



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

**REDISEÑO Y ANÁLISIS OPERACIONAL DE LA TORRE ATMOSFÉRICA I Y LA
TORRE DE VACÍO I DE LA REFINERÍA SALINA CRUZ, OAXACA**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRA EN INGENIERÍA

PRESENTA:
CRISTINA HERNÁNDEZ VENTURA

TUTOR PRINCIPAL:
I.Q. CELESTINO MONTIEL MALDONADO
FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM

CIUDAD DE MÉXICO, OCTUBRE DE 2021



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Juan Pablo Aguayo Vallejo

Secretario: Dr. Martín Rivera Toledo

1er. Vocal: Dr. José Ramón Francisco J. Montiel López

2do. Vocal: M. en I. José Luis Aguirre Constantino

3er. Vocal: Ing. Celestino Montiel Maldonado

Lugar donde se realizó la tesis:

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

TUTOR DE TESIS:

I.Q. Celestino Montiel Maldonado

AGRADECIMIENTOS

A mi tutor, el Ing. Celestino Montiel Maldonado, por la orientación, los conocimientos y la experiencia transmitidos para la elaboración de esta tesis; además de la confianza, motivación y amistad brindadas durante mi estadía en el LS y OP.

A los miembros del jurado: el Dr. Juan Pablo Aguayo Vallejo, el Dr. Martín Rivera Toledo, el Dr. José Ramón Francisco J. Montiel López y el M. en I. José Luis Aguirre Constantino, por las revisiones y propuestas para mejorar este trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y a la Facultad de Química por, una vez más, abrirme sus puertas para continuar con mi formación académica. Asimismo, por los recursos, servicios y oportunidades que me han facilitado.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por el apoyo económico otorgado para la realización de mis estudios de posgrado y de este trabajo.

DEDICATORIA

A Dios, gracias por los desafíos y experiencias donde me has permitido aprender, y aún más gracias por todas las alegrías y bendiciones que has puesto en mi camino.

A mis papás, Laura y Álvaro, porque cada meta alcanzada será gracias a su motivación, cariño y cuidados. Los amo y doy gracias a la vida por tenerlos conmigo.

A mis hermanos, Laura y Toño. Ustedes son mi mejor ejemplo para dar mi mayor esfuerzo y siempre buscar mejorar y aprender más.

A mi abuelita Betty, tíos y primos de la familia Ventura. Gracias por su cariño, la alegría que me transmiten y por el apoyo que muestran ante cualquier circunstancia.

A mis amigos Alejandra, Gabriel y David, por el excelente equipo que formamos en las clases y por permitirme cada día aprender de ustedes.

A mi novio Gus, por animarme cada vez que quise rendirme, por el tiempo y paciencia al explicarme aquello que no entendía, gracias por estar a mi lado durante esta etapa.

ÍNDICE

NOMENCLATURA.....	1
RESUMEN.....	2
1. INTRODUCCIÓN	4
1.1 OBJETIVOS	6
1.2 JUSTIFICACIÓN	6
2. MARCO TEÓRICO.....	8
2.1 EL CRUDO Y SU COMPOSICIÓN	8
2.2 CARACTERIZACIÓN DE CRUDO	10
2.2.1 ENSAYO DE CRUDO.....	10
2.2.2 PSEUDOCOMPONENTES.....	12
2.3 REFINACIÓN DEL CRUDO	13
2.4 DESTILACIÓN DE CRUDO.....	15
2.4.1 PROCESOS DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO.....	16
2.5 PRODUCTOS DE DESTILACIÓN Y APLICACIONES	19
3. MARCO METODOLÓGICO.....	20
3.1 DEFINICIÓN DE LOS ESCENARIOS A EVALUAR	20
3.2 ESQUEMA DE PROCESO BASE.....	21
3.2.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL ESQUEMA BASE DE LA PP1	21
3.2.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL ESQUEMA BASE DE LA PAV1	22

3.3	ESQUEMA DE PROCESO DE REDISEÑO.....	24
3.3.1	MODIFICACIONES GENERALES EN EL ESQUEMA DE LA PP1	24
3.3.2	MODIFICACIONES GENERALES EN EL ESQUEMA DE LA PAV1	25
3.4	SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS	27
4.	RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	28
4.1	DISTRIBUCIÓN DE CORTES.....	28
4.2	ANÁLISIS DEL ESCENARIO I (BASE).....	30
4.2.1	FLUJOS DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO I.....	30
4.2.2	ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO I	31
4.2.3	LIMITACIONES EN EL ESCENARIO I.....	32
4.3	ANÁLISIS DE ESCENARIO II.....	32
4.3.1	FLUJOS DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO II	32
4.3.2	ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO II.....	33
4.3.3	LIMITACIONES EN EL ESCENARIO II	34
4.4	ANÁLISIS DE ESCENARIO III (REDISEÑO).....	36
4.4.1	VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE REDISEÑO	36
4.4.2	FLUJOS DE PRODUCTOS EN ESCENARIO III	38
4.4.3	ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO III	39
4.4.4	LIMITACIONES Y ACIERTOS EN EL ESQUEMA III.....	40
5.	CONCLUSIONES	42
6.	ANEXOS.....	44
7.	REFERENCIAS	78

