



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE
LA PLANTA COMBINADA No. 2 DE LA
REFINERÍA MIGUEL HIDALGO, PARA EL
MANEJO DEL CRUDO (MAYA)

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A :

ALMA DELIA HERNÁNDEZ TORRES





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado Asignado:

Presidente: Prof. Celestino Montiel Maldonado

Vocal: Prof. Alejandro Villalobos Hiriart

Secretario: Prof. Pedro Roquero Tejeda

1er. Suplente: Prof. Aída Gutiérrez Alejandre

2do. Suplente: Prof. Martín Rivera Toledo

Sitio donde se desarrolló el tema:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos (LSyOP)
Edificio de Ingeniería Química, Conjunto E
Facultad de Química
UNAM.

Asesor del tema:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

Sustentante:

Alma Delia Hernández Torres

MADUREZ

Madurez es la habilidad de controlar la ira y resolver las discrepancias sin violencia o destrucción.

Madurez es paciencia, en la voluntad de posponer el placer inmediato a favor de un beneficio de largo plazo.

Madurez es perseverancia, es la habilidad de sacar adelante un proyecto o una situación a pesar de fuerte oposición y retrocesos decepcionantes.

Madurez es humildad, es ser suficientemente grande para decir me equivoqué, y cuando se está en lo correcto la persona madura no necesita experimentar la satisfacción de decir "te lo dije".

Madurez es la capacidad de tomar una decisión y sostenerla, los inmaduros pasan sus vidas explorando posibilidades, para al fin no hacer nada.

Madurez significa confiabilidad, mantener la propia palabra, superar la crisis, los inmaduros son maestros de la excusa, son los confusos y desorganizados, sus vidas son una mezcla de promesas rotas, amigos perdidos, negocios sin terminar y buenas intenciones que nunca se convierten en realidad.

Madurez es el arte de vivir en paz con lo que es imposible cambiar.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme la oportunidad de llegar hasta aquí.

A la Facultad de Química, por el alto nivel académico con el que forma a los futuros profesionales de la industria química

A todos los profesores, por poner siempre sus mejores esfuerzos en impartir sus conocimientos, por su paciencia.

Al Ing. Alejandro Villalobos Hiriart, por supervisarme y hacerme las observaciones pertinentes para realizar un mejor trabajo.

Al profesor Celestino Montiel, por apoyarme para la realización de este trabajo.

A todas las personas que me apoyaron, dándome palabras de aliento cuando más mal me sentía.

DEDICATORIAS

A mis padres.....

Como un testimonio de mi infinito aprecio y agradecimiento por toda una vida de esfuerzos y sacrificios, brindándome siempre cariño y apoyo cuando más lo necesite. Deseo de todo corazón que mi triunfo como mujer y profesionalista lo sientan como suyo propio. Con amor, admiración y todo mi cariño.

A mi hermana

Por haber sido aquella persona que me contagiaba de su alegría y juventud cuando llegaba a olvidar que existían.

A Oscar

Por enseñarme que el amor existe y que es uno de los grandes motores para poder llevar a cabo a cumplir los sueños, que si uno se lo propone se hacen realidad, siendo un rayito de luz apoyándome y haciéndome ver cual es lo mejor para mi.

A Judith

Por ser mi amiga en la carrera, compartiendo alegrías y tristezas.



Índice

	Página
Capítulo 1	
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Objetivos	5
Capítulo 2	
2. GENERALIDADES	
2.1. Localización de la Refinería Miguel Hidalgo	7
2.2. Antecedentes	8
2.3. Diferencia entre la planta combinada No 1 y la No 2 de la refinería de Tula	12
2.4. Procesos de Refinación	12
Capítulo 3	
3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO	
3.1. Planta de Destilación Combinada No 2	31
3.2. Destilación atmosférica	33
3.3. Destilación al vacío	34
Capítulo 4	
4. Simulación de la Planta Combinada No 2 de la Refinería Miguel Hidalgo	36
4.1. Simulación del proceso	36
4.1.1. Crear un sistema de unidades	36
4.1.2. Componentes	37
4.1.3. Paquete de propiedades	39
4.1.4. Caracterización del Petróleo	44
4.1.5. Operaciones unitarias	48
4.2. Descripción del proceso	49
4.2.1. Precaentamiento	49
4.2.2. Desalado	50
4.2.3. Despunte y calentamiento	52
4.2.4. Destilación atmosférica	55
4.2.5. Destilación al vacío	61
4.3. Simulación en HYSYS de la planta	65



Capítulo 5

ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO	72
---	----

Capítulo 6

Conclusiones	92
--------------	----

Bibliografía	95
--------------	----

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN





1. INTRODUCCIÓN

Esta tesis tienen como objetivo analizar el comportamiento que tiene la planta combinada No 2 con el cambio de alimentación a la que fue diseñada de una mezcla de 72% Istmo y 28% Maya, debido a que los petróleos mexicanos son cada vez más pesados teniendo un efecto importante sobre el diseño original al que fue hecha la planta.

El analizar el comportamiento de la planta combinada No 2 de Tula es de suma importancia, ya que es una de las principales refinerías de México procesando el 24.4% del petróleo que se refina en el país.

Existe hoy un gran interés por desarrollar sistemas de simulaciones que se apeguen totalmente a la realidad, representaciones de la materia así como de la estructura física de los equipos.

Actualmente el desarrollo de estas tecnologías ha llegado a un nivel importante en el modelado de sistemas de refinación. Es así como los conocimientos fundamentales y el desarrollo de habilidades llegan a estructurar esquemas de simulaciones totalmente compatibles con la realidad, así como resultados confiables para futuros desarrollos.

El desarrollo de éste trabajo permite alcanzar estos niveles en donde la teoría y la práctica representan conjuntamente esta realidad virtual.

La herramienta principal para analizarla fue el simulador de HYSYS. El cual nos permite realizar un esquema lo más apegado a la realidad para observar cuales son los efectos ocurridos al cambio de alimentación a la que fue diseñada en el año de 1987 (72% istmo 28% maya).

Que hoy en día la mezcla alimentada es cada vez más pesada, de acuerdo con las proyecciones el petróleo que se alimentará al Sistema Nacional de Refinación por las siguientes razones:

✳ En los estudios de prospectiva sobre la ocurrencia del petróleo en México y en la producción actual del petróleo, denominan los yacimientos de petróleo pesado (Figura 1.1 y 1.2).

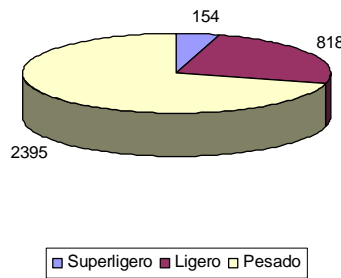


Figura 1.1 Producción de petróleo por tipo (octubre de 2005, 3 3367 miles de barriles diarios) (PEMEX, 2005)

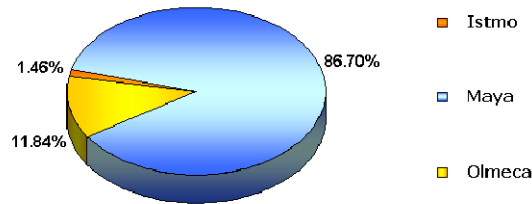


Figura 1.2 Distribución de las exportaciones de petróleo por tipo de petróleo en 2004 (www.pemex.gob.mx)

✳ La sustitución del petróleo no producido en Cantarell con la producción de los diferentes pozos de producción del Activo Integral Ku Maloob Zaap son de petróleo pesado hasta de 12° API.

Propiedad	Olmeca	Istmo	Maya	Ku-H	Ku-M
Gravedad API	39	33.42	21.32	12.67	13.17
Peso específico	0.830	0.855	0.926	0.981	0.978
Azufre/Nitrógeno Total, % peso	$\frac{1}{0.03}$	$\frac{1.40}{0.1}$	$\frac{3.64}{0.337}$	$\frac{5.25}{0.63}$	$\frac{5.13}{0.639}$
Factor de caracterización, K	12	11.39	11.76	11.53	11.57
Viscosidad Cinética, cST a 25°C	9	9.35	236.1	18130	12872
Carbón Conradson, % peso	4.02	4.15	11.89	16.25	13.49
Contenido níquel, ppm	1	9.2	53.8	87.11	87
Contenido vanadio, ppm	2	43.8	271.3	448.34	433.34
Rend. de destilados a 538°C, %	> 80	78.5	62.9	51.3	51.7

Figura 1.3 Propiedades de los petróleos actuales mexicanos (PEMEX, 2005)

El problema que se tiene es que al manejar una mezcla de crudo más pesado teniendo mayor producción de pesados, siendo diferente su alimentación a la que fue diseñada.

La refinación del petróleo es de gran importancia ya que es la principal fuente de combustibles como son la gasolina, turbosina, kerosina, diesel productos que con su procesamiento adquieren un alto valor agregado.

De acuerdo con su antigüedad, las refinerías que componen el sector nacional de refinación, fueron diseñados con crudos de composición muy diferente las cuales fueron diseñadas para procesar petróleos ligeros, petróleos pesados o mezclas de



ambos como es el caso de la planta combinada No 2 de la refinería Miguel Hidalgo la cual maneja una mezcla de petróleo (78% istmo y 28% maya).

1.1. Objetivos

El objetivo de la realización de esta tesis es el analizar el comportamiento de la estructura actual de las columnas atmosférica y de vacío de la planta combinada No. 2 de la refinería “Miguel Hidalgo” ubicada en Tula, al cambio en la alimentación del petróleo.

Alcance

El análisis de la planta se útil para poder determinar que equipos son capaces de ser utilizados a un cambio de alimentación, el esquema generado debe ser modificado con las dimensiones reales de la planta para que no solo quede en algo teórico si no que sea aplicado a la realidad.

La simulación se centró en la primera sección de procesamiento del petróleo de la Refinería.

La planta combinada No. 2 se integra por la sección de destilación atmosférica y la sección al vacío, contando con la restricción de manejar una mezcla de 72% Istmo y 28% Maya, a la cual se vario el porcentaje de alimentación de petróleo tipo Istmo.

CAPÍTULO 2

GENERALIDADES



2 GENERALIDADES

2.1 Localización de la Refinería Miguel Hidalgo

En la figura 2 se observa el estado de Hidalgo en el cual se encuentra la Refinería Miguel Hidalgo ubicada en el municipio de Tula de Allende, 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 sus productos.

La refinería de Tula ha logrado convertirse en una de las principales de México procesando el 24.4% del petróleo 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.



Figura 2 Estado de Hidalgo



Origen de las materias primas

El crudo que se procesa en la refinería es una mezcla de crudo Istmo (72%) y crudo Maya (28%) 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 una ruta alterna de suministro de crudo que va desde Nuevo Teapa, pasando por Poza Rica, hasta la refinería.

Instalaciones

La refinería actualmente tiene una capacidad de proceso instalada de 315,000 BPD., y en área productiva esta integrada por 11 sectores que incluyen: plantas de proceso, plantas ecológicas de productos y un sector de servicios auxiliares.

2.2 Antecedentes

La refinería Miguel Hidalgo nace con la tecnología de punta y fue la primera planteada 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 primera Planta Combinada No 1 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 y en la otra una destilación al alto vacío, iniciándose en éstas el proceso de refinación del petróleo. 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 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 operaciones el sector de Tratamiento de Efluentes.

Segunda Etapa

En noviembre de 1987 inició la segunda etapa con la operación de las Planta Combinada 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 1 000 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 operación 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.

Tercer 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 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.

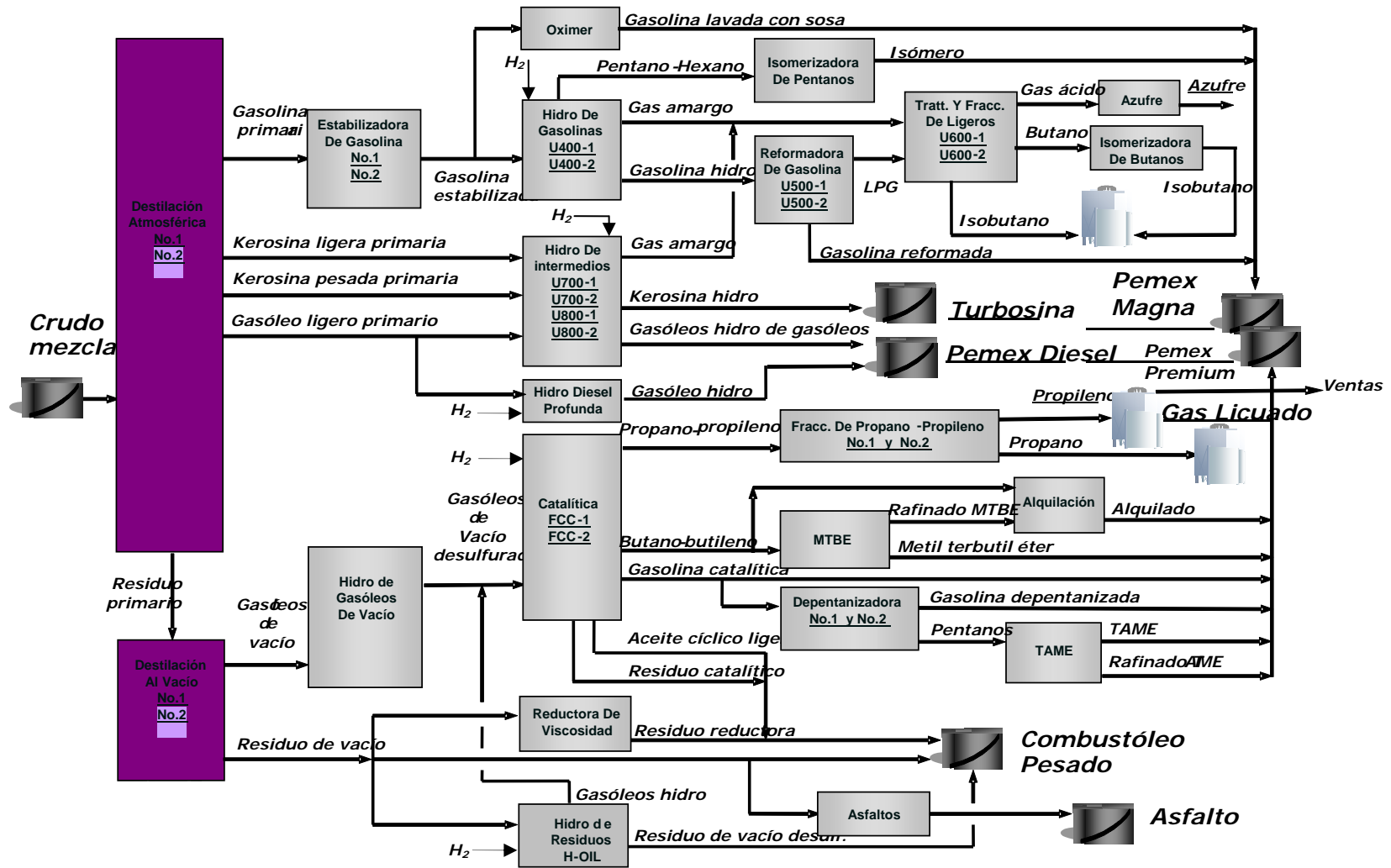


Figura 2.1 Diagrama de flujo de la Refinería Miguel Hidalgo

2.3 Diferencia entre las planta combinada No 1 y la No 2 de la refinería de Tula

La planta combinada No 1 pertenece al sector 1 la cual fue puesta en operación en el año de 1976 fue diseñada para manejar una alimentación de crudo tipo istmo 32.04 °API. Fue construida en la primera etapa de la refinería.

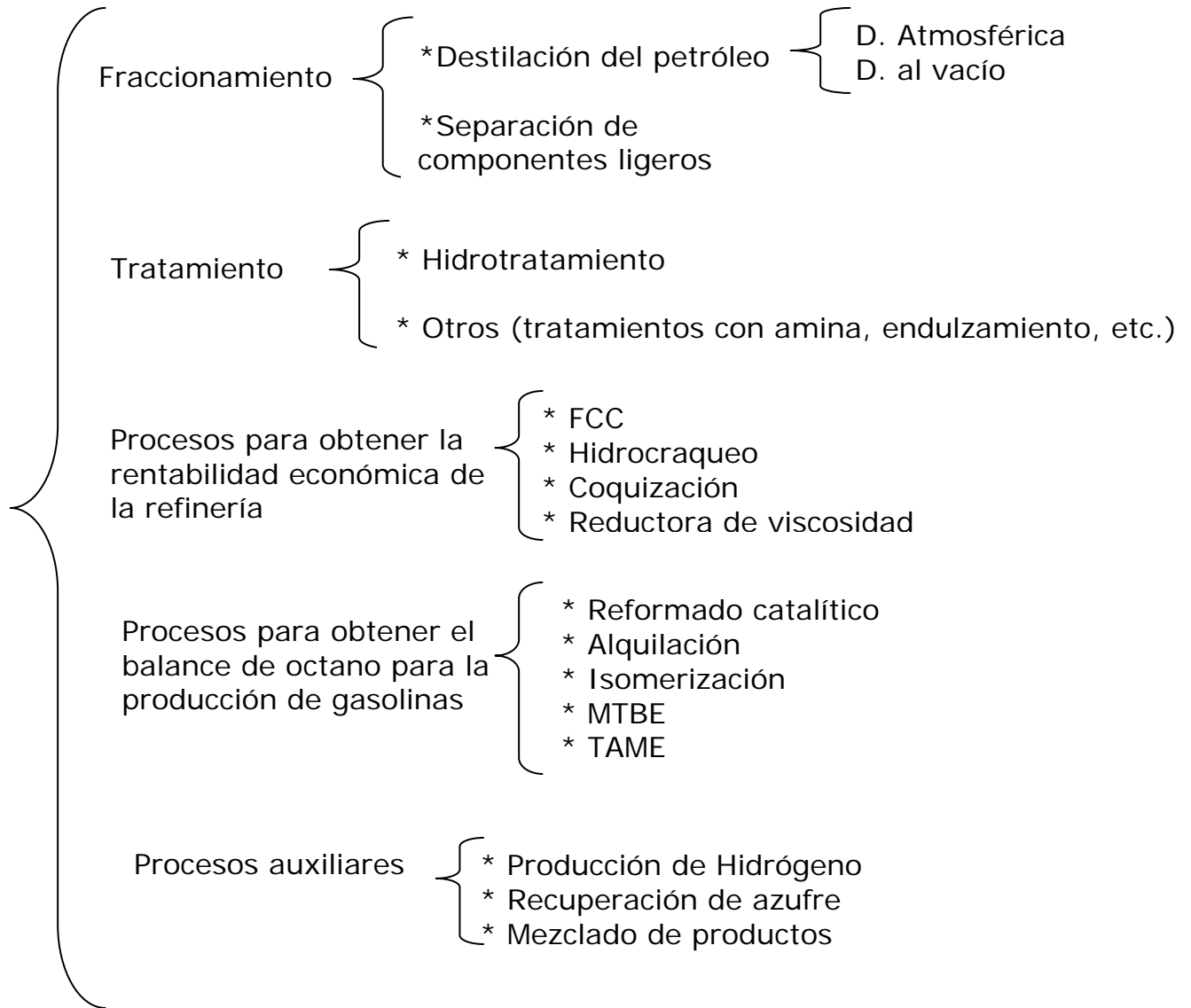
Después de 11 años en la segunda etapa de la refinería, fue construida la planta combinad No 2 esta pertenece al sector 7 la cual fue diseñada para manejar una mezcla de crudos.

CRUDO	Planta combinada No 1 DISEÑO	Planta combinada No 2 DISEÑO	Planta combinada No 2 ACTUAL
	1976	1987	2007
ISTMO	100	71.2	69.44
MAYA	0	28.8	30.56

Tabla 2 Diferencias entre planta combinada No 1 y No 2

2.4 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 indeseables, 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.



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 intervalos 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 líquidos “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 debajo 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 intervalo 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.

La refinación es una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo, la materia prima para obtener de él por destilación, los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos con propiedades físicas y químicas bien definidas.

Después de la separación se aplican a los derivados así obtenidos diversos procesos de conversión para obtener de ellos productos más valiosos y éstos se someten finalmente a tratamientos con ácidos, álcalis, solventes extractivos, catalíticos con hidrógeno y reactivos químicos en general, a fin de eliminar las impurezas que los hacen impropios para su empleo comercial.

El aceite crudo, de muy diversa constitución según el origen, tiene rendimientos variables en el proceso de destilación y de fraccionamiento, a determinadas condiciones de presión y temperatura.



