



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS  
DE CÓQUER EN LA REFINERÍA "ING. ANTONIO M. AMOR", SALAMANCA,  
GUANAJUATO.**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**IRMA LEMUS DOMÍNGUEZ**



**MÉXICO, D.F.**

**AÑO 2015**



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.



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:** Profesor: Manuel Vázquez Islas

**VOCAL:** Profesor: Celestino Montiel Maldonado

**SECRETARIO:** Profesor: Martín Rivera Toledo

**1er. SUPLENTE:** Profesor: Carlos Álvarez Maciel

**2° SUPLENTE:** Profesor: Ileana Rodríguez Castañeda

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:** Conjunto E, Edificio de Ingeniería Química, Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos (LSyOP), Facultad de Química, Ciudad Universitaria.

**ASESOR DEL TEMA:** CELESTINO MONTIEL MALDONADO

**SUPERVISOR TÉCNICO:** ILEANA RODRÍGUEZ CASTAÑEDA

**SUSTENTANTE:** IRMA LEMUS DOMÍNGUEZ

# ÍNDICE

1.	INTRODUCCIÓN .....	1
2.	OBJETIVO.....	3
2.1	Objetivos específicos .....	3
2.2	Alcance.....	4
3.	ANTECEDENTES .....	5
3.1	Definición de petróleo .....	5
3.2	Tipos de crudo .....	5
3.3	Crudos mexicanos.....	8
3.4	Caracterización de un crudo.....	8
3.5	Refinación del petróleo.....	11
3.5.1	Procesos que constituyen una refinería .....	11
3.6	Naftas .....	13
3.7	Hidrotratamiento catalítico .....	15
3.7.1	Hidrodesulfuración (HDS) .....	17
3.7.2	Hidrodesnitrogenación (HDN).....	19
3.7.3	Hidrodesoxigenación (HDO).....	20
3.8	Refinería Ingeniero Antonio M. Amor .....	21
3.8.1	Planta Hidrodesulfuradora de Naftas HDS04 .....	23
4.	SIMULACIÓN DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS .....	25
4.1	Definición del problema .....	25
4.2	Descripción del proceso .....	28
4.3	Especificación de la alimentación.....	29
4.4	Sección de reacción.....	30
4.5	Sección de fraccionamiento.....	39
5.	RESULTADOS.....	42
5.1	Sección de reacción.....	42
5.2	Sección de fraccionamiento.....	46
6.	ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	49
6.1	Especificaciones de la alimentación.....	49

6.2	Sección de reacción.....	50
6.3	Sección de fraccionamiento.....	52
7.	CONCLUSIONES.....	55
8.	BIBLIOGRAFÍA.....	57
	ANEXO 1.....	59

## CONTENIDO DE TABLAS

Tabla 1. Comparación de propiedades entre petróleos mexicanos .....	8
Tabla 2. Tipos de crudo de acuerdo a sus grados API. ....	9
Tabla 3. Condiciones típicas de operación para la hidrodeshulfuración de naftas.....	18
Tabla 4. Ejemplos de reacciones llevadas a cabo en la hidrodeshulfuración de naftas .....	19
Tabla 5. Reacciones que toman lugar en la desnitrógenación: .....	20
Tabla 6. Reacciones llevadas a cabo en la hidrodeshoxigenación .....	20
Tabla 7. Ejemplos de otras reacciones que pueden ocurrir en el hidrotratamiento.....	20
Tabla 8. Servicios de la planta .....	24
Tabla 9. Especificaciones de la alimentación .....	29
Tabla 10. Composiciones molares de los ensayos.....	35
Tabla 11. Composición de la corriente llamada “Producto” (resultado del proceso de la Hidrodeshulfuradora de Naftas) .....	45
Tabla 12. Condiciones de salida de los productos de la sección de fraccionamiento. ....	46
Tabla 13. Curvas ASTM-D86 para las corrientes de Nafta Ligera y Nafta Pesada .....	47
Tabla 14. Composiciones de las corrientes de Nafta Ligera y Nafta Pesada.....	48
Tabla 15. Comparación de composiciones entre los resultados de la base de diseño y la simulación.....	51
Tabla 16. Composición de la Nafta Ligera en las bases de diseño .....	52
Tabla 17. Composición de Nafta Pesada en las bases de diseño .....	53
Tabla 18. Comparación de las composiciones de Nafta Ligera.....	53
Tabla 19. Comparación de las composiciones de Nafta Pesada .....	54

## CONTENIDO DE FIGURAS

Figura 1. Refinería Ingeniero Antonio M. Amor. ....	21
Figura 2. Ubicación geográfica de la refinería RIAMA .....	22
Figura 3. Esquema de producción de la Refinería Ing. Antonio M. Amor. Las cifras están en miles de barriles por día fuente: BDR 2010.....	23
Figura 4. Creación de unidad de hidrocrqueo en HYSYS .....	31
Figura 5. Configuración de la unidad de hidrocrqueo.....	32
Figura 6. Configuración de los reactores.....	33
Figura 7. Especificación de alimentación para la Planta de Coquización Retardada (U-16) .....	34
Figura 8. Especificación de alimentación para la Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos HDSGO (U-17).....	34
Figura 9. Especificación de alimentación para la Planta de Hidroprocesamiento de Lubricantes HPL (U-20).....	35
Figura 10. Sección de reacción.....	36
Figura 11. Sección de recicló de gas .....	37
Figura 12. Desactivación de catalizador .....	38
Figura 13. Sección de reacción (HCR-100) .....	38
Figura 14. Paleta de modelado .....	39
Figura 15. Configuración de la torre de destilación. ....	40
Figura 16. Sección de reacción y sección de fraccionamiento con sus respectivos productos. ....	41
Figura 17. Propiedades de la corriente llamada “Producto” .....	42
Figura 18. Curvas TBP de la corriente llamada “Producto” .....	43
Figura 19. Condiciones de la corriente llamada “Producto”. ....	44
Figura 20. Productos de la sección de fraccionamiento.....	46





# 1. INTRODUCCIÓN

Petróleos Mexicanos es la mayor empresa de México y de América Latina y el mayor contribuyente fiscal del país. Es de las pocas empresas petroleras del mundo que desarrolla toda la cadena productiva de la industria, desde la exploración, hasta la distribución y comercialización de productos finales.

Las funciones básicas de PEMEX Refinación son los procesos industriales de refinación, elaboración de productos petrolíferos y derivados del petróleo, su distribución, almacenamiento y venta.

La refinación la constituye el conjunto de procesos físicos y químicos a los cuales se someten los crudos obtenidos en las labores de perforación, a fin de convertirlos en productos de características comerciales deseables. Para ello se emplean distintos métodos entre los cuales se cuentan la destilación (atmosférica y al vacío), hidrotratamiento, reformación catalítica, isomerización, alquilación entre muchos otros que permiten el mejor aprovechamiento de los hidrocarburos que conforman al petróleo.

PEMEX Refinación participa en las actividades de producción, transporte, distribución, almacenamiento y comercialización de petrolíferos, para lo cual el Sistema Nacional de Refinación (SNR) cuenta con 6 Refinerías, 15 terminales marítimas, 5917 km de oleoductos, 8835 km de poliductos y 77 terminales de almacenamiento y reparto. (Ceballos, 2007)

Lo anterior se hace necesario por las características específicas del crudo, pues su obtención suele tener distintas procedencias, lo cual, eventualmente lo convierte en un producto de distinta constitución y rendimiento; de ahí que sea necesario aplicarle distintos tratamientos con el propósito de dar a los productos obtenidos las cualidades comerciales que requiere cada tipo de mercado.



Para llevar a cabo ésta transformación y conversión es necesario confrontar las cualidades inherentes a los crudos de los que se disponga para el tratamiento, las condiciones, demanda, proyección económica de los productos, así como las convenciones normativas de los mercados a los que estén destinados. (Instituto Mexicano del Petróleo, University of Texas, 1980)



## 2. OBJETIVO

Representar el proceso llevado a cabo en la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Cóquer en la Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, Salamanca, Guanajuato, utilizando datos reales que permitan llevar a cabo el análisis y la simulación para comparar los resultados obtenidos con los datos de diseño de la planta.

### 2.1 Objetivos específicos

- Realizar la simulación de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Cóquer en la Refinería “Ing. Antonio M. Amor” Salamanca, Guanajuato, bajo los criterios reportados por las bases de diseño de la planta en el simulador ASPEN-HYSYS.
- Corroborar que las curvas ASTM-D86 de la Nafta Ligera y Nafta Pesada sean similares a las curvas ASTM-D86 de la bibliografía (Gary, J. H. 2001. Petroleum refining. Technology and Economics. Marcel Dekker)
- Obtener composiciones y condiciones equivalentes a las señaladas en el diseño de la planta.
- Conseguir que los productos (Nafta Ligera y Nafta Pesada) se encuentren dentro de las especificaciones que se requieren en México



## 2.2 Alcance

Generar un esquema de simulación para un proceso nominal de 8,800 BPSD, de una mezcla de naftas proveniente de: 5668 BPSD (64.4% Vol.) de la Planta de Coquización Retardada (U-16), 1066 BPSD (12.1% Vol.) de la Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos HDSGO (U-17) y 2066 BPSD (23.5% Vol.) de la Planta de Hidroprocesamiento de Lubricantes HPL (U-20) procedente directamente de dichas plantas o de almacenamiento; para producir Nafta Ligera como carga a la Planta Isomerizadora de Pentanos y Nafta Pesada como carga a la Planta Reformadora 4 con 0.5 ppm peso máximo de Azufre. El cual se llevará a cabo por medio del simulador de procesos ASPEN-HYSYS.



## 3. ANTECEDENTES

En éste capítulo se establecen definiciones y fundamentos teóricos que permitirán entender algunos aspectos de lo que se llevará a cabo en los siguientes capítulos.

### 3.1 Definición de petróleo

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos y otros compuestos carbonados. En un nivel elemental, consiste de elementos como carbono (84-87%), hidrógeno (12-14%), así como oxígeno, nitrógeno y azufre (1-5%)

La refinación del petróleo empieza con la destilación o fraccionamiento del petróleo crudo. La mayoría de estos productos se transforman cambiando sus estructuras moleculares por medio de craqueo, hidrotratamiento, reformación y otros procesos de conversión para obtener productos utilizables.

### 3.2 Tipos de crudo

La composición elemental del petróleo crudo no es reportada con la misma amplitud, las proporciones de los diferentes elementos en el petróleo varían en un intervalo relativamente estrecho independientemente de la amplia variación en las propiedades físicas.

Principales compuestos presentes en el petróleo:



- Olefinas:

Los alquenos, antiguamente llamadas olefinas, son hidrocarburos insaturados que tienen uno o más dobles enlaces carbono-carbono. Son alcanos que perdieron dos átomos de hidrógeno produciendo un doble enlace entre dos carbonos. No se encuentran de forma natural en los crudos, se van formando conforme se procesa el petróleo.

Los alquenos de cadena abierta tienen como fórmula general  $C_nH_{2n}$ . Por cada doble enlace adicional habrá dos átomos de hidrógeno menos de los indicados en ésta fórmula. Normalmente son indeseables en los productos finales debido a la reactividad de los dobles enlaces, haciendo que éstos compuestos sean fácilmente oxidados y polimerizados. Algunos ejemplos de olefinas o alquenos más comunes presentes en el petróleo son: eteno, butadieno, ciclo pentano, metilciclopentano, dimetilciclopentano, ciclohexano, metilciclohexano, etc.

- Hidrocarburos parafínicos:

Los hidrocarburos parafínicos tienen como fórmula general  $C_nH_{(2n+2)}$  y pueden ser cadenas normales o isómeros, son compuestos saturados con todos los enlaces saturados. Los ligeros (cadenas parafínicas rectas) se encuentran en gases. Algunos ejemplos son metano, etano, propano, butano, pentano y hexano. Las isoparafinas se encuentran principalmente en las fracciones pesadas de petróleo.

La cantidad de parafinas en el petróleo varía de entre 2 y 50%. Las parafinas de  $C_1$  a  $C_{78}$  pueden separarse del petróleo, sin embargo se ha demostrado que la mayor fracción de parafinas en el petróleo está compuesta por moléculas que van desde  $C_7$  a  $C_{14}$ . También se sabe que las parafinas desde metano hasta butano son gases (incondensables), de  $C_5$  a  $C_{17}$  son líquidos y de  $C_{18}$  en adelante son sustancias sólidas.



- Hidrocarburos nafténicos (cicloparafinas):

Tienen fórmula  $C_nH_{2n}$ , los enlaces de carbono con hidrógeno son saturados por lo tanto son compuestos relativamente estables. Los hidrocarburos nafténicos son la clase de hidrocarburos más abundantes en la mayoría de los crudos, su composición en el petróleo va desde 25 al 75%. Usualmente la cantidad de naftenos en las fracciones de petróleo aumenta proporcionalmente al punto de ebullición de la fracción de petróleo, sin embargo existe una excepción, la cantidad de hidrocarburos nafténicos disminuye con un incremento en la temperatura de ebullición para los crudos pesados. Su actividad química es similar a la de las parafinas.

Hasta ahora se han identificado solo 25 diciclos ( $C_7$  a  $C_9$ ), 5 triciclos ( $C_{16}$  en adelante) y 4 tetra y penta ciclos ( $C_{27}$ - $C_{30}$ ) de compuestos nafténicos en petróleos crudos. Algunos ejemplos de cicloparafinas son benceno, tolueno, etilbenceno, orto meta y para xileno, cumeno y naftaleno.

- Hidrocarburos aromáticos:

Son compuestos cíclicos insaturados que reaccionan fácilmente debido a los átomos de carbono que no tienen hidrógeno. Todos los compuestos aromáticos tienen al menos un anillo de benceno como parte de su estructura molecular. También pueden tener dos o más anillos fusionados como por ejemplo el naftaleno ( $C_{10}H_8$ ). Los compuestos aromáticos más complejos son los polinucleares (con tres o más anillos fusionados) y éstos se encuentran en fracciones más pesadas de petróleo. La cantidad de aromáticos en el crudo varía de entre 15 y 50%. La cantidad de aromáticos decrece en el siguiente orden: bencenos, naftalenos, fenantrenos, pirenos y antracenos y se encuentran concentrados en las fracciones de petróleo con mayor punto de ebullición.

