



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

Simulación e Integración térmica
de Planta Primaria de la Refinería de Tula, Hidalgo

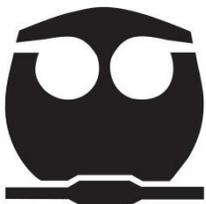
Tesis

Que para obtener el título de

Ingeniero Químico

Presenta

Juan Alonso Alcántara Campos



México D.F.

2015



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: Celestino Montiel Maldonado

Vocal: Martín Rivera Toledo

Secretario: Ileana Rodríguez Castañeda

1er. Suplente: Carlos Álvarez Maciel

2do. Suplente: Alma Delia Rojas Rodríguez

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos

Facultad de Química

ASESOR DEL TEMA:

I.Q. Ileana Rodríguez Castañeda

SUSTENTANTE (S):

Juan Alonso Alcántara Campos

Índice

I	Índice de Tablas.....	iii
II	Índice de Figuras	iv
	Capítulo 1. Introducción	1
	1.1 Objetivos	1
	1.2 Petróleo	1
	1.2.1 Composición del Petróleo	2
	1.2.2 Clasificación y Caracterización de Petróleo	8
	1.3 Refinería Miguel Hidalgo en Tula.....	10
	1.3.1 Plantas de Proceso	10
	1.3.2 Plantas Ecológicas	11
	1.3.3 Plantas de Servicios Auxiliares	12
	1.4 Procesamiento de Petróleo.....	14
	1.4.1 Destilación atmosférica y al vacío.....	15
	1.4.2 Procesos de Refinación.....	20
	1.5 Análisis térmico por <i>Punto de Pliege</i>	23
	Capítulo 2. Simulación de la Planta de Destilación Combinada en la Refinería Miguel Hidalgo 29	
	2.1 Simulación del Proceso	29
	2.2 Características de los Equipos y el Proceso	37
	2.3 Productos.....	45
	Capítulo 3. Análisis térmico por Punto de Pliege.....	52
	Capítulo 4. Conclusiones.....	60
	Bibliografía.....	61

I Índice de Tablas

Tabla 1: Tipos de Crudo de acuerdo a su Densidad ^[8]	8
Tabla 2: Tipos de Crudo de acuerdo a su Composición ^[8]	9
Tabla 3: Tipos de Petróleo en México ^[8]	9
Tabla 4: Propiedades del Crudo Istmo.....	30
Tabla 5: Curvas de Destilación de Crudo Istmo.....	30
Tabla 6: Flujos de Productos de Destilación Combinada.....	32
Tabla 7: Condiciones de Alimentación de Crudo.....	32
Tabla 8: Características de las Torres DA-101A/B.....	39
Tabla 9: Características de la Torre DA-102.....	39
Tabla 10: Agotadores de la Torre DA-102.....	40
Tabla 11: Características de la Torre DA-201.....	40
Tabla 12: Características de los Calentadores a fuego directo BA-101A/B.....	41
Tabla 13: Características del Calentador a fuego directo BA-201.....	41
Tabla 14: Enfriador de Recirculación de GOLV.....	42
Tabla 15: Enfriadores de productos.....	42
Tabla 16: Intercambiadores del Tren de precalentamiento.....	43
Tabla 17: Recirculaciones de Torre DA-102.....	44
Tabla 18: Recirculaciones de Torre DA-201.....	44
Tabla 19: Propiedades de los productos de la destilación atmosférica.....	45
Tabla 20: Propiedades de los productos de la destilación al vacío.....	46
Tabla 21: Destilación ASTM D86 de Nafta.....	47
Tabla 22: Destilación ASTM D86 de Turbosina.....	47
Tabla 23: Destilación ASTM D86 de Keroseno.....	48
Tabla 24: Destilación ASTM D86 de GOL1°.....	48
Tabla 25: Destilación ASTM D86 de GOP1°.....	49
Tabla 26: Destilación ASTM D86 de GOLV.....	49
Tabla 27: Destilación ASTM D86 de GOPV.....	50
Tabla 28: Destilación ASTM D1160 de Residuo de vacío.....	50
Tabla 29: Corrientes de proceso.....	52
Tabla 30: Temperaturas de proceso y Temperaturas modificadas.....	55
Tabla 31: Escala de Temperaturas y Punto de Pliegue.....	56
Tabla 32: Número mínimo de Unidades.....	58

II Índice de Figuras

Figura 1: Ejemplos de Parafinas ^[8]	2
Figura 2: Ejemplos de Olefinas ^[8]	3
Figura 3: Ejemplos de Naftenos ^[8]	3
Figura 4: Ejemplos de Aromáticos ^[8]	4
Figura 5: Ejemplos de Compuestos de Azufre ^[8]	5
Figura 6: Ejemplos de Compuestos de Nitrógeno ^[8]	6
Figura 7: Ejemplos de Compuestos de Oxígeno ^[8]	7
Figura 8: Diagrama de Plantas de Proceso de Refinería Miguel Hidalgo ^[6]	13
Figura 9: Esquema de Procesos de Transformación del Petróleo ^[8]	14
Figura 10: Esquema del Proceso de Destilación atmosférica ^[13]	16
Figura 11: Tipos de Platos de Destilación ^[20]	17
Figura 12: Relación Vapor/Producto en Agotadores ^[11]	18
Figura 13: Esquema del Proceso de Destilación al Vacío ^[13]	19
Figura 14: Diagrama de Proceso de Isomerización ^[5]	20
Figura 15: Diagrama de Proceso de Hidrotratamiento ^[17]	21
Figura 16: Diagrama de Proceso de Reformación Catalítica ^[1]	21
Figura 17: Diagrama de Proceso de Desintegración Catalítica Fluida acoplada a Destilación ^[18]	22
Figura 18: Esquema de Desintegración Catalítica Fluida ^[9]	23
Figura 19: Representación gráfica de Corrientes con Cp constante ^[10]	24
Figura 20: Elaboración de Curvas Compuestas ^[10]	25
Figura 21: Curvas Compuestas y Punto de Pliegue ^[10]	26
Figura 22: ejemplo de Gran Curva Compuesta ^[10]	27
Figura 23: Representación del Método del Punto de Pliegue ^[10]	28
Figura 24: Curva de Destilación D86 del Crudo Istmo	31
Figura 25: Simulación de la Sección de Destilación atmosférica	34
Figura 26: Diagrama de Sección de Destilación al vacío	36
Figura 27: Diagrama final de Simulación de la Planta de Destilación combinada de la Refinería Miguel Hidalgo	38
Figura 28: Curva de Destilación ASTM D86 de Cortes Base contra Simulación	51
Figura 29: Curvas Compuestas	57
Figura 30: Gran Curva Compuesta	58

Capítulo 1. Introducción

El capítulo introductorio sirve de contextualización a la Planta Primaria de la Refinería Miguel Hidalgo en Tula y su Análisis térmico. Para ello se presenta el tema del petróleo: sus características y procesamiento, particularmente la destilación atmosférica y al vacío, así como procesos de refinación, ejemplificado por la constitución de la propia Refinería; allende la tecnología de Punto de Pliegue como Análisis térmico.

Los hidrocarburos siguen siendo la principal fuente de energía, así como un importante suministro de materias primas para diversos productos. La industria de Refinación sin embargo, por la disminución de las reservas tradicionales de hidrocarburos y la creciente normatividad de protección ambiental, requiere que sus procesos existentes sean más eficientes y sus presentes instalaciones mejoradas. En la actualidad se tienen tecnologías, tanto como metodologías o programas computacionales, que permiten al ingeniero resolver estos problemas con soluciones actualizadas.

1.1 Objetivos

- Desarrollar el esquema de simulación en Aspen Plus V8.4 de la Planta de destilación combinada primaria de la Refinería Miguel Hidalgo.
- Realizar el análisis térmico por *Punto de Pliegue* de la planta anterior: establecer el punto de pliegue y los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento del proceso.

1.2 Petróleo

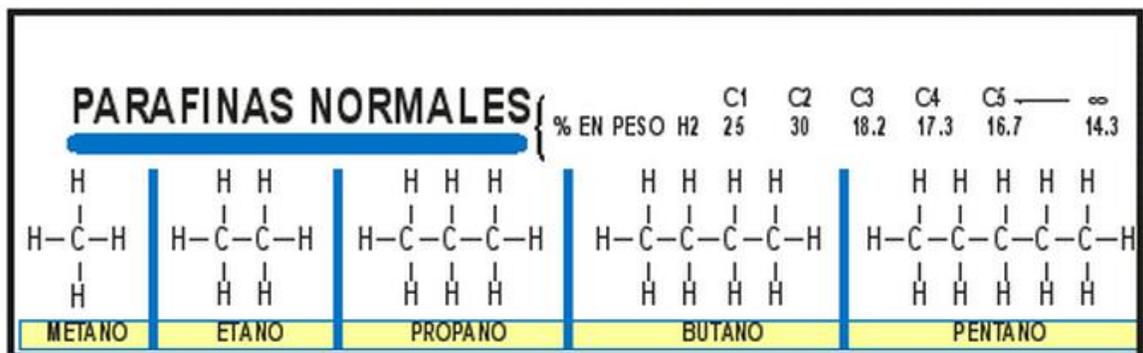
El petróleo es una mezcla de hidrocarburos, pero también de pequeñas cantidades de agua y metales. El petróleo se forma a partir de la descomposición de organismos en rocas sedimentarias de formaciones geológicas debajo de la superficie de la Tierra a temperatura y presión altas. Se perfora para extraerlo, se separa por destilación y se refina para transformarlo en múltiples productos de alto valor, como combustibles, plásticos y farmacéuticos.

1.2.1 Composición del Petróleo

El petróleo se compone principalmente de hidrocarburos, que son compuestos químicos a base de carbono e hidrógeno. De acuerdo a su estructura se pueden clasificar en diferentes tipos. En el petróleo y su procesamiento comúnmente se encuentran hidrocarburos de tipo Parafínico, Olefínico, Nafténico y Aromático, así como otros compuestos orgánicos con Nitrógeno, Oxígeno y Azufre. La composición de hidrocarburos en el petróleo crudo es variada y compleja, desde compuestos de un carbono (metano) hasta 200 o más. Los compuestos con cuatro carbonos o menos se encuentran en estado gaseoso a presión atmosférica y se separan como tal, aquellos de hasta ocho carbonos sirven como gasolinas, hasta 16 como diésel y queroseno. Cuando tienen mayor cantidad de carbonos, se procesan como gasóleos, y hasta 35 carbonos o más pueden usarse como asfalto, aunque en las refinerías modernas se fraccionan en productos de mayor valor.

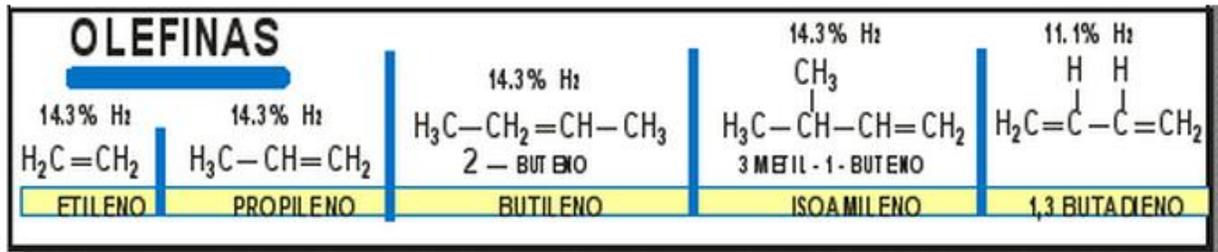
Las parafinas son hidrocarburos saturados de fórmula general C_nH_{2n+2} , cuyos enlaces entre carbonos son sencillos y su estructura es lineal, aunque pueden tener ramificaciones. Las fracciones más ligeras del petróleo son más ricas en compuestos Parafínicos.

Figura 1: Ejemplos de Parafinas [8]



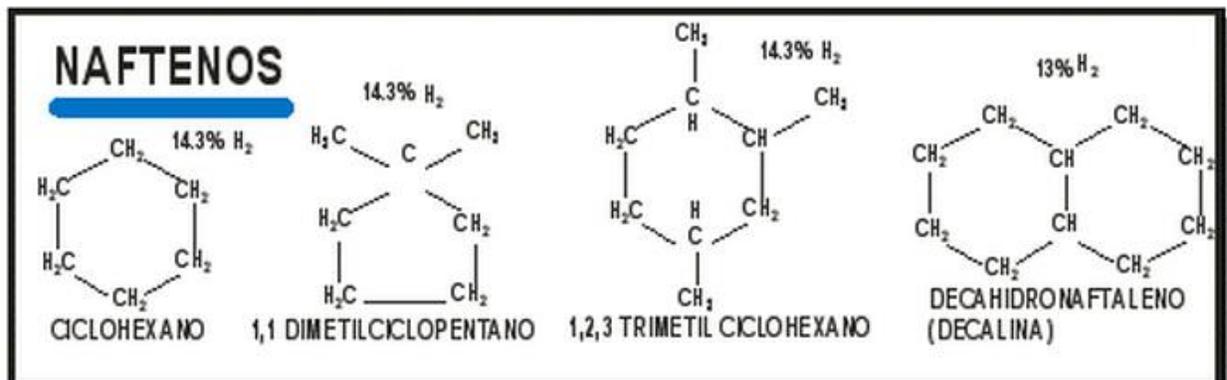
Las olefinas son hidrocarburos no saturados, en los que al menos un par de carbonos tienen un doble enlace entre ellos. Su estructura es lineal y también pueden tener ramificaciones. Su fórmula general es C_nH_{2n} .

Figura 2: Ejemplos de Olefinas [8]



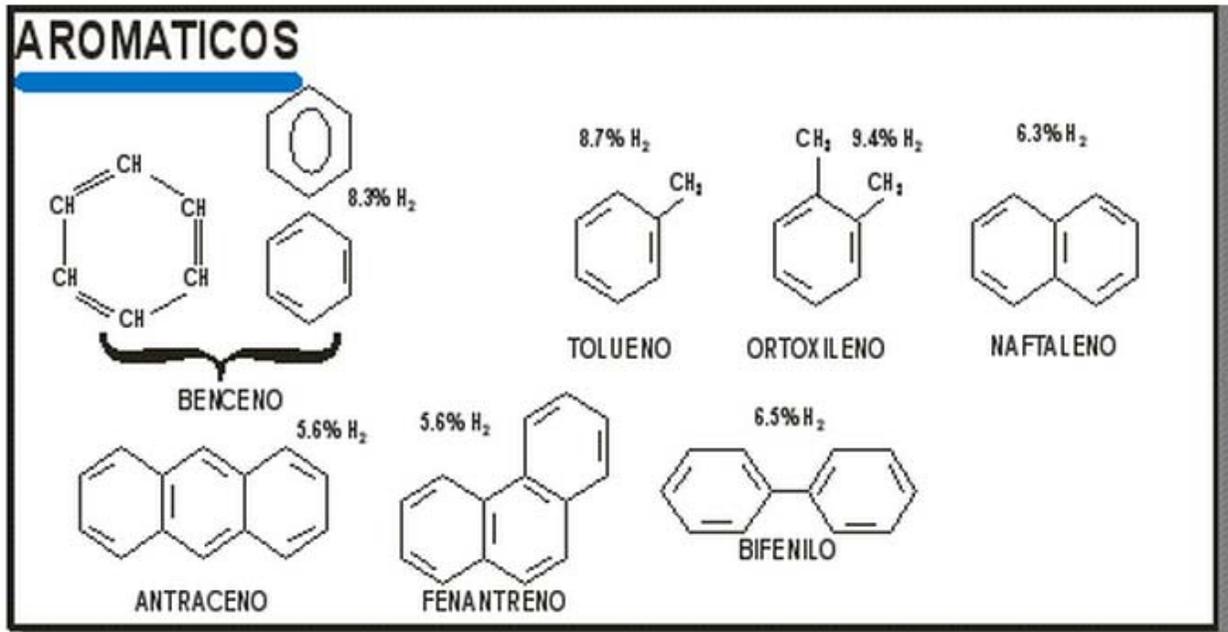
Los naftenos son hidrocarburos cíclicos saturados, cuyos carbonos conservan enlaces sencillos unos con otros. Su fórmula general es C_nH_{2n} . Comúnmente en el petróleo se encuentran naftenos de 5 ó 6 carbonos.