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 2.3. El petróleo o mezcla de crudo se bombea desde los tanques de almacenamiento hasta los intercambiadores de calor que precalientan el crudo a 250° F (121.1°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 266 – 284° F (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 (148.89° C) 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 crudos). Sin embargo, cuando se manejan crudo un poco más pesados (17 – 17.5° API) recomienda 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, kerosinas, 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 (389.89° C), ya que por encima de esta temperatura, ocurre un craqueo térmico del petróleo en gases ligeros y coque. El coque es esencialmente carbón 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.

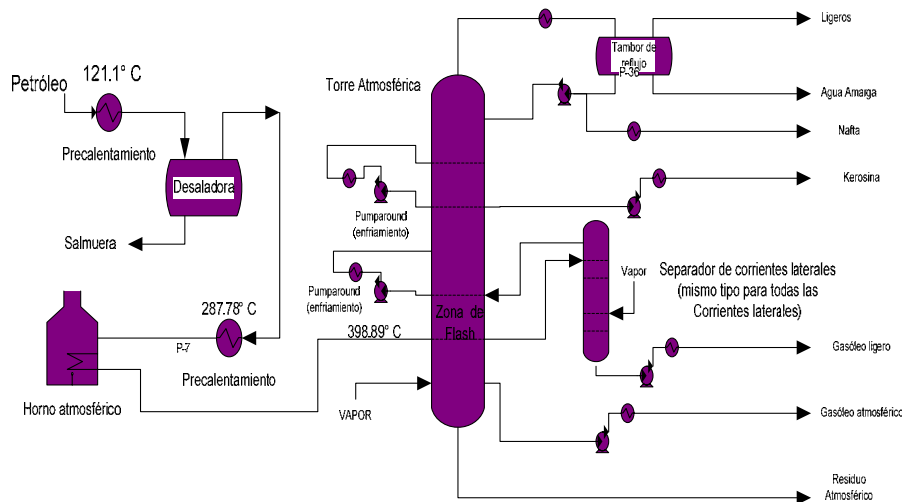


Figura 2.3 Torre atmosférica

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 2.4. 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 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.

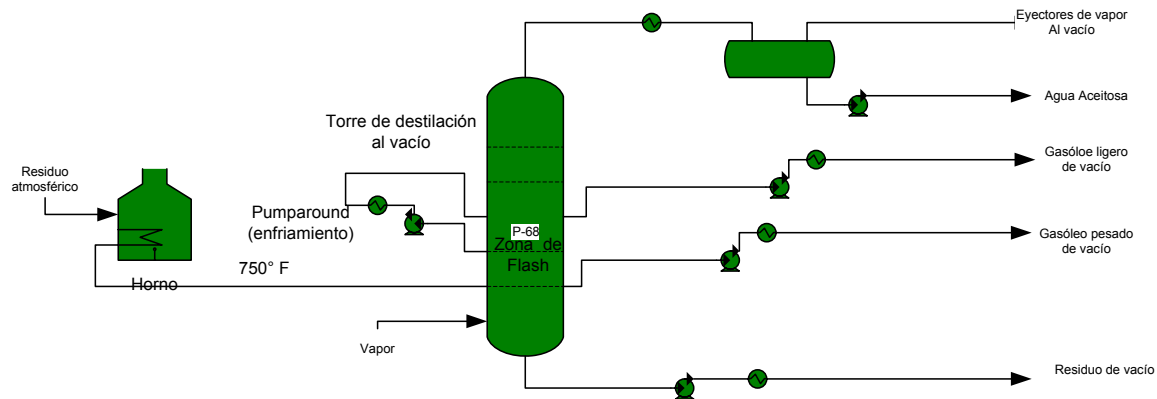


Figura 2.4 Destilación al vacío

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

	IntervaloTBP inicial (°F)	Intervalo TBP final (°F)	IntervaloTBP inicial (°C)	Intervalo 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	321.11-454.44
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 Intervalos TBP de puntos de corte de la destilación del petróleo

Separación de componentes ligeros

Los componentes ligeros son los hidrocarburos que ebulen a muy bajas temperaturas metano, 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 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.

Tratamiento

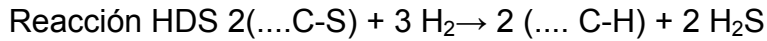
Hidrotratamiento

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 corriente intermedia, 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.

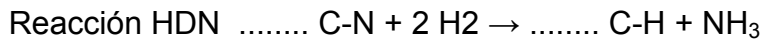
El hidrotratamiento es un proceso en el cual el gas hidrógeno se mezcla con la corriente de hidrocarburos que se va a tratar y se introducen en un reactor que contiene varias camas de catalizador. Las reacciones de hidrodesulfuración (HDS) se llevan a cabo a una temperatura y presión elevadas, y además 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 H_2S .



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 intervalo de punto de ebullición generalmente contiene mayor concentración de azufre y el nitrógeno se remueve más fácilmente de los compuestos de menor punto de ebullición. Como resultado, la severidad del reactor se debe incrementar entre mayor sea el intervalo 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 2.5 y se describe a continuación. Las corrientes de alimentación y de hidrógeno se precalientan intercambiando calor con el efluente del reactor, y después se mezcla ya sea



antes después de se calentadas en un horno a fuego directo. Posteriormente, las corrientes se introducen por lo 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 el reactor. La alimentación fresca de hidrógeno (pureza del hidrógeno de 75-100% dependiendo de la fuente de hidrógeno) se mezcla con el hidrogeno 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 las 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 requiere. Debe estar provisto un paro del reactor cuando el reactor alcance la máxima temperatura de operación ($750^\circ F$, $398.89^\circ C$, generalmente) para permitir que el catalizador sea reemplazado con catalizadores fresco o regenerado. Dependiendo de catalizador, la alimentación y las condiciones requeridas, el catalizador puede permitir corridas de uno a cuatro años.

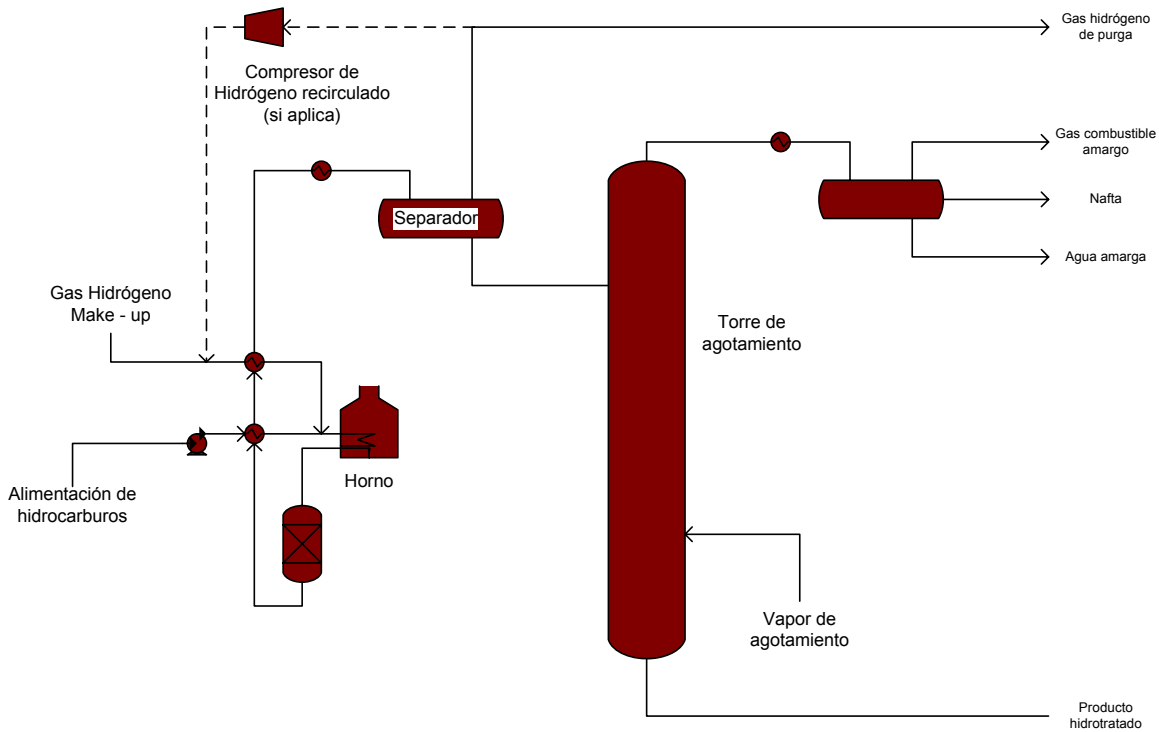


Figura 2.5 Hidrotratamiento

Especificaciones de los productos

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 de 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 esta 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 de 0 al 100. Un índice de octano de 100 le corresponde al isooctano (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 solo 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 isooctano 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 isooctano 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 de 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 parafina 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 turbosina

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 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.).

El combustible para aviones generalmente se obtiene de los cortes de kerosina de bajo azufre o desulfuración, 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 combustibles 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.

Hysys

HYSYS es una herramienta de modelado y análisis de las operaciones unitarias de ingeniería química. Ayuda a predecir el comportamiento de las variables dependientes al sufrir alguna modificación otras variables seleccionadas por el usuario, también se pueden especificar las características de los productos. Es una herramienta de modelado de procesos para la simulación a estado estacionario, diseño monitoreo del comportamiento, optimización y planeación de los negocios relacionados con el crudo y la producción de gas e industria de refinación del petróleo. Uno de los objetivos de los programas como HYSYS es proporcionar la capacidad de diseñar un proceso tan completo y preciso como sea posible.

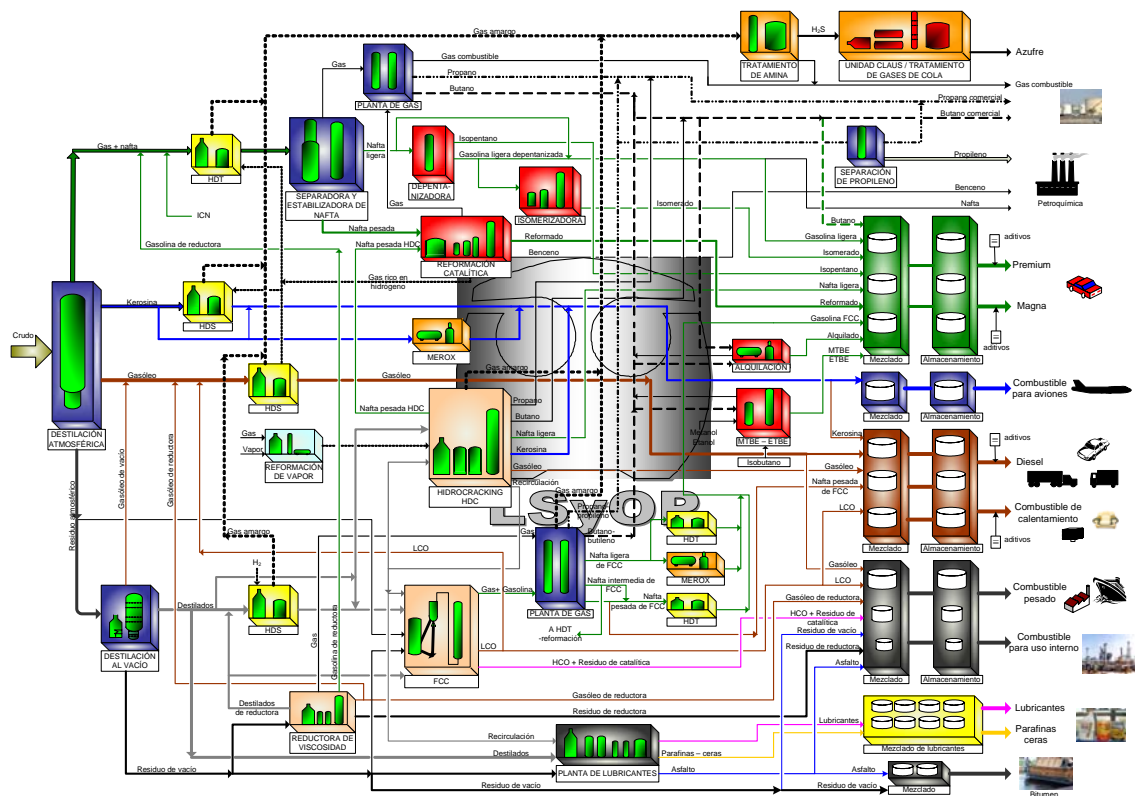
HYSYS es un programa que no espera a que se suministren todos los datos para iniciar los cálculos, siempre calcula todos los parámetros posibles y los resultados siempre están disponibles, aun mientras ejecuta cálculos. Cualquier cambio que se efectúe en los datos es propagado automáticamente a través del programa y se recalcula todo lo necesario instantáneamente.



Generalmente, es más sencillo localizar los errores mientras se va construyendo la simulación; sin embargo, hay ocasiones en las que no se desea que HYSYS calcule el diagrama entero cada vez que se realice un pequeños cambio. De ahí, la existencia de diferentes pantallas (ambientes), mientras se encuentra en un ambiente, los cálculos en otro ambiente no se efectúan. HYSYS nos permite movernos entre los distintos ambientes en cualquier momento mientras se está realizando la simulación.

CAPÍTULO 3

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO





3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

3.1 Planta de destilación combinada No 2

La planta de destilación combinada No.2 tiene una capacidad de procesamiento de 165,000 BPD de aceite crudo con una mezcla 72% tipo Istmo y 28% tipo Maya.

El diseño de la planta fue realizado con una alimentación de aceite crudo con las siguientes características:

	Istmo	Maya
°API , 20/4°C	33.24	19.71
Factor de caracterización	12	11.51
Peso específico a 20/4° C	0.856	0.933
Viscosidad a 37.8°C	52	4.8
Destilación Hempel		
TIE, °C	40	44
10% °C	122	138
20% °C	169	195
30% °C	225	258
40% °C	279	285

Tabla 3.1 Características del petróleo Istmo y Maya

Pertenece al sector 7, esta planta se creó para obtener productos refinados por destilación fraccionada, su rendimiento es variable de acuerdo a la composición del aceite crudo.

El objetivo de la planta es la de separar por medio de destilación, los productos primarios del crudo tales como: gas seco, gas licuado, gasolina, turbosina combinada, kerosina combinada, gasóleo ligero primario, residuo primario y gasóleo pesado primario. Estos productos pueden enviarse a tanques de almacenamiento y/o a otras plantas para continuar su procesamiento.

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 crudo.	Instituto México del Petróleo	Instituto México del Petróleo	* 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 inyecciones de vapor en el calentador a fuego directo. Rendimiento variable de acuerdo a la composición del petróleo.	Instituto México del Petróleo	Instituto México del Petróleo	* 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 México del Petróleo	Instituto México del Petróleo	* 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 México del Petróleo	Instituto México del Petróleo	* Gas seco * Gas licuado * Gasolina estabilizada
Tratamiento de Agua 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.		* Agua desflemada

Tabla 3 Plantas del sector 7



El diseño de la planta incluye fraccionamiento y tratamiento de nafta, tratamiento de gas licuado o LPG y otra sección para el tratamiento de aguas amargas.

A continuación se describirán las operaciones unitarias que se ven afectadas a un cambio de alimentación. Debido a que a medida que se aumenta la cantidad de crudo maya disminuirán los destilados y aumentaran los residuos siendo más pesados.

3.2. Destilación atmosférica

La torre A-DA-3 está diseñada con 41 platos del tipo válvula de dos pasos y con arrastre con vapor.

La torre A-DA-3 trabaja con las siguientes condiciones de operación:

En el domo con una temperatura de 152°C y una presión de 0.7 Kg/cm^2 , mientras que en el fondo con una temperatura de 361°C y una presión de 1.4 Kg/cm^2 .

El destilado y cortes que se obtienen son los siguientes:

Del domo, nafta primaria	15 8804 BPD
Del plato No 9, Turbosina	11 299 BPD
Del plato No 17, Kerosina	8 885 BPD
Del plato No 25, Diesel	20 207 BPD
Del plato No 33, GOP	7 640 BPD
Del fondo	79 500 BPD

De la destilación atmosférica los obtienen los siguientes productos:

1. Gas seco, se utiliza una parte como combustible y otra para enviar a plantas de recuperación de licuables.
2. Gas licuado se envía a almacenamiento.



3. Gasolinas, se envían como carga a plantas de hidrosulfurización y reformación catalítica, para obtener gasolinas y turbosinas finales.
4. Nafta pesada, se envía a plantas de tratamiento Merox o hidrosulfurización para mejorar su calidad y obtener diesel comercial.
5. Diesel, se envía como carga a hidrosulfurización para mejorar su calidad y preparar diesel comercial.
6. Gasóleo pesado, es utilizado como parte de la carga a la planta de desintegración catalítica.

Residuo primario, se emplea como materia prima en las plantas preparadoras de carga del proceso de desintegración catalítica.

3.3. ***Destilación al alto vacío***

La sección de destilación al vacío procesa el residuo primario proveniente de la sección atmosférica para obtener gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

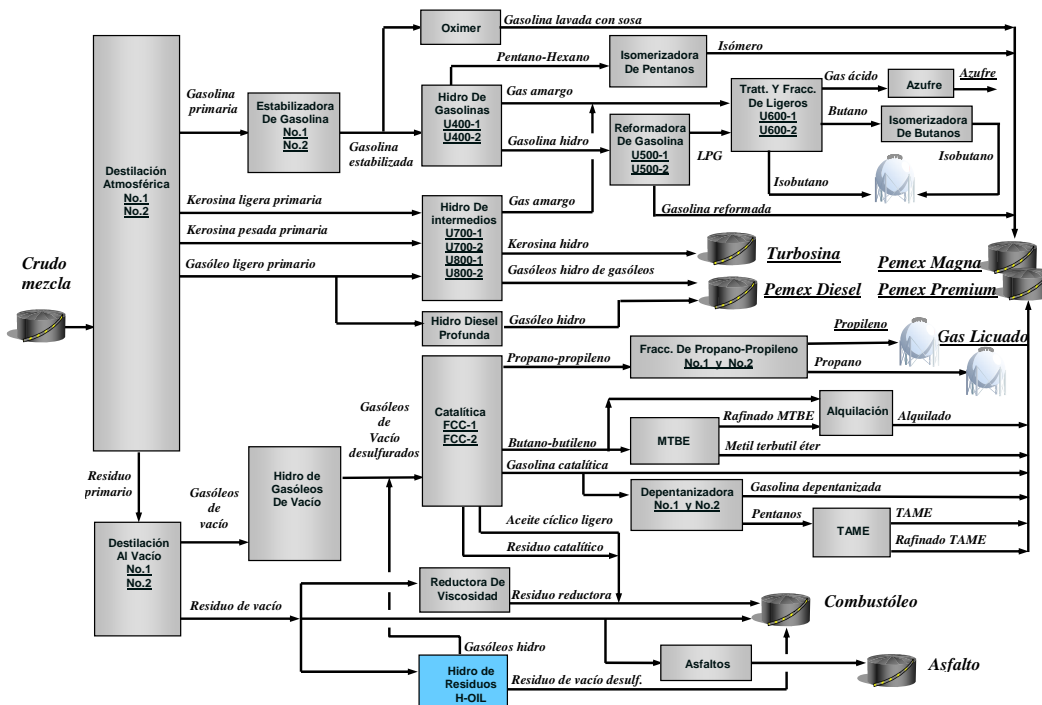
Servicio: destilar residuo primario en una torre húmeda contando, además con inyección de vapor en el calentador a fuego directo. Rendimiento variable de acuerdo a la composición del crudo.

Capacidad 90,000 BPD. de residuo primario.

Produce: gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

CAPÍTULO 4

SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO





4. SIMULACIÓN EN HYSYS DE LA PLANTA COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

4.1 Simulación del proceso

HYSYS es un simulador de procesos diseñado para refinación de petróleo, proceso de gas industrias químicas, petroquímicas e industrias de combustibles sintéticos. HYSYS utiliza la información que se le provee para generar más información automáticamente. HYSYS fue construido en módulos que cubren toda la industria de procesos químicos incluyendo separadores, intercambiadores de calor, compresores, bombas, válvulas, mezcladores, diferentes modelos de reactores y columnas. No existe un límite en el número de componentes, corrientes de proceso, operaciones unitarias o platos. También ofrece una amplia variedad de métodos de propiedades, incluyendo ecuaciones de estado, correlaciones semi empíricas y modelos de actividad. HYSYS tiene una estructura que permite integrar la información en el orden que mejor le parezca al usuario.

Para iniciar una simulación en HYSYS se requiere la siguiente información:

- Crear un sistema de unidades
- Componentes
- Paquete de propiedades
- Caracterización del petróleo

4.1.1. Crear un sistema de unidades

Hysys nos permite crear nuestro propio sistema de unidades que son específicos para cada uno de los procesos en el caso de una refinería la unidad de densidad estándar será de API_60 en vez de kg/m^3 como lo es en Sistema Internacional (SI), en la figura 4 se indica con un círculo rojo en donde se realizara el cambio de unidades.