NOMENCLATURA

API	Siglas en inglés del Instituto Americano del Petróleo (American Petroleum Institute)
ASTM	Siglas en inglés de Sociedad Americana de pruebas de materiales (American Society of Testing Materials)
BME	Balance de materia y energía
BPD	Barriles por día
DFP	Diagrama de flujo de proceso
EBP	Siglas en inglés de Punto de ebullición final (End Boiling Point)
GLP	Gas licuado de petróleo
GOA	Gasóleo atmosférico
GOLV	Gasóleo ligero de vacío
GOPV	Gasóleo pesado de vacío
IBP	Siglas en inglés de Punto de ebullición inicial (Initial Boiling Point)
MBPD	Miles de barriles por día
PCS	Process Consulting Services
PEMEX	Petróleos Mexicanos
PAV1	Planta de Alto Vacío No. 1
PP1	Planta Primaria No. 1
SNR	Sistema Nacional de Refinación
TBP	Siglas en inglés de Punto de ebullición verdadero (True Boiling Point)

RESUMEN

El presente trabajo tiene como propósito el estudio del procesamiento de una mezcla de rediseño de crudos istmo-maya en un esquema de proceso combinado de la Planta Primaria I y la Planta de Alto Vacío I de la Refinería “Ingeniero Antonio Dovalí” en Salina Cruz, Oaxaca.

El esquema de proceso de rediseño fue propuesto por Process Consulting Services, cuyos objetivos son alcanzar el mayor rendimiento de productos destilados al procesar la mezcla de rediseño, así como disminuir el requerimiento energético del proceso.

Mediante el simulador comercial Aspen HYSYS V10 se desarrollaron tres escenarios que permitieron analizar y contrastar el esquema de rediseño propuesto con el esquema de proceso actual de las Plantas; asimismo, comparar el rendimiento de productos al emplear la mezcla de rediseño o una mezcla base.

El escenario I demostró que el procesamiento de la mezcla base en el esquema de proceso base es ineficiente en la separación de gasóleo atmosférico, pues este presenta un traslape importante con el diésel, como consecuencia obtuvo una temperatura inicial de ebullición menor al valor de referencia.

El escenario II confirmó que el esquema base es ineficiente en la separación de los cortes pesados; se observó que, al procesar la mezcla de rediseño, una parte del flujo de diésel fue separado en el plato de gasóleo atmosférico, mientras que el gasóleo permaneció mezclado en el residuo primario.

Como consecuencia, el intercambiador de calor en el que participa el gasóleo atmosférico quedó inutilizable, dado que el flujo fue demasiado pequeño para ceder el calor suficiente para incrementar la temperatura del crudo. Por otro lado, el aumento en la cantidad de residuo atmosférico repercutió en el proceso de vacío ocasionando que el requerimiento energético en esta sección aumentara.

El escenario III, se demostró que el esquema de rediseño es eficiente en la separación de cortes de la mezcla de rediseño, pues obtuvo el mayor rendimiento de productos cumpliendo con las especificaciones ASTM D-86. Destacó la obtención de mayor cantidad de nafta en este esquema, así como de diésel gracias a la sección de recuperación implementada en la columna de vacío.

Finalmente, el menor requerimiento energético, tanto para el proceso atmosférico como de vacío, fue obtenido en este escenario; por lo que se cumplen los objetivos que Process Consulting Services estableció para su rediseño, concluyendo que este representa ventajas ante el esquema base.

1. INTRODUCCIÓN

El Sistema Nacional de Refinación (SNR) lo conforman seis refinerías propiedad de Pemex Transformación Industrial, las cuales contribuyeron a satisfacer en gran medida el total de la demanda nacional de petrolíferos hasta el año 1990. A partir de entonces, se ha registrado un aumento en la incidencia de salidas de operación de los trenes de refinación como consecuencia de menor disponibilidad de crudo, problemas asociados al proceso, restricciones presupuestales para mantenimiento, entre otras causas.

Parcialmente, la reducción del procesamiento de crudo se debe a que el SNR fue diseñado para la refinación de crudos ligeros, con bajo contenido de azufre y otros metales e impurezas. Sin embargo, hoy en día se procesan crudos medios y pesados, con mayor contenido de azufre y otros parámetros que difieren de la calidad de referencia del diseño original.