Cada tipo de petróleo crudo tiene sus propios tipos y proporciones de compuestos de azufre, nitrógeno, oxígeno y metales pesados. Como regla general, la proporción, la estabilidad y la complejidad de los compuestos de azufre es mayor



en las fracciones de petróleo crudo más pesadas. Cuanto mayor sea el contenido de azufre, menor será su precio en el mercado.

### 3.3 Crudos mexicanos

México produce tres tipos de crudo: el Maya que constituye casi la mitad del total de la producción, el Istmo que es ligero bajo en azufre y representa casi un tercio de la producción total y por último el Olmeca extra ligero, aproximadamente la quinta parte del total de producción.

Tabla 1. Comparación de propiedades entre petróleos mexicanos

Propiedades	Olmeca	Istmo	Maya
°API	39,16	33,74	21,85
Azufre (%Peso)	0,81	1,45	3,70
Aceites (%Peso)	89,2	89,2	72,0
Parafinas (%Peso)	13,4	8,1	3,6

### 3.4 Caracterización de un crudo

Para llevar a cabo la caracterización de cualquier crudo, se tienen que realizar compilaciones de datos obtenidos de laboratorios y plantas piloto en donde se definan las propiedades de un crudo específico, de acuerdo a los procedimientos publicados por la ASTM (American Society for Testing and Materials). El ensayo de un crudo incluye curvas TBP (True Boiling Point por sus siglas en inglés), curvas de °API, contenido de azufre y la fracción de compuestos ligeros. (Wauquier, 2004)

La clasificación de dichos métodos es la siguiente:





*Grado API*: La densidad del petróleo está expresada en Estados Unidos en términos de °API en vez de gravedad específica. Se relaciona con la gravedad específica de tal forma que el aumento en los grados API corresponden a una disminución en la gravedad específica. Se pueden relacionar los °API con la gravedad específica de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{gravedad específica}} - 131.5$$

De la ecuación anterior, la gravedad específica y los °API están referidos al peso por unidad de volumen a 60°F comparada con el agua a 60°F.

Tabla 2. Tipos de crudo de acuerdo a sus grados API.

Tipo de crudo	Grado API
Convencionales o ligeros	Mayores a 20
Pesados	Entre 10 y 20
Extra pesados	Menor a 10
Asfaltos naturales	Menor a 10

*Destilación TBP (ASTM D2892)*: Las curvas de destilación TBP (del inglés “true boiling point”, temperatura de ebullición real) distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa.

*Destilación TBP a vacío (ASTM D116)*: El procedimiento para obtener la curva de puntos de ebullición reales puede ser extendido a través de una destilación a vacío para los residuos de la destilación TBP. La prueba es realizada a una presión de 10 mmHg, de este modo pueden determinarse temperaturas mayores al rango de 566-610°C cuando los datos son corregidos a una presión base de 750 mmHg.

*Destilación ASTM D86*: Es aplicada a la destilación de gasolinas, gasóleos etc. La cantidad de muestra es generalmente de 100 mL, las condiciones de destilación dependen de la naturaleza de la muestra. Se observa la lectura de la temperatura



simultáneamente a la lectura del volumen de condensado, el resultado del ensayo se calcula y se refleja bajo la forma de temperatura de ebullición en función del volumen destilado.

*Vaporización flash en equilibrio:* la mezcla es calentada sin permitir que el vapor se separe del líquido remanente. La curva de vaporización flash en equilibrio de crudo es determinada usando un aparato que confina el líquido y el vapor juntos hasta que el grado de vaporización requerido sea alcanzado. El porcentaje vaporizado es graficado contra la temperatura de diversas corridas para obtener la curva.

*Punto flash (Flash point):* es la temperatura a la cual el vapor que se encuentra en la superficie del líquido puede explotar espontáneamente. Esta prueba sirve para indicar la temperatura debajo de la cual el crudo puede ser manejado de forma segura.

*Factor de caracterización  $K_W$  o  $K_{UOP}$ :* es un valor que permite identificar o caracterizar el tipo de crudo en cuanto a su composición química. Existen muchas correlaciones entre el rendimiento y la aromaticidad y la cantidad de parafinas en el petróleo, pero la más utilizada es el factor de caracterización UOP o Watson.

$$K_W = \frac{T_B^{\frac{1}{3}}}{G}$$

Dónde:  $T_B$  = Punto de ebullición promedio ( $^{\circ}R$ )

$G$  = Gravedad específica a  $60^{\circ}F$

Los petróleos crudos con cantidades significativas de naftenos y parafinas tienen un valor aproximado de factor de caracterización Watson de entre 10.5 y 12.9.



### 3.5 Refinación del petróleo

El petróleo crudo no tiene uso; es por eso que se somete a un proceso de refinación. Se conoce como refinación al conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles y además adecuar sus características a las necesidades de la sociedad.

Una refinería es un centro de trabajo donde el petróleo crudo se transforma en sus derivados. Esta transformación se logra mediante los procesos de destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodeshulfuración, desintegración térmica, desintegración catalítica, alquilación y reformación catalítica entre otros.

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 destilación y transformación química los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos.

#### 3.5.1 Procesos que constituyen una refinería

*Destilación atmosférica:* Es la primera etapa de destilación de crudos, consiste en la separación a presión ambiente de las diversas fracciones o constituyentes, apoyándose para tal fin en su diferencia de temperaturas de ebullición. Durante este proceso las fracciones o productos más ligeros (gases y nafta) se destilan primero y posteriormente se sacan por el domo. Los destilados intermedios (nafta pesada, turbosina, querosina, gasóleo o diésel) se extraen separadamente por la parte intermedia y el residuo por el fondo de la torre.

*Destilación al vacío:* Proceso de destilación de crudos utilizado como paso intermedio para extraer del residuo atmosférico, el gasóleo usándolo como carga a las plantas de desintegración catalítica FCC, así como las fracciones para la



elaboración de los aceites lubricantes. La temperatura necesaria para fraccionar el residuo obtenido de la destilación atmosférica sería de alrededor de 550°C nivel en el cual se presentaría una desintegración de las moléculas y su consecuente pérdida de producto, formación indeseable de coque y ensuciamiento del equipo. Para solventar esos inconvenientes se cuenta con el proceso de destilación al vacío, el cual consiste en fraccionar el residuo de las plantas primarias en tres o más cortes, sometiéndoles a una destilación nueva en una torre especial donde se reduce la presión a aproximadamente el 2% de la presión atmosférica normal (de 10 a 20 mmHg de presión absoluta). Debe destacarse que una de las propiedades de todas las sustancias es la de reducir su temperatura de ebullición al bajar la presión a que están sometidas. Aunado a esto ha de observarse también que de acuerdo con la ley de los gases, el volumen de vapor en las torres de destilación al vacío es mayor que el volumen del vapor en las torres de destilación atmosférica, derivándose de ello que las torres de destilación al vacío son de mayor diámetro.

*Coquización:* Las unidades de coquización convierten los residuos de vacío en coque sólido o productos de hidrocarburos de bajo punto de ebullición los cuales son sustituibles como alimentación en otras unidades de refinación para su conversión en combustibles para transporte de alto valor agregado (gas combustible, nafta, gasóleos ligeros y pesados),

*Hidrotratamiento:* Se refiere al proceso en el cual el principal objetivo es saturar olefinas y reducir contenido de azufre, nitrógeno, oxígeno, metales pesados y compuestos poliaromáticos por medio de reacciones con hidrógeno. Se lleva a cabo para proteger los catalizadores empleados en otros procesos de la refinería. Normalmente los productos del proceso de hidrotratamiento son: gasolina desulfurizada, naftas ligeras y pesadas desulfurizadas, combustóleos desulfurizados y combustóleos catalíticos desulfurizados.

*Desintegración catalítica:* Es el proceso en la refinería más importante ya que convierte productos pesados en productos ligeros y con alto valor comercial. El gasóleo ligero producido en la destilación al vacío sirve esencialmente de carga en este proceso, el cual cumple la función de romper los hidrocarburos del gasóleo con



ayuda de un catalizador que normalmente es de compuestos de sílice-aluminio. Durante el proceso se forma coque (depósitos de carbón), que se deposita en el catalizador reduciendo con esto su actividad catalítica. El catalizador se regenera quemando el coque con aire. Los productos en este proceso son gasolina catalítica, destilados ligeros y gasolina que se emplea como combustóleos destilados.

*Reformación de naftas:* La función principal de este proceso es la obtención de gasolina reformada de alto octanaje.

*Isomerización:* En éste proceso se emplea como materia prima la gasolina, producto de la destilación primaria y desulfurizada por la hidrodesulfuración. En este proceso también son reacomodados los hidrocarburos de la gasolina, en presencia de un catalizador de platino o de cloruro de aluminio. El producto es la gasolina de alto octanaje y gas combustible.

*Alquilación:* Los compuestos de cuatro átomos de carbono (butilenos y butanos) y algunas veces los de tres átomos de carbono (propilenos) que provienen de otros procesos en la refinería, se hacen reaccionar en esta unidad de alquilación para formar el alquilado ligero. En esta unidad se utiliza como catalizador el ácido fluorhídrico o ácido sulfúrico. Los productos del proceso son: alquilado ligero de alto octanaje y gas licuado del petróleo o LP.

### 3.6 Naftas

En general, las naftas se preparan por medio de los siguientes métodos:

- Fraccionamiento de primera destilación, craqueo, reformación de destilados, o fraccionamiento del petróleo crudo
- Extracción por solvente
- Hidrogenación de destilados craqueados



- Polimerización de compuestos insaturados (olefinas)
- Procesos de alquilación.

Las naftas son una combinación de corrientes de productos a partir de más de uno de dichos procesos.

En la destilación atmosférica del crudo, la fracción considerada en este rango comprende la gasolina primaria la cual es estabilizada, hidrodesulfurizada y después de éstos procesos sirve como carga a las plantas reformadoras de nafta; con el objetivo principal de incrementar su octanaje, utilizándose como componente básico de las gasolinas comerciales. Existen clasificaciones de naftas en las que la fracción comprendida en el rango indicado hace que se dividan de la siguiente forma (Gary y Handwerk, 2001):

Nafta ligera (rango de 32 a 88 °C)

Nafta pesada (rango de 89 a 199 °C)

Las naftas se dividen en dos tipos, alifáticas y aromáticas. Se diferencian en dos formas, la primera es el tipo de hidrocarburos que componen el disolvente y la segunda: los métodos usados para su manufactura.

Los disolventes aromáticos están compuestos por hidrocarburos parafínicos y cicloparafínicos (naftenos) y son obtenidos directamente de la destilación del petróleo crudo. El segundo tipo de naftas contiene aromáticos, generalmente alquilbencenos sustituidos los cuales rara vez se obtienen en la primera destilación.

Antes de que la nafta sea destilada nuevamente, se tratan de remover los compuestos con azufre, los hidrocarburos aromáticos, los cuales están presentes en cantidad suficiente para causar olor. Los disolventes alifáticos que son especialmente tratados para remover hidrocarburos aromáticos son conocidos como disolventes desodorizados. Las cadenas alquílicas de alto peso molecular son llamadas disolventes inodoros y son empleadas como disolventes.



### 3.7 Hidrotratamiento catalítico

Los términos hidrotratamiento, hidroprocesamiento, hidrocrackeo e hidrodesulfuración son usados vagamente en la industria porque en los procesos de hidrodesulfuración e hidrocrackeo, las operaciones de crackeo y desulfuración ocurren simultáneamente. En éste proyecto, el término “hidrotratamiento” se refiere a la operación de saturación de olefinas y a la reducción del contenido de azufre y nitrógeno sin cambiar puntos de ebullición en la alimentación.

Se lleva a cabo para estabilizar catalíticamente los productos de petróleo y remover algunos componentes en la alimentación por medio de reacciones con hidrógeno las cuales son altamente exotérmicas. La estabilización implica que los hidrocarburos insaturados (olefinas por ejemplo) se conviertan en parafinas.

#### Variables de proceso

Las principales variables de proceso en el hidrotratamiento catalítico son típicamente temperatura de reacción (de 290°C a 400°C), actividad y selectividad del catalizador, presión (entre 1200 y 2000 psig), presión parcial de hidrógeno, relación hidrógeno/hidrocarburo y espacio velocidad (2-5 h<sup>-1</sup>).

Incrementando la temperatura y la presión parcial del hidrógeno, se incrementa la remoción de azufre y nitrógeno, se incrementa la saturación de hidrógeno y se reduce la formación de coque. Aumentando el espacio velocidad se reduce la conversión y el consumo de hidrógeno. Se deben evitar aumentos en la temperatura excesivos (mayores a 600 °C) porque se incrementa la formación de coque.

**Catalizadores:** los catalizadores desarrollados para hidrotratamiento incluyen óxidos de cobalto y molibdeno sobre placas de alúmina, óxido de níquel, tungsteno,



sulfuros de níquel y óxido de vanadio. Hoy en día los más utilizados son los óxidos de cobalto, níquel y molibdeno ya que son altamente selectivos, fáciles de regenerar y son resistentes al envenenamiento. Los catalizadores de níquel-molibdeno tienen una actividad de hidrogenación más alta que los de cobalto-molibdeno a las mismas condiciones de operación, lo que repercute en una mayor saturación de anillos aromáticos. La habilidad de ajustar el tamaño, porosidad y diámetro de la partícula repercuten directamente en la actividad de hidrotratamiento al inicio de corrida y en la vida del catalizador. Las reacciones que se llevan a cabo en rangos de temperatura que están entre 200 y 566°C generalmente requieren un tamaño de poro pequeño para evitar problemas de difusión. Los poros que son más grandes de lo necesario, no ayudan a mejorar las características difusionales y en tanto el diámetro del poro en el catalizador aumenta, la superficie de contacto disminuirá, por lo tanto la actividad también se verá disminuida. El consumo del catalizador varía de 0.003 a 0.02 kg/m<sup>3</sup> dependiendo de la severidad de la operación, la gravedad y el contenido de metales en la alimentación.