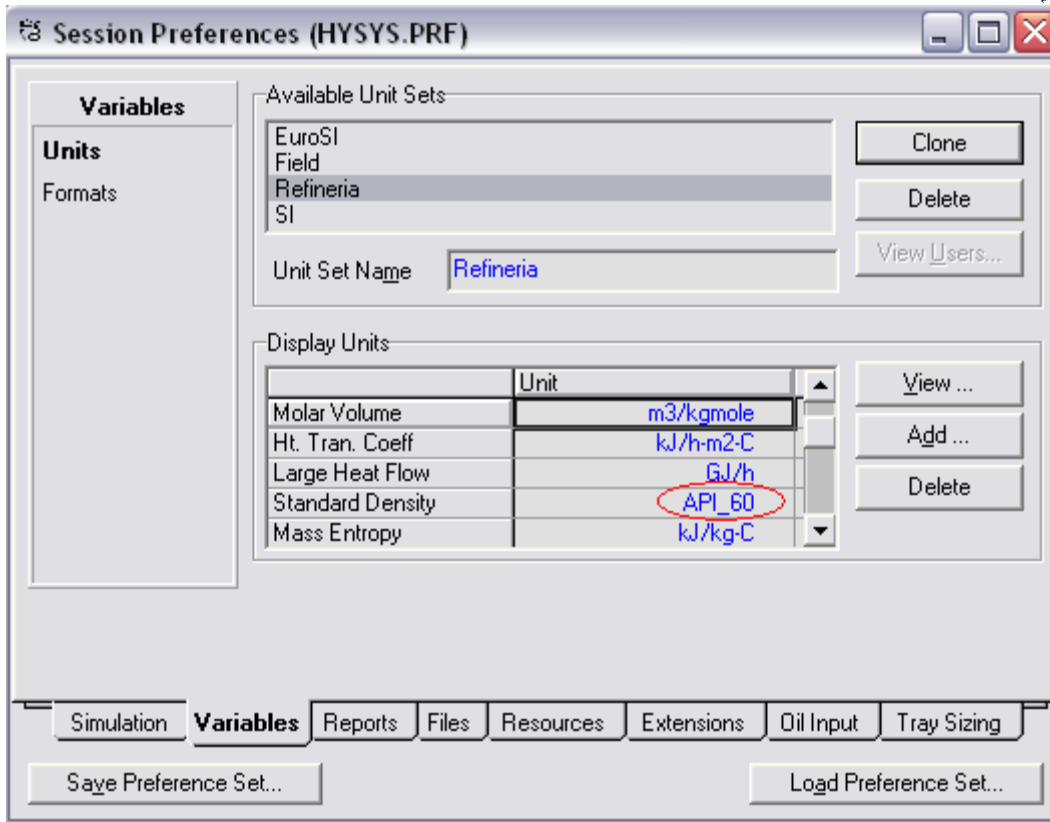


Figura 4 Ventana de cambio de densidad estándar

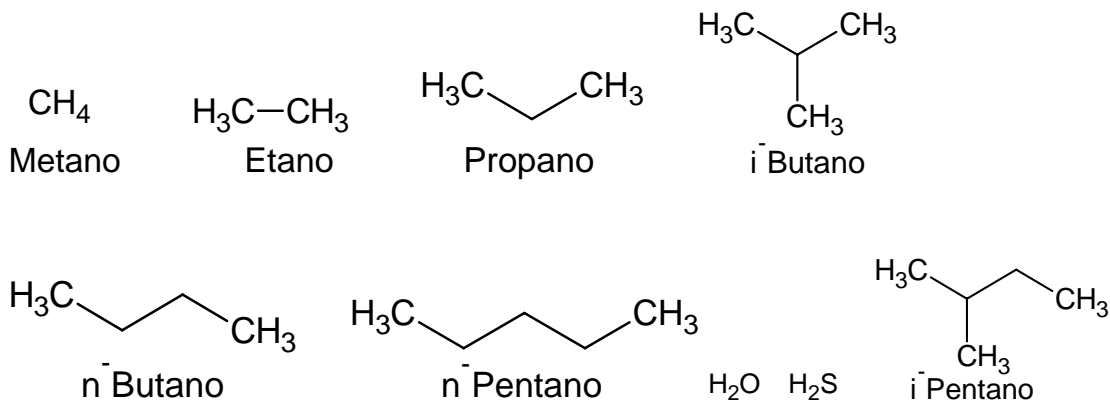
4.1.2. Componentes

Aquí se definen los componentes que se requieren para las composiciones de las corrientes. En esta etapa no se da todavía ninguna composición de alguna de las corrientes. HYSYS cuenta con una librería bastante amplia en la que se encuentran los componentes con los que se llevara a cabo la simulación, tabla 6.

Componentes
Metano
Etano
Propano
i-Butano
n-Butano
i-Pentano
n-Pentano
H ₂ O
H ₂ S

Tabla 4 Componentes para la simulación en HYSYS

En la pantalla básica de la simulación se indicaran los componentes que utilizaremos para realizar la simulación de la planta. La lista hysys la nombra como la lista de componentes principales en la cual se seleccionan los siguientes compuestos:



En la figura 4.1 se muestran los componentes que se utilizaran en la simulación enmarcados en un cuadro verde.

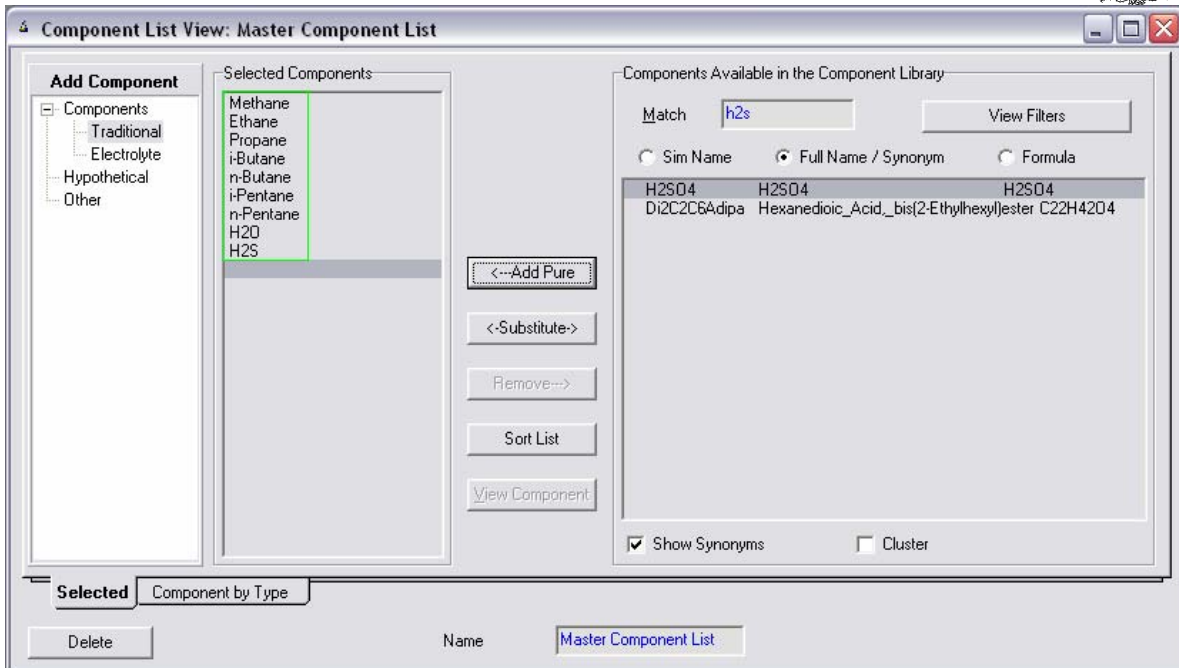


Figura 4.1 Ventana de especificación de componentes

4.1.3. Paquete de propiedades

Estos paquetes proveen un acceso rápido y fácil a las predicciones de las propiedades termodinámicas, así como a las predicciones de las propiedades físicas y de transporte, para hidrocarburos, no hidrocarburos, fluidos químicos y petroquímicos.

Los paquetes de propiedades de los que dispones HYSYS permiten predecir propiedades de mezclas desde sistemas de hidrocarburos ligeros bien definidos hasta mezclas complejas de crudo y sistema químicos altamente no ideales. HYSYS provee ecuaciones de estado par tratamiento riguroso de sistemas de hidrocarburos; modelos semi-empíricos y de vapor de presión para sistemas de hidrocarburos pesados, correlaciones de vapor para una apropiada predicción de las propiedades del vapor y modelos de coeficientes de actividad para sistemas químicos.

HYSYS contiene los paquetes de propiedades que a continuación se mencionan:

- ✦ Peng Robinson
- ✦ Soave Redlich Kwong
- ✦ Chao Seader
- ✦ Grayson Streed
- ✦ Modelos de Actividad
- ✦ Opciones PR
- ✦ Opciones SRK

Para aplicaciones a crudo, gas y petroquímicos el paquete recomendado es el de Peng–Robinson, así que ésta es la ecuación de estado que fue utilizada. Esta ecuación es aplicable a una gran variedad de sistemas en un intervalo muy amplio de condiciones. Rigurosamente resuelve cualquier sistema simple, de dos o tres gases con alto grado de eficiencia y exactitud, y es aplicado a un amplio intervalo de condiciones de operación para una gran variedad de sistemas.

En la figura 4.2 se enmarca con un recuadro rojo la ecuación de estado que se recomienda utilizar para la simulación de una refinería.

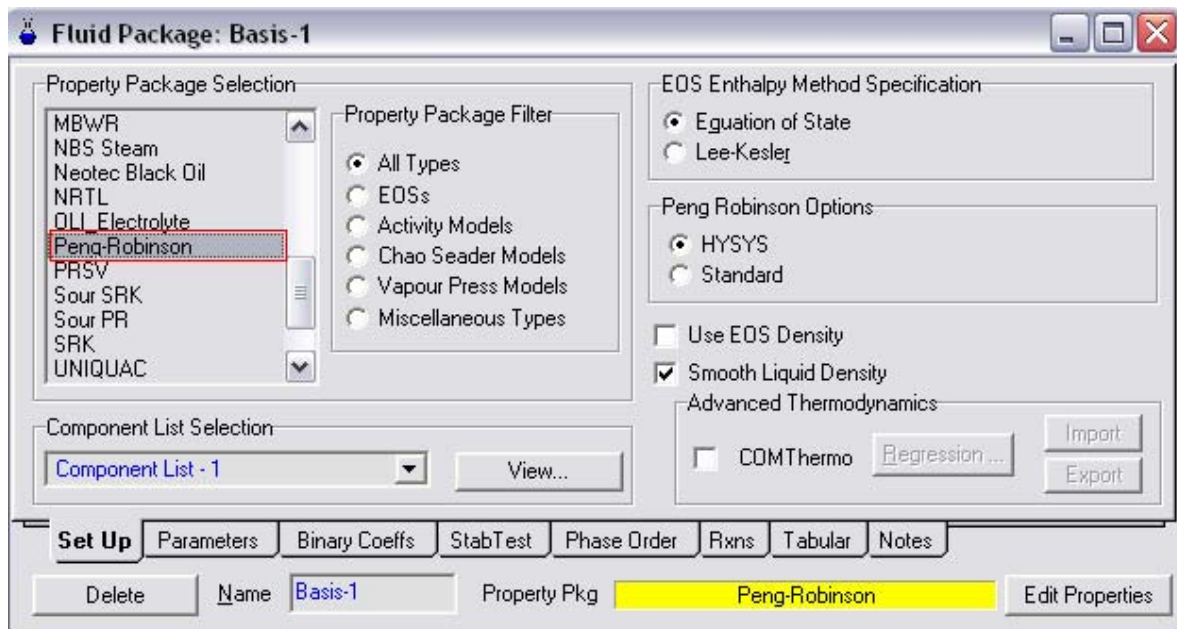


Figura 4.2 Ventana de paquete de propiedades



La buena selección de modelos termodinámicos en Hysys incrementa la precisión de la simulación de un proceso específico.

La simulación busca reproducir lo mejor posible lo que ocurre en un proceso y efectuar cambios en el mismo para observar su comportamiento sin tener que recurrir a modelos a escala o modificar el proceso real.

Para cada mezcla de componentes se han creado diferentes modelos termodinámicos para predecir o modelar su comportamiento de acuerdo a su naturaleza.

La relación matemática entre volumen, presión, temperatura y composición se le denomina ecuación de estado que normalmente se expresa de forma explícita en la presión, es decir, toma una forma $p=f(T, V, n, \dots, 1)$. A presiones bajas y moderadas, en ocasiones es posible describir las propiedades volumétricas de una mezcla de gases, para estos casos por ejemplo, se puede emplear una ecuación de estado explícita en volumen de la forma $V = f(T, p, n, \dots, 1)$. Sin embargo, a menudo expresar las propiedades volumétricas mediante una forma explícita en presión, volviendo a la primera definición dada.

Las ecuaciones de estado juegan un papel central en el diseño de procesos para la ingeniería química. En esta sección no se pretende hacer una revisión profunda del tema, simplemente describiré brevemente la ecuación usada así como las principales ventajas e inconvenientes de la misma.

La ecuación de estado que se utilizó en esta simulación fue la de Peng Robinson.



ECUACIONES DE ESTADO

Las ecuaciones cúbicas son, de hecho, las ecuaciones más sencillas capaces de representar el comportamiento de líquidos y vapores. La primera ecuación cúbica de estado práctica fue propuesta por J.D. Van der Waals' en 1873

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2}$$

Pese a su interés histórico la ecuación de van der Waals sólo describe el equilibrio de fases de forma cuantitativa, sin acuerdo cuantitativo para sistemas no ideales.

La primera modificación importante la realizaron Redlich y Kwong en 1949 al introducir una dependencia con la temperatura en la constante a y cambiando la dependencia funcional respecto al volumen molar la ecuación de Redlich Kwong:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{T^{1/2}V(V+b)}$$

Wilson, en 1964, modificó la ecuación J.D. Van der Waals cambiando la dependencia con la temperatura del parámetro a tomando la forma

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a_c \alpha}{T^{1/2}V(V+b)}$$

Soave introdujo una nueva modificación sobre el parámetro a , definido como

$$\alpha = \left[1 + (0.48 + 1.57\omega - 0.176\omega^2)(1 - T_r^{0.5}) \right]^2$$

Peng y Robinson propusieron una nueva modificación para la dependencia del término respecto al volumen con el objeto de mejorar las predicciones del volumen de la fase líquida. También propusieron un cambio en la dependencia del parámetro a respecto a la temperatura, de modo que las predicciones de la presión de vapor para hidrocarburos ligeros (C6-C10) alcanzan un acuerdo aceptable con los resultados experimentales. La ecuación de Peng-Robinson se expresa

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a_c \alpha}{V(V-b) + b(v-b)}$$

donde el parámetro a se define

$$\alpha = \left[1 + (0.37464 + 1.5422\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5}) \right]^2$$

Es importante destacar que las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson son ecuaciones muy usadas en la industria química, especialmente para simulación y diseño de procesos. Ambas ecuaciones presentan una serie de ventajas e inconvenientes comunes que describimos a continuación: la información que necesita es pequeña, tan solo las propiedades críticas y el factor acéntrico de cada sustancia, requieren poco tiempo de cálculo en el ordenador, y predice el equilibrio de fases para algunos hidrocarburos de interés industrial, de suma importancia en el diseño, optimización de procesos. Los principales inconvenientes son que no predicen correctamente la densidad del líquido, son incapaces de describir fluidos polares y asociantes (con puentes de hidrógeno), no describen correctamente hidrocarburos pesados, no predicen el comportamiento crítico y las predicciones de la



presión de vapor son pobres, especialmente a bajas densidades (presiones menores a 1.3 kPa).

ECUACIONES DE ESTADO (Aplicaciones recomendadas)

Peng Robinson

- Cálculos de equilibrio líquido-vapor y densidades de líquidos para sistemas de hidrocarburos incluyendo gas natural. No se usa para mezclas con enlaces de hidrógeno fuertemente polares donde la suposición de una mezcla simple es pobre.
- Cálculo de equilibrio de gases para sistemas criogénicos de baja temperatura, así como sistemas de alta temperatura y presión.
- Predice satisfactoriamente distribuciones de componentes para sistemas de aceite pesados, sistemas de glicoles acuosos y CH_3OH y sistemas de agua amarga gas ácido.
- Representa correctamente condiciones de vacío y componentes pesados, así como el manejo de ligeros y sistemas a alta presión.

Para esta ecuación el agua es el único componente que forma una fase acuosa.

4.1.4. Caracterización del Petróleo

El método de caracterización del petróleo de HYSYS convierte los ensayos de laboratorio de condensado, crudos, cortes de petróleo en una serie de componentes hipotéticos.

Estos pseudos componentes de petróleo proveerán la base para las predicciones termodinámicas del paquete de propiedades para el modelado del fluido a planear.



HYSYS crea una amplia gama de propiedades físicas y químicas para los pseudo componentes del petróleo con una mínima cantidad de información.

Debido a que se trata de una mezcla de 72% Istmo y 28% Maya, la información especificada fue la que a continuación se proporciona en las tablas 4.1., 4.2 y 4.3.

	Istmo	Maya
	°C	°C
TIE	40	44
10%	122	138
20%	169	195
30%	225	258
40%	279	285
50%	-	-
TFE	320	320
Recuperación, % Vol	51	45.3

Tabla 4.1 Destilación Hempel

	Maya	Istmo
Densidad (API)	19.71	33.24
Factor K de Watson	11.5	12

Tabla 4.2 Propiedades del Crudo

	Istmo	Maya
Componentes	% mol	% mol
Metano	94.48	94.94
Etano	1.75	1.69
Propano	2.46	2.21
i-Butano	0.60	0.53
n-Butano	0.36	0.2
i-Pentano	0.15	0.18
n-Pentano	0.06	0.13
	0.14	0.12

Tabla 4.3 Composición de los productos ligeros

Se declararon como dos crudos diferentes para después mezclarlos en la pantalla de PFD.

En la figura 4.3 se enmarco con un cuadro azul en lugar en donde se caracterizaran cada uno de los petróleos que utilizaremos en la simulación que en nuestro caso son 2 crudos el petróleo tipo istmo y el petróleo tipo maya.

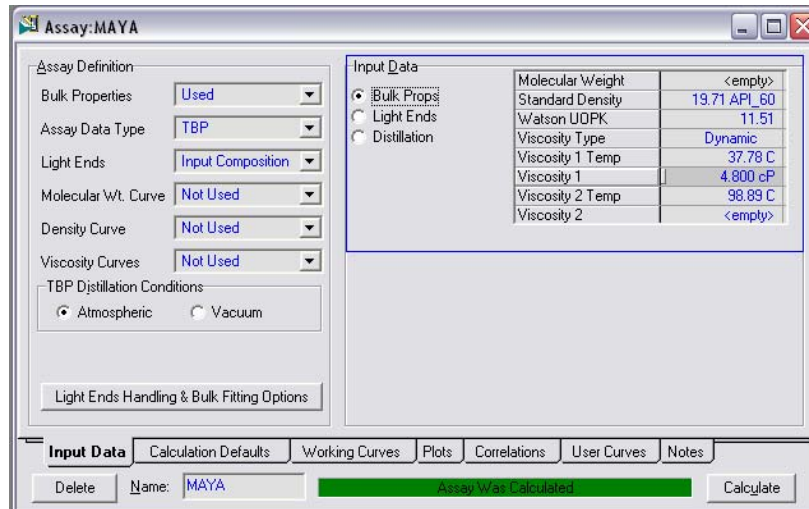


Figura 4.3 Ventana de caracterización del petróleo tipo maya

Después de haber sido caracterizado los tipos de crudo se procede a colocar las operaciones unitarias que conforman a la planta de refinación.