Si bien, actualmente se opta por aligerar la alimentación mezclando crudos pesados y medios con crudos ligeros de importación con el fin de maximizar la producción de gasolina y diésel, así como disminuir la producción de combustóleo; el diseño original de las refinerías limita el procesamiento de los crudos pesados producidos en México; por lo que es indispensable planear y ejecutar reconfiguraciones que se adecuen a las necesidades del crudo (SENER, 2018). En julio de 2015, la empresa Process Consulting Services (PCS) en colaboración con Pemex, llevó a cabo una evaluación completa de la Planta Primaria No. 1 (PP1) y la Planta de Alto vacío No. 1 (PAV1) de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca.

Mediante pruebas de funcionamiento, se determinaron los parámetros de operación actuales y se identificaron las principales restricciones de ambas unidades. De acuerdo con los resultados y análisis obtenidos, PCS desarrolló un estudio de factibilidad donde detalló las modificaciones necesarias para procesar de manera confiable 165,000 BPD de mezcla de crudo 30% maya y 70% istmo.

Para el desarrollo de este trabajo fueron evaluados de tres diferentes escenarios:

- i) Escenario I (base): Se refiere al esquema de proceso existente de la PP1 y PAV1 (esquema base), empleando una simulación base; así como una mezcla de crudos base. Este escenario proporciona un panorama de referencia acerca de la operación y rendimiento de productos de destilación.
- ii) Escenario II: Consiste en la evaluación de la mezcla de rediseño, empleando el ensayo de crudo de rediseño en el esquema de proceso y simulación base de la PP1 y PAV1. Como finalidad se identificaron las limitaciones del esquema existente al procesar una mezcla diferente a la mezcla base.
- iii) Escenario III (rediseño): Comprende el esquema de proceso del rediseño de la PP1 y PAV1, la mezcla de crudos y ensayo de crudo de rediseño. Fue desarrollada una simulación nueva a partir de la información contenida en el estudio de factibilidad de PCS, con el fin de identificar las ventajas o desajustes que el modelo propuesto tiene.

1.1 OBJETIVOS

- Establecer el panorama de referencia del rendimiento de productos de destilación a partir de una mezcla de crudos base, mediante la simulación del esquema de proceso existente de las plantas Primaria I y de Alto Vacío I de la Refinería “Ingeniero Antonio Dovalí Jaime”.
- Evaluar una mezcla de crudos de rediseño en la simulación del esquema de proceso existente e identificar las limitaciones que el esquema presenta el procesamiento de esta nueva mezcla.
- Simular la propuesta de la reconfiguración de la PP1 y PAV1 establecida por PCS en el software Aspen HYSYS V10 y evaluar la mezcla de crudos de rediseño en este esquema. Así mismo, determinar los aciertos y limitaciones de la propuesta.

1.2 JUSTIFICACIÓN

Debido al aumento en la producción de crudos pesados y extrapesados, así como la necesidad de adecuarlos para su procesamiento en las refinerías existentes, se ha optado por implementar diferentes estrategias que se centran en mejorar las propiedades de crudos pesados, tales como aumento de la densidad API, reducción de la viscosidad y disminución del contenido de impurezas. Esto se logra mediante la mezcla de crudos pesados en combinación con crudos ligeros y medianos (Castañeda, Muñoz, & Ancheyta, 2013).

A su vez, las tendencias mundiales en el suministro de petróleo indican una disponibilidad decreciente de crudos convencionales que se han compensado con el aumento del volumen de crudos pesados. Para obtener productos de alto valor agregado de este tipo de crudos, es necesario implementar reconfiguraciones a las refinerías existentes, las cuales pueden llegar a ser costosas, pero necesarias para cubrir la creciente demanda de productos ligeros (Páez Méndez, 2019).

1. INTRODUCCIÓN

En general, la industria de la refinación continúa reinventándose, ya sea ampliando su capacidad instalada, renovándola y/o actualizándola, a fin de elevar su vida útil y competitividad, con procesos mayormente dirigidos a productos de mayor valor agregado como gasolina y diésel, y limitando la producción de derivados pesados; empleando tecnologías flexibles para el procesamiento de crudo ante los problemas de su disposición en las refinerías y la volatilidad de su precio (Romo, 2016).

Este trabajo tiene como propósito estudiar una propuesta de reconfiguración de la Planta Primaria I y la Planta de Alto Vacío I de la Refinería “Ingeniero Antonio Dovalí Jaime” ubicada en Salina Cruz, Oaxaca en México, buscando maximizar la recuperación de productos destilados a partir de una materia prima con composición diferente a la utilizada en diseño original; así como minimizar el requerimiento energético que los procesos de destilación implican.