Figura 3: Ejemplos de Naftenos [8]



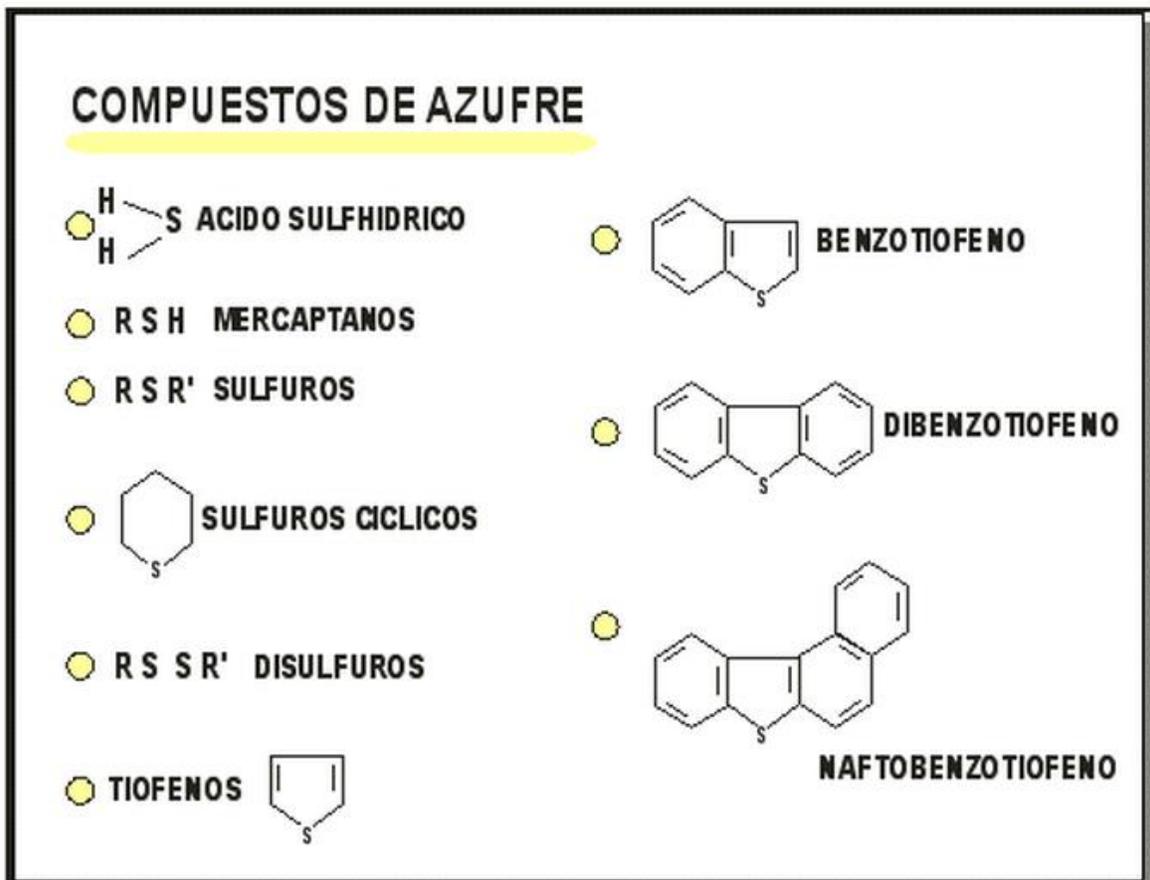
Los aromáticos son hidrocarburos cíclicos no saturados, con enlaces dobles alternados con sencillos entre sus carbonos. Su fórmula general es C_nH_n , aunque pueden tener ramificaciones salientes del anillo. Los compuestos aromáticos son más abundantes en las fracciones más pesadas del petróleo.

Figura 4: Ejemplos de Aromáticos [8]



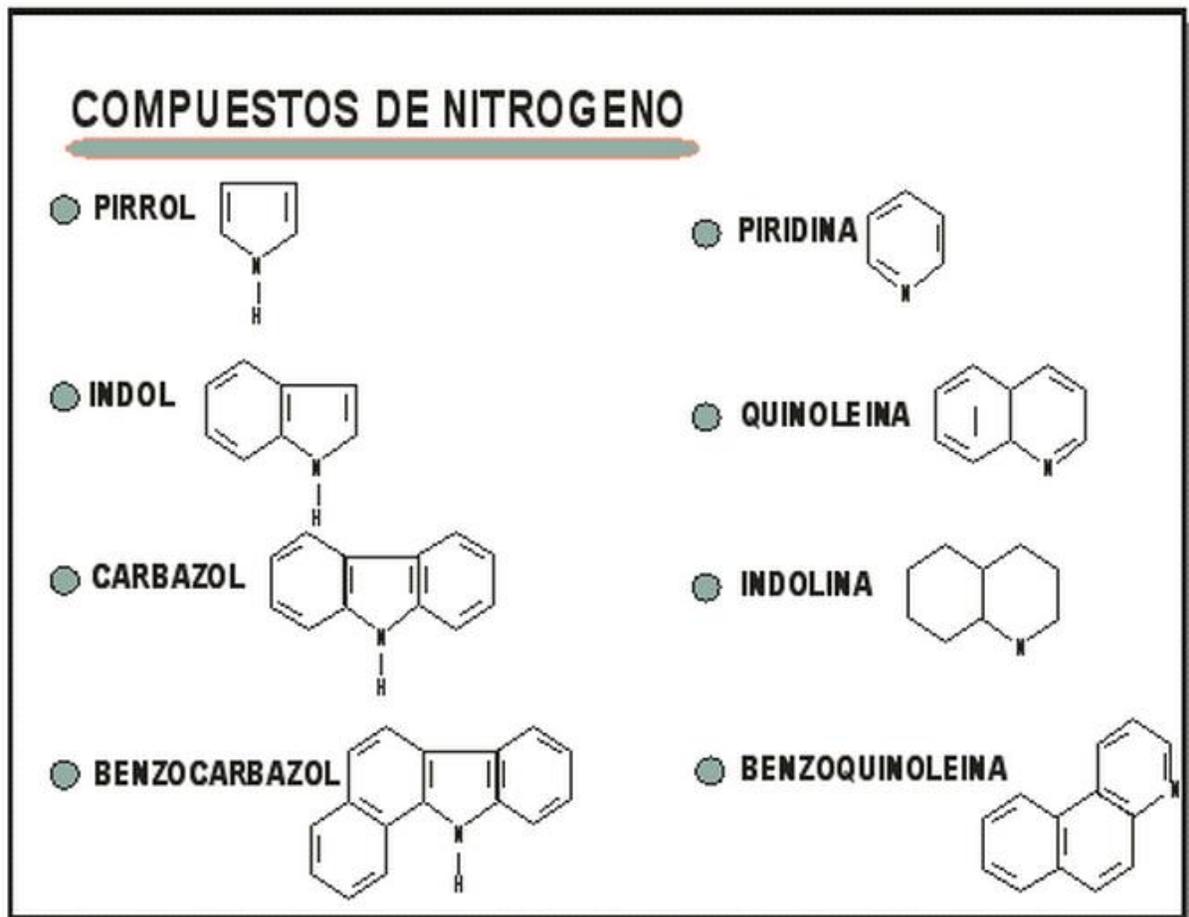
En el petróleo también hay compuestos orgánicos con azufre hasta en un 5% en peso. Estas sustancias, además de aumentar el peso del crudo, envenenan catalizadores metálicos y son corrosivos. Por ello, estos compuestos son tratados para retirar el azufre en procesos especiales.

Figura 5: Ejemplos de Compuestos de Azufre [8]



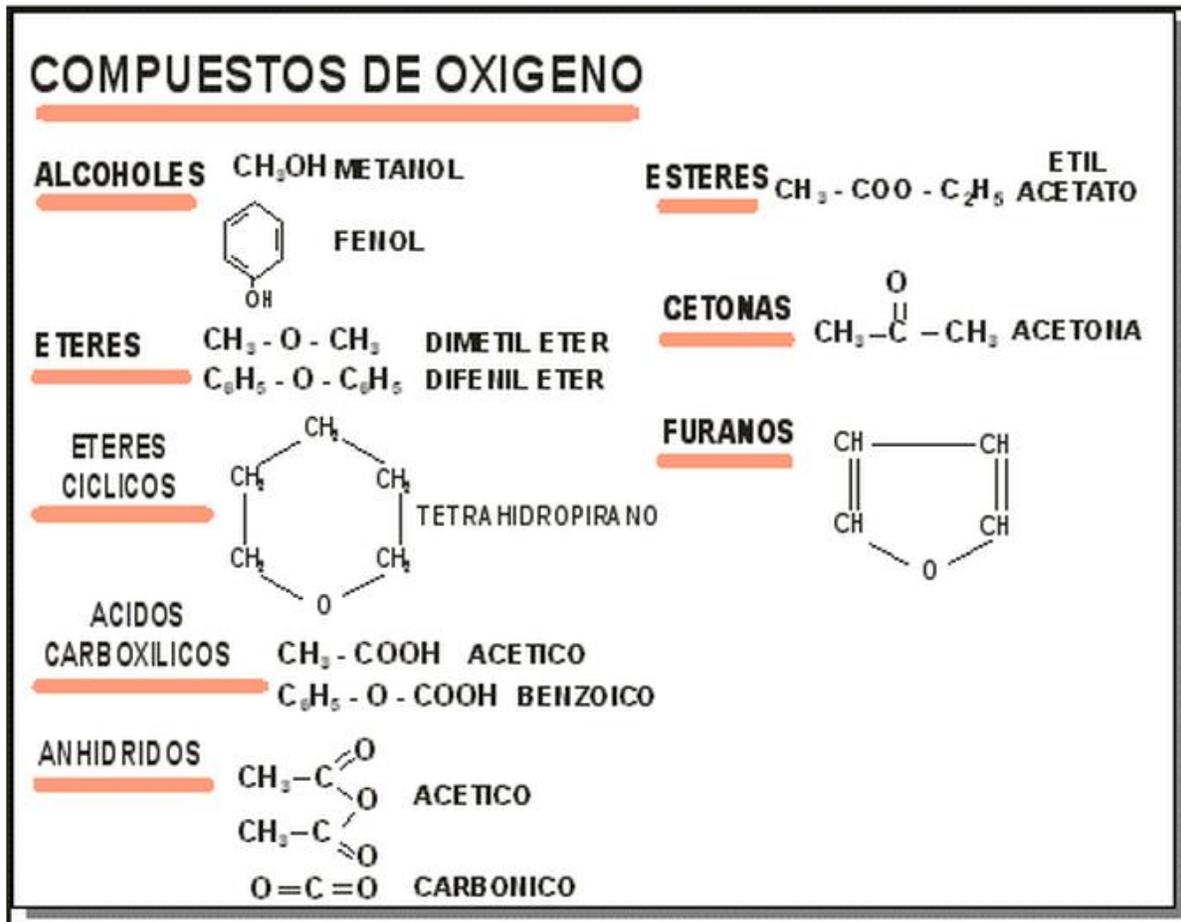
El contenido de nitrógeno por compuestos orgánicos en el crudo se encuentra por lo general en cantidades no mayores a 0.1% en peso. Debido a que son más estables térmicamente que los compuestos de azufre, se encuentran en mayor concentración en fracciones pesadas del petróleo. Su presencia aumenta la viscosidad y envenena catalizadores, por lo que también se busca retirar el nitrógeno como amoníaco.

Figura 6: Ejemplos de Compuestos de Nitrógeno [8]



Los compuestos con oxígeno no representan una amenaza para los catalizadores y su acidez es baja. Se extraen con soluciones cáusticas diluidas para obtener ácidos de naftenos por su valor comercial, aunque el resto no importe.

Figura 7: Ejemplos de Compuestos de Oxígeno [8]



En el crudo también hay metales, entre los que más abundan el sodio, calcio, magnesio, aluminio, hierro, vanadio y níquel. Se encuentran como sales inorgánicas o como compuestos organometálicos. Se busca retirar las sales inorgánicas, como el cloruro de sodio o magnesio porque saponifican o forman sales de ácidos carboxílicos, que actúan como emulsificantes; o que generan corrosivo ácido clorhídrico en el procesamiento. Los compuestos de metales pesados envenenan catalizadores, por lo que también deben ser removidos.

1.2.2 Clasificación y Caracterización de Petróleo

Debido a la vasta cantidad de compuestos que componen al petróleo, sus propiedades se determinan como mezcla. Entre las pruebas de caracterización están la elaboración de curvas de destilación, la medición de densidad, peso molecular y contenido de ciertos tipos de sustancias como compuestos aromáticos, nitrogenados o sulfurados.

Las curvas de destilación son la representación gráfica de la evaporación del crudo conforme aumenta la temperatura a determinada presión. Comúnmente se reporta como temperatura contra porcentaje de crudo líquido destilado. En estas pruebas se va incrementando la temperatura para evaporar los compuestos de acuerdo a su volatilidad: los ligeros, de bajo peso molecular y estructura química sencilla, bullen primero. Según este principio, a un intervalo de temperaturas le corresponde una mezcla de hidrocarburos con determinadas propiedades, al que se le llama corte. Existen varios tipos de curvas de acuerdo al método de destilación: la curva TBP (por las siglas en inglés de *true boiling point*, temperatura de ebullición real) se realiza con varias etapas en la destilación y presión variable, la curva de acuerdo a la norma ASTM D86 se realiza en una etapa a presión atmosférica y según la norma ASTM D1160 en una etapa a presión de vacío.

La densidad del petróleo o de un corte se mide como mezcla y usualmente se reporta en grados API. Esta escala establece el 10 como la densidad del agua, valores mayores al 10 corresponden a sustancias más ligeras y valores menores al 10 a sustancias más pesadas. Así, el petróleo se puede clasificar por su densidad:

Tabla 1: Tipos de Crudo de acuerdo a su Densidad [8]

Aceite crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad (grados API)
Extrapesado	>1	<10
Pesado	1.0 – 0.92	10 – 22.3
Mediano	0.92 – 0.87	22.3 – 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 – 39
Superligero	<0.83	>39

El crudo también puede clasificarse de acuerdo al contenido de hidrocarburos. Si presenta una mayor proporción de parafinas, se pueden producir lubricantes y keroseno de alta pureza; si por el contrario, la proporción de aromáticos es mayor, las concentraciones de compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno son mayores, entonces es mejor para la producción de gasolinas y asfalto. El contenido de compuestos aromáticos y parafínicos en el crudo se expresa con el factor K de Watson, también llamado UOPK, en el que se establece una escala tal que a valores mayores que 12.5, el crudo es predominantemente parafínico y a valores menores que 10, aromático.

Tabla 2: Tipos de Crudo de acuerdo a su Composición [8]

Aceite crudo	Factor K
Parafínico	>12.5
Nafténico/ Asfalténico	<10

También se puede identificar al petróleo por su peso molecular promedio o por el contenido de ciertas sustancias como compuestos nitrogenados o sulfurados.

En México se tienen tres tipos de petróleo para exportación:

Tabla 3: Tipos de Petróleo en México [8]

Petróleo crudo/ Propiedades	Olmeca	Istmo	Maya
Densidad (°API)	39.3	33.6	22
Factor K	12	11.85	11.63
Azufre (% peso)	0.8	1.3	3.3
Sal (lb/100 Bls)	50	14.18	45.66

1.3 Refinería Miguel Hidalgo en Tula

La Refinería Miguel Hidalgo se encuentra en el municipio de Tula del estado de Hidalgo, a 82 km del norte del área metropolitana de la Ciudad de México. La Refinería abastece principalmente al Distrito Federal, Estado de México, Querétaro y Puebla. Se ha construido en varias etapas, inaugurándose la primera el 18 de marzo de 1976. Tiene una capacidad para refinar 315,000 BPD de petróleo en productos de alto valor comercial como gas licuado, gasolinas Premium y Magna, diésel, combustóleo, propileno, butano, pentano, hexano y azufre. Ocupa 749 hectáreas entre plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo, almacenamiento de productos y servicios auxiliares de proceso. Sus instalaciones se componen de las siguientes plantas:

1.3.1 Plantas de Proceso

Las siguientes son las plantas que tratan la materia prima para transformarla en productos:

- 1) Planta de Destilación Combinada I con capacidad de proceso de 150,000 BDP de aceite crudo Istmo o Maya.
- 2) Planta de Destilación Atmosférica II con capacidad de proceso de 165,000 BPD de aceite crudo tipo Cretácico o Marino.
- 3) Planta de Destilación al Vacío II con capacidad de proceso de 90,000 BDP de residuo primario.
- 4) Planta Reductora de Viscosidad con capacidad de proceso de 41,000 BPD de residuo de vacío.
- 5) Dos plantas Estabilizadoras de Gasolina; cada una con capacidad de proceso de 30, 000 BPD de nafta de despunte.
- 6) Dos plantas de Tratamiento Cáustico de Gasolina; cada una con capacidad de proceso de 49,500 BPD de gasolina estabilizada.

- 7) Dos plantas de Desintegración Catalítica; cada una con una capacidad de proceso de 40,000 BPD de gasóleos de vacío y gasóleo pesado primario.
- 8) Dos plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolina; cada una con una capacidad de proceso de 36,500 BPD de gasolina estabilizada.
- 9) Cuatro Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios; cada una con una capacidad de proceso de 25,000 BPD de gasóleo ligero primario, keroseno amargo y turbosina amarga.
- 10) Dos Plantas Reformadoras de Gasolina (una de ellas con regeneración continua de catalizador); cada una con una capacidad de proceso de 30,000 BDP de gasolina desulfurada.
- 11) Dos Plantas de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos Ligeros y Pesados; cada una con capacidad de proceso de 261,621 m³/día de gas y 2,594 BPD de hidrocarburos líquidos en la sección de tratamiento y 12,152 BPD de hidrocarburos líquidos en la sección de fraccionamiento.

1.3.2 Plantas Ecológicas

Son las plantas de la Refinería que tratan las emisiones y efluentes de contaminantes para reducir el impacto ambiental:

- 1) Dos plantas de Azufre; cada una con una capacidad de producción de 160,000 Ton/día de azufre.
- 2) Tres plantas de Tratamiento de Aguas Residuales con capacidades de proceso de 546, 11,991 y 13,450 BDP de aguas amargas, respectivamente.
- 3) Planta de Tratamiento de Sosa con una capacidad de 21,000 Barriles/mes de sosa gastada.
- 4) Sistema de Tratamiento de Efluentes con una capacidad de proceso de 39000 m³/día de aguas efluentes.