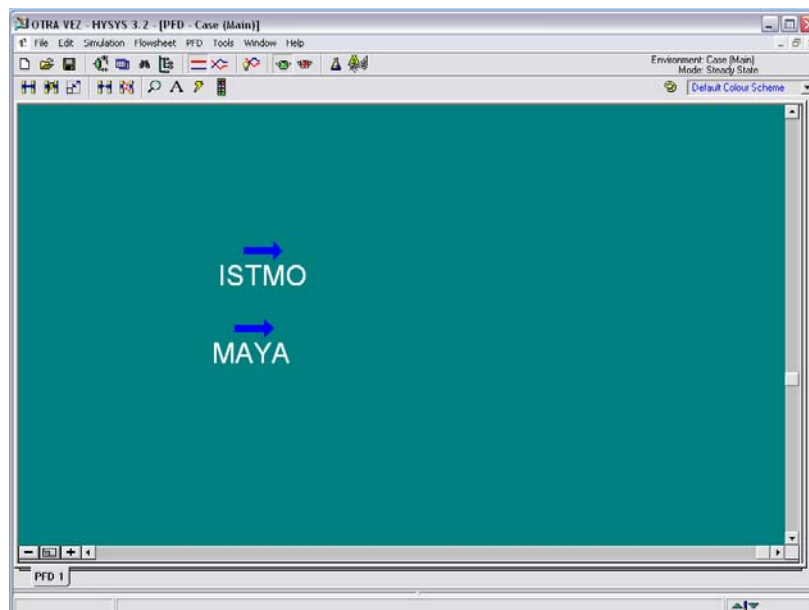


Figura 4.4 Ventana de PFD de Hysys



4.1.5. Operaciones unitarias

HYSYS tiene un gran número de operaciones unitarias en su librería las cuales pueden ser utilizadas para generar un diagrama de proceso y así poder representar cualquier configuración de proceso encontrada en la industria de refinación. La operación de cada unidad está determinada por su función termodinámica, la energía y la materia intercambiada y sus parámetros internos (eficiencia adiabática, coeficientes de transferencia, caída de presión). Las condiciones de las corrientes son tratadas independientemente de las operaciones unitarias y son especificadas fuera del módulo de las unidades. Esto permite modificar las condiciones de las corrientes en el diagrama de proceso. Además las secciones del diagrama de proceso que sean afectadas por el cambio son recalculadas automáticamente. Las operaciones unitarias utilizadas en la simulación se presentan en la tabla 4.4.

Operaciones unitarias
mezcladores
intercambiadores de calor
enfriadores
válvulas
columnas
operaciones de recirculación
tanques de separación de 2 fases
divisores
tanques de separación de 3 fases
compresores
bombas

Tabla 4.4 Operaciones unitarias utilizadas



4.2 Descripción del proceso

4.2.1 Precalementamiento

Al crudo proveniente de almacenamiento se le adiciona agua en una cantidad equivalente al 2 % del flujo del crudo con el propósito de disolver sales contenidas en el crudo o depositadas a lo largo del tren de precalementamiento. En este mismo punto se adiciona un desemulsificante como agente de coalescencia.

La corriente de crudo se divide en dos trenes de precalementamiento idénticos con dos bombas de carga (figura 4.5). El precalementamiento del crudo se lleva a cabo aprovechando el calor de los diversos efluentes de la torre atmosférica, así como los reflujos externos de la misma. El funcionamiento de estos intercambiadores son también importantes en:

- Conservación de energía y combustible.
- Asegurar perfiles de temperatura apropiados en las unidades de destilación.
- Alcanzar especificaciones de almacenamiento para las corrientes de los productos, etc.

El proceso inicia con el precalementamiento del aceite (mezcla de istmo 72% y maya 28%) proveniente de tanques de almacenamiento, en dos trenes de intercambio térmico contra los productos de la destilación para alcanzar la temperatura requerida a fin de llevar a cabo el desalado del crudo, que es del orden de 139 a 165°C, dependiendo del crudo a procesar. Esta operación se efectúa en los intercambiadores de calor:

Tren "A"

A-EA 1 A/B, A-EA 3 A/D, A-EA 5, A-EA 7, A-EA 9 A/B Y A-EA 11 A/B.

Tren "B"

A-EA 2 A/B, A-EA 4 A/B, A-EA 6, A-EA 8, A-EA 10 A/B Y A-EA 12 A/B.

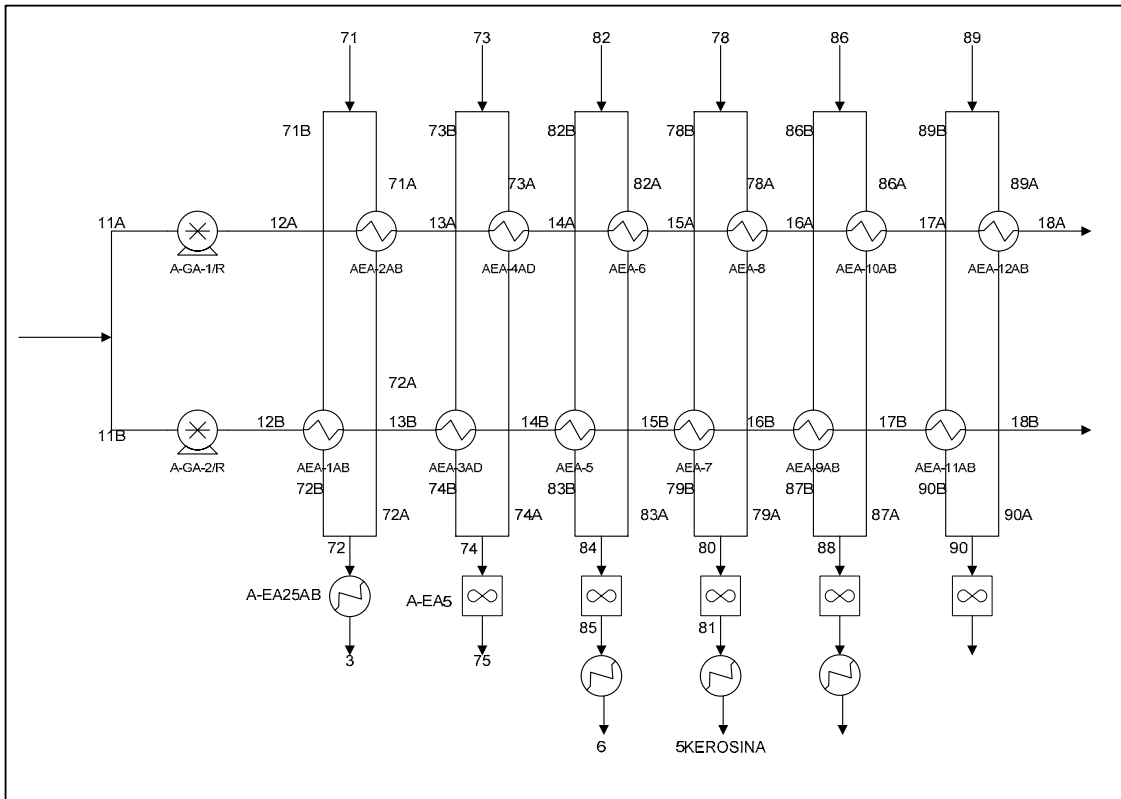


Figura 4.5 Tren de precalentamiento del crudo

4.2.2 Desalado

Después de precalentarse el crudo, se desala en dos trenes de desalado en paralelo con dos etapas en serie cada uno como se puede observar en la figura 4.6, con el fin de evitar daños por corrosión principalmente en los equipos de calentamiento y destilación. Todo tipo de crudo dispone de propiedades específicas que depende de los yacimientos donde sea obtenido. La mezcla de varios crudos en proporciones diferentes trae consigo fluctuaciones en el contenido de impurezas que afectan el funcionamiento operacional. El desalado es un proceso de tipo electrostático en dos etapas, mismo que consiste en establece un campo eléctrico a través de la emulsión con el fin de desestabilizar la película de interfase, consiguiéndose también provocar coalescencia de las gotas de agua al generar un dipolo inducido en las mismas, aprovechando el dipolo natural de la molécula de agua; dependiendo del contenido de sales en el crudo, se puede

realizar en dos formas: desalado utilizando el flujo de agua en serie con 8% en volumen de agua de dilución con respecto al crudo o desalado con alimentación de agua en paralelo a cada etapa del desalado con 10% de agua (5% en cada etapa). Como se mencionó parte del agua de dilución se inyecta en la sección de las bombas de carga.

En la operación en serie, que corresponde a la operación normal, el crudo caliente con agua proviene de la segunda etapa de desaladoras de cada tren donde se realiza aproximadamente el 95% de la remoción de sales; el crudo efluente se mezcla con agua fresca y pasa a las desaladoras para completar el desalado.

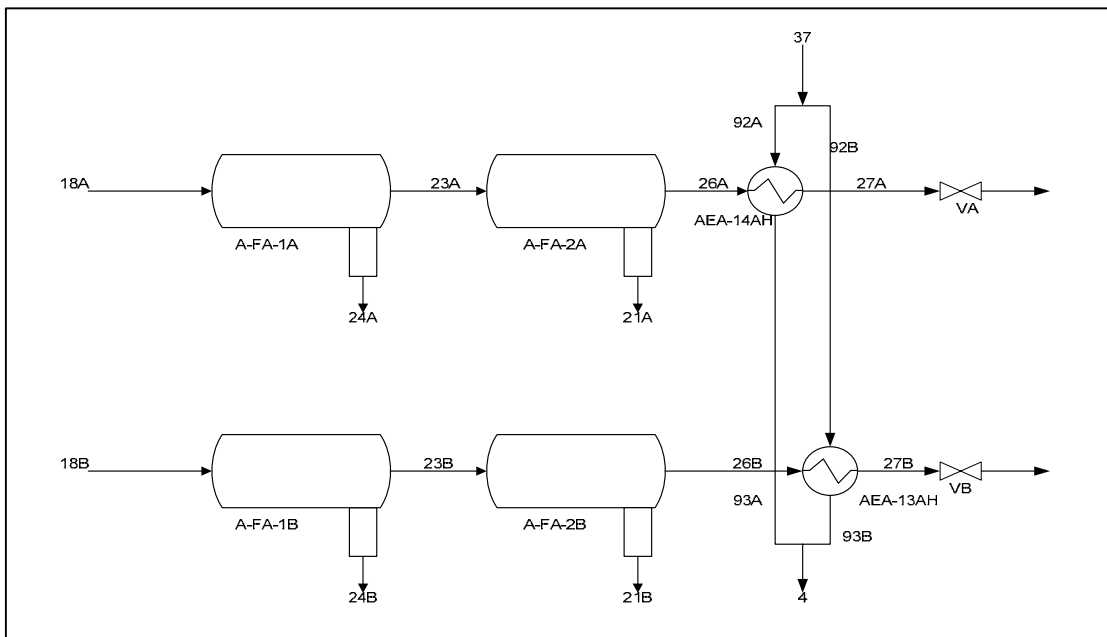


Figura 4.6 Desalado de crudo

La presión de operación para la primera etapa es mayor a la presión de operación de la segunda etapa, por lo que se hace necesario disponer de las bombas de agua de desalado tanto para la operación en serie como para la operación en paralelo.



Estos últimos equipos usan las corrientes de agua salada, extraídas a control de nivel de las desaladoras, como medio de calentamiento. Finalmente estas últimas corrientes se enfrían en los enfriadores de agua salada para enviarse a límite de batería.

4.2.3 *Despunte y calentamiento*

El crudo desalado efluente de las desaladoras, recibe una inyección de sosa como agente neutralizador y se alimenta a los intercambiadores crudo/residuo con el objeto de alcanzar las condiciones de despunte, aprovechando para ello el calor cedido por las corrientes de residuo atmosférico antes de enviarse a límites de batería.

En seguida el crudo desalado se precalienta hasta 219-225 °C. En los intercambiadores de calor contra residuo A-EA 13 A/H (Tren “B”), para alimentarse a la zona de vaporización de las torres de despunte el objeto de que el aceite entre parcialmente vaporizado a las torres de despunte A-DA 1 y A-DA 2, se puede observar en las figuras 4.7 y 4.8.

La alimentación del crudo, a las torres despuntadoras se hace a control de nivel de las mismas por debajo del último plato. La operación de las torres de despunte es similar a la que se tiene en un tanque separador gas-líquido, contando con una sección de platos para poder realizar el corte deseado. La reducción de presión de las corrientes de crudo en las válvulas de los controladores de nivel, ocasiona una vaporización parcial. En estas torres, constituidas por 6 platos tipo válvula, se separa la fracción vaporizada y se rectifica usando como reflujo una corriente de nafta atmosférica que se admite a control de flujo en cascada con el control de temperatura de los gases efluentes del domo.

Debido a la presencia de agentes corrosivos (H_2S y HCl en presencia de agua), se inyectan inhibidores de corrosión, fílmico y neutralizante, así como amoníaco en estado gaseoso a la línea de domos de las torres despuntadoras. Además, con el

propósito de disolver los depósitos de sales en los condensadores de las despuntadoras se inyecta agua de proceso intermitente a la entrada de éstos.

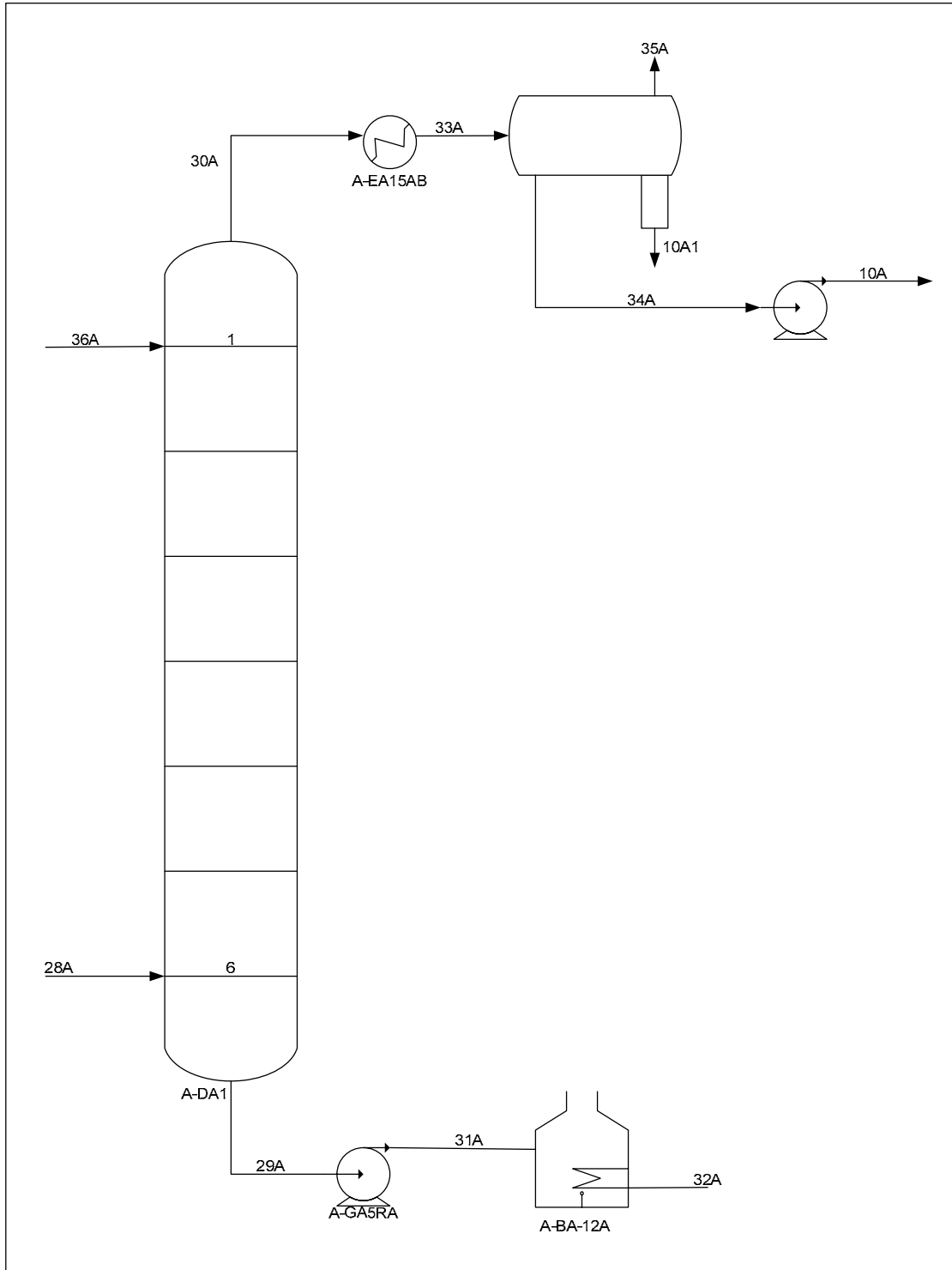


Figura 4.7 Despuntadora A-DA1

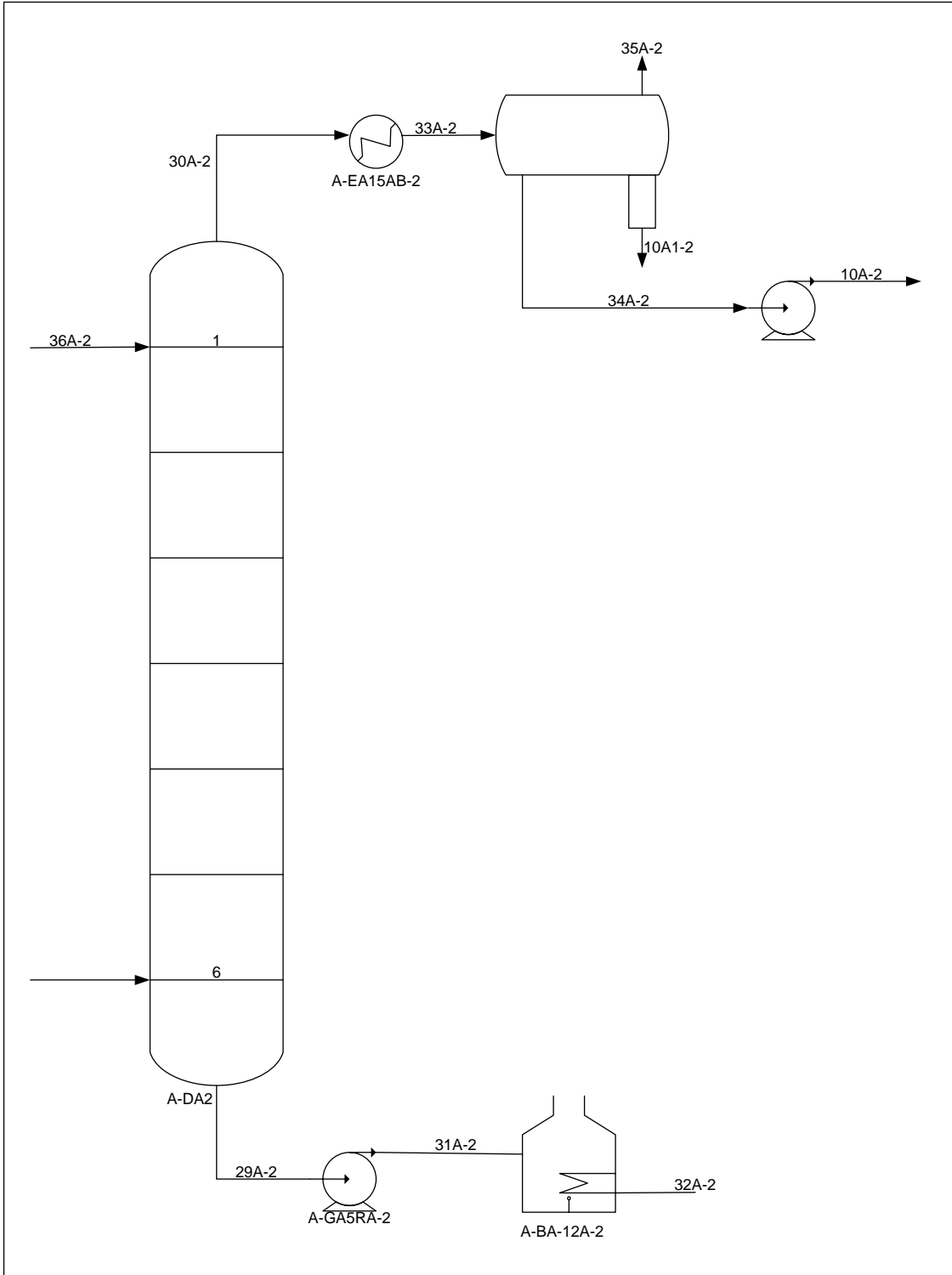


Figura 4.8 Despuntadora A-DA2

El destilado vapor de las torres despuntadoras contiene una pequeña fracción de componentes recuperables, por lo que pasa al tanque de succión del compresor,



donde las partículas arrastradas se separan y envían a desfogue, dejando de esta forma exclusivamente el vapor que se comprime en el compresor de incondensables y condensa en el condensador de gases del compresor, para posteriormente separar las fases resultantes. La fase líquida se bombea para unirse a la corriente de nafta despuntada, enviándose la mezcla a fraccionamiento. El gas efluente de este último tanque se envía a control de presión al cabezal de gas combustible.

El agua separada en los acumuladores de las torres despuntadoras fluye hacia el tanque colector de agua amarga. Del fondo de cada torre de despunte, se obtiene el crudo despuntado el cual se envía a los calentadores a fuego directo, A-BA 1 y A-BA 2 para calentarse a 368°C que es la temperatura requerida para alimentarse a la zona de vaporización de la torre atmosférica A-DA 3. La cual tiene una capacidad de 165 000 BPD.

