



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO
DE TULA, HIDALGO, UTILIZANDO PETROPLAN**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A

Segoviano Murillo Selene Inés



MÉXICO, D. F.

2006



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.

Agradecimientos y dedicatorias

A Diosito y a la Virgencita de Guadalupe

Por haberme permitido llegar hasta aquí, y cuidarme siempre.

A mi familia

A mi mamá

Gracias por todos los sacrificios que has hecho por tenerme, cuidarme, y ayudarme a prepararme. Sin ti no hubiera logrado nada. Te quiero mucho mami.

A mi papá

Por cuidarme siempre, por aguantar todos los problemas, por vivir por nosotras. Te quiero mucho papi.

A mis hermanas

Porque son las mejores amigas que puedo tener.

A Saby

Gracias por confiar en mí, por aguantar los problemas y no dejarte caer, y porque sé que puedo contar contigo.

A Sici

Por escucharme, por ayudarme en todo lo que puedes, por aconsejarme, por no dejarme sola, por animarme a hacer las cosas.

A mi abuelita Lore y a mi abuelito Lore, a mis tíos y primos

Por alegrar la casa cada vez que vienen.

A los que se fueron demasiado pronto

A mi abuelita Inés, mi abuelito Abraham, mi bisabuelita Manuela.

A mis maestros

Por apoyarme y creer en mí.

A Jessica

Por tu valiosa amistad, por acompañarme en momentos difíciles, por echarme porras siempre.

A Cris

Por escucharme, por ser mi amiga y compartir los momentos más alegres y difíciles en la facultad.

A mis amigos de la fac, Roberto G., Sergio, Ramón, Fernando T., Edgar, Roberto S.

Gracias por acompañarme, por escucharme y darme ánimos para seguir.

A Lucha, por tu amistad, a Chendo, por tu valiosa ayuda en esta tesis.

A mis compañeros que conocí en la Facultad de Química, gracias por todo.

Gracias a los profesores que hicieron posible esta tesis

A mi asesor

Prof. Celestino Montiel Maldonado, por haberme permitido trabajar con usted.

A mis sinodales, por sus valiosas aportaciones.

ÍNDICE

<i>Glosario</i>	<i>1</i>
<i>CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN</i>	<i>7</i>
<i>CAPÍTULO II. GENERALIDADES</i>	<i>10</i>
2.1 Propiedades del crudo de petróleo	10
2.2 Procesos de Refinación	13
2.2.1 Fraccionamiento	15
2.2.1.1 Destilación Combinada de Crudo	15
2.2.1.2 Separación de componentes ligeros	17
2.2.2 Tratamiento	18
2.2.2.1 Hidrotratamiento	18
2.2.2.2 Otros tratamientos	20
2.2.3 Procesos para obtener la rentabilidad económica de la refinería.....	21
2.2.3.1 Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC)	21
2.2.3.2 Reductora de viscosidad	22
2.2.3.3 Hidrocraqueo	24
2.2.3.4 Coquización	25
2.2.4 Procesos para obtener el balance de octano de las gasolinas producidas	27
2.2.4.1 Reformación Catalítica	27
2.2.4.2 Alquilación	28
2.2.4.3 Isomerización	30
2.2.4.4 MTBE	32
2.2.4.5 TAME	34
2.2.5 Procesos auxiliares	35
2.2.5.1 Generación de hidrógeno.....	35
2.2.5.2 Recuperación de azufre (tratamiento de gases ácidos).....	37
2.2.5.3 Mezclado de productos	38
<i>CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO</i>	<i>43</i>
3.1 Localización de la Refinería Miguel Hidalgo	43
3.2 Antecedentes	43
3.3 Plantas de Proceso	52
3.4 Plantas Ecológicas	54
3.5 Servicios Auxiliares	55
3.6 Almacenamiento	56

<i>CAPÍTULO IV. SISTEMA PETROPLAN</i>	57
4.1 Generalidades	57
4.2 Ensayo de crudo	58
4.3 Diagrama de Flujo de Bloques (BFD)	59
4.3.1 Introducción de datos generales	61
4.3.2 Introducción de datos de las corrientes	63
4.3.3 Introducción de datos de los bloques	66
4.3.3.1 Unidades de Destilación de Crudo (CDU's)	67
4.3.3.2 Unidades de proceso	68
4.3.3.3 Separadores y mezcladores simples	69
4.3.3.4 Mezcladores (Blenders)	70
4.3.3.5 LP Blender	71
4.3.4 Introducción de Costos	73
4.4 Submodelos	74
4.4.1 Servicios Auxiliares	75
4.4.2 Pooled components	76
4.4.3 Reglas de escritura de los submodelos	77
4.5 Salida de resultados	81
4.5.1 Optimización	81
4.5.2 Valores marginales e incentivos	82
<i>CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN</i>	84
5.1 Recopilación de información	84
5.2 Construcción del diagrama de flujo	95
5.3 Introducción de datos generales	97
5.4 Introducción de datos de las corrientes de alimentación	99
5.5 Bloque LP Blender	99
5.6 Introducción de costos	99
5.7 Optimización	99
5.8 Resultados	101
<i>CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS</i>	132
<i>CAPÍTULO VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</i>	148
<i>CAPÍTULO VIII. BIBLIOGRAFÍA</i>	150
<i>CAPÍTULO IX. APÉNDICES</i>	151
Apéndice 1. Submodelos utilizados	151
Apéndice 2. Diagramas de flujo de la simulación	182

Glosario

Aceite decantado: Corriente de fondos de la torre de destilación de la unidad FCC después de haber removido el catalizador.

AGO: Gasóleo atmosférico. Producto que se obtiene del crudo de petróleo como corriente lateral de la torre de destilación atmosférica y que se utiliza como componente del diesel.

Alquilación: Proceso de polimerización en el que reaccionan olefinas e isoparafinas usando ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico como catalizador para obtener isoparafinas que aumentan el octanaje de las gasolinas.

Alquilado: Producto que se obtiene del proceso de Alquilación.

Anilina, punto de: Temperatura mínima que se necesita para completar la miscibilidad de iguales volúmenes de anilina y la muestra de ensayo. Esta prueba se considera como un indicador de la parafinidad de la muestra. También se utiliza para conocer la calidad de ignición de los combustibles diesel.

API, grados: Escala arbitraria de densidad definida como:

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

Esta escala nos permite representar el peso específico de los crudos de petróleo.

Aromáticos, compuestos: Hidrocarburo que contiene al menos un anillo de benceno en su estructura.

Barril: Medida volumétrica de las alimentaciones y los productos de una refinería equivalente a 42 galones. Se puede abreviar como bl o bbl.

Barriles por día (BPD o bpd): Flujo promedio diario, considerando 365 días por año.

Bitumen: Porción de petróleo, asfalto y productos residuales que se disuelven completamente en disulfuro de carbono (CS₂).

CABP: Punto de ebullición promedio cúbico.

Caracterización, factor de: Índice de la calidad de la alimentación a una refinería, también usado para correlacionar datos de propiedades físicas. El factor de caracterización de Watson (UOP) se define como la raíz cúbica del punto de ebullición promedio en grados Rankin dividido entre el peso específico. Es un indicador de la relación carbono – hidrógeno.

Carbón, residuo de: El residuo de carbón es una medida de la tendencia de un crudo a formar coque. Se determina mediante una destilación en ausencia de aire hasta la formación de coque. El residuo de coque se expresa en por ciento en peso de la muestra original. Existen dos pruebas ASTM, el residuo de carbón Conradson (CCR) y el residuo de carbón Ramsbottom (RCR).

Catalizador: Sustancia que modifica la velocidad de una reacción química pero que no participa en ella.

Cetano, índice de: Parámetro calculado a partir del punto promedio de ebullición y el peso específico de una muestra de diesel. Es un indicador de la relación de carbono – hidrógeno que contiene la muestra de diesel.

Cetano, número de: Porcentaje de cetano puro contenido en una mezcla de cetano y alfa metil naftaleno, lo cual nos indica la calidad de ignición de una muestra de diesel.

Cicloparafina: Molécula parafínica que tiene una estructura cíclica.

Conradson, carbón: Prueba que se usa para determinar la cantidad de residuo de carbón que queda después de la evaporación y pirólisis de un crudo bajo condiciones específicas. Se expresa en por ciento en peso (ASTM D-189).

Correlación, índice de (CI): Factor de la U. S. Bureau of Mines utilizada para evaluar fracciones individuales de crudo. La escala CI otorga un valor de cero a los hidrocarburos de cadena lineal, y un valor de 100 al benceno.

Craqueo: Descomposición de hidrocarburos de alto peso molecular a compuestos más ligeros mediante la aplicación de calor. El craqueo en presencia de un catalizador adecuado produce una mejora en rendimiento y calidad en comparación con el simple craqueo térmico.

Crudo amargo o dulce: Clasificación general del crudo con respecto a su contenido de azufre.

Crudo amargo: Crudo que contiene azufre en cantidades superiores al 0.5 o 1% en peso, o que contiene 0.05 ft³ o más de sulfuro de hidrógeno (H₂S) por 1000 gal.

Crudo dulce: Crudo que no contiene H₂S o que contiene menos de 0.5% en peso de H₂S y pequeñas cantidades de mercaptanos u otros compuestos de azufre.

Destilados intermedios: Cortes de destilación atmosférica que ebullicen en el rango de 300 a 700° F. El corte exacto es determinado por las especificaciones del producto.

Espacio velocidad: Volumen (o peso) de gas y/o líquido que pasa a través de un catalizador o espacio de un reactor por unidad de tiempo, dividido entre el volumen (o peso) de catalizador a través del cual pasa el fluido. Espacios de velocidades altas corresponden a tiempos de reacción cortos.

ETBE: Etil terbutil éter. Compuesto oxigenado que se agrega a las gasolinas para mejorar su octanaje y reducir las emisiones de monóxido de carbono. Se produce mediante la reacción de etanol con isobutileno.

Flash, punto de: Temperatura a la cual un producto debe calentarse bajo ciertas condiciones para liberar suficiente vapor para formar una mezcla con aire que pueda ser encendida con facilidad. Se usa generalmente como un indicador del potencial de fuego

y explosión que puede provocar un producto (ASTM D-56, D-92, D-93, D-134, D-1310).

Fluidez, punto de (pour point): Temperatura mínima a la cual el crudo de petróleo fluye cuando se enfría, sin perturbaciones, a un caudal estándar. El punto de fluidez es una especificación crítica de los productos provenientes de los destilados intermedios que se usan en climas fríos (ASTM D-99).

Gases de cola: Gases ligeros (C_1 a C_3 y H_2) que se obtienen como subproductos de los procesos de refinación.

HCO: Gasóleo cíclico pesado proveniente de la planta FCC.

Hidrocarburo: Moléculas orgánicas que sólo contienen carbono e hidrógeno.

HSR (Heavy straight-run): Nafta obtenida como producto lateral de la torre de destilación atmosférica.

Humo, punto de (smoke point): Prueba que mide la calidad de ignición de los combustibles de avión, kerosina y aceites para iluminación. Se define como la altura de la flama en milímetros después de la cual se detecta el humeo (ASTM D-1322).

HVGO: Gasóleo pesado de vacío. Corriente lateral obtenida de la torre de destilación al vacío.

Isomerado: Producto obtenido del proceso de isomerización.

Isomerización: Rearreglo de hidrocarburos de cadena lineal para formar productos de cadenas ramificadas. Los pentanos y hexanos, que son difíciles de isomerizar, utilizan catalizadores de cloruro de aluminio o metales preciosos para formar compuestos que aumentan el octanaje de las gasolinas. El n-butano se isomeriza para proveer isobutano como alimentación para el proceso de alquilación.

Kerosina: Producto que tiene un rango de ebullición de 300 a 550° F (149 – 288° C). El corte exacto se determina por varias especificaciones de la kerosina terminada.

LCO: Gasóleo cíclico ligero proveniente de la FCC.

LHSV: Espacio velocidad líquido hora; volumen de alimentación por hora por volumen de catalizador.

LHV: Valor calorífico más bajo de los combustibles (calor neto de combustión). Calor producido por la completa oxidación de materiales a 60° F (25° C) a dióxido de carbono y vapor de agua a 60° F (25° C).

Ligeros: Fracciones de hidrocarburos que se encuentran en el rango de ebullición del butano y compuestos más ligeros.

LPG (Gas licuado de petróleo): Gases ligeros licuados usados para calefacción y para cocción. Este gas está formado generalmente de un 95% de propano, el resto se divide entre etano y butano.

LSR (Light straight-run): Corriente de nafta de baja temperatura de ebullición proveniente de la destilación atmosférica, compuesta generalmente de pentanos y hexanos.

LVGO: Gasóleo ligero de vacío; corriente lateral proveniente de la torre de destilación al vacío.

MABP: Punto de ebullición molal promedio:

$$MABP = \sum_{i=1}^h x_i T_{b_i}$$

MeABP (Mean average boiling point): Punto de ebullición promedio:

$$MeABP = \frac{(MABP + CABP)}{2}$$

MON (Número de octano de motor): Medida de la resistencia a la autoignición (detonación) de la gasolina bajo condiciones de laboratorio que corresponden a comportamiento bajo condiciones de manejo en carretera. Porcentaje en volumen de iso-octano en una mezcla de iso-octano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está probando. Se usa una prueba estandarizada del motor operando bajo condiciones estandarizadas (900 rpm), que se aproxima a las condiciones de un automóvil (ASTM D-2723).

MPHC: Hidrocraqueo a media presión o con una conversión parcial.

MTBE: Metil terbutil éter. Compuesto oxigenado que eleva el octanaje de las gasolinas y se produce mediante la reacción de metanol e isobutileno.

Nafta: Corte obtenido de una destilación que se encuentra en el rango de C₅ a 420° F (216° C). Las naftas se subdividen, de acuerdo a los cortes reales, en:

- Nafta virgen ligera: C₅ – 160° F (C₅ – 71° C)
- Nafta virgen intermedia: 160 – 280° F (71 – 138° C)
- Nafta virgen pesada: 280 – 380° F (138 – 193° C)

Las naftas, mayor constituyente de las gasolinas, necesitan generalmente de un procesamiento posterior para obtener la calidad conveniente en las gasolinas.

Naftaleno: Compuesto aromático de doble anillo que se encuentra en el rango de ebullición del combustible de avión.

Nafteno: Compuesto cicloparafínico, es decir, una parafina con una estructura cíclica.

Niebla, punto de (cloud point): Temperatura a la cual los compuestos solidificables presentes en la muestra empiezan a cristalizar o a separarse de la solución, siguiendo un método de enfriamiento especificado. Es una especificación típica de los combustibles provenientes de los destilados intermedios (ASTM D-2500).

Olefina: Hidrocarburo insaturado, es decir, que tiene un doble enlace entre dos de los átomos de carbono en la molécula.

Oxigenado, compuesto: Cualquier compuesto orgánico que contiene oxígeno. Específicamente para la industria del petróleo, este término se refiere al oxígeno contenido en compuestos orgánicos, como los éteres y alcoholes, que se agregan a los combustibles para reducir las emisiones de monóxido de carbono.

Parafina: Hidrocarburo saturado, es decir, en el cual todos los átomos de carbono están unidos por enlaces sencillos.

Polimerización: Combinación de dos o más moléculas insaturadas para formar una molécula de mayor peso molecular.

Rafinado: Residuo recuperado de un proceso de extracción.

Ramsbottom, residuo de carbón: Medida del potencial de formación de carbono (cantidad de coque formado) de una fracción de petróleo. Se determina mediante un procedimiento de prueba de laboratorio estándar en el cual la muestra se expone a condiciones severas de craqueo térmico. Se expresa en por ciento en peso de la muestra original.

Reformación: Conversión de fracciones de nafta a productos de mayor octanaje. La reformación térmica es esencialmente un proceso de craqueo ligero aplicado a naftas pesadas para producir mayor rendimiento de hidrocarburos en el rango de ebullición de las gasolinas. La reformación catalítica se aplica a varias fracciones de nafta y consiste principalmente en la deshidrogenación de naftenos a aromáticos. Se usan catalizadores de platino y platino-rhenio soportados en alúmina. Se mantiene una presión parcial alta de hidrógeno para prevenir la formación excesiva de coque.

Reformado: Nafta a la cual se le aumentó su octanaje mediante el proceso de reformación catalítica o térmica.

Reid, presión de vapor (RVP): Presión de vapor a 100° F (38° C) de un determinado producto en un volumen de aire cuatro veces el volumen del líquido (ASTM D-323). Se expresa generalmente en kPa o psig.

Residuo: Porción del crudo que no se destiló, generalmente el fondo de la torre atmosférica o de vacío.

RON (Número de octano de investigación): Porcentaje en volumen de iso-octano en una mezcla de iso-octano y n-heptano que detona con la misma intensidad que la muestra de combustible que está siendo probada. Se usa una prueba estandarizada del motor operando bajo condiciones estandarizadas (600 rpm). Los resultados son comparables con aquellos obtenidos en un motor de automóvil operado a baja velocidad o bajo condiciones de manejo en una ciudad (ASTM D-2722).

RONC (Research octane number clear): Número de octano de investigación sin plomo.

Sales, contenido de: El crudo de petróleo generalmente contiene sales en solución en agua que se emulsifica con el crudo. El contenido de sal se expresa como cloruro de sodio equivalente en libras por mil barriles de crudo (lb/1000 bbl). El típico rango de contenido de sales es de 1 a 20 lb/1000 bbl, aunque pueden encontrarse crudos con un nivel de sales de hasta 50 lb/1000 bbl (1 lb/1000 bbl \approx 3 ppm).

Sello de vapor, índice de: Medida de la tendencia de la gasolina a generar vapores excesivos en la línea de combustible causando un desplazamiento del combustible líquido y la subsecuente interrupción de la operación normal del motor.

Severidad: Grado de intensidad de las condiciones de operación de una unidad de proceso. La severidad puede ser indicada con el RONC del producto (en el proceso de reformación), porcentaje de descomposición de la alimentación (craqueo catalítico) o sólo con las condiciones de operación.

Slurry oil: Aceite formado a partir de los fondos de la torre fraccionadora de la unidad FCC, que contiene una concentración de partículas de catalizador de la FCC que se arrastran desde los ciclones del reactor. El resto de los fondos de la FCC es el aceite decantado.

TAME: Teramil metil éter. Compuesto oxigenado de alto octanaje que se agrega a las gasolinas, y se produce mediante la reacción de isopentileno con metanol.

VGO: Gasóleo de vacío. Corriente lateral de la torre de destilación al vacío.

Viscosidad: Resistencia interna de los líquidos a fluir. Propiedad de los líquidos bajo condiciones de flujo que provocan la resistencia a cambios instantáneos de forma o rearrreglo instantáneo de sus partes debido a la fricción interna. La viscosidad generalmente se mide en un aparato especial como el número de segundos requeridos para que una cantidad estándar de aceite fluya, a una temperatura definida. Las escalas comunes de viscosidad son Saybolt Universal, Saybolt Furol, poises y cinemática (Stokes o centistokes, cSt).

Volatilidad, factor de: Cantidad empírica que indica un buen desempeño de la gasolina con respecto a la volatilidad, e incluye condiciones reales de operación de un automóvil y factores climáticos. El factor de volatilidad se define generalmente como una función de RVP, y nos ayuda a predecir la tendencia al llamado fenómeno sello de vapor de la gasolina.

vppm: Partes por millón en volumen.

VRC: Residuo de vacío del crudo; fondos de la torre de destilación al vacío.

wppm: Partes por millón en peso.

ANÁLISIS DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO DE TULA, HIDALGO, UTILIZANDO PETROPLAN

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN

Esta tesis tiene como objetivo conocer el manejo del simulador de refinerías PetroPlan, para evaluar la rentabilidad de la Refinería Miguel Hidalgo de Tula, Hidalgo, utilizando este programa, y también determinar los ajustes que sería necesario realizar a la refinería para aumentar su rentabilidad.

La industria de refinación del petróleo es de gran importancia debido a que es la principal fuente de energéticos: combustibles tales como la gasolina, diesel, kerosina, turbosina, LPG, propileno (productos de alto valor agregado), gasóleo primario, combustóleo, lubricantes, grasas y azufre, que se obtienen a partir del crudo de petróleo.

Las refinerías modernas son muy complejas y de gran capital de inversión. Cada refinería tiene su propia configuración de procesamiento, resultado de la logística y aspectos económicos relacionados con el tipo de crudo que procesa y el mercado. Una refinería debe optimizar continuamente las mezclas de los productos que se obtienen basándose en la economía actual. Esto se logra mediante la ejecución de decisiones con respecto a parámetros como la selección de la alimentación de crudo, ajustes en los puntos de corte de los productos, las condiciones de los reactores en los procesos individuales, cambio de disposiciones de las corrientes de los productos a unidades de proceso alternativas, o mezclas alternativas de los productos terminados.

El principal elemento de la mayoría de los procesos de una refinería son las reacciones químicas. Generalmente, las reacciones se llevan a cabo a elevadas temperaturas en un rango de 600 – 1000° F (315.56 – 537.78° C) dependiendo del proceso, y en la mayoría de los casos a elevadas presiones, desde 200 psi hasta 3,000 psi (14.06 – 210.92 kg/cm²). Aquellos procesos que involucran reacciones incorporan típicamente una columna fraccionadora que separa el efluente del reactor en varias corrientes de productos. La principal función de algunos procesos de una refinería, como la destilación del crudo, es el fraccionamiento solamente.

En general, una unidad de procesamiento de una refinería se puede describir de la siguiente manera: las alimentaciones a la unidad son bombeadas y/o comprimidas a las presiones requeridas, después se precalientan intercambiando calor con el efluente del reactor y/o las corrientes de los productos, y finalmente se calientan en un horno a fuego directo antes de entrar al reactor(es) o a la torre de destilación (si no se requiere reacción). Después, el efluente del reactor se enfría intercambiando calor con las alimentaciones de la unidad, y se separa en las corrientes de productos deseados por medio de una destilación, los cuales más adelante se enfrían mediante intercambio de calor con las alimentaciones de la unidad.

Los procesos que se llevan a cabo en una refinería son básicamente:

- Fraccionamiento: - Destilación de crudo (fraccionamiento primario y de alto vacío)
- Separación de componentes ligeros

- Tratamiento:
 - Hidrotratamiento de nafta ligera, nafta pesada, turbosina, diesel, gasóleos primario y de vacío y gasolina de coquización.
 - Otros (tratamientos con amina, endulzamiento, etc.)

- Procesos para obtener la rentabilidad económica de la refinería:
 - Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC)
 - Hidrocraqueo
 - Coquización
 - Reducción de viscosidad

- Procesos para obtener el balance de octano de las gasolinas producidas:
 - Reformación Catalítica
 - Alquilación
 - Isomerización
 - Producción de Metil Terbutil Éter (MTBE)
 - Producción de Teramil Metil Éter (TAME)

- Procesos auxiliares:
 - Producción de hidrógeno
 - Recuperación de azufre (Tratamiento de gases ácidos)
 - Mezclado de productos

La destilación del crudo en fracciones de hidrocarburos que serán procesadas posteriormente ocurre en los procesos de Destilación Atmosférica y al Vacío. El Hidrotratamiento se utiliza para reducir o remover compuestos de azufre y nitrógeno que son venenos para los catalizadores en los procesos subsecuentes. El Proceso de Generación de Hidrógeno produce hidrógeno adicional, si así se requiere, para cubrir la demanda general de hidrógeno de la refinería. La Reformación Catalítica, el proceso de Alquilación, Isomerización, la producción de MTBE y TAME proveen componentes de alto octanaje para la producción de gasolinas. La Coquización Retardada, el Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC), el Hidrocraqueo, así como la planta Reductora de Viscosidad, convierten los residuos pesados indeseables en productos de alto valor agregado como la gasolina, la kerosina y el diesel.

Como ya se mencionó, los procesos de tratamiento remueven compuestos de azufre de las corrientes de salida de la refinería, y en la Planta de Recuperación de azufre se tratan los gases generados en estos procesos que contienen H_2S (gases ácidos) convirtiendo el H_2S en compuestos menos tóxicos de azufre y agua.

En el proceso de mezclado de los productos se forma el producto final con las especificaciones necesarias para ser introducidos en el mercado.

Para poder analizar el funcionamiento de una refinería es necesario conocer su configuración así como los procesos que se llevan a cabo en ella. Asimismo es necesario conocer las propiedades de todas las corrientes involucradas, principalmente las de los productos para conocer el beneficio neto que se obtiene en la refinería, lo cual se logra mediante una simulación de todo el proceso.

El software PetroPlan nos permite simular la operación de una Refinería. Este programa calcula los flujos y propiedades de las corrientes que se obtienen en cada una de las plantas que integran una refinería. También nos permite conocer la utilidad neta que se obtiene al introducir los costos de las corrientes de alimentación y de los productos así como de los servicios auxiliares. Las variables de operación y otros parámetros pueden ser modificados para maximizar la utilidad. Además se dispone de un bloque especial “LP Blender” que calcula mezclas óptimas de los productos finales.

De esta manera, mediante la simulación de la refinería se podrá evaluar el funcionamiento de la refinería y determinar los ajustes que sería necesario realizar para aumentar su rentabilidad.

CAPÍTULO II. GENERALIDADES

2.1 PROPIEDADES DEL CRUDO DE PETRÓLEO

En la mayoría de los casos, el crudo de petróleo no tiene un valor por sí mismo, por lo que es necesario que se procese para obtener productos útiles de mayor valor. Esto se logra mediante la industria de refinación del petróleo, con la cual se obtienen la mayoría de los combustibles que se utilizan actualmente, convirtiendo al crudo en una de las materias primas más importantes del mundo.

El crudo es una mezcla de hidrocarburos, es decir, compuestos químicos formados predominantemente de carbono e hidrógeno. Sin embargo, los hidrocarburos que se encuentran en el crudo también pueden contener azufre y nitrógeno. Muchos crudos también contienen niveles de H₂S, además de trazas de metales como níquel y vanadio, y sales. Estos elementos son indeseables y son removidos de los hidrocarburos total o parcialmente durante los procesos de la refinería. La composición elemental del crudo de petróleo está comprendida normalmente dentro de los siguientes intervalos:

Elementos	% en peso
Carbón	84 – 87
Hidrógeno	11 – 14
Azufre	0 – 4.5
Nitrógeno	0 – 0.9

Tabla 2.1.1 Composición del crudo.

Los hidrocarburos presentes en el crudo de petróleo se clasifican en tres tipos generales: parafinas (alcanos), naftenos (cicloalcanos) y aromáticos. Además hay un cuarto tipo, las olefinas (alquenos), que se forman durante el proceso de deshidrogenación de parafinas y naftenos.

El petróleo es una mezcla muy compleja, por lo que, exceptuando los componentes de bajo punto de ebullición, no se efectúa ningún intento de análisis para los componentes puros contenidos en el crudo de petróleo. Sobre el crudo se realizan pruebas analíticas relativamente sencillas y los resultados de las mismas se utilizan junto con correlaciones empíricas para la evaluación del crudo de petróleo como materia prima de la refinería en particular. Las propiedades más útiles son las siguientes.

Densidad, °API

La densidad del crudo de petróleo se expresa en términos de grados API más que en términos de peso específico. Esta propiedad se relaciona con el peso específico de manera que un incremento en la densidad API corresponde a un descenso en el peso específico. Los grados API pueden ser calculados a partir del peso específico mediante la siguiente ecuación:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{Pes.Esp.} - 131.5$$

La mayoría de los crudos se encuentran entre los 20 y 45 °API. De acuerdo a la densidad de los crudos en °API, los crudos pueden clasificarse en ligeros o pesados, como se muestra en la siguiente tabla.

Crudos	°API
Ligeros	> 30
Pesados	< 20

Tabla 2.1.2 Tipos de crudos de acuerdo a su densidad en °API.

Contenido de azufre, % peso

El contenido de azufre y la densidad API son las dos propiedades que tienen mayor influencia en el valor de crudo de petróleo. El contenido de azufre se expresa en % en peso de azufre. Aunque el término de crudo amargo hacía referencia inicialmente a los crudos que contenían H₂S disuelto independientemente del contenido total de azufre, también puede referirse a cualquier crudo de petróleo con un contenido de azufre suficientemente alto. No existe una línea divisoria clara entre los crudos amargos y dulces, pero el contenido de azufre del 0.5% se utiliza como criterio frecuentemente.

Punto de fluidez, °F (°C)

El punto de fluidez es la temperatura mínima a la que un aceite fluirá cuando se enfría, sin perturbaciones a un caudal estándar (ASTM D-99). Esta propiedad es un indicador aproximado del contenido de parafinas y aromáticos en el crudo, teniendo que un punto de fluidez más bajo corresponde a un mínimo contenido de parafinas y a un máximo contenido de aromáticos.

Residuo de carbón, % peso

El residuo de carbón se determina por destilación a un coque residual en ausencia de aire. El residuo de carbón se relaciona aproximadamente con el contenido asfáltico del crudo y con la fracción de aceite lubricante que puede recuperarse. En la mayoría de los casos cuanto menor es el contenido en carbón, más valioso es el crudo. Esta propiedad se expresa en términos de % en peso de residuo de carbón ya sea por medio del procedimiento ASTM de Ramsbottom (RCR) o Conradson (CCR) (D-524 y D-189).

Contenido de sales, lb/1000 bbl

Si el contenido de sales en el crudo, cuando se expresa como NaCl, es mayor a 10 lb de sal por 1000 barriles de crudo (lb/1000 bbl), es necesario desalar el crudo antes de ser procesado, de lo contrario pueden haber serios problemas de corrosión en los equipos.

Factores de caracterización

Existen varias expresiones que correlacionan el rendimiento y el contenido de parafinas y aromáticos en el crudo de petróleo, pero las más utilizadas son el UOP o factor de caracterización de Watson (K_w) y el índice de correlación del U.S. Bureau of Mines (CI).

$$K_w = \frac{T_B^{1/3}}{G}$$

$$CI = \frac{87,552}{T_B} + 473.7G - 456.8$$

donde

T_B = punto de ebullición promedio, °R

G = peso específico a 60° F

El índice de Watson de los crudos de petróleo varía desde 10.5 para crudos altamente nafténicos hasta 12.9 para crudos de base parafínica.

El índice de correlación es útil en la evaluación de las fracciones individuales provenientes del petróleo. La escala del CI se basa en las parafinas de cadena lineal que poseen un valor de 0, y en el benceno que posee un valor de 100. Los valores del CI no son cuantitativos, pero un valor más bajo de CI hace más alta la concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción, y cuanto mayor sea el valor de CI, mayores son las concentraciones de naftenos y aromáticos.

Contenido de nitrógeno, % peso

Un contenido alto en nitrógeno es indeseable ya que los compuestos orgánicos nitrogenados son causa de serios envenenamientos en los catalizadores utilizados en los procesos de refinamiento. Los crudos que contienen nitrógeno en cantidades superiores al 0.25% en peso requieren procesos especiales para eliminar el nitrógeno.

Intervalo de destilación

El intervalo de ebullición de un crudo nos indica los productos presentes. Esta propiedad se determina a través de métodos de prueba de laboratorio midiendo la temperatura a la cual los componentes del crudo se evaporan a una presión dada (generalmente presión atmosférica a menos que esté indicada otra base de presión). Como parte del ensayo del crudo se elabora la curva del “verdadero punto de ebullición” (TBP) graficando o tabulando el porcentaje en volumen de líquido del crudo que se evapora con la temperatura a presión atmosférica. Los numerosos componentes hidrocarbonados que constituyen el crudo generalmente tienen puntos de ebullición individuales que van de menos de 60° F hasta más de 1200° F.

Los ensayos de crudo son una compilación de resultados de numerosos análisis de laboratorio del crudo total o fracciones del crudo. Estas pruebas caracterizan un crudo y permiten que las refinerías evalúen la factibilidad de procesar un crudo dado en su refinería. Los ensayos de crudo varían extensamente en grado de detalle, pero presentan tanto las características de interés del crudo total, como de las fracciones del crudo.

Contenido de metales, ppm

El contenido de metales en el crudo de petróleo puede llegar a ser hasta más de 1000 ppm; pero aunque un crudo contenga concentraciones relativamente bajas, la presencia de metales es de considerable importancia. Cantidades pequeñas de algunos de estos metales (níquel, vanadio y cobre) pueden afectar seriamente las actividades de los catalizadores y dar lugar a productos de menor valor. Las concentraciones de vanadio superiores a las 2 ppm en los combustibles pueden dar lugar al deterioro del recubrimiento refractario de hornos y chimeneas.

Aunque se puede pensar que la destilación concentra los compuestos metálicos en el residuo, en realidad una considerable cantidad de compuestos organometálicos se pueden volatilizar a las temperaturas de destilación apareciendo en los destilados de punto de ebullición más bajo.

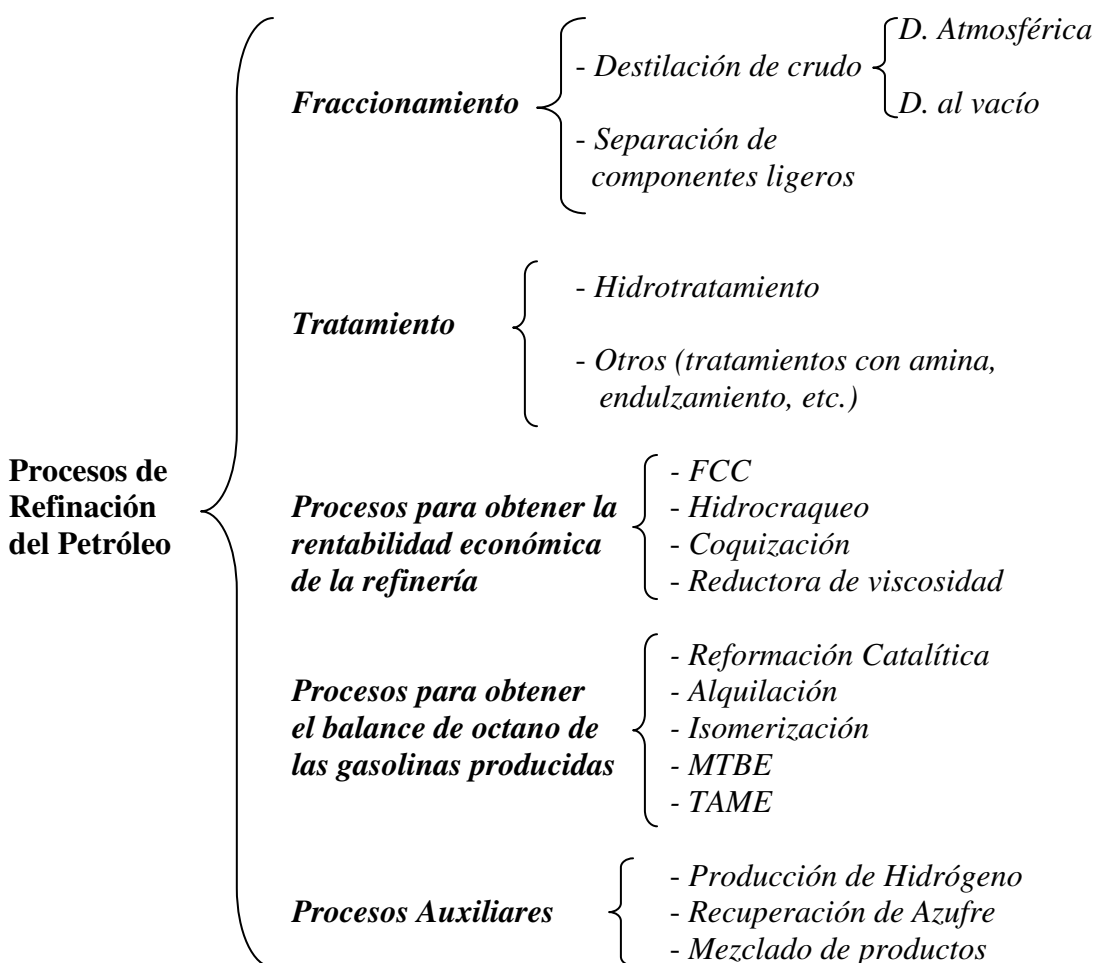
El contenido de compuestos metálicos puede reducirse mediante la extracción con disolventes con propano u otros disolventes similares, y los compuestos organometálicos pueden ser precipitados con asfaltenos y resinas.

De acuerdo a las propiedades mencionadas anteriormente, principalmente el nivel de azufre contenido en el crudo y la densidad del crudo, así como a la localización geográfica de origen del crudo, los crudos se nombran y se agrupan en amplias categorías. En México existen tres principales tipos de crudo:

- **Istmo.** Petróleo crudo ligero con densidad de 33.6° API y 1.3% de azufre en peso.
- **Maya.** Petróleo crudo pesado con densidad de 22° API y 4.5% de azufre en peso.
- **Olmeca.** Petróleo crudo muy ligero con densidad de 39.3° API y 0.8% de azufre en peso.

2.2 PROCESOS DE REFINACIÓN

Los procesos que se llevan a cabo en una refinería se pueden clasificar de acuerdo a la función que desempeñan en el procesamiento del crudo. Así se tiene que existen procesos que separan físicamente los componentes de la carga mediante una destilación, los que sirven para eliminar compuestos indeseados, los procesos que aumentan el valor agregado de los residuos, los que elevan la calidad de los productos, así como procesos auxiliares; los cuales son los siguientes:



La configuración típica de estos procesos en una refinería se muestra en la figura siguiente.

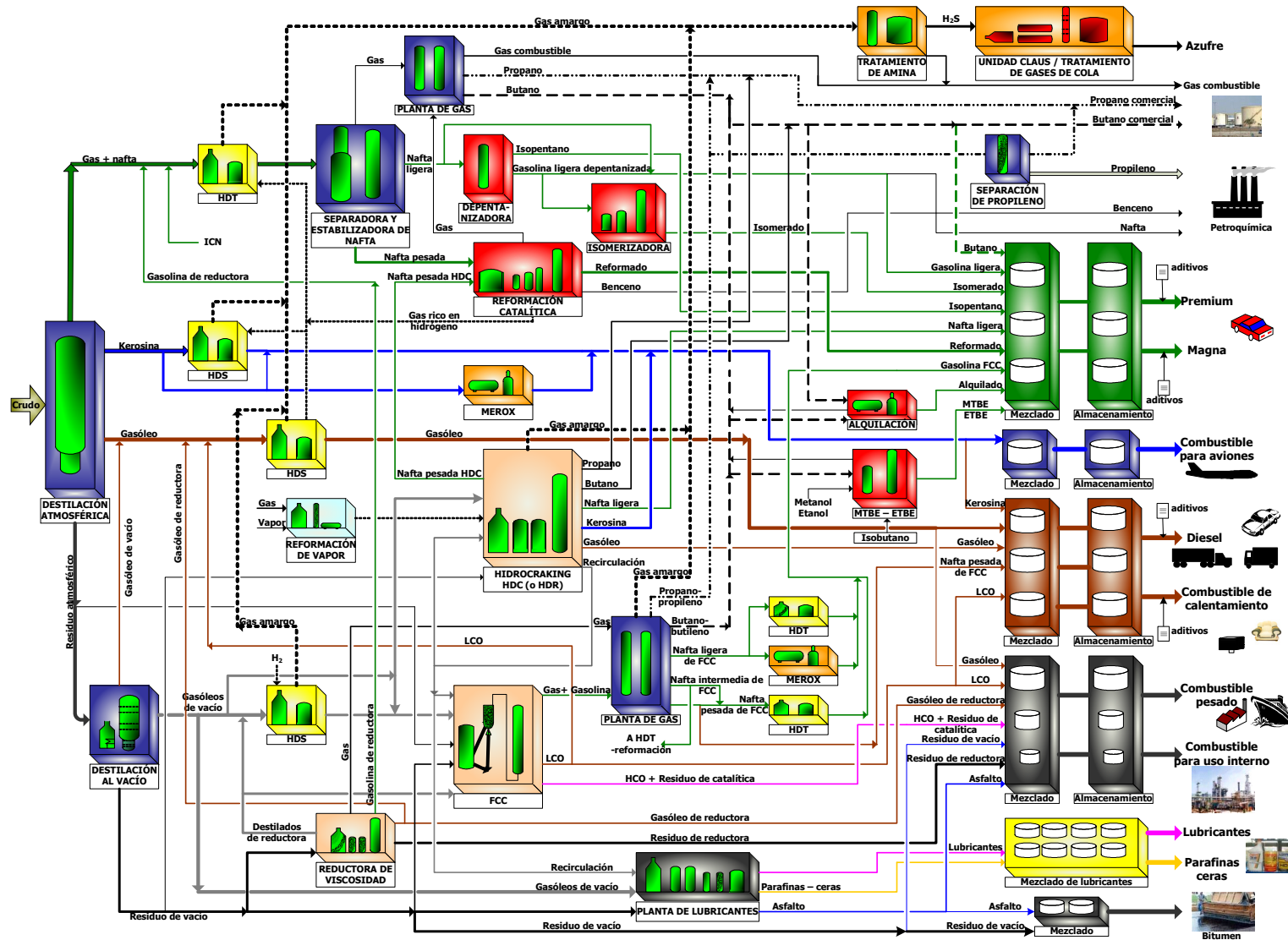


Figura 2.2.1 Esquema de una Refinería.

2.2.1 FRACCIONAMIENTO

Las diversas fracciones de crudo se obtienen a partir de una destilación, en la cual la alimentación se separa en varios cortes de determinados rangos de ebullición o en compuestos individuales de hidrocarburos. En el fondo de la columna se adiciona calor por medio de un rehervidor el cual vaporiza una porción del líquido del fondo de la torre para recircularlo en el fondo de la torre. En el domo de la columna se remueve calor a través de un condensador y después se regresa una porción de hidrocarburos condensados a la torre como “reflujo”. Esta adición de calor en el fondo y remoción de calor del domo de la torre establece el perfil de temperaturas a través de la torre. En algunos casos, se remueve calor adicional de corrientes de líquido “pumparound” las cuales son extraídas y regresadas a niveles intermedios de la torre. Los platos perforados o las secciones de camas empacadas permiten un contacto íntimo entre las fases líquido y vapor.

Los productos de menor punto de ebullición son los vapores del domo de la torre los cuales se condensan y salen como destilado. La materia de mayor punto de ebullición se presenta progresivamente hacia abajo de la torre. Las corrientes adicionales de un rango de punto de ebullición intermedio pueden ser extraídas en varios niveles de la torre como productos laterales. La materia de un rango de punto de ebullición alto es el producto líquido que se extrae del fondo de la torre.

El grado de separación de los componentes es una función de la altura de la(s) sección(es) de fraccionamiento de la torre y de la cantidad de energía que se aplica calentando o enfriando para promover un contacto íntimo entre las fases vapor y líquido.

2.2.1.1 Destilación Combinada del Crudo

La primera unidad del proceso de refinación es la unidad de Destilación Combinada del Crudo, la cual consiste en una torre de Destilación Atmosférica y una torre de Destilación al Vacío. El proceso de destilación atmosférica se muestra en la Figura 2.2.1. El crudo o mezcla de crudos se bombea desde los tanques de almacenamiento hasta los intercambiadores de calor que precalientan el crudo a 250° F (121.11° C) aproximadamente utilizando las corrientes de los productos.

La mayoría de los crudos contienen niveles apreciables de sales inorgánicas las cuales causan corrosión y ensuciamiento de los equipos, por lo que es necesario desalar el crudo antes de empezar su procesamiento. El crudo se puede desalar emulsificándolo con agua (7% en volumen aprox.), para que las sales se disuelvan en el agua, y después se extraiga esta fase acuosa. Para extraer esta fase primero se calienta la mezcla a una temperatura de 130 – 140° C, y después se pasa a través de un campo electrostático. Dependiendo del tipo de crudo (ligero o pesado) y de la cantidad de sales contenidas en él y la dificultad de su remoción, se puede emplear una segunda etapa de desalado para reducir las sales remanentes en el crudo a un valor tolerable. Cuando se manejan crudos con gravedad API entre 19 – 20°, las desaladoras de una etapa son efectivas si se trabajan a 250 psi y 300° F y se agregan agentes químicos constituidos por desemulsificantes y en algunas ocasiones algún agente humectante para la remoción de sólidos (con esto se logran reducir los niveles de sal a 1 – 2 lb/1000 bbl de crudo). Sin embargo, cuando se manejan crudos un poco más pesados (17 – 17.5° API) se

recomiendan desaladoras de dos etapas diseñadas para baja velocidad. Para crudos muy pesados (menos de 15° API) se usan diseños bi-eléctricos.

El crudo se vuelve a precalentar hasta la máxima temperatura posible (500 – 550° F, 260 – 287.78° C) intercambiando calor con las corrientes de los productos de la destilación. Finalmente, el crudo se calienta hasta 750° F (398.89° C) aproximadamente en un horno a fuego directo y se alimenta a la torre de Destilación Atmosférica.

Las fracciones que se extraen de la unidad de Destilación Atmosférica (de las más ligeras a las más pesadas) son: naftas, kerosina, gasóleos y residuos (la corriente líquida del fondo). La unidad de Destilación Atmosférica opera a una presión a sólo pocas psi por encima de la presión atmosférica en el domo de la torre.

La temperatura máxima de proceso en la unidad de Destilación Atmosférica es de 750° F (398.89° C), ya que por encima de esta temperatura, ocurre un craqueo térmico del petróleo en gases ligeros y coque. El coque es esencialmente carbono puro, y su presencia es indeseable en las unidades de proceso de refinación (con excepción de las unidades de Coquización) debido a que ensucia el equipo y afecta severamente su funcionamiento.

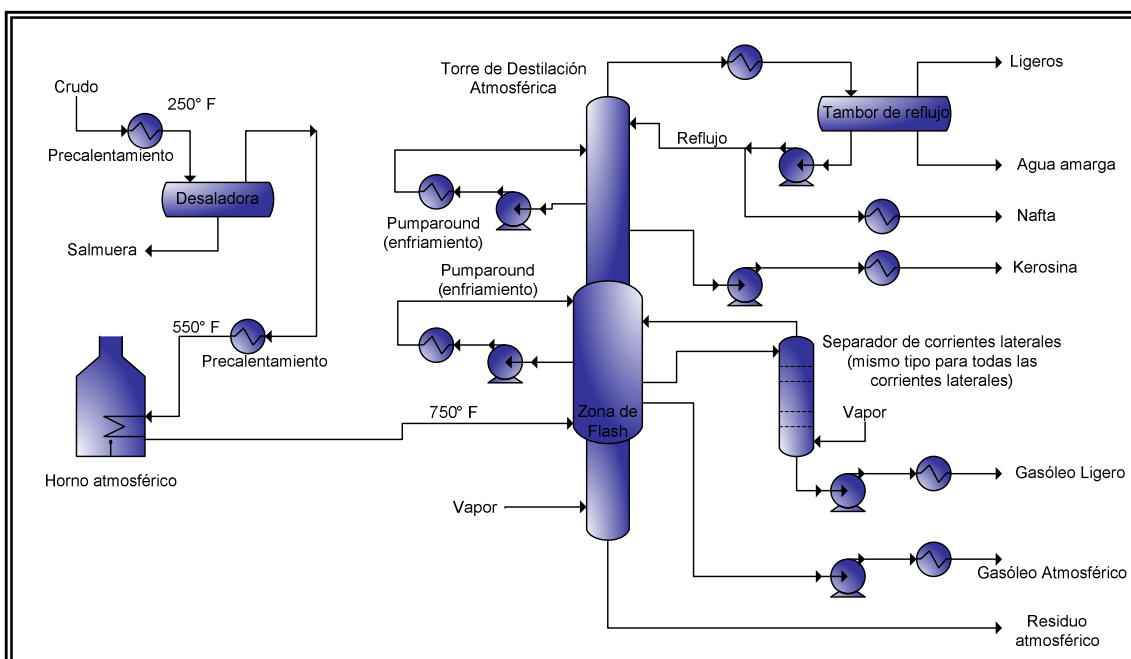


Figura 2.2.1 Destilación atmosférica.

La corriente del residuo atmosférico se fracciona después en una torre de Destilación al Vacío, ya que los hidrocarburos líquidos a una determinada temperatura a presión atmosférica ebulen a una menor temperatura cuando la presión se reduce lo suficiente. El proceso de destilación al vacío se muestra en la Figura 2.2.2. Mediante la creación de vacío con eyectores de vapor, la presión absoluta de operación en la torre de Destilación al Vacío puede ser de 10 mm Hg o menos. Además, se inyecta vapor con la alimentación a la torre de vacío y en el fondo de la torre de vacío para reducir la presión parcial de los hidrocarburos a 10 mm Hg o menos.

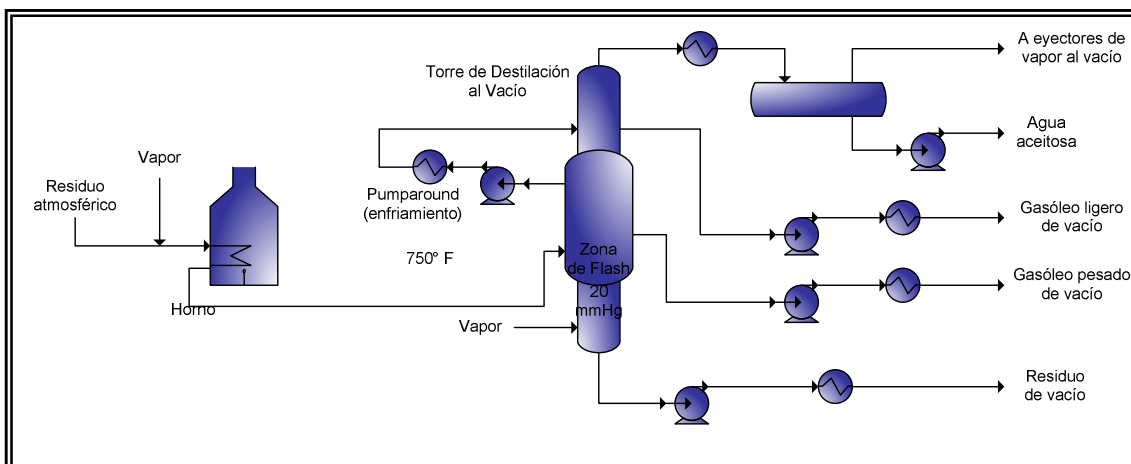


Figura 2.2.2 Destilación al vacío.

A continuación se presenta una tabla con fracciones primarias típicas y los rangos TBP de puntos de corte de la destilación del crudo (productos de la torre Atmosférica y de Vacío), en grados Fahrenheit y en grados Centígrados.

	Rango TBP inicial (° F)	Rango TBP final (° F)	Rango TBP inicial (° C)	Rango TBP final (° C)
Nafta ligera	60 – 90	180 – 220	15.56 – 32.22	82.22 – 104.44
Nafta pesada	180 – 220	330 – 430	82.22 – 104.44	165.56 – 221.11
Kerosina	330 – 380	480 – 550	165.56 – 193.33	248.89 – 287.78
Gasóleo ligero	420 – 520	610 – 650	215.56 – 271.11	321.11 – 343.33
Gasóleo Atmosférico	610 – 650	750 – 850	321.11 – 343.33	398.89 – 454.44
Gasóleo de vacío	750 – 800	950 – 1,050	398.89 – 426.67	510 – 565.56
Residuo de vacío	950 – 1,050		510 – 565.56	

Tabla 2.1.2 Rangos TBP de puntos de corte de la destilación del crudo.

Planta Estabilizadora

En algunas refinerías se incorpora una planta estabilizadora en la sección de destilación de crudo. El líquido condensado proveniente de la corriente de vapor del domo de la torre atmosférica contiene propano y butanos, lo cual hace que la presión de vapor sea más alta que la aceptable para las gasolinas finales. Para remover estos compuestos, el líquido condensado en exceso que no se manda como reflujo se carga a una torre estabilizadora donde la presión de vapor se ajusta removiendo el propano y los butanos de la corriente de gasolina ligera. Después, cuando se hacen las mezclas finales de los productos, se agrega n-butano a la gasolina para obtener la presión de vapor Reid deseada.

2.2.1.2 Separación de componentes ligeros

Los componentes ligeros son los hidrocarburos que ebulen a muy bajas temperaturas: metano, etano, propano, butanos, y pentanos, los cuales contienen de uno a cinco átomos de carbono en su estructura molecular, respectivamente. Estos compuestos se acumulan en las corrientes gaseosas que se producen en numerosas unidades de proceso de la refinería. Las corrientes de ligeros se separan por medio de una destilación y se tratan con amina para remover el H₂S.

En las corrientes de ligeros que contienen olefinas: etileno, propileno, butilenos, y pentenos (olefinas de dos a cinco carbonos, respectivamente, provenientes de los procesos de FCC y Coquización Retardada), éstas se separan de los compuestos ligeros saturados (provenientes de los procesos de Destilación de Crudo, Hidrotratamiento, Hidrocracking, y Reformación Catalítica) para ser utilizadas en procesos alternativos (por ejemplo, el etileno y el propileno para operaciones petroquímicas, y el propileno, butilenos, y pentenos para el proceso de Alquilación). Los componentes saturados después se destilan para obtener productos de acuerdo con las especificaciones requeridas (propano, butano e isobutano). El metano y el etano pueden ser alimentados al proceso de Generación de Hidrógeno, o quemados como gas combustible en hornos de proceso a fuego directo. La corriente de fondos de las columnas de Fraccionamiento de Ligeros, que contiene pentanos y compuestos más pesados, se utiliza como mezcla de almacenaje para gasolinas.

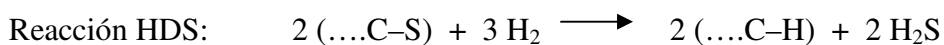
2.2.2 TRATAMIENTO

2.2.2.1 Hidrotratamiento

La mayoría de las corrientes de los productos intermedios que vienen de la unidad de Destilación de Crudo contienen niveles de azufre que exceden las especificaciones de los productos finales y/o las especificaciones de los catalizadores en unidades de proceso subsecuentes. El Hidrotratamiento es el proceso más comúnmente utilizado para remover el azufre de corrientes intermedias, además de que se pueden remover algunos metales como el níquel y el vanadio. Los equipos de este proceso pueden ser diseñados para procesar continuamente una alimentación de hidrocarburos en particular, o pueden procesar diferentes corrientes de alimentación.