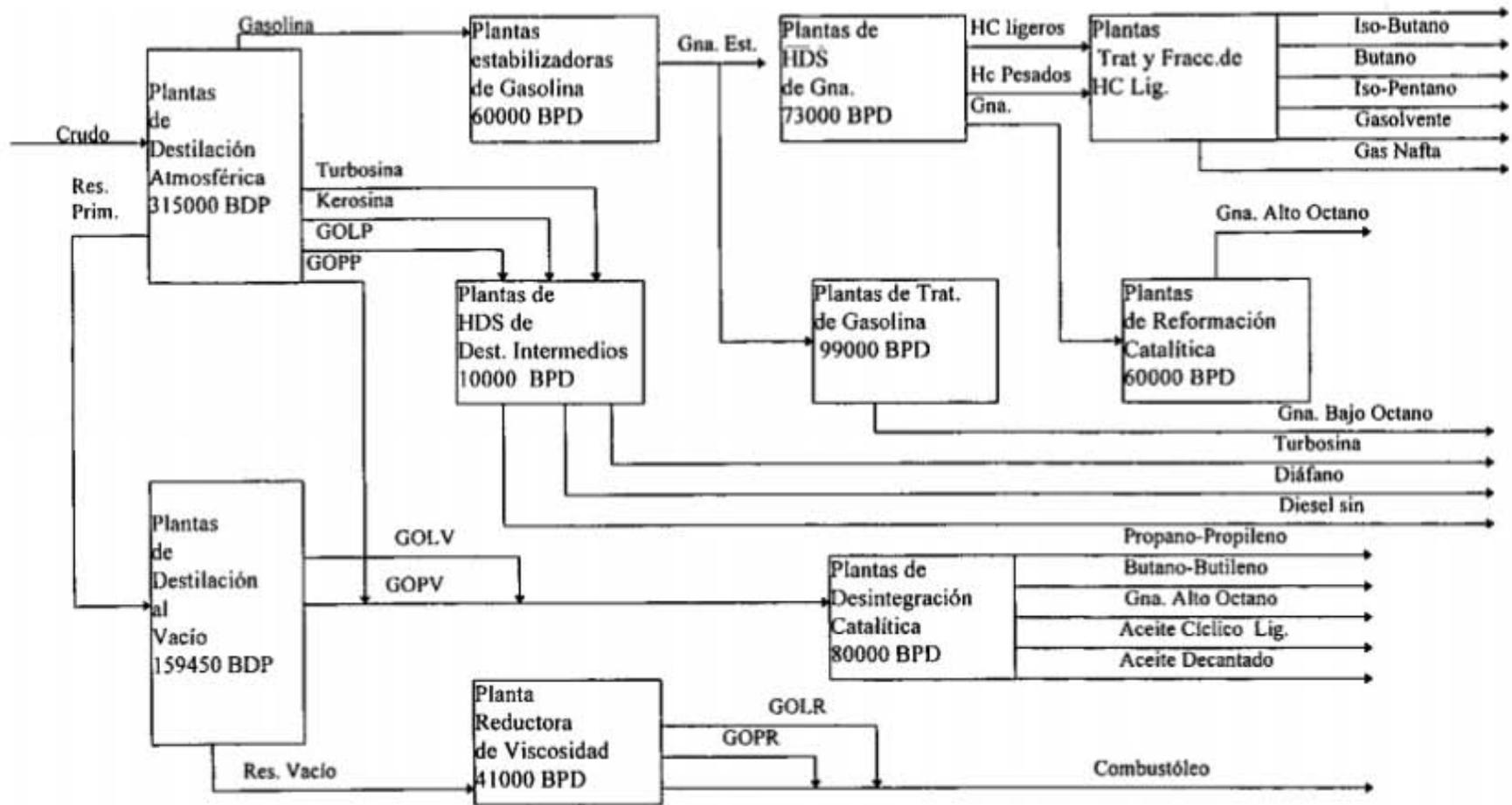
- 5) Cuatro Quemadores (uno elevado y tres de fosa) con capacidades de 57,272, 295,327, 537,180 y 1,308,042 kg/hr de H₂S e hidrocarburos gaseosos, respectivamente.

1.3.3 Plantas de Servicios Auxiliares

Los Servicios Auxiliares con que cuenta la Refinería son los siguientes:

- 1) Planta de Pretratamiento de Agua con una capacidad de proceso de 500 m³/hr de agua de pozo.
- 2) Dos Plantas Desmineralizadoras de Agua con capacidades de proceso de 341 m³/hr y 525 m³/hr de agua pretratada, respectivamente.
- 3) Cinco Calderas; cada una con capacidad de producción de 200 Ton/hr de Vapor de 60 kg/cm³.
- 4) Calderetas con capacidad total de producción de 63.8 Ton/hr de Vapor de 18 kg/cm³.
- 5) Calderetas con capacidad total de producción de 8 Ton/hr de Vapor de 3.5 kg/cm³.
- 6) Tres Turbogeneradores con capacidades de generación de 25, 25, y 32 MW/hr de energía eléctrica, respectivamente.
- 7) Cinco Compresores de Aire con capacidad de 56.7 m³/min de aire seco.

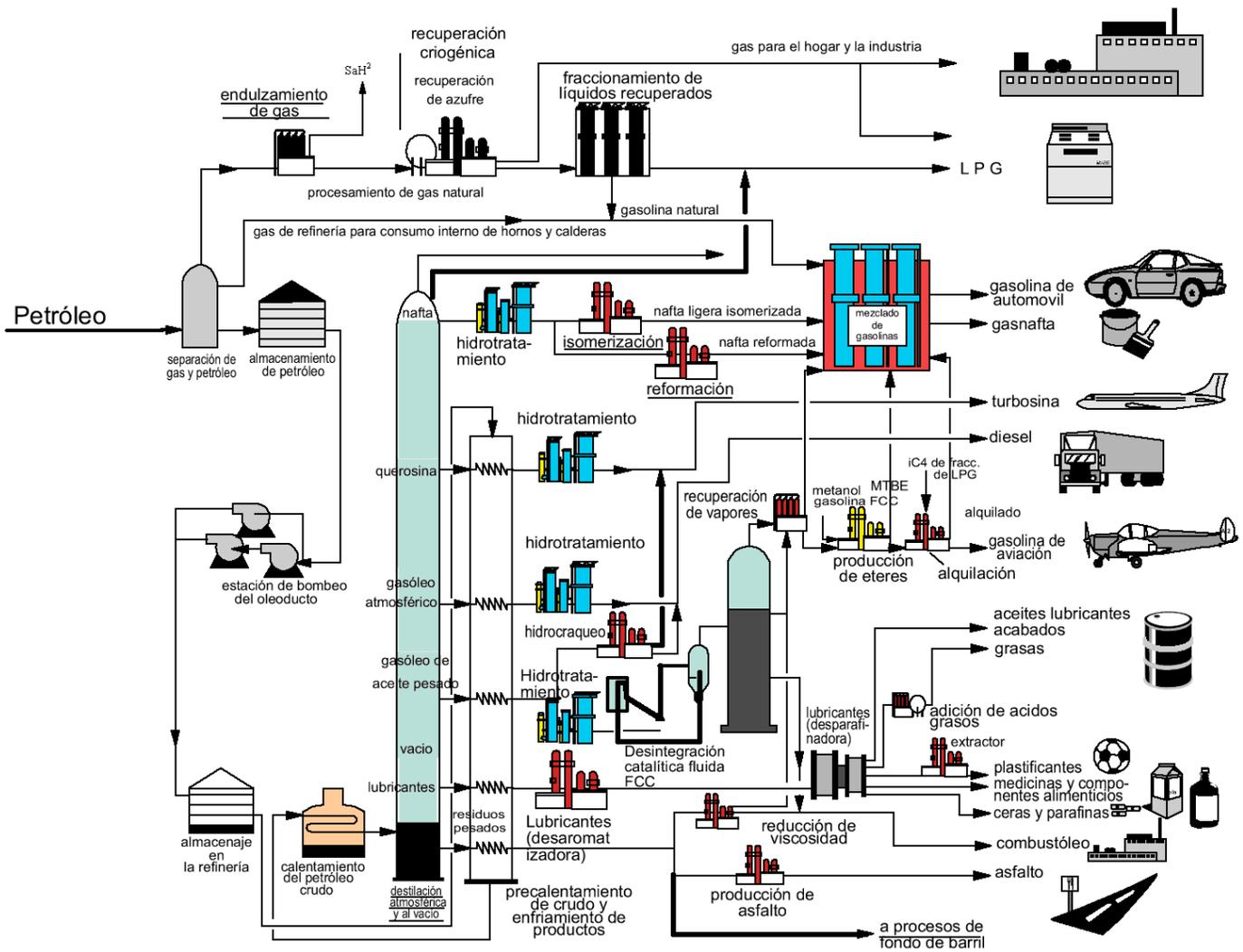
Figura 8: Diagrama de Plantas de Proceso de Refinería Miguel Hidalgo [6]



1.4 Procesamiento de Petróleo

El petróleo se transforma en productos como gas LP, gasolinas, turbosina, diésel, combustóleo, aceites lubricantes, ceras grado farmacéutico o alimenticio, asfalto y coque por múltiples procesos:

Figura 9: Esquema de Procesos de Transformación del Petróleo [8]



1.4.1 Destilación atmosférica y al vacío

El primer proceso que se aplica al petróleo es su fraccionamiento por medio de dos destilaciones: atmosférica y al vacío. El crudo se fracciona en cortes (naftas, keroseno, gasóleo ligero y pesado atmosférico, gasóleo ligero y pesado de vacío, y residuo), que después son procesados según las aplicaciones para las que se requieran.

El crudo contiene sales que pueden generar problemas en el procesamiento del petróleo, como corrosión de equipos o envenenamiento de catalizadores. Para evitarlos, las sales se retiran antes de que el crudo se destile. Por lo general se utiliza agua caliente para disolver las sales y tensoactivos o una carga electrostática fuerte para separarlas en una fase acuosa.

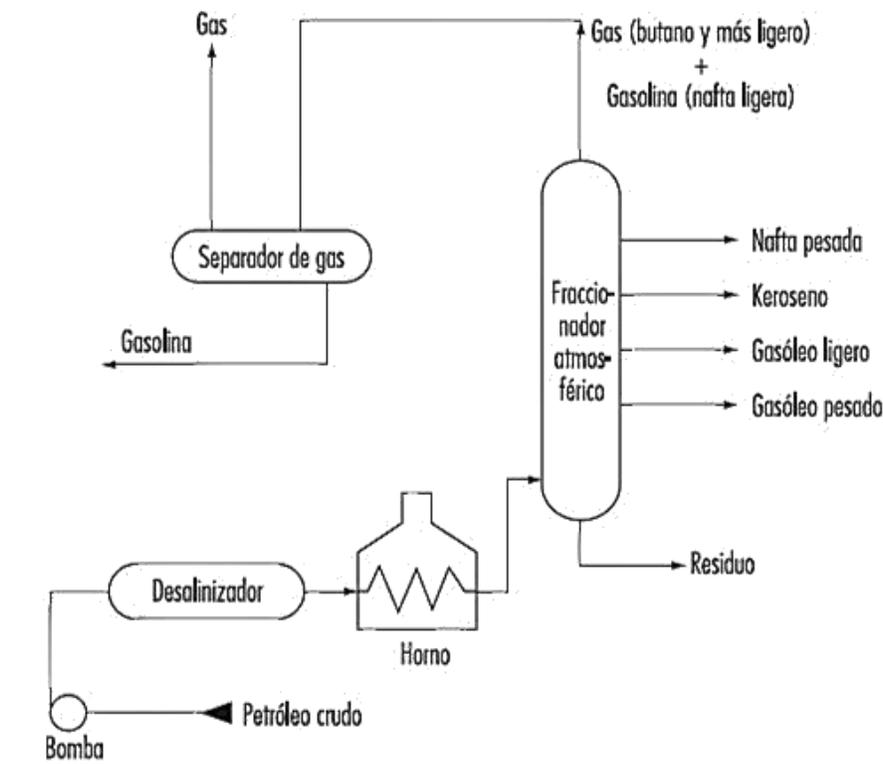
El crudo se destila después de desalinizarlo. Las condiciones a las que se lleva a cabo la destilación están determinadas por las características que se quiera obtener en sus productos. Con esto en cuenta, previo a la destilación, el crudo se calienta para alcanzar una temperatura limitada a alrededor de 650 °F (343 °C), a partir de la cual el crudo se craquea y comienza a depositarse carbono que obstruye el flujo. El calentamiento se hace a través de trenes de intercambiadores contra las corrientes calientes de productos de la destilación para aprovechar su energía y ahorrar costos en servicios.

Los cortes en la destilación atmosférica son nafta ligera, nafta pesada, keroseno, diésel, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo primario. Una porción de las naftas puede obtenerse con una destilación previa a la atmosférica para separar gases de menor peso molecular que el pentano. Las torres utilizadas constan de pocos platos a una presión mayor que la atmosférica y un fondo amplio, pues sólo se busca separar componentes ligeros. El crudo “despuntado” sale del fondo para alimentarse a la torre atmosférica.

El crudo despuntado se alimenta a la torre de destilación atmosférica en su parte baja para que, dependiendo de la temperatura de entrada, una fracción mayor y ligera se evapore y ascienda hacia el domo, mientras la otra pesada caiga en estado líquido hacia el fondo. Por la misma razón se genera una variación de temperatura a lo largo

de la torre, siendo más baja conforme se acerca al domo. La mezcla de componentes ligeros se extrae del domo de la torre como vapor para separarla vía condensación en gases y nafta ligera, de la que una parte sirve de reflujo a la torre, lo que regula su perfil de temperaturas. Los cortes intermedios pueden extraerse directamente como productos o también pueden calentarse o enfriarse para usarse como reflujo para control de temperatura y reducir la carga del condensador de naftas. El residuo primario se obtiene del fondo de la torre. A esta destilación se le llama atmosférica porque opera a presión atmosférica, para desfavorecer el craqueo.

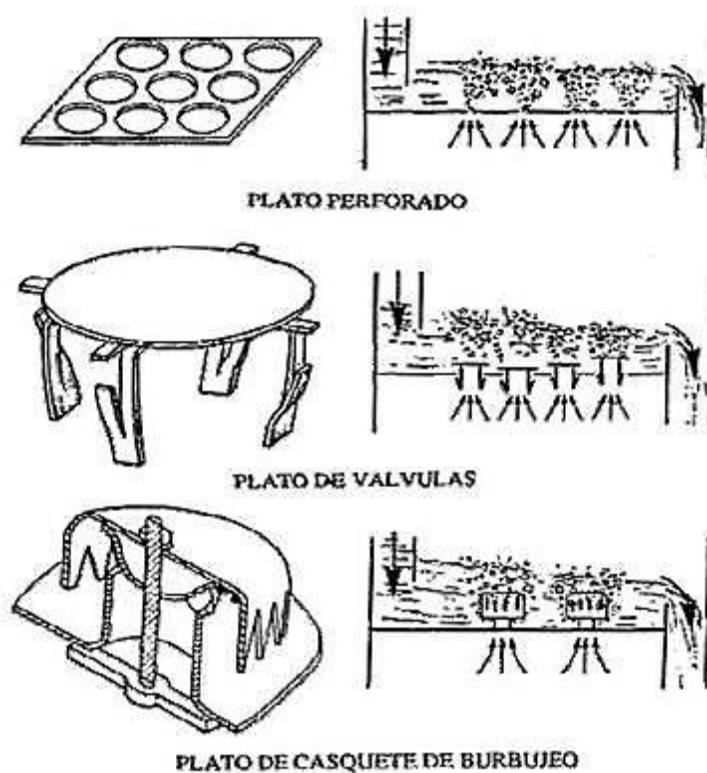
Figura 10: Esquema del Proceso de Destilación atmosférica [13]



El crudo evaporado es condensado a la vez que el condensado es evaporado a lo largo de la torre, que está dividida en partes llamadas platos. Actualmente, las torres de destilación atmosférica se componen de entre 20 a 40 platos. En cada plato ocurre un equilibrio entre una fase líquida y una fase vaporizada a una distinta temperatura y presión. Los componentes que conforman el crudo se distribuyen entre las fases: los

ligeros tienden a estar en el vapor y los pesados en el líquido. La estructura del plato se diseña para favorecer el contacto entre el líquido y el vapor porque la evaporación/condensación se realiza en la superficie de la interfase. Entre las estructuras más comunes se tienen los platos perforados, los de válvulas o los que tienen casquetes de burbujeo. La primera tiene orificios por donde se burbujea el vapor del plato inferior. La segunda implementa una plataforma al orificio que cambia de altura de acuerdo al flujo de vapor. La tercera incluye un casquete para que el vapor sea burbujeado desde el lecho del líquido. También hay torres con empaques, es decir, estructuras con un área grande por donde escurre el líquido y entra en contacto con el vapor que asciende.