4.2.4 Destilación atmosférica

En la figura 4.9 se puede observar como esta conformada la torre atmosférica, a la torre se alimenta también vapor de agua para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos, para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre y para contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros. La zona de flash es el área en la torre de destilación en donde los vapores destilados son capaces de separarse del líquido que aún no ha sido vaporizado. Las dos corrientes de crudo despuntado provenientes de los calentadores se alimentan a la torre atmosférica, en la zona de vaporización entre los platos 37 y 38. Esta torre consta de 41 platos tipo válvula. Los vapores que suben a través de la torre son condensados por las corrientes frías de reflujo que bajan. A la torre también se le suministra por el fondo, vapor de agua a baja presión sobrecalentado para contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros ya que disminuye la presión parcial de los hidrocarburos.



Los productos muchas veces contienen componentes ligeros de los vapores que entran y salen de los productos de la torre. Las salidas laterales van a los agotadores, a estos también se alimenta vapor por el fondo. Los agotadores usualmente contienen cuatro pasos para promover un contacto entre el crudo y el vapor. Los componentes ligeros contenidos en estas salidas laterales son removidos por el vapor y estos junto con el vapor se vuelven a alimentar a la columna principal.

La corriente del domo constituida por nafta y vapor de agua se envía al condensador de la torre atmosférica. El efluente del condensador pasa al acumulador de la torre atmosférica donde se separan agua como fase pesada que se envía al tanque colector de agua amarga y nafta como fase ligera de la cual una parte se recircula a las torres despuntadoras y atmosférica a través de la bomba de reflujo de nafta y la otra parte se envía mediante la bomba de nafta de la torre atmosférica de la planta hidrodesulfuradora de nafta, previo enfriamiento en el equipo de nafta atmosférica. Esta última corriente puede también ser enviada normalmente a almacenamiento sin tratar o bien mezclarse con la nafta ligera estabilizada para enviarse a tratamiento cáustico y posteriormente a almacenamiento. La condición de temperatura para el tambor de reflujo, está dada también por las condiciones del aire del ambiente. Normalmente el tambor de reflujo en las unidades de crudo se manejan con condensador total y es usualmente enfriado aun punto por debajo de su punto de burbuja.

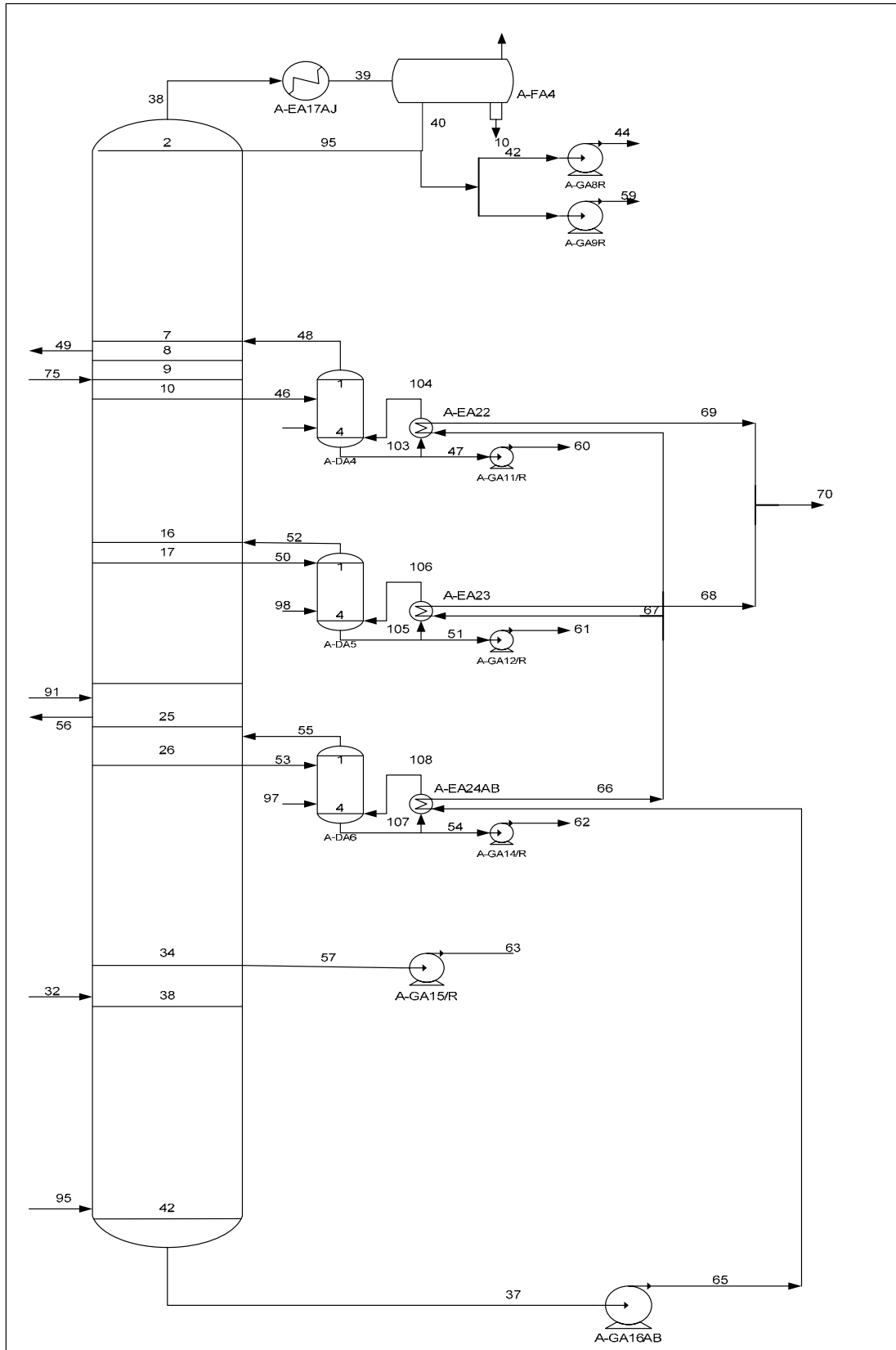


Figura 4.9 Columna atmosférica con agotadores laterales



Las condiciones de presión y temperatura que existen en el domo de la torre serán el punto de rocío de los productos de domo y su presión parcial con el vapor. La presión total en el domo de la torre será acondicionada por la presión del tambor de reflujo.

El reflujo interno a través de la torre, generado por la entrada de calor a través del overflash, es alto ya que debe de haber un aumento comparable en la carga térmica de las bombas de calor. De otra forma el efecto de incrementar el overflash sería únicamente cambiar los puntos de corte.

Normalmente el overflash esta entre el 3 y 5 % del volumen del crudo. La bomba de calor es el método para remover este calor por una corriente externa, sacando una cantidad de líquido de la torre. Este es enfriado y regresado a la torre algunos platos arriba de la salida lateral. Esta área en la torre actúa como un condensador interno y condensa vapores que no son removidos como producto pero son capaces de fluir hacia abajo plato por plato como un reflujo.

Con el objeto de mantener el perfil de temperaturas adecuado en la torre atmosférica, en la sección de extracción de turbosina se cuenta con una recirculación tomada del plato 7 por medio de intercambiadores de crudo/recirculación superior del tren de precalentamiento y se retorna al plato 8 de la torre.

Del plato 9 se obtiene la nafta, la cual, después de pasar por su agotador se enfría y se envía a almacenamiento para posteriormente reutilizarse en otra planta.

La primera extracción lateral se obtiene del plato 9. La turbosina se alimenta al agotador de turbosina. Dicha columna tiene 4 platos tipo válvula. El calor de agotamiento lo suministra el rehervidor de turbosina, cuyo medio de calentamiento es el residuo atmosférico. El vapor efluente del agotador de turbosina se retorna al plato 6 de la torre atmosférica, mientras que la corriente de fondos que constituye



La turbosina producto que se envía por medio de la bomba de turbosina producto a intercambiar calor en los equipos de los trenes de precalentamiento, para completar su enfriamiento en el enfriado de turbosina y enviarse a límites de batería.

La extracción lateral de kerosina de la torre atmosférica, se realiza en el plato 16 y se alimenta al plato 1 del agotador de kerosina, se enfría y se envía a almacenamiento.

El calor para el agotamiento en esta columna de platos tipo válvula, lo suministra el residuo atmosférico en el rehervido de kerosina.

Por la parte superior del agotador se obtiene una corriente de vapor que se regresa a la torre en el plato 15.

Del fondo del agotado se extrae la kerosina, que por medio de una bomba se envía a intercambiar calor en los intercambiadores crudo/kerosina producto, completando su enfriamiento con aire en el primer enfriador con agua en el segundo enfriador, para lo último entregarse a control de flujo en límites de batería.

Con el propósito de tener una mejor separación en las sección de diesel de la torre atmosférica, se cuenta con una recirculación en el plato 24, se bombea e intercambia calor enfriándose con el crudo de alimentación en los intercambiadores crudo/recirculación inferior de los trenes de precalentamiento, completa su enfriamiento con aire en el enfriador de recirculación inferior y regresa a la torre en el plato 24.

La extracción de diesel de la torre atmosférica se lleva a cabo en el plato 25 el cual, después de pasar por su agotador, provee energía para el intercambiador de calor E-101, el cual lo enfría para su posterior envío a almacenamiento.



El calor necesario para el agotamiento es suministrado por el residuo atmosférico en el rehervidor de diesel. De esta última torre de 4 platos tipo válvula se obtiene una corriente de vapor que se retorna al plato 25 de la atmosférica.

La corriente de fondos de la torre de agotamiento de diesel se envía por medio de la bomba de diesel producto a intercambiadores crudo/diesel producto, para después enfriarse con el aire en el primer enfriador de diesel y con agua en el segundo enfriador de diesel y así ser entregado a control de flujo en límites de batería.

El gasóleo pesado que se extrae de la torre atmosférica en su plato 33 se envía al tanque de balance de gasóleo pesado, de ahí se hace pasar a intercambiar calor enfriándose en los intercambiadores crudo/gasóleo pesado producto para después enfriarse con aire en el primer enfriador de gasóleo y con agua en el segundo enfriador de gasóleo pesado, entregándose a límites de batería a control de flujo. La energía necesaria la proporciona la bomba de gasóleo pesado.

El residuo atmosférico que se obtiene de la torre atmosférica como corriente de fondos, se envía con la bomba de residuo como medio de calentamiento en los rehervidores de las torres agotadoras de diesel, kerosina y turbosina, después se hace pasar por los intercambiadores crudo/residuo. Posteriormente, el residuo atmosférico se envía a la planta de vacío para su fraccionamiento. Parte de esta corriente puede enviarse directamente a la caja enfriadora de la planta de vacío y de ahí a almacenamiento.

La recolección de las aguas amargas provenientes de los tanques acumuladores de las torres despuntadoras y atmosférica se realiza en el tanque colector de agua amarga. El residuo obtenido de la torre de destilación atmosférica es utilizado para proporcionar energía a dos de los intercambiadores del segundo tren de intercambio de calor.

4.2.5 Destilación al vacío

El proceso está muy apegado al patrón de la destilación atmosférica. En este caso la alimentación fría es calentada en intercambiadores de tubo y coraza con los productos calientes y las corrientes de las bombas de calor antes de ser vaporizada en el calentador de la unidad de destilación. Después los vapores destilados son condensados en la torre por transferencia de masa y calor con la corriente de reflujo frío que bajan de la torre. Los productos son sacados de las secciones apropiadas y bombeadas para almacenamiento. Ni el residuo de vacío del fondo de la torre ni las salidas laterales son separadas con vapor en los agotadores laterales. Este es llamado el proceso de destilación de vacío seco. Las condiciones de vacío son producidas por eyectores de vapor que succionan del domo de la torre.

Tren de calentamiento

En la figura 4.10 se muestra la sección de calentamiento de la columna de vacío. El proceso es similar al descrito para la unidad atmosférica. Hay por supuesto viscosidades muy altas encontradas en el tren de intercambio térmico de la unidad de vacío y muchos de los flujos son laminares.

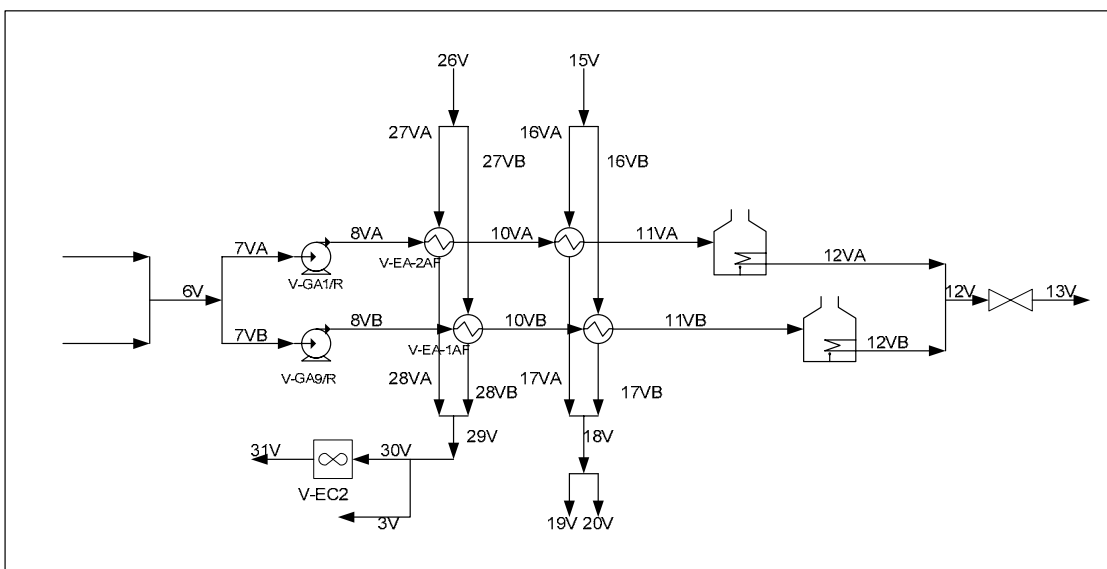


Figura 4.10 Sección de calentamiento de la columna de vacío.



Las corrientes de crudo reducido provenientes de la sección de carga son calentadas por el gasóleo pesado, en los intercambiadores de crudo reducido. Posteriormente el crudo reducido intercambia calor con el residuo en los intercambiadores de crudo reducido/residuo, de aquí es enviado a los hornos de fuego directo donde se lleva a cabo una vaporización parcial del crudo reducido y se eleva su temperatura. Para evitar la coquización del crudo reducido en los hornos, se inyecta vapor de media presión a los serpentines del crudo reducido en el punto donde se inicia la vaporización. Después el crudo reducido es enviado hacia la sección de destilación al vacío. En la sección de convección de los hornos se calienta el vapor que será utilizado como medio de agotamiento en la torre de destilación al vacío.

Destilación al vacío

Los requerimientos para el fraccionamiento no son tan estrictos en la unidad de vacío para proteger los destilados que se volverán alimentación a las unidades de la desintegración para separar componentes indeseables como algunos metales. En la figura 4.11 se observa la torre de vacío. La destilación al vacío se lleva a cabo en la torre de platos que es del tipo húmeda y la cual consta de cinco secciones:

Sección I de condensación de gasóleo ligero, platos 1 al 4.

Sección II de lavado superior, platos 5 y 6.

Sección III de lavado condensación de gasóleo pesado, platos 7 al 10.

Sección IV de lavado inferior, platos 11 y 12.

Sección V de agotamiento, platos 13 al 16.

El vapor de agua es alimentado por debajo del plato inferior de la sección V. Mediante la sección de eyectores superior de la torre es mantenida la presión. El crudo residuo proveniente de los hornos a fuego directo se elimina a la zona de vaporización.

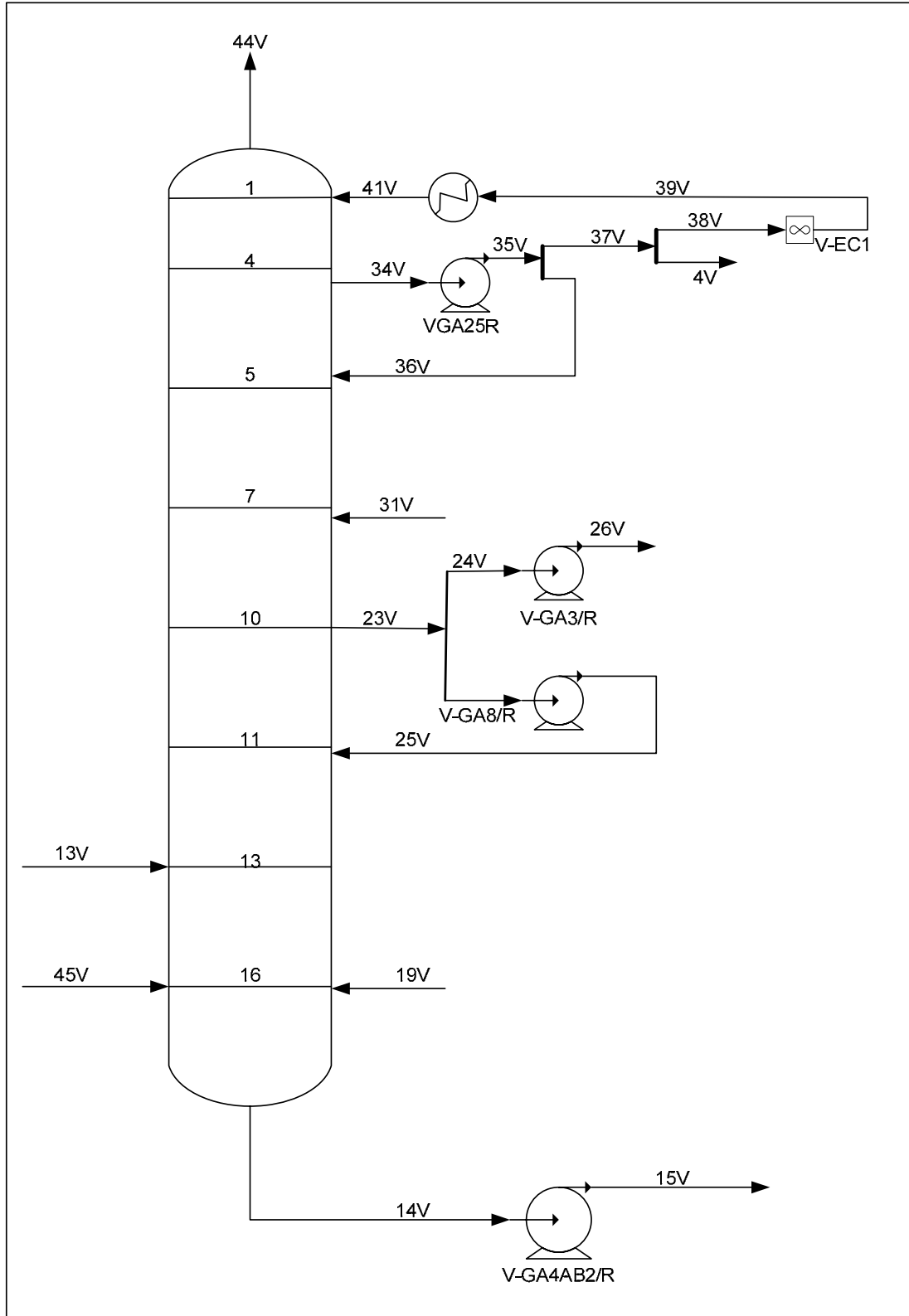


Figura 4.11 Torre de vacío



Circuito de residuo

El residuo después de haber sido agotado por el vapor de agua en la sección V, sale por la parte inferior de la torre y es bombeado mediante las bombas de fondo de torre de vacío, hacia la sección de calentamiento, donde se bifurca para intercambiar calor con el crudo reducido en los intercambiadores de crudo reducido/residuo, enfriándose y al salir de estos intercambiadores las dos corrientes se unen y de esta corriente resultante una parte se recircula a la sección inferior de la torre de vacío con el objeto de enfriar el residuo proveniente de límites de batería y se manda a la caja enfriadora donde se baja su temperatura para ser enviado finalmente como combustóleo a almacenamiento.

Circuito de gasóleo pesado

De la sección de extracción de gasóleo pesado, localizada en la parte inferior de la sección III, se extrae totalmente el gasóleo pesado y es enviado al tanque de gasóleo pesado y la otra se envía a la sección de calentamiento otra bomba de reflujo de gasóleo pesado y la otra se envía a la sección de calentamiento a otra bomba de gasóleo pesado dividiéndose en dos corrientes paralelas las cuales son enfriadas por el crudo reducido en los intercambiadores de crudo reducido, al salir de estos dos equipos las dos corrientes se vuelven a unir, de esta corriente única, una parte se enfría en el enfriador de reflujo gasóleo pesado y posteriormente se envía a la torre como reflujo en la parte superior de la sección III; la otra parte del gasóleo pesado es enviada como alimentación a la planta catalítica.