2. MARCO TEÓRICO

Este capítulo abarca la descripción de algunos conceptos generales del crudo, su caracterización; así como los procesos refinación, acentuando al proceso de destilación que es el de interés en este trabajo.

2.1 EL CRUDO Y SU COMPOSICIÓN

El crudo es una mezcla natural que consiste principalmente en hidrocarburos gaseosos, líquidos y sólidos.

Los hidrocarburos que componen un crudo poseen un rango amplio de tamaño y de pesos moleculares; de modo que puede derivarse una fracción ligera y una fracción pesada. Dentro de la fracción ligera, están compuestos definidos como el metano (referido como C_1), etano (C_2), propano (C_3), etc. Comúnmente, se considera fracción ligera hasta C_6 ; mientras que la fracción pesada involucra hidrocarburos a partir de 7 átomos de carbono (C_{7+}).

Así mismo, dentro de la fracción pesada se identifican los siguientes grupos:

- *Parafinas (alcanos)*: Son hidrocarburos saturados con fórmula general C_nH_{2n+2} . Se dividen en n-parafinas, donde los átomos de carbono forman estructuras lineales y las iso-parafinas, que contienen al menos una cadena lateral (Figura 2.1.1 A y B).
- *Naftenos (cicloparafinas)*: Similares a las parafinas con la diferencia que su estructura presenta uno o más ciclos saturados. La mayoría de los naftenos en el crudo contienen de cinco a siete átomos de carbono (Figura 2.1.1 C).

- *Aromáticos*: Al igual que los naftenos, contienen uno o más anillos; sin embargo, los átomos de carbono se unen mediante enlaces insaturados estables (Figura 2.1.1 D). Los aromáticos comúnmente presentes en el crudo son benceno, tolueno, xileno y naftaleno.
- *Compuestos inorgánicos*: Aunque en menor cantidad, la fracción pesada contiene compuestos inorgánicos como nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), agua (H_2O) y algunos compuestos metálicos. La presencia de estos compuestos perjudica los procesos catalíticos, además impactar al ambiente de forma negativa (Schou Pedersen & Christensen, 2007), (Beshir Mohamed, 2015).

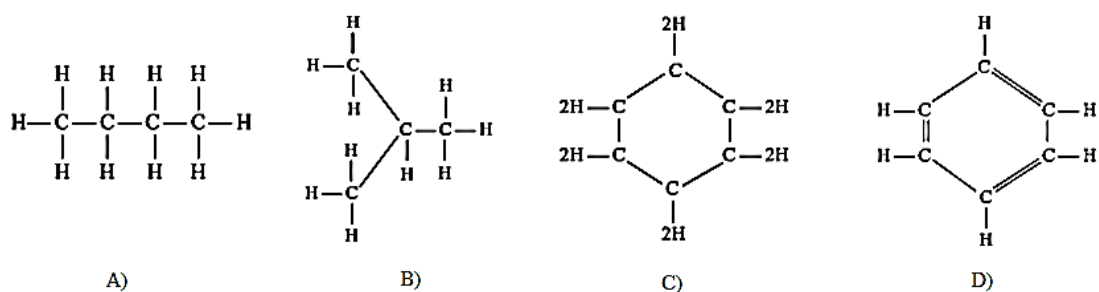


Figura 2.1.1. Ejemplos de tipos de moléculas presentes en el crudo. A) n-butano (n-parafina), B) i-butano (iso parafina), C) ciclohexano (nafteno) y D) benceno (aromático) (Jones & Pujadó, 2006).

Aunque todos los crudos contienen compuestos ligeros, parafinas, naftenos, aromáticos y compuestos inorgánicos, es casi imposible que dos crudos tengan las mismas características. La composición y propiedades de un crudo varía de acuerdo con la localización geográfica del yacimiento; estas diferencias son el resultado de procesos como la biodegradación, oxidación, miscibilidad de agua, migración preferencial de los componentes ligeros y la subsecuente acumulación en el yacimiento.

Se espera que un crudo pesado sea rico en hidrocarburos de cadenas largas; mientras que un crudo ligero será abundante en moléculas pequeñas, de los cuales productos ligeros (GLP y gasolina) y destilados medios (queroseno, diésel, gasóleo) pueden ser extraídos (Delgado Otálvaro, 2014).

2.2 CARACTERIZACIÓN DE CRUDO

Predecir correctamente el comportamiento de fases en reservas de petróleo, o bien, simular apropiadamente un proceso de refinación, requiere el empleo de ecuaciones de estado. Por lo que, es preciso el cálculo de propiedades como presión y temperatura críticas, factor acéntrico, peso molecular, y parámetros de interacción binaria de la fracción pesada.

La complejidad en la composición del crudo hace imposible identificar todas las moléculas individuales de la fracción C_{7+} , pues contiene compuestos demasiado pesados para ser separados. Este problema se resuelve llevando a cabo una caracterización aproximada mediante métodos experimentales y matemáticos.