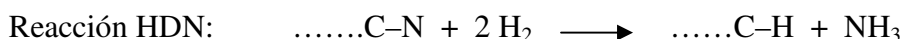
El Hidrotratamiento es un proceso en el cual el gas hidrógeno se mezcla con la corriente de hidrocarburos que se va a tratar y se introducen en un reactor que contiene varias camas de catalizador. Las reacciones de hidrodesulfuración (HDS) se llevan a cabo a una temperatura y presión elevadas, y además son exotérmicas, por lo que es necesario enfriar constantemente la corriente de hidrocarburos a lo largo del reactor para que el soporte del catalizador no pierda su estructura cristalina y se desactive debido a las altas temperaturas. El catalizador es un sólido que consiste en una base de alúmina impregnada con óxidos de metales. Tienen forma de pequeños pellets (diámetro de 1/8 in por menos de 1 in de longitud), generalmente en forma de cilindros, para maximizar el área efectiva de contacto entre los reactivos. En las reacciones HDS, los óxidos metálicos más comunes que se impregnan en el catalizador son de cobalto y molibdeno. Cuando ocurren reacciones de hidrogenación (HDN) junto con reacciones HDS, los óxidos metálicos que se impregnan en el catalizador son de níquel y molibdeno.

En las reacciones HDS, se rompe el enlace entre los átomos de carbono y azufre, y el átomo de azufre es sustituido por un átomo de hidrógeno. El átomo de azufre se combina con hidrógeno adicional para formar H₂S.



De la misma manera, en la reacción HDN, se rompe el enlace entre los átomos de carbono y nitrógeno, y el átomo de nitrógeno es sustituido por un átomo de hidrógeno.

El átomo de nitrógeno se combina con hidrógeno adicional para formar amoníaco (NH_3).



Las reacciones HDS y HDN ocurrirán más rápidamente mientras mayor sea la temperatura y presión del reactor (lo que provoca un incremento en la presión parcial del hidrógeno) y mayor sea el volumen de catalizador con respecto al volumen de hidrocarburos que serán tratados. Para un crudo dado, comparando dos fracciones de diferentes puntos de ebullición, la fracción de un mayor rango de punto de ebullición generalmente contiene mayor concentración de azufre y nitrógeno. Además, el azufre y el nitrógeno se remueven más fácilmente de los compuestos de menor punto de ebullición. Como resultado, la severidad del reactor se debe incrementar entre mayor sea el rango de ebullición de la fracción. Las reacciones HDN generalmente requieren mayor severidad del reactor que las reacciones HDS.

En general, las condiciones de proceso del Hidrotratamiento en el reactor van de 400 psi (28.12 kg/cm^2) y 500° F (260° C) para naftas, hasta 2000 psi (140.61 kg/cm^2) y 800° F (426.67° C) para gasóleos pesados y residuo de vacío. La cantidad de hidrógeno que se consume por barril de alimentación, y por lo tanto que se requiere se incrementa significativamente cuando la alimentación es más pesada.

El proceso de Hidrotratamiento se muestra en la Figura 2.2.3 y se describe a continuación. Las corrientes de alimentación y de hidrógeno se precalientan intercambiando calor con el efluente del reactor, y después se mezclan ya sea antes o después de ser calentadas en un horno a fuego directo. Posteriormente, las corrientes se introducen por la parte superior del reactor. El efluente del reactor (hidrógeno, hidrocarburos ligeros, H_2S y NH_3) se enfría intercambiando calor con la alimentación, para después separar las fases líquida y vapor.

La corriente líquida se manda a una torre agotadora en la cual se emplea vapor (o nitrógeno en algunos casos) para separar el H_2S , la nafta y componentes ligeros generados en el reactor, de los productos pesados. Cuando la corriente de nafta contiene componentes ligeros se le llama nafta inestabilizada. La corriente del producto líquido agotado se enfría antes de disponerlo en tanques para ser utilizado en otros procesos o como producto final.

La corriente de vapor, que contiene hidrógeno principalmente, se puede comprimir y recircular al reactor. La alimentación fresca de hidrógeno (pureza del hidrógeno de 75 – 100% dependiendo de la fuente de hidrógeno) se mezcla con el hidrógeno recirculado y con la corriente de hidrocarburos en la parte superior del reactor como se había mencionado anteriormente. La corriente de purga del gas efluente se trata con amina para absorber el H_2S antes de ser utilizada como gas combustible, productos ligeros o en procesos petroquímicos.

La actividad del catalizador puede verse afectada por la acumulación de coque y metales que atacan la superficie del catalizador y bloquean los sitios activos del mismo. Para prevenir esto, la temperatura del reactor se incrementa gradualmente conforme se requiera. Debe estar previsto un paro del reactor cuando el reactor alcance la máxima temperatura de operación (750° F , 398.89° C , generalmente) para permitir que el

catalizador sea reemplazado con catalizador fresco o regenerado. Dependiendo de catalizador, la alimentación y las condiciones requeridas, el catalizador puede permitir corridas de uno a cuatro años.

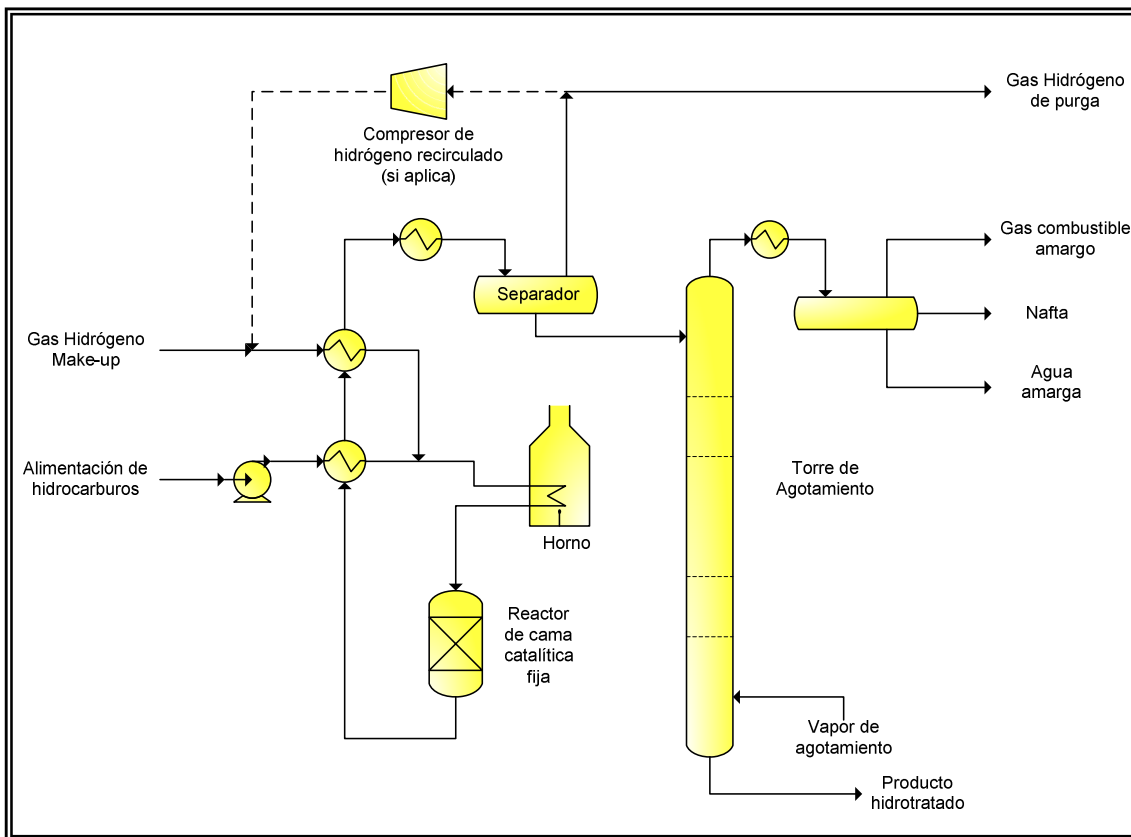


Figura 2.2.3 Hidrotratamiento.

2.2.2.2 Otros tratamientos

Antes de ser considerados como productos finales, los combustibles que se obtienen en la refinería deben ser tratados para remover impurezas que puedan causar olor, color, corrosión, etc. El ácido sulfhídrico (H_2S) y otros compuestos de azufre como los mercaptanos son ejemplos de dichas impurezas.

Para remover el H_2S de las corrientes ligeras como el gas combustible y el propano (gas licuado de petróleo "LPG") se utilizan soluciones acuosas de amina como la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) o metildietanolamina (MDEA). La solución de amina después se regenera aplicando calor para remover el H_2S . La corriente rica en H_2S producida (gases ácidos) se envía a una planta de conversión de azufre.

En el caso de las gasolinas, es necesario remover los mercaptanos mediante procesos de endulzamiento. Estos procesos utilizan sosa y en algunos casos aire para convertir los mercaptanos a disulfuros o removerlos.

Los combustibles de avión que no han sido hidrotratados generalmente se someten a un lavado cáustico para neutralizar los ácidos nafténicos. Asimismo también se pueden remover surfactantes y el color pasándolo a través de una cama de arcilla.

2.2.3 PROCESOS PARA OBTENER LA RENTABILIDAD ECONÓMICA DE LA REFINERÍA

En estos procesos se llevan a cabo reacciones químicas para obtener productos de mayor valor agregado. Estas reacciones permiten mejorar las especificaciones de calidad de los productos reorganizando su estructura molecular para obtener compuestos más ligeros.

2.2.3.1 Craqueo Catalítico Fluidizado

La unidad de proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) es considerada como el corazón de la refinería debido a que corrige el desequilibrio reflejado en que la demanda de productos ligeros es mayor y el fraccionamiento del crudo genera un exceso de pesados. El proceso FCC convierte los gasóleos pesados en productos ligeros los cuales se utilizan como componentes de las mezclas de gasolinas y diesel. Además, la nafta olefínica que produce la FCC tiene un alto número de octano.

El proceso FCC rompe los enlaces carbono – carbono de las moléculas de los gasóleos pesados para obtener moléculas más pequeñas que ebulen a temperaturas mucho más bajas. Las reacciones pueden alcanzar conversiones del 70 – 80%.

Las reacciones de craqueo de la unidad FCC son catalíticamente promovidas a altas temperaturas, 950 – 1020° F (510 – 548.89° C). A estas temperaturas se forma coque el cual desactiva el catalizador bloqueando los sitios activos lo que impide el contacto íntimo entre el catalizador y los hidrocarburos. Para mantener la actividad del catalizador, se utiliza un catalizador en polvo muy fino de zeolita que se comporta como un fluido. El catalizador fluidizado circula continuamente en la FCC del reactor al regenerador y después regresa al reactor. El coque se remueve del catalizador en el regenerador por medio de una combustión incompleta controlada del carbón con oxígeno para formar monóxido y dióxido de carbono.

El proceso del craqueo catalítico fluidizado se muestra en la Figura 2.2.4 y se lleva a cabo de la siguiente manera. Los gasóleos que se alimentan a la unidad FCC se precientan intercambiando calor con los productos del reactor y después en un horno a fuego directo antes de ser mezclados con el catalizador regenerado caliente (1200 – 1350° F, 648.89 – 732.22° C). El catalizador caliente vaporiza los gasóleos y los calienta hasta la temperatura del reactor. Para prevenir el “sobrecraqueo” que produce una cantidad excesiva de ligeros a expensas de la producción de gasolinas, el tiempo de contacto entre los gasóleos y el catalizador se minimiza. La mayoría de las reacciones de craqueo ocurren en la línea de transferencia entre el punto inicial de contacto entre el catalizador y la alimentación y el “reactor”. La principal función del reactor es separar el catalizador del gasóleo. Los ciclones primario y secundario se utilizan para terminar de separar los hidrocarburos vaporizados del catalizador sólido pulverizado. Los hidrocarburos se condensan y se destilan en una columna fraccionadora para obtener los siguientes productos: nafta catalítica, gasóleo ligero catalítico, gasóleo pesado catalítico y fondos catalíticos. El gasóleo pesado catalítico (también llamado aceite cíclico) generalmente se recircula al reactor. El catalizador después fluye al regenerador donde se quema el coque al introducir aire. El flujo de aire al regenerador se controla para proveer sólo el oxígeno suficiente para llevar a cabo una combustión parcial del carbón a monóxido de carbono el cual previene el sobrecalentamiento del catalizador.

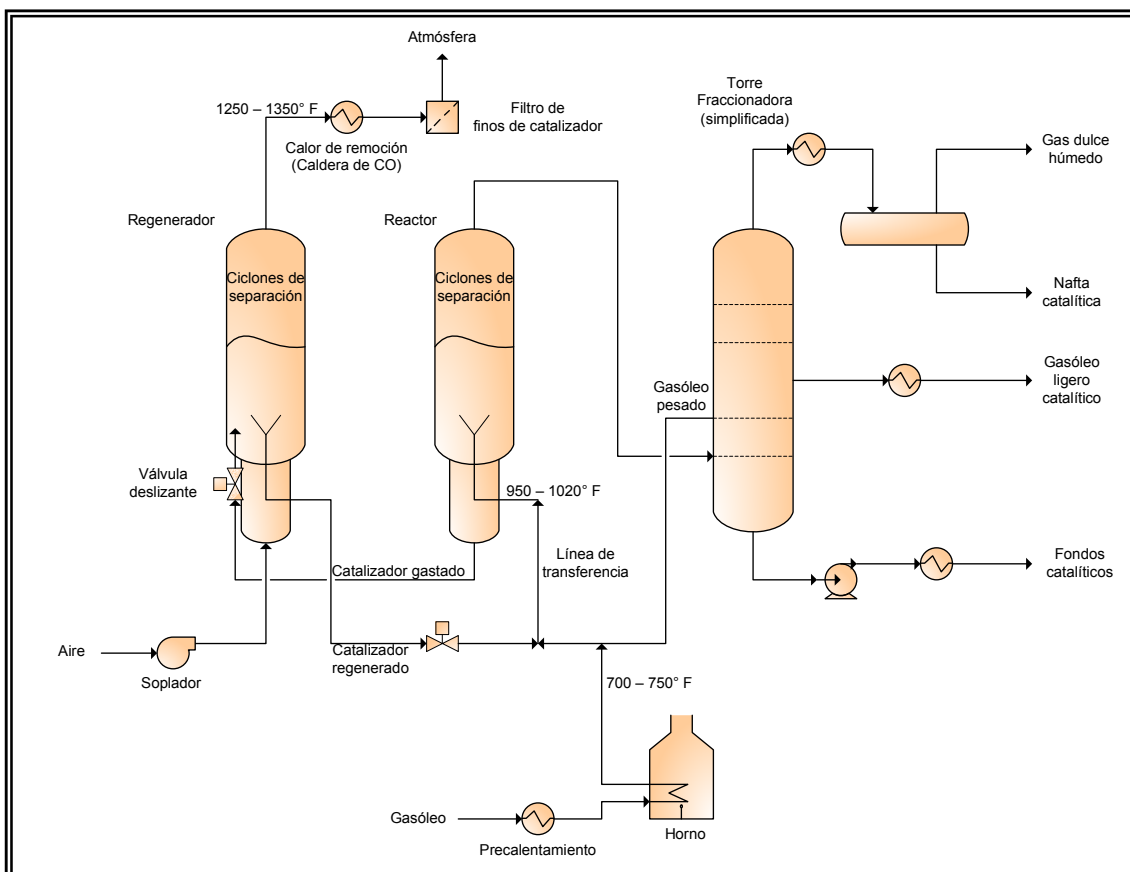


Figura 2.2.4 Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC).

2.2.3.2 Reductora de viscosidad

La reducción de viscosidad es una manera efectiva y barata de producir productos más valiosos a partir de residuos pesados. Inicialmente se usaba para reducir la viscosidad y/o punto de fluidez de los combustóleos. Actualmente se emplea para obtener alimentación adicional para las plantas catalíticas y reducir la producción de combustóleo. El combustóleo residual es el producto de menor valor que se obtiene en una refinería, teniendo un costo menor que el crudo de petróleo, por lo que es necesario minimizar su producción.

La reducción de viscosidad es un proceso de craqueo térmico medio. Las principales reacciones que ocurren son las siguientes:

1. Craqueo de las cadenas laterales que están unidas o se encuentran cercanas a los anillos de las cicloparafinas y de los compuestos aromáticos, así las cadenas son removidas o reducidas a grupos metil o etil.
2. Craqueo de las resinas para obtener hidrocarburos ligeros (olefinas principalmente) y compuestos que se convierten en asfaltenos.
3. A temperaturas superiores a 900° F (480° C), se craquean algunos anillos nafténicos. A temperaturas inferiores puede ocurrir poco craqueo de los anillos nafténicos.

Existen dos tipos de procesos, el craqueo en horno y el craqueo "soaker". Como en todas las operaciones de craqueo, las reacciones dependen del tiempo y la temperatura.

En el craqueo en horno se usan temperaturas más altas a la salida del horno (885 – 930° F, 473.89 – 498.89° C) y tiempos de reacción de uno a tres minutos, mientras que en el proceso “soaker” la temperatura a la salida del horno es más baja (880 – 830° F, 471.11 – 443.33° C) y el tiempo de reacción es mayor. Los rendimientos y las propiedades de los productos son similares en ambos procesos, pero el segundo tiene la ventaja de utilizar menor cantidad de energía y de tener mayores tiempos de corridas antes de parar la operación para remover el coque de los tubos del horno. El craqueo en horno comúnmente tiene corridas de 3 a 6 meses, mientras que el craqueo “soaker” tiene corridas de 6 a 18 meses. Sin embargo, esta aparente ventaja es parcialmente compensada con la gran dificultad que implica la limpieza del tambor “soaker” (soaking drum).

El proceso de horno es el más utilizado. Consiste en un horno y una torre fraccionadora. La reacción se lleva a cabo en el horno, donde la alimentación se calienta hasta la temperatura de craqueo (885 – 930° F, 473.89 – 498.89° C). El efluente del horno se enfría para detener la reacción antes de ser separado con la corriente de gasóleo o del fondo de la torre fraccionadora.

En el proceso “soaker”, que se muestra en la Figura 2.2.5, se tiene además un tanque entre el horno y la torre fraccionadora. La alimentación sale del horno a una temperatura entre 800 y 820° F (427 – 438° C) y pasa a través de un tambor “soaker”, el cual provee mayor tiempo de reacción antes de ser enfriado.

Las unidades de operación deben estar diseñadas para soportar presiones tan altas como de 750 psig (52.73 kg/cm²) para la fase líquida y tan bajas como de 100 – 300 psig (7.03 – 21.09 kg/cm²) para un 20 – 40% de vaporización en la salida del horno.

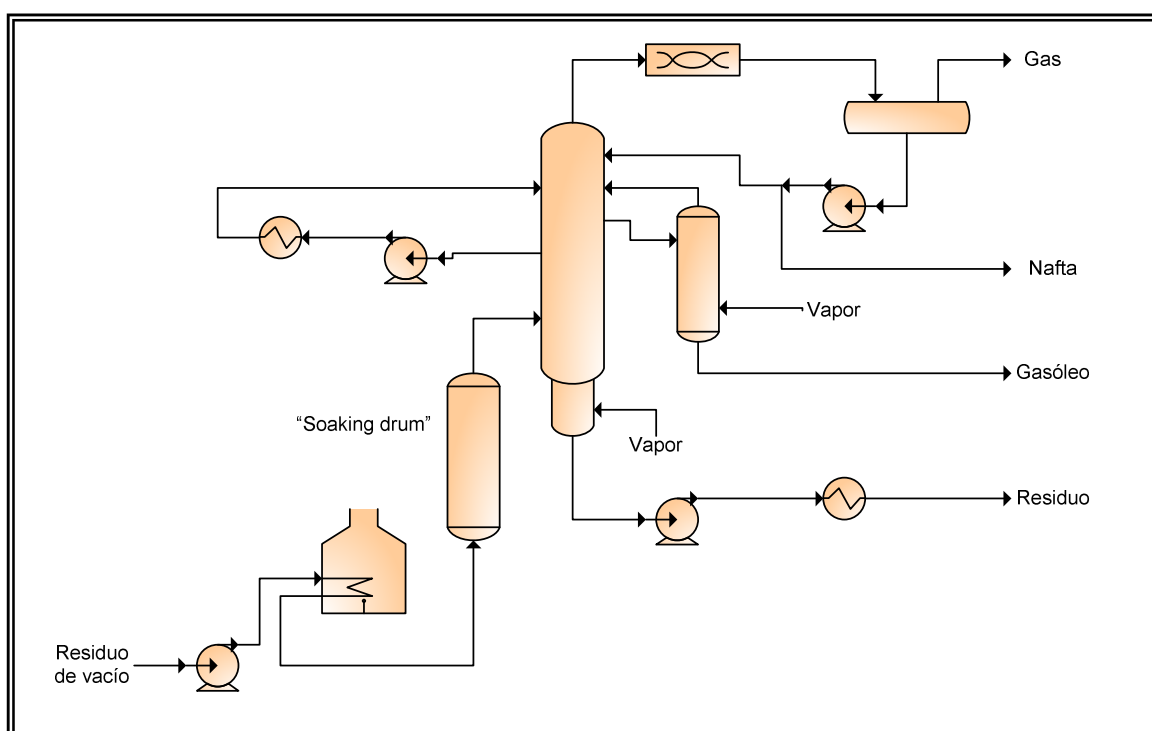


Figura 2.2.5 Reductora de viscosidad (tipo “soaker”).

2.2.3.3 Hidrocraqueo

Este proceso es similar al de FCC ya que las moléculas pesadas de los gasóleos se craquean catalíticamente para obtener moléculas más pequeñas que ebullicen en los rangos de la gasolina, la kerosina y el diesel. La principal diferencia radica en que las reacciones de Hidrocraqueo se llevan a cabo en un ambiente rico en hidrógeno. Ocurren dos reacciones. En la primera, se rompe el enlace carbono – carbono (reacción de craqueo, endotérmica), y en la segunda, un átomo de hidrógeno se une al de carbono (reacción de hidrogenación, exotérmica). Los productos son compuestos saturados. El efecto neto de las reacciones endotérmicas y exotérmicas es un incremento de la temperatura a través de cada cama del reactor, ya que es mayor el calor que se produce debido a las reacciones de hidrogenación que la que se consume en las reacciones de craqueo.

Las alimentaciones típicas a esta planta son los gasóleos ligeros, provenientes de la planta FCC, el proceso de coquización, etc. La nafta pesada que se produce es una excelente alimentación de la Reformación Catalítica aunado a la significativa presencia de naftenos creados por la saturación de los aromáticos en la alimentación del gasóleo con hidrógeno. El proceso de Hidrocraqueo también produce excelentes componentes para los combustibles de avión. Los rendimientos a través de la unidad de Hidrocraqueo pueden exhibir ganancias de volumen de líquido de hasta 20 – 25%.

Los reactores del proceso de Hidrocraqueo generalmente contienen múltiples camas fijas de catalizador. Los pellets del catalizador tienen una forma similar al catalizador del hidrotreamiento; sin embargo, los metales activos impregnados en la base de sílica alúmina son generalmente paladio, platino o níquel, dependiendo del licenciador del catalizador. El azufre y el nitrógeno son venenos para el catalizador, por lo que se requiere que la alimentación sea procesada en un reactor HDS/HDN de alta severidad (que contiene camas de catalizador de base de alúmina impregnada en óxidos de níquel/molibdeno) antes de entrar al (los) reactor(es) de Hidrocraqueo. Los reactores HDS/HDN y del Hidrocraqueo operan a altas presiones, de 1500 a 3000 psi (105.46 – 210.92 kg/cm²), para poder proveer el ambiente rico en hidrógeno requerido para que se lleven a cabo las reacciones. Las temperaturas del reactor varían de 650° F (343.33° C) al inicio de la corrida a 800° F (426.67° C) al final de la corrida. La temperatura requerida depende del tipo de alimentación, la actividad del catalizador y el rendimiento que se quiera obtener. Los reactores de Hidrocraqueo contienen múltiples camas para permitir el quencheo con hidrógeno frío para prevenir un aumento descontrolado de la temperatura lo que resultaría en un grave deterioro del equipo. Cuando las camas de catalizador alcanzan el límite de temperatura, debe realizarse un paro para permitir que las camas de catalizador sean reemplazadas por catalizador fresco o regenerado.

Como puede verse en la Figura 2.2.6, las unidades de Hidrocraqueo pueden ser de una o dos etapas de reactores. La segunda etapa permite que la conversión total de los gasóleos ligeros en compuestos de menor punto de ebullición se incremente. Esto se logra recirculando la corriente de punto de ebullición del diesel del fondo de la torre fraccionadora, al segundo reactor, donde ésta se convierte en compuestos más ligeros.

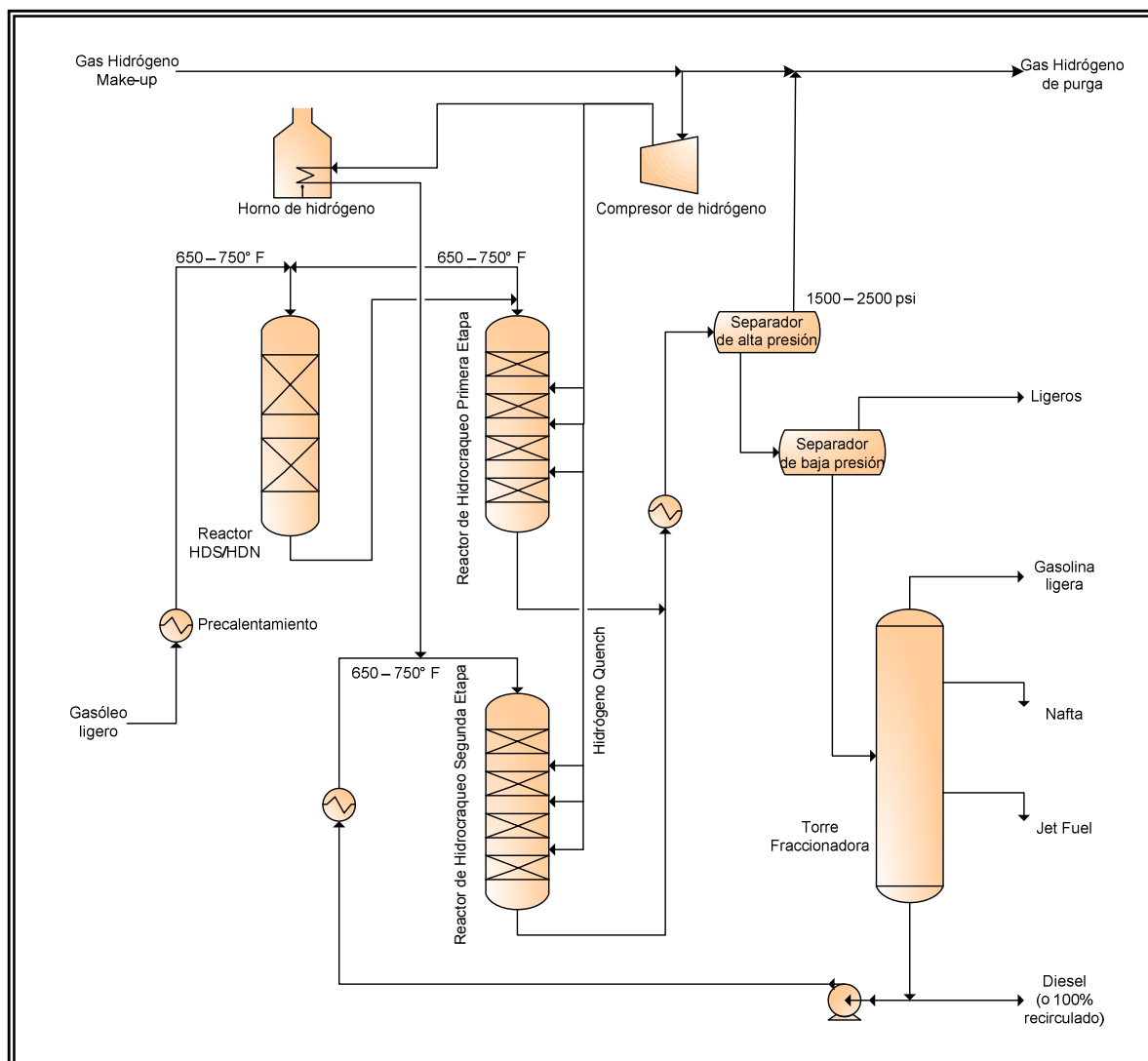


Figura 2.2.6 Hidrocracking.

2.2.3.4 Coquización

Con excepción del proceso de coquización, la formación de coque es indeseable en las operaciones de la refinería debido a que causa ensuciamiento del equipo y reduce la actividad de los catalizadores. Sin embargo, en el proceso de coquización, se provoca la generación de coque para maximizar la conversión del residuo de vacío a productos de alto valor.

A pesar de que existen varias configuraciones del proceso de coquización, casi todas las unidades de coquización de las refinerías de petróleo modernas son del tipo Coquización Retardada. El proceso de Coquización Retardada craquea térmicamente el residuo de vacío para obtener productos ligeros como gas, nafta, gasóleos y coque. Aunque el rendimiento en volumen de líquido varía de acuerdo a las propiedades de la alimentación, puede llegar a obtenerse un rendimiento del 75%.

Como se ha visto anteriormente, el coque de petróleo tiende a formarse siempre que los hidrocarburos se expongan a temperaturas más allá de los 750° F (398.89° C). En el proceso de Coquización Retardada, que se muestra en la Figura 2.2.7, el residuo de

vacío primero se alimenta a una columna fraccionadora de coque para remover los compuestos ligeros. Después, los fondos de la columna fraccionadora se calientan a 900° F (482.22° C) o más en un calentador a fuego directo utilizando altas velocidades en los tubos del calentador y adicionando vapor para minimizar la deposición de coque en los tubos. Posteriormente, esta corriente se introduce a un tambor de coque donde el efecto combinado del tiempo de retención y la temperatura dan lugar a la formación de coque, el cual se sedimenta. Los vapores del domo del tambor de coque se mandan a la columna de fraccionamiento permitiendo la destilación de los productos. Las unidades de Coquización Retardada emplean dos, tres, cuatro o más tambores de coque en paralelo. Cuando el tambor de coque en servicio se llena hasta un margen de seguridad de la parte superior, el efluente del calentador se cambia al tambor de coque vacío y se aísla el tambor lleno, al cual se le inyecta vapor para eliminar los vapores de hidrocarburos, se enfría mediante llenado con agua, se abre, se desagua, y se retira el coque. La operación de decoquizar tiene lugar ya sea mediante un taladrador mecánico o escariador, o con un sistema hidráulico.

La columna fraccionadora separa mediante una destilación la alimentación y el producto de la reacción de coquización en gas, nafta, gasóleos ligero y pesado, y los fondos. La corriente de fondos se recircula hacia el calentador y los tambores de coque. Los productos que se obtienen en la Coquización Retardada son olefinas, y algunas veces diolefinas. La nafta obtenida se manda a la planta de Reformación Catalítica (después del Hidrotratamiento para remover azufre y saturar las diolefinas) o a la de Hidrocraqueo. El gasóleo ligero puede ser enviado a la unidad de Hidrocraqueo o a la de FCC. El gasóleo pesado se envía a Hidrotratamiento y a la FCC. Los gasóleos también pueden ser utilizados como componentes de las mezclas de combustibles, después de ser sometidos a un Hidrotratamiento para remover el azufre.

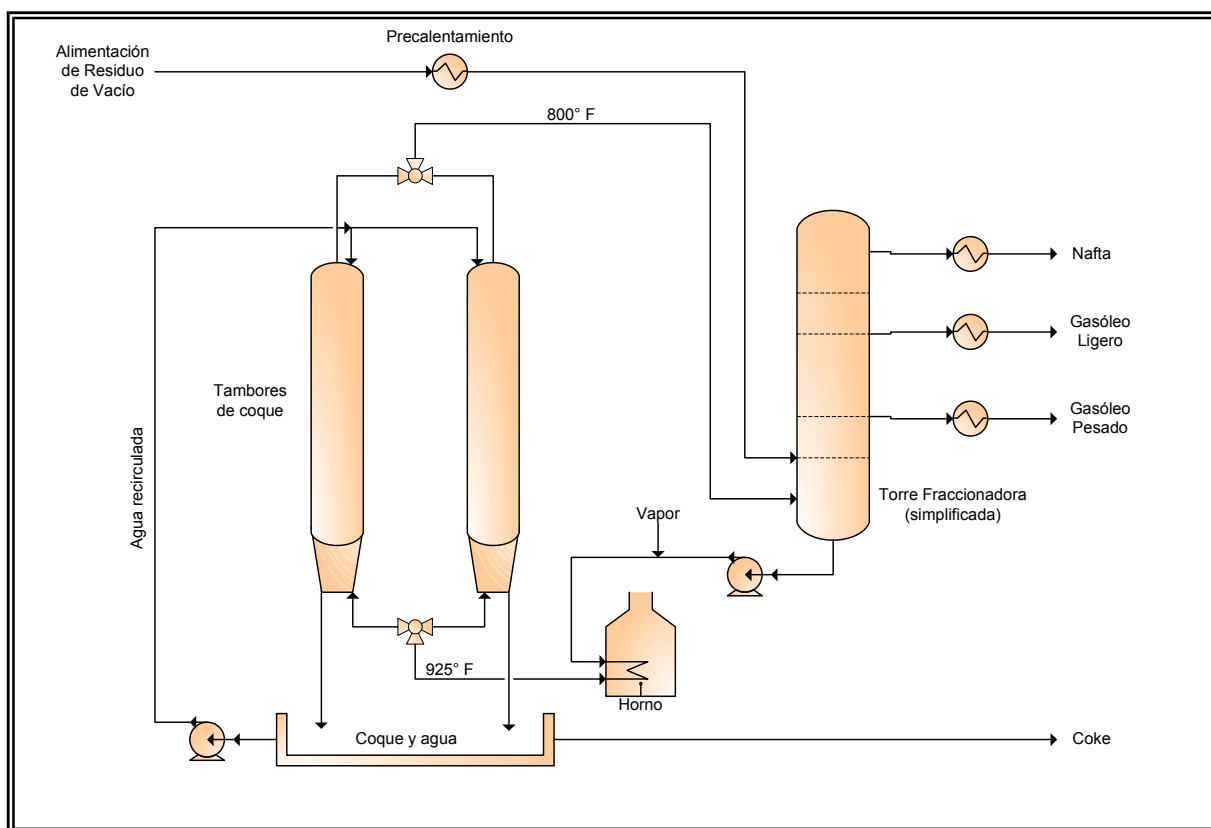


Figura 2.2.7 Coquización.

2.2.4 PROCESOS PARA OBTENER EL BALANCE DE OCTANO DE LAS GASOLINAS PRODUCIDAS

2.2.4.1 Reformación Catalítica

Las gasolinas deben cumplir con especificaciones para asegurar un buen funcionamiento del motor de los vehículos. Una de estas especificaciones es el número de octano.

Desafortunadamente, las fracciones desulfuradas de nafta ligera y pesada del crudo tienen muy bajo número de octano (la nafta pesada es de 50 (RON+MON)/2). Debido a esto, es necesario someter estas fracciones a un proceso llamado Reformación Catalítica, en el cual se cambia la estructura molecular de la nafta pesada para incrementar el porcentaje de los componentes de alto octanaje.

Los hidrocarburos que constituyen la nafta pesada se clasifican en: parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos. Las parafinas y olefinas son compuestos de cadenas lineales o ramificadas, y los naftenos y aromáticos son compuestos cíclicos. Las parafinas y los naftenos son hidrocarburos saturados, es decir, sus átomos de carbono tienen unidos el máximo número de hidrógenos que pueden tener. Las olefinas y los compuestos aromáticos son hidrocarburos insaturados, ya que tienen dobles enlaces entre sus átomos de carbono. Los compuestos saturados de cadena lineal muestran bajos números de octano, y los compuestos saturados de cadenas ramificadas exhiben progresivamente números de octano mayores, mientras que los compuestos insaturados tienen números de octano muy altos.

En la Reformación Catalítica se utiliza un catalizador de un metal precioso (platino sobre una base de alúmina) y se opera a altas temperaturas para convertir las parafinas y naftenos en compuestos de alto octanaje. El azufre es un veneno para el catalizador, por lo que es necesario remover el azufre de la corriente de alimentación por medio del hidrotreamiento antes de entrar a este proceso. Las reacciones que ocurren en el proceso de Reformación Catalítica son de varios tipos: conversión de olefinas a parafinas, isomerización de parafinas (a cadenas ramificadas, y en menor parte a naftenos), y conversión de naftenos a aromáticos. La corriente de reformado que se obtiene tiene un RON de 96 – 102 dependiendo de la severidad del reactor y las características de la alimentación. Las reacciones de deshidrogenación que convierten los naftenos a compuestos aromáticos producen hidrógeno, el cual se distribuye a otros procesos de la refinería donde se utiliza como materia prima.

El proceso de Reformación Catalítica consiste en una serie de reactores esféricos los cuales operan a temperaturas de aproximadamente 900° F (482.22° C). Las reacciones de reformación son endotérmicas, por lo que se coloca un horno entre cada reactor para mantener la temperatura alta. Como resultado de las altas temperaturas, el catalizador se llega a desactivar por la formación de coque el cual reduce el área efectiva de contacto.

Existen varias configuraciones del proceso de Reformación Catalítica, las cuales difieren entre sí en la manera en que se regenera el catalizador. La regeneración del catalizador involucra el quemado del coque con oxígeno. Las plantas de reformación semirregenerativas, como la que se muestra en la Figura 2.2.8, tienen la configuración más simple, la cual requiere un paro para regenerar el catalizador de todos los reactores

(generalmente cuatro). La configuración cíclica utiliza un reactor adicional el cual sustituye a uno de los reactores cuando se está regenerando. La configuración de regeneración continua del catalizador (CCR), la más compleja, permite que el catalizador sea continuamente removido para su regeneración y reemplazado después de su regeneración.

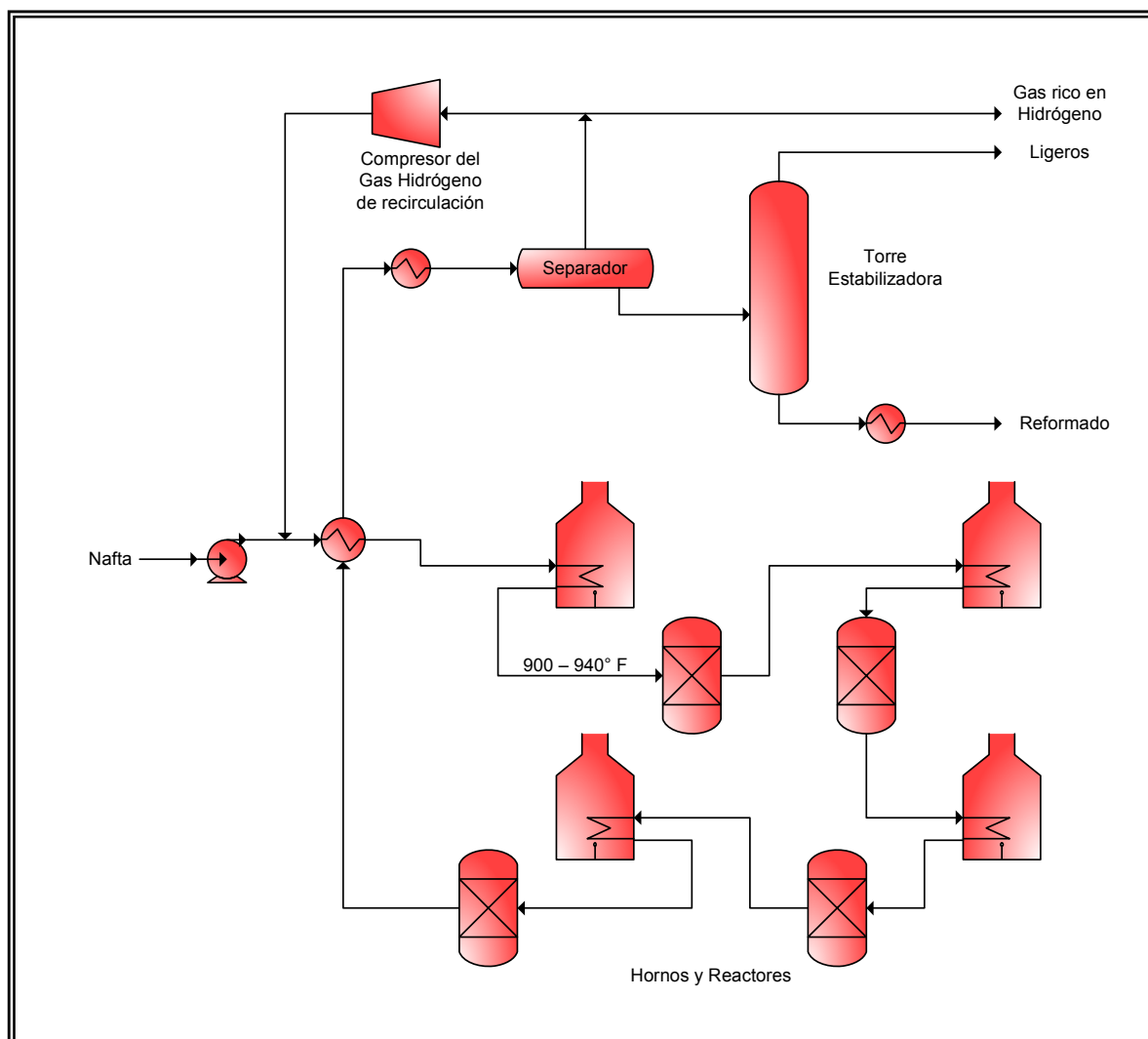


Figura 2.2.8 Reformación Catalítica.

2.2.4.2 Alquilación

La Alquilación es un proceso que provee un mayor valor a las olefinas ligeras que se obtienen en la FCC. El propileno proveniente de la FCC generalmente se dispone para la Alquilación a menos que sea más rentable usarlo en un proceso petroquímico. En el proceso de Alquilación, el propileno, butileno, y si es factible, el pentileno, se combinan con isobutano en una reacción catalizada de alquilación para producir moléculas ramificadas saturadas de siete, ocho o nueve carbonos, respectivamente. El alquilado obtenido (isoheptano, isooctano, isononano) tiene una baja presión de vapor y muy alto octanaje. El valor de alto octano hace al alquilado un excelente componente para las gasolinas Premium, además no contiene olefinas, ni aromáticos, ni azufre.

La reacción de alquilación es catalizada por la presencia de ácidos fuertes: ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico. Ambos ácidos son extremadamente corrosivos. El ácido

fluorhídrico se encuentra en estado gaseoso en condiciones ambientales, por lo que deben tomarse medidas extremas para impedir que escape al ambiente.

El proceso que utiliza ácido fluorhídrico (HF) como catalizador, es el que se usa en la refinería de Tula. El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la Figura 2.2.9 y se describe a continuación.

Las corrientes de alimentación que son las olefinas y el isobutano se deshidratan pasándolas a través de una unidad desecante de cama sólida. Una buena deshidratación es esencial para minimizar la corrosión del equipo debido a la adición de agua al HF.

Después de la deshidratación las corrientes de alimentación se mezclan con HF a una presión que mantenga todos los compuestos en fase líquida. Después se deja que la mezcla de reacción se separe en dos fases en un decantador. El ácido tiene una mayor densidad que la mezcla de hidrocarburos, por lo que se extrae del fondo del decantador y se enfría (la reacción es exotérmica). El ácido se recircula y se mezcla con alimentación fresca.

Una corriente de ácido se extrae del decantador y se alimenta a una columna que remueve el agua disuelta y los hidrocarburos polimerizados. Esta columna contiene cerca de cinco platos y opera a 150 psig (10.55 kg/cm²). El producto de domos de la columna es ácido fluorhídrico, el cual se condensa y se recircula. El producto de fondos es una mezcla de residuos y un azeótropo de HF-agua. Estos compuestos se separan en un decantador de residuos (no se muestra en el diagrama). El residuo se utiliza como combustible y la mezcla HF-agua se neutraliza con cal o sosa.

La fase de hidrocarburos removida del domo del decantador de ácido es una mezcla de propano, isobutano, n-butano y alquilado, con trazas de HF. Estos compuestos se separan en una torre fraccionadora y el isobutano se recircula como alimentación. El propano y el n-butano se pasan a través de tratadores cáusticos para remover trazas y el ácido fluorhídrico.

Aunque la Figura 2.2.9 muestra tres torres fraccionadoras para separar el propano, isobutano, n-butano y el alquilado, existen plantas de alquilación que sólo tienen una torre donde el propano se extrae del domo, el isobutano parcialmente purificado se extrae como líquido a pocos platos por encima del plato de alimentación, el n-butano se extrae como vapor a pocos platos por debajo del plato de alimentación y el alquilado se remueve del fondo.

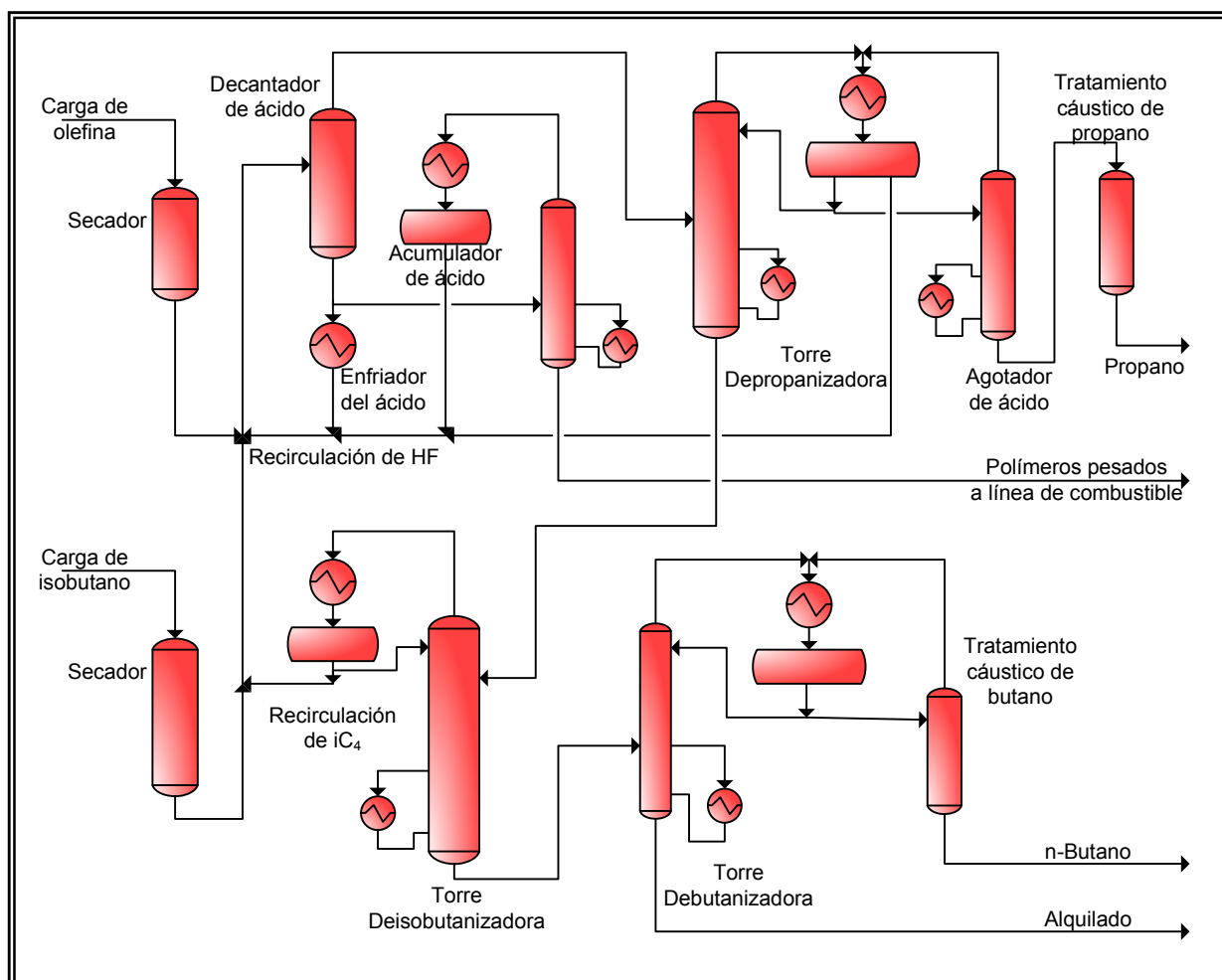


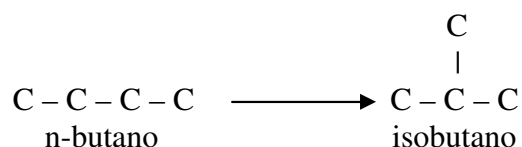
Figura 2.2.9 Alquilación (HF).

2.2.4.3 Isomerización

La isomerización es un proceso intermedio para preparar la alimentación a otras unidades. Existen dos procesos de isomerización importantes: de butanos y de C₅/C₆. El isobutano es esencial en el proceso de alquilación pero en la mayoría de las refinerías es escaso, limitando la producción de alquilado. Recientemente también se utiliza para la producción de MTBE, obteniendo el isobutileno a partir del isobutano mediante deshidrogenación. Por otro lado, la isomerización de C₅/C₆ produce hidrocarburos de cadenas ramificadas con un número de octano mayor.

Isomerización de butanos

En este proceso se lleva a cabo una isomerización estructural, donde la molécula sólo se rearrregla sin cambiar su fórmula molecular:



Ésta es una reacción de equilibrio. La composición de la mezcla en equilibrio es función de la temperatura, una menor temperatura favorece la producción de isobutano. Sin

embargo, la velocidad a la cual se alcanza el equilibrio también depende de la temperatura, pero en este caso la velocidad aumenta con la temperatura. Por lo tanto, la temperatura a la cual se va a operar debe permitir una conversión adecuada a una velocidad razonable.

Como se muestra en la Figura 2.2.10, el proceso consiste en alimentar n-butano a un secador. Después esta corriente se une a una corriente de gas recirculada a la que se le ha añadido hidrógeno para minimizar la deposición de coque en el catalizador. Esta corriente se calienta hasta la temperatura de reacción y pasa a través de una cama catalítica fija y después a un separador. El catalizador comúnmente utilizado es de alúmina-cloro con soporte de platino, el cual no debe estar en contacto con agua, azufre y fluoruros. El gas del separador se recircula, y el líquido se estabiliza para remover pequeñas cantidades de hidrocarburos ligeros resultado de las reacciones secundarias.

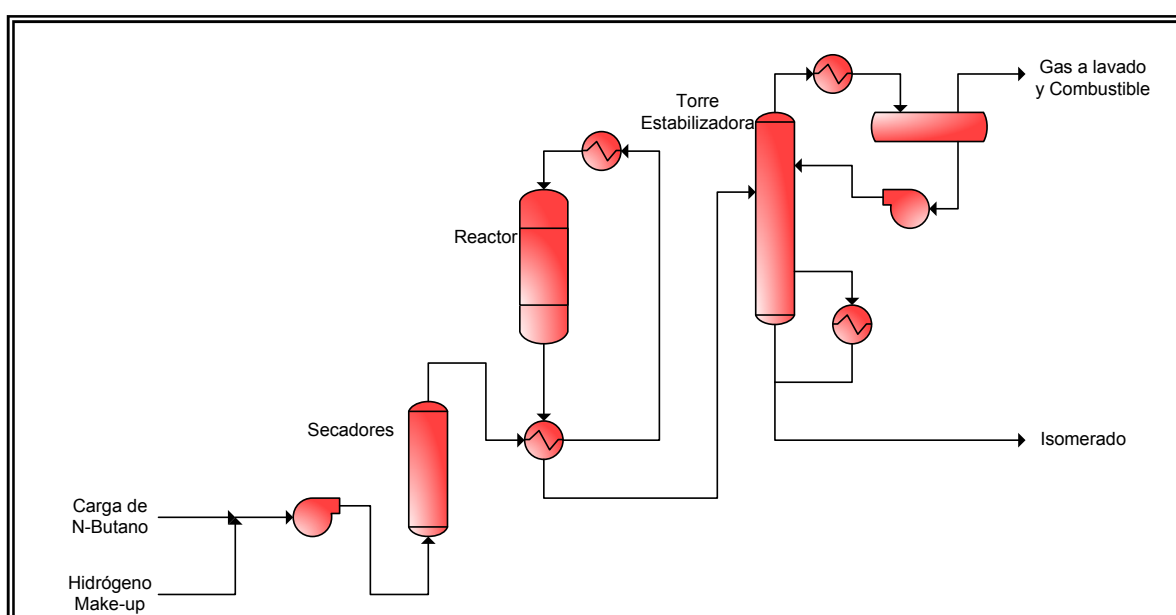


Figura 2.2.10 Isomerización de butanos.

Isomerización de C5/C6

Este proceso es esencialmente el mismo que el de isomerización de butanos. El objetivo de isomerizar compuestos C5/C6 es producir compuestos con un número significativamente mayor de octano (el n-pentano tiene un RON de 61.7 y el isopentano de 92.3). Si el n-pentano que se encuentra en el producto que sale del reactor se separa y se recircula, el RON del producto puede aumentar hasta en tres unidades (83 a 86). Si tanto el n-pentano como el n-hexano se recirculan el RON del producto puede aumentar de 87 a 90. La separación de los compuestos lineales de los isomerizados se puede llevar a cabo mediante una torre fraccionadora o una absorción en fase vapor de los compuestos lineales, como puede verse en la siguiente figura.