**Presión total y presión parcial de hidrógeno:** la presión total de la unidad de hidrotratamiento es determinada por el diseño del reactor y es controlada por la presión que se mantiene en el separador de alta presión. Las presiones parciales de hidrógeno de entrada y salida se calculan multiplicando la presión total del hidrógeno por su pureza (fracción mol de H<sub>2</sub>). Cuando en la unidad de hidrotratamiento se utilizan presiones parciales de hidrógeno altas, se obtienen algunas ventajas, como son aumento en la capacidad de conversión, mejor calidad del producto destilado y se alarga la vida del catalizador, entre otras. A altas presiones parciales de hidrógeno, también se incrementa la facilidad de remoción de impurezas, sin embargo el costo del reactor también aumenta y por supuesto el consumo de hidrógeno.

**Temperatura de reacción:** generalmente determina los tipos de compuestos que pueden ser removidos de la alimentación y también establece la vida útil del catalizador. Al igual que la presión, hay límites establecidos en el aumento de la temperatura. Dependiendo de la alimentación, si se excede la temperatura puede



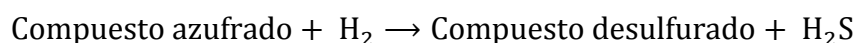


ocurrir un craqueo térmico, lo que llevará a la inminente formación de cantidades considerables de hidrocarburos líquidos y gaseosos de bajo peso molecular; también se pueden formar olefinas que al reaccionar con hidrógeno liberan energía que se traduce en un incremento en la temperatura. Un exceso en la temperatura también llevará a la desactivación del catalizador mucho más rápido que si la temperatura estuviera por debajo de la ideal.

La mayoría de las reacciones en el hidrotreatmento son exotérmicas por naturaleza, lo cual hace que la temperatura del reactor se incremente cuando la alimentación pase a través del lecho catalítico

### 3.7.1 Hidrodesulfuración (HDS)

El azufre se encuentra presente en las mezclas de petróleo como ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), mercaptanos, tiofenos, benzotiofenos, o como azufre elemental. En la hidrodesulfuración se lleva a cabo la reacción de compuestos azufrados con hidrógeno, dando como resultado la formación del compuesto desulfurado más ácido sulfhídrico. La reacción típica de hidrodesulfuración es la siguiente:



Se recomienda para éste hidrotreatmento utilizar catalizadores de cobalto-molibdeno ya que son altamente selectivos con los compuestos azufrados.

El procesamiento catalítico con hidrógeno de fracciones ligeras del petróleo para remover azufre se lleva a cabo con diferentes finalidades. Las dos principales son:

1. Dar un pretratamiento a las cargas de las reformadoras catalíticas para evitar el envenenamiento y
2. Tratar a las gasolinas producidas mediante craqueo catalítico dando como resultado productos estabilizados y sin presencia de azufre.



Aunada a finalidades económicas se encuentra la protección del medio ambiente. La principal causa de contaminación de aire es debido a la presencia de  $\text{SO}_2$  producido por medio de la reacción de combustión de hidrocarburos azufrados presentes en la gasolina y diésel.

Eliminar azufre de los combustibles es una tarea que se complica a medida que aumenta la densidad relativa de estos. Ello obedece a que al aumentar la densidad relativa no sólo se incrementa el contenido de hidrocarburos azufrados, sino también la dificultad para eliminarlos debido a la mayor complejidad de su estructura molecular y menor reactividad química. (Ortega, 2006)

La gasolina y el diésel son procesadas en reactores de hidrodesulfuración catalítica cuyo diseño y condiciones de operación dependen del volumen a tratar, de las propiedades físico-químicas de la carga y del contenido de azufre tanto en la carga como del producto final. (Chunshan y Xiaoliang, 2006)

El proceso consiste en alimentar una mezcla de hidrocarburos a un reactor catalítico de lecho empacado el cual se pone en contacto con hidrógeno recirculado y fresco. De ésta forma se lleva a cabo la reacción de hidrodesulfuración.

Tabla 3. Condiciones típicas de operación para la hidrodesulfuración de naftas.  
(Ancheyta, 2011)

Temperatura (°C)	Presión (psig)	LSHV	Consumo de hidrógeno (ft <sup>3</sup> /barril)
280-425	200-800	1.5-5	100-700

El efluente pasa a través de un intercambiador de calor para ser enfriado e introducido en un separador flash de alta presión donde se separa el gas del líquido. La mezcla gaseosa se lleva a una columna de adsorción de gases donde se remueve cierto porcentaje de ácido sulfhídrico.



Posteriormente se hace pasar a una segunda columna de adsorción con una solución de aminas para así eliminar el ácido y recircular hidrógeno al reactor catalítico. Por último el efluente obtenido del primer separador es llevado a una columna de destilación donde se obtiene el combustible con bajo contenido de azufre.

Tabla 4. Ejemplos de reacciones llevadas a cabo en la hidrodesulfuración de naftas

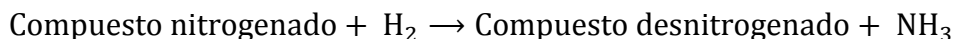
Mercaptanos	$RSH + H_2 \rightarrow RH + H_2S$
Sulfuros	$R - S - R + 2H_2 \rightarrow 2RH + H_2S$
Disulfuros	$R - S - S - R + 3H_2 \rightarrow RH + R'H + H_2S$
Tiofenos	$C_4H_4S + 4H_2 \rightarrow CH_3-CH_2-CH_2-CH_3 + H_2S$
Benzotiofenos	$C_8H_6S + 3H_2 \rightarrow C_8H_{10} + H_2S$
Dibenzotiofenos	$C_{12}H_8S + 2H_2 \rightarrow C_{12}H_{10} + H_2S$

### 3.7.2 Hidrodesnitrogenación (HDN)

El nitrógeno es más difícil de remover que el azufre. Cualquier hidrotratamiento que reduzca la concentración de nitrógeno en la alimentación será altamente efectivo para la remoción de azufre. La cantidad de nitrógeno en las mezclas de crudo varía de 0.02% a 1.5%. Los análisis que se han llevado a cabo hasta ahora, muestran que los compuestos nitrogenados presentes en el petróleo son cíclicos y se pueden clasificar como nitrógeno alcalino (piridina, anilinas, amidas y/o imidas) y nitrógeno neutral (compuestos no sustituidos como los indoles, carbazoles).

Es importante remover los compuestos nitrogenados debido a que causan envenenamiento severo del catalizador y problemas de corrosión en el proceso.

La reacción típica de hidrodesnitrogenación es la siguiente:



Para la hidrodeshalogenación se recomienda utilizar catalizadores níquel-molibdeno ya que son altamente selectivos con los compuestos nitrogenados.

Tabla 5. Reacciones que toman lugar en la desnitrogenación:

Piridina	$\text{C}_5\text{H}_5\text{N} + 5\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{12} + \text{NH}_3$
Pirol	$\text{C}_5\text{H}_6\text{N} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{12} + \text{NH}_3$
Quinoleína	$\text{C}_9\text{H}_7\text{N} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_9\text{H}_{12} + \text{NH}_3$

### 3.7.3 Hidrodesoxigenación (HDO)

La composición de los compuestos de oxígeno en el petróleo puede variar de entre 0.1 y 4%. La cantidad de oxígeno se incrementa con la temperatura de ebullición de la fracción. Cerca del 20% de los compuestos oxigenados está concentrado en asfaltenos y resinas. Éstos compuestos se clasifican en oxígeno neutral (compuestos aromáticos y cíclicos, éteres, anhídridos y furanos) y compuestos oxigenados ácidos (usualmente representados por carbonos ácidos).

La reacción típica de hidrodesoxigenación es;

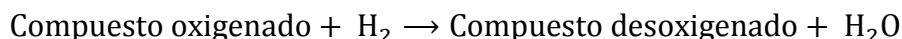


Tabla 6. Reacciones llevadas a cabo en la hidrodesoxigenación

Furano	$\text{C}_4\text{H}_4\text{O} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{H}_2\text{O}$
Fenol	$\text{C}_6\text{H}_6\text{O} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_6 + \text{H}_2\text{O}$

Tabla 7. Ejemplos de otras reacciones que pueden ocurrir en el hidrotreatmento

Hidrogenación	$\text{C}_5\text{H}_{10} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{12}$
Hidrocraqueo	$\text{C}_7\text{H}_{16} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{C}_3\text{H}_8$
Hidrodeshalogenación	$\text{CH}_3-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{Cl} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{HCl}$



Cada proceso debe ser optimizado individualmente de acuerdo a la naturaleza de la alimentación (tomando en cuenta características físicas y químicas) para lo cual las condiciones del reactor y su configuración deben ser llevadas a cabo cuidadosamente. La importancia de las condiciones de reacción depende también de la calidad del producto deseado.

Los reactores para hidrotreatmento son de lecho fijo, son simples y fáciles de operar, en el caso de hidrodesulfuración de nafta, la reacción se lleva a cabo en dos fases (gas-sólido) en donde la nafta es completamente vaporizada. El compuesto indeseable en la nafta es el azufre y los compuestos azufrados en nafta son relativamente fáciles de remover.

### 3.8 Refinería Ingeniero Antonio M. Amor



Figura 1. Refinería Ingeniero Antonio M. Amor.

También conocida como RIAMA (por sus siglas en español), fue fundada en 1950, abastece la demanda de combustible en las regiones central y oeste del país (Durango, Nayarit, Jalisco, Colima, Michoacán, Guanajuato, Querétaro, San Luis Potosí, Zacatecas y Aguascalientes) y la demanda de lubricantes básicos de todo el país al producir 220000 barriles por día.



Es la única que produce lubricantes, parafinas y alcohol isopropílico que se distribuyen en todo el país.

Se encuentra ubicada en el municipio de Salamanca, estado de Guanajuato.

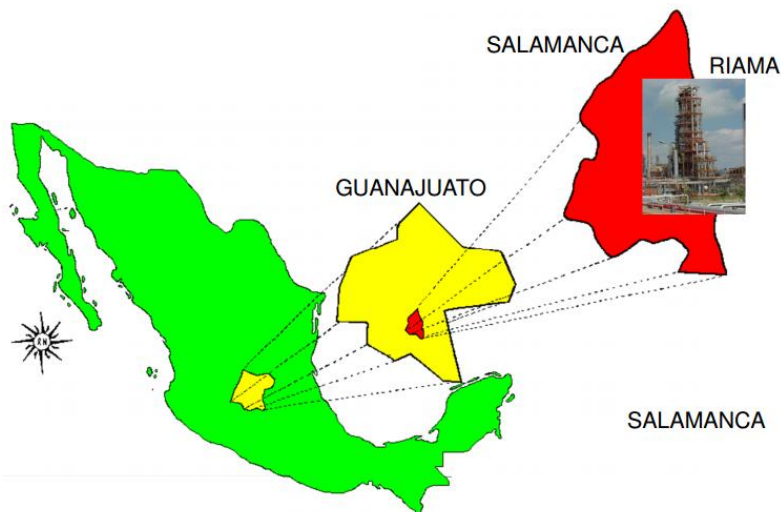


Figura 2. Ubicación geográfica de la refinería RIAMA

### Condiciones de sitio

Se considera una presión barométrica de  $0.857 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs}$  ( $631 \text{ mmHg}$ ) con atmósfera corrosiva (gases típicos de una refinería como son  $\text{SO}_x$ ,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , así como efectos causados por presencia de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y humedad). Se encuentra a  $1723\text{m}$  sobre el nivel del mar. Cuenta con una temperatura anual máxima promedio de  $32.2^\circ\text{C}$  (bulbo seco), la temperatura mínima es de  $8^\circ\text{C}$  (bulbo seco), el promedio anual es de  $22.1^\circ\text{C}$  (bulbo seco). El promedio anual de precipitación pluvial es de  $700.9 \text{ mm}$ . Con respecto al viento, la velocidad máxima es de  $39 \text{ m/s}$ , la velocidad mínima es de  $2\text{-}6 \text{ m/s}$ ; la dirección de los vientos reinantes es SO-NO y la dirección de los vientos dominantes es NE-SO. El promedio anual de humedad es de  $40\%$ .

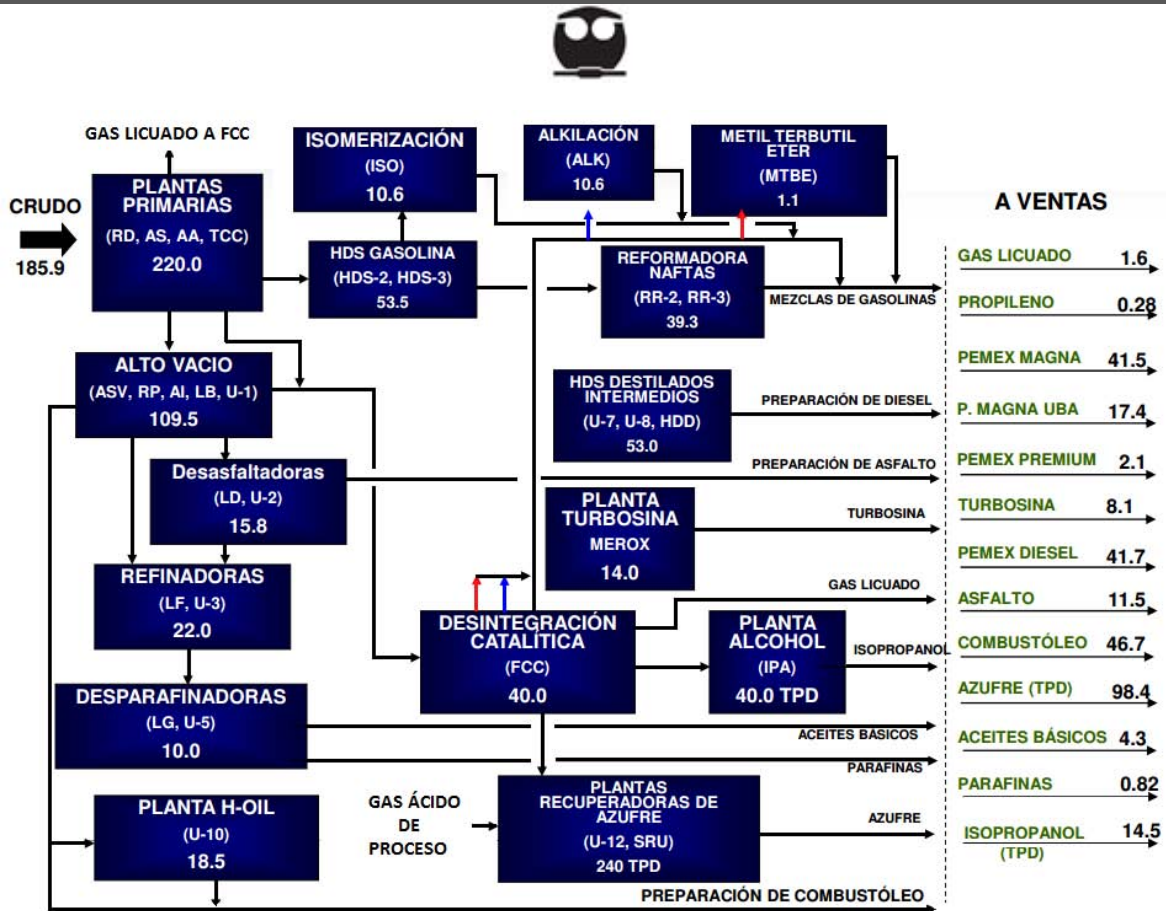


Figura 3. Esquema de producción de la Refinería Ing. Antonio M. Amor. Las cifras están en miles de barriles por día fuente: BDR 2010

### 3.8.1 Planta Hidrodesulfuradora de Naftas HDS04

Está diseñada para producir 8800 barriles por día estándar (BPSD) de una mezcla de nafta ligera y pesada con 0.5 ppm peso máximo de azufre. La planta operará durante 336 días al año (factor de servicio de 0.92). La capacidad mínima de la planta será del 50% de la capacidad normal, es decir 4400 BPSD. La planta tiene la flexibilidad de recibir su carga directamente de la Planta de Coquización Retardada, de la Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos y de la Planta de Hidroprocesamiento de Lubricantes, o bien de tanques de almacenamiento. Las corrientes de alimentación provenientes de las plantas mencionadas anteriormente llegan en estado líquido por medio de tuberías, a 5 kg/cm<sup>2</sup> manométricos y 40°C.