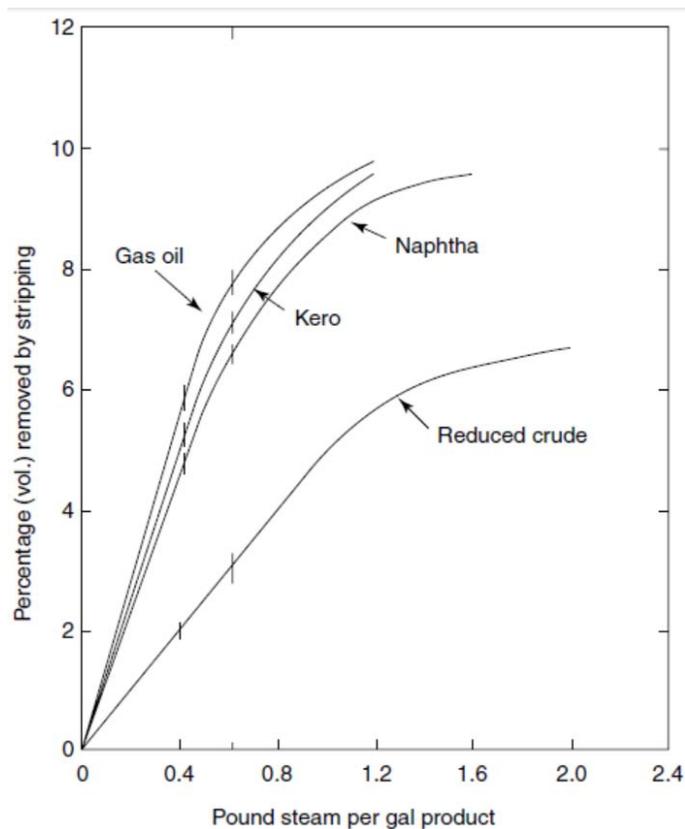
Figura 11: Tipos de Platos de Destilación [20]



Los componentes del crudo se distribuyen a lo largo de la torre de acuerdo a su volatilidad: mientras más volátiles sean, más hacia lo alto de la torre se alojarán. Así, a cierta altura de la columna, corresponde un plato con una mezcla con determinadas

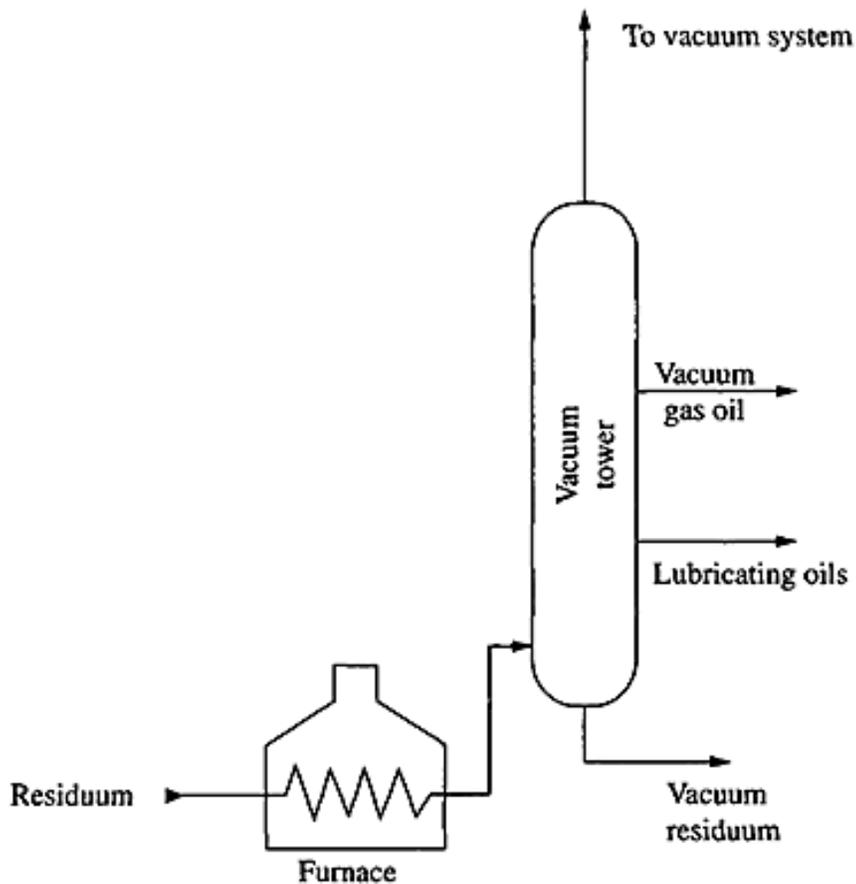
propiedades, que cuando concuerdan con aquellas del corte que se requiere, se hace una extracción. Los productos se pueden conducir a una subsiguiente refinación en agotadores. Estos equipos operan con vapor de agua u otra destilación con rehervidor. En ambos casos, los componentes más volátiles se separan para reintroducirse a la torre de destilación atmosférica. También se inyecta vapor de agua en el fondo de la torre de destilación atmosférica para reducir la presión parcial de los hidrocarburos y favorecer así su evaporación. La cantidad de vapor inyectada a la torre o agotador depende de la cantidad de producto que se extraiga. La relación vapor/producto seleccionada se coteja con las temperaturas de entrada y salida de los agotadores, así como las propiedades de los productos. La mayor parte del agua, tanto de los agotadores como de la torre, sale por el domo con la nafta, de la que es separada en un tanque después del condensador.

Figura 12: Relación Vapor/Producto en Agotadores [11]



El residuo de la destilación atmosférica se calienta y alimenta a una torre de destilación al vacío para obtener gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío. La presión se mantiene entre 0.7 y 1.5 psia para alcanzar temperaturas de hasta 750°F (399°C) que permitan evaporar a los componentes de los gasóleos sin craquearlos. La presión de vacío se logra con una serie de eyectores conectados al domo de la torre, donde el material extraído es mínimo. El interior de la torre es usualmente empacado para disminuir la caída de presión. Los gasóleos se extraen en las secciones apropiadas de la torre y el residuo del fondo.

Figura 13: Esquema del Proceso de Destilación al Vacío [13]



1.4.2 Procesos de Refinación

Los productos de las destilaciones atmosférica y al vacío son alimentados a otros procesos para conferirles ciertas propiedades de acuerdo a la aplicación para la que se requieren. Entre algunos procesos importantes está el endulzamiento de gases para neutralizar acidez; el hidrotratamiento de diversos productos para la eliminación de azufre, nitrógeno, olefinas y aromáticos; la isomerización con catalizadores de metales nobles para aumentar la concentración de compuestos ramificados; la reformación catalítica con catalizadores regenerativos de metales nobles para aumentar el octanaje de naftas; la desintegración catalítica fluida para convertir gasóleos pesados y residuo en compuestos ligeros, entre otros procesos. A continuación se presentan algunos diagramas de importantes procesos de refinación.

Figura 14: Diagrama de Proceso de Isomerización [5]

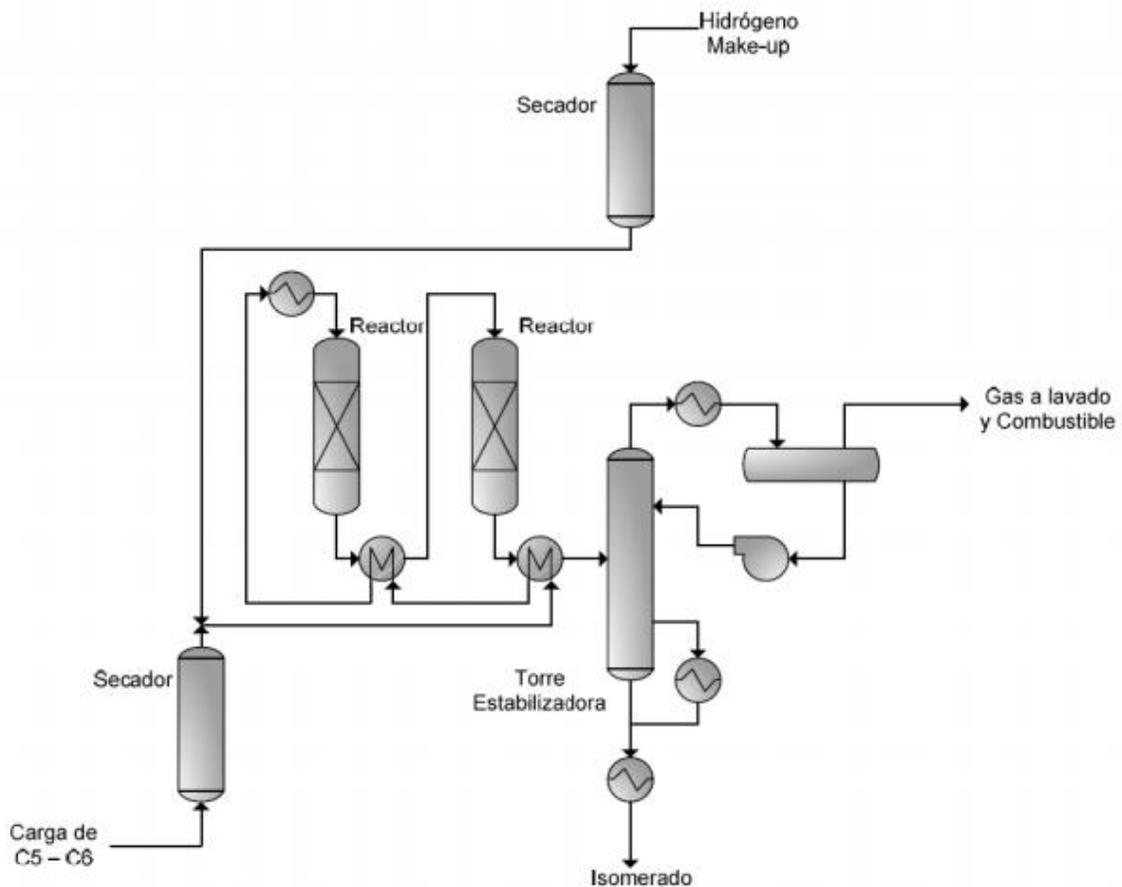


Figura 15: Diagrama de Proceso de Hidrotratamiento [17]

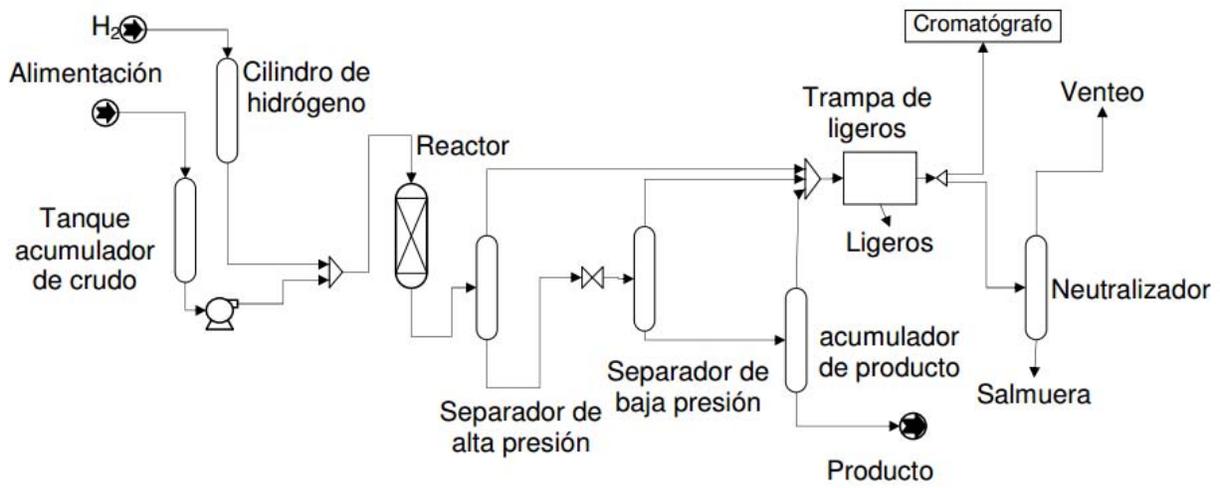


Figura 16: Diagrama de Proceso de Reformación Catalítica [1]

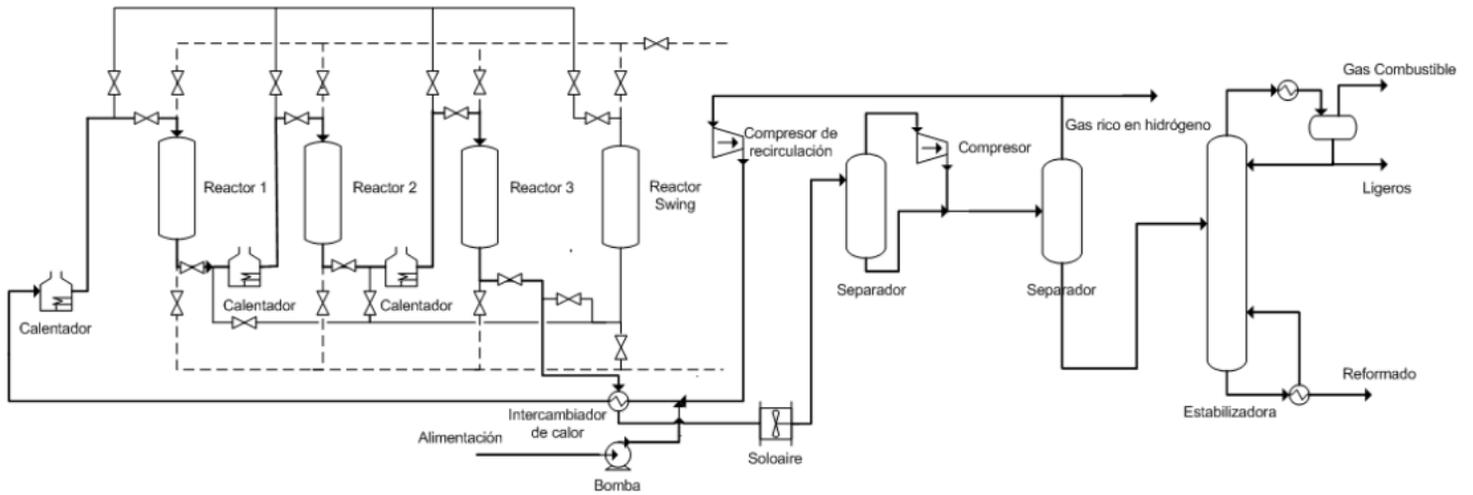


Figura 17: Diagrama de Proceso de Desintegración Catalítica Fluida acoplada a Destilación [18]

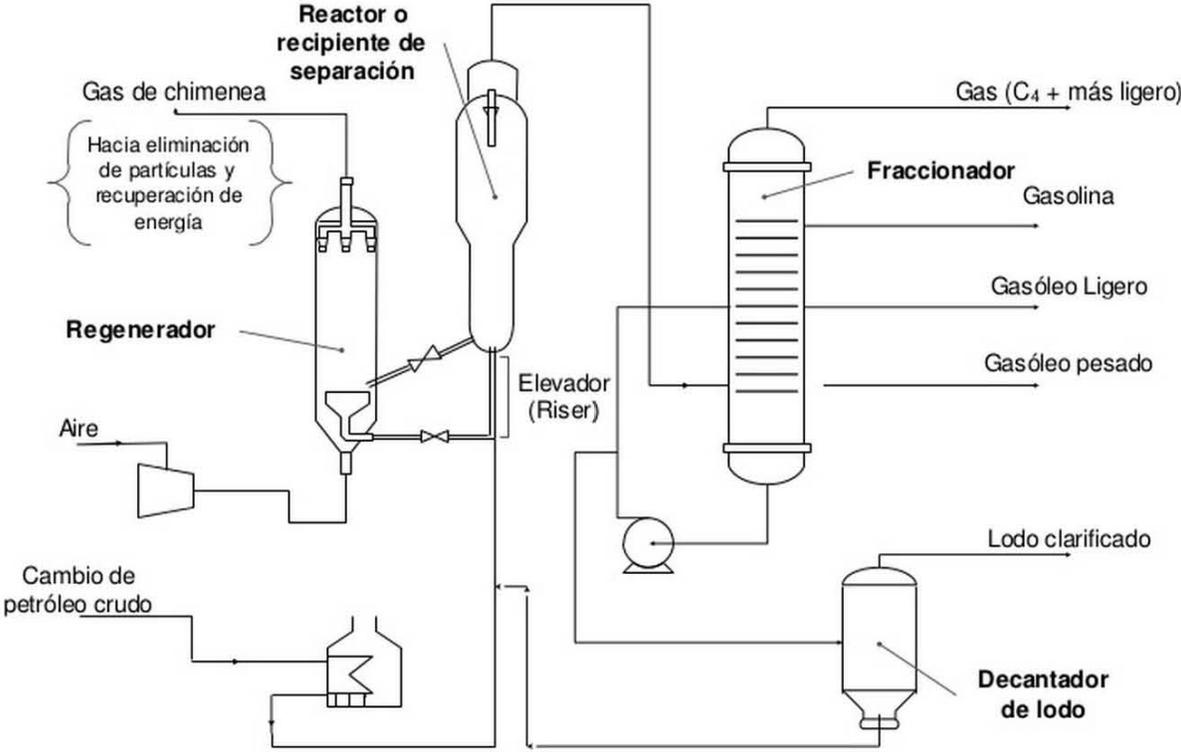
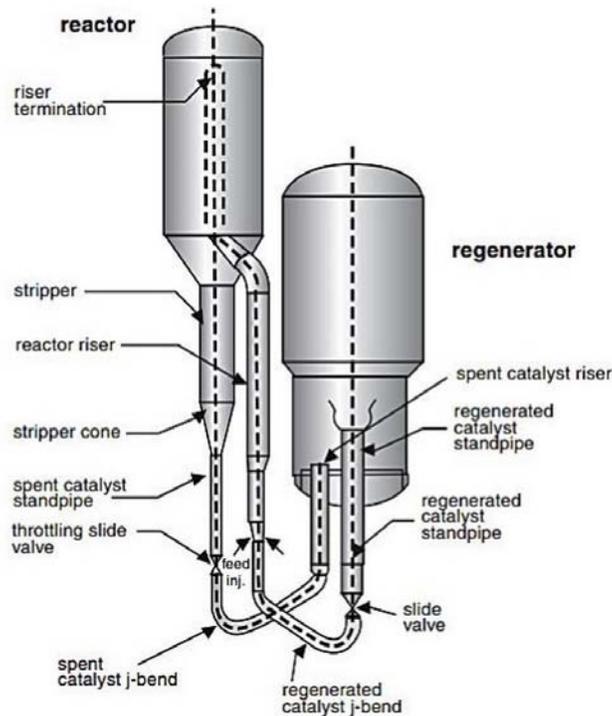


Figura 18: Esquema de Desintegración Catalítica Fluida [9]



1.5 Análisis térmico por Punto de Pliegue

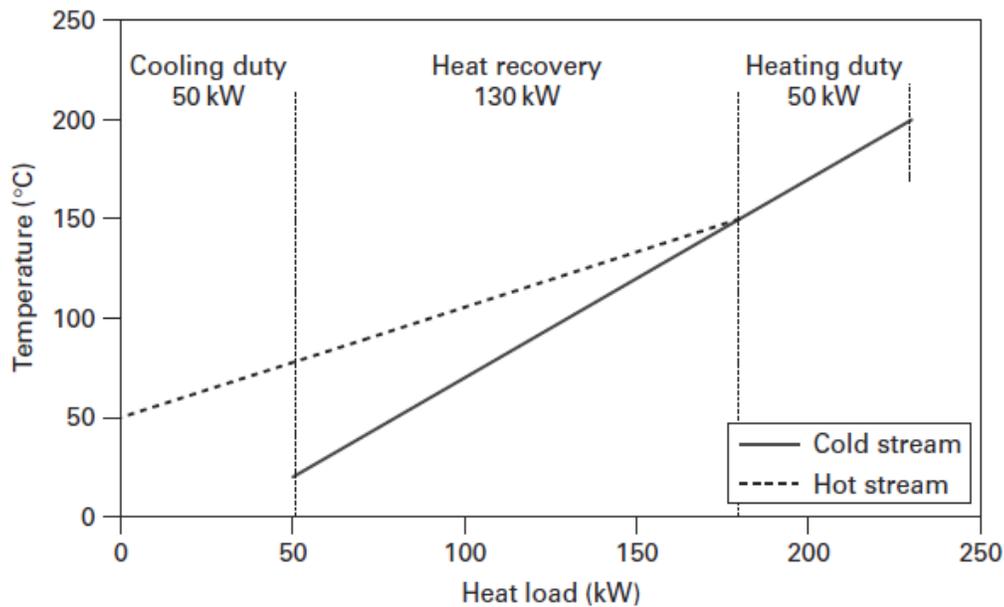
Se trata de un análisis que permite hacer más eficiente a un proceso en su consumo energético. Mientras que se puede afrontar el problema por medio del diseño de unidades más sofisticadas, este análisis aborda el problema como un sistema. La clave de esta metodología radica en el establecimiento de objetivos termodinámicos para el proceso. Por su misma naturaleza, son absolutos e inherentes del sistema, viables por medio de una apropiada red de intercambiadores de calor.