2.2.1 ENSAYO DE CRUDO

Un ensayo de crudo es un conjunto de datos experimentales empleados para caracterizar la fracción pesada de un crudo. La mínima información que contiene es: composición de los componentes ligeros, densidad API del crudo y una curva de destilación completa. A continuación, se describe brevemente cada uno.

- *Composición de ligeros*: Se consideran componentes ligeros aquellas fracciones con temperatura de ebullición por debajo del ciclohexano; es decir, desde C_1 al C_6 . Estos compuestos son fáciles de identificar y separar mediante métodos cromatográficos y se presentan en porcentaje masa, volumen o mol del crudo.
- *Densidad API* (American Petroleum Institute): Establece la relación de la densidad de un crudo respecto al agua a $15.6\text{ }^{\circ}\text{C}$ (60°F) y 1 atm (Hyne, 2012).

Los crudos se clasifican de acuerdo con sus $^{\circ}\text{API}$ como se muestra en la Tabla 2.1.1. Crudos con $^{\circ}\text{API}$ alto (>22.3) son deseables en la industria debido a que contienen mayor porcentaje de hidrocarburos recuperables por destilación simple, lo que implica costos de procesamiento menores que el de un crudo pesado. Por el contrario, crudos con $^{\circ}\text{API}$ bajos (<10) se caracterizan por poseer altas viscosidades y alto contenido de impurezas, además de otorgan un bajo rendimiento de productos líquidos, por lo que su

procesamiento conlleva a un mayor costo con menor beneficio (Santos, Bannwart, & Trevisan, 2014).

Tabla 2.1.1. Clasificación de crudos (Jafarinejad, 2017).

Crudo	°API
Extra ligero	>31.1
Ligero	22.3-31.1
Pesado	10-22.3
Extra Pesado	<10

- *Curvas de destilación:* Son gráficas obtenidas a través de procedimientos experimentales especificados por la Sociedad Americana de pruebas de materiales (American Society of Testing Materials, ASTM).

Una curva TBP (True Boiling Point) consiste en la separación en cortes de una muestra de crudo por rangos de temperaturas de ebullición a presión atmosférica. Como resultado se obtiene una gráfica de temperatura vs % de volumen de destilado (Figura 2.1.2); donde los cortes son acotados por límites superiores e inferiores que definen idealmente el rendimiento de una fracción.

Ningún proceso es capaz de separar perfectamente los componentes de cada fracción, pues algunos componentes ligeros permanecen en la fracción ligera adyacente, mientras que algunos componentes pesados permanecerán en la fracción pesada adyacente; por lo que se definen el punto inicial de ebullición (Initial Boiling Point, IBP) y el punto final de ebullición, (End Boiling Point, EBP) como las temperaturas inferior y superior de una fracción producida comercialmente, respectivamente.

La curva TBP es requerida para entender el comportamiento del crudo antes de la destilación; con ella es posible evaluar el rendimiento de los productos que serán obtenidos y establecer estrategias de operación y optimización de procesos (Lopes, Savioli, Maciel Filho, Wolf Maciel, & Medina, 2012).

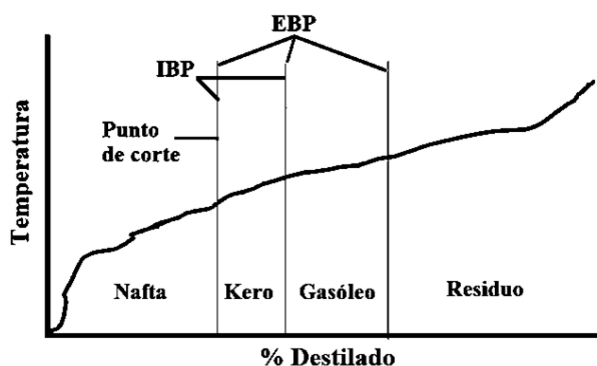


Figura 2.1.2. Curva TBP típica de un crudo (Jones & Pujadó, 2006).

Por otra parte, las curvas ASTM D86 y D1160 se aplican al análisis de productos de destilación a presión atmosférica y a presión reducida, respectivamente.

A diferencia de una curva TBP, donde la muestra de crudo es separada en cortes por rangos de temperaturas de ebullición, en las destilaciones ASTM ninguna fracción es separada, sino que se determina la temperatura a la cual la primera gota de líquido es recogida y la máxima temperatura que alcanza la destilación (IBP y EBP).

Raramente, las destilaciones ASTM se emplean para el análisis de crudos; sin embargo, existen correlaciones para convertir a una curva TBP; incluso, simuladores de procesos comerciales poseen la capacidad de convertir de un tipo de curva a otra.