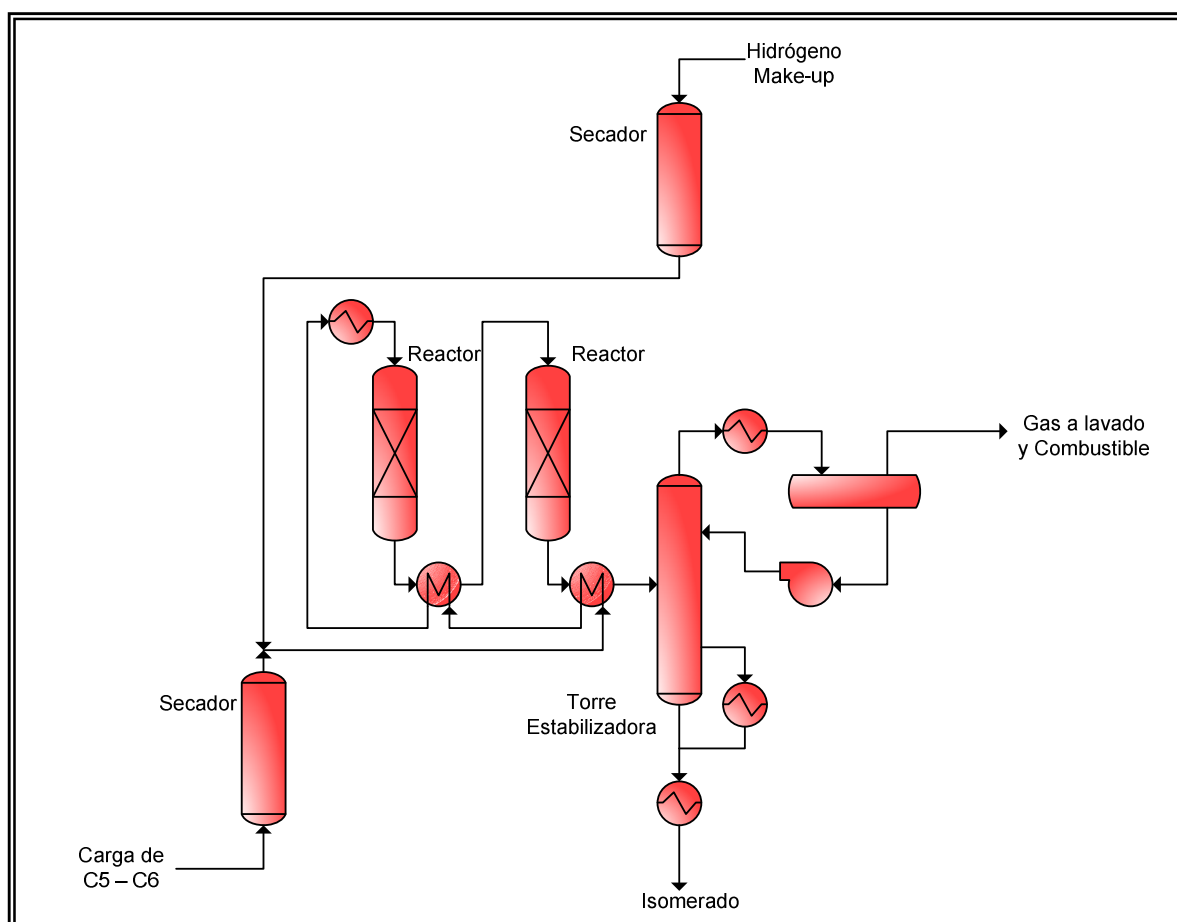


Figura 2.2.11 Isomerización de C5/C6.

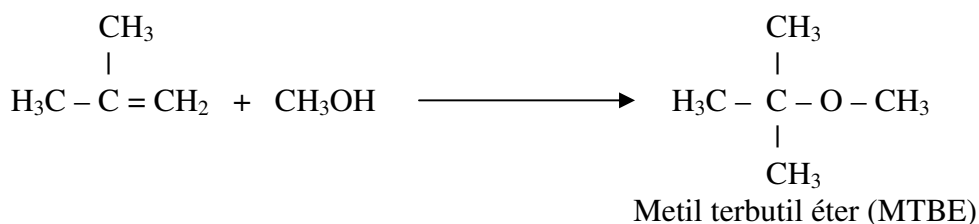
2.2.4.4 MTBE

En la década de 1970 se empezaron a utilizar varios aditivos en las gasolinas para mantener los niveles de octano, como el metanol y el etanol. Pero estos alcoholes fueron gradualmente reemplazados o complementados con éteres: metil terbutil éter (MTBE), etil terbutil éter (ETBE) y teramil metil éter (TAME), que tienen mejores características de combustión que los alcoholes. Una de sus principales ventajas es la baja presión de vapor que presenta en la mezcla.

	MTBE	ETBE	TAME	MeOH	EtOH
Octano de la mezcla, (RON+MON)/2	109	110	105	118	114
RVP de la mezcla, psig	8	4	3	60+	19
RVP, psig	8	4	1.5	4.6	2.4
Punto de ebullición, °F	131	161	187	148	173
Peso molecular	88.15	102.18	102.18	32.04	46.07
% peso de O ₂	18.2	15.7	15.7	50.0	33.7
Densidad, 60/60	0.74	0.77	0.77	0.79	0.79

Tabla 2.2.3 Comparación de algunas propiedades de aditivos para las gasolinas.

En la síntesis de MTBE reacciona metanol con isobutileno.



Debido a la reactividad del doble enlace en el carbono terciario del isobutileno, la reacción es altamente selectiva por lo que en un tiempo fue considerada como una manera de producir isobutileno grado polímero (por descomposición de MTBE en metanol e isobutileno) a partir de una mezcla de butilenos. La reacción se lleva a cabo en fase líquida en una resina de intercambio iónico ácido. Como la reacción es exotérmica (-17,250 Btu/lbmol), el control de la temperatura debe ser considerado en el diseño del proceso.

Las características de la alimentación a la unidad MTBE pueden variar ampliamente dependiendo de su origen. Las corrientes de butano/butileno provenientes de la planta FCC contienen de 10 a 20% de isobutileno.

Existen por lo menos seis variantes de procesos comerciales para producir éteres (como el MTBE y TAME). Todos estos procesos se pueden modificar para hacer reaccionar isobutileno o isopenteno con metanol o etanol para producir el éter correspondiente. Estos procesos utilizan un catalizador de resina de intercambio iónico ácido bajo condiciones de temperatura y presión controladas. El control de la temperatura de la reacción exotérmica es importante para maximizar la conversión y minimizar las reacciones secundarias indeseables y la desactivación del catalizador. Generalmente, la reacción se lleva a cabo en dos etapas con un pequeño exceso de alcohol para alcanzar conversiones de la iso-olefina por encima del 99%.

La diferencia básica que existe entre los procesos es el diseño del reactor y el método de control de la temperatura. Los procesos incluyen:

1. Reactores adiabáticos de cama fija con flujo en fase líquida hacia abajo y un circuito de recirculación externa fría para controlar la temperatura.
2. Reactores adiabáticos de cama fija, como el anterior, pero con una cantidad limitada de vaporización en la salida para controlar la temperatura.
3. Catalizador en tubos, con enfriamiento externo.
4. "Cama expandida" con flujo en fase líquida hacia arriba con un circuito de enfriamiento externo.

Además de estas variaciones, algunos procesos utilizan como un reactor de segunda etapa un embalaje estructurado, que contiene catalizador, que se encuentra en una torre de destilación. Un proceso de este tipo cuya marca es Ethermax se encuentra bajo la licencia de UOP LLC y se basa en los desarrollos tecnológicos de Huels AG de la compañía alemana Koch Engineering y de la UOP. La Figura 2.2.12 es un diagrama de flujo simplificado del proceso. La siguiente descripción del proceso se basa en alimentación de isobutileno y metanol para producir MTBE.

La corriente de isobutileno y un pequeño exceso de la cantidad estequiométrica de metanol se junta con una cantidad controlada de corriente recirculada del efluente del reactor y se enfrían antes de entrar por la parte superior del reactor primario.

Las corriente de alimentación y recirculación son líquidas. El catalizador de resina del reactor primario es una cama fija de pequeñas cuentas. Los reactivos fluyen hacia abajo a través de la cama catalítica y salen por el fondo del reactor. El efluente del reactor primario contiene MTBE, metanol y olefinas C₄ que no reaccionaron junto con algunas parafinas C₄ provenientes de la alimentación.

Cierta cantidad del efluente se enfría y se recircula para controlar la temperatura del reactor. El efluente neto alimenta a una torre fraccionadora que tiene una sección que contiene catalizador. Esta es la tecnología de la reacción Koch con destilación (RWD); por lo que a la torre fraccionadora se le llama columna RWD. La sección del catalizador, localizada arriba de la entrada de la alimentación, es un simple embalaje estructurado que contiene un catalizador de resina entre los platos acanalados. El MTBE es extraído como producto de fondos y el vapor de metanol que no reaccionó así como el vapor de isobutileno fluyen hacia arriba hacia la sección del catalizador para formar MTBE.

Las ventajas de la columna RWD son esencialmente las conversiones completas de la iso-olefina que se alcanzan. El metanol en exceso y los hidrocarburos que no reaccionaron se extraen del acumulador de reflujo de la columna RWD y se alimentan a la torre de recuperación de metanol. En esta torre, el metanol en exceso se extrae mediante su contacto con agua. La mezcla resultante metanol-agua se destila para recuperar el metanol, el cual después se recircula al reactor primario.

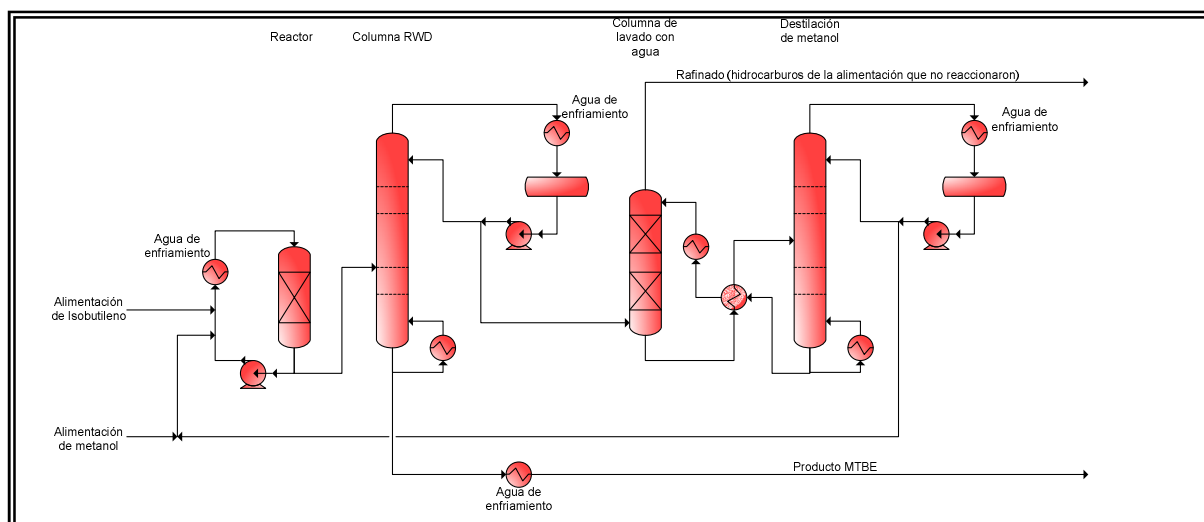
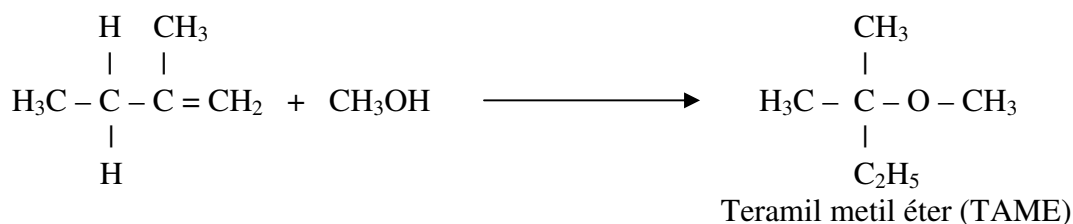


Figura 2.2.12 MTBE.

2.2.4.5 TAME

El teramil metil éter (TAME) puede producirse en un equipo similar al de MTBE, pero la conversión con el mismo volumen de catalizador será significativamente más baja, lo que indica que la velocidad de la reacción también varía con el peso molecular de la olefina. El isopenteno está presente en la fracción de C₅ de la nafta ligera proveniente de la FCC en un 25% aproximadamente.



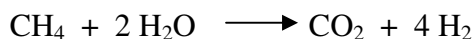
2.2.5 PROCESOS AUXILIARES

2.2.5.1 Generación de Hidrógeno

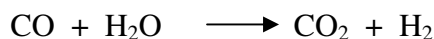
En las refinerías hay procesos que consumen hidrógeno (Hidrotratamiento, Hidrocraqueo) y otros que lo producen (Reformación Catalítica). En algunos casos, las operaciones petroquímicas como el craqueo de etileno puede ser una fuente adicional de hidrógeno para la refinería. Sin embargo, en muchos casos la demanda de la refinería de hidrógeno de alta pureza es mayor de lo que se produce, por lo que se requiere de una unidad adicional de Generación de Hidrógeno.

La unidad de Generación de Hidrógeno produce hasta un 90% de gas hidrógeno por medio de alimentaciones de ligeros a través de un proceso llamado Reformación. Este proceso, mostrado en la Figura 2.2.13, emplea varias reacciones químicas incluyendo la reformación, seguida de la mutación y la metanación. El azufre es un veneno muy severo para el catalizador de la reformación de vapor, por lo que es necesario remover todo el azufre del gas de alimentación. Esto se logra pasando el gas a través de una cama fija de óxido de zinc el cual reacciona con el azufre.

Las reacciones de Reformación de vapor se llevan a cabo a temperaturas de aproximadamente 1500° F (815.56° C) en presencia de un catalizador en una base de níquel generalmente en forma de anillos que se encuentra dentro de una serie de tubos en un horno a fuego directo. Las reacciones son las siguientes:

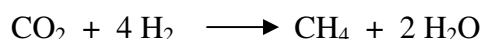
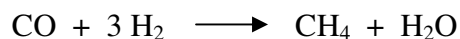


Los productos del reactor de reformación se enfrían, generando calor, y se agrega más vapor antes de entrar a los reactores de mutación. En el primer reactor se lleva a cabo la reacción de mutación a alta temperatura (320 -360° C), en un reactor de cama fija que contiene un catalizador de hierro o hierro/cromo. En el segundo se lleva a cabo la mutación a baja temperatura (200 – 204° C) con un catalizador de óxido de cromo y zinc. En la reacción de mutación el monóxido de carbono se convierte en dióxido de carbono produciéndose hidrógeno adicional, de acuerdo a la siguiente reacción:



La corriente que se produce en la reacción de mutación se alimenta a una torre de absorción para remover el dióxido de carbono usando una solución de carbonato de potasio. La solución de carbonato de potasio se regenera en una columna de desorción aplicando calor por medio de un rehervidor en el fondo de la columna. Este calor permite que se extraiga el dióxido de carbono de la solución, para después recircularla.

Como el CO y el CO₂ son venenos para los catalizadores de algunos de los procesos que consumen hidrógeno, se utiliza la metanación como último paso para remover los remanentes de CO y CO₂ de la corriente de hidrógeno. La reacción de metanación tiene lugar en un reactor de cama fija que contiene un catalizador en una base de níquel. La corriente de hidrógeno producida tiene aproximadamente un 95% de hidrógeno con trazas de CO y CO₂. Las reacciones de metanación son las siguientes:



Dependiendo de la cantidad de hidrógeno con la cual cuenta la refinería y los requerimientos de hidrógeno de alta pureza, la Planta de Hidrógeno puede usarse como unidad de purificación de hidrógeno alimentando corrientes de hidrógeno de baja pureza. El hidrógeno contenido en la alimentación pasa a través de la Planta de Hidrógeno sin alterarse, mientras que las impurezas de hidrocarburos se convierten en hidrógeno.

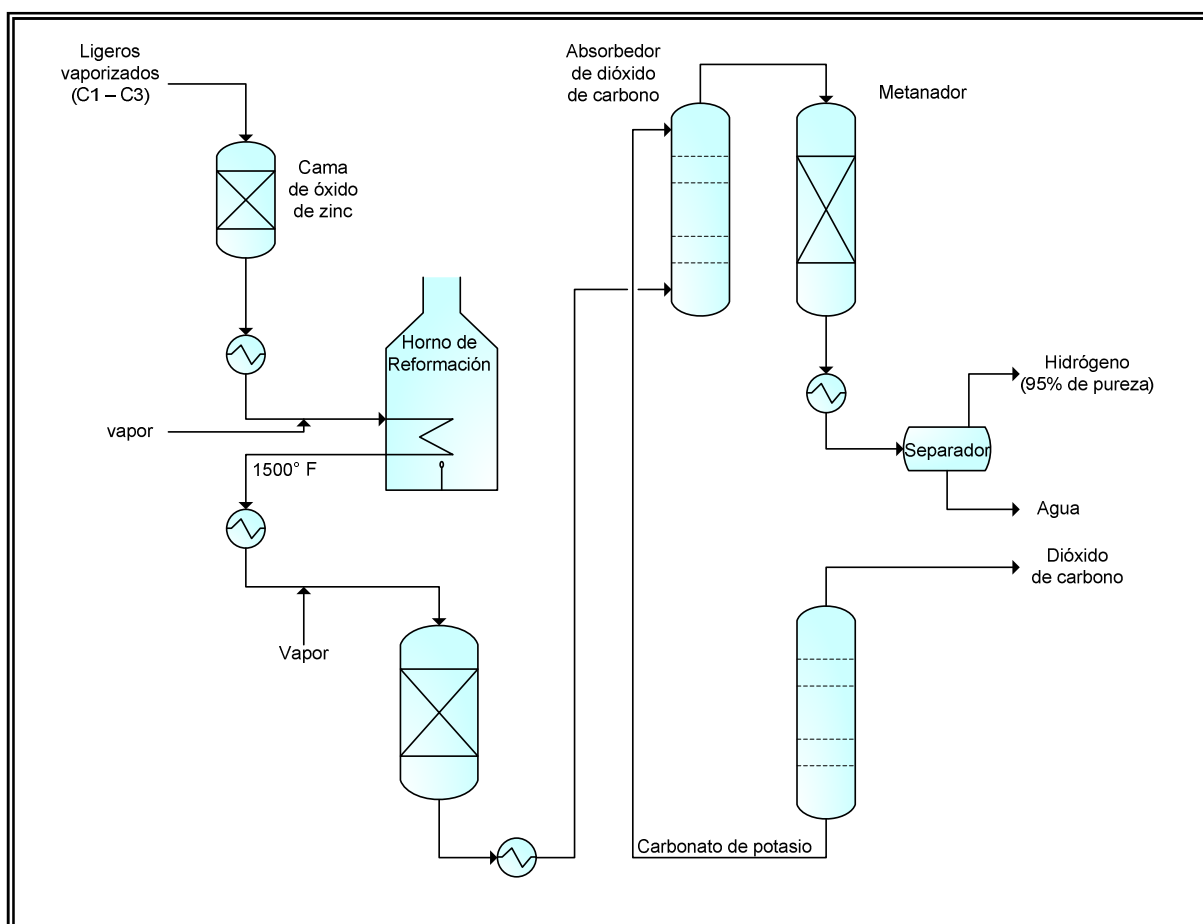
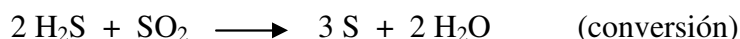
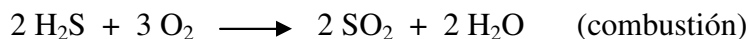


Figura 2.2.13 Generación de Hidrógeno.

2.2.5.2 Recuperación de azufre (Tratamiento de gases ácidos)

El ácido sulfhídrico (H_2S) es un gas altamente tóxico que puede estar contenido en el crudo y también se produce en los procesos de Hidrotratamiento, Hidrocraqueo, FCC y Coquización Retardada. El simple quemado de H_2S como componente de combustible se evita por seguridad y consideraciones ambientales porque se produce dióxido de azufre (SO_2), que también es tóxico. En cualquier proceso en que se manejan concentraciones de H_2S arriba de 50 ppm, se lleva a cabo una operación y procedimientos de mantenimiento especiales. Generalmente, el H_2S se remueve de las corrientes de ligeros producidas en la refinería mediante una absorción con amina (usualmente con una solución acuosa de monoetilendiamina o dietanolamina) en la que después se regenera la amina aplicando calor para extraer el H_2S en un corriente de gas concentrado al que nos referimos como gas ácido.

El proceso de Conversión de Azufre toma la corriente de gas ácido y convierte el H_2S en productos benignos de azufre y agua. El proceso de conversión de azufre que se utiliza en la mayoría de las refinerías modernas es una variante del proceso inventado por Claus en el siglo XIX, llamado “proceso Claus”. En general, como puede verse en la Figura 2.2.14, el proceso Claus consiste en la combustión de un tercio de H_2S a dióxido de azufre (SO_2) y después reacciona el SO_2 con el H_2S remanente en presencia de un catalizador de cobalto molibdeno en un cama fija de alúmina activada para formar azufre elemental. Las reacciones químicas de combustión y conversión que ocurren son las siguientes:



Existen diferentes configuraciones de esta planta para alcanzar la relación 2:1 de ácido sulfhídrico y dióxido de azufre en los reactores de conversión. En la configuración de flujo dividido, se lleva cabo una combustión completa de una tercera parte de la corriente de gas ácido, y los productos de la combustión después se combinan con el gas ácido que no se hizo reaccionar. En la configuración de un solo paso, se lleva a cabo una combustión parcial de la corriente del gas ácido suministrando sólo el oxígeno necesario para quemar la tercera parte del gas ácido. Dependiendo de la conversión total requerida del H_2S , se emplean dos o, en la mayoría de los casos, tres etapas de conversión. En cada etapa adicional se alcanza una conversión cada vez menor que en la etapa anterior. En un proceso tipo Claus se puede alcanzar una conversión del H_2S a azufre elemental del 96 – 97%.

Finalmente, para cubrir los estándares de calidad de aire, se puede llevar a cabo un Tratamiento de Gases de cola para remover esencialmente todo el H_2S remanente en los gases de cola provenientes del proceso de Conversión de Azufre. El Tratamiento de Gases de cola emplea una solución patentada para absorber el H_2S y convertirlo en azufre elemental.

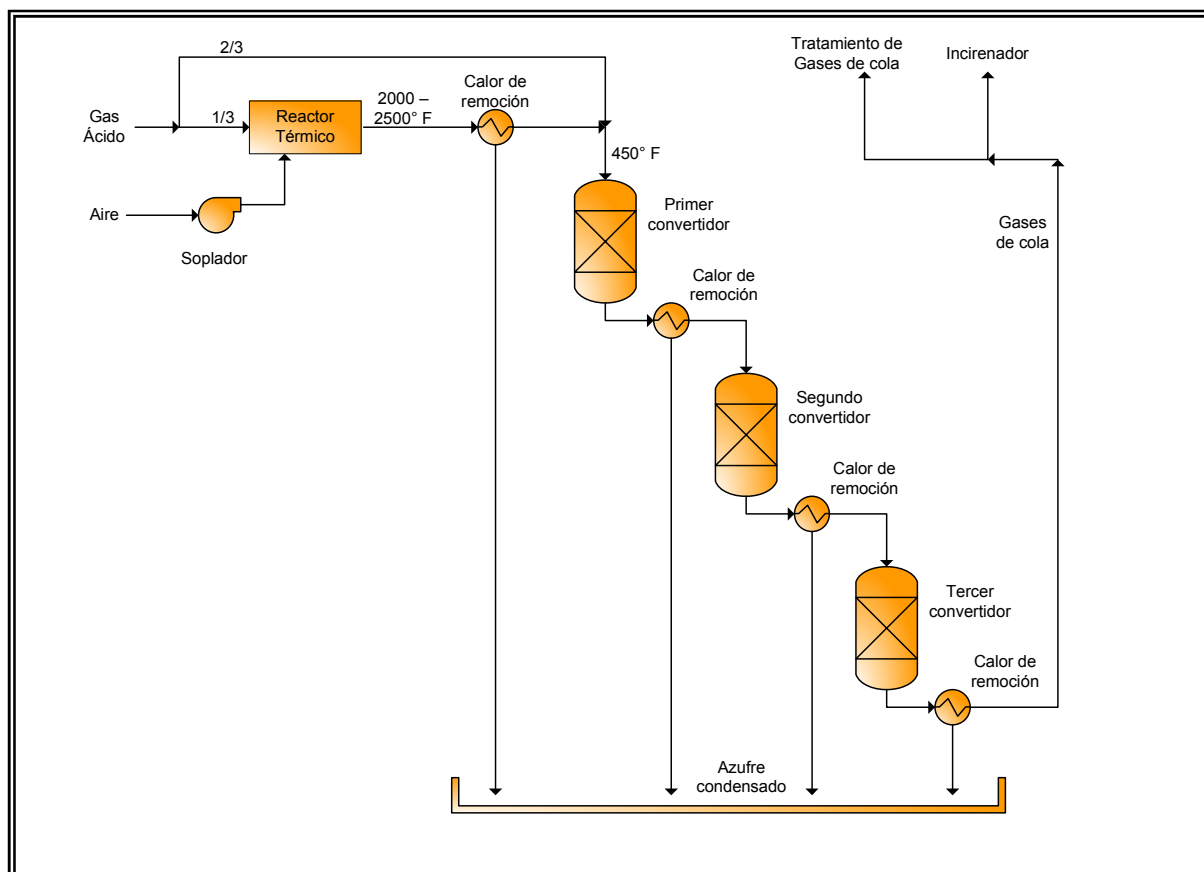


Figura 2.2.14 Unidad Claus.

2.2.5.3 Mezclado de productos

Los productos que se obtienen en una refinería son el resultado de mezclas de varias corrientes. En la mayoría de los casos, el mezclado de productos se realiza controlando los volúmenes de los componentes provenientes de los tanques de almacenaje individuales para después ser mezclados en un tanque de almacenaje del producto final. De esta mezcla final se toman muestras para analizarlas en el laboratorio y verificar que cumplan todas las especificaciones que deben tener, antes de salir al mercado. Alternativamente, el mezclado “en línea”, se refiere a las líneas de embarque en las cuales el producto es usualmente mezclado directamente en la línea del producto (al contrario del producto en un tanque estacionario).

Las especificaciones aplicables varían de acuerdo al producto, pero generalmente son densidad, intervalo de destilación y contenido de azufre. Otras son el número de octano, número de cetano, presión de vapor Reid, punto de flash, punto de fluidez, punto de niebla, etc. Muchas de estas especificaciones no se pueden combinar linealmente de acuerdo a los volúmenes de los componentes. En estos casos, las propiedades de la mezcla final se predice usando algoritmos basados en la experiencia aplicables para ciertos componentes.

Especificaciones de la gasolina

Aunque existen muchas propiedades que determinan las características de una gasolina, las propiedades de la gasolina que tienen mayor efecto en el funcionamiento de los motores son la presión de vapor Reid, el rango de destilación y sus características antidetonantes.

La presión de vapor Reid (RVP) y el rango de ebullición de una gasolina determinan el arranque eficiente del motor, calentamiento del motor, la capacidad de aceleración, su tendencia al sello de vapor, etc. La presión de vapor Reid es la presión de vapor de la gasolina a 100° F (37.78° C) en unidades absolutas.

Las características adecuadas de una gasolina con respecto a estos parámetros deben garantizar el adecuado comportamiento de la gasolina en los vehículos bajo cualquier condición climatológica, esto es, un arranque eficiente del motor tanto en climas fríos como en calientes. La volatilidad de una gasolina (determinada por su RVP y rango de ebullición) debe ser tal que permita que ésta se vaporice adecuadamente en la cámara de combustión, a fin de lograr un mezclado efectivo de la mezcla aire-combustible, de tal forma que se obtenga el máximo aprovechamiento del combustible en el motor.

Si la gasolina es demasiado volátil, se produce en climas calientes el fenómeno denominado sello de vapor (vapor lock), impidiendo el arranque del vehículo. Por otro lado, si el combustible es demasiado pesado y no tiene la volatilidad adecuada, el motor no encenderá en climas fríos, debido a que la gasolina se mantiene en forma líquida.

En suma, la volatilidad de la gasolina deberá estar bien balanceada para garantizar una operación eficiente de los motores bajo cualquier condición climatológica. Por tal motivo, este parámetro se ajusta de acuerdo a la estacionalidad de cada región del país en cuestión.

Por otro lado, el octanaje o número de octano es una medida de la calidad y capacidad antidetonante de las gasolinas.

Para determinar la calidad antidetonante de una gasolina, se efectúan corridas de prueba en un motor, de donde se obtienen dos parámetros diferentes:

- El Research Octane Number, RON (Número de Octano de Investigación) se obtiene mediante una corrida de prueba en una máquina operada a una velocidad de 600 revoluciones por minuto (rpm) y a una temperatura de entrada de aire de 125° F (51.67° C).
- El Motor Octane Number, MON (Número de Octano del Motor) se determina a una velocidad de 900 revoluciones por minuto y con una temperatura de entrada de aire de 300° F (148.89° C).

Para propósitos de comercialización y distribución de las gasolinas, los productores determinan el octanaje comercial como el promedio de los números de octano de investigación y el octano del motor: $\frac{RON + MON}{2}$.

La escala que se utiliza para medir el octanaje es una escala arbitraria que va del 0 al 100. Un índice de octano de 100 le corresponde al iso octano (que es poco detonante), y un índice de octano de cero es para el n-heptano (que es muy detonante).

La prueba de determinación del octanaje de una gasolina se efectúa en un motor especial de un sólo cilindro, aumentando progresivamente la compresión hasta que se manifiesten las detonaciones. Posteriormente, se hace funcionar el motor sin variar la compresión anterior, con una mezcla de iso octano y una cantidad variable de n-heptano, que representará el octanaje o índice de octano de la gasolina para la cual se procedió a la prueba y que tiene, por lo tanto, el mismo funcionamiento antidetonante de la mezcla de hidrocarburos.

Así, por ejemplo, si una gasolina presenta propiedades antidetonantes similares a una mezcla de 95% de iso octano y 5% de n-heptano, se dice que tiene un número de octano de 95.

Los principales problemas que presentan las gasolinas de bajo número de octano son la generación de detonaciones o explosiones en el interior de las máquinas de combustión interna, aparejado esto con un mal funcionamiento y bajo rendimiento del combustible, cuando el vehículo está en movimiento, aunado a una elevada emisión de contaminantes.

Especificaciones del Diesel para automotores

Las propiedades más importantes del Diesel para automotores son la volatilidad, calidad de ignición (expresado como número de cetano o índice de cetano), viscosidad, contenido de azufre, porcentaje de aromáticos y punto de niebla.

El número de cetano y el índice de cetano son muy similares al número de octano. El número de cetano expresa el porcentaje en volumen de cetano ($C_{16}H_{34}$, de calidad de alta ignición) en una mezcla con alfa metil naftaleno ($C_{11}H_{10}$, de calidad de baja ignición). La prueba se efectúa en un motor Standard de prueba de Diesel de acuerdo al método ASTM D-613. Como varias refinerías no cuentan con estos motores de prueba de Diesel, se puede usar una expresión matemática que se desarrolló para estimar el número de cetano. A este número se le llama índice de cetano y se calcula a partir del punto de ebullición medio y el peso específico de una muestra. Esta ecuación usa los mismos parámetros que el factor de correlación de Watson y el índice de correlación de U.S. Bureau of Mines y es en realidad una expresión de la proporción hidrógeno/carbón de los hidrocarburos de la muestra; mientras mayor sea la proporción H/C, mejores serán las características de ignición (un alto punto de humo corresponde a un alto índice de cetano).

Para mejorar la calidad del aire, se han establecido restricciones más severas con respecto al contenido de azufre y aromáticos en el Diesel. Como el índice de cetano es un indicador de la proporción H/C, también es un indicador indirecto del contenido de aromáticos del Diesel.

Otras propiedades que nos pueden indicar la calidad del diesel son el punto de niebla, el punto de anilina y el punto de flash. El punto de niebla (cloud point) es una especificación típica de los combustibles de destilados intermedios, y se define como la

temperatura a la cual los compuestos solidificables presentes en la muestra empiezan a cristalizar o a separarse de la solución siguiendo un método de enfriamiento especificado; ASTM D-2500. El punto de anilina es la temperatura mínima que se necesita para completar la miscibilidad de iguales volúmenes de anilina y la muestra de ensayo. El ensayo se considera como un indicador de la parafinidad de la muestra. El punto de anilina se utiliza también para conocer la calidad de ignición de los combustibles diesel. Por último, el punto de flash es la temperatura a la cual un producto debe calentarse bajo ciertas condiciones para liberar suficiente vapor para formar una mezcla con aire que pueda ser encendida con facilidad. El punto de flash se usa generalmente como una indicación del potencial del fuego y de explosión de un producto.

Especificaciones de combustibles para avión

El combustible de avión comercial se encuentra en el rango de ebullición de la kerosina y debe presentar una combustión limpia. Dos de las especificaciones críticas de este combustible se relacionan con la necesidad de obtener una combustión limpia y limitan el contenido total de aromáticos además del contenido de compuestos aromáticos de doble anillo. Estas especificaciones son el punto de humo, expresado en mm de la altura de la flama a la cual se detecta el humeo, y el porcentaje total en volumen de aromáticos y naftalenos. Estas especificaciones limitan la concentración total de aromáticos a un 20% y la concentración de naftalenos a un 3% generalmente. La especificación del punto de congelación es muy baja (-40 a -58° F máx., -40 a -50° C máx.).

El combustible para aviones generalmente se obtiene de los cortes de kerosina de bajo azufre o desulfurada, del gasóleo ligero hidrotratado proveniente del proceso de coquización, y del hidrocraqueo. Las especificaciones del punto de humo y el porcentaje de aromáticos limitan la cantidad de fracciones craqueadas que pueden formar parte de la mezcla de este combustible.

Especificaciones de los combustibles residuales

Los combustibles residuales están formados por los componentes más pesados del crudo y son generalmente los fondos de la destilación al vacío. Este tipo de combustible se vende a muy bajo costo (aprox. cerca del 70% del costo del crudo del cual proviene) y es considerado como un subproducto. Sus especificaciones críticas son la viscosidad y el contenido de azufre. Las especificaciones del contenido de azufre son generalmente establecidas por la localidad en la cual se utiliza el combustible. Actualmente en algunas regiones sólo se permite quemar combustibles de bajo azufre. Los combustibles pesados de muy bajo azufre tienen más demanda y se venden a precios cercanos a los de los crudos de los cuales se derivan.

En este capítulo se mostró la configuración típica de una refinería y se describieron los principales procesos que la integran, para de esta manera conocer el proceso físico y/o químico que se lleva a cabo en cada una de las unidades que se van a simular en este trabajo, así como conocer la función que estos procesos desempeñan dentro de la refinación del petróleo. También se definieron algunas propiedades del crudo y de los productos debido a que se utilizan en el programa.

Cabe mencionar que en la refinería Miguel Hidalgo no se cuenta con algunas unidades descritas como lo es la unidad de Coquización, por lo que en el siguiente capítulo se describirá la configuración de la refinería de Tula y las unidades de proceso con las que cuenta.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

3.1 LOCALIZACIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

La Refinería Miguel Hidalgo se encuentra en el municipio de Tula de Allende en el estado de Hidalgo, a 82 km al norte de la Ciudad de México y ocupa un área total de 707.7 hectáreas. Su excelente ubicación geográfica la sitúa en una zona estratégica, debido a que se encuentra en un punto intermedio entre los principales productores de aceite crudo y la ciudad de México, principal consumidor de combustibles del país, lo que permite la distribución eficiente de los productos.

La refinería de Tula ha logrado convertirse en una de las principales de México procesando el 24.4% del petróleo crudo total que se refina en el país y teniendo como área de influencia el Valle de México, Hidalgo, Morelos y parte de Guanajuato, en la que ha logrado consolidarse como proveedor confiable y seguro.

El crudo que se procesa es una mezcla de crudo istmo (68%) y maya (32%), proveniente del sur y sureste mexicano, incluyendo la Sonda de Campeche.

El crudo de suministro es bombeado desde Nuevo Teapa, Veracruz hasta Venta de Carpio, Estado de México de donde es rebombeado a la refinería, existiendo además una ruta alterna de suministro de crudo que va desde Nuevo Teapa, pasando por Poza Rica, Veracruz hasta la refinería.

Por otra parte, la refinería recibe 50,000 barriles por día (bpd) de gas LP a través del poliducto Minatitlán-Tula-Guadalajara para su distribución en la zona de influencia así como para consumo interno.

3.2 ANTECEDENTES

La refinería Miguel Hidalgo nace con tecnología de punta y fue la primera planeada de forma integral con plantas de proceso de hidrocarburos de alta capacidad. Como parte de esta planeación integral se construyó la refinería en varias etapas.

Primera Etapa

La primera etapa se inauguró el 18 de marzo de 1976 con la puesta en operación de la Planta Combinada que consta de dos unidades, en la primera se efectúa una destilación atmosférica y en la otra una destilación al alto vacío, iniciándose en éstas el proceso de refinación del petróleo crudo. En noviembre del mismo año se puso en funcionamiento la Planta de Desintegración Catalítica No. 1, la cual transforma los gasóleos de vacío en compuestos de mayor valor en el mercado.

En julio de 1977 arranca la Planta Reformadora No. 1, y la Planta de Hidrodesulfuración No. 1 de Naftas y dos unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios. En octubre del mismo año inicia operaciones la Planta Reductora de Viscosidad, dos Trenes de Recuperación de Azufre, el área de Fuerza y Servicios Auxiliares (con dos turbogeneradores de 25 MW), un sector de bombeo y

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

almacenamiento (con una capacidad total de almacenamiento de 5'935,000 barriles) y en atención al compromiso de la Refinería con el cuidado del medio ambiente se pone en operación el sector de Tratamiento de Efluentes.

Segunda Etapa

En noviembre de 1987 inició la segunda etapa con la operación de las Plantas de Destilación Atmosférica No. 2 y de Vacío No. 2. Además se incrementa la infraestructura del sector de Bombeo y Almacenamiento en más del 52% alcanzando una capacidad máxima de 10'796,302 barriles, así como la capacidad del sector de Servicios Auxiliares generando hasta 1000 ton/h de vapor y 82 MW de energía eléctrica.

En agosto de 1993 se ponen en servicio la Planta Reformadora No. 2 contando con una unidad de Hidrodesulfuración de Naftas y dos Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios, en conjunto con dos Trenes de Recuperación de Azufre.

En 1994 inicia operaciones la Planta de Desintegración Catalítica No. 2 la cual por medio de calor y un catalizador, desintegra los gasóleos de vacío en compuestos de menor peso molecular.

Tercera Etapa

La tercera etapa se da en 1996, cuando se incorporan como parte de la política ambiental, las plantas de Metil Terbutil Éter (MTBE), Teramil Metil Éter (TAME), la Planta de Alquilación, la planta de Isomerización de Pentanos y Hexanos, la planta Hidrodesulfuradora de Residuales (HDR) y la planta Hidrodesulfuradora de Diesel Profundo (HDD-5) que contribuyen a obtener una gasolina de alta calidad. Además con la finalidad de satisfacer la demanda de asfalto AC-20 de la Secretaría de Comunicaciones, se inauguró la Planta de Mezclado y Llenado de Asfaltos.

En el año 2002 se realiza la reconfiguración de la Refinería con la construcción de las plantas Isomerizadora de Butanos e Hidrodesulfuradora de Gasóleos de Vacío.

La refinería de Tula cuenta actualmente con una capacidad de proceso instalada que le permite la refinación de 315,000 bpd. En la Figura 3.2.1 se muestra la configuración de la refinería Miguel Hidalgo. El área productiva está integrada por 11 sectores que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares. En las tablas siguientes se muestran las plantas que integran cada sector, la función que desempeñan, la empresa que llevó a cabo la ingeniería básica y de detalle de cada planta, y los productos que se obtienen en cada una.

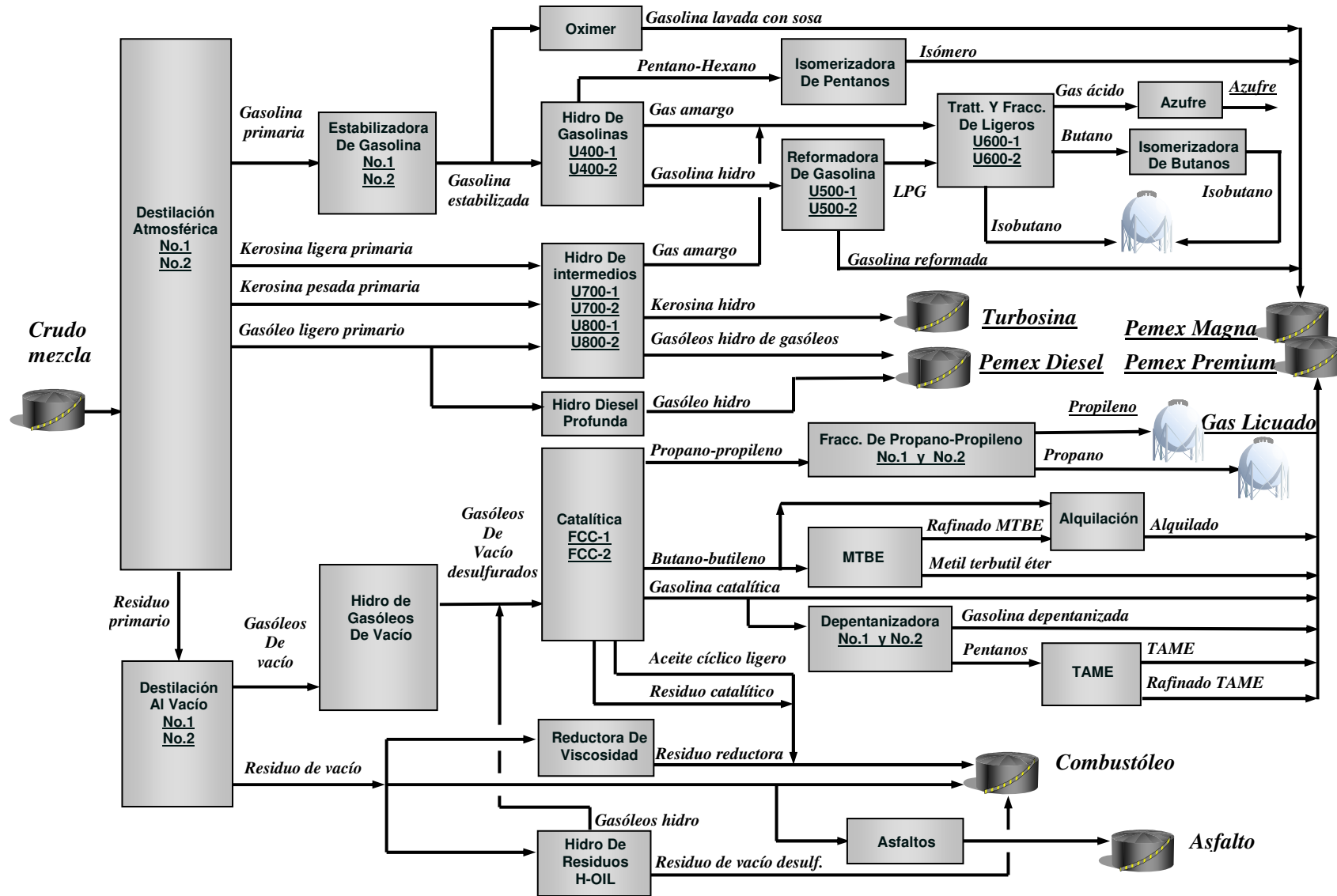


Figura 3.2.1 Diagrama de flujo de la Refinería Miguel Hidalgo.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 1				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Destilación combinada: - Destilación atmosférica - Destilación al vacío	Obtención de productos refinados por destilación primaria. Se diseñó para crudo Istmo de 32.04 API.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gasolina primaria - Turbosina - Kerosina - Base PEMEX Diesel - Gasóleo pesado primario - Gasóleo ligero de vacío - Gasóleo pesado de vacío - Residuo primario
Reductora de Viscosidad	Abatir la viscosidad del residuo de vacío para la producción de combustóleo por medio de una desintegración térmica efectuada en dos hornos de reacción, con el consiguiente ahorro de diluentes.	M. W. Kellog Co.	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas amargo - Gasolina amarga - Gasóleo - Residuo reducido

Tabla 3.2.1 Plantas del Sector 1.

SECTOR 2				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Desintegración Catalítica tipo FCC No. 1	Desintegrar por medio de calor y un catalizador los gasóleos de vacío (compuestos de alto peso molecular) para obtener diversos productos.	M. W. Kellog Co.	Bufete Industrial	<ul style="list-style-type: none"> - Gas ácido - Gas seco - Propano - Propileno - Butano – butileno - Gasolina alto octano - Aceite cíclico ligero - Aceite decantado
Recuperadora de Azufre No. 1	Convertir el ácido sulfhídrico contenido en las corrientes gaseosas efluentes de las unidades de amina, en azufre.	Latinoamérica de Ingeniería S. A.		<ul style="list-style-type: none"> - Azufre
Recuperadora de Azufre No. 4	Convertir el ácido sulfhídrico contenido en las corrientes gaseosas efluentes de las unidades de amina, en azufre.	PRITCHARD		<ul style="list-style-type: none"> - Azufre
Tratamiento de Aguas Amargas No. 1	Elimina el ácido sulfhídrico contenido en el agua de desecho. Para fines ecológicos el agua efluente es retornada a las plantas primarias para el desalado de crudo.	Latinoamérica de Ingeniería S. A.		<ul style="list-style-type: none"> - Agua desflemada
Tratamiento de Aguas Amargas No. 2	Elimina el ácido sulfhídrico contenido en el agua de desecho. Para fines ecológicos el agua efluente es retornada a las plantas primarias para el desalado de crudo.	Latinoamérica de Ingeniería S. A.		<ul style="list-style-type: none"> - Agua desflemada

Tabla 3.2.2 Plantas del Sector 2.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 3				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Hidrodesulfuradora de Gasolina U-400-1	Elimina el contenido de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas de la gasolina primaria mediante un proceso de hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas Amargo - Pentano - Gasolina desulfurada con 0.5 ppm máximo de azufre, con un consumo de hidrógeno de 1.37 m³ por barril carga.
Reformadora de Gasolinas (Nafta) U-500-1	Producir gasolina de alto octano (98) a partir de gasolina primaria previamente desulfurada, sometiéndola a alta presión y temperatura dentro de una serie de tres reactores de cama catalítica.	UOP	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas licuado - Gasolina reformada desulfurada - El hidrógeno producido en la reacción es alimentado a las plantas hidrodesulfuradoras de nafta y destilados intermedios.
Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos U-600-1	La planta tiene una sección de tratamiento de líquidos y gases con amina, y dos secciones de fraccionamiento: una para hidrocarburos ligeros y otra para pesados.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Propano - Isobutano - N-Butano - Gas nafta - Gas ácido - Gasolvente
Hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-700-1	Eliminar los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno de los destilados intermedios (turbosina, kerosina y diesel) mediante una hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas amargo - Gasolina amarga - Turbosina desulfurada
Hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-800-1	Eliminar los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno de los destilados intermedios (turbosina, kerosina y diesel) mediante una hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas amargo - Gasolina amarga - PEMEX Diesel

Tabla 3.2.3 Plantas del Sector 3.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 4	
Almacenamiento y manejo de productos	
Oleoducto/Poliducto	Productos que maneja
Oleoducto	- Petróleo crudo
Poliducto Tula-México 16" de diámetro	- Gasolinas - Diesel
Poliducto Tula-México 12" de diámetro	- Turbosina - Diesel
Poliducto Tula-Salamanca I	- Gasolina - Diesel
Poliducto Tula-Salamanca III	- Gasolina - Diesel - Componentes de alto octano
Poliducto Tula-Toluca	- Gasolinas - Diesel
Poliducto Tula-Pachuca	- Gasolinas - Diesel
Poliducto Tula-Tuxpan	- Gasolinas - Diesel - Componentes de alto octano

Tabla 3.2.4 Plantas del Sector 4.

SECTOR 5	
Servicio	Equipos
Tratamiento de aguas y Generación de vapor	<ul style="list-style-type: none"> • 2 unidades desmineralizadoras de 540 m³ c/u • 7 calderas de alta presión (60 kg/cm²), marca Babcock & Wilcox, de 200 ton/h c/u.
Generación Eléctrica	<ul style="list-style-type: none"> • 5 turbogeneradores, marca Siemens y AEG Kanis Capacidad total instalada de 131 megawatts
Agua de enfriamiento	<ul style="list-style-type: none"> • 7 torres de enfriamiento Capacidad total instalada: 530,000 gpm

Tabla 3.2.5 Plantas del Sector 5.

SECTOR 6				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Mezcladora de Asfalto	Producir asfalto a partir del residuo de vacío.	Atlas Foster Wheeler		- Asfalto Ceméntico AC-20
Hidrodesulfuradora de Gasolina U-400-1	Elimina el contenido de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas de la gasolina primaria mediante un proceso de hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	- Gas Amargo - Pentano - Gasolina desulfurada con 0.5 ppm máximo de azufre, con un consumo de hidrógeno de 1.37 m ³ por barril carga.

Tabla 3.2.6 Plantas del Sector 6.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 7				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Destilación Primaria No. 2	Esta planta se creó para obtener productos refinados por destilación fraccionada. Su rendimiento es variable de acuerdo a la composición del aceite crudo.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas licuado - Gasolina - Turbosina primaria - Kerosina primaria - Gasóleo ligero primario - Residuo primario - Gasóleo pesado primario
Destilación al Alto Vacío No. 2	Destilar residuo primario en una torre húmeda contando, además, con inyección de vapor en el calentador a fuego directo. Rendimiento variable de acuerdo a la composición del aceite crudo.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gasóleo ligero de vacío - Gasóleo pesado de vacío - Residuo de vacío
Estabilizadora de Gasolina No. 1	Separar el gas licuado y el gas seco de las naftas de despunte provenientes de las plantas de destilación primaria.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas licuado - Gasolina estabilizada
Estabilizadora de Gasolina No. 2	Separar el gas licuado y el gas seco de las naftas de despunte provenientes de las plantas de destilación primaria.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas licuado - Gasolina estabilizada
Tratamiento de Aguas Amargas No. 3	Elimina el ácido sulfhídrico contenido en el agua de desecho. Para fines ecológicos el agua efluente es retornada a las plantas primarias para el desalado de crudo.	Latinoamérica de Ingeniería S. A.		<ul style="list-style-type: none"> - Agua Desflemada

Tabla 3.2.7 Plantas del Sector 7.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 8				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Hidrodesulfuradora de Gasolina U-400-2	Elimina el contenido de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas de la gasolina primaria mediante un proceso de hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas licuado - Pentano - Gasolina desulfurada con 0.2 ppm máximo de azufre. Con un consumo de hidrógeno de 1.37 m³ por barril carga.
Reformadora de gasolinas (nafta) U-500-2	Producir gasolina de alto octano (96) a partir de gasolina primaria previamente desulfurada, sujetándola a alta presión y temperatura dentro de una serie de cuatro reactores de cama catalítica fija y un reactor de cama circulante.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas licuado - Gasolina reformada - El hidrógeno producido en la reacción es alimentado a las Plantas Hidrodesulfuradoras de Nafta y Destilados Intermedios.
Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos U-600-2	La planta tiene una sección de tratamiento de líquidos y gases con amina, y dos secciones de fraccionamiento: una para hidrocarburos ligeros y otra para pesados.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gas ácido - Propano - Isobutano - Butano - Isopentano - Pentano - Hexano - Gas nafta - Gasolvente - Gasolina incolora
Hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-700-2	Eliminar los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno de los destilados intermedios (turbosina, kerosina y diesel) mediante una hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas amargo - Gasolina amarga - Turbosina
Hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-800-2	Eliminar los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno de los destilados intermedios (turbosina, kerosina y diesel) mediante una hidrogenación catalítica.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gas seco - Gasolina amarga - PEMEX Diesel
Hidrodesulfuradora de Diesel Profunda (HDD-5)	Desulfura el diesel reduciendo el azufre a cantidades muy bajas.	Texaco		<ul style="list-style-type: none"> - PEMEX diesel con 0.05% de azufre
Isomerización de Pentanos y Hexanos	Convierte los hidrocarburos, pentanos y hexanos de bajo octano, en productos isomerizados de mayor índice de octano.	UOP	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Isómero, gasolina de alto octano
Recuperadora de Azufre No. 3	Convertir el ácido sulfhídrico contenido en las corrientes gaseosas efluentes de las unidades de amina, en azufre.	Ford & Bacon & Davis		<ul style="list-style-type: none"> - Azufre

Tabla 3.2.8 Plantas del Sector 8.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 9				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Desintegración Catalítica Tipo FCC No. 2	Desintegrar por medio de calor y un catalizador los gasóleos de vacío (compuestos de alto peso molecular) para obtener diversos productos.	M. Kellog Co.	W. Bufete Industrial	<ul style="list-style-type: none"> - Gas ácido - Gas seco - Propano - Propileno - Butano – butileno - Gasolina depentanizada de alto octano - Aceite cíclico ligero - Fondos
Tratamiento de Aguas Amargas No. 4	Elimina el ácido sulfhídrico contenido en el agua de desecho. Para fines ecológicos el agua efluente es retornada a las plantas primarias para el desalado de crudo.	Instituto Mexicano del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Agua Desflemada
Metil Terbutil Éter (MTBE)	Aprovecha el butano-butileno proveniente de la planta catalítica para producir MTBE.	Instituto Francés del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Metil Terbutil Éter (MTBE) - Butano Rafinado
Teramil Metil Éter (TAME)	Aprovecha los pentanos provenientes de la planta catalítica para producir TAME.	Instituto Francés del Petróleo	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Teramil Metil Éter (TAME) - Gasolinas oxigenadas libres de aromáticos y olefinas
Alquilación	Aprovecha el butano refinado de MTBE reaccionando las olefinas con el isobutano para producir una gasolina de alto índice de octano, libre de olefina y compuesto aromático. Usada como base para la gasolina Premium.	Phillips Petroleum Co.	Instituto Mexicano del Petróleo	<ul style="list-style-type: none"> - Gasolina llamada Alquilado

Tabla 3.2.9 Plantas del Sector 9.

SECTOR 10				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Hidrodesulfuradora de Residuales (HDR)	A través de catalizadores, hidrógeno y temperatura y presiones altas los hidrocarburos pesados se transforman en compuestos ligeros.	HRI, Foster Wheeler, TPA Inc.	Snamprogetti, IMP, ICA, GIMSA	<ul style="list-style-type: none"> - Gas combustible - LPG - Gasolina - Kerosina - Gasóleo primario - Gasóleo ligero de vacío - Gasóleo pesado de vacío - Combustóleo con bajo contenido de azufre - Azufre líquido

Tabla 3.2.10 Plantas del Sector 10.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

SECTOR 11				
Planta	Servicio	Ingeniería		Productos
		Básica	Detalle	
Hidrodesulfuradora de Gasóleos de Vacío (HDS)	Hidrodesulfurar gasóleo de vacío.	ABB Lummus - IMP	Samsung	- Gasóleo de vacío desulfurado (carga a plantas catalíticas)
Isomerización de Butanos	Convierte el butano normal en isobutano.	IFP	Samsung	- Isobutano (carga para la planta de alquilación)

Tabla 3.2.11 Plantas del Sector 11.

3.3 PLANTAS DE PROCESO

El petróleo crudo alimenta a dos plantas primarias en donde es fraccionado mediante destilación a presión atmosférica y al alto vacío, en estos procesos se obtienen productos destilados amargos tales como: gasolina, turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario, gasóleos ligero y pesado de vacío y los residuos primario y de vacío respectivamente.