Para poder aplicar el análisis, tienen que estar resueltos los procesos de reacción química y separación. Entonces, se pueden analizar las corrientes de proceso, que se definen como un flujo de material de composición inalterable, aunque de temperatura cambiante pues atraviesan intercambiadores de calor, calentadores o enfriadores. Se requiere especificar sus temperaturas de origen y de destino. Si la

temperatura de origen es mayor que la de destino, la corriente se enfría y por lo tanto, es caliente; el caso contrario define a una corriente fría.

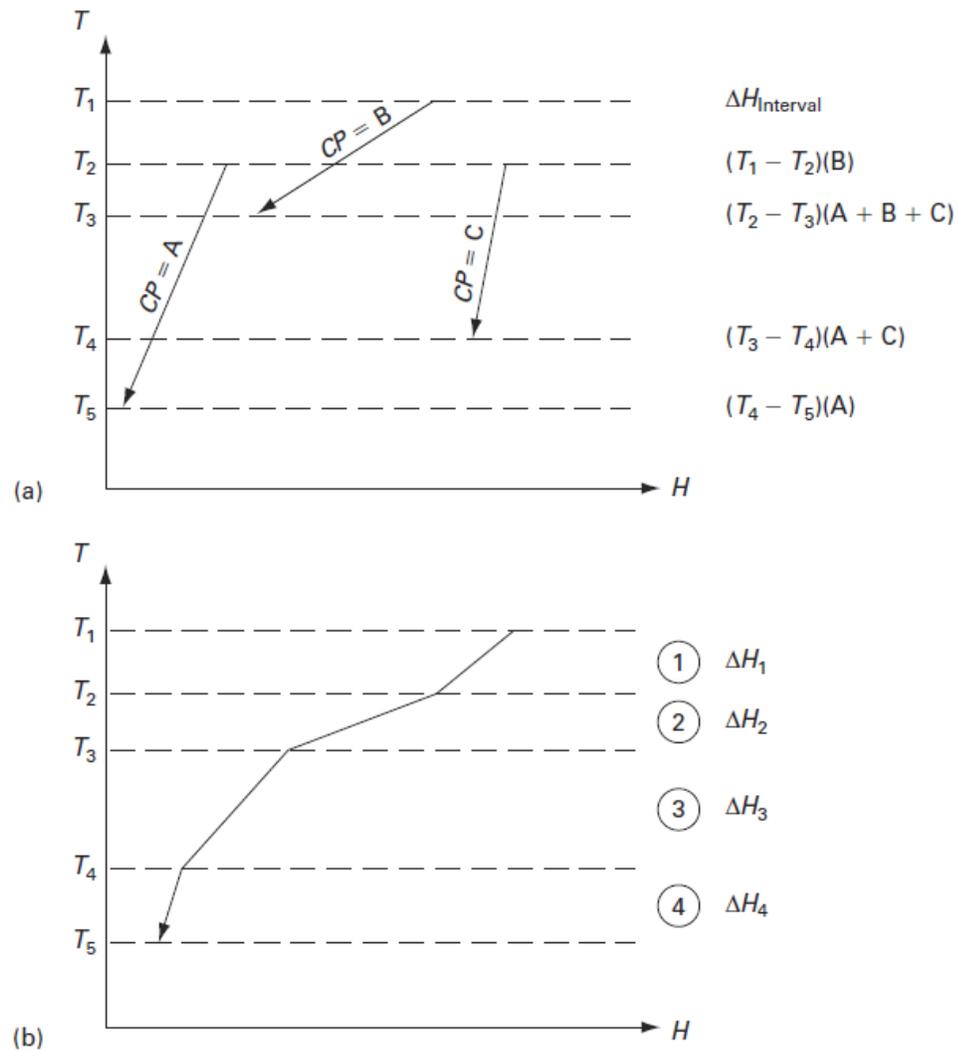
Si en la ecuación $dQ=Cp*dT$, la variación de Cp es poca tal que se pueda considerar constante, entonces las corrientes de proceso o segmentos de estas pueden representarse como rectas en un diagrama de energía contra temperatura.

Figura 19: Representación gráfica de Corrientes con Cp constante [10]



Las temperaturas de origen y destino de las corrientes de proceso se pueden ordenar para formar una escala. En cada intervalo de temperatura dentro de esta escala, se puede sumar la energía que cada corriente aporta si se considera el Cp constante, como en el caso anterior. Esto permite calcular la energía acumulada por las corrientes frías o calientes conforme cambia la temperatura en el proceso. Existen herramientas gráficas llamadas curvas compuestas que permiten visualizar los conceptos anteriores y cuya elaboración se presenta a continuación:

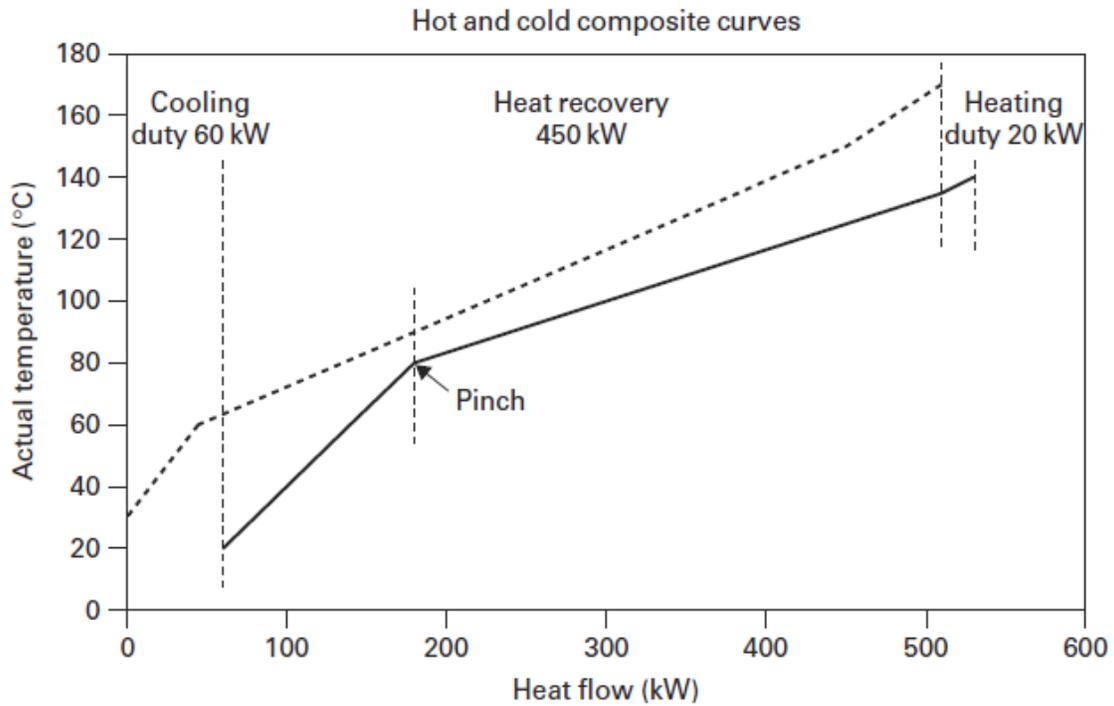
Figura 20: Elaboración de Curvas Compuestas [10]



- (a) Cambios de temperatura y capacidades caloríficas por corriente.
 (b) Gradiente de entalpía en los diferentes cambios de temperatura.

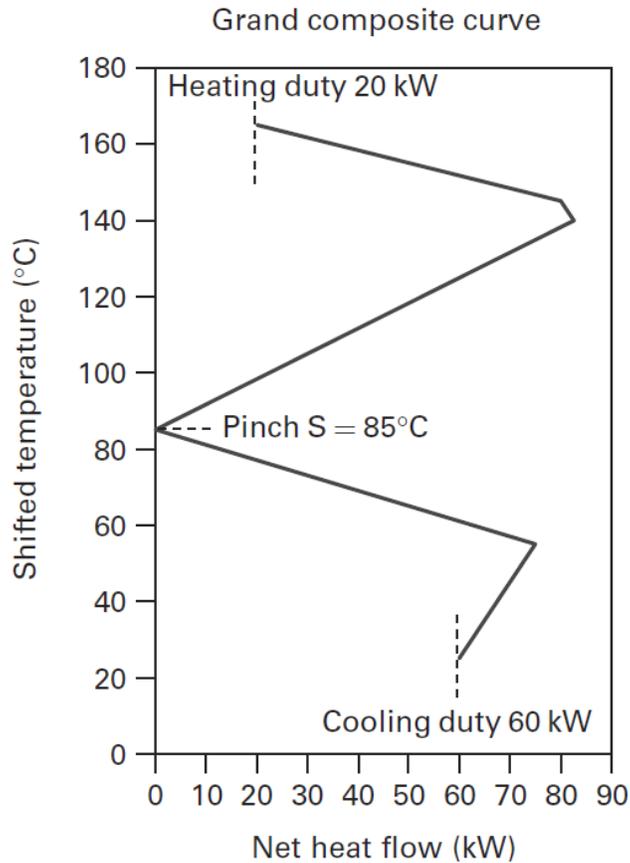
Se puede elaborar una curva compuesta para las corrientes frías y otra para las calientes en una misma gráfica. Al punto de mayor acercamiento entre ambas curvas se le denota *punto de pliegue*. La zona de traslape de curvas indica la energía que puede ser transferida entre corrientes frías y calientes; el excedente de la curva de corrientes frías indica el calentamiento externo mínimo, mientras que el excedente de la curva de corrientes calientes muestra el enfriamiento externo mínimo.

Figura 21: Curvas Compuestas y Punto de Pliegue [10]



La diferencia de temperatura en el punto de pliegue es la mínima del proceso y garantiza el cumplimiento del diseño de los intercambiadores. A las temperaturas del proceso se les suma o resta la diferencia mínima de temperatura si son frías o calientes, respectivamente. Las temperaturas modificadas se ordenan en una escala y en cada intervalo se realiza un balance de energía de acuerdo al principio de Cp constante. Como resultado se obtiene la gran curva compuesta, que de manera sencilla permite observar el punto de pliegue y los objetivos termodinámicos.

Figura 22: ejemplo de Gran Curva Compuesta [10]

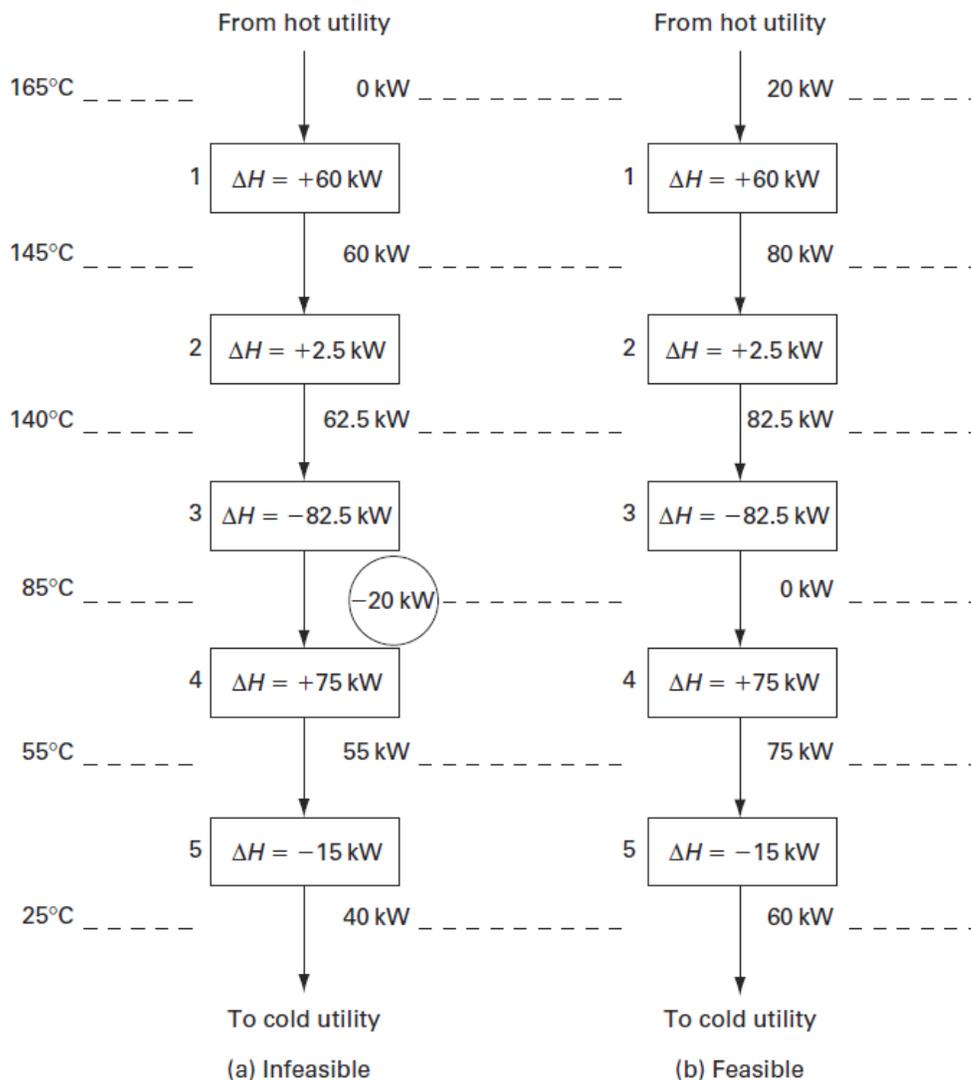


La gran curva compuesta es la diferencia entre las curvas compuestas fría y caliente en una misma escala. Permite visualizar el balance de energía del proceso, así como los servicios mínimos de enfriamiento y calentamiento.

Las gráficas anteriores son la representación visual del *Método del Punto de Pliegue*, por el que numéricamente se establece el punto de pliegue y los objetivos termodinámicos. Se establece la escala de temperaturas descendiente con la consideración de diferencia mínima de temperatura. En cada intervalo se hace un balance de energía. Si se considera que el calor absorbido por las corrientes frías es negativo y el transmitido por las corrientes calientes es positivo, la suma es un indicador de la suficiencia de energía por parte de las corrientes calientes a transmitir a las frías. El calor resultante del balance de energía del primer intervalo de temperaturas se suma al calor del siguiente intervalo y esta suma se adiciona al calor del siguiente intervalo y

así sucesivamente, de manera que la energía del proceso se acumula conforme se baja en la escala. El balance final indica que se requiere transferir energía al proceso. La cantidad que se adicione debe garantizar que en un punto del proceso el balance de energía sea cero, es decir, que no pueda fluir calor y que el calor total acumulado del proceso sea positivo, lo que implica que se puede retirar con enfriamiento. Este es el punto de pliegue que divide al proceso en dos: la sección superior de temperaturas altas en la que hay corrientes frías que irremediablemente requieren de un servicio de calentamiento y la sección inferior de temperaturas bajas en la que hay corrientes calientes que necesitan de enfriamiento.

Figura 23: Representación del Método del Punto de Pliegue [10]



Capítulo 2. Simulación de la Planta de Destilación Combinada en la Refinería Miguel Hidalgo

En este capítulo se muestran las consideraciones y resultados de la simulación en Aspen Plus V8.4 de la Planta Primaria de la Refinería de Tula. Se exponen las condiciones de alimentación, características de los equipos y propiedades de los productos, con referencia a la información de las bases de diseño.