Circuito de gasóleo ligero

El gasóleo ligero se obtiene totalmente de la sección de extracción de gasóleo ligero localizada en la parte inferior de la sección I y se bombea por medio de una bomba de gasóleo ligero para después dividirse en tres corrientes; la primera se envía a la torre para lavado de la sección II, la segunda se enfría en el primer



enfriador de gasóleo ligero y posteriormente en el enfriador de reflujo de gasóleo ligero para enviarse como reflujo a la torre de vacío en la parte superior de la sección I, la tercera corriente de gasóleo ligero es enviada como producto a la planta catalítica.

Domos de la torre de vacío

Por el domo de la torre se extrae mediante dos trenes de eyectores dos corrientes de destilación vapor, formadas por vapor de agua, hidrocarburos ligeros y aire a las cuales se les inyecta inhibidor fílmico y amoniaco para prevenir la corrosión.

Esta sección consta de dos trenes de eyectores operando en paralelo, cada tren está formado por tres etapas, dos intercondensadores y un postcondensador. En estos cambiadores se condensan los hidrocarburos ligeros, el vapor de agua proveniente de la torre y el vapor de los eyectores, este condensado es enviado desde cada condensador hacia el tanque de sello en donde se separan los hidrocarburos y el agua. Los hidrocarburos son enviados al drenaje aceitoso a la sección de tratamiento de aguas amargas. Los gases y vapores que no se condensan en el postcondensador de cada tren de eyectores son enviados al tanque de incondensables, en el cual se separa el líquido que puedan arrastrar para ser enviado al tanque de sello, mientras los incondensables son enviados hacia los quemadores de los hornos.

4.3. Simulación en HYSYS de la planta

La simulación de la planta se llevó a cabo con el simulador de procesos HYSYS versión 3.2. Esta se efectuó de manera integral, todos y cada uno de los equipos se encuentran conectados entre sí de tal manera que la simulación representa el comportamiento real de las unidades de proceso.

Los pasos para generar el esquema de simulación con HYSYS son los siguientes:



* Seleccionar los sistemas de unidades: este puede ser definido por el usuario o seleccionado de una lista predeterminada por el paquete.

* Especificar los componentes químicos presentes en el proceso: aquí se definen los componentes que se requieren para las composiciones de las corrientes. En esta etapa todavía no se da ninguna composición de alguna de las corrientes, HYSYS cuenta con una librería bastante amplia en la que se encuentran los componentes con los que se llevo a cabo la simulación (metano, etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano).

* Definir los modelos para calcular las propiedades termodinámicas. Estos paquetes proveen un acceso rápido y fácil a las predicciones de las propiedades termodinámicas, así como a las predicciones de las propiedades físicas y de transporte para hidrocarburos, no hidrocarburos, fluidos químicos y petroquímicos. Los paquetes de propiedades de los que dispone HYSYS permiten predecir propiedades de mezclas desde sistemas de hidrocarburos ligeros bien definidos hasta mezclas complejas de crudo y sistemas químicos altamente no ideales. HYSYS provee ecuaciones de estado para tratamiento riguroso de sistemas de hidrocarburos, modelos semi-empíricos y de vapor de presión para sistemas de hidrocarburos pesados; correlaciones de vapor para una predicción de las propiedades del vapor y modelos de coeficiente de actividad para sistemas químicos. Para esta simulación se utilizó el modelo Peng-Robinson.

* Crear los ensayos correspondientes de cada crudo dependiendo de sus caracterizaciones, y crear su mezcla de acuerdo a su porcentaje en volumen. El método de caracterización de petróleo convierte los ensayos de laboratorio de condensado, cortes de petróleo en una serie de componentes hipotéticos. Estos pseudos componentes proveerán las bases para las predicciones termodinámicas del paquete de propiedades para el modelo del fluido.

HYSYS crea una amplia gama de propiedades físicas y químicas para los pseudos _ componentes del petróleo con una mínima cantidad de información.

- Especificar los módulos de cálculo que representarán las operaciones de proceso. En la tabla 4.5 se muestra los módulos que se eligieron en el simulador para cada uno de los equipos que representa.

Módulos que se eligieron en el simulador.	Equipo que representa
Heat Exchanger	Cambiador de calor proceso a proceso
Heater	Calentador a fuego directo
Cooler	Enfriador
Column Absorber	Pre-Flash
Column Refluxed Absorber	Columna atmosférica y de vacío
Side Strippers	Agotador
Tee	Divisor
Mixer	Mezclador
Pump	Bomba
Separator	Tanque separador
3 Phase Separator	Tanque desalador
Valve	Válvula.

Tabla 4.5 Módulos utilizados en el simulador

- Especificar el funcionamiento de cada módulo de cálculo para
- representar cada operación del proceso.
- Especificar condiciones de diseño u operación.

Las razones por las cuales se llevó a cabo este proyecto, es debido a que en los años 80's se dio auge al cambio de los tipos de platos de columnas por los empaques estructurados, sin embargo, hacia un futuro inmediato se plantea la necesidad del manejo de crudos más pesados (13.8 API), por lo cual es necesario analizar el comportamiento actual de la columna atmosférica al cambio en el tipo de crudo de alimentación y el efecto que este cambio tiene en algunos de los



productos obtenidos. En México se procesa principalmente dos tipos de crudo: crudo tipo Maya y crudo tipo Istmo. La diferencia entre estos dos tipos de crudo radica en las diferencias de propiedades que se presentan en las tablas 4.6 y 4.7.

TIPO DE ANÁLISIS	CRUDO MAYA	CRUDO ISTMO
Peso específico 20/4°	0.933	0.856
°API	19.71	33.24
Viscosidad @ 37.8° C, seg	4.8	52
Sal, Lb/Mbls	45.66	14.18
Azufre Total,% w	3.49	1.68
Carbón, %w	11.15	3.85
Cenizas, %w	0.52	0.0049
Asfaltenos en nC ₅	17.21	3.27
Acidez, mg KOH/g	0.34	0.41
Fierro, ppm	0.28	1.06
Vanadio, ppm	305	90.97
Níquel, ppm	76.08	8.43

Tabla 4.6 Resultados de Análisis a los dos tipos de Crudo.

PRODUCTO	rendimiento real crudo	rendimiento real crudo
	Maya (%vol)	Istmo (%vol)
Gas licuado	0.4	0.4
Nafta ligera combinada	17	25
Kerosina ligera Combinada	8	12
Kerosina pesada combinada	11	12
Gasóleo ligero primario	7	10
Gasóleo pesado primario	5	7

Tabla 4.7 Rendimientos de los productos obtenidos en los dos tipos de crudo al realizarse una destilación técnica

Con estos datos, es posible observar que el crudo Istmo presenta una mejor calidad que el maya debido a que contiene una menor cantidad de hidrocarburos pesados y metales. Es por eso que en nuestro país existe la tendencia a exportar el crudo Istmo y la necesidad de consumir el crudo Maya

ENSAYOS

El ensayo de un crudo es la compilación de datos de laboratorio y plantas piloto que definen las propiedades de un crudo específico. Como datos mínimos un ensayo debe contener una curva de puntos normales de ebullición y una de peso específico.

A continuación se definen dos de los diferentes tipos de ensayos que más se presentan en el petróleo.



- Curva TBP. Esta es una gráfica donde se muestran los puntos de ebullición de los compuestos puros que constituyen el crudo. Estos datos se obtienen en el laboratorio utilizando para ello un aparato de destilación tipo “batch” que contiene 100 platos o más y con un reflujo grande. Inicialmente la temperatura aumenta en pasos bien definidos, estos representan a los componentes puros. Sin embargo conforme la temperatura aumenta el número de compuestos que presentan puntos de ebullición cercanos también lo hace, es por ello que los pasos disminuyen hasta que se convierten en una curva. Normalmente las destilaciones TBP se obtienen para un crudo y no para una fracción del mismo.
- Temperaturas de corte. Un punto de corte se define como la temperatura dentro de la curva TBP que representa los límites de la fracción producida. Un intervalo de temperaturas de ebullición se encuentra entre dos puntos o temperaturas de corte.

CAPÍTULO 5

ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”





5. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No 2 DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

En el capítulo anterior se mencionaron los pasos que se tuvieron que llevar a cabo para generar el esquema de la simulación de la Planta Combinada No. 2 de la refinería en la figura 5 se muestra el diagrama general de la refinería, en este capítulo presenta los resultados obtenidos en la simulación de la planta primaria combinada No 2 de la refinería de Tula, Hgo.

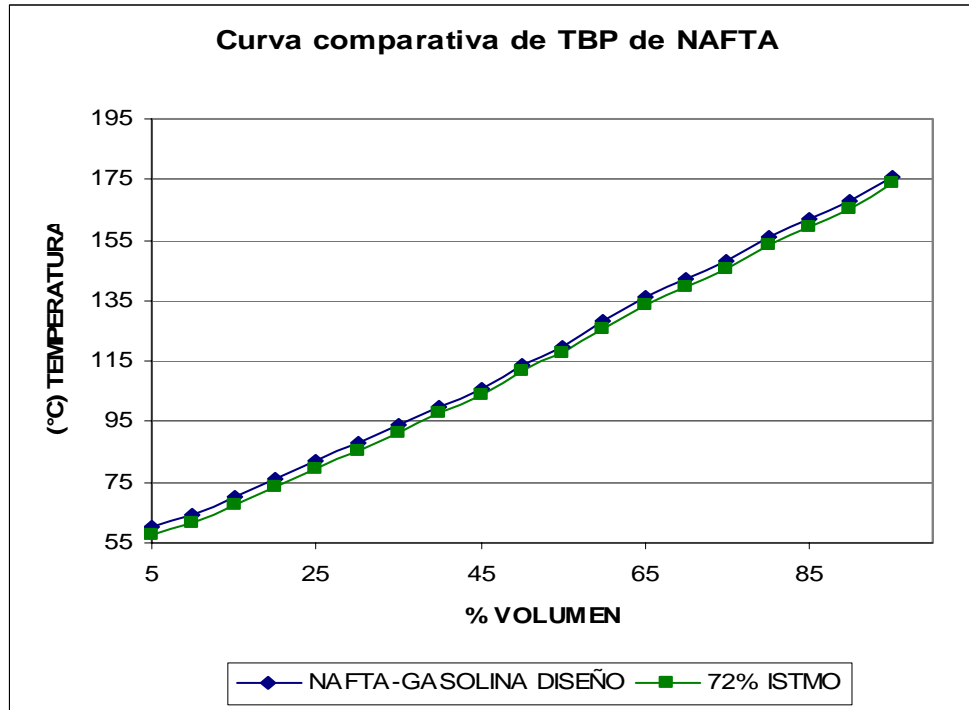
Para determinar si el esquema generado en Hysys es confiable para poder hacer el análisis de resultados se compararon las curvas TBP de cada uno de los productos, con los datos proporcionados por la refinería Miguel Hidalgo, superintendencia de química, laboratorio experimental caracterización mensual (agosto-2005).

Al comparar los resultados obtenidos en la simulación en Hysys con los datos de diseño se observa que los productos de la columna atmosférica y la columna de vacío están dentro del intervalo establecido por el diseño.

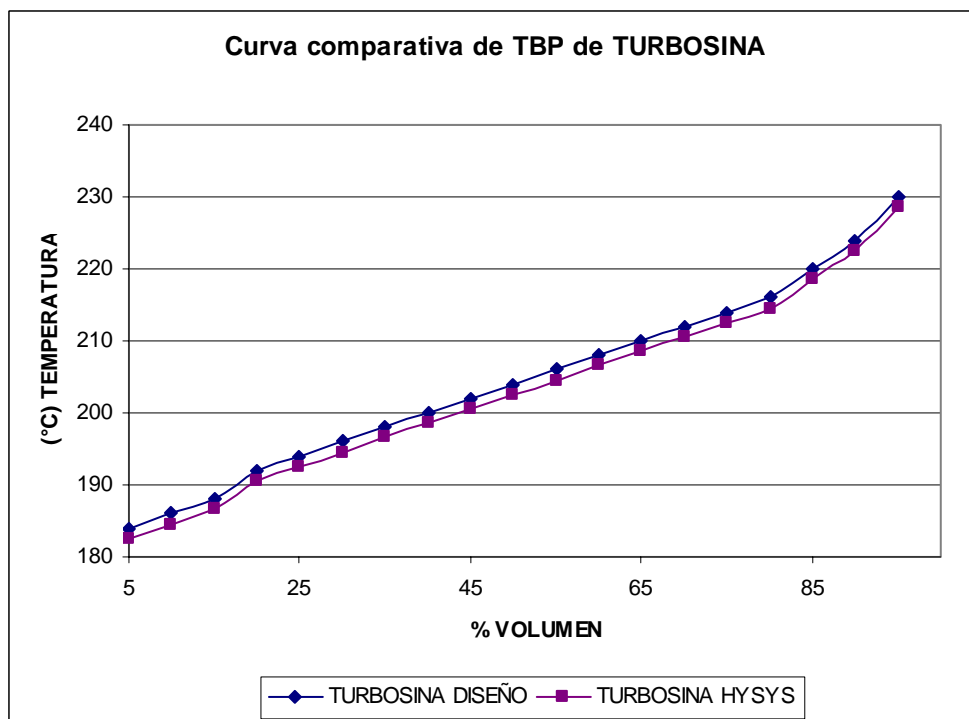
En las graficas 5, 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5, se hace la comparación de la curva TBP de los productos: nafta, turbosina, kerosina, diesel, gasoleo primario y gasoleo pesado de vacío en la cual no existe una diferencia mayor de 5° C con respecto a los intervalos de temperaturas de los datos proporcionados con los obtenidos al realizar el esquema con el simulador de Hysys. Con la mezcla de petróleos (72% istmo y 28% maya).

Los resultados obtenidos mediante la simulación realizada en la torre atmosférica A-DA-3 son un buen estimado con respecto a los datos proporcionados con el laboratorio experimental de la planta combinada.

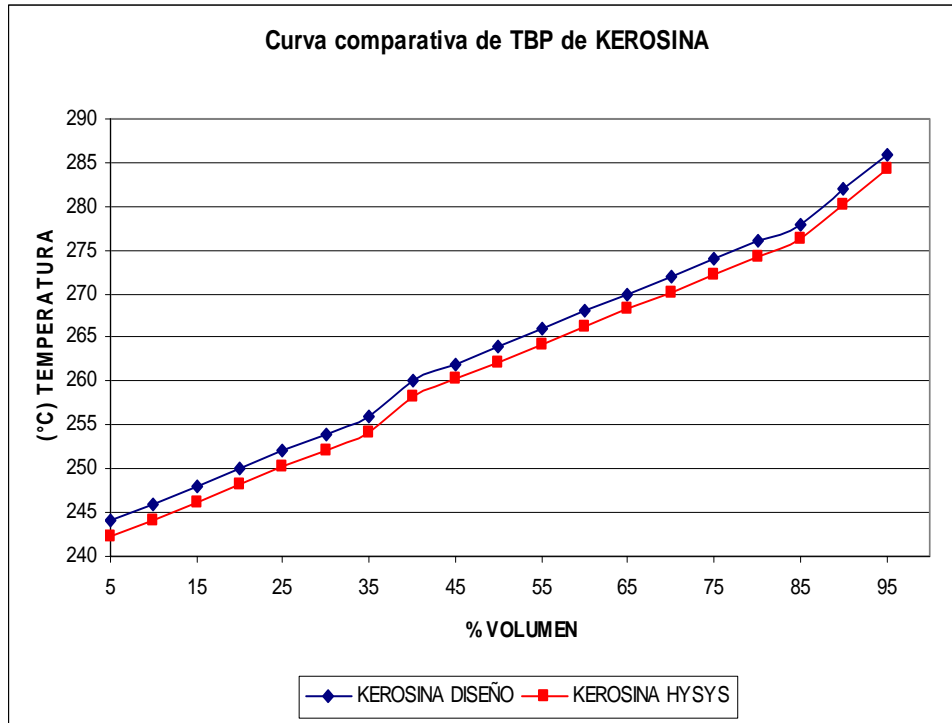
Con lo que se pueden realizar los análisis en la planta combinada No 2 al cambio de proporción de crudo maya.



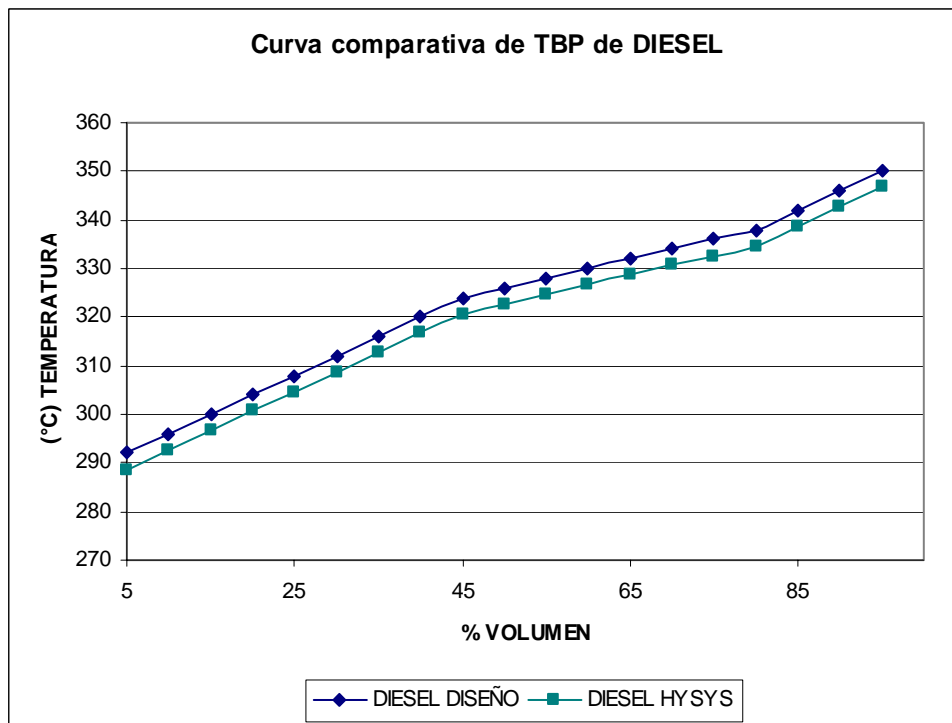
Grafica 5 Curva TBP de nafta (gasolina)