La gasolina obtenida en el proceso de destilación primaria contiene una cantidad considerable de hidrocarburos ligeros, por lo que son separados y recuperados en dos plantas Estabilizadoras de Gasolina, evitando así pérdidas por evaporación de hidrocarburos y contribuyendo a mantener el entorno ecológico. Los productos obtenidos en estas plantas son: gasolina estabilizada, gas licuado y gas combustible.

El siguiente proceso que se realiza en las gasolinas se hace en las plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolina, en la que se eliminan contaminantes tales como azufre, oxígeno, nitrógeno y metales mediante una hidrogenación catalítica. Adicionalmente se cuenta con las plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios en donde se procesa turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario, aceite cíclico ligero, obteniendo los productos desulfurados turbosina y diesel y gas amargo.

La gasolina hidrodesulfurada se procesa en dos plantas Reformadoras de Naftas, que tienen una capacidad de 35,000 bpd y 30,000 bpd, respectivamente. El objetivo de este proceso es incrementar el número de octano de 54 a 96 en la gasolina, la cual por ser el componente de mayor aporte volumétrico es base para la formulación de gasolina PEMEX Magna y PEMEX Premium. En estas plantas se obtiene también el hidrógeno necesario para los procesos de hidrodesulfuración de gasolina y de destilados intermedios obteniendo, además, gas combustible y gas licuado.

Adicionalmente en ambas plantas de Reformación se han instalado Unidades de Regeneración Continua de Catalizador (CCR), que permiten corridas de 2 años de operación continua.

En lo que se refiere a la mezcla de los gasóleos pesado primario, ligero de vacío y pesado de vacío (obtenidos en los procesos de destilación atmosférica y alto vacío), ésta es enviada como carga a las plantas de Desintegración Catalítica de lecho fluidizado. Los productos que aquí se obtienen son: gasolina catalítica con un octano 92 RON y MON 78 (base para PEMEX Magna), propano, propileno (enviado a la planta

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

petroquímica de acrilonitrilo), butano-butileno, gas ácido, aceite cíclico ligero y aceite decantado.

El butano-butileno obtenido en las plantas Catalíticas es enviado como carga a la planta de Metil Terbutil Éter (MTBE) y los pentanos obtenidos de la gasolina catalítica se envían a la planta de Teramil Metil Éter (TAME) obteniéndose productos que al integrarse a las gasolinas funcionan como promotores de la combustión contribuyendo así en la reducción de las emisiones contaminantes a la atmósfera, generados por la combustión incompleta del combustible en los motores.

Por otra parte, la corriente de residuo de vacío (proveniente de las plantas de Destilación al Vacío) se divide y una parte es enviada a la planta Reductora de Viscosidad y otra al complejo HDR.

El complejo HDR tiene como objetivo la obtención de combustóleo bajo en azufre, menor a 2% peso, azufre elemental de alta pureza 99.9%, así como gasóleos desulfurados.

En esta planta el residuo de vacío es sometido a una serie de procesos mediante los cuales se transforma en hidrocarburos más ligeros (diesel, gasolina, gasóleos, gas LP, kerosina, entre otros) y en combustóleo con bajo contenido de azufre, disminuyendo así los residuales de la Refinería.

La transformación se lleva a cabo mediante la tecnología H-Oil procesando 50,000 bpd, con dos trenes de reacción con reactores catalíticos de cama ebulada.

El complejo está compuesto de las siguientes unidades:

- U-3100 Sección de reacción H-Oil Tren No. 1
- U-3200 Sección de reacción H-Oil Tren No. 2
- U-3300 Sección de manejo de catalizador
- U-3400 Sección productora de hidrógeno
- U-3500 Sección de fraccionamiento
- U-3600 Sección de aguas amargas y amina
- U-3700 Sección de azufre
- U-3900 Sección de servicios auxiliares

Una de las características más importantes del proceso H-Oil es la realización de movimientos de catalizador (adición-extracción) en forma continua sin detener el proceso, manteniendo el inventario de catalizador en los reactores en forma constante permitiendo mediante la ebulación de la cama catalítica un proceso isotérmico, operando a temperaturas superiores a 400° C y una presión de 186.5 kg/cm² craqueando la carga, la cual es materia prima de buena calidad (carga desulfurada) para la unidad 3500.

El hidrógeno necesario para llevar a cabo la hidrosulfuración en las unidades H-Oil se produce en la unidad 3400 utilizando gas natural y vapor mediante el proceso Steam Reforming. Esta Unidad tiene una capacidad de 2.2 millones de m³/d de producción.

La unidad 3500 se alimenta con la carga desulfurada de las unidades 3100 y 3200. Esta Unidad se encarga del fraccionamiento de los productos mediante los procesos de

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

destilación atmosférica y al vacío obteniendo las siguientes corrientes: kerosina, diesel, gasóleo pesado primario, gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío, residuos de vacío.

La unidad 3500 cuenta además con una sección recuperadora de productos ligeros tales como gas combustible, LPG y nafta estabilizada.

Como ya se había mencionado anteriormente, en el año 2003 entraron en operación las plantas Isomerizadora de Butanos y la Hidrodesulfuradora de gasóleos.

La planta Isomerizadora de Butanos entró en operación en junio del 2002. Su objetivo es procesar 2,500 bpd de la corriente de carga rica en n-butano para producir isobutano a través de la isomerización del n-butano.

La carga de n-butano a la unidad proviene de las unidades Fraccionadoras de Ligeros (DA-606-I y DA-606-II) y de los tanques esféricos TE-201/207.

La unidad de Isomerización convierte el n-butano en isobutano mediante un catalizador de platino, en presencia de pequeñas cantidades de hidrógeno. La isomerización es importante para proporcionar cargas adicionales para las unidades de alquilación.

La planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos inició sus operaciones en agosto del 2002 y está diseñada para procesar una carga de 21,350 bpd. La finalidad de esta unidad es hidrodesulfurar una mezcla de gasóleos provenientes de las plantas de vacío, obteniéndose como productos: nafta dulce, diesel desulfurado con un contenido máximo de 200 ppm de azufre, gasóleo pesado desulfurado con un contenido menor a 600 ppm de azufre y gas combustible con un contenido de H₂S de 30 ppm.

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar los aromáticos presentes en la carga. Los metales se eliminan por fijación de los mismos sobre la superficie del catalizador. También se elimina agua, obteniéndose un producto seco y libre de impurezas. Todas estas mejoras se logran con poca o ninguna pérdida del producto.

3.4 PLANTAS ECOLÓGICAS

La regulación en materia ambiental requiere de un gran esfuerzo por parte de la Refinería, por lo cual se han instalado sistemas para utilizar varios desechos, por ejemplo: los gases producto de la regeneración del catalizador de las Plantas Catalíticas son empleados en la producción de vapor de 60 kg/cm², evitando con esto enviar a la atmósfera gases a altas temperaturas.

Además, con objeto de contribuir a mantener las condiciones favorables de nuestro entorno, al mismo tiempo que se cumplen las normas ecológicas vigentes, la Refinería cuenta con cuatro plantas Recuperadoras de Azufre con una capacidad total de 920 ton/d. La carga a estas plantas está formada por corrientes de gas ácido producido en las

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

plantas Estabilizadoras, Hidrodesulfuradoras y Catalíticas. El azufre líquido es el producto principal del proceso catalítico al que es sometido el gas ácido.

Como acción ecológica complementaria, la Refinería cuenta con un Sistema de Tratamiento de Efluentes Acuáticos con capacidad de 39,000 m³/d. Este tratamiento es del tipo primario, en donde se aprovecha la diferencia de densidades para la separación del aceite presente en el agua residual; el aceite recuperado es enviado a proceso y el agua libre de aceite hacia las lagunas de oxidación y estabilización, lugar donde las demandas químicas y biológicas de oxígeno del agua son restituidas por la acción de varios aereadores.

Asimismo, se han implementado acciones para que el agua tratada en el sistema de efluentes se acondicione a través de un tratamiento biológico y de suavización para ser utilizada en torres de enfriamiento, este sistema se encuentra en operación desde octubre del año 2000.

El agua tratada por la Refinería también es utilizada en el riego de las áreas verdes, y el remanente se canaliza al cuerpo receptor conocido como el río Tula, el que no es afectado negativamente, ya que el agua cumple con la norma ecológica NOM-001-ECOL-96.

Existen siete plantas Tratadoras de Aguas Amargas, en las cuales se eliminan impurezas tales como ácido sulfhídrico y amoníaco, lo que permite que el agua sea aprovechada en procesos de desalado del petróleo crudo, en las unidades de Destilación Atmosférica.

3.5 SERVICIOS AUXILIARES

Para dotar de los servicios auxiliares indispensables para los procesos de refinación tales como: agua, vapor, energía eléctrica y aire, la Refinería cuenta con un Sector de Fuerza y Servicios Auxiliares.

Agua

El agua se obtiene de los pozos localizados a 8 km al norte de la Refinería, en el área de Teocalco y en el área de Mangas. El agua se conduce hasta cuatro tanques de almacenamiento de 174,000 m³ de capacidad total; de ahí se suministra agua a las torres de enfriamiento (como agua de reposición) y se provee a la red de agua potable y contra incendio de toda la Refinería.

Energía eléctrica

El vapor de alta presión (60 kg/cm²) se emplea como fuerza motriz para generar energía eléctrica en cuatro turbogeneradores, distribuyéndola mediante cuatro tableros y 21 subestaciones principales, que le permite a la Refinería ser autosuficiente. Se tiene adicionalmente un turbogenerador accionado por turbina de gas.

Vapor

El agua cruda tiene su mayor utilización en la generación de vapor, y para ello es enviada a las plantas desmineralizadoras que operan mediante un proceso de intercambio iónico. El agua y los condensados recuperados tratados sirven como alimentación a siete calderas, las cuales producen vapor motriz de alta presión.

Aire

Se cuenta con un sistema de compresores para abastecer las necesidades de aire para la operación de los instrumentos de control y para servicio a las plantas de procesos.

3.6 ALMACENAMIENTO

Existen dos zonas diferentes de almacenamiento, por un lado está toda una infraestructura especializada para almacenar los productos que entran o salen procesados de las plantas y por otro, toda un área destinada al almacenamiento de los materiales que sirven de apoyo para llevar a cabo el proceso de refinación.

Almacenamiento de Productos

Para el almacenamiento, manejo y distribución del petróleo crudo, productos intermedios y terminados, se cuenta con 125 tanques verticales y 32 tanques esféricos con una capacidad de 10'796,302 barriles de los cuales 2'600,000 barriles son utilizados para almacenamiento de crudo. También se cuenta con cuatro casas de bombas donde se controla el manejo y distribución de hidrocarburos.

Para la distribución de los productos finales, la Refinería dispone de un sistema de ductos que posibilita la distribución eficiente y oportuna de combustibles al mercado de consumo.

El transporte por vía terrestre se lleva a cabo por autotanque y carrotanques, el llenado de los cuales se realiza con un novedoso sistema que permite hacerlo por el fondo, optimizando la seguridad en las maniobras de llenado y la reducción de la emisión de gases a la atmósfera por evaporación de hidrocarburos.

Almacenamiento de Materiales

Para controlar y suministrar los insumos de la Refinería, como son sustancias químicas y otros productos involucrados en los procesos, catalizadores, lubricantes, equipo eléctrico, accesorios electrónicos, refaccionamiento para equipo estático y dinámico, etc., que se requieren en las líneas que conforman un sector productivo, se cuenta con seis almacenes, los cuales ocupan una superficie total de 25,000 m² y en cada uno de ellos el manejo de insumos es específico para facilitar el control de éstos.

También se dispone de un sistema para el tránsito de vehículos automotores y de ferrocarril, para la recepción y descarga de los insumos en el correspondiente almacén, que permite llevar a cabo estas maniobras sin afectar las demás actividades que se realizan en este centro de trabajo.

Con la información proporcionada en este capítulo acerca de la configuración de la refinería Miguel Hidalgo y las plantas que la integran, se puede llevar a cabo la simulación de la misma. La simulación de la refinería se llevó a cabo en el sistema PetroPlan, cuyo funcionamiento se describe en el capítulo siguiente.

CAPÍTULO IV. SISTEMA PETROPLAN

PetroPlan es una herramienta que nos ayuda a simular una refinería de petróleo y plantas petroquímicas. Este software utiliza bloques que representan cada una de las unidades de operación que conforman una refinería. Cada bloque tiene asociado un submodelo que contiene correlaciones que permiten calcular los rendimientos y las propiedades de los productos que se obtienen así como el consumo de servicios auxiliares de cada unidad. Los submodelos pueden ser modificados o creados por el usuario. PetroPlan también calcula un estimado de la utilidad bruta de la refinería, utilizando los costos que se introduzcan de las corrientes de alimentación, los productos y los servicios auxiliares.

Los submodelos que maneja PetroPlan contienen parámetros de operación que pueden ser modificados por el usuario de acuerdo al modo de operación que se requiera en cada unidad. A estos parámetros también se les puede dar un valor máximo y un valor mínimo para que el simulador lleve a cabo una optimización para maximizar la utilidad, usando como variables dichos parámetros. Además se cuenta con un bloque especial que optimiza las mezclas de los productos finales.

4.1 GENERALIDADES

PetroPlan consta de cuatro interfases o pantallas, llamadas:

- Crude Assay
- BFD
- SubModel
- OutForm

La pantalla principal es la BFD (Block Flow Diagram), en la cual se define el problema, dibujando el diagrama de flujo de bloques del proceso e introduciendo los datos. En la pantalla Crude Assay se introducen los datos del crudo. En la pantalla SubModel se editan o crean los submodelos, que son archivos de texto donde se definen las correlaciones que se utilizan para calcular las diferentes unidades de proceso. Por último, cuando se corre el programa aparece la pantalla OutForm donde aparecen los resultados de la simulación. Para pasar de una interfase a otra se puede utilizar el menú View, que se encuentra en todas las pantallas, o bien usar las letras del teclado: O para pasar a la pantalla OutForm, B para pasar al BFD y M para Submodel.

La definición de un problema en PetroPlan consiste en llevar a cabo los pasos enlistados a continuación, en cualquier orden.

- Agregar corrientes de alimentación
- Introducir datos de las corrientes de alimentación
- Agregar bloques
- Introducir datos de los bloques
- Construir el diagrama de flujo conectando las corrientes y los bloques
- Introducir los datos generales
- Introducir los costos

Cuando la definición del problema está completa, se selecciona Suelve del menú. Los resultados son desplegados cuando la solución está lista, de otro modo aparece un mensaje de error.

Cada vez que corre el programa, PetroPlan reporta todas las salidas en un archivo de texto y actualiza los flujos desplegados en el BFD. El BFD se puede imprimir y guardar en disco. El BFD, los submodelos, los ensayos de crudo y los archivos de salida tienen extensiones .ppg, .mod, .crd, y .out respectivamente.

4.2 ENSAYO DE CRUDO

En la pantalla Crude Assay se crean los archivos de los ensayos de crudo, los cuales tendrán la extensión .crd. El archivo debe guardarse en el directorio que contiene los submodelos de las unidades de proceso o la aplicación PetroPlan (PetroPlan.exe). Cada corriente de crudo debe estar asociada a un archivo .crd.

Para entrar a la pantalla de introducción de datos del crudo seleccionamos en el menú Edit la opción Crude Assay.

Como puede observarse en la Figura 4.2.1, en las primeras filas de la tabla se introducen datos generales del crudo, como la base en que se especificará el rendimiento (en %) de cada uno de los cortes (en peso o volumen), y las unidades de temperatura. En las filas siguientes se introducen los valores de las propiedades de los diferentes cortes del crudo (que pueden ser hasta doce), como el peso específico, los grados API, el contenido de azufre y nitrógeno.

Los datos que se introducen en esta tabla se usan para determinar los rendimientos y las propiedades de los productos de la unidad de destilación de crudo, basándose en las temperaturas de corte indicadas como parámetros del bloque.

PetroPlan estima los valores de las propiedades faltantes mediante una interpolación o extrapolación.

c:\archivos de programa\petroplan v261\isthmus.crd									
File Edit View Solve Preferences Help									
Description	isthmus								
Temp Msr(F or C)	F								
Basis(Wt or Vol)	V								
% C2 in crude	0.02								
% C3 in crude	0.24								
% IC4 in crude	0.18								
% NC4 in crude	0.73								
Cut final temp	158	212	302	374	455	536	650	1049	1300
Yld on crude,%	5.83	4.30	8.70	8.10	9.70	9.90	11.90	26.50	13.90
SG	0.6554	0.7086	0.7457	0.7804	0.8069	0.8359	0.8694	0.9357	1.0440
API	84.4	68.2	58.3	49.8	43.9	37.8	31.3	19.7	4.0
Sulfur	0.0144	0.0160	0.0162	0.0365	0.1547	0.5778	1.2387	2.2986	4.0930
RON	65.2	54.2	43.2	30.8					
MON									
Aromatics,%		3.1	12.8	17.2	20.2	23.1			
Naphthenes,%		26.3	27.0	28.8					
Smoke pt,mm					23.2	18.0			
Freeze point					-52.1	-17.5			
Pour point					-55.4	-20.9	29.9	97.5	140.0
Cetane No					47.0	49.8	48.1	25.7	
Aniline point				124.8	137.5	148.0	157.5	177.8	
CS at 122F					1.30	2.17	4.46	58.92	
CS at 210F					0.71	1.08	1.87	9.02	4.23E+02
Nitrogen,%	0.0000	0.0000	0.0000	0.0019	0.0045	0.0094	0.0208	0.1148	0.2392
Nickel,ppm								0.00	124.61
Vanadium,ppm								0.00	17.80
C5 insoluble,%									17.87
Concarbon,%								0.35	21.10
Property A									
Property B									
Property X									
Property Y									

Figura 4.2.1 Pantalla Crude Assay.

4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE BLOQUES (BFD)

La definición del problema se lleva a cabo en la pantalla BFD. En esta pantalla, como se muestra en la Figura 4.3.1, se dibuja el diagrama de flujo de bloques del proceso y se introducen los datos de las corrientes de entrada, de los bloques, los datos generales y los costos.

Nota: Antes de comenzar a dibujar el diagrama de flujo se debe definir el directorio en el cual se encuentran los submodelos que se van a utilizar, esto se hace seleccionando Submodel Dir en el menú File.

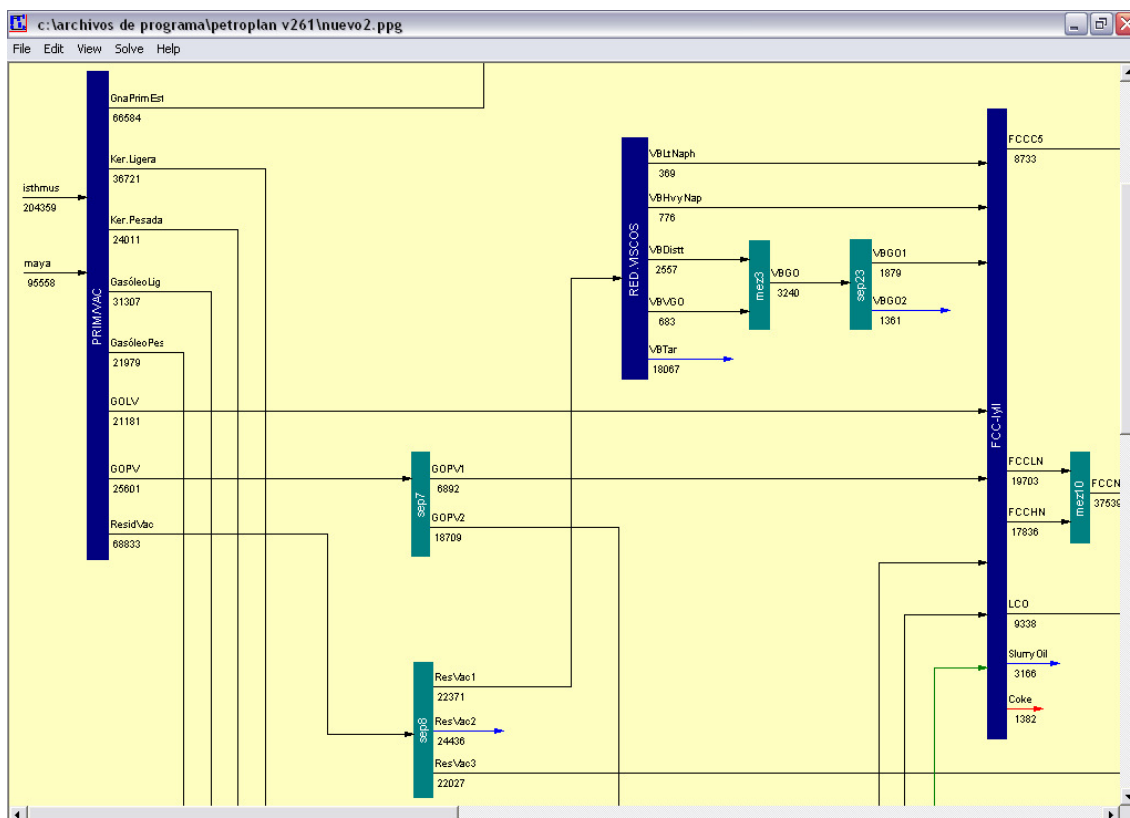


Figura 4.3.1 Pantalla BFD.

La elaboración del diagrama de flujo se lleva a cabo introduciendo corrientes y bloques que representan cada una de las plantas de la refinería que se desea simular. Para dibujar una corriente de alimentación se selecciona en el menú Edit, Add Stream y se coloca en el lugar deseado en la pantalla. Para agregar un bloque, se selecciona en el menú Edit, Add Block. Para conectar las corrientes a los bloques se arrastra la punta de la flecha al bloque deseado, de inmediato la flecha cambiará de color rojo a negra, indicando que ya está conectada. Un bloque puede tener hasta 9 corrientes de alimentación, excepto si se trata de una unidad de crudo que puede aceptar hasta 8 y el bloque LP Blender que puede tener hasta 32 corrientes de alimentación. En cuanto a las corrientes de los productos, éstas son añadidas automáticamente cuando se selecciona el tipo de bloque, de acuerdo al submodelo correspondiente.

Los bloques se pueden mover al lugar deseado arrastrándolos con el Mouse y se pueden aumentar o disminuir de tamaño arrastrando sus bordes. Si no hay suficiente espacio para completar el movimiento, la acción será ignorada. Es recomendable mover el bloque al lugar deseado tan pronto como sea agregado, ya que después de que las corrientes han sido conectadas al bloque, los movimientos se vuelven más complicados porque se requiere mover cada corriente que sale o entra al bloque. Después de que las corrientes son conectadas, los movimientos izquierda/derecha y alargamiento de los bloques son más fáciles que los movimientos hacia arriba y hacia abajo.

Una corriente puede alargarse arrastrando la punta de la flecha hacia los lados o hacia arriba o hacia abajo, con lo que se agregarán nuevos segmentos horizontales o verticales. Si se estira desde el inicio de la flecha, la línea sólo se acortará o alargará sin agregar segmentos. Las conexiones a los bloques sólo pueden hacerse arrastrando la

punta de la flecha al bloque. Los movimientos de un bloque hacia una flecha no harán conexión. Las corrientes que entran a un bloque serán de color negro y las que no van a ningún bloque serán rojas. Las corrientes que se recirculan son de color verde. Se pueden arrastrar segmentos de una corriente con el Mouse para hacer el BFD más fácil de leer. Tales movimientos, cuando no son hechos arrastrando la punta de las flechas, no hará ni romperá ninguna conexión.

Las alimentaciones del bloque LB Blender no se conectan arrastrando las corrientes a dicho bloque, éstas serán definidas en su cuadro de introducción de datos.

El orden (de arriba hacia abajo) de las corrientes de alimentación del bloque importa sólo en los mezcladores simples (Blender), donde se variará el flujo de la primera alimentación o de las dos primeras para satisfacer las especificaciones del producto deseadas.

Para realizar las funciones de algunos de los menús que se encuentran en la pantalla BFD se pueden utilizar también las siguientes teclas:

- G Para la introducción de datos generales (opción que se encuentra en el menú Edit)
- P Introducción de costos (menú Edit)
- L Introducción de datos del bloque LP Blender
- S Para correr el programa (menú Solve)
- F1 Ayuda (menú Help)

Existen otras maneras de ejecutar algunas de estas funciones. Por ejemplo, para abrir el texto del submodelo de un bloque o ir a su hoja de resultados, se puede presionar el botón derecho del Mouse sobre dicho bloque (una vez que el bloque fue definido y resuelto). De la misma forma, presionando el botón derecho del Mouse en una corriente de crudo nos permitirá acceder al menú del ensayo de crudo.

4.3.1 INTRODUCCIÓN DE DATOS GENERALES

El cuadro de introducción de datos generales, que se muestra en la Figura 4.3.2, provee a los usuarios acceso a las opciones de la simulación general requeridas por PetroPlan. Para abrir este cuadro de diálogo se selecciona General Data en el menú Edit. Los usuarios pueden adoptar las opciones provistas por PetroPlan o definir valores que se encuentren dentro del rango establecido.

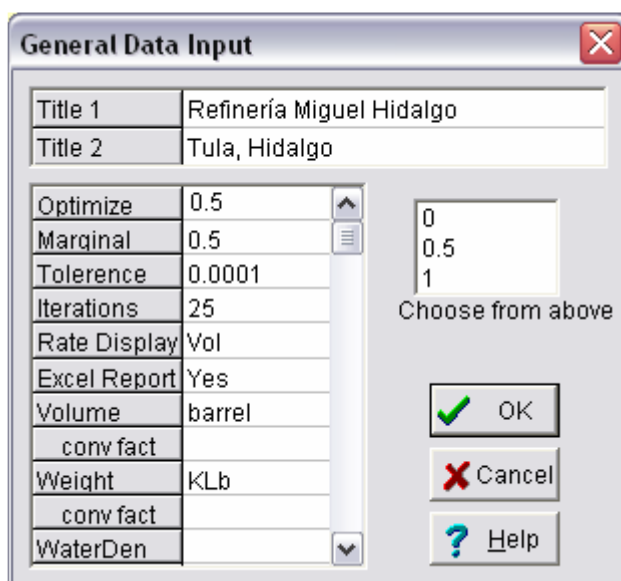


Figura 4.3.2 Cuadro de introducción de datos generales.

A continuación se presenta una tabla donde se indican los datos que se deben introducir en cada campo, las opciones o el rango de los datos, el valor que da PetroPlan en caso de no introducir algún otro valor y el valor sugerido por PetroPlan.

Campo	Dato que se introduce	Opciones o Rango	Valor Default	V. sugerido por PetroPlan
Title	Título del problema. Se usa para el reporte generado por PetroPlan. No afecta los resultados de la simulación.			
Optimize	Paso de incremento que se usará para ajustar los parámetros mientras se maximiza la utilidad.	0 – 1 Si el valor es cero, no optimiza	0	0.5
Marginal	Incremento usado para calcular los valores marginales de las corrientes y otras variables.			
Tolerance	Error relativo máximo aceptable usado para determinar la convergencia de los cálculos numéricos y de optimización.		0.0001	
Iterations	Número máximo de iteraciones realizadas para los cálculos numéricos y los de optimización.		10	
Rate Display	Unidades de flujo desplegadas en el BFD.	Wt (flujo másico) o Vol (flujo volumétrico)		

CAPÍTULO IV. SISTEMA PETROPLAN

Report	Tipo de reporte de los resultados.	Versión en texto o en Excel. Los reportes pueden ser generados como una descripción detallada de los resultados de la simulación usando la opción Full.xls. La opción Brief.xls provee al usuario sólo el resumen de los resultados de la simulación. El archivo del reporte generado tiene el mismo nombre de la simulación pero con extensión .xls o .txt.		
Volume	Unidad de volumen que se utilizará en los cálculos y en el despliegue de resultados.	BBL (barriles) o M3 (metros cúbicos). Otras unidades serán ignoradas aunque repetidas en el reporte. Se debe referir el factor de conversión antes de introducir otra unidad.	BBL	
Weight	Unidad de masa que se utilizará en los cálculos y en el despliegue de resultados.	KLB (kilolibras) o MT (toneladas métricas). Otras unidades serán ignoradas aunque repetidas en el reporte. Se debe referir el factor de conversión antes de introducir otra unidad.	KLB	
Water Den	Valor de la densidad del agua a 60° F, la cual debe ser consistente con las unidades usadas en los submodelos y en las corrientes de alimentación.	La introducción de este dato es opcional si se utilizan las unidades de BBL o M3, y KLB o MT. El valor de la densidad del agua en estas unidades son 0.3502 klb/bbl, 0.99901 MT/m ³ o 0.1588 MT/bbl. La densidad del agua se utiliza para calcular el flujo másico a partir del flujo volumétrico (y viceversa) y el peso específico.		
Temperature	Dos unidades de temperatura, la que se usará en la introducción de datos y la unidad de temperatura que se utilizará en los submodelos.	F, F C, F F, C C, C		
Energy	Unidad de energía	MMBTU (millones de BTU), MKCal o GJ (giga Joule). Se debe referir el factor de conversión antes de introducir la unidad.	MMBTU	
Currency	Unidad monetaria usada para el despliegue de resultados.		US dollar (\$)	
Cwater	Unidad de medida para el agua de enfriamiento.	Mgal o M3	Mgal	
RVP	Unidades de la presión de vapor Reid.	Psia, KPa (kilo Pascal), KgCm2 (kilogramo por centímetro cuadrado)	psia	
User Props	Propiedades adicionales de las corrientes indicadas por el usuario (máximo 16).	Los valores de las Props1-8 de mezclado son en base volumen, y de las Props9-16 en base masa.		
Conv fact	Factores de conversión requeridos para las unidades de volumen, masa, energía, moneda, Cwater y RVP, en caso de que las unidades de entrada para el problema difieran de las usadas en los submodelos.			

Tabla 4.3.1 Datos Generales.

4.3.2 INTRODUCCIÓN DE DATOS DE LAS CORRIENTES

Las corrientes de crudo y otras que no se originen de los bloques, deben ser definidas por el usuario. Además, si el programa lo pide, se pueden proporcionar datos estimados de las corrientes que se recirculan. Las corrientes se definen usando el cuadro Stream Input, que aparece cuando seleccionamos la corriente con el Mouse.

Property	Value
RateV	204363
RateW	
SG	
API	
VABP	
Sulfur	
Oxygen	
RVP	
Flash Pt	
RON	
MON	
R+M/2	

Figura 4.3.3 Cuadro de introducción de datos de las corrientes.

Como se puede observar en la Figura 4.3.3, en este cuadro se incluirán los siguientes datos.

Tipo de corriente: Se debe indicar si la corriente es crudo o no.

Stream Name: El nombre de la corriente puede tener como máximo 10 caracteres. Si la corriente es un crudo, el nombre se escoge de la lista contenida. La lista incluye todos los crudos que tienen ensayos definidos en el archivo del mismo nombre que el crudo localizados en el directorio que se indica en el menú File, Submodel Dir. Para crear nuevos archivos de ensayos de crudos, se usa el comando Crude assay del menú Edit.

Rate: Se debe introducir el valor del flujo de la corriente, ya sea volumétrico (RateV) o másico (RateW).

SG/API: Se debe introducir el peso específico de la corriente (SG) o los grados API (API), excepto para los crudos.

Properties: Aquí se introducen las propiedades de la corriente. Las propiedades que se manejan son las siguientes.

Abreviatura	Propiedad
RATEV	Flujo volumétrico por día
RATEW	Flujo másico
SG	Peso específico
API	Grados API
VABP	Punto de ebullición medio volumétrico
SUL	Porcentaje en peso de azufre
OXY	Porcentaje en peso de oxígeno
RVP	Presión de vapor Reid
FLSH	Punto de Flash
RON	Número de octano de investigación
MON	Número de octano del motor
RM2, (R+M)/2	Si se introducen los datos de RON y MON, RM2 se calculará automáticamente
PAR	Porcentaje en volumen de parafinas
OLE	Porcentaje en volumen de olefinas
NAPH	Porcentaje en volumen de naftenos
ARO	Porcentaje en volumen de aromáticos
BENZ	Porcentaje en volumen de benceno
SMK	Punto de humo
FRZ	Punto de congelación
POR	Punto de fluidez
CET	Índice de cetano
ANL	Punto de anilina
CS122	Viscosidad, CS a 122° F (50° C)
CS210	Viscosidad, CS a 210° F (98.89° C)
NIT	Porcentaje en peso de nitrógeno
NI	Níquel, wppm
VAN	Vanadio, wppm
C5I	C5 insoluble
PROPA	Propiedad definida por el usuario cuyo valor de mezclado se calcula en base volumen
PROPB	Propiedad definida por el usuario cuyo valor de mezclado se calcula en base volumen
PROPX	Propiedad definida por el usuario cuyo valor de mezclado se calcula en base masa
PROPY	Propiedad definida por el usuario cuyo valor de mezclado se calcula en base masa
V150	Porcentaje en volumen evaporado a 150° F
V200	Porcentaje en volumen evaporado a 200° F
V300	Porcentaje en volumen evaporado a 300° F
V400	Porcentaje en volumen evaporado a 400° F
V500	Porcentaje en volumen evaporado a 500° F
V650	Porcentaje en volumen evaporado a 650° F

Tabla 4.3.2 Propiedades de las corrientes.

PropX y PropY son cualquier propiedad definida por el usuario que seguirán reglas de mezclado lineal en base en peso (por ejemplo, el porcentaje en peso de hierro en una mezcla). PropA y PropB seguirán reglas de mezclado lineal en base volumen.

Ciertas propiedades deben ser definidas de acuerdo al bloque al que son alimentadas. Si las propiedades que se requieren para efectuar el cálculo de un proceso no son especificadas, se indicará un error en la simulación. Varias propiedades tienen valores predeterminados de cero, generalmente los contaminantes (como Sul y NIT); no así otras propiedades, como la viscosidad y el RON.

Se pueden definir propiedades adicionales en la introducción de datos generales.

No se introduce el valor de ninguna propiedad si se trata de una corriente de crudo.

4.3.3 INTRODUCCIÓN DE DATOS DE LOS BLOQUES

Existen diferentes tipos de bloques:

- Las unidades de destilación de crudo (CDU's)
- Las unidades de proceso en general
- Separadores y mezcladores simples (Splitters)
- Mezcladores (Blenders)
- Optimizador de mezclas finales (LP Blender)

Para agregar un bloque a la simulación se utiliza el comando Add Block del menú Edit, y para abrir el cuadro de introducción de datos del bloque, como el que se muestra en la figura siguiente, sólo se selecciona el bloque con el Mouse.

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
Reformate	Severity	97		
	Pressure	200		

Figura 4.3.4 Cuadro de introducción de datos de los bloques.

En general, cualquier tipo de bloque tiene el mismo formato de introducción de datos (excepto el bloque LP Blender). Este cuadro nos pedirá los siguientes datos.

Block Name: El nombre del bloque puede tener máximo 10 caracteres. No se pueden repetir los nombres de los bloques en una sola simulación.

Block Type: El tipo de bloque indica el tipo de proceso de refinación que se simulará. El tipo de bloque se selecciona de la lista dada. En la lista aparecen todos los bloques de proceso que tienen sus respectivos submodelos archivados en el directorio seleccionado. Si se necesita un mezclador se usa el tipo de bloque Splitter indicando un solo producto.

Place After: Indica la posición del bloque en la secuencia de cálculo. El usuario debe definir una secuencia adecuada de manera que se tenga el menor número de corrientes recirculadas.

Products: Los productos son específicos para cada bloque. PetroPlan designa los productos que se obtienen de cada bloque de acuerdo a lo que se indica en el submodelo respectivo. Los productos ligeros, en fase gaseosa, tales como los compuestos C1, C2, C3 y C4 no aparecen explícitamente en el diagrama de flujo, pero sí son tomados en cuenta en los cálculos; estos compuestos son llamados “pooled components”. Los nombres de los productos pueden tener como máximo 10 caracteres.

Parameters: Cada bloque maneja diferentes parámetros de acuerdo al submodelo respectivo. El usuario introduce el valor conveniente de cada parámetro entre un rango especificado o bien pueden tomar los valores predeterminados por el programa. El usuario debe introducir los límites máximos y mínimos sólo si el parámetro es una variable que se quiera usar para la optimización. Los nombres de los parámetros pueden tener como máximo 10 caracteres.

4.3.3.1 Unidades de Destilación de Crudo (CDU's)

En una simulación se permiten seis diferentes bloques CDU como máximo. Los bloques CDU manejan hasta ocho diferentes tipos de crudo, obteniéndose un máximo de nueve corrientes de productos. Los rendimientos de los productos y sus propiedades son determinadas en base a los datos del ensayo del crudo.

El consumo de servicios auxiliares de la unidad de destilación de crudo se calcula de acuerdo a las correlaciones definidas en el submodelo CDU.mod. A diferencia de otros submodelos, éste no cuenta con correlaciones que calculen los rendimientos debido a que éstas se derivan de los datos introducidos en las tablas de ensayos de los crudos.

Las CDU's deben estar localizadas antes del resto de los bloques. La alimentación de una CDU no puede ser una corriente recirculada proveniente de bloques subsecuentes, sólo puede ser algún tipo de crudo. El residuo de una CDU puede ser alimentado a otra CDU. La CDU también procesa crudos provenientes de un separador.

Una sola CDU puede simular la unidad de destilación atmosférica y la de vacío. No obstante, se puede optar por usar dos unidades por separado, una de destilación atmosférica y otra de vacío, cuando las corrientes de alimentación de la unidad de

destilación de vacío son una porción del fondo de la torre atmosférica o consta de varias corrientes de fondos de unidades de destilación atmosférica.

Una unidad de destilación al vacío se agrega seleccionando CDU como tipo de bloque. Si la unidad de destilación al vacío tiene varias corrientes de alimentación, el usuario debe asegurarse de que la temperatura de corte inicial es la misma en todas estas corrientes.

Como puede observarse en la Figura 4.3.5, los parámetros que se manejan en los bloques CDU son las temperaturas de corte para poder efectuar los cálculos de los rendimientos. La temperatura de corte representa la temperatura final de los productos que se desean obtener. Las temperaturas de corte deben ser definidas para todos los productos exceptuando el último.

Si se desea que las temperaturas de corte sean variables utilizadas durante la optimización, se debe introducir los límites mínimos y máximos de estas temperaturas. Estos valores no deberán estar por debajo del 2% (en peso) de las temperaturas de corte.

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
Gna.Primar	Cut1	180		
Gna.Despun	Cut2	360		
Ker.Ligera	Cut3	480		
Ker.Pesada	Cut4	540		
GasóleoLig	Cut5	650		
GasóleoPes	Cut6	780		
ResidPrima				

Figura 4.3.5 Introducción de datos del bloque CDU.

4.3.3.2 Unidades de proceso

Las unidades de proceso en general son bloques que representan la operación de cada una de las plantas que conforman una refinería, incluyendo las de los servicios auxiliares. Cada bloque tendrá un submodelo asociado, el cual se recomienda examinar para conocer las variables que maneja.

Algunas unidades de proceso no requieren que sus corrientes de alimentación o productos sean indicados en el diagrama de flujo. Es el caso de las unidades cuya alimentación o productos son componentes ligeros (pooled components) o los que convierten un servicio auxiliar en otro, como por ejemplo el bloque de Alquiler y el UtilGen, cuyo cuadro de introducción de datos se muestra en la Figura 4.3.6.

Block Input

Block Name: G.VAP.ELEC

Block Type: utilgen

Place After: LP

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
	ExtraPwr	0		
	COGEN	0		

Delete block

Figura 4.3.6 Introducción de datos de un bloque de servicios auxiliares.

4.3.3.3 Separadores y mezcladores simples

El tipo de bloque Splitter puede simular una operación de separación o mezclado de corrientes. En caso de requerir una operación de mezclado sólo se tiene que definir un solo producto y no se requieren parámetros, como se muestra en la siguiente figura.

Block Input

Block Name: mez10

Block Type: SPLITTER

Place After: FCC-lyII

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
FCCN				

Delete block

Figura 4.3.7 Introducción de datos de un bloque Splitter funcionando como mezclador simple.

Para efectuar una operación de división de corrientes se requiere un número de parámetros igual al número de productos requeridos menos uno. Un separador puede tener máximo nueve corrientes de productos.

Los parámetros pueden ser la fracción de separación (Frac1, Frac2...) o el flujo de las corrientes de los productos, ya sea volumétrico (RateV1, RateV2...) o másico (RateW1, RateW2, ...). La opción de flujo puede ser utilizada para definir la capacidad del bloque al que se alimenta la corriente. Se pueden usar cualquiera de los dos tipos de parámetros pero no una combinación de ellos. En la siguiente figura se ejemplifica la introducción de datos de un separador simple.

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
GOPV1	Frac1	0.4530		
GOPV2	Frac2	0.005000		
GOPV3				

Figura 4.3.8 Introducción de datos de un bloque Splitter funcionando como separador.

4.3.3.4 Mezcladores (Blenders)

El tipo de bloque Blender es un mezclador que nos permite obtener un producto con las especificaciones deseadas, variando el flujo de la primera corriente de alimentación o de las dos primeras.

Si las especificaciones de la mezcla son definidas en términos de las propiedades de las corrientes a mezclar, se necesita que por lo menos se varíen los flujos de dos corrientes de alimentación. Por cada flujo de corriente de alimentación que se varíe, se deberá definir una corriente de producto, por lo que el usuario debe definir al menos dos productos, de los cuales uno será el deseado que cumpla las especificaciones. Por otro lado, si las corrientes que se alimentan son importadas, sus flujos se considerarán como límites máximos.

Los usuarios pueden definir una o dos de las siguientes especificaciones:

- RATEV: Flujo volumétrico de la mezcla.
- RATEW: Flujo másico de la mezcla.
- PROPERTY: Cualquiera de las propiedades enumeradas en la Tabla 4.2, por ejemplo SUL, como se muestra en la Figura 4.3.9.

Si no se pueden satisfacer todas las especificaciones deseadas, PetroPlan intenta cumplir con las especificaciones en el orden en que éstas fueron definidas. Pero si se necesitaran flujos negativos para cumplir con las especificaciones, una o más de ellas serán

ignoradas (dependiendo del orden en el que se hayan introducido). En este caso, las variables vuelven a tener su valor inicial, y en el caso de las corrientes importadas, sus valores serán de cero.

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
ZZ	SUL	3.530		
DiIPCombus				

Figura 4.3.9 Introducción de datos de un bloque Blender.

4.3.3.5 LP Blender

El bloque LP Blender se utiliza para operaciones de mezclado más complejas. Este bloque puede mezclar hasta 32 corrientes y generar como máximo 16 corrientes de productos optimizados. Sólo se permite utilizar un bloque LP Blender en cada simulación.

Las mezclas se calculan usando una técnica de programación lineal que maximiza la utilidad y al mismo tiempo cumple con las especificaciones definidas por el usuario. Combinaciones de especificaciones matemáticamente irreales son indicadas como violaciones en el reporte de resultados.

Como puede observarse en la Figura 4.3.10, el cuadro de introducción de datos de este bloque es diferente a los demás, en éste se definirán las entradas presionando la opción de Edit LP Input en dicho cuadro. De esta manera aparecerá una pantalla como la que se muestra en la Figura 4.3.11, donde se encuentran enlistadas las corrientes que pueden ser mezcladas (corrientes que no se alimentaron a otros bloques). Como ya se mencionó, el límite máximo de corrientes a mezclar es de 32, por lo que si existen más de 32 corrientes que no están conectadas a otros bloques, se tomarán en cuenta las corrientes de los primeros bloques que se introdujeron; por lo tanto se recomienda colocar al último los bloques cuyos productos no se requieran en las mezclas de los productos finales.

Block Input

Block Name: LP

Block Type: LPBLENDR

Place After: mez9

OK Cancel Help

Products	Parameter	Value	Minimum	Maximum
Edit LP Input				

Delete block

Figura 4.3.10 Cuadro de introducción de datos del bloque LP Blender.

LP Blender Input							
	<input checked="" type="checkbox"/> OK	<input type="checkbox"/> Cancel	<input type="checkbox"/> Help				
	PMAGNA	PREMIUM	PMAGNOXIG	TURBOSINA	PDIESBS	PEMEXDIESE	COMBUSTÓF
Product Name	PMAGNA	PREMIUM	PMAGNOXIG	TURBOSINA	PDIESBS	PEMEXDIESE	COMBUSTÓF
Price	68.3351	79.7236	73.0610	71.7635	69.8142	68.3564	33.3301
Property	SUL max	SUL max	SUL max	SUL max	SUL max	SUL max	SUL max
Spec value	0.1	0.05	0.05	0.3	0.03	0.05	4
Property	RM2 min	RM2 min	RM2 min	ARO max	CET min	CET min	
Spec value	87	93	87	22	48	48	
Property		ARO max		SMK min	ARO max	ARO max	
Spec value		32		25	30	30	
Property	BENZ max	OLE max	ARO max				
Spec value	4.9	15	25				
Property		OXY min	OLE max				
Spec value		1	10				
Property		BENZ max	BENZ max				
Spec value		2	1				
COMPONENTS							
Alkylate	10.87	441.410	5722.193				
C3U							
C4U							
Coke							
DHTKero				24048.176	10627.787		
DilPCombus							11075.730
FCCN1	18213.783	1359.197	15082.758				
GnaEstabil	211.006		3115.025				
GnaPremImp	325.606	4693.132	175.046				
GOBDieSin							
GOPV2							
HTLNaph2	401.351		597.882				

Figura 4.3.11 Introducción de datos del bloque LP Blender.

La pantalla de introducción de datos del bloque LP Blender contiene lo siguiente.

Product Name: Los nombres de los productos deseados se introducen en la primera fila, con sus correspondientes costos en la fila inferior a ésta. Los costos deben ser especificados en base volumen.

Property: Aquí se selecciona de la lista la propiedad que se desea especificar, ya sean mínimos o máximos (por ejemplo, SUL máx). El valor del parámetro mínimo o máximo se introduce en la fila inferior.

Components: Aquí se introducen los flujos de cada uno de los componentes de los productos. Si no se introduce un valor para un determinado componente se considera como cero. Los flujos de las corrientes importadas se considerarán como límites máximos durante los cálculos.

El reporte de resultados del bloque LP Blender identifica cada especificación como un valor incentivo. Los valores incentivos representan el cambio en la utilidad por cambio de unidad de una variable en particular.

4.3.4 INTRODUCCIÓN DE COSTOS

La información de costos que se proporciona al simulador se utiliza para calcular la utilidad de la refinería y llevar a cabo una optimización para maximizar dicha utilidad. Se tiene acceso al cuadro de introducción de costos entrando al menú Edit en el comando Prices. La Figura 4.3.12 muestra este cuadro, el cual va a contener una lista de todas las alimentaciones y productos.

	Price	wt/vol
isthmus	50.9048	
maya	40.4832	
MTBEImport	111.0571	
GnaPremImp	79.1678	
KP1	65.3940	
GOPV2		
GOBDieSin	65.3940	
LPG	37.9565	
C3U	265	wt
IC4	54.2705	
C4U		
Coke	0.68	wt
Sulfur	18.6729	wt
Naphtha1		

Figura 4.3.12 Cuadro de introducción de costos.

El usuario debe introducir los costos por unidad de peso o por unidad de volumen, lo cual se especifica en la columna de la derecha (Vol o Wt). Si no se introduce algún costo, éste se tomará como cero. Los costos de H2, H2S y GAS deben ser introducidos por unidad de peso. Para los servicios auxiliares se ignoran las especificaciones de

volumen o peso. Los costos de los productos que se obtienen del bloque LP Blender se introducen directamente en el cuadro de introducción de datos de este bloque.

Se deben introducir los costos de todos los servicios auxiliares y de los productos para generar resultados precisos. La inversión de capital debe ser introducida en base a un porcentaje de rendimiento anual y a la inversión. PetroPlan usa el valor de Capital x (1/36500) del valor dado como la tasa de interés diaria.

4.4 SUBMODELOS

Los submodelos son series de ecuaciones que nos ayudan a predecir las propiedades y los rendimientos de los productos de las diferentes unidades de proceso. Los submodelos también contienen correlaciones que nos ayudan a estimar el capital de inversión requerido y el consumo de servicios auxiliares.

PetroPlan provee una serie de archivos de submodelos referentes a los procesos que comúnmente conforman una refinería de petróleo. La extensión de estos archivos es .mod (por ejemplo Reformer.mod). El usuario puede modificar o crear submodelos. Cada unidad de proceso en la simulación debe tener asociado un submodelo. Más de una unidad de proceso puede usar el mismo submodelo.

Los archivos de los submodelos se encuentran en el directorio que contiene la aplicación PetroPlan (archivo PetroPlan.exe). La localización de estos archivos debe verificarse entrando al menú File en Submodel Dir (en la pantalla BFD). En el caso de los archivos creados o modificados por el usuario, es preferible guardarlos en otro directorio, diferente al que contiene los submodelos provistos por PetroPlan. En tal caso el usuario debe indicar el nuevo directorio de la misma manera. Durante la simulación, se utilizará primero el submodelo que se encuentra en el directorio designado. En ausencia de éste en el directorio indicado, el simulador busca el submodelo en la aplicación principal (PetroPlan.exe). En el cuadro de introducción de datos de cada bloque (en el campo del tipo de bloque) se encuentra la lista de los submodelos que provee PetroPlan y los que se encuentran en el directorio designado.

Se recomienda que los usuarios examinen las rutinas de los submodelos antes de utilizarlos en la simulación. Los comentarios y ecuaciones de estos archivos nos proporcionan información con respecto al tipo de propiedades de la alimentación requeridas, el sistema de unidades utilizado y características de los productos a obtener. Los cálculos de rendimientos de los diferentes submodelos se basan en correlaciones disponibles en la literatura.

La pantalla Submodel se muestra en la siguiente figura.


```

c:\archivos de programa\petroplan v261\c4isomse.mod
File Edit View Solve Preferences Help
C4Isom.mod
Suggest this block be after Alky block in the flowsheet
No Products. None by user (Isobutane produced will be added to the pooled isobutane)
Feed : None
Parameter : CapMode(1)
$ CapMode=0 means produce all IC4 required and buy/sell NC4 short/excess
$ CapMode=1 means charge all available NC4 and buy/sell IC4 short/excess
$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU
$ -----
$ YIELDS
$ PNC4 and PIC4 are the wt rates of NC4 and IC4 available from all prior blocks: positive if excess
FeedEst=If(CapMode>0,PNC4*0.2437,-PIC4/.98) $ choose feed rate based on Capacity option
NC4=-If(FeedEst<0,0,FeedEst) $ NC4 consumed.
H2 = 0.0012 *NC4 $ Hyd consumption ~50 SCF/B or 0.0012 X Feed by wt.
IC4=-0.98 *NC4 $ IC4 yield is 98% of NC4 feed. This will be a positive number or zero.
Gas = -NC4-H2-IC4
$ -----
$ PROPERTIES
$ No properties to be calculated. Product is added to the IC4 pool
$ -----
$ UTILITIES
GasLHV=Gas*21
RateV=-NC4/(0.5844*0.3502) $ feed rate in BPSD to figure utilities
Fuel = -RateV *0.2
Power = -RateV *1.0
CW = -RateV *0.6
Chemical = -RateV *0.05
Capital = -9 *(RateV/10000)^0.65
END

```

Figura 4.4.1 Pantalla Submodel.

En los submodelos se usa la simbología mostrada en la Tabla 4.3.2 para representar las propiedades de las corrientes. En los siguientes apartados se muestran los servicios auxiliares que se consideran, los componentes ligeros (pooled components) y la manera en que se escriben los submodelos.

4.4.1 SERVICIOS AUXILIARES

El consumo y producción de servicios auxiliares está definido en los submodelos de cada unidad de proceso. El usuario sólo tiene que introducir los costos de los servicios auxiliares. Con fines de cálculo, el capital de inversión se considera como servicio auxiliar.

Las unidades que se utilizan deben ser consistentes en todos los submodelos y en los costos introducidos por el usuario. Por ejemplo, si se utiliza millones de dólares, todos los submodelos deben tener correlaciones basadas en esa unidad.

En la Tabla 4.4.1 se muestra una lista de las abreviaturas de los servicios auxiliares que se utilizan en los submodelos y su significado. El GASLHV representa el contenido total de calor del servicio auxiliar, y se expresa en MMBTU de gas combustible (no se expresa en masa), y FUEL representa MMBTU de los combustibles líquidos.

Abreviatura	Servicio Auxiliar
FUEL	Combustóleo
HPS	Vapor de alta presión
MPS	Vapor de media presión
LPS	Vapor de baja presión
BFW	Agua de caldera
CW	Agua de enfriamiento
POWER	Energía eléctrica
CHEM	Químicos
CAPITAL	Costo de capital
GASLHV	Gas combustible (BTU, kcal, GJ)
UT1	Servicio auxiliar definido por el usuario en los submodelos
UT2	Servicio auxiliar definido por el usuario en los submodelos

Tabla 4.4.1 Servicios auxiliares.

4.4.2 POOLED COMPONENTS

Ciertos componentes, como el gas combustible y el propano, forman parte de los productos de las unidades de proceso, pero no se indican en el diagrama de flujo, sino que se mezclan. Estos componentes son llamados “pooled components” y están disponibles para su consumo o venta. La generación o consumo de cada uno de estos componentes se indica en los submodelos correspondientes a cada unidad. Los costos de estos componentes deben ser introducidos por el usuario.

La cantidad (en masa) que se genera de gas combustible se representa como GAS. El contenido de calor asociado a esta corriente se representa como el servicio auxiliar GASLHV.

La generación o consumo de estos compuestos ligeros en cada unidad de proceso son presentados en el reporte de resultados, donde GAS representa la cantidad total de compuestos ligeros mezclados, mientras que GASLHV representa el consumo del servicio auxiliar.

A continuación se enlistan los llamados “pooled components” como se manejan en los submodelos.

Abreviatura	Componente
H2	Hidrógeno
GAS	Gas combustible
H2S	Ácido sulfhídrico
C3S	Propano
C3U	Propileno
IC4	I-Butano
NC4	N-Butano
IC4U	I-Butileno
C4U	Butilenos

Tabla 4.4.2 Pooled Components.