Entre las plantas de proceso de la Refinería Miguel Hidalgo, se incluye la Planta de Destilación Combinada I, que se conforma de la sección de destilación atmosférica con capacidad para procesar 150,000 BPD de crudo y la sección de destilación al vacío para tratar 61,800 BPD de residuo primario. La planta cuenta con un tren de precalentamiento de crudo de 16 intercambiadores, 2 torres despuntadoras, una torre de destilación atmosférica de 33 platos con condensador y una torre de destilación al vacío empacada con sistema de eyectores. En 1995 se sustituyeron los platos 22 a 29 de la torre atmosférica por empaques marca Sulzer y se agregó un agotador para el gasóleo pesado. En 1998 se cambió el empaque de la torre al vacío por empaques marca Sulzer. En el mismo año, también se agregaron dos unidades desaladoras de crudo.

2.1 Simulación del Proceso

La información del proceso se recolectó del manual de diseño, que incluye descripciones del proceso, DFP's y hojas de datos. La simulación se realizó en Aspen Plus V8.4.

En el simulador se ingresaron los datos de las sustancias que se utilizaron en el proceso. Para el caso, se ingresaron las propiedades del crudo Istmo, considerando que ya estaba desalado, y agua como componente. Se seleccionó el modelo termodinámico *Peng-Robinson* para determinar propiedades, por componerse el crudo de hidrocarburos.

Tabla 4: Propiedades del Crudo Istmo

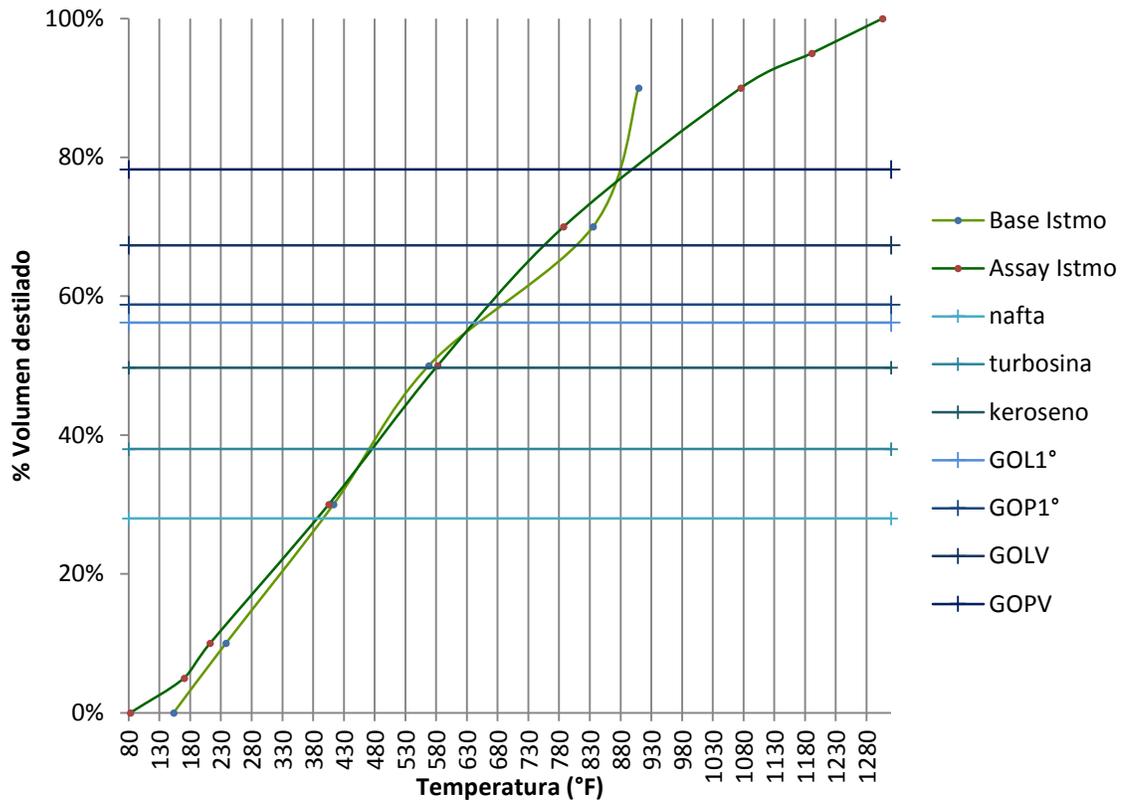
	Base	Simulación	Error
Densidad* (°API)	32.04	33.75	5.3%
Densidad* (g/cm ³)	0.8630	0.8563	-0.8%
Factor K	11.9	11.26	-5.4%
Peso molecular	204	207	1.4%

*Densidad a 60°F.

Tabla 5: Curvas de Destilación de Crudo Istmo

%Volumen destilado	Temperatura (°F)	
	Base	Simulación
10	238	212
30	413	405
50	568	582
70	835	787
90	909	1076
Error promedio	N/A	7.86%

Figura 24: Curva de Destilación D86 del Crudo Istmo



A partir de los datos previos, el simulador genera un conjunto de *pseudocomponentes*, sustancias hipotéticas con determinadas propiedades físicas y termodinámicas, que en conjunto recrean con mayor simplicidad la complejidad de la composición del crudo.

La planta está diseñada para procesar 150, 000 BPD de crudo para producir nafta, turbosina, keroseno, gasóleo ligero primario (GOL1°), gasóleo pesado primario (GOP1°), gasóleo ligero de vacío (GOLV), gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío en las siguientes cantidades:

Tabla 6: Flujos de Productos de Destilación Combinada

Producto	Flujo* (BPD, 60°F)
Nafta	42,000
Turbosina	15,000
Keroseno	17,550
GOL1°	9,750
GOP1°	3,900
GOLV	12,800
GOPV	16,400
Residuo	32,600

La torre de vacío fue modificada en 1998 para mejorar la calidad de los productos. Por ello, los flujos originales de gasóleo de vacío cambiaron de 14,214 BPD a los reportados en la tabla.

A los 150,000 BPD de crudo se le sumaron 346 BPD, que consideran las salidas de componentes ligeros de todas las torres, de acuerdo a los diagramas de proceso. Entonces, las condiciones de alimentación de crudo fueron las siguientes:

Tabla 7: Condiciones de Alimentación de Crudo

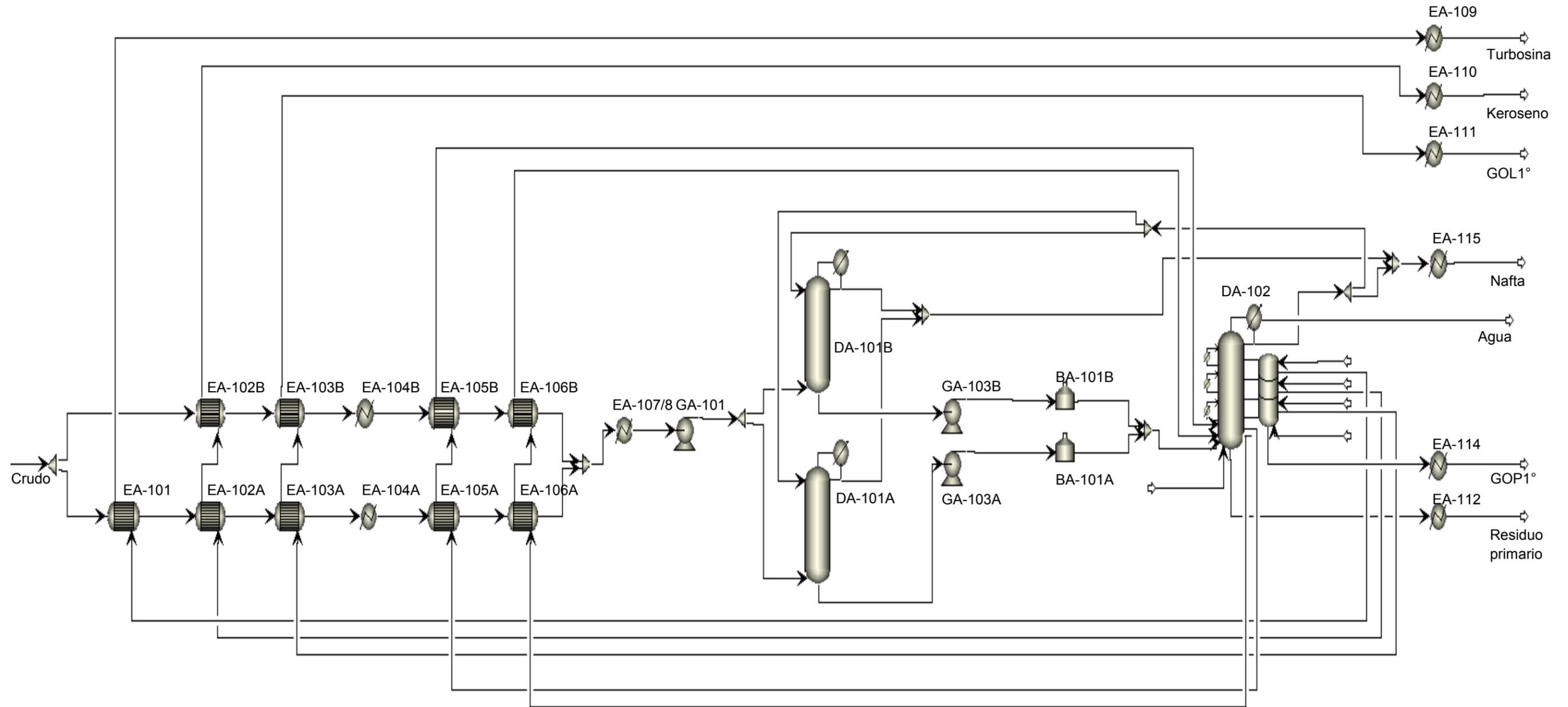
Flujo (60°F)	BPD	150,346
Temperatura	°F	68
Presión	psi	11.3

El proceso de destilación combinada se dividió en tres secciones para su simulación: tren de precalentamiento, torres de despunte DA-101A/B y torre de destilación atmosférica DA-102, y torre de vacío DA-201. Primero se trabajaron las torres DA-101A/B, luego la torre DA-102 y se inició el tren de precalentamiento, después la torre DA-201 y se terminó el tren de precalentamiento.

El flujo de los productos, sus propiedades y las temperaturas de las corrientes a través de los intercambiadores del tren de precalentamiento sirvieron de parámetros para modificar la simulación. El número de platos o tipos de empaque de las torres, las etapas de los agotadores, las temperaturas de alimentación a las torres y sus presiones, en el domo en el caso de la atmosférica y las despuntadoras y a lo largo de la torre de vacío, así como las áreas y coeficientes globales de transferencia de calor de los intercambiadores, la recirculación de la torre atmosférica a las despuntadoras y los reflujos internos de la torre atmosférica, fueron valores establecidos.

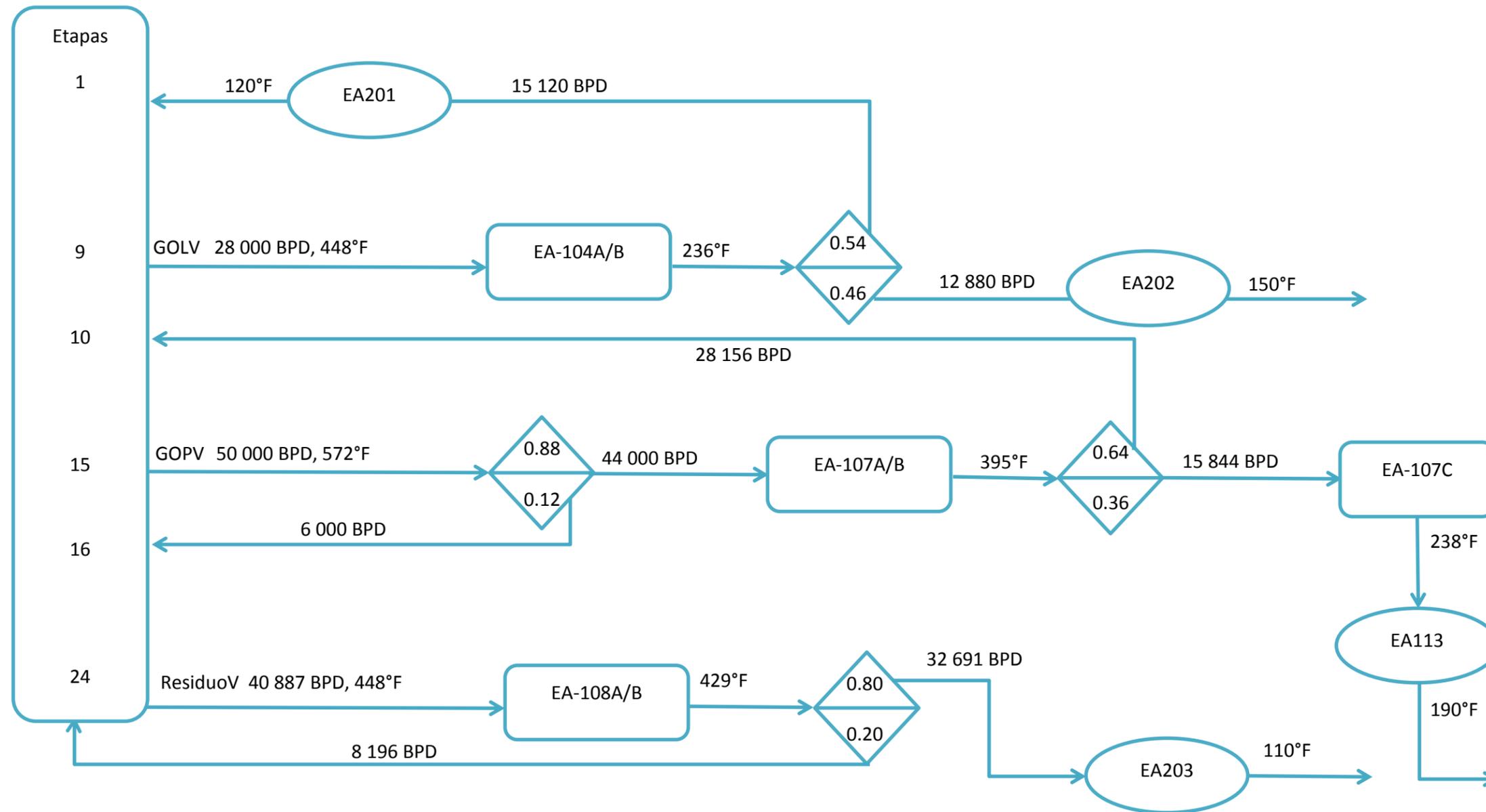
En la sección de destilación atmosférica que conformó la primera simulación, el crudo se hizo pasar por un calentador, sustituto provisional del tren de precalentamiento, para llevarlo a 460 °F. La corriente se dividió en dos flujos iguales que se alimentaron a las torres de despunte DA-101A/B. Del domo de las torres se obtiene nafta ligera y del fondo, crudo despuntado. Después de las torres DA-101A/B, se elevó la temperatura del crudo despuntado hasta 725°F en los calentadores a fuego directo BA-101A/B. Las dos corrientes se unieron para alimentar el crudo despuntado a la torre de destilación atmosférica DA-102. Se obtienen seis productos de la torre DA-102: nafta del domo, turbosina de la etapa 10, keroseno de la etapa 16, gasóleo ligero primario (GOL1°) de la etapa 22, gasóleo pesado primario (GOP1°) de la etapa 27 y residuo del fondo. Los productos intermedios pasan por los agotadores.

Figura 25: Simulación de la Sección de Destilación atmosférica



Después de la torre atmosférica DA-102, el crudo reducido se calentó en el calentador a fuego directo BA-201 hasta 745°F para alimentarse a la torre de destilación al vacío DA-201. La torre se divide en tres lechos empacados. Del fondo del primer lecho, se extrae gasóleo ligero de vacío (GOLV), que atraviesa los intercambiadores EA-104A/B para luego dividirse en una corriente de recirculación al domo de la misma torre y otra de salida como producto. El gasóleo pesado de vacío (GOPV) se extrae del fondo del segundo lecho y se divide en una fracción que lava el tercer lecho desde la parte superior y otra que atraviesa los intercambiadores EA-107A/B, que a su vez se divide en una corriente que se alimenta a la parte superior del segundo lecho y otra que sirve al intercambiador EA-107C para salir como producto. Finalmente se extrae residuo de vacío (ResiduoV) del fondo de la torre para cruzar por los intercambiadores EA-108A/B y luego dividirse en una corriente de reflujo al fondo de la torre y otra como producto. Las recirculaciones en esta sección son importantes, por lo que se presentan en el siguiente diagrama:

Figura 26: Diagrama de Sección de Destilación al vacío



La última sección en concretarse fue el tren de precalentamiento. Se compone de dos trenes de ocho intercambiadores en paralelo. Cada uno calienta la mitad del flujo de crudo de 68°F a 460°F aprovechando las corrientes calientes de reflujo y productos de las torres atmosférica y al vacío. Los equipos se simularon con áreas y coeficientes generales de transferencia de energía U ya establecidos. Se observó que el área es igual y mayor que la necesaria para todos los intercambiadores porque atiende a necesidades prácticas de costos de manufactura y mantenimiento.