Cuenta con drenaje pluvial (minimizando el arrastre de aceite), drenaje aceitoso (proveniente del aceite remanente de los equipos al momento de ser liberados para mantenimiento), drenaje químico (el cual es enviado a un sistema especializado en neutralización) y drenaje sanitario. Las aguas amargas obtenidas durante el proceso se envían a un tanque de almacenamiento para posteriormente integrarlas a las plantas de tratamiento que se encuentran en la refinería. Los efluentes gaseosos corresponden a los gases de combustión provenientes de los calentadores a fuego directo. Cuando el catalizador ha cumplido su vida útil, se envía en tambores a confinamiento autorizado.

Con respecto a los servicios, se tienen los siguientes datos:

Tabla 8. Servicios de la planta

Servicio / Propiedad	Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)	Temperatura (°C)	Flujo
Agua de enfriamiento	4.5	30	372.4 m <sup>3</sup> /h
Agua de lavado	85	105	5.34 m <sup>3</sup> /h
Vapor de media presión (calentamiento)	18	260	23558.7 kg/h
Vapor de media presión (motriz)	18	250	41928.1 kg/h
Vapor de baja presión	3.1	143	9998 kg/h
Combustible gaseoso	4.5	-	1427 m <sup>3</sup> /h

Combustible gaseoso: 6831 kcal/m<sup>3</sup>

Energía eléctrica con una frecuencia de 60 Hz, la potencia total es de 2442.8 kW

Carga térmica: 52.75 MMkcal/h





## 4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS

En éste capítulo se define el problema y se describe de forma detallada cómo se resolvió (llevando a cabo la simulación de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas, que incluye la descripción del proceso, la especificación de la alimentación y especificaciones de la sección de reacción y de la sección de fraccionamiento).

### 4.1 Definición del problema

Como medida de protección al medio ambiente y aunada a finalidades económicas, sabiendo que la causa principal de contaminación en el aire es la presencia de  $\text{SO}_2$  producido por medio de una reacción de combustión de hidrocarburos azufrados presentes en la gasolina y diésel, es imperativo remover de las naftas compuestos que contengan hidrocarburos aromáticos, azufre, nitrógeno, oxígeno y metales pesados; así como saturar diolefinas, por medio de procesos de hidrot ratamiento catalítico.

Para llevar a cabo la resolución del problema, es necesario hacer la simulación de la planta y por eso se deben entender algunos conceptos:

Modelado: Es un conjunto de ecuaciones que relacionan las variables de interés del proceso y representan lo más adecuadamente su comportamiento. Son aproximaciones de la realidad.



Simulación: es una técnica de evaluación de un proceso basándolo en una representación del mismo, mediante la iteración de valores de entrada de un modelo matemático con el fin de resolver las ecuaciones de los balances de materia y energía. Se llevan a cabo mediante simuladores que permiten una mayor apreciación del proceso.

El simulador a utilizar en el presente trabajo será el Aspentech: Sistema Avanzado para Ingeniería de Procesos (ASPEN).

HYSYS adquirido por Aspentech en el 2004 es un software especializado para la industria petroquímica e incluye herramientas como:

- Estimar propiedades físicas
- Equilibrios líquido-vapor
- Balances de materia y energía
- Simulación de equipos utilizados en la ingeniería química
- Simulación de procesos en estado estacionario y dinámico

ASPEN-HYSYS Es una herramienta que permite modelar procesos para llevar a cabo diseños conceptuales, optimizar procesos, realizar monitoreo de la producción de crudo, refinación del petróleo entre otras cosas.

Una de sus principales características consiste en que utiliza “Fluid package” los cuales contienen toda la información termodinámica necesaria para llevar a cabo cálculos.

Estas aproximaciones permiten definir toda la información (propiedades del paquete, componentes, componentes hipotéticos, reacciones, etc.).

Existen cuatro ventajas clave:

- Toda la información está definida en un solo lugar, permitiendo así una fácil creación y modificación de la información.
- Los “Fluid package” pueden almacenarse como entidades completamente definidas para uso en cualquier simulación.



- La lista de componentes puede almacenarse de forma separada del “Fluid package” como entidades completamente definidas para su uso en cualquier simulación.
- Pueden utilizarse múltiples “Fluid package” en la misma simulación. Sin embargo, todos están definidos dentro de un mismo “Basis Manager”.

Para éste caso en concreto, la herramienta clave a utilizar dentro del simulador será la unidad llamada “Hydrocracker” cuyas ventajas y desventajas se muestran a continuación:

#### Ventajas:

- Cuenta con una lista de componentes predeterminada, hecha exclusivamente para procesos de hidrocraqueo.
- Una vez obtenida la lista de componentes, el simulador crea un “Fluid package” adecuado para el proceso de hidrocraqueo.
- Habiendo especificado las condiciones de alimentación y composiciones molares, la unidad de hidrocraqueo permite configurar la sección de reacción (en la cual se especifica la geometría de los reactores a utilizar, la carga de catalizador y algunas propiedades del mismo, así como las condiciones a las que trabajará el reactor y condiciones de la torre de lavado con amina).
- La unidad de hidrocraqueo tiene como opción incluir la sección de fraccionamiento (torre de destilación).

#### Desventajas:

- La lista de componentes, el “Fluid package” y la geometría del reactor son predeterminadas y por lo tanto se encuentran restringidas de tal forma que no se puede configurar tal cual se encuentra en las bases de diseño de la planta (el simulador propone utilizar uno o dos reactores, sin embargo eso no siempre se cumple en una planta Hidrodesulfuradora de Naftas)



- Con respecto al catalizador sólo permite establecer la carga, densidad y porosidad del lecho; no se pueden establecer con precisión sus propiedades generales.
- La sección de fraccionamiento que propone el simulador es limitada en cuanto a las condiciones que se pueden modificar (sólo se pueden modificar temperaturas de ebullición a las que se obtienen los diferentes productos)
- Debido a que el simulador utiliza iteraciones para resolver el problema, éstas no siempre son tan detalladas como lo serían si el problema se resolviera manualmente. El resolverlo manualmente hace que se evalúen las suposiciones hechas. La simulación podría esconder la complejidad del problema y con ello algunos aspectos importantes a considerar.

Sin embargo el simulador ASPEN-HYSYS es una herramienta que integra intercambiadores de calor, bombas, válvulas, reactores, columnas de lavado con amina, tuberías, torres de destilación, etc., cuyo objetivo es facilitar el cálculo y diseño de procesos.

## 4.2 Descripción del proceso

La Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Cóquer (HDSO4) está diseñada para procesar 8800 BPSD de una mezcla de naftas provenientes de 5668 BPSD de la Planta de Coquización Retardada (64.4% Vol), 1066 BPSD de la Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos (23.5% Vol.) y 2066 BPSD de la Planta de Hidroprocesamiento de Lubricantes (12.1% Vol.) procedente directamente de dichas plantas; para producir Nafta Ligera que servirá como carga a la Planta Isomerizadora de Pentanos y Nafta Pesada como carga a la Planta Reformadora 4 con 0.5 ppm peso máximo de azufre.



La Planta Hidrodesulfuradora cuenta con un tanque de balance y con las instalaciones necesarias para recibir estas corrientes y para amortiguar fluctuaciones en el flujo.

La finalidad de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas es eliminar compuestos indeseables presentes en la carga, principalmente diolefinas, sílice, olefinas, azufre y nitrógeno, mediante procesos de hidroconversión catalítica, separación y tratamiento para obtener como productos principales una corriente de Nafta Pesada que se enviará como carga a la Planta Reformadora de Naftas, así como una corriente de Nafta Ligera constituida básicamente por pentanos y hexanos que se enviará como carga a la Planta Isomerizadora de Pentanos. La planta está constituida por dos secciones: sección de reacción y sección de fraccionamiento.

#### 4.3 Especificación de la alimentación

La Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Córquer procesará las siguientes corrientes de alimentación las cuales entran a una presión de 5 kg/cm<sup>2</sup>man y una temperatura de 40 °C.

Tabla 9. Especificaciones de la alimentación

Parámetro/Planta	Coquización Retardada U-16	Hidroprocesamiento de Lubricantes HPL U-20	Hidrodesulfuradora de Gasóleos U-17
Flujo (%Volumen)	64,4	23,5	12,1
Flujo BPSD	5668	2066	1066
Peso molecular	108,8	116,188	118,01
°API	61,65	63,67	68,42



Destilación atmosférica ASTM-D86, °C			
1% Vol.	47,2	35,0	35,5
5% Vol.	54,5	96,0	49,9
10% Vol.	61,7	113,4	55,4
30% Vol.	87,8	134,7	73,4
50% Vol.	110,3	147,0	97,6
70% Vol.	131,7	157,5	139,2
90% Vol.	152,2	168,6	167,5
95% Vol.	164,7	173,5	175,2
100% Vol.	174,7	186,3	180,0
Azufre total (ppm)	6500	5	5

#### 4.4 Sección de reacción

La función principal de esta sección es realizar las reacciones de hidroconversión catalítica de los compuestos de diolefinas, olefinas, sílice, azufre y nitrógeno presentes en la carga de la planta.

Esta sección se diseña para procesar una mezcla de Naftas de Cóquer con 6510 ppm de azufre máximo y obtener como producto principal nafta con 0.5 ppm en peso máximo de azufre, se utiliza un catalizador base Níquel –Molibdeno (NiMo) para asegurar la adecuada operación de la planta a las diferentes condiciones requeridas.

La carga a la planta se recibirá de la siguiente manera:

- Nafta amarga de planta de coquización retardada
- Nafta amarga de planta hidrotratadora de gasóleos
- Nafta amarga de planta de hidroprocesamiento de lubricantes.



Estas corrientes se recibirán a 40°C y una presión de 5.0 kg/cm<sup>2</sup> man., de manera normal la operación de la planta requiere el mezclado de las corrientes de nafta amarga provenientes de las plantas previamente mencionadas. El contenido de azufre especificado para el diseño de la misma es 6510 ppm en peso máximo, para lo cual todo el equipo de la planta se ha diseñado para este nivel de remoción de azufre; la nafta pesada desulfurada tendrá como máximo 0.5 ppm de azufre en peso para su envío como carga a la Planta Reformadora de Naftas y a la Planta Isomerizadora.

En los párrafos siguientes se muestra el procedimiento llevado a cabo en el simulador y los datos que se introdujeron.

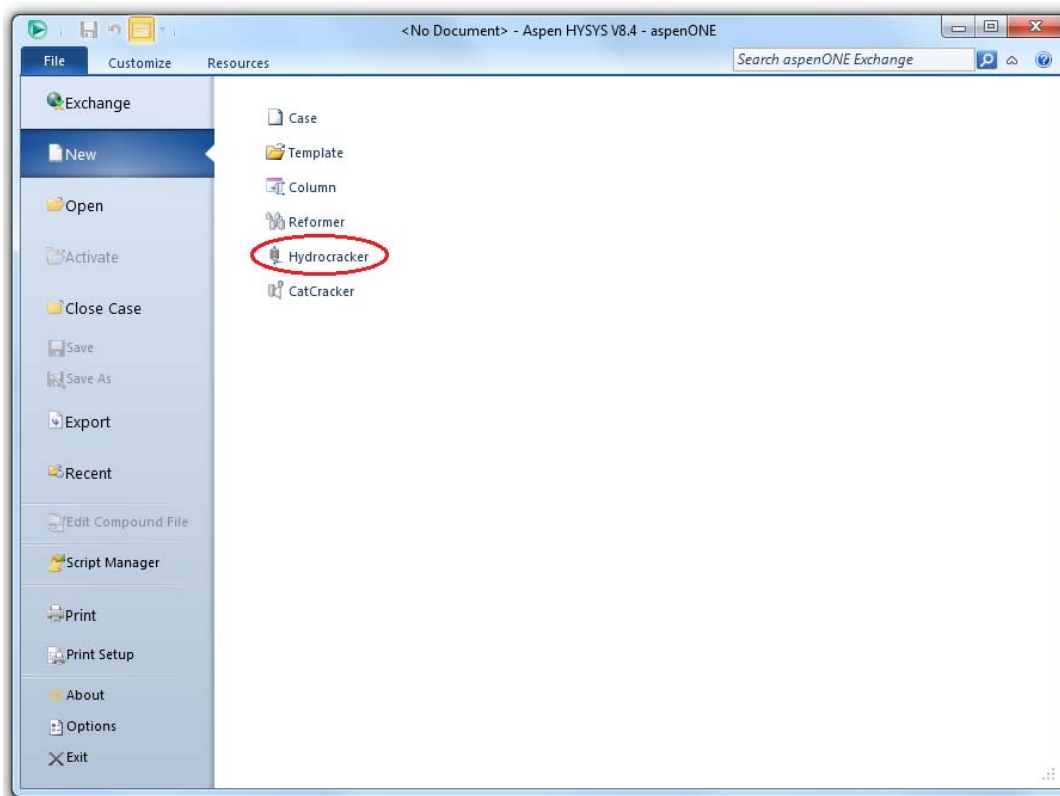


Figura 4. Creación de unidad de hidro craqueo en HYSYS



Para configurar la unidad de hidrocrqueo, se utilizaron dos reactores, con una cama cada uno, un separador de alta presión y se seleccionó la opción de incluir la torre de lavado con amina.