4.4.3 REGLAS DE ESCRITURA DE LOS SUBMODELOS

Los submodelos son una serie de ecuaciones que se encuentran en un formato de texto, que nos ayudan a predecir los rendimientos y propiedades de los productos y el consumo de servicios auxiliares de cada unidad de proceso. Las ecuaciones se resuelven en la secuencia en la cual se introducen. No se permiten los ciclos de cálculo. Las entradas en una línea seguidas por '\$' o 'l' son ignoradas. También se ignoran las líneas en blanco y cualquier línea que no contenga un signo de =.

Los archivos de los submodelos son independientes entre cada uno de ellos, y no pueden ser relacionados a través de las rutinas. La única interacción o transferencia de datos se da vía la secuencia de cálculo indicada por el usuario. Los datos se transfieren entre los bloques para el cálculo del siguiente bloque, pero los submodelos permanecen independientes entre ellos.

Variables

Las etiquetas de las variables pueden tener como máximo 8 caracteres alfanuméricos incluyendo los subíndices.

En el lado izquierdo de las ecuaciones del submodelo se indican las propiedades del producto, los flujos, la cantidad de servicios auxiliares consumida, flujo de “pooled components” y otras variables intermedias que se usarán en el lado derecho de las ecuaciones subsecuentes. Si el lado izquierdo de la ecuación es una variable de flujo o de una propiedad de un producto, se debe incluir un sufijo (del 1 al 9) a la variable, para indicar el producto al que se refiere.

En el lado derecho de las ecuaciones se permite usar las siguientes variables.

Parámetros. Se pueden usar un máximo de ocho parámetros. Cada parámetro puede tener un máximo de ocho caracteres alfanuméricos. Los parámetros introducidos por el usuario anulan los valores calculados en el submodelo de las variables que tengan el mismo nombre.

Propiedades de la alimentación. Las variables que representan las propiedades de la alimentación incluyen RateV, API y VABP. La lista de los nombres de las propiedades que se pueden utilizar se encuentra en la Tabla 4.3.2. Una propiedad sin un sufijo se refiere a una propiedad de la mezcla de todas las corrientes de alimentación. Una propiedad con un guión bajo y un sufijo de un número entero se refiere a una propiedad de una corriente de alimentación individual. Por ejemplo, API_2 significa los grados API de la corriente de alimentación número 2 (la primera alimentación, que se encuentra en la parte superior del bloque, es la número 1).

Números. Las variables numéricas incluyen valores reales, como 34.53, 0.0273 y 1000000.

Ecuaciones anteriores. Se permiten variables usadas en el lado izquierdo de las igualdades de ecuaciones anteriores, incluyendo propiedades de los productos.

Servicios auxiliares y componentes ligeros. Se pueden usar variables de servicios auxiliares y componentes precedidos por la letra P, como PIC4, PHPS, PCAPITAL ó PH2 así como la suma de servicios auxiliares de bloques anteriores.

Operadores y funciones

PetroPlan utiliza los operadores aritméticos básicos: - (resta), + (suma), / (división), * (multiplicación) y ^ (potencia). Además se pueden usar paréntesis, incluyendo los corchetes, [].

PetroPlan también nos permite usar funciones como: ABS (valor absoluto), SQR (raíz cuadrada), SQRT (raíz cuadrada positiva), SIN (seno), COS (coseno), TAN (arcontangente), LN (logaritmo natural), LOG (logaritmo base 10) y EXP (base del logaritmo natural, e).

La función IF también puede ser utilizada, con los signos > (mayor que) y < (menor que). Por ejemplo, en la ecuación $SG1 = 0.2 + IF(SG > 0.6, 0.6, SG * 1.1)$, se asigna el valor de $0.2 + 0.6$ a la variable SG1 si SG es mayor que 0.6; de lo contrario, SG1 toma el valor de $0.2 + SG * 1.1$. El prefijo @ no se permite en algunas fórmulas (por ejemplo, LOG(CS210) es correcto, y @LOG(CS210) es incorrecto).

Variables indefinidas

El lado izquierdo de las ecuaciones permanece indefinido si el lado derecho de la ecuación contiene variables indefinidas, excepto si es la primer variable de una función IF ($SG > 0.6$ en el ejemplo anterior). Las variables indefinidas tienen valores asignados (como -1000).

Por ejemplo, $POR1 = IF(POR < 0, 60, POR)$ significa que $POR1 = 60$ si el valor de POR es desconocido. El resultado de $0/0$ es 1 y el de $0^{\text{número}}$ (cero elevado a un número) es cero.

Cálculo de propiedades

Las propiedades que se calculan en los submodelos para todas las corrientes de los productos son SG (o API) y RateV (o RateW). Si se calcula el RON y el MON, el RM2 no necesita ser calculado.

Servicios auxiliares y componentes ligeros

El uso del prefijo P en los componentes ligeros o las variables de los servicios auxiliares en el lado derecho de la ecuación no indica que los componentes o servicios auxiliares se están consumiendo, son sólo valores de lectura. Por ejemplo, $RATEV1 = 1.7 * PIC4$ \$producción de alquilado.

El consumo de componentes o servicios auxiliares se indica de otra manera, por ejemplo, $IC4 = -PIC4$ implica que todo el isobutano, IC4, producido por las unidades anteriores se consume en esta unidad.

Uso múltiple de variables

Las mismas variables pueden aparecer en el lado izquierdo de varias ecuaciones. En este caso, se usan los valores más recientes para las ecuaciones que contienen esas variables en el lado derecho de la ecuación. Por ejemplo, $Yld1 = Yld1 * 1.1$ es una ecuación válida. Las variables que se encuentran en el lado izquierdo de la ecuación pueden ser calculadas pero no usadas en ecuaciones subsecuentes.

Propiedades contradictorias

Si se introducen propiedades contradictorias de los productos (por ejemplo, si se introducen valores de API y SG de una misma corriente) no se tomarán en cuenta.

Balance de materia

Durante la escritura de las ecuaciones, los usuarios deben asegurarse de que los nuevos submodelos satisfagan los balances de materia generales en peso, volumen y los balances por componente (como el balance de azufre). Se debe tener especial cuidado en utilizar unidades consistentes en todas las subrutinas. Los flujos de los componentes ligeros (como NC4, IC4 y H2) siempre se escriben como RateW (flujo másico). Un valor positivo de los componentes ligeros o servicios auxiliares (como HPS y CAPITAL) significa generación de tal componente, mientras que los valores negativos indican agotamiento de los componentes. Los usuarios deben hacer uso de la corriente GAS (para propósitos de balance de materia) y GASLHV (para cuantificar el contenido de calor) si durante el proceso se generan gases combustibles. El precio del GASLHV se debe introducir en el cuadro de introducción de costos. No se requiere introducir el precio de GAS. El servicio auxiliar FUEL se puede usar para adquirir combustible adicional (gas o líquido).

Comentarios

Los usuarios deben proporcionar información acerca de los nuevos submodelos creados. Se debe indicar el sistema de unidades, los productos, las propiedades de la alimentación utilizadas y otros parámetros requeridos por el submodelo. Estos comentarios se incluyen en el submodelo escribiendo el signo \$ al principio del enunciado.

Comentarios especiales

Los submodelos contienen enunciados especiales que ayudan al usuario a identificar información relevante acerca del bloque con respecto a los productos y los parámetros. Por ejemplo, el enunciado 'Products: LightNaph, HvyNaph, LCO, Slurry, Coke', indica que estos cuatro productos constituirán las corrientes de salida del bloque. En el caso de los parámetros, por ejemplo, 'Parameters: Severity(96), Pressure(150)', el número dentro del paréntesis indica el valor del parámetro del bloque respectivo (los parámetros de Severidad y Presión tendrán valores de 96 y 150 respectivamente). Las unidades de los parámetros también deberán indicarse en los comentarios del submodelo.

Por conveniencia, se puede introducir la palabra END al final de la rutina, es opcional y denota que las líneas subsecuentes no serán tomadas en cuenta por el simulador.

Unidades recomendadas

Con el objeto de mantener la consistencia de unidades dentro de la simulación, a continuación se mencionan las unidades de medida sugeridas. El usuario debe asegurarse de que los diferentes submodelos empleados sean consistentes en sus unidades. De acuerdo a las unidades utilizadas indicadas en cada submodelo se pueden determinar los factores de conversión que se necesitarían introducir en el cuadro de introducción de datos generales. Las ecuaciones de los submodelos desarrolladas en el sistema de unidades inglesas pueden ser usadas en las simulaciones que utilizan el sistema métrico (y viceversa).

Las unidades utilizadas en los submodelos provistos por PetroPlan son las siguientes.

	Unidades inglesas	Unidades métricas
Propiedades de las corrientes		
RATEV	bpd	m ³ /d
RATEW	klb/d	ton/d
ANL, FLSH, FRZ	°F	°C
POR, VABP	°F	°C
RVP	psia	kPa ó kg/cm ²
ARO, BENZ	% vol	% vol
NAPH, OLE, PAR	% vol	% vol
C5I, CCR, NIT	% peso	% peso
OXY, SUL	% peso	% peso
NI, VAN	wppm	wppm
SMK	mm	mm
CS122, CS210	CS	CS
V150, V200, V300, V400, V500, V650	TBP % vol vaporizado a 150, 200, 300, 400, 500, 650° F	
Servicios auxiliares		
FUEL	MMBTU/d	Milkcal/d, GJ
HPS, LPS, BFW	klb/d	ton/d
CW	kgal/d	m ³ /d
POWER	kWH/d	kWH/d
CHEM	\$/d	\$/d
CAPITAL	MM\$	MM\$
GASLHV	MMBTU/d	Milkcal/d
Componentes ligeros		
H2, GAS, H2S, C3S, C3U, IC4, NC4, IC4U, C4U	klb/d	ton/d

Tabla 4.4.3 Unidades utilizadas en PetroPlan.

* d = día

M = mil, ∴ MM = millones

\$ = dólares

4.5 SALIDA DE RESULTADOS

Cuando el problema es resuelto PetroPlan genera un archivo de texto de los resultados. El archivo creado tiene una extensión .out. El editor de PetroPlan muestra los resultados en una pantalla de solo lectura, y está dividida en secciones que podemos seleccionar presionando las pestañas que se encuentran en la parte inferior de la pantalla, como puede observarse en la Figura 4.5.1.

La primera página del reporte nos muestra si se generaron errores de introducción de datos o durante la corrida del programa: cuando ocurre un error generado por una introducción equivocada de datos no se generará un reporte de resultados, si el error se da durante la corrida del programa, éste generará un reporte parcial de los resultados que contendrá los resultados de los bloques anteriores al bloque que generó el error.

Las siguientes páginas del reporte contienen los resultados de los bloques y las corrientes de acuerdo al orden de cálculo definido por el usuario. Si se generan errores en los bloques, éstos se presentan en la página de dicho bloque.

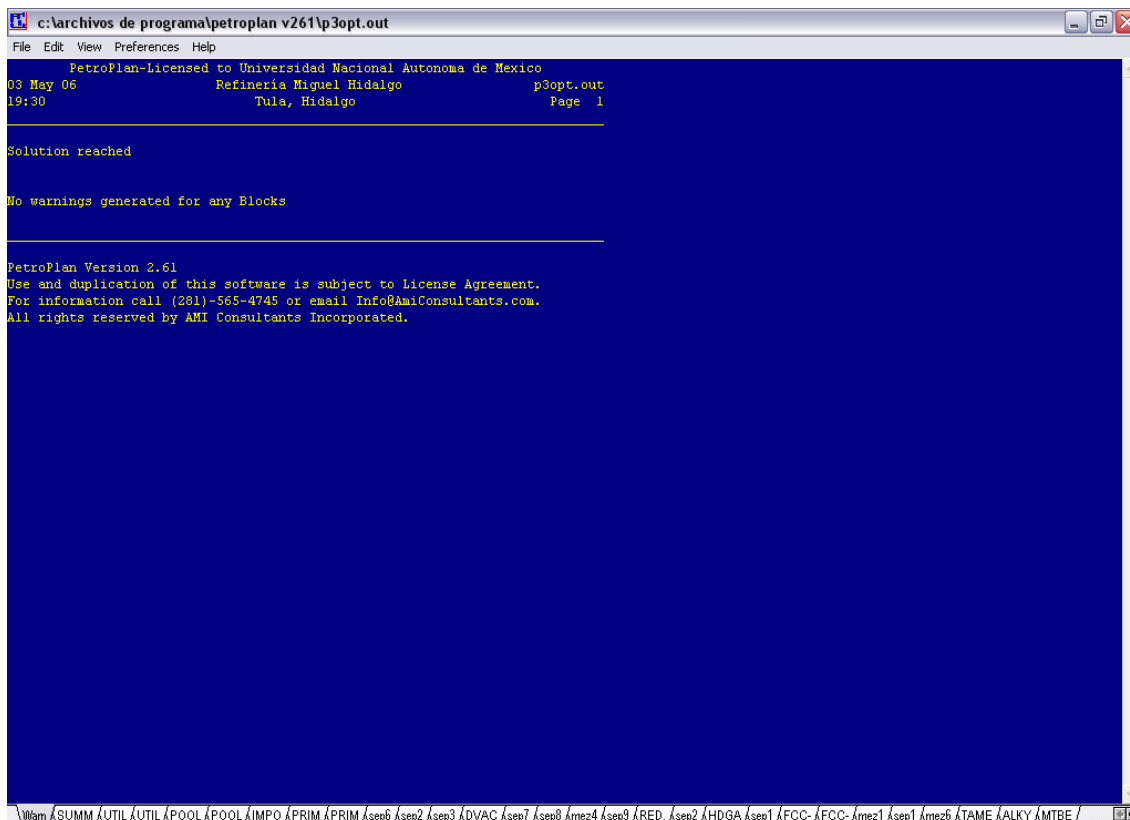


Figura 4.5.1 Pantalla OutForm.

4.5.1 OPTIMIZACIÓN

PetroPlan puede determinar la solución óptima que maximice la utilidad variando los parámetros de las unidades de proceso seleccionados por el usuario así como las especificaciones de mezclado.

Para que se lleve a cabo una optimización del problema se debe indicar el paso de incremento que se utilizará para ajustar los parámetros para maximizar la utilidad, dato que se introduce en el cuadro de introducción de datos generales que se encuentra en el menú Edit. En este cuadro también se introduce la tolerancia, que indica el incremento relativo mínimo de la utilidad entre las iteraciones sucesivas y determina la convergencia.

Como en la mayoría de las funciones, se puede llegar a obtener un óptimo local si las ecuaciones fundamentales son no lineales. Algunas veces la solución final depende de los estimados iniciales. La solución debe ser verificada alterando el estimado inicial, lo que nos debe llevar a la misma solución. En los casos en que se presenten varios óptimos locales, con un incremento pequeño en los parámetros no se obtendrán incrementos en las utilidades, pero grandes incrementos nos llevará a un régimen de más alta utilidad.

Durante la optimización también se generan valores incentivos de los parámetros que se fueron modificando. Los parámetros que se encuentran en los límites tienen un valor incentivo de cero. El valor óptimo de las corrientes de importación no se calcula pero una revisión del valor marginal de estas corrientes sugiere la dirección y la magnitud del cambio requerido para incrementar las utilidades.

4.5.2 VALORES MARGINALES E INCENTIVOS

El valor marginal de una corriente representa el incremento en la utilidad de la refinería si se importara una unidad adicional de volumen (por ejemplo, BPD o m³/d) de la corriente.

Para un parámetro de un bloque de proceso o servicio auxiliar (como la severidad), el valor incentivo es el incremento en la utilidad que resulta del cambio de una unidad en el valor del parámetro.

Los valores marginales e incentivos serán calculados si en el cuadro de introducción de datos generales se introduce un valor en los campos Marginal y Optimize, respectivamente. El valor introducido indica el tamaño del paso relativo usado para llevar a cabo los cálculos. Los valores incentivos son calculados solamente para los parámetros para los cuales se indicaron el valor inicial, mínimo y máximo. Los valores marginales se reportan para todas las corrientes importadas.

Los valores incentivos son importantes debido a que nos indicarán cuáles son las plantas críticas de la refinería cuyos parámetros al ser modificados nos permiten incrementar la utilidad de la refinería de una manera significativa, ya que si una unidad de proceso determinada tiene un valor incentivo alto, significará que hay un mayor incremento de la utilidad si se cambia en una sola unidad el valor del parámetro que se está considerando en dicha planta.

En el presente capítulo se describió el programa PetroPlan, que nos permite estimar los rendimientos de las unidades que conforman una refinería de petróleo y de los productos finales, lo que nos ofrece una visualización completa del comportamiento de la refinería, logrando además obtener un estimado de la utilidad de operación que se puede completar tomando en cuenta además de los costos de los servicios auxiliares y de las corrientes de importación que son consideradas en el programa, otros costos de operación como los costos de mantenimiento, los cargos fijos y gastos generales, para obtener la utilidad neta. En este capítulo se describió en general la manera de manejar el programa, los datos que tenemos que introducir y cómo introducirlos; en el siguiente capítulo se explicarán los pasos que se siguieron para llevar a cabo la simulación de la refinería Miguel Hidalgo, los datos que se introdujeron y los resultados obtenidos.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

La simulación de la refinería Miguel Hidalgo en el sistema PetroPlan se llevó a cabo de la siguiente manera.

5.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN

Identificación de unidades de proceso

Primero se deben identificar las unidades de proceso requeridas. En la Tabla 5.1.1 se muestra una lista de las plantas con las que cuenta la refinería Miguel Hidalgo, la clave de cada una como se maneja en la refinería de Tula, su capacidad de diseño, la referencia de dicha capacidad (si la capacidad reportada va de acuerdo a la cantidad de carga o a la producción) y el tipo de planta.

Clave	Descripción	Capacidad diseño	Unidad	Tipo	Ref. capacidad de diseño
TUPRA	COMBINADA 1	150,000.00	BPD	proceso	carga
TUHVA	HIDRODESULFURADORA DE GASÓLEOS	21,350.00	BPD	proceso	carga
TUISB	ISOMERIZADORA DE BUTANOS	2,500.00	BPD	proceso	carga
TUALA	PLANTA DE ALQUILACIÓN	7,700.00	BPD	proceso	producción
TUCAA	PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA No. 1 (FCC-1)	40,000.00	BPD	proceso	carga
TUCAB	PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA No. 2 (FCC-2)	40,000.00	BPD	proceso	carga
TUDVB	PLANTA DE DESTILACIÓN DE ALTO VACÍO No. 2	75,000.00	BPD	proceso	carga
TUPRB	PLANTA DE DESTILACIÓN PRIMARIA No. 2	165,000.00	BPD	proceso	carga
TUDIE	PLANTA DE HIDRODESULFURACIÓN PROFUNDA	25,000.00	BPD	proceso	carga
TUISA	PLANTA DE ISOMERIZACIÓN	14,200.00	BPD	proceso	carga
TUMTA	PLANTA DE MTBE	2,300.00	BPD	proceso	producción
TUTAA	PLANTA DE TAME	2,300.00	BPD	proceso	producción
TUSTA	PLANTA ESTABILIZADORA DE GASOLINAS No. 1	30,000.00	BPD	proceso	carga
TUSTB	PLANTA ESTABILIZADORA DE GASOLINAS No. 2	30,000.00	BPD	proceso	carga
TUDIA	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. 1 (U-700-1)	25,000.00	BPD	proceso	carga
TUDIC	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. 2 (U-800-1)	25,000.00	BPD	proceso	carga
TUDIB	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. 3 (U-700-2)	25,000.00	BPD	proceso	carga

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

TUDID	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS No. 4 (U-800-2)	25,000.00	BPD	proceso	carga
TUHGA	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINAS No. 1 (U-400-1)	36,500.00	BPD	proceso	carga
TUHGB	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINAS No. 2 (U-400-2)	36,500.00	BPD	proceso	carga
TUHOA	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE RESIDUALES (H-OIL) (U- 3100,U-3200,U-400)	50,000.00	BPD	proceso	carga
TURVA	PLANTA REDUCTORA DE VISCOSIDAD	41,000.00	BPD	proceso	carga
TURRA	PLANTA REFORMADORA DE GASOLINAS No. 1 (U-500-1)	35,000.00	BPD	proceso	carga
TURRB	PLANTA REFORMADORA DE GASOLINAS No. 2 (U-500-2)	30,000.00	BPD	proceso	carga
TUTLA	PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE LIGEROS Y PESADOS No.1 (U-600-1)	5,968.00	BPD	proceso	carga
TUTLB	PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE LIGEROS Y PESADOS No.2 (U-600-2)	2,548.00	BPD	proceso	carga
TUHO1	U-3100 (SECCIÓN DE REACCIÓN H-OIL)	25,000.00	BPD	proceso	carga
TUHO2	U-3200 (SECCIÓN DE REACCIÓN H-OIL)	25,000.00	BPD	proceso	carga
TUGHA	U-3400 (GENERADORA DE H ₂ H-OIL)	2,110,000.00	m ³	proceso	carga
TUHO4	U-400 (ENDULZADORA DE GAS H-OIL)	300,000.00	m ³ /d	proceso	carga
TUAZA	PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE No. 1	160.00	ton/d	ecológica	producción
TUAZC	PLANTA DE RECUPERACIÓN DE AZUFRE No. 3	80.00	ton/d	ecológica	producción
TUAZE	PLANTA DE RECUPERACION DE AZUFRE No. 4	80.00	ton/d	ecológica	producción
TUAA7	U-3600 (AGUAS AMARGAS H-OIL)	18,135.00	BPD	ecológica	carga
TUAZD	U-3700 (RECUPERACIÓN DE AZUFRE H-OIL)	600.00	ton/d	ecológica	producción
	PLANTA MEZCLADORA DE ASFALTO	5,000	BPD	Tratamiento de fluentes	producción

Tabla 5.1.1 Plantas de la refinería Miguel Hidalgo y sus capacidades.

El número máximo de bloques que se pueden introducir en el programa PetroPlan es de 50, incluyendo mezcladores y divisores, por lo que puede ser necesario simplificar el diagrama. En el caso de la refinería de Tula, ésta consta de 40 plantas (29 de proceso y 11 ecológicas), y como se puede observar en la tabla anterior, de la mayoría de los procesos se cuenta con dos plantas, por ejemplo, hay dos plantas FCC, dos plantas

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

hidrodesulfuradoras de naftas, etc., por lo que se optó por simplificar el diagrama introduciendo solo un bloque por proceso.

Elección de los submodelos

Como se mencionó en el capítulo anterior, es recomendable que antes de comenzar con la simulación se revisen las rutinas de los submodelos con los que cuenta PetroPlan, para así conocer la manera en que se llevan a cabo los cálculos, el sistema de unidades utilizado, las propiedades de la alimentación que se requieren, así como las variables que pueden ser modificadas.

Un proceso determinado puede ser asociado a más de un submodelo, por lo que para elegir el submodelo que represente mejor el proceso que queremos calcular, además del tipo de proceso se debe tomar en cuenta:

- El tipo de alimentación
- Los productos que se desean obtener
- Los parámetros y variables que podemos modificar

En la siguiente tabla se ilustran algunos ejemplos de submodelos que representan el mismo proceso pero se diferencian en el tipo de alimentación (como el hidrocraqueo), en los productos que se obtienen (como el hidrotratamiento) y en los parámetros que maneja (como la unidad MTBE).

Submodelo	Alimentaciones	Productos	Parámetros
HydCrk	Hidrocraqueo con una conversión total de gasóleos (no más ligeros de 650 ° F)	- HCLtNaph - HCHvyNaph - HCDiesel	- Mayor producción de kerosina o de diesel
MPHC	Hidrocraqueo medio con conversiones parciales (< ~70%)	- Naphtha - Distillate - HTGasOil	- % en volumen de conversión (650 ° F+)
Resid_HC	Hidrocraqueo de residuo de vacío	- RHCLN - RHCHN - RHCDiesel - RHCGasOil - RHCBott	- Conversión (1050 ° F+)
ALKY	No son introducidas por el usuario. Se utilizan los compuestos C4U y IC4 que se generaron en las unidades anteriores.	- Alkylate	- Tipo de alimentación (olefinas C3 y C4 o sólo C4) - Alimentación de IC4 importado o no
ALKY-X1	- La corriente FCCC5 proveniente de la FCC - Compuestos C3's y C4's que se generaron en las unidades anteriores	- TrueAlk - SatC5 - Amylene	- Tipo de alimentación (olefinas C3 y C4 o sólo C4) - Fracción de la corriente de C5 que se alimenta - Alimentación de IC4 importado o no - Porcentaje de las olefinas disponibles que reaccionan - Costo del ácido (dólares por tonelada métrica)

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

C4Isom	No son introducidas por el usuario. Se utiliza el NC4 que se generó en las unidades anteriores.	Ninguno para el BFD. El IC4 producido se agrega al pool de IC4.	- Producción de todo el IC4 requerido o alimentación de todo el nC4 disponible
C4isom-x1	No son introducidas por el usuario	- Isobutane	- Producción de todo el IC4 requerido o alimentación de todo el nC4 disponible
FCC		- FCCLN - FCCHN - LCO - SlurryOil - Coke	- % en peso de conversión - Temp. final de ebullición de la nafta ligera - Temp. final de ebullición de la nafta pesada
FCC-X3		- FCCC5 - FCCLN - FCCHN - LCO - SlurryOil - Coke	- % en peso de conversión - Temp. final de ebullición de la nafta ligera - Temp. final de ebullición de la nafta pesada
DHT	- Diesel-Kerosina	- DHTNaph - DHTDist	- Severidad
DHT_3Prod	- Diesel-Kerosina	- DHTNaph - DHTKero - DHTDist	- Severidad
NHT	- Nafta	- HTNaph	Ningún parámetro
NHT_2Prd	- Nafta (~200° F)	- HTLNaph - HTHNaph	- Temp. final de ebullición de la nafta ligera
MTBE	No son introducidas por el usuario	- MTBE	Ningún parámetro
MTBE-X1	No son introducidas por el usuario	- MTBE	- Fracción del isobutileno disponible que reacciona para formar MTBE - Costo del metanol (\$/tonelada métrica)
Reformer		- Reformate	- RON del producto - Presión
Reform-x		- Reformate	- RON del producto - Presión - XCCR
TAME	- Nafta	- TAME - Unconverted naphtha	- % en peso de la nafta alimentada que reacciona - % de conversión de la nafta que reacciona
TAME-X	- Nafta	- TAME - Naphtha	- % peso de conversión de olefinas que reaccionan - Costo del metanol (\$/tonelada métrica) - Factor de Destilación

Tabla 5.1.2 Submodelos similares de PetroPlan.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Ensayo de la alimentación de crudo(s)

Se deben buscar los datos del ensayo del o de los crudos que se van alimentar. Cabe mencionar que se pueden introducir máximo ocho tipos de crudos al bloque CDU (Unidad de Destilación Atmosférica) obteniendo como máximo nueve productos.

Los tipos de crudos que se alimentan a la refinería de Tula, Hidalgo son el crudo istmo (68.14%) y el maya (31.86%). Los datos que se utilizaron son los siguientes.

Description	isthmus					
Temp Msr (F or C)	F					
Basis (Wt or Vol)	V					
% C2 in crude	0.02					
% C3 in crude	0.24					
% IC4 in crude	0.18					
% NC4 in crude	0.73					
=====						
Cut final temp	158	212	302	374	455	536
Yld on crude, %	5.83	4.30	8.70	8.10	9.70	9.90
SG	0.6554	0.7086	0.7457	0.7804	0.8069	0.8359
API	84.4	68.2	58.3	49.8	43.9	37.8
Sulfur	0.0144	0.0160	0.0162	0.0365	0.1547	0.5778
RON	65.2	54.2	43.2	30.8		
MON						
Aromatics, %		3.1	12.8	17.2	20.2	23.1
Naphthenes, %		26.3	27.0	28.8		
Smoke pt, mm					23.2	18.0
Freeze point					-52.1	-17.5
Pour point					-55.4	-20.9
Cetane No					47.0	49.8
Aniline point				124.8	137.5	148.0
CS at 122F					1.30	2.17
CS at 210F					0.71	1.08
Nitrogen, %	0.0000	0.0000	0.0000	0.0019	0.0045	0.0094

Cut final temp	650	1049	1300			
Yld on crude, %	11.90	26.50	13.90			
SG	0.8694	0.9357	1.0440			
API	31.3	19.7	4.0			
Sulfur	1.2387	2.2986	4.0930			
Pour point	29.9	97.5	140.0			
Cetane No	48.1	25.7				
Aniline point	157.5	177.8				
CS at 122F	4.46	58.92				
CS at 210F	1.87	9.02	4.23E+02			
Nitrogen, %	0.0208	0.1148	0.2392			
Nickel, ppm		0.00	124.61			
Vanadium, ppm		0.00	17.80			
C5 insoluble, %			17.87			
Concarbon, %		0.35	21.10			

Tabla 5.1.3 Datos de ensayo de crudo Istmo.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Description	maya					
Temp Msr (F or C)	F					
Basis (Wt or Vol)	V					
% C2 in crude	0.07					
% C3 in crude	0.31					
% IC4 in crude	0.31					
% NC4 in crude	0.68					
=====						
Cut final temp	158	212	302	374	455	536
Yld on crude, %	2.61	3.00	5.86	5.46	6.27	6.36
SG	0.6554	0.7021	0.7385	0.7772	0.8086	0.8364
API	84.4	70.0	60.1	50.6	43.5	37.7
Sulfur	0.0242	0.0582	0.1394	0.3417	0.6713	1.3324
RON	60.7	52.6	40.8	24.9		
MON						
Aromatics, %		5.3	9.5	13.4	17.1	21.1
Naphthenes, %		17.7	26.6	31.6		
Smoke pt, mm					22.0	17.1
Freeze point					-43.0	3.0
Pour point					-53.0	-7.0
Cetane No					46.1	49.7
Aniline point				135.0	139.9	145.2
CS at 122F					1.30	2.18
CS at 210F					0.71	1.08
Nitrogen, %	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0008	0.0039

Cut final temp	650	1049	1600			
Yld on crude, %	9.09	26.80	33.18			
SG	0.8667	0.9323	1.0770			
API	31.8	20.3	-0.1			
Sulfur	2.0212	3.1660	5.9785			
Pour point	42.2	97.4	241.0			
Cetane No	49.0	25.8				
Aniline point	151.6	167.7				
CS at 122F	4.46	59.34				
CS at 210F	1.87	9.19	7.62E+04			
Nitrogen, %	0.0161	0.2348	0.7630			
Nickel, ppm		1.01	128.20			
Vanadium, ppm		2.42	706.50			
C5 insoluble, %			28.17			
Concarbon, %		0.61	29.60			

Tabla 5.1.4 Datos de ensayo de crudo Maya.

Definición de productos

Se deben identificar cuáles son los productos intermedios y finales, cuáles son las corrientes que los conforman y en qué cantidad, así como sus especificaciones. Para la obtención de los productos intermedios, es decir aquellos que son resultado de la mezcla de varias corrientes y a su vez son componentes de los productos finales, se puede seleccionar el tipo de bloque Blender, que nos permite cumplir con especificaciones que requieren presentar los productos intermedios; sin embargo, se debe tomar en cuenta que el máximo número de corrientes que se pueden alimentar a un bloque es de 9. Para optimizar las mezclas de los productos finales se selecciona el bloque LP Blender, al

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

cual se pueden alimentar hasta 32 corrientes y generar un máximo de 16 productos. Solo se permite un bloque LP Blender por simulación.

Los productos principales de la refinería Miguel Hidalgo se muestran en la Tabla 5.1.5, la composición de estos productos se muestra en las Tablas 5.1.6 a 5.1.12 (Sistema Integral de Producción, Refinería Miguel Hidalgo, Producción de mezclas, Periodo: Julio de 2005), y las especificaciones en las Tablas 5.1.13 a 5.1.19 (Superintendencia de Química, Hojas de Reportes de Análisis de productos).

Productos intermedios	Productos finales
- Gas Licuado de Alta Presión	- PEMEX Magna
- Diluyente para combustóleo	- Premium
	- PEMEX Magna Oxigenada
	- Turbosina
	- PEMEX Diesel Bajo Azufre
	- PEMEX Diesel
	- Combustóleo Pesado

Tabla 5.1.5 Productos de la refinería Miguel Hidalgo.

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
32011	PMAGNA	PEMEX MAGNA		
11122	IC4U	RAFINADO DE MTBE	256.843	Bls.
12010	Ref2	GASOLINA REFORMADA	21,434.663	Bls.
12022	FCCN3	GASOLINA DEPENTANIZADA	18,213.783	Bls.
12061	HTLNaph2	PENTANO-HEXANO HIDRO GAS	401.351	Bls.
12080	Naphtha	RAFINADO DE TAME	6,613.200	Bls.
12081	Isomerate	ISÓMERO DE PLANTA ISOMERIZADORA	167.521	Bls.
51060	MTBE	METIL TERBUTIL ETÉR	119.748	Bls.
90011	MTBEImp	MTBE IMPORTACIÓN	188.655	Bls.
90013	Gna.Prem.Imp.	GNA PREMIUM IMPORTADA	325.606	Bls.
11060	nC4_3	BUTANO	0.930	Bls.
12065	Alky2	ALQUILADO LIG.	10.807	Bls.
51061	TAME	TERAMIL METIL ETÉR	2.227	Bls.
12041	Gna.Estabil	GASOLINA AMORFA	211.006	Bls.
		TOTAL	47,946.339	Bls.

Tabla 5.1.6 PEMEX MAGNA.

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
32012	PREMIUM	PREMIUM		
11060	nC4_2	BUTANO	37.979	Bls.
11122	IC4U	RAFINADO DE MTBE	80.579	Bls.
12010	Ref1	GASOLINA REFORMADA	1,600.365	Bls.
12022	FCCN1	GASOLINA DEPENTANIZADA	1,359.197	Bls.
12065	Alky1	ALQUILADO LIG.	441.410	Bls.
12080	Naphtha	RAFINADO DE TAME	291.585	Bls.
12081	Isomerate	ISÓMERO DE PLANTA ISOMERIZADORA	790.077	Bls.
51060	MTBE	METIL TERBUTIL ETÉR	282.254	Bls.
51061	TAME	TERAMIL METIL ETÉR	90.962	Bls.
90011	MTBEImp	MTBE IMPORTACIÓN	362.744	Bls.
90013	Gna.Prem.Imp.	GNA PREMIUM IMPORTADA	4,693.132	Bls.
		TOTAL	10,030.283	Bls.

Tabla 5.1.7 PREMIUM.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
32013	PMAGNOXI	PEMEX MAGNA OXIGENADA		
12010	Ref2	GASOLINA REFORMADA	19,768.720	Bls.
12022	FCCN3	GASOLINA DEPENTANIZADA	15,082.758	Bls.
12041	Gna.Estabil	GASOLINA AMORFA	3,115.025	Bls.
12065	Alky2	ALQUILADO LIG.	5,722.193	Bls.
12080	Naphtha	RAFINADO DE TAME	231.164	Bls.
12081	Isomerate	ISÓMERO DE PLANTA ISOMERIZADORA	8,214.028	Bls.
51060	MTBE	METIL TERBUTIL ETER	3,093.299	Bls.
51061	TAME	TERAMIL METIL ETER	1,839.039	Bls.
90011	MTBEImp	MTBE IMPORTACIÓN	1,547.034	Bls.
11060	nC4_3	BUTANO	1.416	Bls.
11122	IC4U	RAFINADO DE MTBE	3.006	Bls.
90013	Gna.Prem.Imp.	GNA PREMIUM IMPORTADA	175.046	Bls.
12061	HTLNaph2	PENTANO-HEXANO HIDRO GAS	597.882	Bls.
		TOTAL	59,390.608	Bls.

Tabla 5.1.8 PEMEX MAGNA OXIGENADA.

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
33006	TURBOSIN	TURBOSINA		
14015	Turb	KEROSINA LIG. HIDRO KEROSINAS	24,048.176	Bls.
		TOTAL	24,048.176	Bls.

Tabla 5.1.9 Turbosina.

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
34003	PDIESBS	PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE 300 PPM		
14003	RHCDies2	KEROSINA 1 HIDRO DESINT. DE RES.	953.037	Bls.
14015	DHTK1	KEROSINA LIG. HIDRO KEROSINAS	10,627.787	Bls.
15024	PMXDiesel	GASOLEO HIDRO GASOLEOS 0.05	29,952.521	Bls.
		TOTAL	41,533.345	Bls.

Tabla 5.1.10 PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE 300 PPM.

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
34006	PEMEXDIE	PEMEX DIESEL		
14003	RHCDies2	KEROSINA 1 HIDRO DESINT. DE RES.	1,195.799	Bls.
15024	PMXDiesel	GASOLEO HIDRO GASOLEOS 0.05	20,204.770	Bls.
		TOTAL	21,400.569	Bls.

Tabla 5.1.11 PEMEX DIESEL.

Clave	Nombre en sim.	Mezcla / Elementos	Dato utilizado	Unidades
35002	COMBUSTO	COMBUSTÓLEO PES.		
15033	VBGO2	GASÓLEO DE RED. VISCOSIDAD	1,533.804	Bls.
15039	MGOVacío	GASÓLEOS DE HDR	405.018	Bls.
15041	DilPCombu	DILUENTE PARA COMBUSTÓLEO	11,075.730	Bls.
16003	ResVac2	RESIDUO ALTO VACÍO	19,290.851	Bls.
16006	VBTar	RESIDUO REDUCTORA VISC.	29,746.137	Bls.
16007	SlurryOil	RESIDUO DESINT. CATALÍTICA	3,505.183	Bls.
16013	RHCBott1	RESIDUO DE VACÍO DE HIDRO RESIDUOS	16,154.777	Bls.
		TOTAL	81,711.500	Bls.

Tabla 5.1.12 Combustóleo pesado.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

PEMEX MAGNA				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 107/2002		Unidades
SUL	Azufre	0.1	Máx.	% peso
RM2	(RON+MON)/2	87	Mín.	-
BENZ	Benceno	4.9	Máx.	% vol.

Tabla 5.1.13 Especificaciones de PEMEX MAGNA.

PEMEX PREMIUM				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 105/2002		Unidades
SUL	Azufre	0.05	Máx.	% peso
RM2	(RON+MON)/2	93	Mín.	-
ARO	Arómaticos	32.0	Máx.	% vol.
OLE	Olefinas	15.0	Máx.	% vol.
OXY	Oxígeno	1,0 - 2,0		% peso
BENZ	Benceno	2.0	Máx.	% vol.

Tabla 5.1.14 Especificaciones de PEMEX PREMIUM.

PEMEX MAGNA OXIGENADA				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 106/2002		Unidades
SUL	Azufre	0.05	Máx.	% peso
RM2	(RON+MON)/2	87	Mín.	-
ARO	Arómaticos	25.0	Máx.	% vol.
OLE	Olefinas	10.0	Máx.	% vol.
OXY	Oxígeno	1,0 - 2,0		% peso
BENZ	Benceno	1.0	Máx.	% vol.

Tabla 5.1.15 Especificaciones de PEMEX MAGNA OXIGENADA.

TURBOSINA				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 201/2002		Unidades
SG	Peso Específico @ 20/4° C	0,772 - 0,837		-
API	Gravedad Específica	37 - 51		°API
SUL	Azufre Total	0.3	Máx.	% peso
ARO	Aromáticos	22	Máx.	% vol.
SMK	Punto de Humo	25	Mín.	mm

Tabla 5.1.16 Especificaciones de la Turbosina.

PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 321/2002		Unidades
SUL	Azufre Total	0.03	Máx.	% peso
CET	Índice de Cetano	48	Mín.	-
ARO	Arómaticos	30	Máx.	% vol.

Tabla 5.1.17 Especificaciones del PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

PEMEX DIESEL				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 321/2002		Unidades
SUL	Azufre Total	0.05	Máx.	% peso
CET	Índice de Cetano	48	Mín.	-
ARO	Arómaticos	30	Máx.	% vol.

Tabla 5.1.18 Especificaciones del PEMEX DIESEL.

COMBUSTÓLEO PESADO				
Sim.	Propiedad	Especificación No. 321/2002		Unidades
SUL	Azufre	4.0	Máx.	% peso

Tabla 5.1.19 Especificaciones del Combustóleo pesado.

Corrientes importadas

Si se necesitan corrientes adicionales de alimentación (importadas), es necesario investigar sus propiedades.

Como se pudo observar en las tablas de las corrientes que conforman los productos finales, se necesitan corrientes adicionales para su elaboración. Estas corrientes son el MTBE de importación y la Gasolina Premium importada, cuyas propiedades se presentan a continuación.

MTBE IMPORTACIÓN			
Sim.	Propiedad	Valor	Unidades
SG	Peso Específico	0.744	-
OXY	Oxígeno	18.2	% peso
RM2	(RON+MON)/2	109	-

Tabla 5.1.20 Propiedades del MTBE de importación.

GASOLINA PREMIUM IMPORTADA			
Sim.	Propiedad	Valor	Unidades
SG	Peso Específico	0.7377	-
RM2	(RON+MON)/2	91	-

Tabla 5.1.21 Propiedades de la Gasolina Premium Importada.

Costos

Para que el sistema PetroPlan calcule la utilidad neta, se deben introducir los costos del crudo que se alimenta, de las corrientes importadas y de los productos finales (estos últimos se introducen directamente en el bloque LP Blender, por unidad de volumen), así como los costos de los servicios auxiliares (gas combustible, vapor de alta, media y baja presión, agua de caldera, agua de enfriamiento, energía eléctrica, metanol).

A continuación se presentan los costos que se utilizaron de las corrientes de alimentación, los productos y de los servicios auxiliares (Catálogo de Precios para Estado de Resultados, Refinería Miguel Hidalgo, Abril 2006), en las unidades en las que deben ser introducidos (si se maneja el sistema inglés).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Nombre	Alimentaciones	Costo	Unidades
Isthmus	Crudo Istmo	56.8100	US\$/B
Maya	Crudo Maya	43.5000	US\$/B
MTBEImport	MTBE Importación	79.3600	US\$/B
GnaPremImp	Gna. Premium Importada	87.3200	US\$/B

Tabla 5.1.22 Costos de alimentaciones.

Nombre	Productos	Costo	Unidades
PMAGNA	PEMEX Magna	78.2300	US\$/B
PREMIUM	Premium	92.5800	US\$/B
PMAGNOXI	PEMEX Magna Oxigenada	84.0200	US\$/B
TURBOSIN	Turbosina	75.2100	US\$/B
PDIESBS	PEMEX Diesel Bajo Azufre	78.0600	US\$/B
PEMEXDIE	PEMEX Diesel	77.9600	US\$/B
COMBUSTO	Combustóleo Pesado	40.4900	US\$/B
KP1	Kerosina pesada primaria	70.5600	US\$/B
GOBDieSin	Gasóleos Base Diesel Sin	70.5600	US\$/B
LPG	LPG	46.8400	US\$/B
C3U	Propileno	449.7580	US\$/klb
IC4	Isobutano	64.3700	US\$/B
C4U	Butilenos	46.8400	US\$/B
Coke	Coque	0.6804	US\$/klb
Sulfur	Azufre	24.7666	US\$/klb
LtNap, HvNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	40.4800	US\$/B

Tabla 5.1.23 Costos de Productos.

Nombre	Servicios Auxiliares	Costo	Unidades
Fuel	Combustóleo	3.4827	US\$/MMBTU
GasLHV	Gas combustible	7.4600	US\$/MMBTU
HP Steam	Vapor de alta presión	6.3906	US\$/klb
MP Steam	Vapor de media presión	4.8097	US\$/klb
LP Steam	Vapor de baja presión	0.2685	US\$/klb
BFW	Agua de caldera	0.9564	US\$/klb
C Water	Agua de enfriamiento	2.0000	US\$/kgal
Power	Energía eléctrica	0.1488	US\$/KWH
(MeOHCst)	Metanol	335.8600	US\$/TON

Tabla 5.1.24 Costos de Servicios Auxiliares.

Nombre	Pooled Components	Costo	Unidades
Hydrogen	Hidrógeno	370.6683	US\$/klb
H2S	Ácido Sulhídrico	19.3175	US\$/klb
Propane	Propano	42.0800	US\$/B
Propylene	Propileno	449.7580	US\$/klb
I-Butane	I-butano	64.3700	US\$/B
N-Butane	N-Butano	44.9500	US\$/B
I-Butene	I-Butileno	46.8400	US\$/B
Butenes	Butilenos	46.8400	US\$/B

Tabla 5.1.25 Costos de componentes ligeros (pooled components).

5.2 CONSTRUCCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO

Una vez que se conocen las unidades de proceso que se van a utilizar, así como el submodelo correspondiente, se procede a dibujar el diagrama de flujo de la refinería de petróleo en la pantalla BFD. Como se mencionó en el capítulo anterior, la construcción del diagrama de flujo consiste en agregar corrientes y bloques. Cuando se van agregando los bloques, éstos se deben ir nombrando (nombres de máximo 10 caracteres) y seleccionar el submodelo correspondiente para que las corrientes de los productos aparezcan en la pantalla y así poder conectarlas a las siguientes unidades. También se debe definir la secuencia de cálculo de los bloques indicando el bloque que precede cada unidad. Estos datos (nombre, submodelo, secuencia) se introducen en el cuadro que aparece cuando señalamos el bloque con el Mouse.

Una vez construido el diagrama de flujo se pueden cambiar los parámetros predeterminados de cada bloque por los que representen mejor el comportamiento de nuestras unidades de proceso. En la Tabla 5.2.1 se presentan las unidades de proceso que se simularon y las plantas de la refinería de Tula que representan, el submodelo que se utilizó y los valores introducidos de los parámetros que maneja cada submodelo, así como el rango dentro del cual pueden estar estos parámetros.

REFINERÍA		SIMULACIÓN				
Planta	Unidad	Submodelo	Parámetros		Valor utilizado	Rango especificado
Primaria I / Estab. I	PRIM /VAC	CDU	- Cut1	Temperaturas finales de ebullición de: - Gna. Prim./Estab.	360	
Primaria II / Estab. II			- Cut2	- Kerosina Ligera	475	
Destilación de Vacío I			- Cut3	- Kerosina Pesada	550	
Destilación de Vacío II			- Cut4	- Gasóleo Ligero	660	
			- Cut5	- Gasóleo Pesado	757	
			- Cut6	- Gasóleo Lig. de Vac.	857	
			- Cut7	- Gasóleo Pes. de Vac.	995	
Reductora de Viscosidad	RED. VISCOSIDAD	visbrkr	Conv	% peso de gas + gasolina	5.25	5 - 15
Hidro de Gasóleos de Vacío	HDGASÓLEOS	goht	Conv	Conversión de 650+ en % en volumen	10	10 - 85
FCC-I / Depentanizadora II	FCC-IYII	FCC-X3	- Conv	% peso de conversión (430° F + Coke)	80	70 - 85
FCC-II / Depentanizadora I			- LNEP	Temp. final de ebullición de la nafta ligera	260	160 - 260° F
			- HNEP	Temp. final de ebullición de la nafta pesada	430	360 - 430° F
Hidrodesulfuradora de Gasolinas No. 1 (U-400-I)	U-400-IYII	nht_2prd	LNEP	Temp. final de ebullición de la nafta ligera	150	150 - 200° F
Hidrodesulfuradora de Gasolinas No. 2 (U-400-II)						

Tabla 5.2.1 Parámetros utilizados en la simulación.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

REFINERÍA		SIMULACIÓN				
Planta	Unidad	Submodelo	Parámetros		Valor utilizado	Rango especificado
Reformadora de Gasolinas No. 1 (U-500-I)	U-500-IYII	reform-x	- Severity	RON del producto	97.1	30 - 500 psig 1 = sí 0 = no
Reformadora de Gasolinas No. 2 (U-500-II)			- Pressure - XCCR	Presión	110 1	
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 1 (U-700-I)	U700,800	dht_3prd	Severity		81.5	10 - desulfuración simple 90 - saturación de aromáticos
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 2 (U-800-I)						
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 3 (U-700-II)						
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 4 (U-800-II)						
HDD-5	HDD-5	DHT	Severity		50	10 - desulfuración simple 90 - saturación de aromáticos
Generadora de Hidrógeno	PTA.G. HIDR	hydrogen	No se introducen parámetros			
Hidrodesulfuradora de Residuales	H-OIL	resid_hc	Conv	Conversión de 1050+F	59.4	~65 - 90
Fracccionadora y Recuperadora de Ligeros						
TAME	TAME	tame-x	- Conv	% peso de conversión de olefinas que reaccionan	85	95 Para una destilación con reacción 65 Para esquemas de destilación sin reacción
			-MeOHCst	Costo del metanol (\$/Metric Ton)	335.86	
			- DistFact	Factor de Destilación	1	0.00 sin fraccionamiento externo 1.00 con Depentanizadora de Gasolina FCC Sumar 0.40 para un separador C5/Éter Sumar 0.40 para un separador de refinado

Continuación Tabla 5.2.1 Parámetros utilizados en la simulación.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

REFINERÍA		SIMULACIÓN				
Planta	Unidad	Submodelo	Parámetros		Valor utilizado	Rango especificado
MTBE	MTBE	mtbe-x1	- Percent	Controla la fracción del isobutileno disponible que reacciona para formar MTBE	70	97.0 - Destilación con reacción 93.0 - Proceso de destilación sin reacción
			-MeOHCst	Costo del metanol (\$/Tonelada Métrica)	335.86	
Planta de Alquilación	ALQUILACIÓN	alky	-FeedType		4	=3 procesa olefinas C3 y C4 =4 procesa sólo olefinas C4 0 ó menos significa que no se va a utilizar IC4 importado ie no se usarán olefinas excedentes
			- BuyIC4		0	
Isomerizadora de Butanos	ISOMC4	c4isom-x	CapMode		1	=0 significa que va a producir todo el IC4 requerido (en caso de que el IC4 neto sea cero) =1 (>0) significa que se va a alimentar todo el NC4 del Pool disponible a la Isomerizadora
Planta Isomerizadora	ISOMC5	c5c6isom	Recycle		1	=0 sin recirculación =1 con recirculación
Azufre I	AZUFRE	sulfur	No se introducen parámetros			
Azufre III						
Azufre IV						
Azufre V						

Continuación Tabla 5.2.1 Parámetros utilizados en la simulación.

En el caso de los divisores (bloque Splitter), para ser definidos se necesita la fracción o el flujo de las corrientes de salida. Estos parámetros se pueden definir basándose en el flujo de entrada requerido de la unidad a la que se alimentan. La opción de introducir el flujo en lugar de la fracción puede ser utilizada para definir la capacidad de la unidad a la cual se alimenta la corriente. En la Tabla 5.1.1 se pueden ver las capacidades de las plantas de la refinería Miguel Hidalgo.

5.3 INTRODUCCIÓN DE DATOS GENERALES

Se ingresa al cuadro de introducción de datos generales mediante el menú Edit en General Data. Los datos que se utilizaron fueron los siguientes.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

CAMPO	VALOR	OPCIONES
Optimize	0,5	0 0,5 1
Marginal	0,5	0 0,5 1
Tolerance	0,0001	0,0001
Iterations	25	10
Rate Display	Vol	vol wt
Excel Report	Yes	No Yes
Volume	barrel	barrel cu meter
conv fact		
Weight	KLb	KLb met ton
conv fact		
Water Den		
Temp (prob,s	F, F	F, F C, F F, C C, C
Energy	million BTU	mil BTU mil Kcal GJ
conv fact		
Currency	\$	\$
conv fact		
C Water	1000 gal	1000 gal cu meter
conv fact		
RVP	psia	psia kpa kg/cm2
conv fact		
User Prop 1 – 8		
User Prop 9	XC3U	
User Prop 10	XC3	
User Prop 11	XIC4	
User Prop 12	XNC4	
User Prop 13	XIC4U	
User Prop 14	XNC4U	
User Prop 15		
User Prop 16		

Tabla 5.3.1 Datos generales.

5.4 INTRODUCCIÓN DE DATOS DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN

Para definir las corrientes de crudo que se alimentan primero se debe crear el archivo de los crudos correspondientes. Estos archivos se crean entrando al menú Edit en Crude Assay. Los datos que se introdujeron de los crudos maya e istmo se presentan en las Tablas 5.1.3 y 5.1.4.

Una vez que se tienen los archivos de los datos de los ensayos de crudo que se utilizarán, se pueden introducir los datos de las corrientes de crudo de alimentación señalando las corrientes de entrada con el Mouse, con lo cual aparece el cuadro donde se introduce el flujo (volumétrico o másico) de las corrientes de crudo y se selecciona el tipo de corriente (crudo) y el nombre del crudo.

En el caso de las corrientes importadas se introduce el flujo y sus propiedades. Los datos de las corrientes importadas se muestran en las Tablas 5.1.20 y 5.1.21.

5.5 BLOQUE LP BLENDER

El bloque LP Blender nos permite optimizar las mezclas que forman los productos finales. En este bloque se introducen los flujos (volumétricos) de las corrientes que componen los productos finales (Tablas 5.1.6 – 5.1.12), los costos de cada producto (Tabla 5.1.23) y las especificaciones que deben cumplir los productos (Tablas 5.1.13 – 5.1.19).

Las especificaciones deben describirse de acuerdo a las propiedades que se presentan en la Tabla 4.3.2, y sus unidades deben ser consistentes con las utilizadas en los submodelos.

5.6 INTRODUCCIÓN DE COSTOS

Para llevar a cabo la introducción de los costos se ingresa al menú Edit en Prices. Los costos que se introdujeron se muestran en las Tablas 5.1.22 – 5.1.25. Las unidades de los costos deben estar de acuerdo a la Tabla 4.3.3. Los costos pueden ser por unidad de volumen o de masa, en caso de introducirlos por unidad de masa se debe indicar escribiendo “wt” en la columna derecha del cuadro de introducción de costos. Los costos del vapor de alta, media y baja presión, el agua de caldera (BFW), el hidrógeno y el ácido sulfhídrico deben introducirse por unidad de masa, y el del agua de enfriamiento (C Water) por unidad de volumen. El combustóleo o combustible líquido (Fuel) y el gas combustible (GasLHV) se maneja por MMBTU y la energía eléctrica (Power) por KWH.

5.7 OPTIMIZACIÓN

Por último, si se desea optimizar la utilidad neta, se debe indicar en el cuadro de introducción de datos generales. Además se deben introducir el valor mínimo y máximo

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

de los parámetros que se desean utilizar durante la optimización, en los cuadros de introducción de datos de los bloques que se tomarán en cuenta para la optimización.

Los valores mínimos y máximos de los parámetros que se tomaron en cuenta para la optimización se muestran en la siguiente tabla.