2.2 Características de los Equipos y el Proceso

Tras finalizar las tres secciones de la planta de destilación combinada, se obtuvo la simulación final. Su diagrama y las características finales de los equipos y el proceso se muestran a continuación:

Las características principales de los equipos son:

Tabla 8: Características de las Torres DA-101A/B

7 etapas	6 platos	
	1 condensador	
Temperatura domo	°F	297
Presión domo	psig	75
Caída de presión por plato	psig	0.1
Destilado (60°F)	BPD	12,000
Relación de reflujo		1.016
Carga condensador	Btu/hr	-3.219E+07

Tabla 9: Características de la Torre DA-102

34 etapas	33 platos	
	1 condensador	
Etapas 22 a 29		
<i>Lecho</i>	<i>Camas</i>	<i>Tipo Mellapak</i>
1	5	250Y
2	4	250Y
3	7	250Y
	2	350Y
Temperatura domo	°F	261
Presión domo	psig	10
Caída de presión por plato	psig	0.1
Destilado (60°F)	BPD	28,000
Relación de reflujo		3.218
Carga condensador	Btu/hr	-21.608E+07

Tabla 10: Agotadores de la Torre DA-102

Producto	Flujo (BPD,60°F)	Relación vapor/producto	Etapas	Plato de extracción	Plato de retorno
Turbosina	14,985	0.2	4	9	5
Keroseno	17,531	0.7	4	15	14
GOL1°	9,743	0.6	4	21	20
GOP1°	3,895	0.8	6	26	24

Tabla 11: Características de la Torre DA-201

<i>Lecho</i>	<i>Camas</i>	<i>Tipo Mellapak</i>
1	5	2Y
	4	125X
2	3	2Y
	3	125X
3	6	2Y
	2	125X
Temperatura domo	°F	275
Presión domo	mmHg abs	10
Presión fondo	mmHg abs	25

Tabla 12: Características de los Calentadores a fuego directo BA-101A/B

Corriente fría	Crudo despuntado	
Flujo (60°F)	BPD	67,590
Temperatura salida	°F	725
Servicio	Combustóleo	
Carga	Btu/hr	1.892E+08

Tabla 13: Características del Calentador a fuego directo BA-201

Corriente fría	Residuo primario	
Flujo (60°F)	BPD	61,616
Temperatura salida	°F	745
Servicio	Combustóleo	
Carga	Btu/hr	5.685E+07

Tabla 14: Enfriador de Recirculación de GOLV

Equipo	Corriente caliente	Flujo (BPD)	Carga (BtuE+07 /hr)	Área (ft ²)	U (Btu/hr ft ² °F)	Tce (°F)	Tcs (°F)
EA-201	GOLV Recirculación	15,120	1.118	3110	36.30	236	120

*Como servicio de enfriamiento se utilizó agua de 90°F a 115°F.

Tabla 15: Enfriadores de productos

Equipo	Corriente caliente	Flujo (BPD)	Carga (BtuE+06 /hr)	Área (ft ²)	U (Btu/hr ft ² °F)	Tce (°F)	Tcs (°F)
EA-109	Turbosina	14,985	4.009	2375	477.27	156	110
EA-110	Keroseno	17,531	1.533	886	184.61	125	110
EA-111	GOL1°	9,743	1.454	452	95.98	134	110
EA-114	GOP1°	3,895	9.592	364	41.98	530	200
EA-202	GOLV	12,880	7.174	2353	29.52	236	150
EA-113	GOV	15,844	5.165	2356	54.69	237	190
EA-203	ResiduoV	32,691	78.98	4948	149.61	428	110

*Se utilizó agua de 90°F a 115°F como servicio de enfriamiento.

Tabla 16: Intercambiadores del Tren de precalentamiento

Equipo	Corriente caliente	Carga (BtuE+07/hr)	Área (ft ²)	U (Btu/hr ft ² °F)	Tce (°F)	Tcs (°F)	Tfe (°F)	Tfs (°F)	LMTD (°F)
EA-101	Turbosina	2.546	4388	36.45	415	156	68	126	168.8
EA-102 A	Keroseno	3.019	4388	40.43	473	231	126	193	178.0
EA-102 B	Keroseno	1.121	4388	30.02	231	125	68	94	91.1
EA-103 A	GOL1°	2.286	4388	38.93	554	239	193	240	139.7
EA-103 B	GOL1°	0.640	4388	24.09	239	134	94	108	76.8
EA-104 A	GOLV	2.212	4388	33.42	448	345	240	283	133.3
EA-104 B	GOLV	2.175	4388	28.18	345	236	108	158	155.6
EA-105 A	GOL1° Rec	3.635	4388	55.62	559	382	283	337	152.4
EA-105 B	GOL1° Rec	2.008	4388	48.49	382	273	198	239	105.3
EA-106 A	GOP1°Rec	4.255	4388	62.77	624	427	337	400	147.4
EA-106 B	GOP1°Rec	2.085	4388	56.15	427	320	239	280	111.0
EA-107 A	GOV	1.653	4388	46.91	572	530	400	424	138.9
EA-107 B	GOV	4.950	4388	63.71	530	395	280	354	143.4
EA-107 C	GOV	1.867	4388	38.87	395	237	158	198	129.5
EA-108 A	ResiduoV	5.607	4388	49.22	678	537	424	507	139.8
EA-108 B	ResiduoV	3.989	4388	68.36	537	429	354	413	97.3

Nomenclatura

T: Temperatura

c: caliente, f: fría

e: entrada, s: salida

Tabla 17: Recirculaciones de Torre DA-102

	Nafta	GOL1°	GOP1°
Flujo (BPD, 60°F)	8,662	25,989	25,993
Origen	Domo	Plato 21	Plato 26
Temperatura origen (°F)	254	559	624
Destino	Domo Torres DA-101A/B	Plato 16	Plato 22
Temperatura destino (°F)	254	230	320

Tabla 18: Recirculaciones de Torre DA-201

	GOLV	GOPV	GOPV	ResiduoV
Flujo (BPD, 60°F)	15,120	28,156	6,000	8,173
Origen	Etapas 9	Etapas 15	Etapas 15	Etapas 24
Temperatura origen (°F)	448	572	572	678
Destino	Etapas 1	Etapas 10	Etapas 16	Etapas 24
Temperatura destino (°F)	120	395	572	434

2.3 Productos

Los productos en que se fraccionó el crudo fueron nafta, turbosina, keroseno, GOL1°, GOP1°, GOLV, GOPV y residuo de vacío. Las propiedades que sirvieron para identificarlos fueron la densidad, factor K, peso molecular y las curvas de destilación. Se exponen también los flujos, temperatura y presión a la salida del proceso, así como los enfriadores correspondientes. Se reporta la desviación de los valores de las propiedades de los productos en la simulación con respecto a aquellos de los documentos base. En el caso de las curvas de destilación, se reporta el promedio de desviaciones, considerando los puntos del 10% al 90% de volumen destilado debido a que hay traslapes entre cortes que explícitamente no son considerados por las curvas de los documentos base. Los mismos no dan cuenta de curvas de destilación para residuos, por lo que estos se evaluaron a partir de las demás propiedades antes mencionadas.

Tabla 19: Propiedades de los productos de la destilación atmosférica

	Nafta	Turbosina	Keroseno	GOL1°	GOP1°	Residuo1°
Temperatura (°F)	100	110	110	110	200	674
Presión (psig)	11.3	11.3	11.3	11.3	11.3	12
Flujo* (BPD)	41,899	14,985	17,531	9,743	3,895	61,616
	-0.24%	-0.10%	-0.11%	-0.07%	-0.13%	-0.30%
Densidad* (°API)	63.8	43.1	36.3	32.0	28.2	16.0
	5.11%	-0.23%	2.25%	1.59%	-5.05%	13.48%
Densidad* (g/cm ³)	0.7245	0.8102	0.8433	0.8653	0.8860	0.9594
	-1.59%	0.02%	-0.47%	-0.32%	0.93%	-1.28%
Factor K	12.00	11.86	11.77	11.78	11.80	11.57
	-2.04%	-0.34%	0.60%	0.68%	0.85%	-0.26%
Peso molecular	94.8	172.8	210.1	251.4	304.2	491.8
	-15.05%	-1.26%	0.53%	0.56%	5.26%	42.14%

*Flujo y densidad a 60°F.

La desviación en las propiedades aparece porcentual debajo de los valores.

Tabla 20: Propiedades de los productos de la destilación al vacío

	GOLV	GOPV	ResiduoV
Temperatura (°F)	150	190	110
Presión (psia)	11.3	11.3	11.3
Flujo* (BPD)	12,880	15,844	32,691
	0.63%	-3.39%	0.28%
Densidad* (°API)	26.4	19.4	10.6
	-0.38%	-11.82%	63.08%
Densidad* (g/cm ³)	0.8961	0.9376	0.9955
	0.06%	1.71%	-90.78%
Factor K	11.81	11.68	11.58
	1.81%	2.46%	7.22%
Peso molecular	340.5	432.9	660.4
	15.42%	41.93%	69.33%

*Flujo y densidad a 60°F.

Tabla 21: Destilación ASTM D86 de Nafta

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		167	106
30		216	175
50		257	216
70		299	256
90		352	336
Error promedio			18.09%

Tabla 22: Destilación ASTM D86 de Turbosina

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		416	393
30		422	415
50		430	430
70		439	447
90		448	479
Error promedio			3.18%

Tabla 23: Destilación ASTM D86 de Keroseno

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		487	464
30		495	497
50		506	521
70		515	549
90		532	594
Error promedio			5.32%

Tabla 24: Destilación ASTM D86 de GOL1°

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		580	545
30		586	587
50		594	609
70		604	631
90		614	663
Error promedio			4.27%

Tabla 25: Destilación ASTM D86 de GOP1°

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		645	649
30		648	667
50		651	683
70		656	703
90		663	741
Error promedio		5.47%	

Tabla 26: Destilación ASTM D86 de GOLV

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		659	683
30		719	711
50		746	729
70		760	747
90		790	785
Error promedio		1.88%	

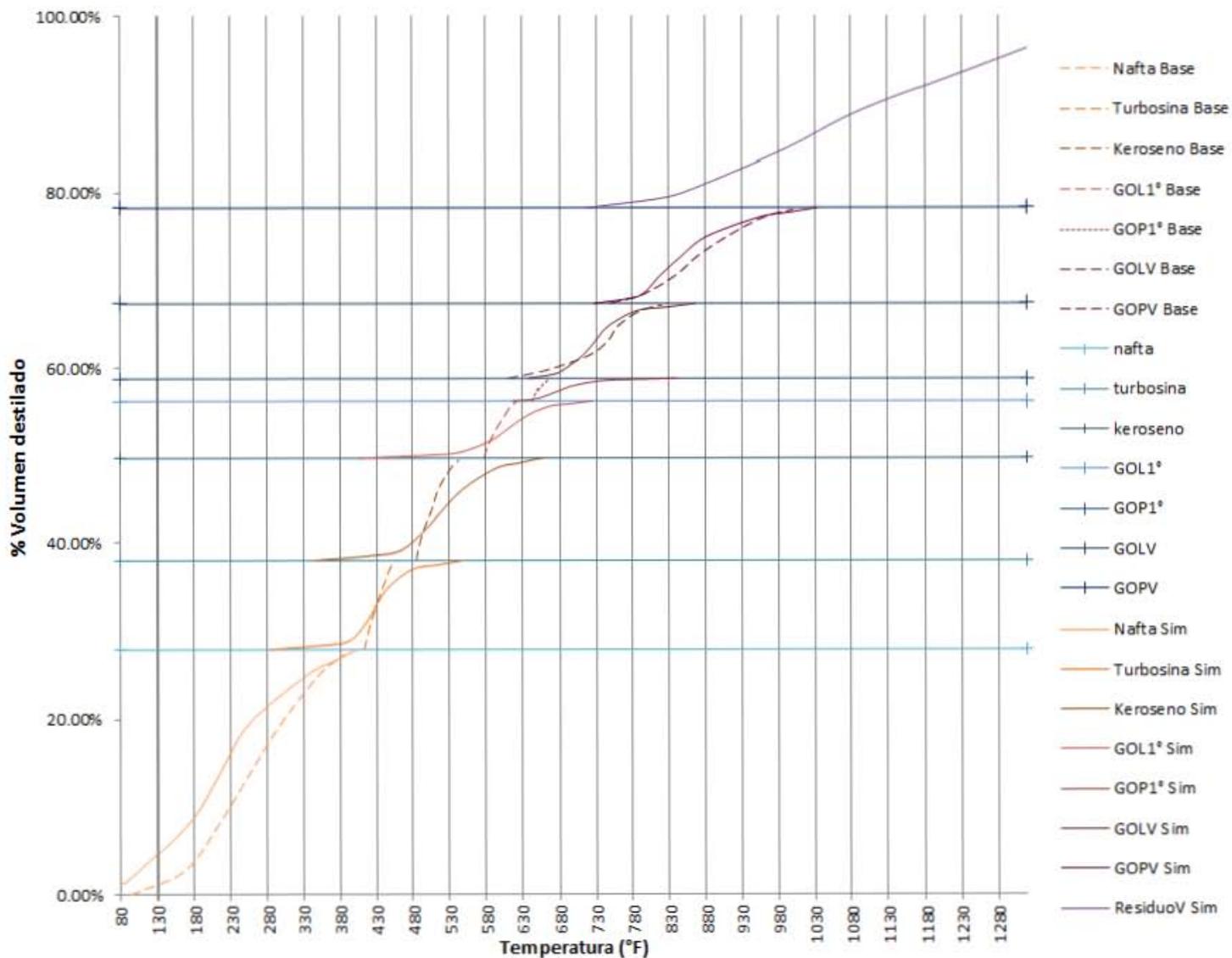
Tabla 27: Destilación ASTM D86 de GOPV

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Base	Simulación
10		796	794
30		840	819
50		870	848
70		910	882
90		960	954
Error promedio			1.80%

Tabla 28: Destilación ASTM D1160 de Residuo de vacío

% Volumen destilado	Temperatura (°F)	Simulación
10		647
30		769
50		874
70		1016
90		1161
Error promedio N/A		

Figura 28: Curva de Destilación ASTM D86 de Cortes Base contra Simulación



Capítulo 3. Análisis térmico por Punto de Pliegue

En el presente capítulo se plantea el proceso de la Destilación Combinada de la Refinería Miguel Hidalgo en términos energéticos, a partir de lo que se desarrolla el procedimiento del análisis térmico por Punto de Pliegue y se establecen los objetivos energéticos de calentamiento y enfriamiento.

El objetivo del análisis térmico es establecer, por medio de la metodología de *Punto de Pliegue*, los objetivos energéticos que permitirán un futuro re-arreglo del proceso para aprovechar su energía. Se debe encontrar el punto de pliegue para definir los objetivos energéticos de calentamiento y enfriamiento mínimos.

Se requirió especificar las temperaturas de origen y de destino de las corrientes de proceso. También se reporta la capacidad calorífica, en los intervalos de temperatura en que puede considerarse constante; así como la entalpía de esas secciones y el total.

Nomenclatura

En Tipo, si corriente fría: f, caliente: c

Temperatura: T, si entrada: e, salida: s

Capacidad calorífica: Cp, Flujo másico*Cp: MCp

Temperatura modificada: S

Calor absorbido por corrientes frías: Qf, Calor transmitido por corrientes calientes: Qc

Balance de energía: dQ

Tabla 29: Corrientes de proceso

Corriente	Tipo	Flujo (lb E+05/hr)	Te (°F)	Ts (°F)	Cp (Btu/lb°F)	MCp (Btu E+05/°F hr)	Entalpía (Btu E+06/hr)
D-GA112_To_A-DA201	f	8.621	674	745	<	<	56.85
			674	713	0.70	6.031	23.82
			713	737	0.72	6.228	14.76
			737	745	2.68	23.131	18.27

D-GA103A_To_D-BA101A	f	8.624	464	725	0.84	7.247	189.23
D-GA103B_To_D-BA101B	f	8.624	464	725	0.84	7.247	189.23
GOP1R1_To_GOP1R4	c	3.323	624	320	< >		63.40
			624	526	0.68	2.248	22.01
			526	418	0.63	2.091	22.51
			418	320	0.58	1.931	18.88
GOLVR1_To_GOLVR2	c	1.975	236	120	< >		11.18
			236	197	0.51	1.000	3.87
			197	159	0.49	0.962	3.73
			159	120	0.47	0.923	3.58
GOLV-1_To_GOLV-3	c	3.657	448	236	< >		43.86
			448	380	0.60	2.194	14.94
			380	309	0.57	2.076	14.66
			309	236	0.53	1.951	14.26
GOLV-4_To_GOLV	c	1.682	236	150	0.49	0.832	7.17
GOPV-1_To_GOPV-3	c	6.012	572	395			66.03
			572	517	0.65	3.887	21.68
			517	449	0.62	3.733	25.10
			449	395	0.59	3.576	19.24
GOPV-4_To_GOPV	c	2.165	395	190			23.83
			395	325	0.57	1.228	8.60
			325	255	0.53	1.158	8.11
			255	190	0.50	1.089	7.12
RESIDUV4_To_RESIDUOV	c	4.743	428	110			78.98
			428	322	0.57	2.716	28.83
			322	216	0.52	2.485	26.37
			216	110	0.47	2.240	23.78
RESIDUV1_To_RESIDUV3	c	5.932	678	429			95.95
			678	600	0.68	4.041	31.71
			600	513	0.65	3.851	33.47
			513	429	0.61	3.643	30.77
GOP1-1_To_GOP1	c	0.504	530	200			9.59
			530	420	0.63	0.317	3.48
			420	310	0.58	0.291	3.20
			310	200	0.53	0.265	2.91
TURBOSI1_To_TURBOSIN	c	1.772	415	110			29.47

			415	329	0.61	1.075	9.21
			329	215	0.55	0.977	11.15
		0	215	110	0.49	0.870	9.11
GOL1R1_To_GOL1R4	c	3.274	559	230			64.00
			559	453	0.65	2.123	22.39
			453	347	0.60	1.956	20.86
			347	230	0.54	1.778	20.74
D-GA101_To_A-EA1078	f	18.761	68	460			440.48
			68	172	0.47	8.729	91.03
			172	278	0.52	9.812	103.87
			278	460	0.72	13.507	245.58
KEROSIN1_To_KEROSINA	c	2.157	473	110			42.93
			473	339	0.61	1.310	17.57
			339	220	0.54	1.170	13.93
			220	110	0.48	1.042	11.43
GOL1-1_To_GOL1	c	1.230	554	110			30.72
			554	415	0.64	0.784	10.87
			415	276	0.57	0.702	9.74
			276	110	0.49	0.609	10.11
To Condenser@DA101A_TO_NAFTAS- A	c	2.025	297	236			28.41
			297	283	1.99	4.036	5.84
			283	254	2.27	4.599	13.12
			254	236	2.61	5.288	9.44
To Condenser@DA101B_TO_NAFTAS- B	c	2.025	297	236			28.41
			297	283	1.99	4.036	5.84
			283	254	2.27	4.599	13.12
			254	236	2.61	5.288	9.44
To Condenser@DA102_TO_NAFTAS2	c	13.316	261	254	7.38	98.323	72.48

La diferencia de temperatura mínima en el proceso es de 40°F. Su mitad se sumó a las temperaturas de origen y destino de las corrientes de proceso frías, y se restó a las calientes. Tanto estas temperaturas modificadas como las originales del proceso se ordenaron de manera descendente para construir una escala. Si las temperaturas se repetían, se dejaba sólo una y si hubo alguna modificada mayor que la más caliente del proceso o menor que la más fría del proceso, también se eliminó por ser inconsistente.