En ésta simulación no se incluyó el fraccionador propuesto en éste paquete de hidrotratamiento debido a las restricciones que tiene establecidas de forma predeterminada.

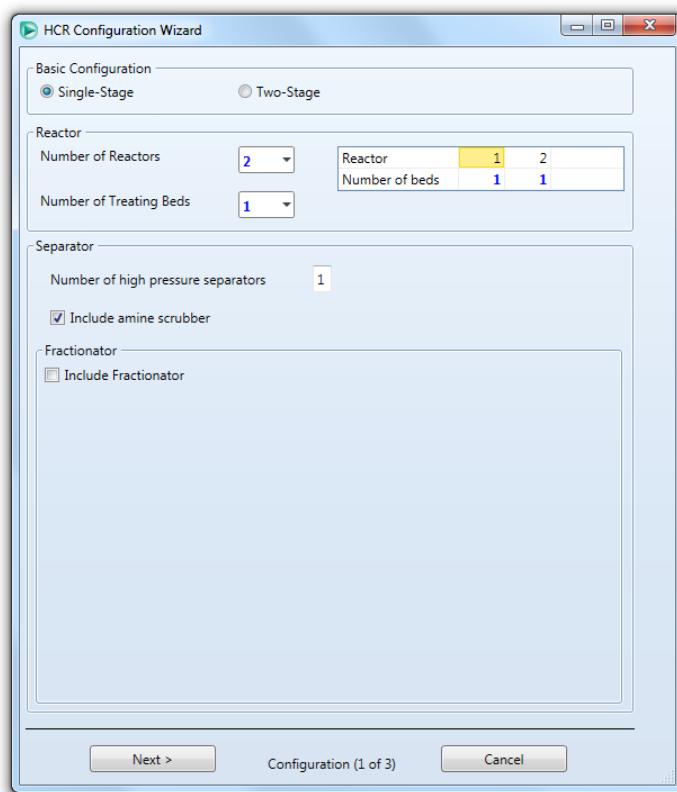


Figura 5. Configuración de la unidad de hidrocrqueo

Posteriormente, se especificó el diámetro interno, la carga de catalizador, densidad y porosidad de la cama en cada reactor.



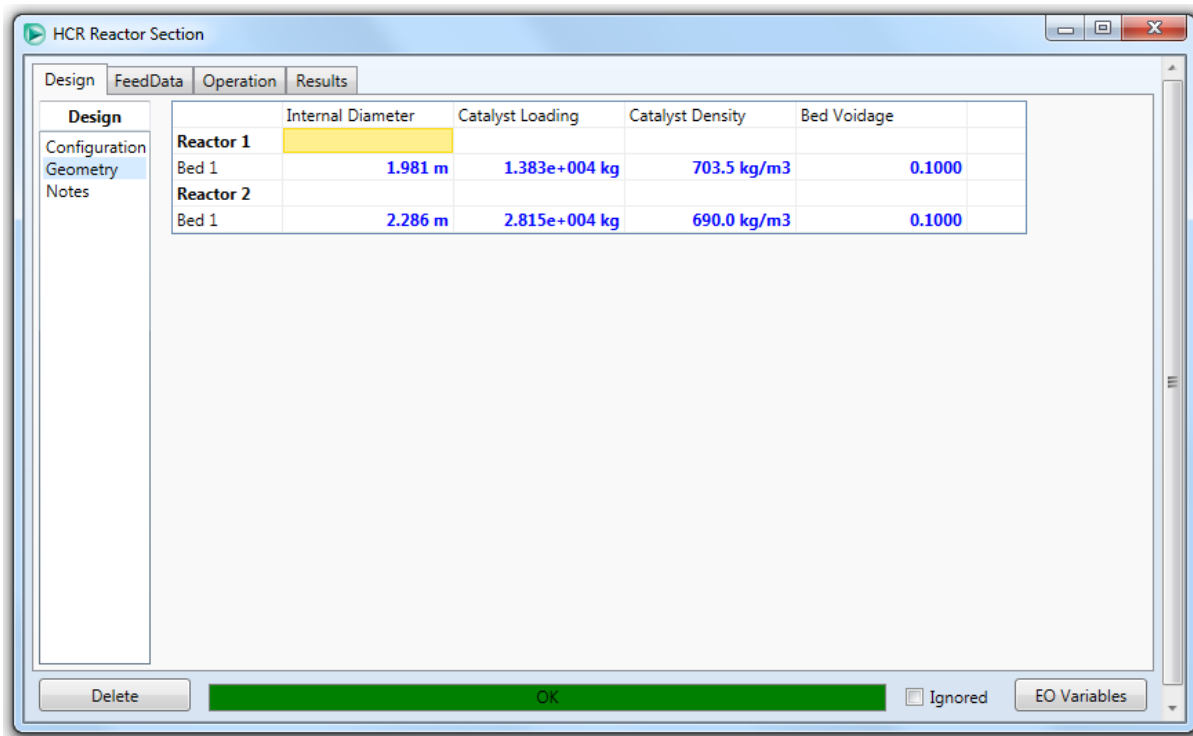


Figura 6. Configuración de los reactores

Una vez realizado lo anterior descrito, se crearon tres ensayos de petróleo (para la Planta de Coquización Retardada (U-16) , para Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos HDSGO (U-17) y para la Planta de Hidroprocesamiento de Lubricantes HPL (U-20) respectivamente) por medio de curvas ASTM-D86 (proporcionadas en las especificaciones de la alimentación) para obtener las propiedades requeridas en la unidad de hidrotreatment. En dichos ensayos de petróleo, se especifica la densidad en grados API, contenido de azufre, contenido de nitrógeno, temperaturas de ebullición con respecto al porcentaje de volumen de acuerdo a la destilación atmosférica ASTM-D86, el porcentaje en volumen de olefinas, parafinas, naftenos y compuestos aromáticos.



	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8
Initial Temperature (C)	IBP	IBP	54.5000	61.7000	87.8000	110.3000	131.7000	152.2000	164.7000
Final Temperature (C)	FBP	54.5000	61.7000	87.8000	110.3000	131.7000	152.2000	164.7000	FBP
CutYieldByVol (%)	100.00	5.46	4.57	20.22	19.74	20.23	19.43	6.90	3.44
StdLiquidDensity (kg/m...	731.1160	681.1490	689.6468	705.4716	726.1340	742.7861	755.2328	766.2877	769.4818
SulfurByWt (%)	0.650	0.000	0.001	0.015	0.139	0.517	1.208	2.350	2.792
KinematicViscosity (cSt)...	0.568	0.382	0.400	0.445	0.532	0.638	0.747	0.877	0.922
ParaffinsByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NaphthenesByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OlefinsByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AromByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PourPoint (C)	-102.506	-138.294	-132.954	-122.408	-107.472	-94.266	-83.810	-73.975	-71.041
FreezePoint (C)									
CloudPoint (C)	-85.941	-132.953	-127.666	-116.659	-101.964	-88.222	-77.036	-66.460	-63.488
SmokePt (m)	0.04	0.05	0.04	0.04	0.04	0.03	0.03	0.03	0.03
NitrogenByWt (%)	0.007	0.000	0.000	0.000	0.002	0.006	0.013	0.026	0.030
VanadiumByWt (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ConradsonCarbonByWt...	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
RONClear	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00
MONClear	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00

Figura 7. Especificación de alimentación para la Planta de Coquización Retardada (U-16)

	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8
Initial Temperature (C)	IBP	IBP	49.9000	55.4000	73.4000	97.6000	139.2000	167.5000	175.2000
Final Temperature (C)	FBP	49.9000	55.4000	73.4000	97.6000	139.2000	167.5000	175.2000	FBP
CutYieldByVol (%)	100.00	21.43	3.57	11.46	13.32	16.79	17.07	6.20	10.15
StdLiquidDensity (kg/m...	706.3573	459.4052	718.3518	728.0164	747.6199	774.7684	798.5771	809.3231	813.7738
SulfurByWt (%)	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.001	0.002
KinematicViscosity (cSt)...	0.564	0.395	0.409	0.431	0.491	0.629	0.833	0.968	1.050
ParaffinsByVol (%)	43.182	77.700	41.253	39.641	37.137	33.726	30.720	28.973	28.193
NaphthenesByVol (%)	35.338	17.084	45.032	45.119	43.952	41.024	37.421	35.728	34.972
OlefinsByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AromByVol (%)	21.480	5.216	13.716	15.240	18.911	25.250	31.860	35.299	36.836
PourPoint (C)	-124.984	-218.620	-124.205	-118.135	-105.226	-85.564	-67.186	-58.405	-54.507
FreezePoint (C)	-85.849	-124.681	-114.205	-108.135	-95.226	-75.564	-57.186	-48.405	-44.507
CloudPoint (C)	-70.500	-129.478	-119.184	-112.568	-99.548	-79.099	-61.690	-53.284	-49.337
SmokePt (m)	0.03	0.08	0.04	0.04	0.03	0.03	0.02	0.02	0.02
NitrogenByWt (%)	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.001	0.002
VanadiumByWt (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ConradsonCarbonByWt...	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
RONClear	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00
MONClear	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00

Figura 8. Especificación de alimentación para la Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos HDSGO (U-17)



	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8
Initial Temperature (C)	IBP	IBP	96.0000	113.4000	134.7000	147.0000	157.5000	168.6000	173.5000
Final Temperature (C)	FBP	96.0000	113.4000	134.7000	147.0000	157.5000	168.6000	173.5000	FBP
CutYieldByVol (%)	100.00	11.65	7.99	15.93	12.72	12.84	15.49	5.78	17.61
StdLiquidDensity (kg/m...	707.1180	609.8758	692.5559	705.6383	715.4222	721.8203	727.5024	731.8775	736.6242
SulfurByWt (%)	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.001	0.001
KinematicViscosity (cSt)...	0.731	0.424	0.547	0.644	0.741	0.820	0.904	0.980	1.074
ParaffinsByVol (%)	73.478	75.124	70.740	71.835	72.733	73.367	73.963	74.447	74.995
NaphthenesByVol (%)	26.522	24.876	29.260	28.165	27.267	26.633	26.037	25.553	25.005
OlefinsByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AromByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PourPoint (C)	-98.988	-166.029	-116.852	-105.591	-96.559	-90.294	-84.479	-79.820	-74.579
FreezePoint (C)	-65.128	-113.062	-90.225	-75.932	-64.688	-57.055	-50.080	-44.566	-38.443
CloudPoint (C)	-66.060	-114.513	-95.731	-83.693	-74.481	-67.952	-61.918	-57.030	-51.603
SmokePt (m)	0.04	0.06	0.05	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
NitrogenByWt (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VanadiumByWt (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ConradsonCarbonByWt...	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
RONClear	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00
MONClear	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00	-100.00

Figura 9. Especificación de alimentación para la Planta de Hidroprocesamiento de Lubricantes HPL (U-20)

Tabla 10. Composiciones molares de los ensayos

	U-16	U-17	U-20
C6P	0.1591	0.1654	3.146e-002
C6N	5.971e-002	6.093e-002	6.125e-002
C6A	0.1048	0.1070	0.1075
C7P	0.1168	8.326e-002	4.919e-002
C7N	6.867e-002	7.007e-002	7.044e-002
C7A	0.1263	0.1289	0.1296
LTH	1.082e-002	7.889e-006	6.188e-006
LBNIT	9.276e-009	0.0000	0.0000
C8P	6.991e-002	3.311e-002	5.305e-002
C8N	4.663e-002	4.759e-002	4.784e-002
C9P	2.309e-002	2.356e-002	2.368e-002
LNNIT	2.414e-008	0.0000	0.0000
C8A	0.1447	7.114e-002	0.1427
C9N	3.485e-002	3.557e-002	3.575e-002
LS8	1.082e-002	1.408e-005	5.897e-005
C9A	1.196e-003	1.220e-003	1.227e-003
C10P	2.247e-002	7.172e-002	0.1108
C10N	0.0000	0.0000	0.0000
C10A	1.976e-004	0.1006	0.1355

Posteriormente en la sección de reacción se proporcionaron las condiciones de entrada de la alimentación (flujos, temperaturas, presiones, relación de hidrógeno/hidrocarburo) temperaturas y presiones de los reactores.