REFINERÍA		SIMULACIÓN					
Planta	Unidad	Submodelo	Parámetros		Valor utilizado	Mínimo	Máximo
Primaria I / Estab. I	PRIM /VAC	CDU	- Cut1	Temperaturas finales de ebullición de: - Gna. Prim./Estab.	360	350	370
Primaria II / Estab. II			- Cut2	- Kerosina Ligera	475	475	485
Destilación de Vacío I			- Cut3	- Kerosina Pesada	550	540	550
Destilación de Vacío II			- Cut4	- Gasóleo Ligero	660	650	660
			- Cut5	- Gasóleo Pesado	757	750	767
			- Cut6	- Gasóleo Lig. de Vac.	857	857	867
			- Cut7	- Gasóleo Pes. de Vac.	995	985	1005
Reductora de Viscosidad	RED. VISCOSIDAD	visbrkr	Conv	% peso de gas + gasolina	5.25	5	15
Hidro de Gasóleos de Vacío	HDGASÓLEOS	goht	Conv	Conversión de 650+ en % en volumen	10	10	50
FCC-I / Depentanizadora II	FCC-IYII	FCC-X3	- Conv	% peso de conversión (430° F + Coke)	80	70	85
FCC-II / Depentanizadora I			- LNEP	Temp. final de ebullición de la nafta ligera	260	160	260
			- HNEP	Temp. final de ebullición de la nafta pesada	430	360	430
Hidrosulfuradora de Gasolinas No. 1 (U-400-I)	U-400-IYII	nht_2prd	LNEP	Temp. final de ebullición de la nafta ligera	150	150	200
Hidrosulfuradora de Gasolinas No. 2 (U-400-II)							
Reformadora de Gasolinas No. 1 (U-500-I)	U-500-IYII	reform-x	- Severity	RON del producto	97.1	90	100
Reformadora de Gasolinas No. 2 (U-500-II)			- Pressure	Presión	110	90	150
			- XCCR		1		
Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios No. 1 (U-700-I)	U700,800	dht_3prd	Severity		81.5	70	90
Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios No. 2 (U-800-I)							
Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios No. 3 (U-700-II)							
Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios No. 4 (U-800-II)							

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

HDD-5	HDD-5	DHT	Severity		50	40	90
Generadora de Hidrógeno	PTA.G. HIDR	hydrogen	No se introducen parámetros				
Hidrodesulfuradora de Residuales	H-OIL	resid_hc	Conv	Conversión de 1050+F	59.4	59.4	80
Fraccionadora y Recuperadora de Ligeros							
TAME	TAME	tame-x	- Conv -MeOHCst - DistFact	% peso de conversión de olefinas que reaccionan Costo del metanol (\$/Metric Ton) Factor de Destilación	85 335.86 1	65	95
MTBE	MTBE	mtbe-x1	- Percent -MeOHCst	Controla la fracción del isobutileno disponible que reacciona para formar MTBE Costo del metanol (\$/Tonelada Métrica)	70 335.86	70	98
Planta de Alquilación	ALQUILACIÓN	alky	-FeedType - BuyIC4		4 0		
Isomerizadora de Butanos	ISOMC4	c4isom-x	CapMode		1		
Planta Isomerizadora	ISOMC5	c5c6isom	Recycle		1		
Azufre I	AZUFRE	sulfur	No se introducen parámetros				
Azufre III							
Azufre IV							
Azufre V							

Tabla 5.7.1 Valores mínimos y máximos de los parámetros utilizados.

5.8 RESULTADOS

Se realizaron tres corridas de la simulación de la refinería, considerando la misma cantidad de insumos. La primera fue el caso base que nos permitió obtener la utilidad de operación diaria de la refinería Miguel Hidalgo. En la segunda se optimizaron las mezclas de los productos finales (procedimiento que no se lleva a cabo en la refinería de Tula); y en la tercera se llevó a cabo una optimización completa de la refinería. Los resultados obtenidos son los siguientes.

Caso base

En la siguiente tabla se muestran los insumos de la refinería y su costo. Cabe mencionar que el programa PetroPlan sólo considera el consumo de combustóleo y no de gas combustible, por lo que se agregó el costo del gas combustible considerando un consumo de 75 millones de ft³ en la refinería. (Poder calorífico del gas combustible = 932 MMBTU/MMft³.)

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Nombre	Corrientes de alimentación	Flujo		Precio		MDLS
isthmus	Crudo Istmo	204,358.94	BPD	56.81	DLS/B	11,609.63
maya	Crudo Maya	95,557.87	BPD	43.50	DLS/B	4,156.77
MTBEImport	MTBE de importación	1,300.00	BPD	79.36	DLS/B	103.17
GnaPremImp	Gna. Premium importada	4,693.13	BPD	87.32	DLS/B	409.80
	Gas Combustible	75.00	MM ft ³	7.46	DLS/MMBTU	521.45
	Total					16,800.82

Tabla 5.8.3 Costo por compra de alimentaciones.

* MDLS = miles de dólares

La tabla siguiente muestra el costo por venta de productos de la refinería.

Nombre	Productos	Flujo (BPD)	Flujo (klb)	Precio (DLS/B)	MDLS
PMAGNA	PEMEX MAGNA	37,540.29	10,742.22	78.23	2,936.78
PREMIUM	PREMIUM	10,853.81	2,856.00	92.58	1,004.85
PMAGNOXIGD	PEMEX MAGNA OXIGENADA	67,813.47	17,953.26	84.02	5,697.69
TURBOSINA	TURBOSINA	23,627.25	6,492.77	75.21	1,777.01
PDIESBS	PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE	41,449.26	11,868.99	78.06	3,235.53
PEMEXDIESE	PEMEX DIESEL	20,772.12	6,011.22	77.96	1,619.39
COMBUSTÓP	COMBUSTÓLEO PESADO	75,010.16	26,980.10	40.49	3,037.16
C3U	Propileno	6,401.20	1,170.17	449.76	526.29
IC4	Isobutano	2,393.46	471.99	64.37	154.07
C4U	Butilenos	519.44	110.96	46.84	24.33
Coke	Coque	3.94E-18	1,380.41	0.68	0.94
LPG	LPG	3,939.42	702.56	46.84	184.52
Sulfur	Azufre	1.46E-17	510.78	24.77	12.65
GOBDieSin	Gasóleos Base Diesel Sin	13,442.73	3,939.39	70.56	948.52
LtNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	0.39	0.10	40.48	0.02
HvNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	77.61	20.62	40.48	3.14
Distillate	Gasóleos de vacío desulfurados	1,842.30	532.32	-	-
KP1	Kerosina pesada primaria	9.60	2.83	70.56	0.68
	Total	305,692.51	91,746.69		21,163.56

Tabla 5.8.4 Costo por venta de productos.

La siguiente tabla muestra el consumo de servicios auxiliares, y se indican con signo negativo, ya que algunas unidades de proceso producen por ejemplo vapor de alta presión y gas combustible, en lugar de consumir. En esta tabla se puede observar que se agregó un bloque de generación de vapor y energía eléctrica, ya que como se mencionó en el capítulo tres, la refinería cuenta con estas unidades (sector 5). Este bloque genera energía eléctrica y el vapor requerido por las unidades de proceso, y además convierte el gas combustible producido en combustóleo para ser utilizado por las unidades de proceso que lo requieren. En la columna de Capital se muestra el costo de cada planta, y el total de esta columna indica el interés (basado sólo en el costo de estas plantas).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Bloque	Combustóleo (MMBTU/d)	HPS (klb/d)	LPS (klb/d)	BFW (klb/d)	CW (kgal/d)	E. Eléctrica (kWH/d)	Capital (MM\$)	Gas Comb. (MMBTU/d)
PRIM/VAC	-20,994.18		-4,498.75		-67,481.28	-329,908.49	-265.46	
RED.VISCOS	-1,968.62	1,163.28		-1,163.28	-6,040.09	-10,514.23	-24.79	1,307.71
HDGASÓLEOS	-2,422.79		-257.25		-1,597.54	-81,608.10	-32.79	659.41
FCC-IyII		2,141.05		-2,141.05	-35,684.17	-428,210.05	-147.95	15,943.76
TAME		-2,652.59	-2,031.04		-15,692.87	-3,719.50	-20.04	
MTBE			-760.67		-3,349.13	-1,760.41	-9.06	
ALKY			-1,377.16		-14,460.23	-72,301.14	-27.46	
U700,800	-9,634.93		-966.87		-6,079.35	-301,083.80	-60.06	18,185.49
U-400-IyII	-5,717.91		-369.46		-2,612.01	-93,358.85	-33.67	975.92
U500-IyII	-12,950.17	5,019.45		-5,019.45	-30,116.67	-50,194.45	-81.01	6,165.45
HDD-5	-2,350.49		-211.38		-1,363.73	-63,224.05	-22.38	2,235.76
H-OIL	-2,330.29				-1,852.03	-329,688.94	-132.46	5,380.74
ISOMC5	-2,716.96				-8,150.89	-13,584.82	-16.88	1,338.73
ISOMC4	-238.02				-714.07	-1,190.12	-2.26	108.44
AZUFRE pool-prd		1,660.05		-1,744.33		-25,539.18	-33.11	
PTA.G.HIDR	-24,570.26	2,149.90		-2,364.89	-9,213.85	-36,855.38	-49.39	
G.VAP.ELEC	50,814.21	-9,481.12	10,472.59	-1,041.04		229,986.98	16.33	-52,301.42
Total	-35,080.41			-13,474.03	-204,407.91	-1,612,754.51	-942.44	
Precio	3.4827	6.39	0.27	0.9564	2.00	0.1488	0.49	7.46
Costo, MDLS	-122.17			-12.89	-408.82	-239.98	-12.65	
Total ex. Capital								-783.85

Tabla 5.8.5 Consumo de Servicios Auxiliares.

En la siguiente tabla se muestra el costo de los catalizadores y químicos en dólares por día. Con respecto a este punto, se observó que los costos de los catalizadores de las plantas FCC y H-Oil eran muy bajos con respecto a lo que se consume realmente en la refinería, por lo que se corrigieron estos datos.

Bloque	Cat. y Quím. (DLS/día)	Metanol (DLS/día)
HDGASÓLEOS	-507.30	
FCC-IyII	-10,000.00	
TAME		-31,523.63
MTBE		-31,190.35
ALKY	-3,442.91	
U700,800	-1,925.81	
U-400-IyII	-1,142.44	
U500-IyII	-5,019.45	
HDD-5	-469.76	
H-OIL	-301,777.20	
ISOMC5	-679.24	
ISOMC4	-59.51	
PTA.G.HIDR	-1,535.64	
Total	-326,559.26	-62,713.98
Costo, MDLS	-326.56	-62.71
Total (MDLS)		-389.27

Tabla 5.8.6 Costo de Catalizadores y Químicos.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Por último, en la Tabla 5.8.7 se puede observar la utilidad de operación diaria de la refinería, obtenida restando al costo por venta de productos el costo de los insumos, los servicios auxiliares (incluyendo catalizadores y químicos) y el costo de capital.

Utilidad/Pérdida	MDLS
Alimentaciones	16,800.82
Productos	21,163.56
Servicios Auxiliares	1,173.13
Costo de capital	12.65
Utilidad de operación diaria	3,176.95

Tabla 5.8.7 Utilidad de operación diaria de la Refinería Miguel Hidalgo, obtenida considerando las alimentaciones, productos, servicios auxiliares y costo de capital.

A continuación se muestran los resultados que presenta PetroPlan de cada unidad de proceso. En la Tabla 5.8.8 se muestran las propiedades de las corrientes alimentadas. La producción o consumo (el consumo se indica con signo negativo, -) de componentes ligeros de cada planta se presenta en la Tabla 5.8.9, en klb/d. En las Tablas 5.8.10 a 5.8.23 se presentan los flujos de las corrientes de salida y sus propiedades, de cada unidad de proceso. El flujo total que se obtiene de C3's y C4's así como sus propiedades se muestran en la Tabla 5.8.24. Por último, en la Tabla 5.8.25 se observan los flujos de los productos finales y sus propiedades. Las unidades en que se presentan las propiedades son las que se muestran en la Tabla 4.3.3 (capítulo cuatro).

Propiedad	Crudo Istmo	Crudo Maya	MTBE de importación	Gna. Premium importada
Bloque al que se alimenta	PRIM/VAC	PRIM/VAC	LP	LP
Valor marginal, \$/b	10.723	18.377	31.542	2.970
Flujo vol., b	204,359	95,558	1,300	4,693
Flujo másico, klb	61,614	30,829	337	1,212
SG	0.8609	0.9213	0.7400	0.7377
API	32.86	22.09	59.72	60.31
Azufre	1.58	3.49		
Oxígeno			18.20	
(R+M)/2			109.0	91.0
V% a 650 ° F	59.6	40.0		

Tabla 5.8.8 Corrientes de importación.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Bloque	Hidrógeno	Gas. Comb.	H₂S	Propano	Propileno	I-Butano	N-Butano	I-Butilenos	Butilenos
PRIM/VAC		17.36		139.87		130.95	438.30		
RED.VISCOS		62.27	23.34	18.16	16.87	2.59	11.68		18.16
HDGASÓLEOS	-58.10	31.40	164.98	7.88		15.70	11.94		
FCC-IyII		759.23	169.23	250.01	1,153.30	718.06	256.38	512.15	785.59
TAME									
MTBE								-358.50	
ALKY						-867.31		-132.43	-692.79
U700,800	-208.31	865.98	192.42						
U-400-IyII	-40.38	46.47	8.76						
U500-IyII	265.65	293.59		270.31		132.41	198.61		
HDD-5	-40.84	106.46	51.26						
H-OIL	-240.65	256.23	376.93			100.88	82.54		
ISOMC5	-3.82	63.75							
ISOMC4	-0.29	5.16				238.69	-243.57		
AZUFRE			-986.93						
pool-prd				-686.23	-1,170.17	-471.99	-755.88	-21.21	-110.96
PTA.G.HIDR	326.73								
G.VAP.ELEC									

Tabla 5.8.9 Producción/Consumo de componentes ligeros, en klb/d.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim	GnaPrimEst	Ker.Ligera	Ker.Pesada	GasóleoLig	GasóleoPes	GOLV	GOPV	ResidVac
RateV	299,916.81	66,583.92	36,720.50	24,010.94	31,307.43	21,978.54	21,181.32	25,601.04	68,832.93
RateW	92,443.04	16,961.44	10,389.60	7,075.05	9,557.62	6,931.34	6,863.39	8,593.51	25,344.61
SG	0.8802	0.7274	0.8079	0.8414	0.8717	0.9005	0.9253	0.9585	1.0514
API	29.27	63.03	43.64	36.67	30.82	25.63	21.43	16.12	3.08
VABP		243.53	418.29	512.36	604.93	708.54	806.76	925.11	1,134.69
Sulfur	2.2135	0.0559	0.3187	0.8688	1.5032	1.9901	2.3645	2.9632	4.9066
RVP		3.1211	0.0346	0.0043					
Flash Pt		-38.70	152.52	216.00	255.04	293.78	317.76	333.57	339.26
RON		46.33	58.67						
MON		55.00	55.00						
R+M/2		50.66	56.83						
Naphthenes		22.00	7.84						
Aromatics		9.42	19.51	19.47	3.78				
Smoke Pt			21.41	18.14					
Freeze Pt			-40.19	-2.79					
Pour Pt			-46.62	-6.52	39.15	72.57	88.71	108.12	136.95
Cetane			47.56	49.80	47.39	37.67	28.03	18.08	
Aniline Pt			138.18	148.88	156.94	165.58	172.70	180.39	
CS at 122F			1.38	2.42	4.90	13.04	40.02	232.13	311,177,996.17
CS at 210F			0.9353	1.2283	1.9927	3.7352	7.1925	19.2649	2,144.2349
Nitrogen		0.0004	0.0040	0.0097	0.0239	0.0710	0.1301	0.2064	0.4892
Nickel					0.0045	0.0595	0.1722	0.4526	111.6664
Vanadium					0.0108	0.1426	0.4126	1.0844	340.8697
C5 Insol									20.6135
Concarbon					0.0061	0.0970	0.2569	0.6174	22.7504
V% at 150F		28.13							
V% at 200F		43.75							
V% at 300F		75.00							
V% at 400F		100.00	38.71						
V% at 500F		100.00	100.00	39.13					
V% at 650F	53.34	100.00	100.00	100.00	80.00	7.30			

Tabla 5.8.10 Unidades de destilación atmosférica y de vacío (bloque PRIM/VAC).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	VBLtNaph	VBHvyNaph	VBDistt	VBVGO	VBTar
RateV	22,370.70	369.28	776.12	2,557.31	682.87	18,066.65
RateW	8,237.00	90.81	211.90	761.10	216.22	6,803.90
SG	1.0514	0.7022	0.7796	0.8498	0.9042	1.0754
API	3.08	70.00	50.00	35.00	25.00	0.0808
VABP	1,134.69	138.46	290.00	540.00	720.00	
Sulfur	4.9066	0.2453	0.9813	2.9440	2.9440	5.1605
RVP		14.00	4.00			
Flash Pt	339.27			210.00	210.00	275.00
RON		60.00	70.00			
MON		51.00	63.00			
R+M/2		55.50	66.50			
Olefins		35.00	35.00	35.00	35.00	10.00
Naphthenes			25.00			
Aromatics			10.00	12.00	20.00	
Smoke Pt				15.00		
Freeze Pt				-50.00		
Pour Pt	136.95			10.00	15.00	116.95
Cetane				25.00		
CS at 122F	311,177,996.17			2.00	4.00	77,794,499.04
CS at 210F	2,144.23			1.00	2.00	602.93
Nitrogen	0.4892					0.5320
Nickel	111.67					2.9312
Vanadium	340.87					8.9478
C5 Insol	20.61					
Concarbon	22.75					24.74
V% at 150F		90.00				
V% at 200F		100.00	12.00			
V% at 300F		100.00	40.00			
V% at 400F		100.00	90.00			
V% at 500F		100.00	100.00	40.00		
V% at 650F		100.00	100.00	90.00	100.00	

Tabla 5.8.11 Planta Reductora de Viscosidad (bloque RED.VISCOS).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	LtNap	HvNap	Distillate	HTGasOil
RateV	18,709.24	0.39	77.61	1,842.30	16,838.31
RateW	6,280.14	0.10	20.62	532.32	5,553.29
SG	0.9585	0.7587	0.7587	0.8251	0.9418
API	16.12	55.00	55.00	40.00	18.75
VABP	925.11				886.93
Sulfur	2.9632			0.0100	0.5452
RVP		13.00	7.00		
Flash Pt	333.58			255.00	
RON		63.00	63.00		
MON		55.00	60.00		
R+M/2		59.00	61.50		
Naphthenes		2.00	17.00		
Aromatics			10.00	10.00	
Pour Pt	108.12			-10.00	108.12
Cetane	18.08			49.20	
Aniline Pt	180.39				
CS at 122F	232.13			5.30	232.13
CS at 210F	19.26			2.00	19.26
Nitrogen	0.2064				0.0929
Nickel	0.4526				
Vanadium	1.0844				
Concarbon	0.6174				0.3396
V% at 200F		100.00	20.00		
V% at 300F		100.00	70.00		
V% at 400F		100.00	100.00	10.00	
V% at 500F		100.00	100.00	48.00	
V% at 650F		100.00	100.00	90.00	

Tabla 5.8.12 Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos (bloque HDGASÓLEOS).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	FCCC5	FCCLN	FCCHN	LCO	SlurryOil	Coke
RateV	71,368.34	8,729.96	19,697.17	17,831.47	9,339.12	3,161.90	3.94E-18
RateW	22,921.54	1,972.81	5,191.85	5,188.20	3,121.08	1,463.23	1,380.41
SG	0.9171	0.6453	0.7527	0.8308	0.9543	1.3214	1.00E+21
API	22.79	87.78	56.50	38.81	16.78	-24.42	-131.50
VABP	780.31				540.00	850.00	
Sulfur	1.8238	0.0055	0.0642	0.1711	3.6076	7.2152	2.0518
RVP		17.67	6.00	4.00			
Flash Pt					210.00	260.00	
RON		91.04	90.68	93.67			
MON		79.49	79.28	81.05			
R+M/2		85.27	84.98	87.36			
Olefins	1.48	53.95	32.22	28.27	30.00		
Naphthenes	0.5302						
Aromatics	0.6413		18.92	36.73	40.00		
Benzene		1.00E-06	2.50	1.00E-06	1.00E-06		
Smoke Pt				10.00	10.00		
Freeze Pt				-10.00	-5.00		
Pour Pt					5.00	50.00	
Cetane					20.83		
CS at 122F					2.20	30.00	
CS at 210F					1.10	6.00	
Nitrogen	0.1038						
Nickel	0.1152						
Vanadium	0.2761						
Concarbon	0.2508					30.00	
Property X		27.01					
V% at 150F		100.00	33.25				
V% at 200F		100.00	63.59				
V% at 300F		100.00	100.00	26.19			
V% at 400F		100.00	100.00	87.92			
V% at 500F		100.00	100.00	100.00	40.00		
V% at 650F		100.00	100.00	100.00	100.00		

Tabla 5.8.13 Planta FCC I y II (bloque FCC-IyII).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	TAME	Naphtha
RateV	8,729.96	2,447.04	6,709.29
RateW	1,972.81	659.85	1,519.89
SG	0.6453	0.7700	0.6469
API	87.78	52.27	87.25
Sulfur	0.0055		
Oxygen		15.70	
RVP	17.67	4.00	18.05
RON	91.04	111.00	88.73
MON	79.49	98.00	78.12
R+M/2	85.27	104.50	83.42
Olefins	53.95		40.23
Benzene	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06
Property X	27.01		
V% at 150F	100.00		100.00
V% at 200F	100.00		100.00
V% at 300F	100.00		100.00
V% at 400F	100.00		100.00
V% at 500F	100.00		100.00
V% at 650F	100.00		100.00

Tabla 5.8.14 Planta TAME (bloque TAME).

Propiedad	MTBE
RateV	2,173.35
RateW	563.22
SG	0.7400
API	59.72
Oxygen	18.20
RVP	9.00
RON	118.00
MON	100.00
R+M/2	109.00
Benzene	1.00E-06
V% at 150F	100.00
V% at 200F	100.00
V% at 300F	100.00
V% at 400F	100.00
V% at 500F	100.00
V% at 650F	100.00

Tabla 5.8.15 Planta MTBE (bloque MTBE).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Alkylate
RateV	6,885.82
RateW	1,692.54
SG	0.7019
API	70.10
RVP	6.50
RON	97.00
MON	95.00
R+M/2	96.00
V% at 200F	40.00
V% at 300F	100.00
V% at 400F	100.00
V% at 500F	100.00
V% at 650F	100.00

Tabla 5.8.16 Planta de Alquilación (bloque ALKY).

Propiedad	Mezcla de alimentación	DHTNaph	DHTKero	DHTDist
RateV	78,311.21	2,865.89	33,753.22	40,713.79
RateW	22,662.85	761.47	9,275.39	11,775.89
SG	0.8264	0.7587	0.7847	0.8259
API	39.73	55.00	48.82	39.82
VABP	478.06			
Sulfur	0.8066		0.0166	0.0298
RVP		2.00		
Flash Pt	20.60		180.00	245.00
RON		65.00		
MON		60.00		
R+M/2		62.50		
Naphthenes	5.19	18.00		
Aromatics	13.55	12.00	4.11	5.75
Smoke Pt			28.06	
Freeze Pt			-30.00	10.00
Pour Pt			-40.00	20.00
Cetane			64.67	68.65
CS at 122F			1.30	3.50
CS at 210F			0.7500	1.6000
Nitrogen	0.0114			
Nickel	1.47E-03			
Vanadium	3.51E-03			
Concarbon	1.99E-03			
Property A		499.79	0.6294	
V% at 150F	3.11			
V% at 200F	4.84	40.00		
V% at 300F	8.29	70.00	13.17	
V% at 400F	24.67	100.00	39.19	
V% at 500F	55.22	100.00	87.73	
V% at 650F	93.84	100.00	100.00	83.39

Tabla 5.8.17 Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios U-700-I y II, U-800-I y II (bloque U700,800).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	HTLNaph	HTHNaph
RateV	60,691.59	9,738.22	50,194.45
RateW	15,490.74	2,284.92	13,190.96
SG	0.7288	0.6700	0.7504
API	62.65	79.69	57.06
Sulfur	0.0533		
RVP	3.0725	8.00	4.00
RON	47.18	65.00	47.18
MON	55.23	60.00	55.23
R+M/2	51.20	62.50	51.20
Naphthenes	21.8219		21.8219
Aromatics	9.5411		9.5411
Nitrogen	3.64E-04		
Property A	22.76	0.2684	
V% at 150F	26.84	100.00	
V% at 200F	43.58	100.00	22.88
V% at 300F	74.77	100.00	65.52
V% at 400F	100.00	100.00	100.00
V% at 500F	100.00	100.00	100.00
V% at 650F	100.00	100.00	100.00

Tabla 5.8.18 Plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolina U-400-I y II (bloque U-400-IyII).

Propiedad	Mezcla de alimentación	Reformate
RateV	50,194.45	40,463.43
RateW	13,190.96	12,030.39
SG	0.7504	0.8490
API	57.06	35.17
RVP	4.00	7.00
RON	47.18	97.10
MON	55.23	82.10
R+M/2	51.20	89.60
Naphthenes	21.82	
Aromatics	9.54	59.36
Benzene		1.31
V% at 200F	22.88	22.88
V% at 300F	65.52	65.52
V% at 400F	100.00	100.00
V% at 500F	100.00	100.00
V% at 650F	100.00	100.00

Tabla 5.8.19 Plantas Reformadoras de Gasolina U-500-I y II (bloque U500-IyII).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	HDDNaph	HDDDist
RateV	20,808.59	480.83	20,161.09
RateW	6,083.71	127.76	5,839.06
SG	0.8349	0.7587	0.8270
API	37.99	55.00	39.60
VABP	495.93		
Sulfur	0.8134		0.0447
RVP		2.00	
Flash Pt	177.22		177.22
RON		65.00	
MON		60.00	
R+M/2		62.50	
Naphthenes	3.4568	18.00	
Aromatics	15.24	12.00	9.1441
Pour Pt	3.8155		3.8155
Cetane	48.16		51.12
Aniline Pt	146.34		
CS at 122F	2.2057		2.2057
CS at 210F	1.2270		1.2270
Nitrogen	0.0113		
Nickel	1.28E-03		
Vanadium	3.06E-03		
Concarbon	1.73E-03		
Property A		368.76	
V% at 200F		40.00	
V% at 300F		70.00	
V% at 400F	17.08	100.00	17.08
V% at 500F	55.39	100.00	55.39
V% at 650F	94.58	100.00	94.58

Tabla 5.8.20 Planta de Hidrodesulfuración de Diesel Profunda, HDD-5 (bloque HDD-5).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mezcla de alimentación	RHCLN	RHCHN	RHCDiesel	RHCGasOil	RHCBoat
RateV	34,044.71	898.77	2,142.38	4,663.26	8,940.60	18,671.98
RateW	12,247.89	215.68	601.48	1,422.03	2,893.84	6,538.93
SG	1.0273	0.6852	0.8017	0.8708	0.9243	1.0000
API	6.24	75.00	45.00	31.00	21.60	10.00
VABP		138.46	290.00		850.00	
Sulfur	3.2495			3.90E-04	6.50E-04	1.30E-03
RVP		9.00	4.00			
Flash Pt				255.00		
RON		75.00	80.00			
MON		70.00	75.00			
R+M/2		72.50	77.50			
Naphthenes			18.00			
Aromatics			12.00	10.00		
Pour Pt				-10.00		
Cetane				44.09		
CS at 122F				5.30		
CS at 210F				2.00		2,144.23
Nitrogen	0.3310				0.0993	
Nickel	73.94					
Vanadium	225.72					
C5 Insol	13.65					
Concarbon	15.14				1.00	
V% at 150F		70.00				
V% at 200F			20.00			
V% at 300F		100.00	65.00			
V% at 400F		100.00	90.00	10.00		
V% at 500F		100.00	100.00	48.00		
V% at 650F		100.00	100.00	90.00		

Tabla 5.8.21 Planta de Hidrodesulfuración de Residuales (bloque H-OIL).

Propiedad	Mezcla de alimentación	Isomerase
RateV	9,056.55	8,926.17
RateW	2,124.97	2,065.05
SG	0.6700	0.6606
API	79.69	82.69
RVP	8.00	10.16
RON	65.00	89.00
MON	60.00	87.00
R+M/2	62.50	88.00
Property A	0.2684	
V% at 150F	100.00	50.00
V% at 200F	100.00	80.00
V% at 300F	100.00	100.00
V% at 400F	100.00	100.00
V% at 500F	100.00	100.00
V% at 650F	100.00	100.00

Tabla 5.8.22 Planta de Isomerización de Pentanos (bloque ISOMC5).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Producto	Flujo volumétrico (BPD)	Flujo másico (klb/d)
Hidrógeno		-0.29
Gas combustible		5.16
I-Butano	1,210	238.69
N-Butano	-1,190	-243.57

Tabla 5.8.23 Planta Isomerizadora de Butanos (bloque ISOMC4).

Propiedad	Sulfur
RateV	1.44E-17
RateW	510.78
SG	1E+20
API	-131.5

Tabla 5.8.24 Plantas Recuperadora de Azufre No. 1, 3, 4 y 5 (bloque AZUFRE).

Propiedad	C3U	C3S	IC4	NC4	IC4U	C4U
RateV	6,401.20	3,859.64	2,393.46	3,693.42	100.88	519.44
RateW	1,170.17	686.23	471.99	755.88	21.21	110.96
SG	0.5220	0.5077	0.5631	0.5844	0.6004	0.6100
API	139.57	147.21	119.79	110.63	104.18	100.47
RVP			71.00	52.00	64.00	50.00
RON			93.00	93.00	98.00	98.00
MON			92.00	92.00	95.00	92.00
R+M/2			92.50	92.50	96.50	95.00
Olefins	100.00				100.00	100.00
Benzene	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06

Tabla 5.8.25 Pool de componentes ligeros.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	PMAGNA	PREMIUM	PMAGNOXIGD	TURBOSINA	PDIESBS	PEMEXDIESE	COMBUSTÓP
RateV	37,540.29	10,853.81	67,813.47	23,627.25	41,449.26	20,772.12	75,010.16
RateW	10,742.22	2,856.00	17,953.26	6,492.77	11,868.99	6,011.22	26,980.10
SG	0.8171	0.7514	0.7560	0.7847	0.8177	0.8264	1.0271
API	41.67	56.82	55.67	48.82	41.55	39.73	6.27
Sulfur	0.0613	0.0155	0.0262	0.0166	0.0300	0.0358	3.8197
Oxygen		3.0772	1.00				
RVP	5.9822		11.06				
Flash Pt				180.00	197.06	203.54	
RON	94.41		93.97				
MON	81.03		84.11				
R+M/2	87.72	93.00	89.04				
Olefins	16.34	7.5490	10.00				7.3799
Naphthenes			0.4516				
Aromatics	42.13	12.17	25.00	4.1053	6.4650	7.0982	5.8499
Benzene	1.3104	0.3570	0.6957				0.0260
Smoke Pt				28.06			
Freeze Pt				-29.99			
Pour Pt				-40.00	5.5771	14.30	
Cetane				64.67	61.82	61.68	
CS at 122F				1.3000	2.3770	2.8836	
CS at 210F				0.7500	1.2209	1.4342	
Nitrogen							0.3052
Nickel							37.98
Vanadium							115.93
C5 Insol							6.8742
Concarbon							15.53
Property A			3.3715	0.6294	0.1538		
V% at 150F	9.4013						
V% at 200F	28.53						
V% at 300F	65.20			13.17	3.2175		
V% at 400F	96.91			39.19	14.81	6.7914	
V% at 500F	100.00			87.73	38.95	22.03	
V% at 650F	100.00			100.00	90.88	87.84	

Tabla 5.8.26 Productos finales (bloque LP Blender).

Optimización de mezclas de los productos finales

Con la optimización de las mezclas de los productos finales se incrementó el costo por venta de productos como puede verse en la siguiente tabla, y por lo tanto la utilidad de operación de la refinería, como lo muestra la Tabla 5.8.26.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Nombre	Productos	Flujo (BPD)	Flujo (klb)	Precio (DLS/B)	MDLS
PMAGNA	PEMEX MAGNA	43,744.65	12,246.97	78.23	3,422.14
PREMIUM	PREMIUM	38,407.43	10,455.68	92.58	3,555.76
PMAGNOXIGD	PEMEX MAGNA OXIGENADA	34,055.48	8,848.82	84.02	2,861.34
TURBOSINA	TURBOSINA	23,627.25	6,492.77	75.21	1,777.01
PDIESBS	PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE	41,449.26	11,868.99	78.06	3,235.53
PEMEXDIESE	PEMEX DIESEL	20,772.12	6,011.22	77.96	1,619.39
COMBUSTÓP	COMBUSTÓLEO PESADO	75,010.16	26,980.10	40.49	3,037.16
C3U	Propileno	6,401.20	1,170.17	449.76	526.29
IC4	Isobutano	2,393.46	471.99	64.37	154.07
C4U	Butilenos	519.44	110.96	46.84	24.33
Coke	Coque	3.94E-18	1,380.41	0.68	0.94
LPG	LPG	3,939.42	702.56	46.84	184.52
Sulfur	Azufre	1.46E-17	510.78	24.77	12.65
GOBDieSin	Gasóleos Base Diesel Sin	13,442.73	3,939.39	70.56	948.52
LtNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	0.39	0.10	40.48	0.02
HvNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	77.61	20.62	40.48	3.14
Distillate	Gasóleos de vacío desulfurados	1,842.30	532.32	-	-
KP1	Kerosina pesada primaria	9.60	2.83	70.56	0.68
	Total	305,692.51	91,746.69		21,363.49

Tabla 5.8.27 Costo por venta de productos, caso optimización de la mezclas de los productos finales.

Utilidad/Pérdida	MDLS
Alimentaciones	16,800.82
Productos	21,363.49
Servicios Auxiliares	1,173.13
Costo de capital	12.65
Utilidad de operación diaria	3,376.89

Tabla 5.8.28 Utilidad de operación diaria, caso optimización de las mezclas de los productos finales.

Optimización

La tercera corrida fue una optimización completa de la refinería, que se basa en el ajuste de los parámetros de las plantas de proceso con el fin de incrementar el ingreso de la refinería. Los costos por venta de productos y por consumo de servicios auxiliares y catalizadores y químicos se presentan en las siguientes tablas. La utilidad de operación obtenida considerando estos costos se puede observar en la Tabla 5.8.32.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Nombre	Productos	Flujo (BPD)	Flujo (klb)	Precio (DLS/B)	MDLS
PMAGNA	PEMEX MAGNA	20,221.32	5,429.23	78.23	1,581.91
PREMIUM	PREMIUM	70,703.81	19,352.69	92.58	6,545.76
PMAGNOXIGD	PEMEX MAGNA OXIGENADA	34,999.87	9,024.04	84.02	2,940.69
TURBOSINA	TURBOSINA	22,252.66	6,126.73	75.21	1,673.62
PDIESBS	PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE	24,523.71	7,002.42	78.06	1,914.32
PEMEXDIESE	PEMEX DIESEL	42,884.34	12,389.99	77.96	3,343.26
COMBUSTÓP	COMBUSTÓLEO PESADO	59,966.12	21,111.54	40.49	2,428.03
C3U	Propileno	8,728.10	1,595.53	449.76	717.60
IC4	Isobutano	3,191.35	629.33	64.37	205.43
C4U	Butilenos	271.30	57.96	46.84	12.71
Coke	Coque	4.91E-18	1,718.45	0.68	1.17
LPG	LPG	5,268.42	939.30	46.84	246.77
Sulfur	Azufre	1.74E-17	608.21	24.77	15.06
GOBDieSin	Gasóleos Base Diesel Sin	16,147.99	4,782.88	70.56	1,139.40
LtNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	0.33	0.09	40.48	0.01
HvNap	Gasolina de Hidro de Gasóleos de Vacío	66.20	17.59	40.48	2.68
Distillate	Gasóleos de vacío desulfurados	1,567.51	452.92	-	-
KP1	Kerosina pesada primaria	7.20	2.12	70.56	0.51
	Total	310,800.23	91,241.03		22,768.94

Tabla 5.8.29 Costo por venta de productos, caso optimización.

Bloque	Combustóleo (MMBTU/d)	HPS (klb/d)	LPS (klb/d)	BFW (klb/d)	CW (kgal/d)	E. Eléctrica (kWH/d)	Capital (MM\$)	Gas Comb. (MMBTU/d)
PRIM/VAC	-20,994.18		-4,498.75		-67,481.28	-329,908.49	-265.46	
RED.VISCOS	-2,068.77	1,222.46		-1,222.46	-6,347.38	-11,049.14	-25.60	3,932.93
HDGASÓLEOS	-2,067.83		-220.37		-1,367.45	-69,990.86	-29.63	562.51
FCC-IyII		2,476.87		-2,476.87	-41,281.15	-495,373.80	-162.63	21,652.43
TAME		-3,794.94	-2,905.72		-22,451.08	-5,321.32	-25.30	
MTBE			-1,346.79		-5,929.71	-3,116.85	-13.51	
ALKY			-1,672.88		-17,565.28	-87,826.38	-31.16	
U700,800	-8,613.09		-834.94		-5,291.38	-256,880.97	-54.56	12,885.36
U-400-IyII	-5,403.99		-349.18		-2,468.61	-88,233.38	-32.46	918.49
U500-IyII	-10,814.99	4,191.86		-4,191.86	-25,151.14	-41,918.57	-73.92	8,116.80
HDD-5	-3,035.87		-263.13		-1,713.17	-77,529.32	-25.86	2,184.78
H-OIL	-3,841.58				-6,854.46	-301,519.22	-202.98	16,937.11
ISOMC5	-4,099.78				-12,299.35	-20,498.92	-22.05	2,110.54
ISOMC4	-288.65				-865.96	-1,443.27	-2.56	131.50
AZUFRE pool-prd		1,976.69		-2,077.05		-30,410.63	-37.09	
PTA.G.HIDR	-36,156.35	3,163.68		-3,480.05	-13,558.63	-54,234.53	-63.49	
G.VAP.ELEC	65,149.74	-9,236.61	12,091.76	-2,997.91		307,655.00	16.64	-69,432.46
Total	-32,235.35			-16,446.18	-230,626.03	-1,567,600.64	-1,051.62	
Precio	3.4827	6.39	0.27	0.9564	2.00	0.1488	0.49	7.46
Costo, MDLS	-112.27			-15.73	-461.25	-233.26	-14.12	
						Total ex. Capital		-822.51

Tabla 5.8.30 Consumo de Servicios Auxiliares, caso optimización.

Bloque	Cat. y Quím. (DLS/día)	Metanol (DLS/día)
HDGASÓLEOS	434.86	
FCC-lyII	12,000.00	
TAME		45,104.80
MTBE		55,223.30
ALKY	4,182.21	
U700,800	1,721.50	
U-400-lyII	1,079.72	
U500-lyII	4,191.86	
HDD-5	606.71	
H-OIL	541,939.69	
ISOMC5	1,024.95	
ISOMC4	72.16	
PTA.G.HIDR	2,259.77	
Total	569,513.44	100,328.10
Costo, MDLS	569.51	100.33
Total (MDLS)		669.84

Tabla 5.8.31 Costo de Catalizadores y Químicos, caso optimización.

Utilidad/Pérdida	MDLS
Alimentaciones	16,800.82
Productos	22,768.94
Servicios Auxiliares	1,492.35
Costo de capital	14.12
Utilidad de operación diaria	4,461.65

Tabla 5.8.32 Utilidad bruta, caso optimización.

A continuación se presentan los resultados de cada unidad de proceso del caso de la optimización. En la siguiente tabla se presenta la producción o consumo de los componentes ligeros (pooled components) de cada bloque. En las Tablas 5.8.34 a 5.8.48 se muestran los flujos de los productos de cada planta de proceso, y sus propiedades. La cantidad total producida de C3's y C4's y sus propiedades, se presenta en la Tabla 5.8.49; y los flujos de los productos finales obtenidos así como sus propiedades, se muestran en la Tabla 5.8.50.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Bloque	Hidrógeno	Gas. Comb.	H₂S	Propano	Propileno	I-Butano	N-Butano	I-Butilenos	Butilenos
PRIM/VAC		17.36		139.87		130.95	438.30		
RED.VISCOS		187.28	70.69	54.62	50.72	7.8034	35.12		54.62
HDGASÓLEOS	-49.91	26.79	143.37	6.72		13.39	10.19		
FCC-lyll		1,031.07	206.31	334.89	1,544.81	901.40	322.53	647.70	993.52
TAME									
MTBE								-634.74	
ALKY						-1,053.55		-12.24	-990.19
U700,800	-174.24	613.59	171.50						
U-400-lyll	-38.16	43.74	7.5647						
U500-lyll	205.08	386.51		383.40		187.51	281.26		
HDD-5	-48.72	104.04	58.78						
H-OIL	-368.46	806.53	516.96			152.35	124.65		
ISOMC5	-6.0301	100.50							
ISOMC4	-0.3545	6.2620				289.47	-295.38		
AZUFRE			-1,175.18						
pool-prd				-919.50	-1,595.53	-629.33	-916.67	-0.7163	-57.96
PTA.G.HIDR	480.80								
G.VAP.ELEC									

Tabla 5.8.33 Producción/Consumo de componentes ligeros (pooled components), en klb.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	GnaPrimEst	Ker.Ligera	Ker.Pesada	GasóleoLig	GasóleoPes	GOLV	GOPV	ResidVac
RateV	299,916.81	63,414.32	39,890.11	24,010.94	28,923.51	23,917.46	23,635.57	25,256.71	67,168.00
RateW	92,443.04	16,089.07	11,261.98	7,075.05	8,816.85	7,529.86	7,667.34	8,503.63	24,772.79
SG	0.8802	0.7245	0.8062	0.8414	0.8705	0.8990	0.9263	0.9614	1.0532
API	29.27	63.81	44.02	36.67	31.06	25.90	21.25	15.68	2.86
VABP		237.53	413.33	512.36	600.45	702.67	810.69	935.06	1,137.77
Sulfur	2.2135	0.0509	0.3056	0.8688	1.4801	1.9656	2.3847	3.0186	4.9411
RVP		3.2539	4.05E-02	4.29E-03					
Flash Pt		-40.42	147.22	216.00	254.19	291.23	317.84	334.55	338.94
RON		46.15	57.97						
MON		55.00	55.00						
R+M/2		50.57	56.48						
Naphthenes		21.23	10.04						
Aromatics		9.0169	19.31	19.47	4.1023				
Smoke Pt			21.51	18.14					
Freeze Pt			-41.87	-2.7893					
Pour Pt			-48.18	-6.5237	37.04	71.18	89.46	109.87	137.25
Cetane			47.48	49.80	47.73	38.31	27.68	17.31	
Aniline Pt			137.49	148.88	156.56	165.11	172.96	180.99	
CS at 122F			1.3572	2.4234	4.7186	12.26	42.07	275.51	5.02E+08
CS at 210F			0.9170	1.2283	1.9432	3.5981	7.4018	21.17	2,436.72
Nitrogen		2.93E-04	3.81E-03	9.71E-03	2.23E-02	6.76E-02	0.1326	0.2130	0.4946
Nickel					3.23E-03	5.46E-02	0.1775	0.4978	114.22
Vanadium					7.75E-03	0.1308	0.4254	1.1927	348.69
C5 Insol									21.09
Concarbon					3.62E-03	8.95E-02	0.2633	0.6715	23.25
V% at 150F		29.03							
V% at 200F		45.16							
V% at 300F		77.42							
V% at 400F		100.00	42.42						
V% at 500F		100.00	100.00	39.13					
V% at 650F	53.34	100.00	100.00	100.00	85.71	13.79			

Tabla 5.8.34 Unidades de destilación atmosférica y de vacío (bloque PRIM/VAC).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	VLtNaph	VBHvyNaph	VBDistt	VBVGO	VBTar
RateV	23,508.80	1,110.60	2,334.18	7,691.10	2,053.74	11,557.38
RateW	8,670.48	273.12	637.28	2,289.01	650.29	4,359.92
SG	1.0532	0.7022	0.7796	0.8498	0.9042	1.0772
API	2.8570	70.00	50.00	35.00	25.00	-0.1430
VABP	1,137.77	138.46	290.00	540.00	720.00	
Sulfur	4.9411	0.2471	0.9882	2.9647	2.9647	6.1417
RVP		14.00	4.00			
Flash Pt	338.95			210.00	210.00	275.00
RON		60.00	70.00			
MON		51.00	63.00			
R+M/2		55.50	66.50			
Olefins		35.00	35.00	35.00	35.00	10.00
Naphthenes			25.00			
Aromatics			10.00	12.00	20.00	
Smoke Pt				15.00		
Freeze Pt				-50.00		
Pour Pt	137.25			10.00	15.00	117.25
Cetane				25.00		
CS at 122F	5.02E+08			2.00	4.00	1.25E+08
CS at 210F	2,436.72			1.00	2.00	2,975.39
Nitrogen	0.4946					0.6182
Nickel	114.22					8.5668
Vanadium	348.69					26.15
C5 Insol	21.09					
Concarbon	23.25					29.06
V% at 150F		90.00				
V% at 200F		100.00	12.00			
V% at 300F		100.00	40.00			
V% at 400F		100.00	90.00			
V% at 500F		100.00	100.00	40.00		
V% at 650F		100.00	100.00	90.00	100.00	

Tabla 5.8.35 Planta Reductora de Viscosidad (bloque RED.VISCOS).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	LtNap	HvNap	Distillate	HTGasOil
RateV	15,911.73	0.3327	66.20	1,567.51	14,320.56
RateW	5,357.29	0.0884	17.59	452.92	4,736.15
SG	0.9614	0.7587	0.7587	0.8251	0.9444
API	15.68	55.00	55.00	40.00	18.33
VABP	935.06				895.68
Sulfur	3.0186			0.0100	0.5554
RVP		13.00	7.00		
Flash Pt	334.55			255.00	
RON		63.00	63.00		
MON		55.00	60.00		
R+M/2		59.00	61.50		
Naphthenes		2.00	17.00		
Aromatics			10.00	10.00	
Pour Pt	109.87			-10.00	109.87
Cetane	17.31			49.20	
Aniline Pt	180.99				
CS at 122F	275.51			5.30	275.51
CS at 210F	21.17			2.00	21.17
Nitrogen	0.2130				0.0959
Nickel	0.4978				
Vanadium	1.1927				
Concarbon	0.6715				0.3693
V% at 200F		100.00	20.00		
V% at 300F		100.00	70.00		
V% at 400F		100.00	100.00	10.00	
V% at 500F		100.00	100.00	48.00	
V% at 650F		100.00	100.00	90.00	

Tabla 5.8.36 Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos (bloque HDGASÓLEOS).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	FCCC5	FCCLN	FCCHN	LCO	SlurryOil	Coke
RateV	82,562.30	11,174.87	9,504.62	33,973.04	8,387.33	2,345.70	4.91E-18
RateW	26,294.59	2,525.32	2,455.59	9,668.82	2,797.81	1,146.38	1,718.45
SG	0.9094	0.6453	0.7377	0.8127	0.9525	1.3955	1.00E+21
API	24.09	87.78	60.30	42.61	17.05	-30.11	-131.50
VABP	752.95				540.00	850.00	
Sulfur	1.9382	0.0058	0.0194	0.1458	5.1730	10.35	2.1805
RVP		17.67	6.00	4.00			
Flash Pt					210.00	260.00	
RON		91.04	92.34	95.00			
MON		79.49	80.26	81.84			
R+M/2		85.27	86.30	88.42			
Olefins	3.8563	53.95	36.00	29.09	30.00		
Naphthenes	1.0302						
Aromatics	1.4353			33.90	40.00		
Benzene		1.00E-06	6.07	1.00E-06	1.00E-06		
Smoke Pt				10.00	10.00		
Freeze Pt				-10.00	-5.00		
Pour Pt					5.00	50.00	
Cetane					21.31		
CS at 122F					2.20	30.00	
CS at 210F					1.10	6.00	
Nitrogen	0.1008						
Nickel	0.1270						
Vanadium	0.3042						
Concarbon	0.2493					30.00	
Property X		27.01					
V% at 150F		100.00	90.00				
V% at 200F		100.00	100.00	24.09			
V% at 300F		100.00	100.00	56.82			
V% at 400F		100.00	100.00	93.64			
V% at 500F		100.00	100.00	100.00	40.00		
V% at 650F		100.00	100.00	100.00	100.00		

Tabla 5.8.37 Planta FCC I y II (bloque FCC-IyII).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	TAME	Naphtha
RateV	11,174.87	3,500.87	8,284.00
RateW	2,525.32	944.02	1,877.33
SG	0.6453	0.7700	0.6471
API	87.78	52.27	87.16
Sulfur	5.81E-03		
Oxygen		15.70	
RVP	17.67	4.00	18.11
RON	91.04	111.00	88.36
MON	79.49	98.00	77.90
R+M/2	85.27	104.50	83.13
Olefins	53.95		38.06
Benzene	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06
Property X	27.01		
V% at 150F	100.00		100.00
V% at 200F	100.00		100.00
V% at 300F	100.00		100.00
V% at 400F	100.00		100.00
V% at 500F	100.00		100.00
V% at 650F	100.00		100.00

Tabla 5.8.38 Planta TAME (bloque TAME).

Propiedad	MTBE
RateV	3,847.96
RateW	997.19
SG	0.7400
API	59.72
Oxygen	18.20
RVP	9.00
RON	118.00
MON	100.00
R+M/2	109.00
Benzene	1.00E-06
V% at 150F	100.00
V% at 200F	100.00
V% at 300F	100.00
V% at 400F	100.00
V% at 500F	100.00
V% at 650F	100.00

Tabla 5.8.39 Planta MTBE (bloque MTBE).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Alkylate
RateV	8,364.42
RateW	2,055.97
SG	0.7019
API	70.10
RVP	6.50
RON	97.00
MON	95.00
R+M/2	96.00
V% at 200F	40.00
V% at 300F	100.00
V% at 400F	100.00
V% at 500F	100.00
V% at 650F	100.00

Tabla 5.8.40 Planta de Alquilación (bloque ALKY).

Propiedad	Mez. de alim.	DHTNaph	DHTKero	DHTDist
RateV	72,050.65	2,270.18	31,789.52	37,379.02
RateW	20,799.62	603.19	8,752.47	10,833.11
SG	0.8243	0.7587	0.7862	0.8276
API	40.15	55.00	48.48	39.48
VABP	472.51			
Sulfur	0.7879		2.26E-02	4.07E-02
RVP		2.00		
Flash Pt	17.64		180.00	245.00
RON		65.00		
MON		60.00		
R+M/2		62.50		
Naphthenes	6.0419	18.00		
Aromatics	13.47	12.00	5.1765	7.2471
Smoke Pt			27.78	
Freeze Pt			-30.00	10.00
Pour Pt			-40.00	20.00
Cetane			64.11	67.96
CS at 122F			1.30	3.50
CS at 210F			0.75	1.60
Nitrogen	1.08E-02			
Nickel	1.06E-03			
Vanadium	2.53E-03			
Concarbon	1.18E-03			
Property A		454.38	0.6384	
V% at 150F	3.3218			
V% at 200F	5.1672	40.00		
V% at 300F	8.8581	70.00	13.88	
V% at 400F	26.71	100.00	41.84	
V% at 500F	55.90	100.00	87.57	
V% at 650F	95.58	100.00	100.00	87.79

Tabla 5.8.41 Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios U-700-I y II, U-800-I y II (bloque U700,800).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	HTLNaph	HTHNaph
RateV	57,359.59	14,694.57	41,918.57
RateW	14,579.14	3,602.23	10,963.77
SG	0.7258	0.7000	0.7469
API	63.46	70.64	57.96
Sulfur	4.88E-02		
RVP	3.2086	8.00	4.00
RON	46.87	65.00	46.87
MON	55.19	60.00	55.19
R+M/2	51.03	62.50	51.03
Naphthenes	21.11	5.2766	21.11
Aromatics	9.1307	2.2827	9.1307
Nitrogen	2.82E-04		
Property A	17.34	0.4496	
V% at 150F	27.92	62.10	
V% at 200F	44.96	100.00	1.42E-14
V% at 300F	77.14	100.00	58.46
V% at 400F	100.00	100.00	100.00
V% at 500F	100.00	100.00	100.00
V% at 650F	100.00	100.00	100.00

Tabla 5.8.42 Plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolina U-400-I y II (bloque U-400-IyII).

Propiedad	Mez. de alim.	Reformate
RateV	41,918.57	32,239.83
RateW	10,963.77	9,520.01
SG	0.7469	0.8432
API	57.96	36.31
RVP	4.00	7.00
RON	46.87	100.00
MON	55.19	85.00
R+M/2	51.03	92.50
Naphthenes	21.11	
Aromatics	9.1307	64.00
Benzene		1.60
V% at 200F	1.42E-14	1.42E-14
V% at 300F	58.46	58.46
V% at 400F	100.00	100.00
V% at 500F	100.00	100.00
V% at 650F	100.00	100.00

Tabla 5.8.43 Plantas Reformadoras de Gasolina U-500-I y II (bloque U500-IyII).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	HDDNaph	HDDDist
RateV	27,564.40	512.04	26,921.27
RateW	8,002.87	136.05	7,752.72
SG	0.8291	0.7587	0.8223
API	39.18	55.00	40.57
VABP	478.84		
Sulfur	0.7126		4.56E-02
RVP		2.00	
Flash Pt	168.05		168.05
RON		65.00	
MON		60.00	
R+M/2		62.50	
Naphthenes	5.0851	18.00	
Aromatics	16.49	12.00	11.21
Pour Pt	-4.7153		-4.7153
Cetane	48.24		50.83
Aniline Pt	144.56		
CS at 122F	1.9889		1.9889
CS at 210F	1.1441		1.1441
Nitrogen	9.31E-03		
Nickel	6.42E-04		
Vanadium	1.54E-03		
Concarbon	7.18E-04		
Property A		332.09	
V% at 200F		40.00	
V% at 300F		70.00	
V% at 400F	21.49	100.00	21.49
V% at 500F	62.57	100.00	62.57
V% at 650F	97.30	100.00	97.30

Tabla 5.8.44 Planta de Hidrodesulfuración de Diesel Profunda (bloque HDD-5).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	Mez. de alim.	RHCLN	RHCHN	RHCDiesel	RHCGasOil	RHCBott
RateV	38,508.20	1,596.99	3,103.72	9,718.90	15,030.15	10,233.83
RateW	13,905.67	383.23	871.38	2,963.72	4,871.43	3,583.89
SG	1.0312	0.6852	0.8017	0.8708	0.9255	1.0000
API	5.73	75.00	45.00	31.00	21.39	10.00
VABP		138.46	290.00		850.00	
Sulfur	3.7854			4.54E-04	7.57E-04	1.51E-03
RVP		9.00	4.00			
Flash Pt				255.00		
RON		75.00	80.00			
MON		70.00	75.00			
R+M/2		72.50	77.50			
Naphthenes			18.00			
Aromatics			12.00	10.00		
Pour Pt				-10.00		
Cetane				46.56		
CS at 122F				5.30		
CS at 210F				2.00		2,144.23
Nitrogen	0.3912				0.1174	
Nickel	87.50					
Vanadium	267.11					
C5 Insol	16.16					
Concarbon	17.92				1.00	
V% at 150F		70.00				
V% at 200F			20.00			
V% at 300F		100.00	65.00			
V% at 400F		100.00	90.00	10.00		
V% at 500F		100.00	100.00	48.00		
V% at 650F		100.00	100.00	90.00		

Tabla 5.8.45 Planta de Hidrodesulfuración de Residuales (bloque H-OIL).