Tabla 30: Temperaturas de proceso y Temperaturas modificadas

Corriente	Tipo	Te (°F)	Ts (°F)	Se (°F)	Ss (°F)
RESIDUV1_To_RESIDUV3	c	678	429	658	409
D-GA112_To_A-DA201	f	674	745	694	765
GOP1R1_To_GOP1R4	c	624	320	604	300
GOPV-1_To_GOPV-3	c	572	395	552	375
GOL1R1_To_GOL1R4	c	559	230	539	210
GOL1-1_To_GOL1	c	554	110	534	90
GOP1-1_To_GOP1	c	530	200	510	180
KEROSIN1_To_KEROSINA	c	473	110	453	90
D-GA103A_To_D-BA101A	f	464	725	484	745
D-GA103B_To_D-BA101B	c	464	725	484	745
GOLV-1_To_GOLV-3	c	448	236	428	216
RESIDUV4_To_RESIDUOV	c	428	110	408	90
TURBOSI1_To_TURBOSIN	c	415	110	395	90
GOPV-4_To_GOPV	c	395	190	375	170
To Condenser@DA101A_TO_NAFTAS-A	c	297	236	277	216
To Condenser@DA101B_TO_NAFTAS-B	c	297	236	277	216
To Condenser@DA102_TO_NAFTAS2	c	261	254	241	234
GOLVR1_To_GOLVR2	c	236	120	216	100
GOLV-4_To_GOLV	c	236	150	216	130
D-GA101_To_A-EA1078	f	68	460	88	480

Establecida la escala, en cada intervalo se hizo un balance de energía. Se calculó el calor absorbido o transmitido por cada corriente en cada intervalo a partir de

su capacidad calorífica y flujo másico. Para este proceso, los objetivos térmicos se determinaron según lo siguiente (el punto de pliegue aparece en rojo):

Tabla 31: Escala de Temperaturas y Punto de Pliegue

S (°F)	Qf (Btu E+07/hr)	Qc (Btu E+07/hr)	dQ (Btu E+07/hr)	Qacumulado (Btu E+07/hr)	Pliegue (Btu E+07/hr)
745					24.38
694	8.98	0.00	-8.98	-8.98	15.39
658	6.35	0.81	-5.54	-14.53	9.85
604	7.95	2.67	-5.28	-19.81	4.57
552	7.43	4.06	-3.37	-23.18	1.20
539	1.96	1.75	-0.22	-23.40	0.98
534	0.75	0.67	-0.08	-23.48	0.90
510	3.47	3.10	-0.36	-23.84	0.53
484	3.74	3.27	-0.47	-24.31	0.07
480	0.56	0.49	-0.07	-24.38	0.00
453	3.30	3.71	0.40	-23.97	0.40
428	3.35	3.82	0.47	-23.51	0.87
409	2.63	2.96	0.33	-23.18	1.20
395	1.90	2.18	0.28	-22.90	1.48
375	2.57	2.56	-0.01	-22.91	1.47
300	10.17	9.37	-0.80	-23.71	0.67
277	3.07	4.09	1.02	-22.69	1.69
241	3.52	14.44	10.92	-11.77	12.61
234	0.72	1.29	0.56	-11.20	13.17
216	1.73	1.56	-0.17	-11.38	13.00
210	0.62	0.50	-0.12	-11.50	12.88
180	2.94	2.22	-0.73	-12.23	12.15
170	0.96	0.66	-0.30	-12.53	11.85
130	3.49	2.44	-1.05	-13.57	10.80
100	2.62	1.04	-1.57	-15.15	9.23
90	0.87	0.00	-0.87	-16.02	8.36
88	0.17	0.00	-0.17	-16.19	8.19
395	1.75	0.00	-1.75	-17.94	6.44
Total	87.58	69.64	-17.94		

Tabla 32: Punto de Pliegue y Objetivos Energéticos

	°F		Btu E+07/hr
Caliente	500	Calentamiento	24.38
Frío	460	Enfriamiento	6.44

El arreglo del proceso actual consume 43.525 Btu E+07/hr y 39.955 Btu E+07/hr de servicio de calentamiento y enfriamiento, respectivamente.

El punto de pliegue y los objetivos energéticos se pueden observar en las siguientes gráficas de curvas compuestas:

Figura 29: Curvas Compuestas

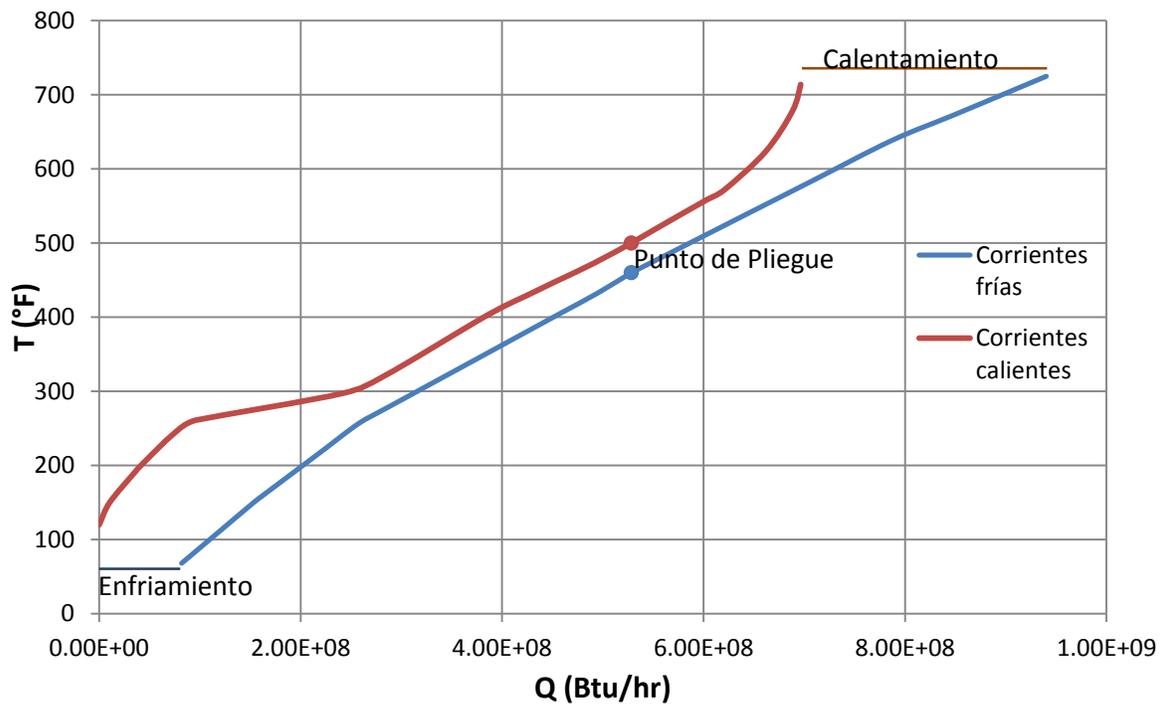


Figura 30: Gran Curva Compuesta

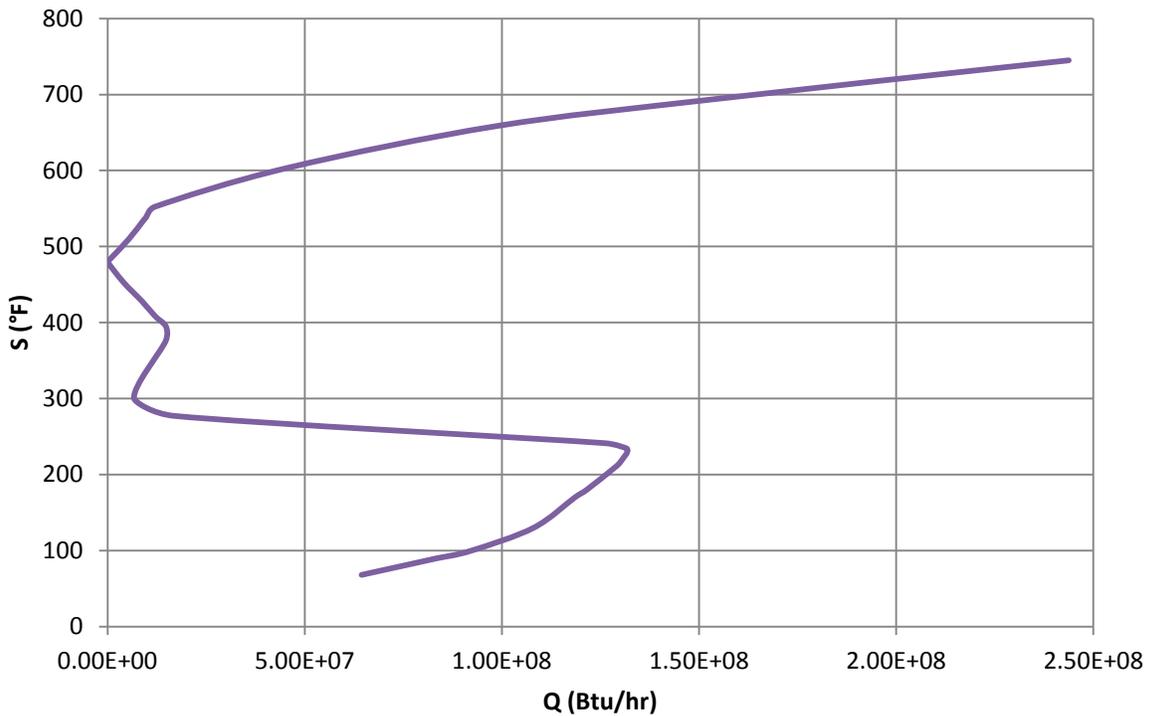


Tabla 32: Número mínimo de Unidades

16 Corrientes calientes
4 Corrientes frías
4 Servicios de Calentamiento: A fuego directo, Vapor de baja, media y alta presión
1 Servicio de Agua de enfriamiento
25 unidades existentes
24 mínimo número de unidades

El punto de pliegue divide el proceso de destilación combinada en la región superior de temperaturas altas donde se encuentran las corrientes frías de crudo despuntado y residuo primario y la región inferior de temperaturas bajas donde se halla la corriente fría de crudo a precalentar. Las corrientes calientes disponibles a lo largo de ambas secciones para intercambiar calor son de productos, recirculaciones y vapores a condensar. En particular, hay que considerar que arriba del punto de pliegue sólo se

pueden usar las corrientes de recirculación de GOP1°, GOLV, GOPV y Residuo de vacío, esta última con mayor cantidad de energía y capacidad de transmitirla; abajo del punto de pliegue hay que observar que la corriente de vapor destilado a condensar en la torre atmosférica puede ofrecer la mayor cantidad de energía y que las corrientes de productos tienen flujos pequeños y rangos de temperaturas similares. Se debe tener presente que, dado la complejidad de los sistemas en una refinería, se pueden considerar múltiples diferencias mínimas de temperatura y puntos de pliegue. También hay que tomar en cuenta el número mínimo de unidades según la regla heurística. Con estas consideraciones se puede realizar una futura integración térmica del proceso en un nuevo arreglo de equipos que ahorre energía.

Capítulo 4. Conclusiones

El capítulo final consolida en breve las observaciones a la simulación y análisis térmico de la Planta Primaria de la Refinería Miguel Hidalgo en Tula.

Se logró desarrollar la simulación en Aspen Plus V.8.4 de la Planta de Destilación Combinada de la Refinería Miguel Hidalgo en Tula de acuerdo a la información de diseño. Se logró reproducir el funcionamiento de los equipos y el proceso de destilación de crudo Istmo, tomando como parámetros la densidad, peso molecular, factor K y curvas de destilación de la alimentación y los productos, así como las temperaturas del proceso.

La disposición actual de la Planta de Destilación Combinada es ineficiente en su consumo energético. De acuerdo con el análisis por Punto de Pliegue, a la diferencia mínima de temperatura de 40°F en que opera la planta, el servicio de calentamiento puede reducirse en un 44%, de 43.525 Btu E+07/hr a 24.38 Btu E+07/hr; mientras que el servicio de enfriamiento puede disminuir en un 84%, de 39.955 Btu E+07/hr a 6.44 Btu E+07/hr.

Los objetivos termodinámicos de este análisis sugieren que es altamente recomendable un nuevo arreglo de intercambio de calor en la Planta de Destilación Combinada de la Refinería Miguel Hidalgo.

Bibliografía

- [1] ALIAS MARÍN, ALBERTO. *Análisis y Simulación de la Nueva Unidad Reformadora de Naftas CCR de la Refinería de Minatitlán, Ver.* Tesis Licenciatura, Facultad de Química, UNAM, 2009.
- [2] ASPENTECH. *Aspen Plus Steady State Simulation: Modeling Petroleum Processes.* [Manual. Diapositivas]. (14, enero, 2015). Recuperado de: <http://www.chemengr.ucsb.edu/~ceweb/courses/che184b/aspenplus/GettingStarted%20Petroleum.pdf?q=aspen>.
- [3] ASPENTECH. *Aspen Engineering Suite: Getting Started Modeling Petroleum Processes.* [Manual] (14, enero, 2015). Recuperado de: http://inside.mines.edu/~jjechura/Refining/AspenPlusPetroleumV7_1-Start.pdf.
- [4] BAGAJEWICZ. *Pinch and Minimum Utility Usage* [Diapositivas de Power Point]. (10, febrero, 2015). Recuperado de: <http://cepac.cheme.cmu.edu/pasilectures/bagajewicz/BagajewiczHeatIntegration.pdf>.
- [5] BARRERA. *Isomerización* [Diapositivas de Power Point]. (18, marzo, 2015). Recuperado de: <http://es.slideshare.net/zonymar/isomerizacion-20839039>.
- [6] GARCÍA OSORIO, VIANEY. *Generación del esquema de simulación de la planta combinada no.1 de la refinería de Tula, Hidalgo.* Tesis Licenciatura, Facultad de Química, UNAM, 1998.
- [7] GRANDE MEJÍA, GUSTAVO. *Integración térmica y reducción de efluentes contaminantes en unidades de destilación de crudo de la Refinería de Tula, Hidalgo.* Tesis Maestría, Facultad de Química, UNAM, 1997.
- [8] IMP: *Petróleo.* (12, marzo, 2015). Recuperado de: <http://www.imp.mx/petroleo>.
- [9] JONES, DAVID S. J.; PUJADO, PETER. *Handbook of Petroleum Processing.* Springer, 2006.

- [10] KEMP, IAN C. *Pinch Analysis and Process Integration*. Butterworth, 2007.
- [11] KISTER, HENRY Z. *Distillation Design*. McGraw-Hill, 1992.
- [12] KISTER, HENRY Z. *Distillation Operation*. McGraw-Hill, 1990.
- [13] KRAUS, RICHARD S. *Petroleum Refining Process*. (14, marzo, 2015). Recuperado de: <http://www.ilo.org/iloenc/part-xii/oil-and-natural-gas/item/384-petroleum-refining-process>.
- [14] LINNHOFF, MARCH. *Introduction to Pinch Technology*. Targeting House, 1983.
- [15] OCAMPO BARRERA, RENÉ. *Aplicación de la síntesis y simulación de procesos al mejoramiento de la Planta de Destilación Atmosférica, Tula*. Tesis Maestría, Facultad de Química, UNAM, 1992.
- [16] PEMEX: *La Refinería Miguel Hidalgo*. (12, marzo, 2015). Recuperado de: <http://www.ref.pemex.com/octanaje/17miguel.htm>.
- [17] PÉREZ CÁLIX, CINTHIA. *Análisis y Simulación de la Nueva Planta Hidrodesulfuradora de Diésel de la Refinería de Minatitlán, Ver.* Tesis Licenciatura, Facultad de Química, UNAM, 2012.
- [18] RAMOS, NIKOLAI. *Craqueo Catalítico Fluido* [Diapositivas de Power Point]. (14, marzo, 2015). Recuperado de: <http://es.slideshare.net/luciapardo794/tb-craqueo-catalitico-de-fluidos>.
- [19] SINNOTT R. K. *Chemical Engineering*. Vol. 6. Págs 100-118: Process Integration and Pinch Technology. Pergamon Press, 1993.
- [20] *Tipos de Platos de Destilación*. (18, marzo, 2015). Recuperado de: <http://procesosbio.wikispaces.com/Absorci%C3%B3n>.