2.2.2 PSEUDOCOMPONENTES

La curva TBP es seccionada en un conjunto de componentes discretos basados en rangos de temperaturas de ebullición, estos son llamados pseudocomponentes. Se asume que cada uno contiene un conjunto de componentes aún desconocidos, pero con pesos moleculares y estructura química similares, por lo que se les considera componentes “puros” (Figura 2.1.3).

La determinación del número de cortes en la curva TBP es arbitraria; sin embargo, el objetivo es encontrar un número mínimo de cortes tal que la combinación de estos se aproxime al comportamiento de todo el crudo (Gómez Siurana, Font Escamilla, & García Soler, 2019).

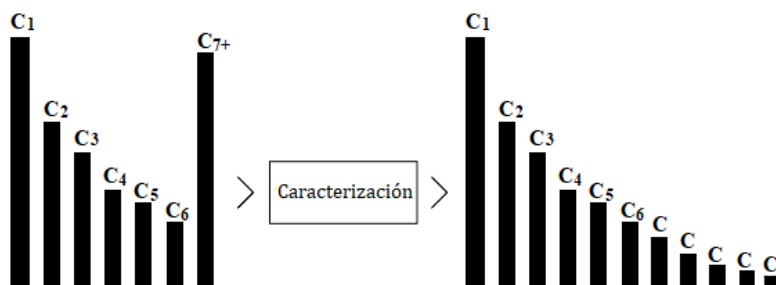


Figura 2.1.3. Seccionamiento de la fracción pesada (Schou Pedersen & Christensen, 2007).

Se determinan propiedades físicas de cada pseudocomponente, tales como peso molecular, presión y temperatura críticas, factor acéntrico, densidad relativa, fracción molar, etc., calculadas a partir de correlaciones como las de Lee-Kesler, Raizi, Watson, etc. (Chang, Pashikanti, & Liu, 2012), (Whitson & Brulé, 2000).

Más allá de las propiedades termo-físicas, el modelo termodinámico seleccionado debe ser el adecuado para determinar si una mezcla particular de componentes forma una o dos fases, pues la distribución de componentes en las fases, el flujo de materia y energía en estas proporcionan un conjunto de condiciones de proceso.

2.3 REFINACIÓN DEL CRUDO

El crudo es un recurso natural con bajo valor material puesto que escasamente puede ser usado en su estado nativo. Sin embargo, puede ser refinado a través de diferentes procesos para obtener productos cuyo valor material y valor agregado sean superiores al de la materia prima original (Watkins, 1979).

El conjunto de procesos físicos y químicos a los que es sometido el crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles y transformar sus características para adaptarlas a las necesidades de la sociedad, es llamado refinación.

A continuación, se describen brevemente los procesos involucrados en una refinería convencional, así como un esquema representativo en la Figura 2.1.4.

1. *Destilación atmosférica:* Su finalidad es la separación del crudo en varias fracciones empleando rangos de temperaturas de ebullición a presión atmosférica. Cada fracción es un producto, o bien, la materia prima en procesos posteriores en la refinación.
2. *Destilación al vacío:* Busca maximizar la extracción de productos aún destilables en residuo primario; por lo que el proceso se lleva a cabo a presiones de vacío para promover la disminución en el punto de ebullición de los productos.
3. *Desintegración catalítica:* Las moléculas de gran peso molecular son desintegradas mediante temperatura, presión y un catalizador. Una mezcla de gasóleo de vacío y gasóleo atmosférico es la alimentación a este proceso.
4. *Hidrotratamiento e hidrodeshulfuración:* El objetivo es eliminar los compuestos azufrados mediante una reacción catalítica con hidrógeno. La materia prima de estas plantas es gasolina primaria y destilados intermedios.
5. *Planta reductora de viscosidad:* Somete al residuo de la destilación al vacío a temperaturas muy altas para que las moléculas de gran tamaño se descompongan en moléculas más pequeñas con menor viscosidad que la carga.
6. *Coquización:* Somete residuo atmosférico de vacío al rompimiento térmico de sus moléculas de cadena larga en moléculas de cadena corta como nafta, gasóleo ligero y pesado y dejando como producto de menor valor al coque.
7. *Alquilación:* Comprende la reacción de isobutano con una olefina del tipo buteno, con un catalizador a alta presión para producir una gasolina de alto octano sin azufre, utilizada como componente para mejorar la calidad de las gasolinas finales.
8. *Reformación de naftas:* Las reacciones de reformación consisten en transformar hidrocarburos lineales y nafténicos a hidrocarburos aromáticos del tipo benceno, tolueno y xilenos. Este proceso busca mejorar la calidad antidetonante de la gasolina.