Propiedad	Mez. de alim.	Isomerase
RateV	13,665.95	13,477.66
RateW	3,350.07	3,255.60
SG	0.7000	0.6898
API	70.64	73.64
RVP	8.00	10.16
RON	65.00	89.00
MON	60.00	87.00
R+M/2	62.50	88.00
Naphthenes	5.2766	
Aromatics	2.2827	
Property A	0.4496	
V% at 150F	62.10	50.00
V% at 200F	100.00	80.00
V% at 300F	100.00	100.00
V% at 400F	100.00	100.00
V% at 500F	100.00	100.00
V% at 650F	100.00	100.00

Tabla 5.8.46 Planta de Isomerización de Pentanos (bloque ISOMC5).

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Producto	Flujo volumétrico (BPD)	Flujo másico (klb/d)
Hidrógeno		-0.3545
Gas combustible		6.260
I-Butano	1,468	289.47
N-Butano	-1,443	-295.38

Tabla 5.8.47 Planta Isomerizadora de Butanos (bloque ISOMC4).

Propiedad	Sulfur
RateV	1.74E-17
RateW	608.21
SG	1.00E+20
API	-131.50

Tabla 5.8.48 Plantas Recuperadora de Azufre No. 1, 3, 4 y 5 (bloque AZUFRE).

Propiedad	C3U	C3S	IC4	NC4	IC4U	C4U
RateV	8,728.10	5,171.67	3,191.35	4,479.05	3.4066	271.30
RateW	1,595.53	919.50	629.33	916.67	0.7163	57.96
SG	0.5220	0.5077	0.5631	0.5844	0.6004	0.6100
API	139.57	147.21	119.79	110.63	104.18	100.47
RVP			71.00	52.00	64.00	50.00
RON			93.00	93.00	98.00	98.00
MON			92.00	92.00	95.00	92.00
R+M/2			92.50	92.50	96.50	95.00
Olefins	100.00				100.00	100.00
Benzene	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06

Tabla 5.8.49 Pool de componentes ligeros.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN DE LA REFINERÍA USANDO PETROPLAN

Propiedad	PMAGNA	PREMIUM	PMAGNOXIGD	TURBOSINA	PDIESBS	PEMEXDIESE	COMBUSTÓP
RateV	20,221.32	70,703.81	34,999.87	22,252.66	24,523.71	42,884.34	59,966.12
RateW	5,429.23	19,352.69	9,024.04	6,126.73	7,002.42	12,389.99	21,111.54
SG	0.7667	0.7816	0.7362	0.7862	0.8154	0.8250	1.0053
API	53.06	49.54	60.69	48.48	42.04	40.01	9.25
Sulfur	0.1000	3.36E-02	2.28E-02	2.26E-02	3.00E-02	4.31E-02	3.9986
Oxygen		1.5542	1.0000				
RVP	7.5968		9.0447				
Flash Pt				180.00	189.22	189.99	
RON	93.22		90.90				
MON	80.78		83.10				
R+M/2	87.00	93.00	87.00				
Olefins	32.07	8.4131	10.00				9.3908
Naphthenes			1.2933				
Aromatics	21.24	32.00	14.47	5.1765	7.7250	9.1890	7.3883
Benzene	1.0635	0.9827	0.4575				3.81E-02
Smoke Pt				27.78			
Freeze Pt				-29.99			
Pour Pt				-40.00	-5.7503	9.7303	
Cetane				64.11	59.79	59.57	
CS at 122F				1.3000	2.1092	2.6150	
CS at 210F				0.7500	1.1056	1.3498	
Nitrogen							0.2748
Nickel							31.26
Vanadium							95.42
C5 Insol							5.4443
Concarbon							13.79
Property A			5.9237	0.6384	0.2483		
V% at 150F	35.63						
V% at 200F	52.46						
V% at 300F	72.96			13.88	5.3959		
V% at 400F	96.02			41.84	22.64	10.53	
V% at 500F	100.00			87.57	54.85	30.65	
V% at 650F	100.00			100.00	95.09	92.45	

Tabla 5.8.50 Productos finales (bloque LP Blender).

En este capítulo se explicó la manera en que se llevó a cabo la simulación de la refinería Miguel Hidalgo y se presentaron los resultados obtenidos. El programa PetroPlan nos permitió conocer los rendimientos de los productos finales de la refinería y el consumo de los servicios auxiliares. También nos muestra las propiedades de cada una de las corrientes producidas, las cuales son utilizadas para la elaboración de las mezclas de los productos finales para cumplir con las especificaciones introducidas por el usuario. Mediante la optimización se modificaron los parámetros de las unidades de proceso para poder maximizar la utilidad. En el siguiente capítulo se analizan los resultados obtenidos para conocer las plantas cuyos parámetros al ser modificados nos permiten incrementar la utilidad de la refinería.

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los submodelos que emplea PetroPlan para calcular los rendimientos y las propiedades de los productos se basan en ecuaciones que son resultado de correlaciones de conjuntos de datos, y el consumo de servicios auxiliares y catalizadores y químicos se basa en datos de la literatura que son función de la alimentación de cada equipo. Las características de estas correlaciones son adecuadas para estudios económicos preliminares y para ser incorporadas en un modelo de computadora de una refinería para su simulación o para la optimización mediante programación lineal.

En este trabajo se realizaron tres corridas de la simulación de la refinería de Tula. Con la primera corrida (caso base) se pudieron comparar los resultados con los otorgados por la refinería Miguel Hidalgo, lo cual se muestra en la Tabla 6.1. Se comparó el rendimiento (porcentaje en volumen) de cada producto obtenido en cada planta con los rendimientos promedio diarios de un mes de la refinería de Tula (Julio 2004), obteniéndose errores de un máximo del 12.01%, exceptuando la planta Hidrodesulfuradora de Residuales. La planta Hidrodesulfuradora de Residuales presentó un problema debido a que el submodelo correspondiente sólo maneja conversiones entre un 59.4 y 90% aproximadamente, y la unidad Hidrodesulfuradora de Residuales de la refinería de Tula tiene un nivel de conversión del 52%, por lo que se tuvo que utilizar la mínima conversión permitida.

El programa PetroPlan cuenta con un bloque que optimiza las mezclas finales de los productos; no obstante, para conocer la utilidad de operación de la refinería de Tula, se limitaron las cantidades de los componentes de las mezclas finales para poder obtener aproximadamente la misma cantidad de productos que se reporta en la refinería. A pesar de esta corrección, se obtuvo un error alto (19.16%) en cuanto a la producción de PEMEX Magna, debido a que PetroPlan optimiza maximizando la producción de los productos de un costo mayor, en este caso gasolina Premium y Magna Oxigenada, reduciendo la producción de la gasolina PEMEX Magna (Tabla 6.2).

Para conocer la utilidad de operación que se tendría optimizando las mezclas de los productos finales, adicionalmente se hizo otra corrida sin limitar la cantidad de las corrientes que forman los productos finales, obteniéndose los siguientes resultados.

REFINERÍA			SIMULACIÓN		
Productos Finales	Flujo (BPD)	%	Flujo (BPD)	%	% error
PEMEX MAGNA	47,946.339	16.76%	43,744.652	15.79%	5.80%
PREMIUM	10,030.283	3.51%	38,407.432	13.86%	-295.35%
PEMEX MAGNA OXIGENADA	59,390.608	20.76%	34,055.482	12.29%	40.80%
TURBOSINA	24,048.176	8.41%	23,627.253	8.53%	-1.44%
PEMEX DIESEL	21,400.569	7.48%	20,772.119	7.50%	-0.21%
COMBUSTÓLEO PESADO	81,711.500	28.56%	75,010.157	27.07%	5.22%
PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE	41,533.345	14.52%	41,449.262	14.96%	-3.04%
Total	286,060.819	100.00%	277,066.357	100.00%	3.14%

Tabla 6.3 Comparación de los rendimientos de los productos finales de la refinería (promedio diario obtenido en Julio de 2005) con los obtenidos con la optimización de las mezclas de los productos finales.

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error	
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%		
Primaria I	PRIM /VAC	CDU	10046	Gas amargo Dest. Prim.(m ³)	63,000.81						
			11114	Gas licuado amargo	1,637.58						
Pta. Estab. I			12002	Gasolina Primaria	14,501.23	4.87%					
			12021	Gna. Estabilizada	50,931.10	17.09%					
Primaria II				14002	Kerosina ligera	35,861.74	12.03%	Gna.PrimEst	66,583.92	22.48%	-2.37%
			14011	Kerosina pesada primaria	23,790.26	7.98%	Ker. Ligera	36,720.50	12.40%	-3.00%	
Pta. Estab. II			15001	Gasóleo ligero	33,280.94	11.17%	Ker. Pesada	24,010.94	8.11%	-1.53%	
			15010	Gasóleo pesado	20,977.81	7.04%	GasóleoLig	31,307.43	10.57%	5.37%	
			16002	Residuo primario			GasóleoPes	21,978.54	7.42%	-5.39%	
Pta. Dest. de Vacío I			15003	Gasóleo ligero de vacío	19,603.16	6.58%	GOLV	21,181.32	7.15%	-8.69%	
			15012	Gasóleo pesado de vacío	27,776.68	9.32%	GOPV	25,601.04	8.64%	7.28%	
Pta. Dest. de Vacío II			16003	Residuo de vacío	71,256.42	23.91%	ResidVac	68,832.93	23.24%	2.83%	
							297,979.32	100.00%		296,216.63	100.00%
Pta. Reductora de Viscosidad			RED.VIS COSIDAD	visbrkr	10043	Gas amargo de reductora (m ³)	39,446.26		VBLNaph	369.28	
	12008	Gasolina de reductora			1,123.32	5.11%	VBHvyNaph	776.12			
								1,145.39	5.10%	0.24%	
	15033	Gasóleo de reductora			3,172.48	14.44%	VBDistt	2,557.31			
	16006	Residuo de reductora			17,671.55	80.44%	VBVGO	682.87			
								3,240.18	14.43%	0.07%	
					21,967.35	100.00%		18,066.65	80.47%	-0.03%	
								22,452.23	100.00%	-2.21%	

Tabla 6.1 Comparación de los porcentajes de los productos obtenidos en la simulación con los de la refinería de Tula (promedio diario del mes de Julio de 2004).

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%	
Hidro de Gasóleos de Vacío	HDGASÓLEOS	goht	12018	Gna. Hidro. Gasóleos	87.45	0.44%	LtNap	0.39		
				Gasóleos Hidro Gasóleos	531.65	2.68%	HvNap	77.61		
				Gasóleos de vacío desulf.	19,237.19	96.88%	Distillate	1,842.30	9.82%	5.59%
				Gasóleos Hidro Gasóleos (0)	0.00	0.00%	HTGasOil	16,838.31	89.76%	
					19,768.84	99.56%		18,680.61	99.58%	-0.02%
					19,856.29	199.56%		18,758.61	100.00%	5.53%
FCC-I	FCC-IYII	fcc-x3	10031	Sulfhídrico Desint Cat (m ³)	79,582.55		Propylene	6,309.00		
Depentanizadora II			11021	Propano-Propileno	7451.84	9.01%	Propane	1,406.00	9.96%	-10.57%
			11081	Butano-Butileno	11,891.23	14.37%	IC4,NC4,IC4U,C4U	11,007.00	14.21%	1.14%
			12058	Pentano	9,019.13	10.90%	FCCC5	8,729.96	11.27%	-3.38%
			12005	Gna. Catalítica	48,091.68					
FCC-II			13002	Nafta Desint. Catalítica	1,576.00		FCCLN	19,697.17		
			12022	Gna. Depentanizada	38,217.06	48.09%	FCCHN	17,831.47		
Depentanizadora I			15030	Aceite cíclico ligero	11,034.90	13.34%	LCO	9,339.12	12.05%	9.61%
			16007	Residuo de catalítica	3,560.10	4.30%	SlurryOil	3,161.90	4.08%	5.15%
							Coke (klb)	1,380.41		
					82,750.26	100.00%		77,481.63	100.00%	6.37%
Hidrosulfuradora de Gasolinas No. 1 (U-400-I)	U-400-IYII	nht_2prd	11112	Gas Lic. De Hidr-Gna	2,007.23					
Hidrosulfuradora de Gasolinas No. 2 (U-400-II)			12016	Gna. Desulfurada	52,385.19	83.55%	HTHNaph	50,194.45	83.75%	-0.24%
			12061	Pentanos-Hexanos	10,314.77	16.45%	HTLNaph	9,738.22	16.25%	1.23%
					62,699.97	100.00%		59,932.67	100.00%	4.41%

Continuación Tabla 6.1

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%	
Reformadora de Gasolinas No. 1 (U-500-I)	U-500-IYII	reform-x	11113	Gas Licuado de Refor.	899.00		Hidrógeno (klb)	265.65		-9.77%
Reformadora de Gasolinas No. 2 (U-500-II)			10002	Hidrógeno (m ³)	1,288,351.13		Hidrógeno (m ³)	1,414,195.30		
			12010	Gna. Reformada	44,306.68		Reformate	40,463.43		
Hidrodeshulfuradora de Destilados Intermedios No. 1 (U-700-I)	U700,800	dht_3prd	13005	Nafta Desin Cat Desulf	2,062.87		DHTNaph	2,865.89	3.71%	12.01%
Hidrodeshulfuradora de Destilados Intermedios No. 3 (U-700-II)			12017	Gasolina Hidro-Kerosina	556.61					
			12018	Gasolina Hidro-Gasóleos	421.61					
Hidrodeshulfuradora de Destilados Intermedios No. 2 (U-800-I)			12016	Gna. desulfurada (0)	0.00					
			12001	Gna. Intermedia (0)	0.00					
Hidrodeshulfuradora de Dest. Int. No. 4 (U-800-II)					3,041.10	4.21%				
					34,416.45	47.67%				
			178.39							
			34,566.03							
			34,744.42	48.12%						
			72,201.97	100.00%						
Hidrodeshulfuración Profunda (HDD-5)	HDD-5	dht	10032	Gas amargo	8,718.55		HDDNaph	480.83	2.33%	2.99%
			12018	Gna. Hidro-Gasóleos	460.65	2.40%				
			15022	Gasóleo Desulfurado F/Esp. (0)	0.00	0.00%	HDDDist	20,161.09	97.67%	-0.07%
			15024	Gasóleo Desulfurado	18,723.13	97.60%				
					19,183.77	100.00%				
			20,641.93							
Pta. Generadora de Hidrógeno	PTA.G. HIDR	hydrogen	10003	Hidrógeno de Generadora de Hidrógeno (m ³)	1,856,279.61		Hidrógeno (klb)	326.73		6.30%
							Hidrógeno (m ³)	1,739,380.24		

Continuación Tabla 6.1

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error				
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%					
Pta. Hidrodesulfuradora de Residuales	H-OIL	resid_hc	10033	Gas amargo	100,195.04	6.21%	RHCLN	898.77	2.54%	-38.57%				
			11115	Gas licuado (0)	0.00			RHCHN	2,142.38		6.07%			
12011			Gasolina	2,175.29	RHCDiesel		3,041.15	8.61%						
14003			Kerosina pesada	989.516			RHCGasOil	4,663.26	13.20%					
15006			Gasóleo ligero	2,244.61	8,940.60			3,283.13	25.32%					
15015			Gasóleo pesado	3,283.13				13,603.85			908.26			
15016			Gasóleo lig. De vacío	908.26							18,671.98	3,247.00		
15017			Gasóleo pes. De vacío	3,247.00	35,316.98			100.00%	-26.34%					
					16013		Residuo de vacío	22,156.74	63.30%		RHCBott	18,671.98	52.87%	16.47%
								35,004.55	100.00%			35,316.98	100.00%	-0.89%
Planta TAME	TAME	tame-x	12080	Rafinado de TAME	7,079.74	73.73%	Naphtha	6,709.29	73.27%	0.61%				
			51061	TAME	2,522.81	26.27%	TAME	2,447.04	26.73%	-1.72%				
					9,602.55	100.00%		9,156.33	100.00%	4.65%				
Planta MTBE	MTBE	mtbe-x1	11122	Rafinado de MTBE	9,317.42		MTBE	2,173.35		-3.76%				
			51060	MTBE	2,094.52									
					11,411.94									
Planta de Alquilación	ALQUILACIÓN	alky	11006	Propano	50.26		Alkylate	6,885.82		11.01%				
			11065	Butano	833.94									
			12065	Alquilado ligero	7,738.13									
					8,622.32									

Continuación Tabla 6.1

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%	
Isom. de Butanos	ISOMC4	c4isom-x	11052	Isobutano	1,123.55		Isobutane	1,210.00		-7.69%
			12082	Pentanos	28.39					
					1,151.94					
Pta. Isomerizadora	ISOMC5	c5c6isom	12081	Gna. Isomerizada	9,572.26		Isomerate	8,926.17		6.75%
Azufre I	AZUFRE	sulfur	51008	Azufre (Ton)	208.20		Sulfur (klb)	510.78		-11.28%
Azufre III							Sulfur (Ton)	231.69		
Azufre IV										
Azufre V										

Continuación Tabla 6.1

REFINERÍA			SIMULACIÓN			
Productos Finales	Flujo (BPD)	%	Productos Finales	Flujo (BPD)	%	% error
PEMEX MAGNA	47,946.339	16.76%	PMAGNA	37,540.289	13.55%	19.16%
PREMIUM	10,030.283	3.51%	PREMIUM	10,853.807	3.92%	-11.72%
PEMEX MAGNA OXIGENADA	59,390.608	20.76%	PMAGNOXI	67,813.470	24.48%	-17.89%
TURBOSINA	24,048.176	8.41%	TURBOSIN	23,627.253	8.53%	-1.44%
PEMEX DIESEL	21,400.569	7.48%	PEMEXDIE	20,772.119	7.50%	-0.21%
COMBUSTÓLEO PESADO	81,711.500	28.56%	COMBUSTO	75,010.157	27.07%	5.22%
PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE	41,533.345	14.52%	PDIESBS	41,449.262	14.96%	-3.04%
	286,060.819	100.00%		277,066.357	100.00%	3.14%

Tabla 6.2 Comparación de los rendimientos de los productos finales (con respecto al promedio diario obtenido en la refinería en Julio de 2005).

Como se puede observar en esta tabla (Tabla 6.3), la diferencia más grande se encuentra en la producción de gasolina Premium, debido a que se trata de maximizar la producción de gasolina Premium ya que tiene un mayor costo con respecto a los demás productos, disminuyendo la cantidad producida de gasolina PEMEX Magna y PEMEX Magna Oxigenada. Cabe mencionar que en la refinería de Tula no se cuenta con un sistema de mezclado en línea que permita optimizar las mezclas de los productos finales, por lo que es recomendable implementar este tipo de sistemas para llevar a cabo de manera adecuada y más eficiente el mezclado de los productos finales y así lograr un mayor aprovechamiento de las corrientes de la refinería, aumentando su rentabilidad.

En el tercer caso se llevó a cabo una optimización, dando valores mínimos y máximos a los parámetros de las plantas de la refinería. Durante la optimización, PetroPlan también calcula valores incentivos de estos parámetros, que significa el incremento que tendría la utilidad si el valor del parámetro se modifica en una unidad. En este caso se encontró que el valor incentivo más alto fue con respecto a la conversión de las plantas FCC. El valor que se le había dado fue de una conversión del 80%, mientras que en la optimización se le dio el valor máximo que se había introducido, 85%, teniendo un valor incentivo de US\$ 75,011.47, por lo que se puede decir que la planta FCC es una planta crítica determinante en la rentabilidad de la refinería. Esto se debe a que de la planta FCC se obtiene gasolina que se utiliza para formar las mezclas de las gasolinas Premium, Magna y Magna Oxigenada. Además los pentanos que se obtienen de esta planta se utilizan para producir TAME, que es un compuesto oxigenado que se agrega a las gasolinas para aumentar su octanaje; también los butanos-butilenos obtenidos en la planta FCC se utilizan para producir MTBE y alquilado que también componen las mezclas de gasolinas y aumentan su octanaje. Esto nos lleva a recomendar el estudio de esta planta para mejorar su funcionamiento y lograr una mayor conversión.

Otra planta que nos dio un valor incentivo alto fue la planta Reformadora de Gasolinas (US\$ 66,605.36), incrementando la severidad (RON del producto) durante la optimización hasta 100, por lo que también se debe considerar la modernización de esta planta, o tal vez hacer uso de otras tecnologías que nos permitan obtener gasolinas de mayor octanaje. Para la planta Reductora de Viscosidad se calculó un valor incentivo de US\$ 19,030.19, aumentando el valor de la conversión durante la optimización de 5.25 a 15%, esto debido a que las gasolinas y el gasóleo que se obtiene de esta unidad se alimentan a la planta FCC, por lo que con una mayor conversión se tendría una mayor cantidad de alimentación a dicha planta.

La planta H-Oil es otra planta importante que también requiere de una mejora en su funcionamiento para aumentar su conversión, ya que la utilidad optimizada consideró una conversión del 80%, conversión que no se alcanza en la planta H-Oil de la refinería de Tula. Esta unidad nos da un valor incentivo de US\$ 4,333.165, que no es tan alto como el de la planta FCC pero también representaría un aumento en la rentabilidad de la refinería.

Otros parámetros que se modificaron durante la optimización para incrementar la utilidad, fueron la conversión de las plantas TAME y MTBE, y el aumento en la temperatura de corte de la nafta ligera de la unidad Hidrodesulfuradora de Gasolinas, corriente que alimenta la planta Isomerizadora de Pentanos/Hexanos, obteniendo así

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error	
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%		
Primaria I	PRIM /VAC	CDU	10046	Gas amargo Dest. Prim.(m ³)	63,000.81						
			11114	Gas licuado amargo	1,637.58						
Pta. Estab. I			12002	Gasolina Primaria	14,501.23	4.87%					
			12021	Gna. Estabilizada	50,931.10	17.09%					
Primaria II						65,432.32	21.96%	Gna.PrimEst	63,414.32	21.41%	2.51%
			14002	Kerosina ligera	35,861.74	12.03%	Ker. Ligera	39,890.11	13.47%	-11.89%	
			14011	Kerosina pesada primaria	23,790.26	7.98%	Ker. Pesada	24,010.94	8.11%	-1.53%	
			15001	Gasóleo ligero	33,280.94	11.17%	GasóleoLig	28,923.51	9.76%	12.58%	
Pta. Estab. II			15010	Gasóleo pesado	20,977.81	7.04%	GasóleoPes	23,917.46	8.07%	-14.69%	
			16002	Residuo primario							
Pta. Dest. de Vacío I			15003	Gasóleo ligero de vacío	19,603.16	6.58%	GOLV	23,635.57	7.98%	-21.29%	
			15012	Gasóleo pesado de vacío	27,776.68	9.32%	GOPV	25,256.71	8.53%	8.53%	
Pta. Dest. de Vacío II			16003	Residuo de vacío	71,256.42	23.91%	ResidVac	67,168.00	22.68%	5.18%	
						297,979.32	100.00%		296,216.63	100.00%	0.59%
Pta. Reductora de Viscosidad	RED. VISCOSIDAD	visbrkr	10043	Gas amargo de reductora (m ³)	39,446.26		VBLNaph	1,110.60			
			12008	Gasolina de reductora	1,123.32	5.11%	VBHvyNaph	2,334.18			
									3,444.78	13.92%	-172.21%
			15033	Gasóleo de reductora	3,172.48	14.44%	VBDistt	7,691.10			
			16006	Residuo de reductora	17,671.55	80.44%	VBVGO	2,053.74			
							9,744.84	39.38%	-172.67%		
								11,557.38	46.70%	41.94%	
								24,747.00	100.00%	-12.65%	

Tabla 6.4 Comparación de los rendimientos obtenidos en cada planta con la optimización, con los de la refinería de Tula (promedio diario del mes de Julio de 2004).

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%	
Hidro de Gasóleos de Vacío	HDGASÓ LEOS	goht	12018	Gna. Hidro. Gasóleos	87.45	0.44%	LtNap	0.33		
			15022	Gasóleos Hidro Gasóleos	531.65	2.68%	HvNap	66.20		
			15043	Gasóleos de vacío desulf.	19,237.19	96.88%	Distillate	1,567.51	9.82%	
			15024	Gasóleos Hidro Gasóleos (0)	0.00	0.00%	HTGasOil	14,320.56	89.76%	
					19,768.84	99.56%		15,888.07	99.58%	-0.02%
					19,856.29	199.56%		15,954.61	100.00%	19.65%
FCC-I	FCC-IYII	fcc-x3	10031	Sulfhídrico Desint Cat (m ³)	79,582.55		Propylene	8,451.00		
Depentanizadora II			11021	Propano-Propileno	7451.84	9.01%	Propane	1,884.00	11.53%	-28.09%
			11081	Butano-Butileno	11,891.23	14.37%	IC4,NC4,IC4U,C4U	13,878.00	15.49%	-7.79%
			12058	Pentano	9,019.13	10.90%	FCC5	11,174.87	12.47%	-14.43%
			12005	Gna. Catalítica	48,091.68					
FCC-II			13002	Nafta Desint. Catalítica	1,576.00		FCCLN	9,504.62		
			12022	Gna. Depentanizada	38,217.06	48.09%	FCCHN	33,973.04		
			15030	Aceite cíclico ligero	11,034.90	13.34%	LCO	8,387.33	9.36%	29.80%
Depentanizadora I			16007	Residuo de catalítica	3,560.10	4.30%	SlurryOil	2,345.70	2.62%	39.15%
					82,750.26	100.00%	Coke (klb)	1,718.45		
					89,598.56	100.00%	-8.28%			
Hidrosulfuradora de Gasolinas No. 1 (U-400-I)	U-400-IYII	nht_2prd	11112	Gas Lic. De Hidr-Gna	2,007.23					
Hidrosulfuradora de Gasolinas No. 2 (U-400-II)			12016	Gna. Desulfurada	52,385.19	83.55%	HTHNaph	41,918.57	74.04%	11.38%
			12061	Pentanos-Hexanos	10,314.77	16.45%	HTLNaph	14,694.57	25.96%	-57.78%
					62,699.97	100.00%		56,613.14	100.00%	9.71%

Continuación Tabla 6.4

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA	SIMULACIÓN		REFINERÍA				SIMULACIÓN			% de error			
	Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)		%		
Reformadora de Gasolinas No. 1 (U-500-I)	U-500-IYII	reform-x	11113	Gas Licuado de Refor.	899.00			Hidrógeno (klb)	205.08		15.26% 27.23%		
Reformadora de Gasolinas No. 2 (U-500-II)			10002	Hidrógeno (m ³)	1,288,351.13			Hidrógeno (m ³)	1,091,760.17				
			12010	Gna. Reformada	44,306.68			Reformate	32,239.83				
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 1 (U-700-I)	U700,800	dht_3prd	13005	Nafta Desin Cat Desulf	2,062.87						24.55% 6.65% -8.73% 1.06%		
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 3 (U-700-II)			12017	Gasolina Hidro-Kerosina	556.61								
			12018	Gasolina Hidro-Gasóleos	421.61								
Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No. 2 (U-800-I)			12016	Gna. desulfurada (0)	0.00								
			12001	Gna. Intermedia (0)	0.00			3,041.10	4.21%	DHTNaph		2,270.18	3.18%
Hidrodesulfuradora de Dest. Int. No. 4 (U-800-II)			14015	Kerosina Lig. Desulfurada	34,416.45	47.67%				DHTKero		31,789.52	44.50%
			15022	Gasóleo Desulfurado F/Esp.	178.39								
			15024	Gasóleo Desulfurado	34,566.03								
						34,744.42	48.12%	DHTDist	37,379.02	52.32%			
						72,201.97	100.00%		71,438.71	100.00%			
Hidrodesulfuración Profunda (HDD-5)	HDD-5	dht	10032	Gas amargo	8,718.55						22.27% -0.55% -43.00%		
			12018	Gna. Hidro-Gasóleos	460.65	2.40%		HDDNaph	512.04	1.87%			
			15022	Gasóleo Desulfurado F/Esp. (0)	0.00	0.00%							
			15024	Gasóleo Desulfurado	18,723.13	97.60%		HDDDist	26,921.27	98.13%			
									19,183.77	100.00%			
Pta. Generadora de Hidrógeno	PTA.G. HIDR	hydrogen	10003	Hidrógeno de Generadora de Hidrógeno (m ³)	1,856,279.61			Hidrógeno (klb)	480.80		-37.89%		
								Hidrógeno (m ³)	2,559,584.41				

Continuación Tabla 6.4

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

REFINERÍA	SIMULACIÓN		REFINERÍA				SIMULACIÓN			% de error		
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%			
Pta. Hidrodesulfuradora de Residuales	H-OIL	resid_hc	10033	Gas amargo	100,195.04							
			11115	Gas licuado (0)	0.00							
12011			Gasolina	2,175.29	6.21%	RHCLN	1,596.99	4.02%				
14003			Kerosina pesada	989.516		RHCHN	3,103.72	7.82%				
15006			Gasóleo ligero	2,244.61			4,700.71	11.85%			-90.62%	
15015			Gasóleo pesado	3,283.13		RHCDiesel	9,718.90	24.49%				
15016			Gasóleo lig. de vacío	908.26								
15017			Gasóleo pes. de vacío	3,247.00		RHCGasOil	15,030.15	37.87%				
							10,672.52	30.49%		24,749.05	62.37%	-104.55%
					16013	Residuo de vacío	22,156.74	63.30%	RHCBott	10,233.83	25.79%	59.26%
					35,004.55	100.00%		39,683.59	100.00%	-13.37%		
Planta TAME	TAME	tame-x	12080	Rafinado de TAME	7,079.74	73.73%	Naphtha	8,284.00	70.29%	4.66%		
			51061	TAME	2,522.81	26.27%	TAME	3,500.87	29.71%	-13.07%		
					9,602.55	100.00%		11,784.87	100.00%	-22.73%		
Planta MTBE	MTBE	mtbe-x1	11122	Rafinado de MTBE	9,317.42							
			51060	MTBE	2,094.52		MTBE	3,847.96		-83.72%		
					11,411.94							
Planta de Alquilación	ALQUILACIÓN	alky	11006	Propano	50.26							
			11065	Butano	833.94							
			12065	Alquilado ligero	7,738.13		Alkylate	8,364.42		-8.09%		
					8,622.32							

Continuación Tabla 6.4

REFINERÍA		SIMULACIÓN		REFINERÍA			SIMULACIÓN			% de error
Planta	Unidad	Submodelo	Clave	Productos	Flujo (BPD)	%	Productos	Flujo (BPD)	%	
Isom. de Butanos	ISOMC4	c4isom-x	11052	Isobutano	1,123.55		Isobutane	1,468.00		-30.66%
			12082	Pentanos	28.39					
					1,151.94					
Pta. Isomerizadora	ISOMC5	c5c6isom	12081	Gna. Isomerizada	9,572.26		Isomerate	13,477.66		-40.80%
Azufre I	AZUFRE	sulfur	51008	Azufre (Ton)	208.20		Sulfur (klb)	608.21		-32.51%
Azufre III							Sulfur (Ton)	275.88		
Azufre IV										
Azufre V										

Continuación Tabla 6.4

REFINERÍA			SIMULACIÓN			
Productos Finales	Flujo (BPD)	%	Productos Finales	Flujo (BPD)	%	% error
PEMEX MAGNA	47,946.339	16.76%	PMAGNA	20,221.316	7.34%	56.22%
PREMIUM	10,030.283	3.51%	PREMIUM	70,703.808	25.66%	-631.79%
PEMEX MAGNA OXIGENADA	59,390.608	20.76%	PMAGNOXI	34,999.869	12.70%	38.82%
TURBOSINA	24,048.176	8.41%	TURBOSIN	22,252.661	8.08%	3.94%
PEMEX DIESEL	21,400.569	7.48%	PEMEXDIE	42,884.339	15.56%	-108.03%
COMBUSTÓLEO PESADO	81,711.500	28.56%	COMBUSTO	59,966.120	21.76%	23.81%
PEMEX DIESEL BAJO AZUFRE	41,533.345	14.52%	PDIESBS	24,523.715	8.90%	38.70%
	286,060.819	100.00%		275,551.828	100.00%	3.67%

Tabla 6.5 Comparación de los rendimientos de los productos finales, caso optimización (con respecto al promedio diario obtenido en la refinería en Julio de 2005).

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

mayor cantidad de gasolina isomerizada. Como se puede observar en la Tabla 6.4, las plantas antes mencionadas son las que presentan mayor variación de rendimientos con respecto a la refinería de Tula.

A continuación se presenta una tabla que muestra los valores incentivos mencionados anteriormente.

Unidad	Parámetros		Valor utilizado	Valor optimizado	Mínimo	Máximo	Valor incentivo (US\$)
RED. VISCOSIDAD	Conv	% peso de gas + gasolina	5.25	15.00	5	15	30,973.68
FCC-IYII	- Conv	% peso de conversión (430° F + Coque)	80	85	70	85	75,011.47
Hidrodesulfuradora de Gasolinas, U-400-IYII	LNEP	Temp. final de ebullición de la nafta ligera	150	200	150	200	945.75
Reformadora de Gasolinas, U-500-IYII	- Severity	RON del producto	97.1	100	90	100	66,605.36
H-OIL	Conv	Conversión de 1050+F	59.4	80	40	80	4,333.165
TAME	- Conv	% peso de conversión de olefinas que reaccionan	85	95	65	95	1,462.138
MTBE	- Percent	Controla la fracción del isobutileno disponible que reacciona para formar MTBE	70	98	70	98	3,462.762

Tabla 6.6 Valores incentivos obtenidos de la optimización de la refinería.

En cuanto a la utilidad obtenida, la utilidad calculada por PetroPlan no considera los impuestos, y como pudimos observar en la presentación de los resultados (apartado 5.8), el programa tampoco considera otros gastos como pueden ser sueldos y salarios, mantenimiento, gastos de administración, etc., por lo que para poder obtener un cálculo más preciso de la utilidad, estos gastos pueden ser estimados. A continuación se muestra una tabla que muestra costos de operación en dólares por barril que se procesa, datos proporcionados por la refinería de Tula (Unidad de Ingeniería de Proceso y Gestión del Negocio) de un promedio diario de Abril de 2006.

Costos de operación	DLS/B
Sueldos y Salarios	0.778
Adquisición de materiales	0.320
Conservación y mantenimiento	0.160
Serv. Técnicos pag. a terceros	0.004
Arrendamientos	0.025
Viáticos, gastos de viaje	0.008
Gastos de previsión social	0.275
Otros gastos de operación	0.120
Depreciación	1.037

Tabla 6.7 Costos por barril de crudo procesado.

Los costos administrativos se tomaron como un 15% de la mano de obra (Peters 2003). Debido a que el tratamiento de efluentes tiene un costo considerable y en el programa utilizado no hay un submodelo que represente este proceso, se estimó como 10 centavos

CAPÍTULO VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

de dólar por galón de productos (Gary 2001). De acuerdo a estos datos y tomando en cuenta que se alimentaron 299.92 MBD y se obtienen 277.07 MBD de productos finales, los costos estimados fueron los siguientes.

	MDLS
Alimentaciones	16,800.82
Servicios Auxiliares	783.85
Catalizadores y químicos	389.27
Sueldos y Salarios	233.24
Adquisición de materiales	95.94
Conservación y mantenimiento	47.89
Serv. Técnicos pag. a terceros	1.09
Arrendamientos	7.39
Viáticos, gastos de viaje	2.31
Gastos de previsión social	82.61
Otros gastos de operación	35.99
Autoconsumos	1.37
Costo de capital	12.65
Depreciación	311.07
Costos de ventas	35.99
Costos administrativos	34.99
Tratamiento de efluentes	1,163.68
Total	20,040.15

Tabla 6.8 Costo total del producto.

Por lo tanto, la utilidad de operación diaria (no considerando impuestos) es:

Utilidad de operación	MDLS
Ventas	21,163.56
Costo total del producto	20,040.15
Total	1,123.40

Tabla 6.9 Utilidad de operación diaria de la Refinería Miguel Hidalgo.

lo que nos da una utilidad de 3.75 DLS/B (dólares por barril).

En el caso en el que se optimizaron las mezclas de los productos finales, tomando en cuenta los mismos costos de operación, la utilidad de operación diaria es de:

Utilidad de operación	MDLS
Ventas	21,363.49
Costo total del producto	20,040.15
Total	1,323.34

Tabla 6.10 Utilidad de operación diaria, caso optimización de las mezclas de los productos finales.

lo que nos da una utilidad de 4.41 DLS/B.

En el caso de la optimización los costos estimados se tomaron como un 10% más.

Costos de operación	MDLS
Alimentaciones	16,800.82
Servicios Auxiliares	822.51
Catalizadores y químicos	669.84
Sueldos y Salarios	256.56
Adquisición de materiales	105.53
Conservación y mantenimiento	52.68
Serv. Técnicos pag. a terceros	1.20
Arrendamientos	8.13
Viáticos, gastos de viaje	2.54
Gastos de previsión social	90.87
Otros gastos de operación	39.59
Autoconsumos	1.51
Costo de capital	14.12
Depreciación	342.18
Costos de ventas	39.59
Costos administrativos	38.48
Tratamiento de efluentes	1,280.05
Total	20,566.20

Tabla 6.11 Costo total del producto, caso optimización.

Por lo tanto, la utilidad de operación diaria optimizada es:

Utilidad de operación	MDLS
Ventas	22,768.94
Costo total del producto	20,566.20
Total	2,202.75

Tabla 6.12 Utilidad de operación diaria, caso optimización.

lo que nos da una utilidad de 7.34 DLS/B.

En este capítulo se compararon los resultados obtenidos en la simulación con los de la refinería (promedio diario de Julio de 2004), para comprobar que podemos representar el comportamiento de la refinería con el programa PetroPlan. El problema que presentó el programa fue con respecto a la unidad H-Oil, debido a que la conversión mínima permitida de esta planta no era la correspondiente a la unidad H-Oil de la refinería, y además se tuvo que corregir el costo del catalizador debido a que el calculado por PetroPlan está por debajo del real de la refinería. El consumo de gas combustible también se tuvo que agregar ya que el programa supone el uso solamente de combustóleo. Tomando en cuenta estos costos y los de las alimentaciones, productos y servicios auxiliares calculados por PetroPlan, las utilidades obtenidas en los tres casos que se simularon, caso base (refinería de Tula), optimización de mezclas finales y optimización, fueron las siguientes:

Caso	Utilidad de operación diaria (MDLS)
Base	3,176.95
Sólo con optimización de las mezclas de los prod. fin.	3,376.89
Optimización completa	4,461.65

Tabla 6.13 Utilidad de operación diaria, considerando solo costo de insumos, servicios auxiliares y costo de capital.

La utilidad calculada por PetroPlan no considera algunos costos de operación y gastos administrativos, pero pueden ser estimados a partir de datos de la literatura para obtener un cálculo de la utilidad más preciso. En la tabla siguiente se muestran las utilidades de los tres casos tomando en cuenta además estos costos, así como el valor de la utilidad por barril que se procesa (se alimentaron 299.92 MBD).

Caso	Utilidad de operación diaria (MDLS)	Utilidad de operación diaria (DLS/B)
Base	1,123.38	3.75
Sólo con optimización de las mezclas de los prod. fin.	1,323.31	4.41
Optimización completa	2,202.75	7.34

Tabla 6.14 Utilidad de operación diaria, en miles de dólares y en dólares por barril.

Con respecto al caso base, la utilidad obtenida de la refinería de Tula nos indica que es rentable, ya que con un margen de utilidad entre 2 y 4 dólares por barril es posible recuperar la inversión en poco tiempo y empezar a obtener ganancias. En el caso de la optimización de las mezclas finales, la utilidad por barril aumenta a 4.41, por lo que se recomienda que se implemente un sistema de optimización de mezclado en línea. Por último, la optimización nos permitió conocer las plantas críticas cuya modernización nos permitiría aumentar la rentabilidad de la refinería. Las principales plantas fueron las unidades FCC, Reformadoras de Gasolina, Reductora de Viscosidad y H-Oil. Sin embargo, se requerirían estudios que nos permitan conocer el costo que implicaría hacer estas modernizaciones para saber a partir de cuándo se recuperaría la inversión y se obtendrían las ganancias que nos aportan estas modificaciones.

CAPÍTULO VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Uno de los objetivos de este trabajo fue conocer el uso del sistema PetroPlan, lo cual se logró y se comprobó su eficiencia comparando los resultados obtenidos con los otorgados por la refinería de Tula, obteniéndose errores de un máximo del 12.01% exceptuando la unidad Hidrodesulfuradora de Residuales, debido a que la conversión que presenta esta planta en la refinería es menor al rango permitido del submodelo correspondiente del programa PetroPlan. Otro problema que presentó el programa fue que el cálculo del costo de catalizadores de la planta FCC y de la H-Oil fue bajo con respecto al real de la refinería. Además no se considera el consumo de gas combustible, sólo de combustóleo.

El programa PetroPlan nos permite conocer los flujos y las propiedades de las corrientes que se obtienen en cada planta que integra una refinería, lo que nos permite conocer la cantidad de productos finales que se obtienen. Además estima el consumo de servicios auxiliares, insumos y costo de capital, con lo que calcula la utilidad de operación de la refinería. Sin embargo, para obtener un cálculo más preciso de la utilidad, se pueden estimar los gastos administrativos y gastos de operación como mantenimiento, sueldos, etc.

Considerando los gastos mencionados anteriormente, se concluye que la refinería de Tula es rentable, ya que la utilidad de operación diaria (no considerando impuestos) calculada fue de 1,123.38 MDLS, es decir, 3.75 dólares por barril (se alimentaron 299.92 MBD), por lo que estando entre el rango de 2 y 4 podemos decir que se recupera la inversión en corto tiempo, obteniendo ganancias. Optimizando las mezclas de los productos finales de la refinería, la utilidad diaria es de 1,323.31 MDLS (4.41 DLS/B), por lo que es recomendable que en la refinería se utilice un sistema de mezclado en línea para así poder aumentar su rentabilidad.

La optimización completa de la refinería nos indica que las plantas críticas que deben considerarse para su modernización son principalmente las plantas FCC-I y II, la planta Reformadora de Gasolinas No. 1 y 2 (U-500-I y II), la planta Reductora de Viscosidad, y la planta Hidrodesulfuradora de Residuales, para aumentar su conversión y en el caso de la Reformadora, su severidad (RON del producto). Las plantas FCC-I y II requieren una mínima conversión del 85%, las unidades 500-I y II una severidad de 100, la planta Reductora de Viscosidad una conversión del 15%, y la planta Hidrodesulfuradora de Residuales una conversión del 80%. Siguiendo en orden de importancia, otras plantas que también determinan el incremento de la rentabilidad de la refinería son las plantas MTBE, TAME y las plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolinas No. 1 y 2 (U-400-I y II). Las plantas MTBE y TAME requieren una mayor conversión (del 95% y 98% respectivamente) y las plantas U-400-I y II una mayor temperatura de corte de la gasolina ligera (pentanos-hexanos), 200° F, para aumentar la carga de alimentación a la planta Isomerizadora de C5/C6. Modificando los parámetros de las unidades antes mencionadas tenemos que la utilidad de operación diaria es de 2,202.75 MDLS. Por lo tanto podemos decir que la modernización de estas plantas representaría una buena inversión con el fin de aumentar la rentabilidad de la refinería.

CAPÍTULO VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En la siguiente tabla se resume la utilidad de operación diaria obtenida en los tres casos estudiados.

Caso	Utilidad de operación diaria (MDLS)
Base	1,123.38
Sólo con optimización de las mezclas de los prod. fin.	1,323.31
Optimización completa	2,202.75

Tabla 7.1 Utilidad de operación diaria de los tres casos.

De esta manera podemos decir que el software PetroPlan es una herramienta útil que nos permite representar el comportamiento de una refinería existente para tener una visualización completa de ella y así evaluar su rentabilidad, y además conocer las plantas clave cuyos parámetros debemos modificar mediante la modernización de dichas plantas para lograr incrementar la utilidad de operación de la refinería. Pero otro de los usos que puede tener este programa es la planeación de una refinería nueva, ya que con los resultados obtenidos podemos tener un estudio económico preliminar para determinar si la planta sería rentable o no y cuál sería la utilidad de operación diaria que se obtendría. De esta manera se pueden proponer varias configuraciones de la refinería y elegir la mejor.

CAPÍTULO VIII. BIBLIOGRAFÍA

1. Maples, Robert E. "Petroleum Refinery Process Economics". 2° ed. Pennwell Books. USA 2000.
2. Gary, James H.; Handwerk, Glenn E. "Petroleum Refining. Technology and Economics". 4° ed. Marcel Dekker, Inc. USA 2001.
3. PEMEX Refinación. "Refinería Miguel Hidalgo". Plano creativo S.A. de C.V. Tula 2003.
4. Ami Consultants Inc. "PetroPlanSM" (manual). Febrero 2004.
5. Giles, Kevin A. "Fundamentals of Petroleum Refining". <http://www.pdengineer.com/Course%20Files/Completed%20Course%20PDF%20Files/FundamentalsPetroleumRefiningCourse.pdf>
6. Barroso Castillo, José. *¿Qué es octanaje?* "Octanaje". Revista de la franquicia Pemex. No. 2 Supervisión externa. Noviembre/Diciembre 1995.
7. <http://home.flash.net/~celjure/engineering/etroplan/assay/index.htm>
8. Peters, Max S.; Timmerhaus, Klaus D.; West, Ronald E. "Plant Design and Economics for Chemical Engineer". 5° ed. McGraw Hill. USA 2003.
9. Instituto Mexicano del Petróleo, Gerencia de Tecnología de Procesos. Proyecto EOB-1335. "Actualización de la tecnología del proceso de destilación combinada. Tendencias tecnológicas en procesos de destilación de crudo". PEMEX-Refinación. México, D. F., Marzo de 1994.
10. Simanzhenkov, Vasily; Idem, Raphael. "Crude Oil Chemistry". Marcel Dekker, Inc. USA 2003.
11. Meyers, Robert A. "Handbook of Petroleum Refining Processes". 3° ed. McGraw Hill. USA 2004.
12. Sistema Integral de Producción, Refinería Miguel Hidalgo. Producción de mezclas. Periodo del: 01/07/2005 al 31/07/2005.
13. Catálogo de Precios para Estado de Resultados, Refinería Miguel Hidalgo. Abril 2006.
14. Ph. D, Surinder Parkash. "Refining Proceses Handbook". Gulf Professional Publishing. USA 2003.

CAPÍTULO IX. APÉNDICES

APÉNDICE 1. SUBMODELOS UTILIZADOS

En este apéndice se muestran los submodelos que se utilizaron para representar las unidades de proceso de la refinería de Tula. Los submodelos muestran las correlaciones que se utilizan para el cálculo de los rendimientos de los productos de cada unidad de proceso, así como para el cálculo del consumo de los servicios auxiliares. Estas correlaciones se basan en ecuaciones disponibles en la literatura.

CDU.mod

This submodel is for calculating utilities etc. for crude units.
Product yields and properties for a CDU are always calculated from assay data in .CRD file

Products: LSR, HSR, Kerosene, SRDiesel, LVGO, HVGO, VacResid
Parameters: Cut1(180), Cut2(400), Cut3(530), Cut4(675), Cut5(900), Cut6(1050)
\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU
\$ -----
Overlap=0.5 \$ can be between 0 and 1.0 to adjust sloppiness of cuts
\$ RON1=RON1+2.6 \$ To illustrate ability to adjust properties calculated from assays
UTILITIES
Power=-1.1*RateV
LPS=-0.015*RateV
CW=-0.225*RateV
Fuel=-0.07*RateV
Capital=-130*(RateV/100000)^0.65
END

Visbreaker: Visbrkr.mod

Products: VBLtNaph, VBHvyNaph, VBDistt, VBVGO, VBTar
Parameters: Conv(8)

\$ Conv is wt% gas plus gasoline: 5-15 range

\$ Nominal Wt% To Diesel Range Distillate: 1.1*CONV

\$ Nominal Vacuum Gasoil Recovery: 0.5*CONV

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU
\$ -----

\$ Conv is the only default input parameter. Additional parameters can be added.
\$ These additional parameters are not presented by default to simplify things
\$ during initial problem setup.

\$ GASFACT is a multiplier on default calc gas - default = 1.0
 \$ H2SFACT is a multiplier on default calc H2S - default = 1.0
 \$ CATFACT is a multiplier on catalyst cost - default = 0.0
 \$ LGOFACT is a multiplier on 400-650 Gasoil - default = 1.0
 \$ VGOFAC is a multiplier on 650+ Vacuu Gasoil - default = 1.0

GASFACT = 1.0
 H2SFACT = 1.0
 CATFACT = 0.0
 LGOFACT = 1.0
 VGOFAC = 1.0
 NELSON = 1354

\$ Yield Calculations

X1 = 0.30*GASFACT \$Fraction Conversion To Gas
 X2 = 1.0 - X1 \$Fraction Conversion To Naphtha

H2S = 0.00011*Conv*SUL*RateW*H2SFACT \$ H2S

GasTot = X1*Conv/100*RateW \$ Total C4- Gas

C3U = GasTot*.13 \$ Propylene
 C3S = GasTot*.14 \$ Propane
 C4U = GasTot*.14 \$ Unsat n-C4=
 IC4 = GasTot*.02 \$ Isobutane
 NC4 = GasTot*.09 \$ N-Butane
 Gas = GasTot -C3U-C3S-C4U-IC4-NC4 \$ C2- Gas By Mass Balance

RateW1 = X2*0.3*Conv/100*RateW \$ C5-180F Light Naphtha
 RateW2 = X2*0.7*Conv/100*RateW \$ 180-400F Heavy Naphtha
 RateW3 = 0.011 * Conv * RateW *LGOFACT \$ 400-650F Gasoil
 RateW4 = 0.005 * Conv * RateW *VGOFAC \$ 650+ Vacuu Gasoil
 RateW5 = RateW-H2S-GasTot-RateW1-RateW2-RateW3-RateW4 \$ 650+ Btms by
 mass balance.

\$ -----

\$ PROPERTIES

Sul1 = 0.05*Sul \$ C5-180F Light Naphtha Sulfur %
 Sul2 = 0.20*Sul \$ 180-400F Heavy Naphtha sulfur %
 Sul3 = 0.60*Sul \$ 400-650F Gasoil Sulfur %
 Sul4 = 0.6*Sul \$ 650+ VGO Sulfur

\$ Bottoms sulfur by sulfur balance
 \$ Sul .. Sul1 ... in Wt Percent

TotSul = Sul*RateW
 BtmSul = TotSul -(32/34)*H2S*100 -RateW1*Sul1 - RateW2*Sul2 - RateW3*Sul3 -
 RateW4*Sul4
 Sul5 = BtmSul/RateW5

API1 = 70
API2 = 50
API3 = 35
API5 = API-3
API4 = 25

RVP1=14 \$ Product 1 Light Naphtha
RON1=60
MON1=RON1-9
OLE1=35
V1501=90
V2001=100
V3001=100
V4001=100

RVP2=4 \$ Product 2 Heavy Naphtha
RON2=70
MON2=RON2-7
OLE2=35
ARO2=10
NAPH2=25
V1502=0
V2002=12
V3002=40
V4002=90

FLSH3=210 \$ Product 3 450-650 F Gasoil
POR3=10
CET3=25
FRZ3=-50
CS1223=2
CS2103=1
SMK3=15
OLE3=35
ARO3=12
V5003=40
V6503=90

FLSH4=210 \$ Product 4 650+ Vacuum Gasoil
POR4 =15
VABP4 = 720
CS1224=4
CS2104=2 \$ Vacuum Gasoil Viscosity
OLE4=35
ARO4=20
V6504=100

FLSH5=275 \$ Product 5 650+ Bottoms
POR5=POR-20

$$CS1225=CS122*0.25$$

$$CS_{xxx} = CS210*0.2 \quad \$ \text{ Nominal Reduiction w/No VGO - Adj Below}$$

$$OLE5=10$$

$$Nit5=Nit*(1+Conv/60)$$

$$VAN5=VAN*RateW4/RateW$$

$$NI5 = NI*RateW4/RateW$$

$$CCR5=CCR*(1+Conv/60)$$

\$ Corrcet Pitch Viscosity For Gasoil

\$ Viscosity for VGO+Tar is correlated

\$ Solve For VB5

\$ Visc Blending Index: $(Btms+VGO)*(RateW4+RateW5) = (Net Btms)*RateW5 + (VGO)(RateW4)$

$$\$ \quad (VB_{xxx})*(RateW4+RateW5) = (VB5) *RateW5 + (VB4)(RateW4)$$

$$VB4 = LN(LN(CS2104)+0.8)$$

$$VB_{xxx} = LN(LN(CS_{xxx})+0.8)$$

$$VB5 = (VB_{xxx}*(RateW4+RateW5) - VB4*RateW4) / RateW5$$

$$CS2105 = EXP(EXP(VB5)-0.8)$$

\$ -----

\$ Utilities - Generally basis RateV ... BPD Feed

$$GasLHV = Gas*21 \quad \$ \text{ Gas LHV} \quad - \text{ MMBTU/Day}$$

$$Fuel = -RateV*0.088 \quad \$ \text{ Fuel Required} - \text{ MMBTU/d} - \text{ Maples } .080 \text{ MMBTU/Bbl}$$

$$Power = -RateV*0.47 \quad \$ \text{ Electricity} - \text{ kw/d} - \text{ Maples } 0.50 \text{ Kwh/bbl}$$

$$CW = -RateV*0.27 \quad \$ \text{ Cooling Water} - \text{ 1000 Gal/Bbl} - \text{ Maples: All AC}$$

$$HPS = +RateV*0.052 \quad \$ \text{ Steam Produced} - \text{ 1000 Lb/Day} - \text{ Maples: } .050$$

$$BFW = -HPS \quad \$ \text{ Boile Feed Wtr} - \text{ 1000 Lb/Day}$$

$$Chem = 1.0 \quad \$ \text{ Dollars Per Day Chemical Cost} - \text{ Adjust via CATFACT}$$

$$Chem = Chem * CATFACT$$

$$Capital = -30*(NELSON/1354)*(RateV/30000)^{0.65} \quad \$ \text{ Million Dollars}$$

\$ For General Reference:

\$ Maples 1992 p99 Cost Basis: January 1991 Nelson 1253

\$ 24 MM\$ for a 25000 BPD unit with Exp 0.60. About 9%

\$ less than the above correlation.