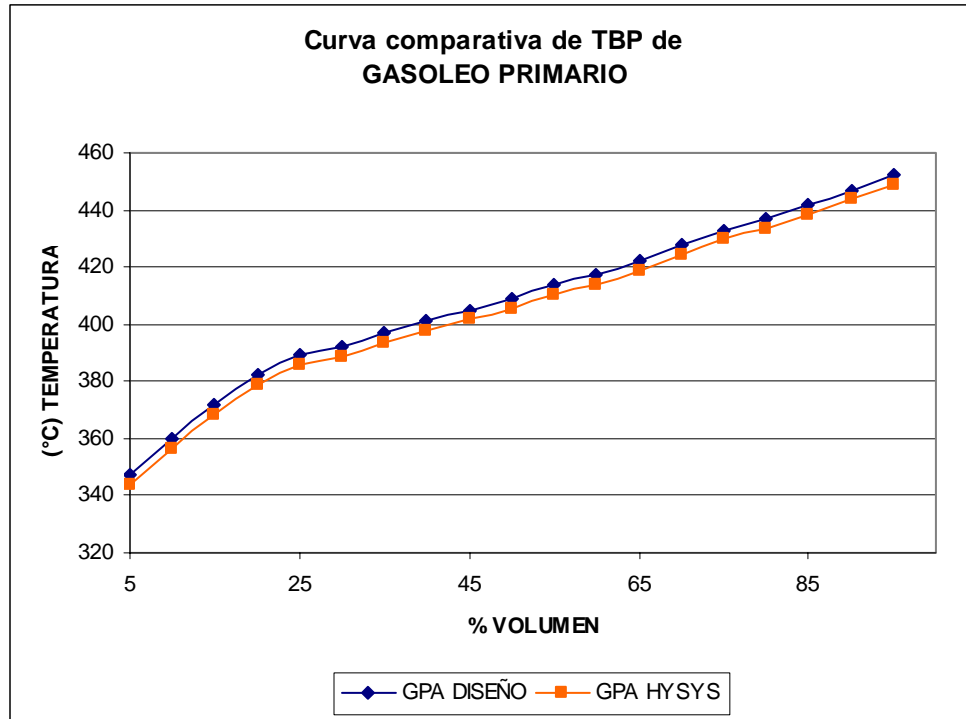
Grafica 5.1 Curva TBP de turbosina



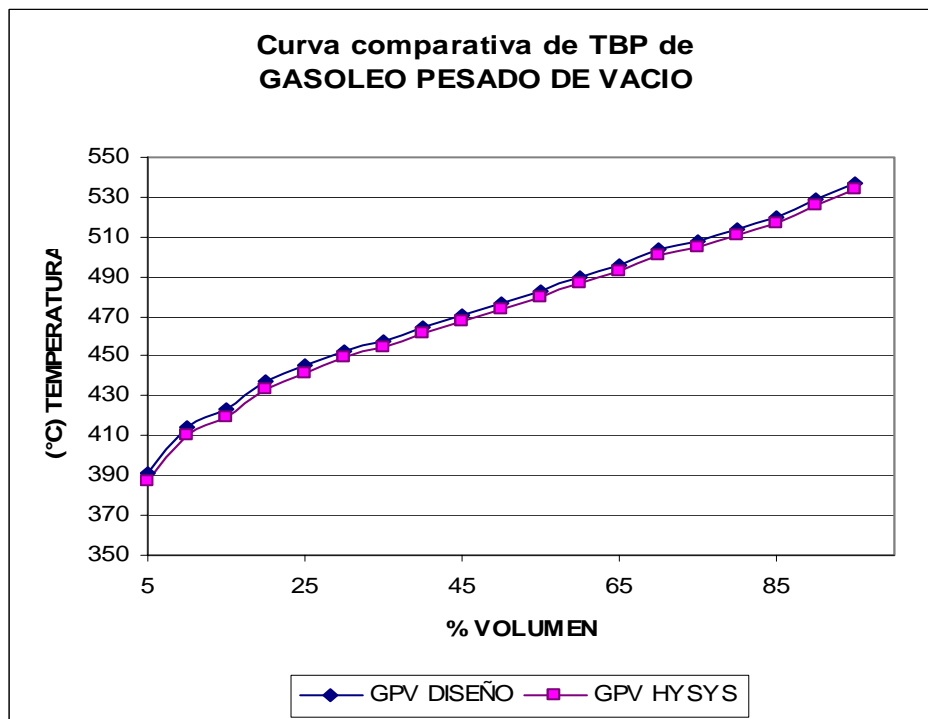
Grafica 5.2 Curva TBP de kerosina



Grafica 5.3 Curva TBP de diesel



Grafica 5.4 Curva TBP de Gasóleo primario



Grafica 5.5 Curva TBP de Gasóleo Pesado de Vacío

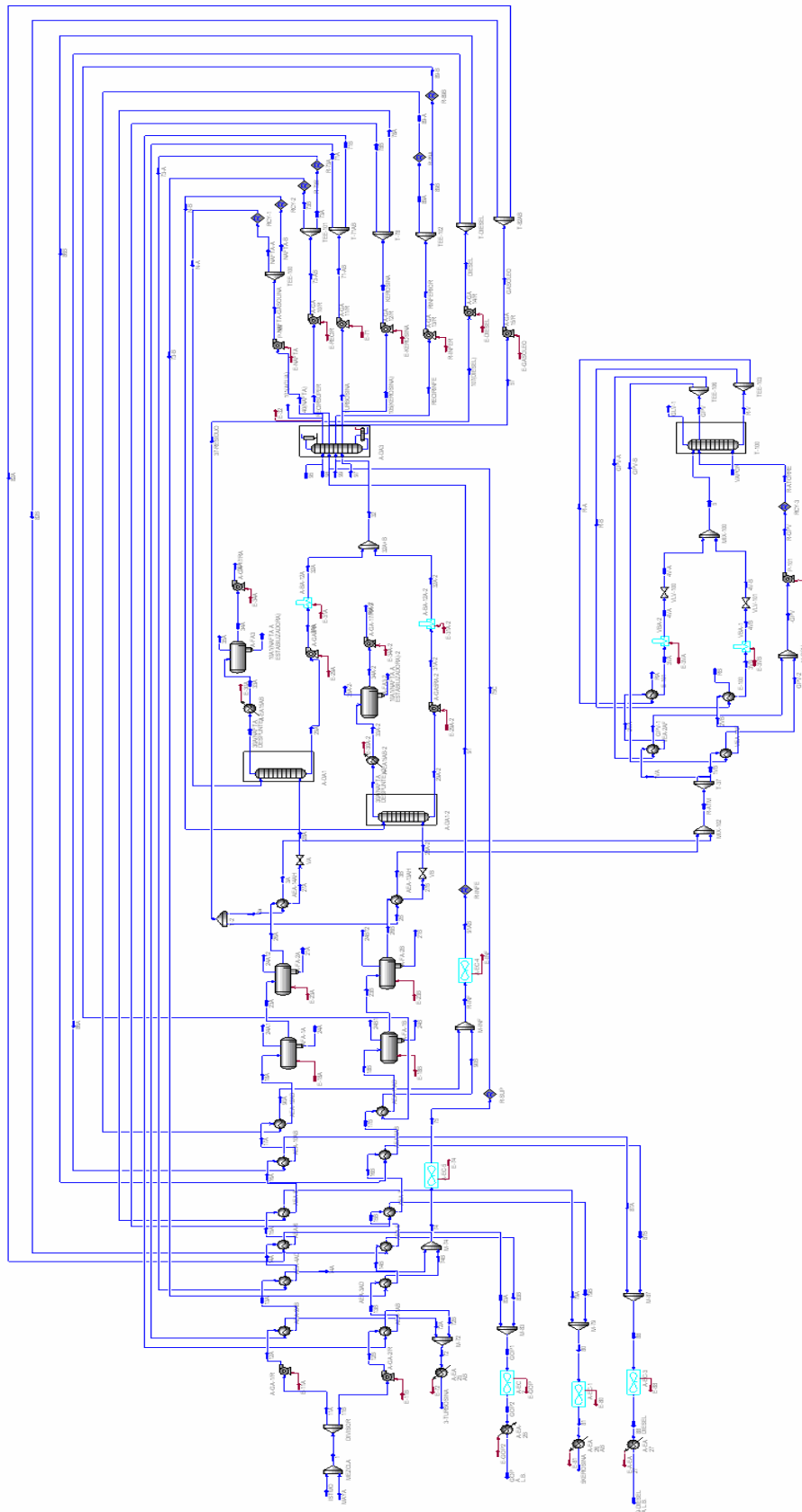


Figura 5 Diagrama general de la refinería

Los resultados obtenidos de la simulación son satisfactorios con respecto a las establecidas en los datos de diseño en lo que se refiere el rendimiento y la calidad de los productos.

De esta forma, la simulación representa de manera confiable la operación real del proceso y de los resultados pueden ser tomados como referencia para el análisis comparativos subsecuente.

En este trabajo se realizaron 5 corridas con diferentes cantidades de flujos de la mezcla con lo que analizaremos que va ocurriendo en la planta combinada conforma vamos variando las proporciones de la mezcla origina (72% istmo 28% maya) con las proporciones que se muestran en la tabla 5.

ISTMO		MAYA	
%	BPD	%	BPD
70%	115500	30%	49500
65%	107250	35%	57750
60%	99000	40%	66000
55%	90750	45%	74250
50%	82500	50%	82500

Tabla 5 Mezclas de petróleos

Tren de precalentamiento

El tren de precalentamiento se muestra en la figura 5.1.

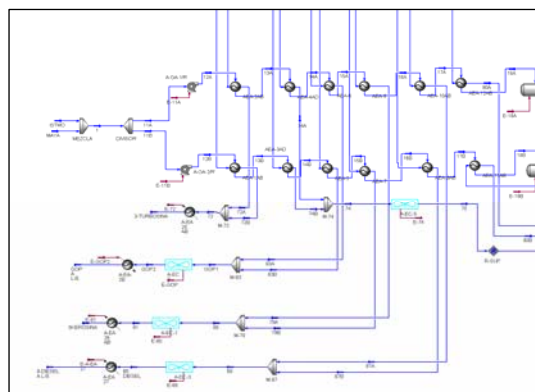
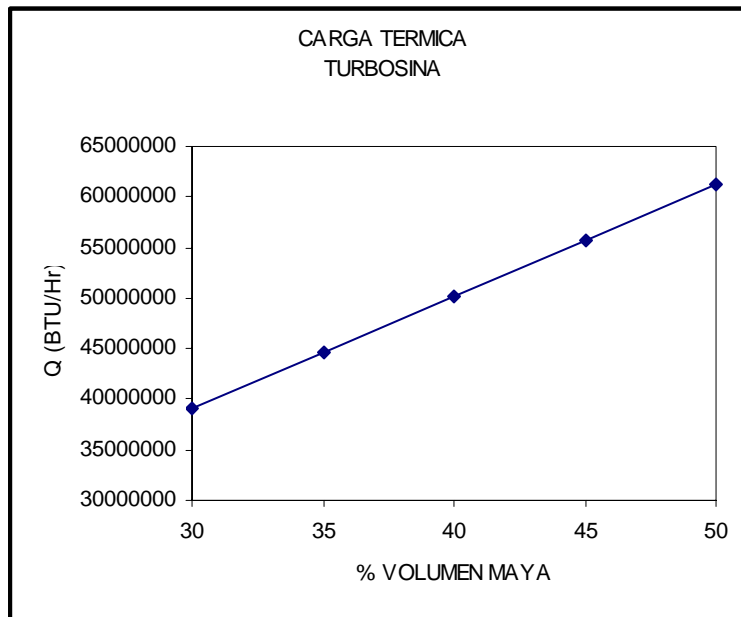


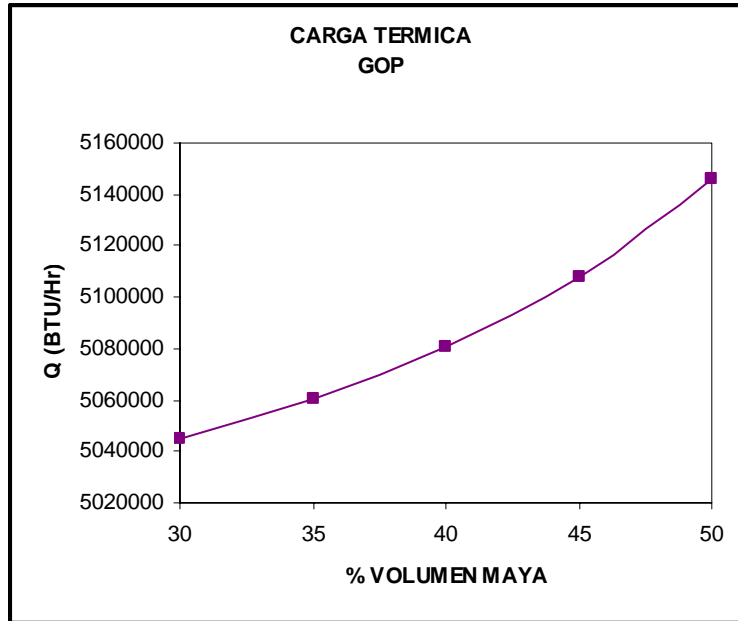
Figura 5.1 Tren de precalentamiento

Intercambiadores de calor de tubos y coraza

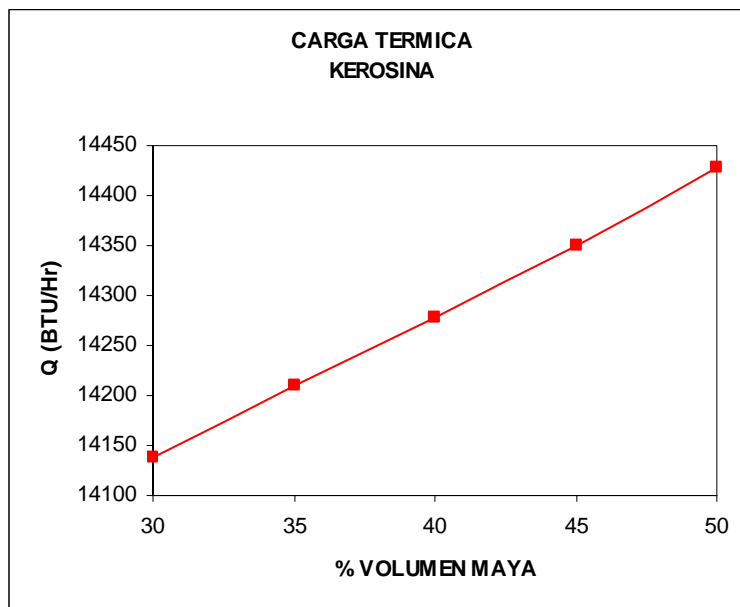
La carga de agua de enfriamiento aumenta conforme va aumentando la cantidad de petróleo maya en los intercambiadores en los que sale los productos de la torre: turbosina, kerosina, diesel y gasoleo esto se observa en las graficas 5.6, 5.7, 5.8, 5.8. La viscosidad es cada vez mayor necesitando mayor cantidad de calor para poder elevar su temperatura.



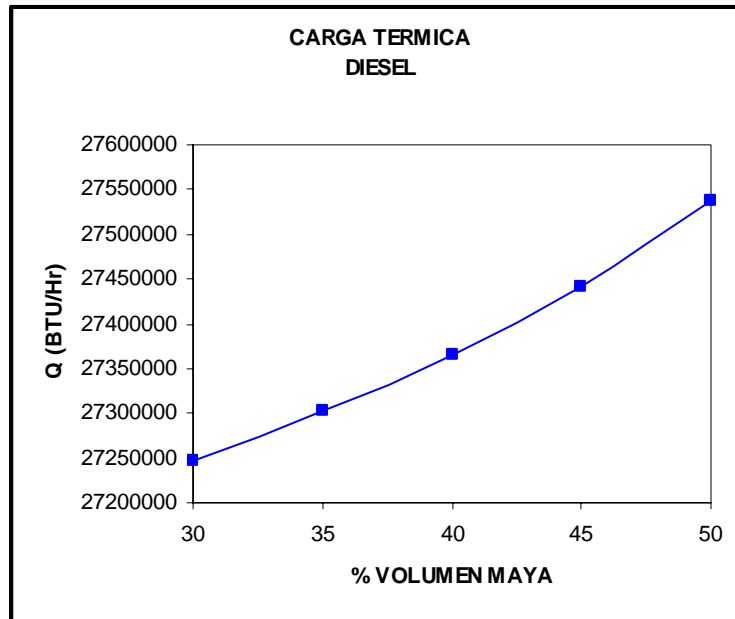
Grafica 5.6 Carga térmica de turbosina



Grafica 5.7 Carga térmica de GOP



Grafica 5.8 Carga térmica de kerosina



Grafica 5.9 Carga térmica de diesel

Al ir variando los flujos de la mezcla hasta una mezcla del 45% de maya todos los intercambiadores funcionan correctamente, cuando se tiene una mezcla de 50% maya el intercambiadores A-EA-9 AB y A-EA-10 AB ya no funciona correctamente existiendo un cruce de temperatura por que el flujo del corte de diesel es menor no obteniendo la temperatura de diseño del fluido frío la cual es de 128°C si no siendo la temperatura de 120°C, afectando a los intercambiadores siguientes (A-EA-11 AB Y A-EA-12 AB) debido a que entra a una temperatura menor siendo la temperatura de salida del intercambiado también menor a la de diseño 139°C a 132°C.

Equipo	TREN DE PRECALENTAMIENTO					
	28% Maya	30% Maya	35% Maya	40% Maya	45% Maya	50% Maya
A-EA-1 AB	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-2 AB	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-3 AD	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-4 AD	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-5	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-6	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-7	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-8	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-9 AB	✓	✓	✓	✓	✓	x
A-EA-10 AB	✓	✓	✓	✓	✓	x
A-EA-11 AB	✓	✓	✓	✓	✓	✓
A-EA-12 AB	✓	✓	✓	✓	✓	✓

FUNCIONA ✓

NO FUNCIONA x

Tabla 5.1 Intercambiadores de calor del tren

Torres de Despunte

En la figura 5.2 se muestran las torres de despunte que integran la refinería de la Planta Combinada No 2. Las cuales su operación es similar a la de un tanque separado gas-líquido la cual esta conformada por platos para realizar el corte correspondiente nafta de despunte.

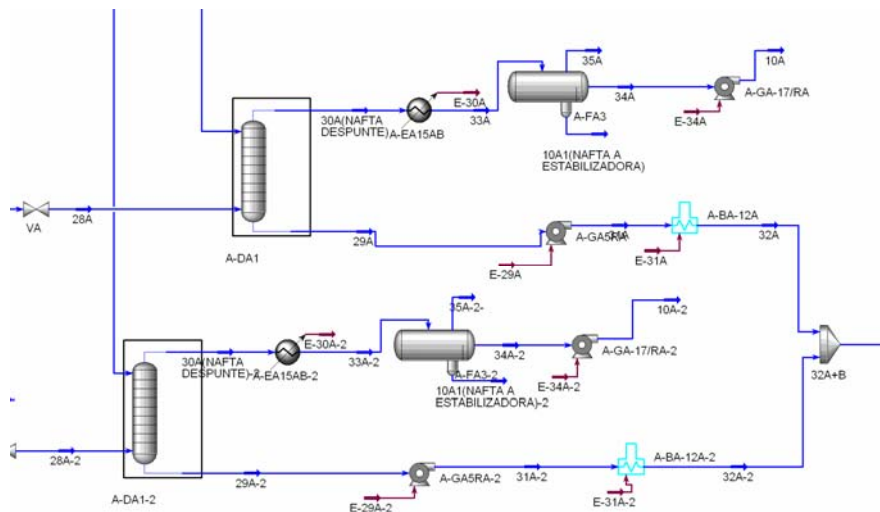
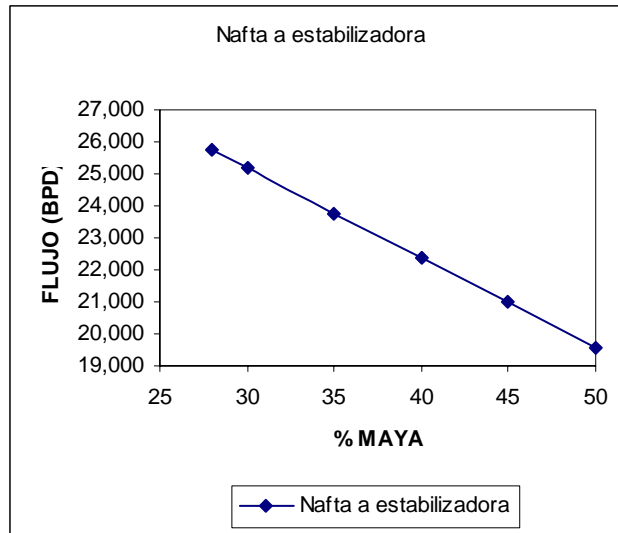


Figura 5.2 Torres de despunte

En la grafica 5.4 se muestra la cantidad de nafta de despunte producto de las torres despuntadoras, conforme se va variando el porcentaje de alimentación de la mezcla, se observa que cuando se tiene mayor cantidad de crudo tipo maya el producto es menor teniendo mayor rendimiento el crudo istmo que el crudo tipo maya. Esto se observa claramente en la grafica 5.13.



Grafica 5.10 Nafta de despunte

La planta cuenta con una planta estabilizadora que es para el tratamiento de la nafta de despunte esta fue diseñada para 30,000 BPD, la cual con la mezcla de 72% istmo 28% maya opera a un 85% de su capacidad sienta todavía factible pero cuando se tiene el extremo del análisis el cual es 50% de cada uno de los crudo operara a un 65% de su capacidad de diseño si se cuenta con la misma caracterización de crudos.

Planta Combinada No 2

Se muestra, el esquema de la torre atmosférica A-DA-3 en la figura 5.3 de la simulación y el esquema de la torre de vacío VDA-1 en la figura 5.4 de la simulación.