El objetivo de la destilación fraccionada no es separar puramente cada componente, sino separar una mezcla con un rango muy amplio de punto de ebullición, como lo es el crudo, en fracciones útiles con rango de ebullición relativamente estrecho.

La destilación fraccionada, aunque es más compleja que una destilación simple, se basa en el mismo concepto: los compuestos con temperatura de ebullición más baja se vaporizan más fácilmente que aquellos con temperaturas de ebullición más altas; lo que da como resultado productos con una composición diferente a la del material inicial y con valor comercial más elevado.

2.4.1 PROCESOS DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO

i) El crudo o mezcla de crudos proviene de tanques de almacenamiento y es enviado a la planta de destilación atmosférica donde se obtendrán las fracciones básicas.

ii) Previo a la destilación, el crudo recibe un tratamiento de desalación que implica el contacto íntimo con grandes cantidades de agua con el objetivo de alcanzar la máxima remoción de sales inorgánicas disueltas e impurezas presentes. La eliminación de estos compuestos previene incrustaciones, la corrosión y descamaciones en tuberías y equipos de proceso (Chang, Pashikanti, & Liu, 2012).

iii) En seguida, el crudo aumenta gradualmente su temperatura mediante intercambiadores de calor proceso-proceso conectados en serie, donde las corrientes de destilados provenientes de la columna atmosférica y/o de vacío ceden calor al crudo. El objetivo de los trenes de precalentamiento es la recuperación energética, pues el proceso de destilación es el que mayor requerimiento de energía tiene en una refinería. (Hinraim, Jobson, Li, & Guillén Gosálbez, 2018).

iv) El siguiente paso es la vaporización parcial del crudo en las torres despuntadoras o “preflash”, donde ocurre la separación de los componentes ligeros y una fracción de nafta. Estas unidades al igual que los intercambiadores proceso-proceso, reducen el consumo de

combustible requerido en los calentadores a fuego directo (Ledezma-Martínez, Jobson, & Smith, 2017), (Segoviano Murillo, 2008).

v) Los calentadores a fuego directo son el último paso antes de ingresar a la columna de destilación. Aquí la temperatura del crudo aumenta dentro un rango de 333-385 °C; temperaturas superiores ocasionarían el craqueo de las moléculas de hidrocarburos. La corriente resultante es una mezcla líquido-vapor, donde en la fracción vapor se encuentran los productos que van a separarse dentro de la torre, mientras que la porción líquida corresponde mayoritariamente al residuo atmosférico.

vi) La corriente líquido-vapor entra en la columna de destilación e inmediatamente se separa en la “zona flash”. Al mismo tiempo, vapor de agua es alimentado en el fondo, lo que disminuye la presión parcial de los hidrocarburos y disminuye la temperatura requerida para separar los componentes que no forman parte del residuo atmosférico.

A medida que los componentes más ligeros del crudo suben por la columna, corrientes laterales son extraídas en diferentes platos. Cada corriente contiene mayoritariamente un producto deseado; además posee un rango de temperaturas de ebullición característica de cada producto destilado.

Las corrientes laterales, ingresan a columnas llamadas agotadores o “strippers”, donde los componentes ligeros son separados en el domo y devueltos a la columna principal; mientras que, la corriente líquida es extraída en el fondo y se asigna como corriente de producto, o bien, ser utilizada en los trenes de precalentamiento, retornando a la columna a una temperatura menor.

Del domo y fondo de la columna atmosférica se extraen la nafta y el residuo atmosférico, respectivamente. La nafta extraída del condensador parcial de la columna ingresa a un proceso de estabilización; y el residuo, que aún contiene cierta cantidad de productos recuperables, procede a su separación en la torre de destilación de alto vacío.

El residuo atmosférico aumenta gradualmente su temperatura hasta un rango de 380-450 °C, empleando trenes de precalentamiento y un calentador a fuego directo. En seguida, es

cargado a la zona flash de la columna de vacío; así mismo, vapor de agua es inyectado por el fondo de la columna para reducir la presión parcial de los hidrocarburos.

La columna de vacío no posee condensador ni rehervidor; en cambio, posee un sistema de eyectores que reduce la presión a alrededor de 2 kPa, lo que facilita la separación de las fracciones que aún son destilables, reduciendo la posibilidad de la descomposición térmica debido al sobrecalentamiento de la mezcla.

Las fracciones vaporizadas son condensadas y extraídas en corrientes laterales de la columna. Los productos usualmente son gasóleos que pueden participar o no en el intercambio de calor en el proceso atmosférico y/o en el de vacío.

Finalmente, en el fondo de la columna se extrae el residuo de vacío, lo que marca el final del proceso de vacío. La Figura 2.1.5 ilustra el proceso de destilación atmosférica y de vacío en una refinería convencional. El esquema de proceso siempre depende de la composición de la materia prima y de las tecnologías que se decidan emplear para optimizar el rendimiento de productos, o bien, de energía.