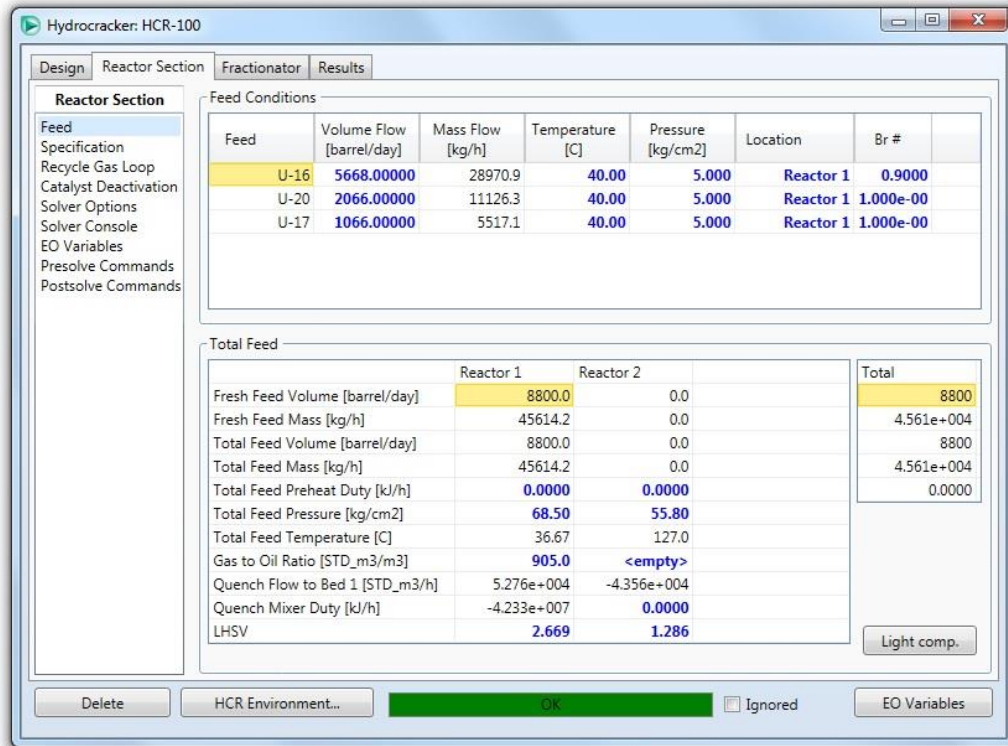


Figura 10. Sección de reacción

Posteriormente en la sección de reciclo de gas se le proporcionaron al simulador los datos del hidrógeno (composición, flujos, temperatura, presión a la que salía del compresor, fracción de purga, etc.) que va a reaccionar con la nafta para llevar a cabo las reacciones de saturación de olefinas y reacciones que impliquen remoción de azufre, nitrógeno y oxígeno. En ésta sección también se proporcionan datos necesarios para llevar a cabo el lavado con amina, cuya finalidad es eliminar el ácido sulfhídrico presente en el gas mediante un proceso de absorción con una solución de dietanolamina (DEA). La amina pobre a medida que entra en contacto a contracorriente con el gas, absorbe ácido sulfhídrico, obteniéndose como productos hidrógeno con contenido de H<sub>2</sub>S de 11 ppm (en forma gaseosa) y amina rica (de forma líquida).

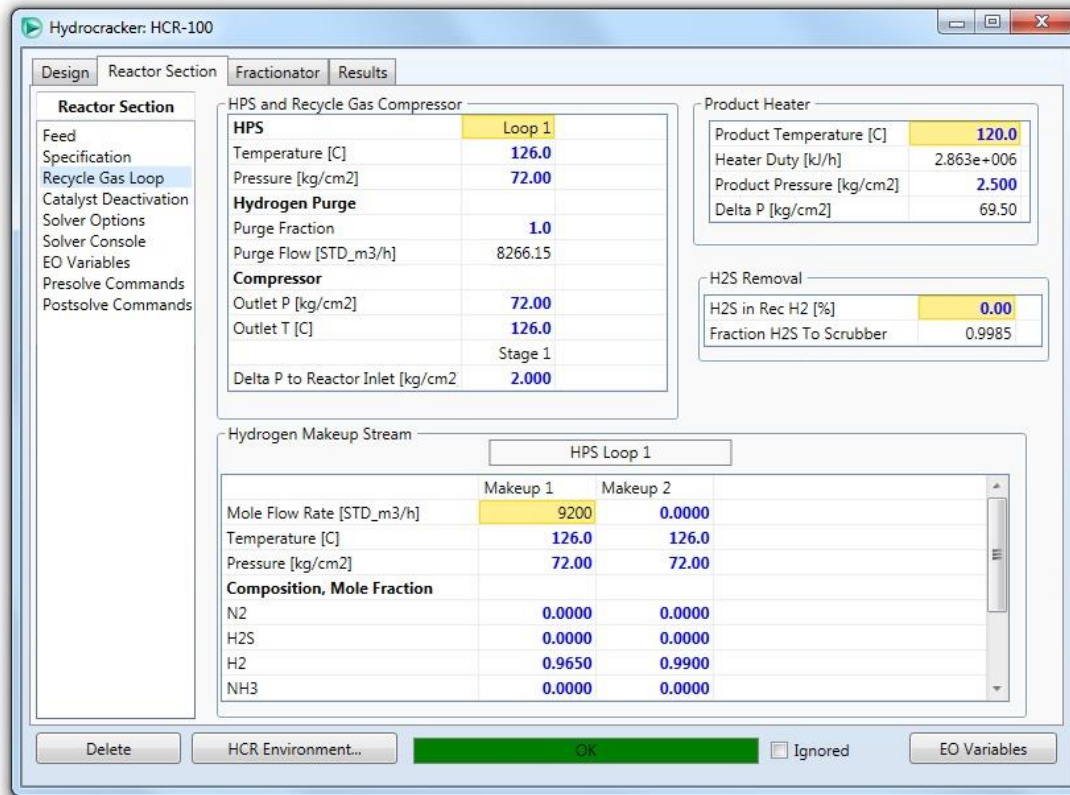


Figura 11. Sección de reciclo de gas

Finalmente se establecieron los datos de desactivación del catalizador, del cual se sabe que está diseñado para operar tres años (considerando que el factor de servicio es de 0.92) lo cual deja un total de 1008 días. También se estableció que la temperatura a la que se desactiva el catalizador es a 400°C.

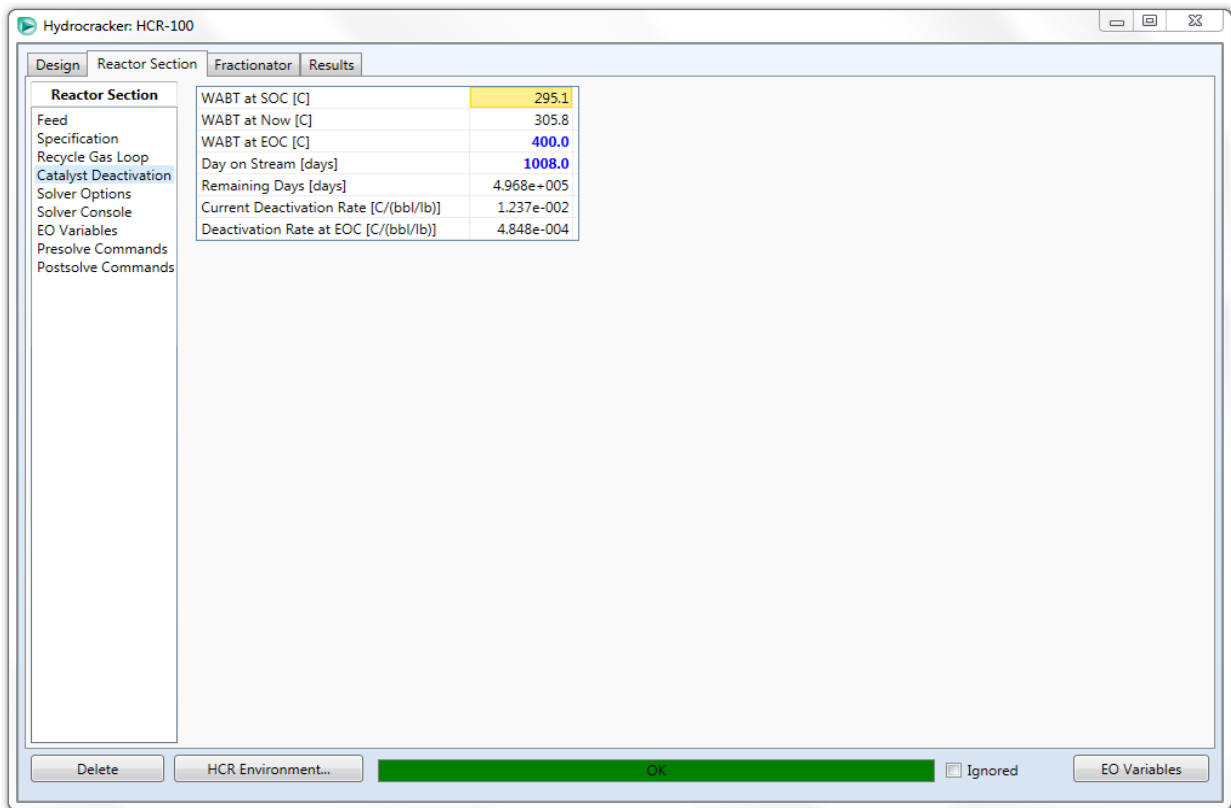


Figura 12. Desactivación de catalizador

Ya que se hubo configurado la sección de reacción se obtuvo el siguiente diagrama en el ambiente de simulación el cual muestra una unidad de hidrocrqueo llamada HCR-100. Al estar el equipo en color gris y la corriente llamada "Producto" en color azul marino, indica que los datos fueron introducidos correctamente.

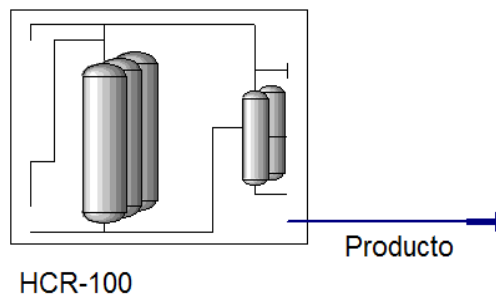


Figura 13. Sección de reacción (HCR-100)



#### 4.5 Sección de fraccionamiento

La función principal de ésta sección es separar los hidrocarburos ligeros disueltos en la mezcla de naftas, para producir Nafta Ligera como carga a la Planta de Isomerización de Pentanos; así como la Nafta Pesada que se envía como carga a Planta Reformadora de Naftas.

En los párrafos siguientes se mostrará cómo se configuró la torre de destilación.

De la unidad de hidrotreamiento salió una corriente llamada “Producto”, la cual es una mezcla de Nafta Ligera y Nafta Pesada. Dicha corriente sirvió como alimentación a la torre de destilación. Se seleccionó en la sección de Refinación (de la paleta de modelado) la torre correspondiente a destilación de petróleo.

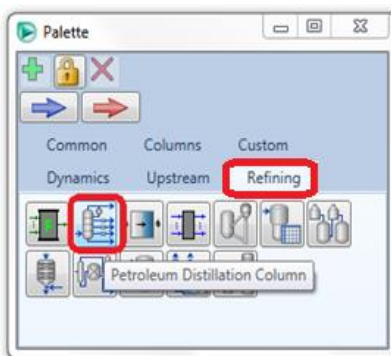


Figura 14. Paleta de modelado

Posteriormente en el ambiente de simulación de la torre de destilación (la cual fue llamada T-100), se estableció de acuerdo a las bases de diseño, que la torre constaría de 28 platos y que la corriente de alimentación entraría por la parte superior de la torre a la altura del cuarto plato (considerando que la numeración de platos inicia en el domo). Finalmente se establecieron las temperaturas a las que se obtienen gases incondensables, nafta ligera (que empieza a destilar a los 32°C) y nafta pesada (que empieza a destilar a los 90°C).

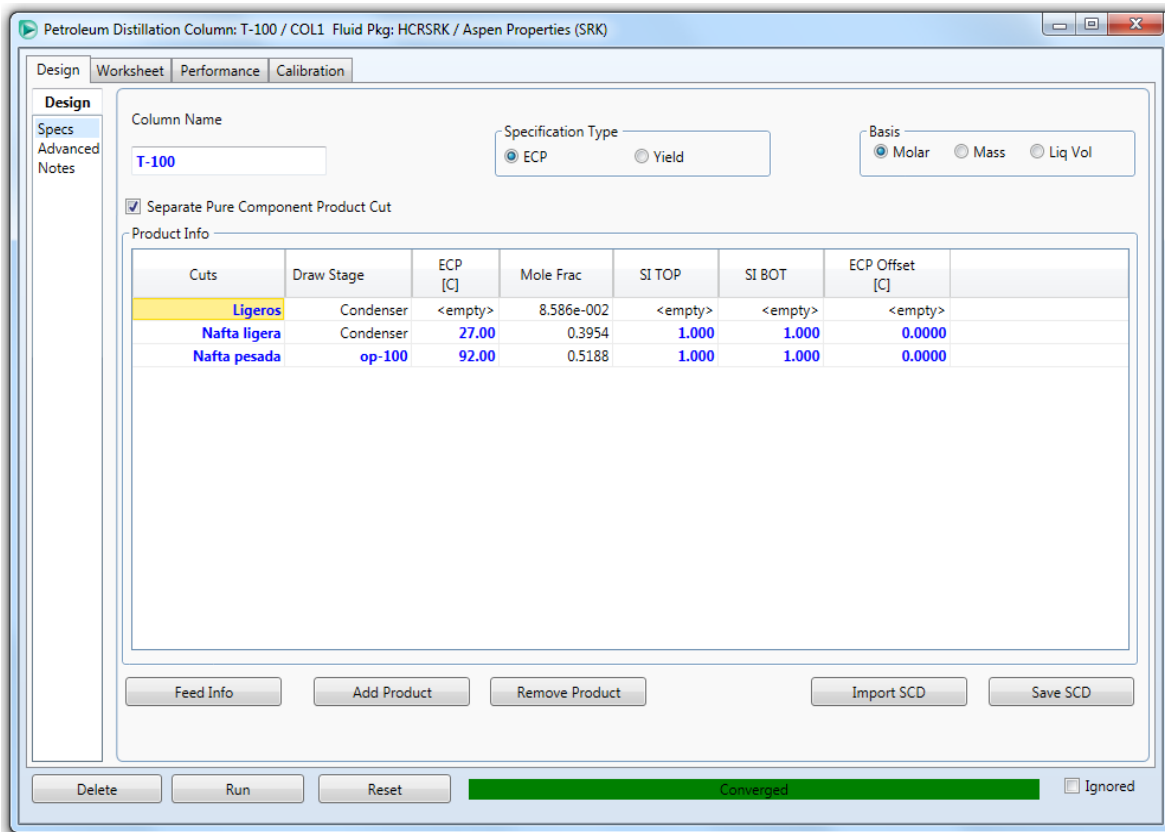


Figura 15. Configuración de la torre de destilación.