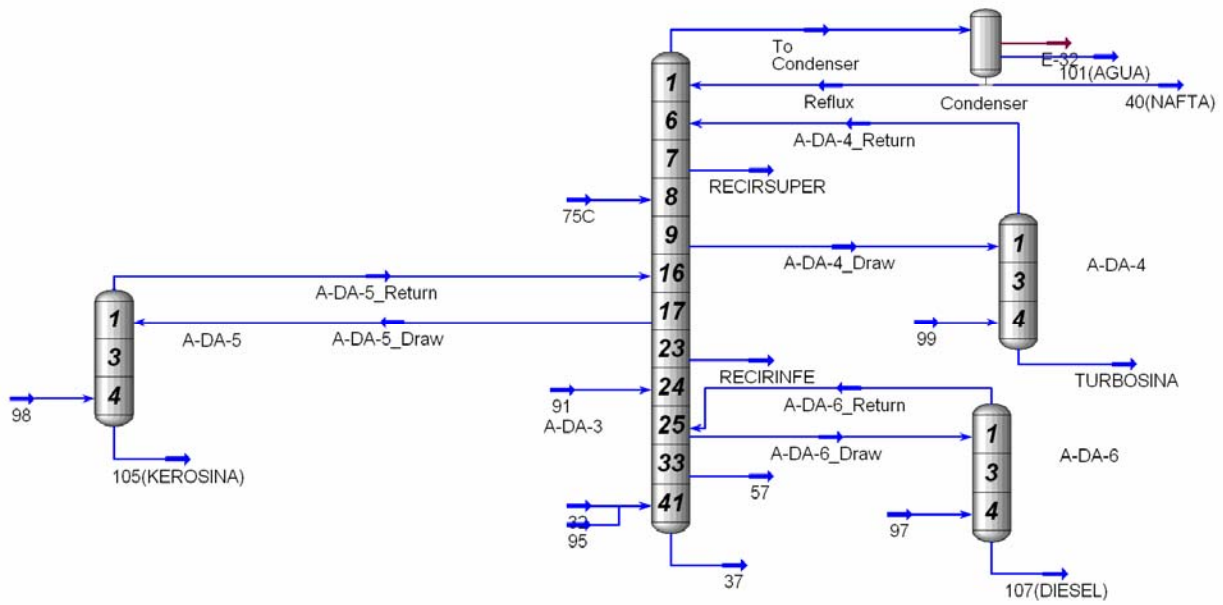


Figura 5.3 Torre atmosférica A-DA-3

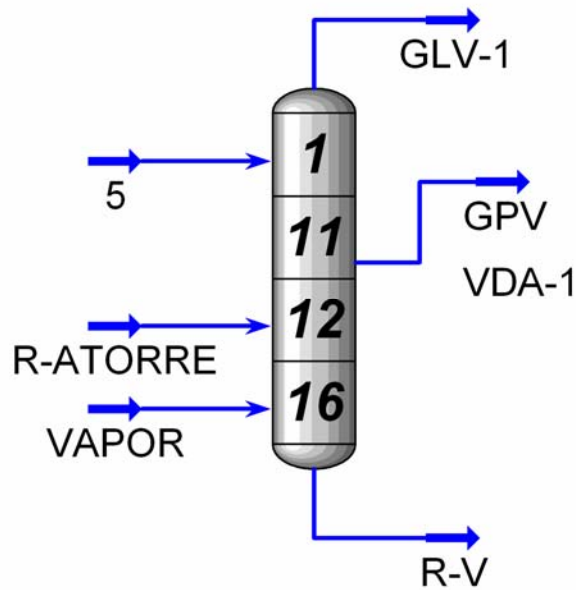
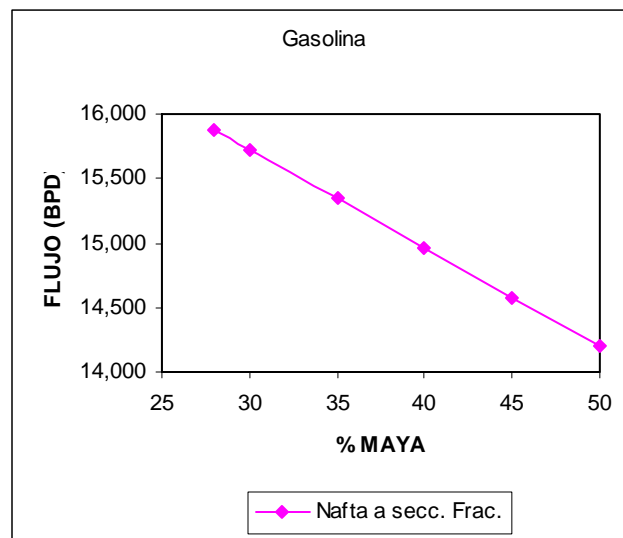


Figura 5.4 Torre de vacío VDA-1

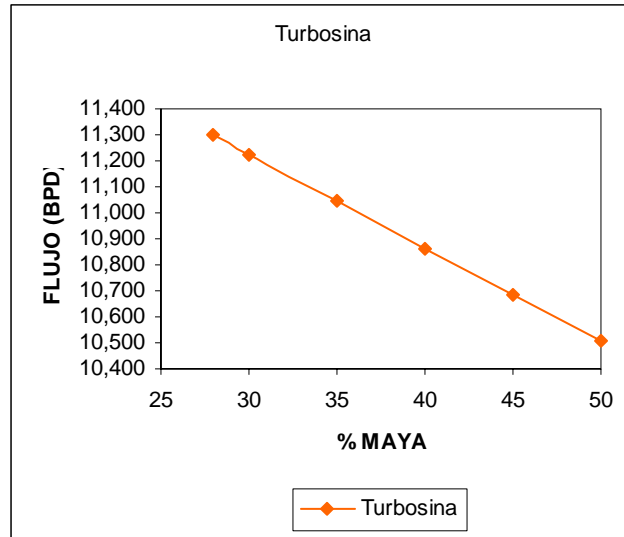
En las gráficas (5.11 a la 5.19) que se muestran a continuación se puede percibir como van variando los flujos de los productos de la planta combinada No 2 al ir cambiando el porcentaje de volumen como se indico en la tabla 5.

El punto central en la simulación es la obtención de las características de productos por lo que las variables más importantes fueron los flujos, fijando las temperaturas de corte de los productos. La comparación se lleva a cabo con los datos de diseño y los valores obtenidos en la simulación.

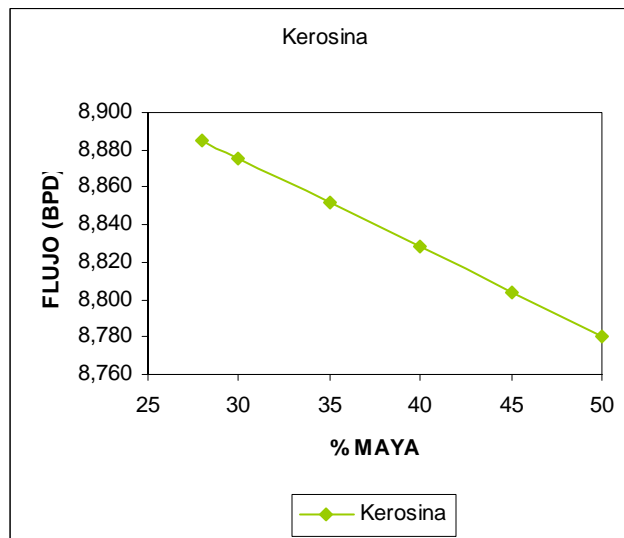
Se realizo un análisis de los cortes de los diferentes productos, que es lo que ocurre conforme se va variando el porcentaje de proporción de la mezcla de crudo de alimentación la cual es originalmente una mezcla de crudo istmo (72%) y crudo maya (28%), no debe de existir cambio en la curva de TBP, la mezcla se va haciendo cada vez más pesada, dando un rendimiento menor en los productos a diferencia del crudo tipo istmo que tiene un rendimiento mucho mayor.



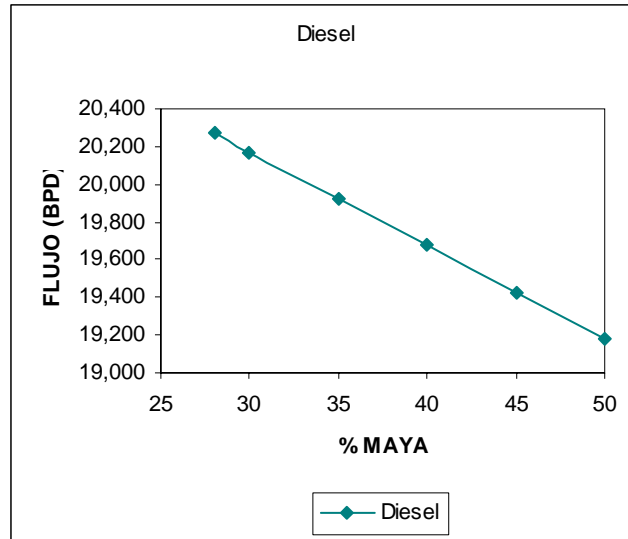
Grafica 5.11 Flujo de gasolina



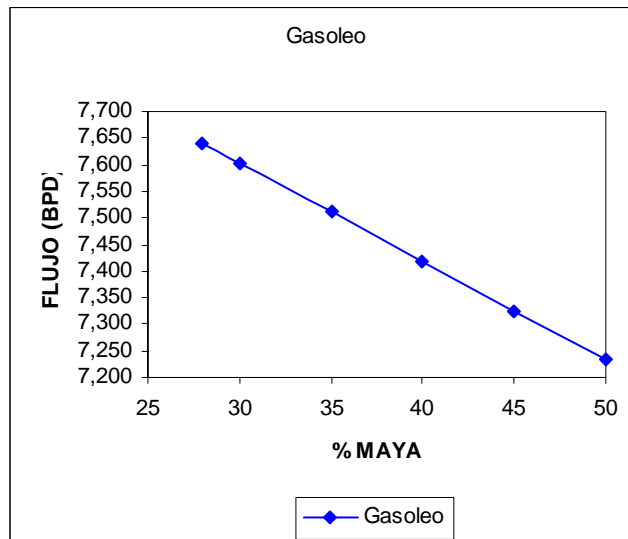
Grafica 5.12 Flujo de turbosina



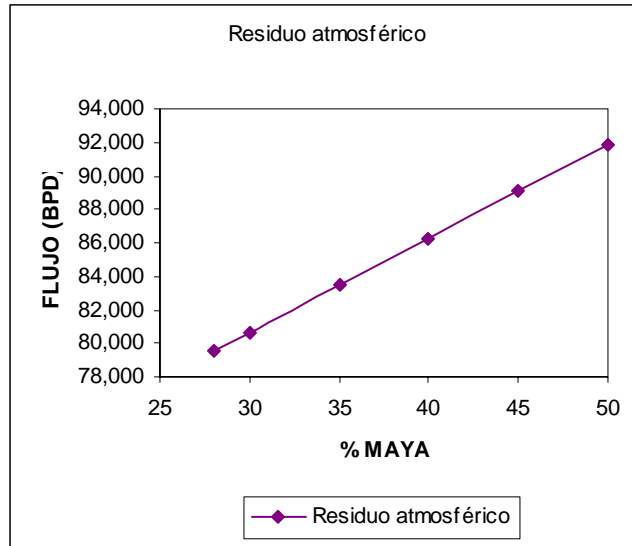
Grafica 5.13 Flujo de kerosina



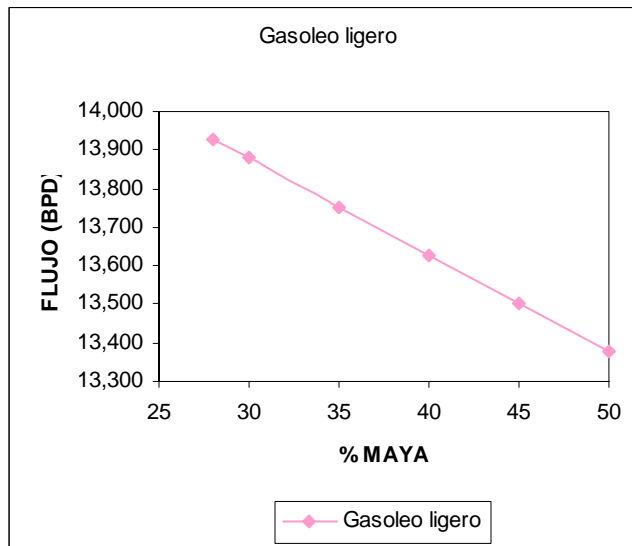
Grafica 5.14 Flujo de diesel



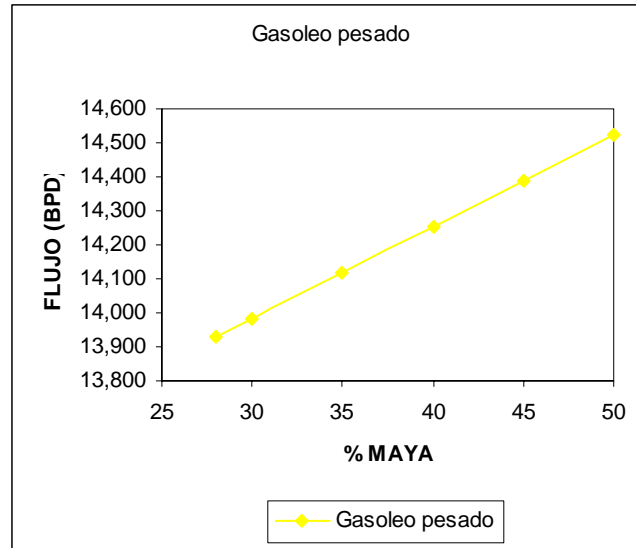
Grafica 5.15 Flujo de gasoleo



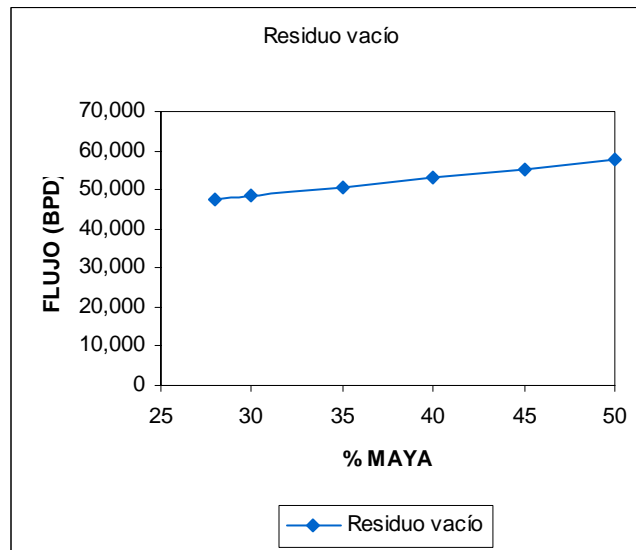
Grafica 5.16 Flujo de residuo atmosférico



Grafica 5.17 Flujo de gasoleo ligero de vacío



Grafica 5.18 Flujo de gasoleo ligero de pesado



Grafica 5.19 Flujo de residuo de vacío

En la grafica 5.11 a la 5.15 los flujos de los productos van disminuyendo a medida que la mezcla se va siendo más pesado, aumentando el flujo de residuo atmosférico grafica 5.16, el flujo de gasoleo ligero de vacío disminuye pero el flujo del gasoleo pesado y residuo pesado aumenta afectando a las plantas reductoras de viscosidad ya que la cantidad de producto además de ser mas es más viscoso, también a la planta de FCC.

Comparando 8 años de la alimentación en la planta combinada No 2 de Tula

Propiedad	Planta combinada No 2 1997	Planta combinada No 2 2005	Propiedad	Planta combinada No 2 1997	Planta combinada No 2 2005
Peso específico	0.877	0.884	Níquel, ppm	14.97	18.06
Gravedad API	29.31	28.04	Cobre, ppm	0.11	0.27
Factor de caracterización, K	11.8824	11.9	Calcio, ppm	1.62	4.31
Agua por destilado, % vol	0.192	0.2	Parafinas, % vol	4.89	7.98
Sedimento, % vol	0.025	0.217	Naftenos, % vol	6.54	4.67
Viscosidad a 37.8°C, seg	69.4	86	Metano	75.36	71.12
Cloruros, Lb/Mbls	19.64	24.07	Etano	2.6	2.21
Azufre Total, % peso	2.08	2.256	Propano	8.59	9.06
Carbón, % peso	3	6.03	i-Butano	2.4	2.04
Cenizas, % peso	0.03	0.03	n-Butano	6.65	7.49
Fierro, ppm	2.44	3.7	i-Pentano	2.46	4.05
Vanadio, ppm	92.24	195.3	n-Pentano	1.81	3.27
Magnesio, ppm	0.48	0.7	H ₂ S	0.13	0.76

Tabla 5.2 Características de las mezclas de alimentación

En la tabla 5.2 se muestran las principales características de las mezclas alimentadas en el año 1997 y en el 2005.

- ◆ Mayor peso específico, mayor contenido de hidrocarburos pesados (n-butano, i-pentano y n-pentano).
- ◆ Mayor cantidad de sedimentos (arcilla y arena) siendo necesario un mejor preacondicionamiento del crudo con el paso del tiempo para evitar el taponamiento.
- ◆ Mayor cantidad de metales pesados teniendo efecto catalítico para las reacciones de coquización.
- ◆ Gran aumento del vanadio siendo un veneno para los catalizadores de cracking.
- ◆ Mayor contenido de parafinas teniendo menor producción de gasolinas en reformación y mayor producción de FCC.
- ◆ Menor cantidad de naftenos menos productos reformados.
- ◆ Mayor cantidad de azufre provocando una necesidad de más plantas de tratamiento de azufre. Se buscan catalizadores más activos y selectivos para la eliminación de



compuestos de azufre contenidas en las fracciones pesadas del petróleo. Más plantas de hidrogeno para el hidrotratamiento de los destilados por aumento de la cantidad de azufre en la mezcla con el paso de los años.

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES



6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se pudo observar que la cantidad de nafta de despunte es menor debido a que la mezcla alimentada a la planta es más pesada haciendo ineficiente la planta estabilizadora de nafta.

La tendencia de procesamiento de petróleo cada vez es un crudo más pesado provocando que la cantidad de destilados sea menor, siendo necesarios procesos los cuales recuperen la producción de destilados para tener menor producción de residuales.

El objetivo principal de la planta combinada es la obtención de gasolina, diesel y turbosina. Por lo que se debe de utilizar al máximo posible la capacidad de la planta combinada No 2, aplicando las tecnologías más convenientes para el manejo de un crudo cada vez más pesado

La torre de vacío deberá de ser revamps para el aumento de capacidad

Después de la torre atmosférica y de vacío cada uno de los productos requiere de un hidrotreatmento para los cuales se deberán de utilizar nuevos catalizadores para procesar cargas pesadas y de coquización.

Para la recuperación de azufre deberá de utilizar más plantas de tratamiento de azufre y nuevas tecnologías post-claus.

Las plantas reformadoras deberán de utilizar nuevos catalizadores.

Uno de los procesos el cual se ve afectado drásticamente es el FCC debido a que la cantidad de gasoleo pesado aumenta a medida que la mezcla es más pesada siendo necesario tomar en cuenta las siguientes recomendaciones:

- ◆ Nuevos catalizadores de mayor selectividad.
- ◆ Revamps para el aumento de capacidad.
- ◆ Separadores ciclónicos de alta eficiencia (menos emisiones).



Debido a que la cantidad de residuo de vacío es mayor se deben de tener nuevas plantas coquizadoras para mayor conversión a destilados.

Se tienen que ver nuevas tecnologías para el manejo de crudo maya para obtener un rendimiento mayor debido a que el 60% de crudo de México es pesado que da por resultado una alta producción de residuos que empobrecen la calidad y cantidad de los productos petroquímicos.

Debido a las altas concentraciones de asfaltenos que contiene el crudo Maya (14.5 por ciento del total del residuo), además de cenizas y residuos de carbón (17.2 por ciento), aproximadamente el 32 por ciento de sus residuos extraídos no es útil para los fines de refinación. Es por ello que diversos organismos nacionales y extranjeros han estudiado profundamente diversas vías para el tratamiento y separación de estas fracciones. A estos residuos pesados siempre se les ha utilizado para la preparación de asfalto e impermeabilizantes para inmuebles, pero existe la preocupación por encontrar un mayor número de usos.

El alcance del trabajo realizado es ver cuales son los efectos que ocasiona un cambio de alimentación a la planta combinada No 2 de la refinería Tula, este análisis no considera las dimensiones de la planta, antigüedad, cantidad de sales.

Hysys fue la herramienta principal para el análisis del comportamiento de la planta combinada No 2 de la refinería de Tula, Hidalgo.

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

- ✓ Douglas J.M., Conceptual Desing of Chemical Processes, McGraw-Hill, New York, 1988.

- ✓ García, O.V., Generación del Esquema de Simulación de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería de Tula, Hidalgo, Tesis en Ingeniería Química, UNAM, 1998.

- ✓ Gary, James H. and Handwerk, Glenn E. Petroleum Refining. Technology and Economics, Dekker (ed.), USA. 2001

- ✓ Henley, E.J., Seader. J.D. “Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química”. México: Reverté, 1990. 814 pp.

- ✓ HYSYS 3.2 Documentation Suite Hyprotech 2003

- ✓ Romero Pimienta Claudia. “Generación del esquema de simulación de la planta combinada No 2 de la refinería de Tula, Hidalgo”. Tesis. México, CU, 1998. 64 pp.

- ✓ Segoviano Murrillo Selene Ines “Análisis de la refinería Miguel Hidalgo de Tula, Hidalgo, utilizando Petroplan”. Tesis. México, CU, 2006. 186 pp

- ✓ Villalobos Hiriarte Alejandro. Presentación “Modulo IV plantas combinadas 1”. Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química. Noviembre 2005.