END

GOHT.mod - Gas Oil/Deasphalted Oil Hydrotreater or Mild Hydrocracker

Products: LtNap, HvNap, Distillate, HTGasOil

Parameters: Conv(10)

\$ Conv may be 10-85 vol% range - % of 650+ material converted.

\$ Conversion is on a volume basis.

\$ Conv is the only default input parameter. Additional parameters can be added.

\$ These additional parameters are not presented by default to simplify things

\$ during initial problem setup.

\$ H2FACT is a multiplier on default calc hydrogen - default = 1.0

\$ GASFACT is a multiplier on default calc gas - default = 1.0

\$ C4FACT is a multiplier on default calc total C4's - default = 1.0

\$ IC4PCT is the percent I-C4 in total C4's - default = 56.8

\$ NAPFACT is a multiplier on default calc naphtha - default = 1.0

\$ LNAPPCT percent light naphtha in total naphtha - default = 25.0

\$ CATFACT is a multiplier on catalyst cost - default = 1.0

H2FACT = 1.0

GASFACT = 1.0

C3FACT = 1.0

C4FACT = 1.0

IC4PCT = 56.8

NAPFACT = 1.0

LNAPPCT = 25.0

CATFACT = 0.0

NELSON = 1354

\$ General approach to yields:

\$ 1. Calculate hydrogen, gas, C4's and naphtha.

\$ 2. Unconverted 650+ is based on the input conversion value.

\$ 3. Calculate diesel range products for overall mass balance.

Feed Properties: VABP

Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELD CALCULATION

V650=If(V650>0,V650,0) \$Volume fraction diesel in the feed (excluded fro
conversion)

K=(VABP+460)^.3333/SG

SCFHyd = (290+15.8*Conv*(1-V650/100))*(1+.3*(11.8-K))+15*OLE + (VABP-
700)*Conv/20

SCFHyd = SCFHVD*H2FACT

WtFrHyd = SCFHyd/(SG*65844)

H2 = -WtFrHyd*RateW

$$H2S = 0.010625 * SUL * RateW * (1 - (1 - Conv/100) * (.2 - .0016 * Conv))$$

$$Gas = (.004 + .00001 * Conv * Conv) * RateW$$

$$Gas = Gas * GASFACT$$

$$IC4 = (.001 + .00015 * Conv) * RateW$$

$$IC4 = IC4 * C4FACT$$

$$NC4 = IC4 * (100 / IC4PCT - 1)$$

$$C3S = (IC4 + NC4) * .285$$

$$C3S = C3S * C3FACT$$

$$RateWx = (.02 + .001 * Conv) * RateW * NAPFACT \quad \$ \text{ Total Naphtha Mass}$$

$$RateW1 = RateWx * LNAPPCT / 100 \quad \$ \text{ Light Naphtha Mass}$$

$$RateW2 = RateWx - RateW1 \quad \$ \text{ Heavy Naphtha Mass}$$

$$API4 = API + .0045 * SCFHyd \quad \$ \text{ Unconverted Gasoil API}$$

$$SG4 = 141.5 / (131.5 + API4) \quad \$ \text{ Unconverted Gasoil Density}$$

$$RateW4 = (1 - V650 / 100) * (1 - Conv / 100) * RateW * SG4 / SG \quad \$ \text{ Unconverted Gasoil Mass}$$

$$RateW3 = RateW - H2 - H2S - Gas - IC4 - NC4 - C3S - RateW1 - RateW2 - RateW4 \quad \$ \text{ Diesel By Mass Bal}$$

\$ -----

\$ PROPERTIES For Products

API1=55 \$Light Naphtha

RVP1=13

RON1=63

MON1=55

Aro1=0

Naph1=2

V2001=100

API2=55 \$Heavy Naphtha

RVP2=7

RON2=63

MON2=60

Aro2=10

Naph2=17

V2002=20

V3002=70

V4002=100

API3=40 \$Diesel

SUL3=.01

Flsh3=255

Aro3=10

Por3=-10

CS1223=5.3

CS2103=2.0
V4003=10
V5003=48
V6503=90
CET3=48+.12*Conv

VABP4=(SG4*(K+Conv/100))^3-460 \$Unconverted Gasoil
\$VABP4=VABP-25
Sul4=Sul*(.2-.0016*Conv)
Por4=Por
CS1224=CS122
CS2104=CS210
CCR4=CCR*(.6-.005*Conv)
NIT4=NIT*0.5*(1-Conv/100)

\$ -----

\$ UTILITIES

\$ RateV = Feed Rate - Barrels/Day

GasLHV = Gas*21	\$MMBTU/Day
Fuel = -RateV*(.0846+.0000769*SCFHyd)	\$MMBTY/Day
LPS = -RateV*(.004+.0000167*SCFHyd)	\$1000 Lb/Day
Power = -RateV*(.769+.006154*SCFHyd)	\$KWH Per Day
CW = -RateV*(.0315+.0000923*SCFHyd)	\$1000 GPM Per Day
Chem = -RateV*(.0169+.00001539*SCFHyd+(NI+VAN)*.0008)	\$Dollars Per Day
Chem = Chem*CATFACT	
Capital = -(8.65+5+.01423*SCFHyd+(NI+VAN-5)*.04)*(RateV/10000)^0.65	\$Million
Dollars	
Capital = (NELSON/1354)*Capital	
END	

\$ Catalytic Cracking - FCC-X3.mod - March 9, 1998

Products: FCCC5, FCCLN, FCCHN, LCO, SlurryOil, Coke
Parameters: Conv(75),LNEP(250),HNEP(405)

\$ Conv is Wt% conversion (430- Plus Coke)
\$ Specified LNEP,HNEP (End points) must be Degrees F

\$ Keep LNEP = 160 to 260
\$ HNEP = 360 to 430

\$ Feed Properties used: Con Carbon,VABP,VAN,NI
\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$-----

\$ Adjustment Parameters And Yield Factors

\$ There are three default input parameters. Additional parameters can
\$ be added. Additional parameters are not presented by default to

\$ expedite problem set-up.

Conv = 75.0 \$ Conversion
 LNEP = 250.0 \$ Light Nap End Point - DegreesF - 160 to 260 F
 HNEP = 405.0 \$ Heavy Nap End Point - DegreesF - 360 to 430 F

NELSON = 0.0 \$ Nelson Index For Cost Calculations
 CATFACT= 0.0 \$ Multiplier On Catalyst Cost

H2SX = 1.0 \$ Multiplier On H2S Make
 COKEX = 1.0 \$ Multiplier On Coke Yield
 GASX = 1.0 \$ Multiplier On Gas Yield
 LPGX = 1.0 \$ Multiplier On LPG Yield (C3+C4 Yield)
 LCOX = 1.0 \$ Multiplier On LCO Yield

RONX = 0.0 \$ Correction To Whole Naphtha Octane RONc

FACTX1 = 0.381 \$ Nominal Fraction Feed S To H2S
 FACTX2 = 1.125 \$ Wt% Sulfur In Coke
 FACTX3 = 2.000 \$ Relative Sulfur In SLRYa vs LCOa
 FACTX4 = 59.2 \$ Wt% C5's in I-C5 to 160F Fraction
 FACTX5 = 27.01 \$ Wt% I-C5= In C5 Cut
 FACTX6 = 26.94 \$ Wt% N-C5= In C5 Cut
 FACTX7 = 10.58 \$ Wt% N-C5 In FCC C5's
 FACTX8 = 1.35 \$ Wt% Benzene In C6+

\$ An octane for C5 to 430F naphtha is calculated (with adjustment
 \$ with the factor RONX. The octane of the C5 fraction is calculated
 \$ from composition. The octane for other fractions is calculated
 \$ to be consistent with the total C5 to 430F octane.

\$ I-C5 to 122F The C5 Fraction RON is Calculated

Z1LNA = -1.0 \$ 122F to 160F Octane From Refernece
 Z1INT12 = 0.0 \$ 160F to 260F Octane From Refernece
 Z1HNA = 4.0 \$ 260F to 360F Octane From Refernece
 Z1INT23 = 0.0 \$ 360 to 430F Octane From Reference

\$ -----

\$ Step 1 - Broad Product Catagory Yield Fractions

\$ KP is a correlating factor: K=11.8 KP= 0.0 AROMATIC FEEDS
 \$ K=12.4 KP= 1.0 PARAFINIC FEED

KUOP = (VABP+459.67)^(1/3)/SG
 KP = 1.6667*KUOP-19.67

Cokea = (0.064-.001130*CONV+.000013*CONV^2)
 Cokea = +KP*(-0.064+.001697*CONV-.000013*CONV^2)+0.007*CCR + Cokea
 Cokea = Cokea*COKEX

$$\text{Gasa} = (0.5 + (\text{CONV} - 75) * 0.01) * \text{Cokea} * \text{GASX}$$

$$\text{H2Sa} = \text{SUL} * \text{FACTX1} / 100 * 34 / 32 * \text{H2SX}$$

$$\text{LPGa} = (-.0279 + .000839 * \text{CONV} + .00002343 * \text{CONV}^2)$$

$$\text{LPGa} = \text{KP} * (-.1067 + .003724 * \text{CONV} - .00003419 * \text{CONV}^2) + \text{LPGa}$$

$$\text{LPGa} = \text{LPGa} * \text{LPGX}$$

$$\text{NAPHa} = \text{CONV} / 100 - \text{Cokea} - \text{Gasa} - \text{H2Sa} - \text{LPGa} \quad \$ \text{ C5-430F}$$

$$\text{LCOa} = (0.3707 * \text{CONV} + 1.4581 * \text{API} + 26.697) * (1 - \text{CONV} / 100) / 100 * \text{LCOX} \quad \$ 430-650$$

$$\text{SLRYa} = 1 - \text{CONV} / 100 - \text{LCOa} \quad \$ 650+$$

\$ -----

\$ Step 2a - Calculate H2S and Gas Flow

$$\text{H2S} = \text{RateW} * \text{H2Sa} \quad \$ \text{ Mass Flow H2S}$$

$$\text{Gas} = \text{RateW} * \text{Gasa} \quad \$ \text{ Mass Flow Gas (H2 + C1 + C2)}$$

\$ -----

\$ Step 2b - Partition Total LPGa into C3/C3= & C4/C4=

\$ Total C3/C4 LPGa is directly calculated in Step 1. This total mass

\$ flow is partitioned to pool variables. Weight fraction factors with

\$ prefix XX are used to divide the LPGa flow.

$$\text{XXC3U} = 0.002502 * (\text{CONV} - 70.00) - 0.062516 * (\text{KUOP} - 12.00) + 0.2709$$

$$\text{XXC3S} = 0.000474 * (\text{CONV} - 70.00) + 0.016516 * (\text{KUOP} - 12.00) + 0.0680$$

$$\text{XXIC4} = -0.001205 * (\text{CONV} - 70.00) + 0.055604 * (\text{KUOP} - 12.00) + 0.2233$$

$$\text{XXNC4} = -0.000398 * (\text{CONV} - 70.00) + 0.018429 * (\text{KUOP} - 12.00) + 0.0790$$

$$\text{XXIC4U} = -0.000542 * (\text{CONV} - 70.00) - 0.011065 * (\text{KUOP} - 12.00) + 0.1416$$

$$\text{XXC4U} = 1 - \text{XXC3U} - \text{XXC3S} - \text{XXIC4} - \text{XXNC4} - \text{XXIC4U} \quad \$ \text{ N-Butenes For Balance}$$

$$\text{C3U} = \text{XXC3U} * \text{RateW} * \text{LPGa} \quad \$ \text{ Pool components partitioned from total}$$

$$\text{C3S} = \text{XXC3S} * \text{RateW} * \text{LPGa} \quad \$ \text{ LPG. XX... Factors must total to one.}$$

$$\text{IC4} = \text{XXIC4} * \text{RateW} * \text{LPGa}$$

$$\text{NC4} = \text{XXNC4} * \text{RateW} * \text{LPGa}$$

$$\text{IC4U} = \text{XXIC4U} * \text{RateW} * \text{LPGa}$$

$$\text{C4U} = \text{XXC4U} * \text{RateW} * \text{LPGa}$$

\$ -----

\$ Step 2c - Initial Naphtha Breakdown

$$\text{LNX} = \text{Napha} * (.29 + (\text{CONV} - 75) * .005) \quad \$ \text{ i-C5-160F light nap (C5's + C6's)}$$

$$\text{FCCC5} = \text{LNX} * (\text{FACTX4} / 100) \quad \$ \text{ I-C5 to 121 F (FCC C5's)}$$

$$\text{LNa} = \text{LNX} * (1 - \text{FACTX4} / 100) \quad \$ \text{ 121-160 light naphtha (C6's)}$$

$$\text{Inter12} = \text{Napha} * 0.265 \quad \$ \text{ 160-260 naphtha. Swing cut}$$

$$\text{HNa} = \text{Napha} * 0.275 \quad \$ \text{ 260-360 heavy naphtha}$$

$$\text{Inter23} = \text{Napha} - \text{LNX} - \text{Inter12} - \text{HNa} \quad \$ \text{ 360-430 naphtha. Swing cut}$$

\$ -----

\$ Step 2d - Partition Cuts Based On Specified End Points

Light12=Inter12 *(LNEP-160)/100 \$ Inter12 to Light12 and Heavy12

Heavy12=Inter12 -Light12

Light23=Inter23 *(HNEP-360)/70 \$ Inter23 to Light23 and Heavy23

Heavy23=Inter23 -Light23

\$ -----

\$ Step 2e Final weight rates from wt frac yields

LNb = LNa + Light12 \$ Final weight fraction yields

HNb = Heavy12 + HNa + Light23 \$ after merging the swing cuts into

LCOb=Heavy23 + LCOa \$ liquid products.

RateW1=RateW*FCCC5 \$ C5/C5= Cut

RateW2=RateW*LNb \$ Light Naphtha

RateW3=RateW*HNb \$ Heavy Naphtha

RateW4=RateW*LCOb \$ Light Cycle Oil

RateW5=RateW*SLRYa \$ Slurry Oil

RateW6=RateW*Cokea \$ Coke

\$ -----

\$ Step 3a - Whole Naphtha Octane

\$ An octane for the whole naphtha fraction NAPHH is calculated

\$ based on conversion. The the adjustment factor RONX is applied.

NAPRON = .2680*CONV - (0.3617*NAPHa*100*100)/CONV -10.296*KUOP +
215.53 + RONX

\$ -----

\$ Step 3b - C5 Fraction Octone

\$ RONc for the C5 fraction is calculated based on the composition

\$ factors (FACTX5 = I-C5 Olefins FACTX6 = Tertiary Olefins

\$ FACTX7 = Wt% NC5)

\$ I-C5 Octane = 92.30 Wt % = XXIC5

\$ N-C5 Octane = 61.70 Wt % = FACTX7

\$ I-C5= Octane = 98.80 Wt % = FACTX5

\$ N-C5= Octane = 93.13 Wt % = FACTX6

XXIC5 = 100.0 - FACTX7 - FACTX5 - FACTX6

RON1 = (XXIC5*92.30 + FACTX7*61.70 + FACTX5*98.8 + FACTX6*93.13)/100.0

RVP1 = (XXIC5*20.40 + FACTX7*15.50 + FACTX5*16.4 + FACTX6*16.20)/100.0

SG1 = 1/((XXIC5/0.6247 + FACTX7/0.6310 + FACTX5/0.6620 +
FACTX6/0.6632)/100.0)

\$ -----

\$ Step 3c - Calculate Octanes For Other Naphtha Fractions

\$ Consistent With The Whole Naphtha Octane Correlation Value NAPRON

$$R_x = (\text{NapRON} * \text{NAPHa} - \text{RON1} * \text{FCCC5} - \text{LNa} * \text{Z1LNA} - \text{Inter12} * \text{Z1INT12} - \text{HNa} * \text{Z1HNA} - \text{Inter23} * \text{Z1INT23})$$

$$R_x = R_x / (\text{LNa} + \text{Inter12} + \text{HNa} + \text{Inter23})$$

$$\text{RLNA} = R_x + \text{Z1LNA} \quad \$ 122\text{F to } 160\text{F}$$

$$\text{RINTER12} = R_x + \text{Z1INT12} \quad \$ 160\text{F to } 260\text{F}$$

$$\text{RLIGHT12} = \text{RINTER12}$$

$$\text{RHEAVY12} = \text{RINTER12}$$

$$\text{RHNA} = R_x + \text{Z1HNA} \quad \$ 260\text{F to } 360\text{F}$$

$$\text{RINTER23} = R_x + \text{Z1INT23} \quad \$ 360\text{F to } 430\text{F}$$

$$\text{RLIGHT23} = \text{RINTER23}$$

$$\text{RHEAVY23} = \text{RINTER23}$$

$$\text{RON2} = (\text{RLNA} * \text{LNa} + \text{RLIGHT12} * \text{Light12}) / \text{LNb} \quad \$ \text{Light Nap RON}$$

$$\text{RON3} = (\text{RHEAVY12} * \text{Heavy12} + \text{RHNA} * \text{HNa} + \text{RLIGHT23} * \text{Light23}) / \text{HNb} \quad \$ \text{Heavy Nap RON}$$

$$\text{MON1} = 0.5926 * \text{RON1} - 0.000 * \text{KUOP} + 0.000 * \text{API} + 25.54 \quad \$ \text{C5 MONc}$$

$$\text{MON2} = 0.5926 * \text{RON2} - 0.000 * \text{KUOP} + 0.000 * \text{API} + 25.54 \quad \$ \text{Light Nap MON}$$

$$\text{MON3} = 0.5926 * \text{RON3} - 0.000 * \text{KUOP} + 0.000 * \text{API} + 25.54 \quad \$ \text{Heavy Nap MON}$$

\$ -----

\$ Step 3d - Naphtha Density Calculations

$$\text{APINap} = -0.1193 * \text{CONV} + 0.0955 * (\text{NAPHa} * 100) / \text{CONV} * 100 + 6.051 * \text{KUOP} - 13.707$$

$$\text{SGNap} = 141.5 / (131.5 + \text{APINap})$$

$$\text{T1} = \text{LNa} + \text{Inter12} + \text{HNa} + \text{Inter23}$$

$$\text{SGC6P} = \text{T1} / ((\text{FCCC5} + \text{T1}) / \text{SGNap} - \text{FCCC5} / \text{SG1})$$

$$\text{Y1} = \text{LNa} / \text{T1}$$

$$\text{Y2} = \text{Y1} + \text{Inter12} / \text{T1}$$

$$\text{Y3} = \text{Y2} + \text{HNa} / \text{T1}$$

$$\text{Y4} = \text{Y3} + \text{Inter23} / \text{T1}$$

$$\text{Z1} = (\text{Y1}) / 2$$

$$\text{Z2} = (\text{Y1} + \text{Y2}) / 2$$

$$\text{Z3} = (\text{Y2} + \text{Y3}) / 2$$

$$\text{Z4} = (\text{Y3} + \text{Y4}) / 2$$

$$\text{VDX} = -0.25$$

$$\text{SGLNa} = 1 / (1 / \text{SGC6P} + \text{VDX} * (\text{Z1} - 0.5))$$

$$\text{SGI12} = 1 / (1 / \text{SGC6P} + \text{VDX} * (\text{Z2} - 0.5))$$

$$\text{SGHNa} = 1 / (1 / \text{SGC6P} + \text{VDX} * (\text{Z3} - 0.5))$$

$$SGI23 = 1/(1/SGC6P+VDX*(Z4-0.5))$$

$$SGL12 = SGI12$$

$$SGH12 = SGI12$$

$$SGL23 = SGI23$$

$$SGH23 = SGI23$$

$$SG2 = 1/((LNa/SGLNa+Light12/SGL12)/(LNa +Light12))$$

$$SG3 = 1/((Heavy12/SGH12+ HNa/SGHNa+Light23/SGL23)/(Heavy12+HNa +Light23))$$

\$ -----

\$ Step 3e - Light Cycle Oil Density

$$APILCOa = -0.4926*CONV +2.1887*API -10.064*KUOP +124.20$$

$$SGLCOA = 141.5/(APILCOa+131.5)$$

$$SG4 = 1/((LCOa/SGLCOa + Heavy23/SGH23)/(LCOa+Heavy23))$$

$$API4 = (141.5-131.5*SG4)/SG4$$

\$ -----

\$ Step 3f - Light Cycle Oil Cetane

$$CET4 = 1.74*API4-8.36$$

\$ -----

\$ Step 3g - Slurry Oil Density

$$API5 = -1.137*CONV +0.0*API + 0.0*KUOP + 66.54$$

$$SG5 = 141.5/(API5+131.5)$$

\$ -----

\$ Step 3h - Coke Density

$$SG6 = 6.28 \quad \$ \text{Coke. 6.28 Gives Flowsheet Met TPDw/ BPD Vol}$$

$$SG6 = 1.00 \quad \$ \quad 1.00 \text{ Gives Flowsheet Met TPDw/ M3/D Vol}$$

$$SG6 = 10E20 \quad \$ \text{With Zero Volume - Mass Units On Block Flow}$$

\$-----

\$ Step 3i- Benzene

$$\$ \text{FACTX8} = \text{Weight \% Benzene In C6+}$$

$$\$ \text{BENZ2} = \text{Volume \% Benzene In Light Naphtha (Stream 2)}$$

$$\text{WTBENZ} = (\text{FACTX8}/100)*(1-\text{FCCC5})*(\text{NAPHa})*(\text{RateW}) \quad \$ \text{Weight Benzene}$$

$$\text{BENZ2} = (\text{WTBENZ}/.8848)/(\text{RateW2}/\text{SG2})*100 \quad \$ \text{Volume Percent Benz}$$

$$\text{BENZ1} = .000001$$

$$\text{BENZ3} = .000001$$

$$\text{BENZ4} = .000001$$

\$-----
 \$Step 3j - Sulfur Balance

XS1 = 0.003 \$ S Factor For FCCC5
 XS2 = 0.010 \$ S Factor For LNa
 XS3 = 0.050 \$ S Factor For LIGHT12 and HEAVY 12
 XS4 = 0.080 \$ S Factor For LIGHT23 and HEAVY 23
 XS5 = 0.120 \$ S Factor For HEAVY23

Sul1 = SUL*(XS1)
 Sul2 = SUL*(XS2*LNa +XS3*Light12)/LNb
 Sul3 = SUL*(XS3*Heavy12 +XS4*HNa +XS5*Light23)/HNb
 Sul6 = SUL*FACTX2
 CSULFUR = (RateW*SUL-H2S*32.066/34.080*100-RateW1*SUL1-RateW2*SUL2-
 RateW3*SUL3-RateW6*SUL6-HEAVY23*XS5*SUL*RateW)/100
 Sul5 = (CSULFUR/(RateW*LCOa/FACTX3+RateW*SLRYa))*100
 SulLCOa = Sul5/FACTX3
 Sul4 = (SUL*XS5*Heavy23+SulLCOa*LCOa)/LCOb

\$-----
 \$ Step 3k- Additional Flowsheet Stream Properties

OLE1 =FACTX5+FACTX6 \$ C5 Cut
 PROPX1 =FACTX5 \$ Wt% I-C5=
 ARO1 = 0
 V1501 =100

RVP2 =6 \$ Light Naphtha
 OLE2 =(36*LNa +30*Light12)/LNb
 ARO2 =30*Light12/LNb
 V1502 =90*LNa/LNb
 ESTV2 =V1502+(200-150)*(100-V1502)/(LNEP-150)
 V2002 =IF(ESTV2>100,100,ESTV2)
 V3002 =100
 V4002 =100

RVP3 = 4 \$ Heavy Naphtha
 FRZ3 =-10
 SMK3 = 10
 OLE3 =(30*Heavy12 +30*HNa +25*Light23)/HNb
 ARO3 =(30*Heavy12 +35*HNa +40*Light23)/HNb
 V1503 =0
 V2003 =60*Heavy12/HNb
 V3003 =(100*Heavy12 +40*HNa)/HNb
 V4003 =(100*Heavy12 +100*HNa +65*Light23)/HNb

FLSH4 =(160*Heavy23 +210*LCOa)/LCOb \$ LCO-Light Cycle Oil
 POR4 = 5
 FRZ4 =-5
 CS1224=2.2

CS2104=1.1
 SMK4 =10
 OLE4 =30
 ARO4 =40
 V5004 =(100*Heavy23 + 40*LCOa)/LCOb
 V6504 =(100*Heavy23 +100*LCOa)/LCOb
 VABP4 =(420*Heavy23 +540*LCOa)/LCOb

FLSH5 =260 \$ Slurry Oil
 POR5 =50
 CS1225=30
 CS2105=6
 VABP5 =850
 CCR5 =30

\$-----
 \$Step 4 - Capital Cost / Utilities / Catalyst and Chemical Cost

Capital= -130*(1+CCR/15)*(RateV/60000)^.65 \$ Million Dollars
 Capital= (NELSON/1354)*Capital \$ Escalation Per Nelson

GasLHV = Gas*21 \$ MMBTU/Hr
 Power = -RateV*6 \$ KWH/Day Power
 CW = -RateV*0.5 \$ 1000 Gallons Cooling Water
 HPS = +RateV*0.03 \$ 1000 Lb/Day (Positive => Credit)
 BFW = -HPS \$ 1000 Lb/Day

Chem = -RateV*(10+NI+VAN)/100 \$ Catalyst Cost - \$/Day

END

NHT_2Prd.mod;Naphtha Hydrotreater

Two products;Lt naphtha and Hvy naphtha
 Use only if there is ~200F minus material in feed. Otherwise use one product NHT

Products:HTLNaph, HTHNaph
 Parameter:LNEP(180) \$ usable range 150-200F
 Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$-----

\$ YIELDS

SCFHyd = 125+8.3*OLE
 WtFrHyd = SCFHyd/65800/SG
 H2 = -WtFrHyd*RateW
 H2S = 0.010625*SUL*RateW
 Gas = 0.003*RateW
 RateNap = RateW-H2-H2S-Gas \$ Wt rate of LN+HN
 FracLN=(V150 +(V200-V150)*(LNEP-150)/50)/100 \$ LN/Total naphtha vol%
 RateW1=RateNap*FracLN*0.88

RateW2=RateNap-RateW1

\$ -----

\$ PROPERTIES

SGNaph = SG/(1+WtFrHyd*2)
 SG1=0.67 +(LNEP-150)*.0006
 ARO1 = ARO*(LNEP-150)*.005
 NAPH1 = (NAPH+0.1*OLE)*(LNEP-150)*.005
 RVP1 = 8
 RON1 = 65
 MON1 = 60
 V1501 = V150/FracLN
 V2001 = 100
 V3001 = 100
 V4001 = 100
 PropA1=fracln

SG2 = (SG-SG1*FracLN)/(1-FracLN)
 ARO2 = ARO+0.1*OLE
 NAPH2 = NAPH+0.1*OLE
 RVP2 = 4
 RON2 = RON
 MON2 = MON
 V1502 = 0
 V2002=100 -(100-V200)/(1-FracLN)
 V3002=100 -(100-V300)/(1-FracLN)
 V4002=100 -(100-V400)/(1-FracLN)

\$ -----

\$ UTILITIES

GasLHV=Gas*21
 Fuel = -RateV*(.0846+.0000769*SCFHyd)
 LPS = -RateV*(.004+.0000167*SCFHyd)
 Power = -RateV*(.769+.006154*SCFHyd)
 CW = -RateV*(.0315+.0000923*SCFHyd)
 Chemical = -RateV*(.0169+.00001539*SCFHyd)
 Capital = -(8.65+.01423*SCFHyd)*(RateV/10000)^0.65
 END

REFORM-X.mod - Naphtha Reforming

Products: Reformate

Parameters: Sev(100), Pres(175), XCCR(1)

\$ Sev is product RON

\$ Pres is PSIG - Separator Pressure

\$ XCCR signals CCR (1 = YES 0 = NO)

\$ Feed Properties: NAPH, ARO, V150, V300, V400

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS - Adjustment Factors

NELSON = 1354

H2FACT = 1.0 \$ Multiplier On Calculated Hydrogen

XXC1 = 1.0 \$ Multiplier On C1 Wt%

XXC2 = 1.0 \$ Multiplier On C2 Wt%

XXC3 = 1.0 \$ Multiplier On C3 Wt%

XXC4 = 1.0 \$ Multiplier On Total C4 Wt%

ZZIC4 = 0.40 \$ Wt% Isobutane In Total C4's

\$ YIELD CORRELATION CONSTANTS

A1 = -2.786646

A2 = -1.981728

A3 = -0.434308

A4 = 2.100261

A5 = 0.304429

A6 = 0.083190

A7 = 0.020925

A8 = 0.016952

A9 = 357.953

AA1 = -0.067

AA2 = -0.284

AA3 = -0.391

AA4 = -0.477

BB1 = 6.177

BB2 = 24.344

BB3 = 33.569

BB4 = 40.962

CC1 = -0.075

CC2 = -0.222

CC3 = -0.313

CC4 = -0.380

$$\begin{aligned} DD1 &= 7.437 \\ DD2 &= 20.183 \\ DD3 &= 28.496 \\ DD4 &= 34.620 \end{aligned}$$

\$ Calculate LV% C5+ Yield - LVC6

$$NPA = NAPH + 2*ARO$$

$$\begin{aligned} LVC6 &= A1*Sev + A2*NPA + A3*Pres \\ LVC6 &= LVC6 + A4*Sev*NPA/100 + A5*Sev*PRES/100 + A6*NPA*Pres/100 \\ LVC6 &= LVC6 + A7*NPA*NPA/100 + A8*Pres*Pres/100 + A9 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} PctH2 &= (0.06*LVC6 - 0.1*Sev + 8.5) * (1.340595 - 0.003774*Pres) \\ XXXX &= PctH2*1000 \end{aligned}$$

\$ Calculate Wt% Remaining C1 to C4's

$$\begin{aligned} PctC1 &= (AA1*LVC6+BB1)*XCCR + (CC1*LVC6+DD1)*(1-XCCR) \\ PctC2 &= (AA2*LVC6+BB2)*XCCR + (CC2*LVC6+DD2)*(1-XCCR) \\ PctC3 &= (AA3*LVC6+BB3)*XCCR + (CC3*LVC6+DD3)*(1-XCCR) \\ PctC4 &= (AA4*LVC6+BB4)*XCCR + (CC4*LVC6+DD4)*(1-XCCR) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} PctIC4 &= PctC4*ZZIC4 \\ PctNC4 &= PctC4*(1-ZZIC4) \end{aligned}$$

$$PctC5P = 100 - PctC1 - PctC2 - PctC3 - PctIC4 - PctNC4$$

$$\begin{aligned} H2 &= RateW*PctH2/100 \\ GAS &= RateW*(PctC1+PctC2)/100 \\ C3S &= RateW*PctC3/100 \\ IC4 &= RateW*PctIC4/100 \\ NC4 &= RateW*PctNC4/100 \end{aligned}$$

$$RateW1 = RateW - H2 - GAS - C3S - IC4 - NC4$$

\$ -----
\$ PROPERIES

$$\begin{aligned} SG1 &= RateW1/(RateV*LVC6*0.3502/100) \\ RVP1 &= 7 \\ Aro1 &= 64.0 + 1.60*(Sev-100) \\ BENZ1 &= 1.6 + 0.10*(Sev-100) \\ RON1 &= Sev \\ MON1 &= RON1-15 \\ V1501 &= V150 \\ V2001 &= V200 \\ V3001 &= V300 \\ V4001 &= V400 \end{aligned}$$

\$ -----

\$ UTILITIES

\$ Utilities and cost correlated in terms of FEED VOLUME - RateV - BPD

Fuel = -RateV*.258
 HPS = RateV*.1
 BFW = -HPS
 Power = -RateV*1.0
 CW = -RateV*0.6
 GasLHV = Gas*21
 Capital = -48*(1-.0012*(Pres-50))*(RateV/20000)^0.65
 Capital = (Capital)*(NELSON/1354)

END

DHT_3Prod.mod; Diesel/Kero Hydrotreater

Products: DHTNaph,DHTKero, DHTDist \$ Naphtha:400-F, Kero:400-530F,
 Diesel:530-650F

Parameters: Severity(20)

Note that severity of 10-simple desulfurize, 90-aromatics saturation

Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

SCFHyd = (150+Ole*10+0.9*SUL*60) + (100+0.1*SUL*60+ARO*20)*Severity/100

WtFrHyd = SCFHyd/65800/SG

H2 = -WtFrHyd*RateW

H2S = 0.010625*SUL*(.95+Severity*.0005)*RateW

Gas = (.005+.000005*Severity*Severity)*RateW

RateW1=(.001+.0004*Severity)*RateW

DisttW = RateW-H2-H2S-Gas-RateW1

FracKero = V500*.008 + V650*.002

PropA2=FracKero

RateW2 = DisttW*FracKero*0.94

RateW3 = DisttW -RateW2

\$ -----

\$ PROPERTIES

API1=55

RVP1=2

RON1=65

MON1=60

Naph1=18

Aro1=12

V2001=40

V3001=70

V4001=100

PropA1=SCFHyd

\$ Product 2 is 400-530F Kero

$APIDistt = API + .005 * SCFH_{Hyd} + .04 * Severity$ \$ Kero+Dsl API
 $API2 = APIDistt + 9 * (1 - FracKero)$ \$ assumes Kero API is 9 more than Diesel
 $SulDistt = Sul * (0.1 - .0009 * Severity)$
 $Sul2 = SulDistt / (FracKero + 1.8 * (1 - FracKero))$ \$ assumes sulfur in Dsl = 1.8 * Kero
 $AroDistt = Aro * (1 - 0.008 * Severity)$
 $Aro2 = AroDistt / (FracKero + 1.4 * (1 - FracKero))$ \$ assumes aro in Dsl = 1.4 * Kero
 $Por2 = -40$
 $Frz2 = -30$
 $Flsh2 = 180$
 $Smk2 = 0.8 * API2 - 11$
 $Cet2 = 1.64 * API2 - 15.4$
 $CS1222 = 1.3$
 $CS2102 = 0.75$
 $V3002 = V300 / FracKero$
 $V4002 = V400 / FracKero$
 $V5002 = V500 / FracKero$
 $V6502 = 100$

\$ Prod 3 is 530-650F Diesel
 $API3 = API2 - 9$
 $Sul3 = Sul2 * 1.8$
 $Aro3 = Aro2 * 1.4$
 $Por3 = 20$
 $Frz3 = 10$
 $Flsh3 = 245$
 $Cet3 = 2.0 * API3 - 11.0$
 $CS1223 = 3.5$
 $CS2103 = 1.6$
 $V3003 = 0$
 $V4003 = 0$
 $V5003 = 0$
 $V6503 = 100 - (100 - V650) / (1 - FracKero)$
 $\$V6503 = If(V6503 > 100, 100, V650)$

\$ -----
 \$ UTILITIES
 $GasLHV = Gas * 21$
 $Fuel = -RateV * (.0846 + .0000769 * SCFH_{Hyd})$
 $LPS = -RateV * (.004 + .0000167 * SCFH_{Hyd})$
 $Power = -RateV * (.769 + .006154 * SCFH_{Hyd})$
 $CW = -RateV * (.0315 + .0000923 * SCFH_{Hyd})$
 $Chem = -RateV * (.0169 + .00001539 * SCFH_{Hyd})$
 $Capital = -(8.65 + .01423 * SCFH_{Hyd}) * (RateV / 10000 + .0001)^{0.65}$
 END

DHT.mod Diesel/Kero Hydrotreater

Products: DHTNaph, DHTDist

Parameters: Severity(20)

Note that severity of 10-simple desulfurize, 90-aromatics saturation

Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

 $SCFHyd = (120 + Ole * 10 + 0.9 * SUL * 60) + (100 + 0.1 * SUL * 60 + ARO * 20) * Severity / 100$ $WtFrHyd = SCFHyd / 65800 / SG$ $H2 = -WtFrHyd * RateW$ $H2S = 0.010625 * SUL * (.95 + Severity * .0005) * RateW$ $Gas = (.005 + .000005 * Severity * Severity) * RateW$ $RateW1 = (.001 + .0004 * Severity) * RateW$ $RateW2 = RateW - H2 - H2S - Gas - RateW1$

\$ -----

\$ PROPERTIES

API1=55

RVP1=2

RON1=65

MON1=60

Naph1=18

Aro1=12

V2001=40

V3001=70

V4001=100

PropA1=SCFHyd

 $API2 = API + .003 * SCFHyd + .01 * Severity$ $Sul2 = Sul * (0.1 - .0009 * Severity)$ $Aro2 = Aro * (1 - 0.008 * Severity)$

Por2=Por

Frz2=Frz

Flsh2=Flsh

 $Smk2 = Smk + 0.002 * SCFHyd + .01 * Severity$ $Cet2 = Cet + .006 * SCFHyd + .015 * Severity$

CS1222=CS122

CS2102=CS210

V3002=V300

V4002=V400

V5002=V500

V6502=V650

\$ -----

\$ UTILITIES

GasLHV=Gas*21

Fuel = -RateV*(.0846+.0000769*SCFHyd)

LPS = -RateV*(.004+.0000167*SCFHyd)

Power = -RateV*(.769+.006154*SCFHyd)

CW = -RateV*(.0315+.0000923*SCFHyd)

Chem = -RateV*(.0169+.00001539*SCFHyd)

Capital = -(8.65+.01423*SCFHyd)*(RateV/10000+.0001)^0.65

END

Hydrogen.mod - Hydrogen plant

This block produces hydrogen quantity required by all upstream blocks using nat gas as feed.

If upstream blocks have excess hydrogen, it will be sent to fuel.

Feed:None

No products

No user Parameters

Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

H2Prod=IF(PH2>0,0,-PH2) \$ If excess hydrogen from prior blocks then rate=0

H2ToFuel=If(PH2<0,0,PH2) \$ If prev blocks have excess H2 then send to fuel

H2=If(H2Prod>0,H2Prod,-H2ToFuel) \$ KLb hydrogen produced or sent to fuel gas system

\$ -----

\$ UTILITIES

Gas=H2ToFuel

GasLHV=Gas*59

MMSCF=H2Prod*0.188 \$ Prod rate in mmscfd. 1 KLb=0.188 million scf

Power = -600*MMSCF

Fuel = -400*MMSCF \$ includes feed and fired, 400 mmbtu per mmscf hydrogen

HPS = 35*MMSCF \$ steam export=35000 lb per mmscf hydrogen

BFW = -1.1*HPS

CW = -150*MMSCF

Chem = -25*MMSCF

Capital = -31*(MMSCF/30)^0.65

END

\$ Resid_HC.mod - Vacuum residue hydrocracking

Products: RHCLN,RHCHN,RHCDiesel,RHCGasOil,RHCBott

Parameters: Conv(80) \$ conversion of 1050+F, ~65-90 range

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

DeltaC=Conv-67 \$ deviation from base conversion of 67%

H2 = -(0.0227+0.00032*DeltaC+(5-API)*0.0005)*RateW

H2S = (0.0096+0.000017*DeltaC)*SUL*RateW

Gas = (.0346+0.0018*DeltaC)*RateW

IC4=(.0168+0.00024*DeltaC)*0.55*RateW

NC4=IC4*0.45/.55 \$ 55% of total C4 is IC4, 45% is NC4

A=(.0304+0.00069*DeltaC)*RateW \$ C5-180F naphtha wt%

B=(.0773+0.00094*DeltaC)*RateW \$ 180-400 naphtha

RateW1=A+B

RateW2=(.1519+0.00471*DeltaC)*RateW \$ 400-650 diesel

RateW4=(.320 -0.00993*DeltaC)*RateW \$ 1050+ residue

CW = -RateV*(0.1+.006*DeltaC)
 Chem = -RateV*(0.5+.065*DeltaC)
 Capital = -RateV*(0.0044+0.000067*DeltaC)
 END

\$ tame.mod

\$ This block consumes C5 iso olefins from a light naphtha feed.
 \$ Methanol cost is added to the Chem utility.

Feed: Naphtha
 Products: TAME, Naphtha
 Parameters: Conv(95),MeOHCst(280.00),DistFact(1.0)

\$ Iso-C5= + Methanol => TAME
 \$ 70.135 + 32.042 => 102.177

\$ Reactive = Wt % of feed that is reactive (tertiary branched C5=).
 \$ Normally 2MB1 and 2MB2 - 3MB1 is unreactive, however
 \$ diene hydrogenation will convert 3MB1 to 2MB1/2MB2

\$ A feed from FCC-X2 will have PROPX set equal to Reactive
 \$ If you specify Reactive in the input block, this specified
 \$ value will override the FCC-X2 value.

\$ Conv = Wt % conversion of reactive olefins.

\$ Conv = 95 For Reactive Distillation
 \$ Conv = 65 For Non-Reactive Distillation Schemes

\$ MeOHCst = Methanol Cost - \$/Metric Ton

\$ DistFact = Distillation Factor

\$ 0.00 With No External Fractionation
 \$ 1.00 With FCC Gasoline Depentanizer
 \$ Add 0.40 For C5/Ether Splitter
 \$ Add 0.40 For A Raffinate Splitter

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

NELSON = 1354.0
 MeOHCst = 280.00

Reactive = PROPX \$ Percent Reactive Olefin

C5Used = RateW*Reactive*Conv/10000 \$ HC Feed Consumed - 1000
 lb/DayRateW1
 RateW1 = C5Used*102.177/70.135 \$ TAME Make - 1000 Lb.Day
 RateV1 = RateW1/(0.77*0.3502) \$ vol rate of TAME to use in utility calcs below
 Methanol = RateW1-C5Used \$ Weight Methanol - 1000 Lb
 RateW2 = RateW-C5Used \$ Unreacted portion of feed

\$ -----

PROPERTIES

SG1 = 0.77 \$ G&H 3p337
 RVP1 = 4.0 \$ UOP SD-A1 (3-4 Range)
 RON1 = 111 \$ UOP SD-A1
 MON1 = 98 \$ UOP SD-A1
 Oxy1 = 15.7 \$ UOP SD-A1
 BENZ1 = .000001

FC5Used = C5Used/RateW \$ Fraction FCCC5 Feed Used

\$ Properties Of FCCC5 Feed Reacted

\$ SG = 0.640
 \$ RON = 98.81
 \$ MON = 84.10
 \$ RVP = 16.39
 \$ OLE = 100.0

SG2 = (SG -0.640*FC5Used)/(1-FC5Used)
 RVP2 = (RVP -16.39*FC5Used)/(1-FC5Used)
 RON2 = (RON -98.81*FC5Used)/(1-FC5Used)
 MON2 = (MON -84.10*FC5Used)/(1-FC5Used)
 OLE2 = (OLE -100.0*FC5Used)/(1-FC5Used)
 BENZ2 = .000001
 V1502 = V150

\$ -----

\$ UTILITIES

Power = -1.000*RateV1 -DistFact*0.520*RateV1
 LPS = -0.830*RateV1 -DistFact*0.000*RateV1
 HPS = -0.000*RateV1 -DistFact*1.084*RateV1
 CW = -3.342*RateV1 -DistFact*3.071*RateV1
 Capital = -8.0*(RateV1/1041)^0.65 -DistFact*3.5*(RateV1/1041)^0.65
 Capital = Capital * (NELSON/1354)
 Chem = -Methanol*MeOHCst*.45359

END

\$ MTBE-X1.mod

\$ This block takes IC4U (isobutylene) from all upstream blocks.

\$ Methanol cost is assigned to the utility Chem

\$ The variable Percent controls the fraction of available

\$ isobutylene that is reacted to form MTBE. Normal Percent values:

\$ Percent = 97.0 - Reactive Distillation

\$ Percent = 93.0 - Non-Reactive Distillation Process

\$ Isobutene + Methanol => MTBE

\$ 56.11 + 32.04 = 88.15

\$ Feed: None

\$ Products: MTBE

Parameters: Percent(97), MeOHCst(280)

MeOHCst = 280.00 \$Methanol Cost - \$/Metric Ton

NELSON = 1354.0

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

RateW1 = PIC4U*88.15/56.11*Percent/100 \$ MTBE Make - 1000 Lb/Day

IC4U = -PIC4U*Percent/100 \$ Consume IC4U quantity

RateV1 = RateW1/(0.74*0.3502)+.001 \$ For utility calcs below

Methanol = RateW1+IC4U \$ Methanol - 1000 Lb/Day

\$ -----

\$ PROPERTIES

SG1 = 0.74

\$ G&H 3p337

RVP1 = 9.0

\$ UOP SD-A1 (8-10 Range)

RON1 = 118

\$ UOP SD-A1

MON1 = 100

\$ UOP SD-A1

V1501 = 100

\$ NBP 131 F - 100% Over At 150F

Oxy1 = 18.2

\$ UOP SD-A1

BENZ1 = 0.000001

\$ -----

\$ UTILITIES

Power = -0.81*RateV1

\$ 0.81 KW/Bbl MTBE

LPS = -0.350*RateV1

\$ 50 Lb/Bbl MTBE

HPS = -0.000*RateV1

\$ 300 Lb/Bbl MTBE

CW = -1.541*RateV1

\$ 1541 Gallons/Bbl

Capital = $-4.5*((\text{RateV1})/800)^{0.70}$
 Capital = IF (RateV1<1, 0,Capital)
 Capital = (NELSON/1354) * Capital
 Chem = -Methanol*MeOHCst*.45359

END

ALKY.mod

This block consumes part/all C3U, C4U (mixed butenes) and IC4U (isobutylene) from all upstream blocks and reacts them with isobutane. If IC4 required for reacting all olefins is more than IC4 available than IC4 will be purchased if BuyIC4>0 in input.

Feed:None to be entered by user
 Product: Alkylate
 Parameters: FeedType(4), BuyIC4(0)

\$ User Parameters:
 \$ FeedType (=3 will alkylate C3 as well as C4 olefins. =4 only C4 olefins)
 \$ BuyIC4 (0 or less means no purchase of IC4 ie surplus olefins will not be used)
 \$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

YIELDS

F=IF(FeedType<4,1,0) \$ F=1 if choosing C3+C4 olefins alkylation, 0 if C4 only
 FracC3=F*PC3U/(PC3U+PC4U+PIC4U) \$ ie fraction C3 in olefin feed
 IC4Rqd=1.051*(PC4U+PIC4U)+F*1.402*PC3U \$ IC4 rqd to react all of olefin in feed.

IC4Used=If(IC4Rqd<PIC4,IC4Rqd,If(BuyIC4>0,IC4Rqd,PIC4))

C4U=-PC4U*IC4Used/IC4Rqd

IC4U=-PIC4U*IC4Used/IC4Rqd

C3U=-F*PC3U*IC4Used/IC4Rqd

IC4=1.051*(C4U+IC4U)+1.402*C3U \$ consumption of IC4.

RateW1=-IC4-C4U-IC4U-C3U

API1=70.1+FracC3*2.44

SG1=141.5/(131.5+API1)

RateV1=RateW1/(SG1*0.3502) \$ To use in utility calcs below

\$ -----

PROPERTIES

\$ API1=70.1+FracC3*2.44 \$ API calc is already done above

RVP1=6.5

RON1=97-6.1*FracC3

MON1=RON1-2

V1501=0

V2001=40

V3001=100

V4001=100

\$ -----

UTILITIES

Power=-10.5*RateV1

```

LPS=-0.2*RateV1
CW=-2.1*RateV1
Chem=-0.5*RateV1
Capital=-35*(RateV1/10000)^0.65
END

```

POOL-PRD.MOD

\$ This module is designed to place POOL LPG into block flow
 \$ drawing streams. Whithout an operation like this,
 \$ pool components do not appear explicately on the block flow.

\$ A feed (or feeds) can be directed to this module. User
 \$ properties that define the weight fraction of each LPG
 \$ component must named:

```

$ XC3U = Weight Fraction Propylene    (OLEFIN)
$ XC3  = Weight Fraction Propane
$ XIC4 = Weight Fraction Isobutane
$ XNC4 = Weight Fraction Normal Butane
$ XIC4U = Weight Fraction Isobutene   (OLEFIN)
$ XNC4U = Weight Fraction Normal Butene (OLEFIN)

```

Products: C3U, C3S, IC4, NC4, IC4U, C4U

\$ No user Parameters
 \$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ Take all pool LPG's plus feed LPG and place in separate product streams.

```

RateW1 = PC3U + RateW*XC3U
RateW2 = PC3S + RateW*XC3
RateW3 = PIC4 + RateW*XIC4
RateW4 = PNC4 + RateW*XNC4
RateW5 = PIC4U + RateW*XIC4U
RateW6 = PC4U + RateW*XNC4U

```

```

C3U  = -PC3U
C3S  = -PC3S
IC4  = -PIC4
NC4  = -PNC4
IC4U = -PIC4U
C4U  = -PC4U

```

```

SG1 = 0.52200
SG2 = 0.50770
SG3 = 0.56310
SG4 = 0.58440
SG5 = 0.60040

```

SG6 = 0.61000

RVP3 = 71

RVP4 = 52

RVP5 = 64

RVP6 = 50

RON3 = 93

RON4 = 93

RON5 = 98

RON6 = 98

MON3 = 92

MON4 = 92

MON5 = RON5 - 3

MON6 = MON5 - 3

OLE1 = 100

OLE2 = 0

OLE3 = 0

OLE4 = 0

OLE5 = 100

OLE6 = 100

BENZ1 = .000001

BENZ2 = .000001

BENZ3 = .000001

BENZ4 = .000001

BENZ5 = .000001

BENZ6 = .000001

END

C4Isom.mod

Suggest this block be after Alky block in the flowsheet

No Products. None by user (Isobutane produced will be added to the pooled isobutane)

Feed : None

Parameter : CapMode(1)

\$ CapMode=0 means produce all IC4 required and buy/sell NC4 short/excess

\$ CapMode=1 means charge all available NC4 and buy/sell IC4 short/excess

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

\$ PNC4 and PIC4 are the wt rates of NC4 and IC4 available from all prior blocks:

positive if excess

FeedEst=If(CapMode>0,PNC4*0.2437,-PIC4/.98) \$ choose feed rate based on

Capacity option

NC4=-If(FeedEst<0,0,FeedEst) \$ NC4 consumed.

H2 = 0.0012 *NC4 \$ Hyd consumption ~50 SCF/B or 0.0012 X Feed by wt.
 IC4=-0.98 *NC4 \$ IC4 yield is 98% of NC4 feed. This will be a positive number or zero.

Gas = -NC4-H2-IC4

\$ -----

\$ PROPERTIES

\$ No properties to be calculated. Product is added to the IC4 pool

\$ -----

\$ UTILITIES

GasLHV=Gas*21

RateV=-NC4/(0.5844*0.3502) \$ feed rate in BPSD to figure utilities

Fuel = -RateV *0.2

Power = -RateV *1.0

CW = -RateV *0.6

Chemical = -RateV *0.05

Capital = -9 *(RateV/10000)^0.65

END

C5C6Isom.mod

Products: Isomerate

Parameters : Recycle(0)

\$Recycle=0 means once through, =1 means mol sieve sep and recycle)

\$ Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU

\$ -----

\$ YIELDS

Recy=if(Recycle>1,1,Recycle) \$ set Recy=1 max

RecyF=1+Recy/2 \$ Ratio of utilities etc.- Recycle/once thru

H2 = -.0012*RecyF*RateW \$ Hyd consumption ~50 for once thru and 75 SCF/B for recycle

Gas = 0.020*RecyF*RateW

RateW1 = RateW-H2-Gas

\$ -----

\$ PROPERTIES

API1=API+RecyF*2

RVP1 = (1+.18*RecyF)*RVP

RON1 = 82+Recy*7 \$ Once thru product RON=82, Recycle RON=89

MON1 = RON1-2

V1501 = 50

V2001 = 80

V3001 = 100

V4001 = 100

\$ -----

\$ UTILITIES

GasLHV=Gas*21

Fuel = -RateV *0.2 *RecyF

Power = -RateV *1.0 *RecyF

CW = -RateV *0.6 *RecyF

Chem = -RateV *0.05 *RecyF

```
Capital = -9 *(1+Recy) *(RateV/10000)^0.65
END
```

Sulfur recovery unit: Sulfur.mod

This block takes all H2S from all upstream blocks and recovers sulfur.

```
Feed:None
Products:Sulfur
No user parameters
```

```
Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU
$ -----
YIELDS
RateW1=PH2S*0.941*0.98
H2S=-PH2S
$ -----
PROPERTIES
SG1=1E20
$ -----
$ UTILITIES
Power=-50*RateW1
BFW=-3.415*RateW1
HPS=3.25*RateW1
Capital=-18*(RateW1/200)^0.65
END
```

UtilGen.mod - Steam & power generation

This unit generates the steam and power required by all upstream blocks in the simulation.

Additional power may be generated by the EXTRAPWR entry in input.
Also the GASLHV utility is converted to FUEL utility.

```
Feed:None
No products
Parameters: ExtraPwr(0), COGEN (0)
ExtraPwr means KWH to be generated in addition to requirement of upstream blocks
$ If COGEN=1 entered in the input, power will be generated in addition to steam.
```

```
Units of measure: BBL, KLB, DegF, MMBTU
$ -----
$ UTILITIES
```

```
LPS=-PLPS  $ -PMPS is the steam requirement of upstream units
MPS=-PMPS
HPS=-PHPS
BFW=-((LPS+MPS+HPS)*1.05+ExtraPwr*.0083
```

GasLHV=-PGasLHV

Fuel = -1.25*(LPS+MPS+HPS)-0.25*COGEN*(LPS+MPS+HPS)+ PGasLHV

Power=CoGen*(LPS*44.25+MPS*34.0+HPS*24.62)+ExtraPwr

Capital = -20*((LPS+MPS+HPS)/12000)^0.65 + 30*((Power)/0.42E6)^0.65

END

APÉNDICE 2. DIAGRAMAS DE FLUJO DE LA SIMULACIÓN

En este apéndice se muestran los diagramas de flujo de bloques (pantalla BFD del sistema PetroPlan) que corresponden a los tres casos simulados:

1. Caso base (Refinería Miguel Hidalgo)
2. Caso optimización de mezclas de los productos finales
3. Caso optimización