Nota: se propuso que la nafta ligera empezara a destilar a 27°C para proporcionarle un rango de destilación más amplio al simulador. Se hizo lo mismo con la nafta pesada al establecer como temperatura de destilación de la nafta pesada 92°C, esto con el fin de asegurar plenamente que las corrientes obtenidas fueran nafta ligera y nafta pesada respectivamente.

En el ambiente de simulación, una vez que se hubo especificado la corriente de entrada y las temperaturas de destilación, se obtuvo el siguiente diagrama el cual muestra que la sección de reacción y la de fraccionamiento corren de forma adecuada.



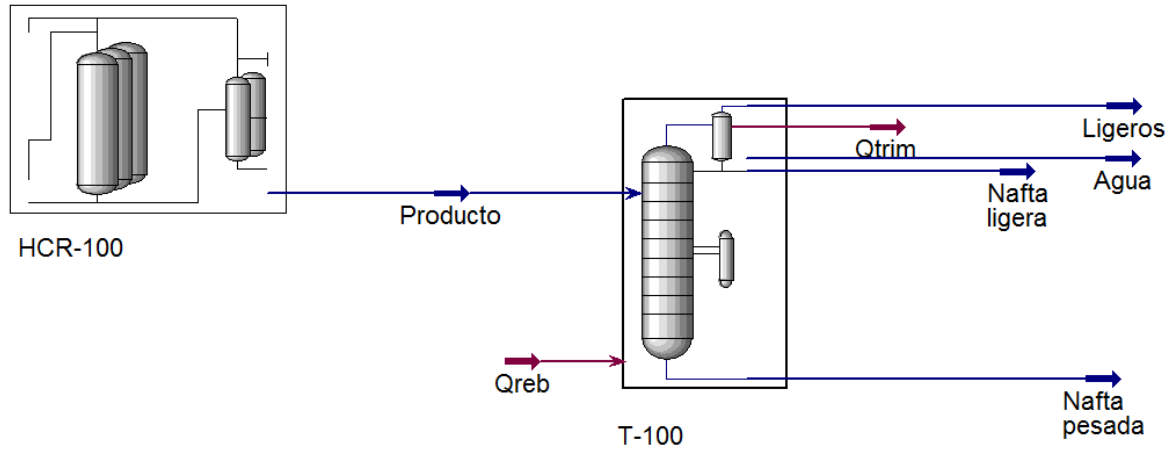


Figura 16. Sección de reacción y sección de fraccionamiento con sus respectivos productos.



## 5. RESULTADOS

En ésta sección se muestran los resultados obtenidos por medio del simulador ASPEN-HYSYS (principalmente tablas y esquemas de simulación) de la sección de reacción y de la sección de fraccionamiento.

### 5.1 Sección de reacción

De la sección de reacción se obtuvo una mezcla de Nafta Ligera y Nafta Pesada (en el simulador la corriente se llama “Producto”) la cual tiene una densidad de 49.61 °API, 0.4721 ppm de azufre, 0.003977 ppm de nitrógeno, 35.87% en volumen de la mezcla obtenida son parafinas, 21.60% son naftenos y 42.52% son aromáticos. Su temperatura y presión son de 120°C y 2.5 kg/cm<sup>2</sup>man respectivamente.

	Naphtha C6-430F	Distillate 430-700F	Gas Oil 700-1000F	Resid 1000F+
API Gravity	49.61	30.75	27.26	27.25
Specific Gravity	0.7813	0.8721	0.8913	0.8913
Sulfur [ppmw]	0.4721	160.6	37.13	6908
Total Nitrogen [ppmw]	3.977e-003	12.29	5.110	808.9
Basic Nitrogen [ppmw]	1.485e-003	11.93	5.002	808.9
Paraffins [%]	35.87	23.26	22.98	3.00
Naphthenes [%]	21.60	10.91	13.57	33.73
Aromatics [%]	42.52	65.84	63.45	63.26
RON	78.89	16.64	0.0000	0.0000
MON	70.99	14.26	0.0000	0.0000
Smoke Point [mm]	32.86	18.46	17.39	16.24
Freeze Point [C]	-91.18	-16.68	50.99	345.0
Flash Point [C]	-18.19	110.9	149.4	171.7
Cetane Index	-8.518	47.18	43.24	4.103
Pour Point [C]	-62.22	-12.72	2.492	45.25
Watson K	11.24	11.64	11.97	13.00
Viscosity @100F [cP]	0.4641	6.105	16.96	2734

Figura 17. Propiedades de la corriente llamada “Producto”.



A continuación se muestra la curva ASTM-D86 la cual nos sirve para verificar que realmente se obtuvo una mezcla de naftas ya que el rango de ebullición va desde los 71°C hasta 193°C. Como se mencionó anteriormente en los antecedentes la nafta ligera destila en un rango de 32 a 88 °C y la nafta pesada en un rango de 88 a 199 °C. El rango obtenido coincide plenamente con lo establecido en la teoría.

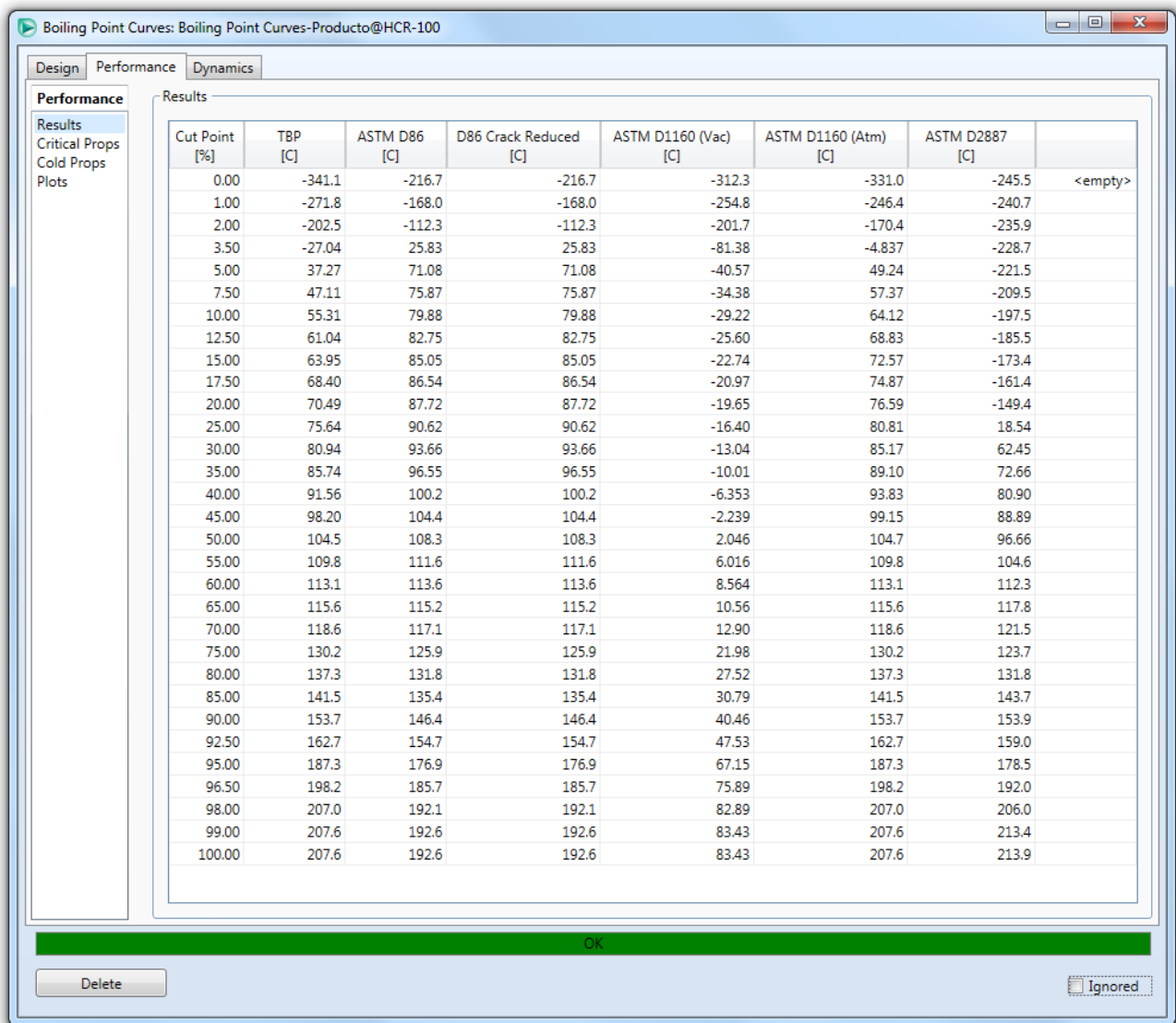


Figura 18. Curvas TBP de la corriente llamada “Producto”.



En la siguiente figura se muestran las condiciones a las que se obtiene la mezcla de Naftas Ligera y Pesada. Como se observa la temperatura de la mezcla es de 120°C y 2.5 kg/cm<sup>2</sup> man. El flujo volumétrico es de 8902 barriles/día.

Worksheet	Stream Name	Producto	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.3466	0.3466	0.6534
Properties	Temperature [C]	120.0	120.0	120.0
Composition	Pressure [kg/cm2]	2.500	2.500	2.500
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	486.5	168.6	317.9
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	4.458e+004	1.237e+004	3.221e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	8902	2736	6166
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.375e+004	-6.214e+004	-9.522e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-448.7	-325.6	-514.0
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4.075e+007	-1.048e+007	-3.027e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	58.03	17.79	40.40
	Fluid Package	HCRSRK		
	Utility Type			

Figura 19. Condiciones de la corriente llamada "Producto".



Tabla 11. Composición de la corriente llamada “Producto” (resultado del proceso de la Hidrodesulfuradora de Naftas)

Componente	Fracción mol
H <sub>2</sub> S	0.0067
H <sub>2</sub>	0.0577
NH <sub>3</sub>	0.0000
C1	0.0027
C2	0.0042
C3	0.0037
NC4	0.0038
C4	0.0038
NC5	0.0025
C5	0.0025
IC5-2	0.0025
C6P	0.1293
C6N	0.0634
C6A	0.1205
C7P	0.0865
C7N	0.0640
C7A	0.1259
C8P	0.0549
C8N	0.0391
C8A	0.1191
C9N	0.0259
C9A	0.0011
C10P	0.0053
C10A	0.0314
NC9	0.0096
IC9-1	0.0096
IC9-2	0.0096
NC11	0.0048
IC10	0.0053
IC11	0.0048
Suma	1

Nota: Ver Anexo 1 para saber exactamente qué compuestos se muestran en la tabla anterior.



Una vez revisado en anexo 1, se observa que ya no existen compuestos de azufre ni de nitrógeno presentes en ésta corriente. Tampoco se encuentra la presencia de agua.

## 5.2 Sección de fraccionamiento

Como se mencionó anteriormente, la sección de fraccionamiento incluye la torre de destilación en la que se separó la mezcla de naftas obtenida en la sección de reacción. De éste proceso se obtuvieron cuatro corrientes: Ligeros, Agua, Nafta Ligera y Nafta Pesada.

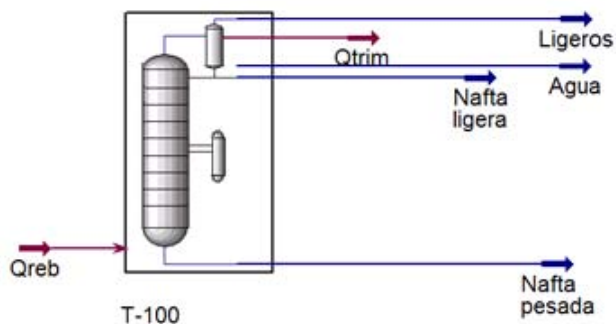


Figura 20. Productos de la sección de fraccionamiento

Tabla 12. Condiciones de salida de los productos de la sección de fraccionamiento.

Nombre	Ligeros	Nafta Ligera	Agua	Nafta Pesada
Fracción Vapor	1	0	0	0
Temperatura (°C)	41	70	102	121
Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)	0	0	0	0
Flujo molar (kg mol/h)	42	192	0	252
Flujo másico (kg/h)	657	16546	0	27379
Flujo volumétrico (barril/día)	395.5	3406	0	5101



Tabla 13. Curvas ASTM-D86 para las corrientes de Nafta Ligera y Nafta Pesada

	Nafta Ligera	Nafta Pesada
Porcentaje de corte (%)	ASTM-D86 (°C)	ASTM-D86 (°C)
0	59.53	107.4
1	61.11	107.8
2	61.70	112.4
3.5	62.58	112.5
5	63.46	112.6
7.5	64.93	112.8
10	66.40	113.6
12.5	67.87	114.0
15	69.34	114.8
17.5	70.81	115.7
20	72.06	116.6
25	73.15	118.1
30	73.99	119.0
35	74.84	119.8
40	76.09	120.7
45	77.62	121.9
50	78.97	122.8
55	80.20	124.8
60	81.34	132.0
65	82.43	134.6
70	83.50	136.4
75	84.52	137.9
80	87.01	142.3
85	88.00	150.1
90	88.59	163.3
92.5	88.59	184.4
95	88.59	195.0
96.5	88.60	195.2
98	88.60	195.2
99	88.60	195.2
100	88.60	195.2



Tabla 14. Composiciones de las corrientes de Nafta Ligera y Nafta Pesada

Componente	Nafta Ligera	Nafta Pesada
	Fracción mol	Fracción mol
N <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> S	0	0
H <sub>2</sub>	0	0
NH <sub>3</sub>	0	0
C1	0	0
C2	0	0
C3	0	0
NC4	0	0
C4	0	0
NC5	0.0062	0
C5	0.0043	0
IC5-2	0.0000	0
C6P	0.3270	0
C6N	0.1604	0
C6A	0.3048	0
C7P	0.1973	0.0163
C7N	0	0.1234
C7A	0	0.2427
LTH	0	0
LBNIT	0	0
C8P	0	0.1058
C8N	0	0.0754
C9P	0	0
LNNIT	0	0
C8A	0	0.2296
C9N	0	0.0499
LS8	0	0
C9A	0	0.0022
C10P	0	0.0101
C10A	0	0.0605
NC9	0	0.0185
IC9-1	0	0.0185
IC9-2	0	0.0185
NC11	0	0.0092
IC10	0	0.0101
IC11	0	0.0092
H <sub>2</sub> O	0	0
Suma	1	1





## 6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En éste capítulo se llevó a cabo un análisis de los resultados obtenidos principalmente para las especificaciones de la alimentación, la sección de reacción y la sección de fraccionamiento,

Realizado el esquema de simulación para el proceso de hidrodeshulfuración de naftas, se requiere llevar a cabo el objetivo principal de ésta tesis el cual es analizar los datos obtenidos en la simulación de la Planta Hidrodeshulfuradora de Naftas.

Para llevar a cabo un análisis aceptable de los resultados obtenidos en la simulación previamente realizada, se propuso un porcentaje de desviación de 10% entre los resultados obtenidos en la simulación y los resultados reales reportados en las bases de diseño de la planta (de acuerdo a la American Society of Mechanical Engineers ASME la cual es una asociación de ingenieros mecánicos que estableció algunos estándares técnicos para mejorar la seguridad de equipos al diseñarlos bajo ciertos criterios que permitan rangos de desviación en orden de evitar accidentes).

Se tiene que tomar en cuenta que el análisis de resultados se centrará en las corrientes principales del proceso, las cuales son la corriente obtenida de la sección de reacción llamada “Producto” y las corrientes llamadas “Nafta Ligera” y “Nafta Pesada” obtenidas en la sección de fraccionamiento.

### 6.1 Especificaciones de la alimentación

Las corrientes de alimentación son de vital importancia ya que de ellas dependen los resultados generados en la simulación. Se trató de aproximar los datos introducidos al simulador lo más posible a los datos de la base de diseño. Sin



embargo hubo algunos datos que tuvieron que modificarse y a continuación se explicarán las razones.

## 6.2 Sección de reacción

Es el corazón del proceso ya que aquí se determina la cantidad de nitrógeno y azufre que será removida por medio de los procesos de hidrotratamiento llevados a cabo en los reactores.

En las bases de diseño se utilizan cuatro reactores, en los primeros dos reactores se llevan a cabo reacciones de saturación de diolefinas, en el tercer reactor se eliminan compuestos de silicio encontrados en la corriente de alimentación y en el cuarto reactor se llevan a cabo las reacciones de hidrodesulfuración. Sin embargo en la simulación se optó por utilizar dos reactores debido a que el simulador permite utilizar máximo dos reactores. Esto no se consideró un problema ya que los reactores utilizados fueron los de saturación de diolefinas y de hidrodesulfuración (los cuales son el corazón del proceso). En el balance de materia de las corrientes de entrada no se indica que los compuestos de silicio sean abundantes por lo cual no hubo problema en descartarlo en la simulación. Aun cuando se le hicieron ajustes a la simulación, se logró el objetivo de obtener nafta con 0.5 ppm en peso máximo de azufre. En la figura 17 se observa que la cantidad de azufre obtenida en el producto de la sección de reacción es de 0.471 ppm, lo cual satisface el objetivo principal.

En la Tabla 10 se muestran las composiciones obtenidas en la corriente de producto de la sección de reacción, de dicha tabla se muestra que quedaron eliminados los compuestos de azufre: tiofeno y C8-ciclo-sulfuro (revisar Anexo 1) ya que se convirtieron en ácido sulfhídrico. En la sección de reacción de las bases de diseño, la composición de la corriente correspondiente es la que se muestra a



continuación en la Tabla 14, comparando la Tabla 14 y la Tabla 10, se tiene lo siguiente:

Tabla 15. Comparación de composiciones entre los resultados de la base de diseño y la simulación

Componente	Tabla 14 (Diseño)	Tabla 10 (Simulación)
	Fracción mol	Fracción mol
H <sub>2</sub>	0	0.0577
H <sub>2</sub> S	0	0.0067
C1	0	0.0027
C2	0	0.0042
C3	0	0.0037
IC4	0.0002	0.0038
C4	0.0030	0.0038
IC5	0.0091	0.0025
C5	0.0090	0.0025
Naftas	0.9786	0.9126
H <sub>2</sub> O	0	0
DEA	0	0
Flujo total (BPSD)	8211	8902
Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)	2.5	2.5
Temperatura (°C)	120	120

Como se puede ver en la tabla anterior, las fracciones molares de los compuestos volátiles del diseño son diferentes a las de la simulación, esto se explica debido a que en la simulación no existe la opción de separar los gases incondensables, como consecuencia todavía se encuentran presentes en la simulación. Sin embargo, al comparar la fracción molar de las naftas, se tiene un error del 7 % aproximadamente el cual fue calculado con la siguiente fórmula:

$$\% \text{ error} = \left( \frac{\text{valor de diseño} - \text{valor de simulación}}{\text{valor de diseño}} \right) * 100$$

$$\% \text{ error} = \frac{0.9786 - 0.9126}{0.9786} * 100 = 6.74$$

Otra observación importante de la tabla 14 es que el flujo volumétrico en el diseño también es diferente del valor obtenido en la simulación ya que se ve



afectado por las fracciones molares de los gases incondensables. El error es de 8% aprox. Las temperaturas y presiones son iguales.

### 6.3 Sección de fraccionamiento

En ésta sección se analizarán las corrientes de Nafta Ligera y Nafta Pesada. Previamente se mencionó que la función principal de ésta sección es la de separar los hidrocarburos ligeros disueltos en la mezcla de naftas para producir Nafta Ligera como carga a la Planta de Isomerización de Pentanos, así como Nafta Pesada que se envía como carga a la Planta Reformadora de Naftas. Éste proceso se llevó a cabo en la Torre de Destilación T-100 cuya finalidad es fraccionar la mezcla de naftas para obtener por los domos una corriente de Nafta Ligera constituida por una mezcla de pentanos y hexanos y obtener por los fondos una corriente de Nafta Pesada constituida en su mayoría por heptanos y octanos.

Tabla 16. Composición de la Nafta Ligera en las bases de diseño

Componente	Fracción mol
H <sub>2</sub>	0
H <sub>2</sub> S	0
NH <sub>3</sub>	0
C1	0
C2	0
C3	0
IC4	0.0002
NC4	0.0030
IC5	0.0200
NC5	0.0198
Nafta Ligera	0.9570
H <sub>2</sub> O	0
DEA	0
Flujo total (BPSD)	3230



Tabla 17. Composición de Nafta Pesada en las bases de diseño

Componente	Fracción mol
H <sub>2</sub>	0
H <sub>2</sub> S	0
NH <sub>3</sub>	0
C1	0
C2	0
C3	0
IC4	0
NC4	0
IC5	0
NC5	0
Nafta Pesada	1
H <sub>2</sub> O	0
DEA	0
Flujo total (BPSD)	5328

Comparando las tablas de las composiciones de las Naftas Ligera y Pesada obtenidas en la simulación, con las establecidas en el diseño se tiene lo siguiente:

Tabla 18. Comparación de las composiciones de Nafta Ligera

Componente	Diseño	Simulación
	Fracción mol	Fracción mol
H <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> S	0	0
NH <sub>3</sub>	0	0
C1	0	0
C2	0	0
C3	0	0
IC4	0.0002	0
NC4	0.0030	0
IC5	0.0200	0.0043
NC5	0.0198	0.0062
Naftas	0.9570	0.9894
H <sub>2</sub> O	0	0
DEA	0	0
Flujo (BPSD)	3220	3406



En la tabla anterior se muestra que las fracciones molares de diseño son similares a las de la simulación. Analizando el producto principal (Nafta Ligera) se tiene que existe un error del 3% en cuanto a fracciones molares. Con respecto al flujo volumétrico, se tiene un error del 5%. Esto es debido a que la pureza de la Nafta Ligera obtenida en la simulación es mayor, al ser mayor implica un decremento en la cantidad de propano y pentano los cuales aún se encuentran presentes en la Nafta Ligera obtenida en el diseño.

Tabla 19. Comparación de las composiciones de Nafta Pesada

Componente	Diseño	Simulación
	Fracción mol	Fracción mol
H <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> S	0	0
NH <sub>3</sub>	0	0
C1	0	0
C2	0	0
C3	0	0
IC4	0	0
NC4	0	0
IC5	0	0
NC5	0	0
Naftas	1	1
H <sub>2</sub> O	0	0
DEA	0	0
Flujo (BPSD)	5328	5101

Comparando el flujo, se obtiene un error de la simulación del 4% con respecto del diseño, sin embargo la fracción mol de diseño es igual a la obtenida en la simulación. Revisando la tabla 12 (Curvas ASTM-D86) se observa que las temperaturas obtenidas en la destilación son muy aceptables y se encuentran dentro del rango establecido en la teoría. Para Nafta Ligera, comprende el rango de temperatura que va de los 40°C a los 90°C y para Nafta Pesada, de los 90°C a los 200°C aproximadamente. Tomando en cuenta ambos rangos, se puede afirmar contundentemente que las sustancias obtenidas son Nafta Ligera y Nafta Pesada respectivamente.



## 7. CONCLUSIONES

Se cumplió el principal objetivo el cual era representar el proceso llevado a cabo en la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Cóquer en la Refinería “Ing. Antonio M. Amor” Salamanca, Guanajuato. Se utilizaron datos reales (bases de diseño de la planta) y se compararon con los obtenidos en la simulación realizada.

Se reprodujeron las condiciones de operación de la planta y se obtuvo un porcentaje de variación menor al 10%. Se obtuvo el producto final (Nafta Ligera y Nafta Pesada) de acuerdo a las especificaciones establecidas en las bases de diseño.

Se obtuvieron corrientes finales de Nafta Ligera y Nafta Pesada con un peso de azufre menor a 0.5 ppm

El corazón del proceso se encuentra en la sección de reacción ya que ahí se llevan a cabo las reacciones de hidrotreamiento (que incluyen hidrodesulfuración, hidrodesnitrogenación, hidrodesoxigenación e hidrocraqueo) las cuales permiten eliminar compuestos indeseables en la mezcla de naftas.

Las variables que rigen la eficiencia del proceso de hidrodesulfuración son:

- Composición en las corrientes de alimentación
- Temperatura
- Consumo de hidrógeno (relación hidrógeno/hidrocarburo)

Cualquier variación en las variables anteriores repercute directamente en la cantidad de impurezas (principalmente azufre) que serán removidas.

Utilizar un simulador para representar procesos en la vida real es muy útil ya que es una aproximación muy cercana a lo que realmente sucede. Sin embargo hay que tener en cuenta que los datos son introducidos manualmente y cualquier error



cometido al momento de alimentar datos al simulador repercutirá directamente en los resultados obtenidos.

El esquema generado previamente está aproximado a los valores de diseño de la planta reportados por la Ingeniería Básica de la misma, pero se encuentra desarrollado para que los resultados se aproximen a los reportados en las bases de diseño, por lo tanto habría que realizar un balance de materia de la Planta Hidrodesulfuradora ya en operación y compararlo con los resultados obtenidos para ver si realmente el esquema generado es adecuado para la planta en funcionamiento.





## 8. BIBLIOGRAFÍA

- ASPEN HYSYS (2014) Simulation Basis, manual de usuario de HYSYS, versión 8.4, Aspen Technology
- Ceballos Soberains, J. A. 2007. Situación actual y futura de PEMEX Refinación. PetroQuiMex, Pp.34-39
- Gary, J. H. 2001. Petroleum refining. Technology and Economics. Marcel Dekker Inc. Pp.162-180
- Chunshan Song, Xiaoliang Ma, 2003. New design approaches to ultraclean diesel fuels by deep desulfurization and deep dearomatization, Applied Catalysis B: Environmental 41. Pp.210-230
- Instituto Mexicano del Petróleo, University of Texas, 1980. Glosario, Equipo rotario y sus componentes.
- Ortega G. F., 2006. Una alternativa para producir diésel de ultra-bajo azufre. Tecnol. Ciencia ED (IMIQ). Pp. 116
- Torres R. R., 2002. Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo, AlfaOmega. P. 10-20.
- Wauquier, J. P., 2004. El refino del petróleo Vol. 1. Pp. 15-30
- Dávila, Dugarte, Gutiérrez, Muñoz, 2012. Planta de Hidrodesulfuración para reducir la cantidad de compuestos azufrados presentes en crudo pesado.
- Ancheyta J. 2011, Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining.
- De la Paz, Muñoz, Burgos y Rodríguez, 1999. HDS. Simulador del reactor de hidrodesulfuración de naftas.



Refinación del petróleo. Consulta 24 de Septiembre, 2014

[http://www.sener.gob.mx/res/85/Refinacion\\_Web.pdf](http://www.sener.gob.mx/res/85/Refinacion_Web.pdf)

Hidrodesulfuración. Consulta 7 de Agosto, 2014

[http://hidrodesulfuracion.blogspot.mx/2012/04/historia-del-proceso\\_05.html](http://hidrodesulfuracion.blogspot.mx/2012/04/historia-del-proceso_05.html)

Diccionario de Términos de PEMEX Refinación. Consulta 7 de Agosto 2014

<http://www.itek.com.mx/INDUSTRIA/DICCIONARIO%20PEMEX.pdf>)



# ANEXO 1.

Nomenclatura de ASPEN HYSYS		
Abreviación	Fórmula	Compuesto
C6P	C6H14_2	2,3-dimetilbutano
C6N	C6H12-2	Metil-ciclopentano
C6A	C6H6	Benceno
C7P	C7H16_5	2,3-dimetil-pentano
C7N	C7H14-6	Metil-ciclohexano
C7A	C7H8	Tolueno
LTH	C4H4S	Tiofeno
LBNIT	C4H9N	Pirrolidina (nitrógeno no básico)
C8P	C8H18_6	2,3-dimetil-hexano
C8N	C8H16-7	Ciclohexano, 1,4- dimetil
C9P	C9H20_4	2,6-dimetilheptano
LNNIT	C4H5N	Pirrol (nitrógeno básico)
C8A	C8H10_3	Para-Xileno
C9N	C9H18-1	1-trans-3,5- trimetilciclohexano
LS8	C8H16S	C8-Ciclo-sulfuro
C9A	C8H12-3	2-metil-3- etil-benceno
C10P	C10H22-1	2,5-dimethyloctane
C10N	C10H18-2	Trans-decano (doble anillo )
C10A	C10H12	1,2,3,4,- Tetrahidronaftaleno