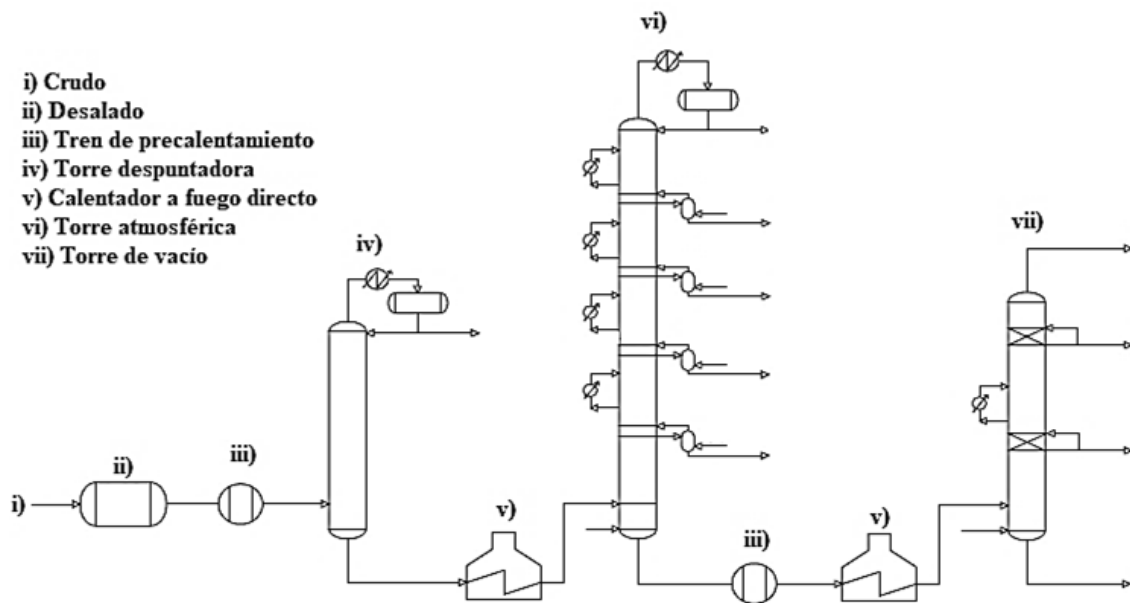


Figura 2.1.5. Diagrama de proceso de la destilación atmosférica (Gary & Handwerk, 1994).

2.5 PRODUCTOS DE DESTILACIÓN Y APLICACIONES

Los destilados son base de abastecimiento de un sinnúmero de actividades que realiza el ser humano, entre las que sobresale el transporte, generación de electricidad y actividades que demandan calor en sus procesos (Kayode Coker, 2010). La Tabla 2.1.2 menciona las principales aplicaciones para cada corte.

Tabla 2.1.2. Composición y aplicaciones de los productos de destilación.

Producto	Composición	Aplicaciones
Off gas	Metano y etano (C_1 y C_2).	Empleado como gas combustible en la refinería, o bien, quemado debido al alto costo que implica su recuperación.
Gas licuado de petróleo (GLP)	Mezcla de propano y butano (C_3 y C_4).	Ampliamente usado como combustible doméstico.
Nafta	Hidrocarburos des cinco y seis carbonos (C_5 y C_6)	Comúnmente llamada gasolina, es usada como combustible para motores.
Turbosina	Hidrocarburos desde siete a nueve carbonos (C_7 - C_9).	Con un octanaje superior al de las gasolinas es empleado principalmente como combustible de aviación.
Queroseno	Hidrocarburos desde nueve a dieciséis carbonos (C_9 - C_{16}).	Combustible de calefacción, combustible de aviones de reacción y forma parte de la composición de insecticidas.
Diésel	Hidrocarburos desde quince a veinticinco carbonos (C_{15} - C_{25}).	Combustible de motores diésel, tales como camiones pesados y locomotoras ferroviarias.
Gasóleo	Hidrocarburos desde veinticinco a cuarenta carbonos (C_{25} - C_{40}).	Empleado como aceite lubricante.
Aceite pesado o residual	Hidrocarburos a partir de cuarenta carbonos ($>C_{40}$)	Aplicación en producción de asfalto para construcción de carreteras, revestimientos e impermeabilización.

3. MARCO METODOLÓGICO

En esta sección se definen los escenarios que se desarrollan en este trabajo. Asimismo, se describen brevemente los dos esquemas de proceso con el fin de destacar las diferencias entre ambas configuraciones. Finalmente, se presenta la metodología del software Aspen HYSYS para llevar a cabo la simulación del proceso de destilación.

3.1 DEFINICIÓN DE LOS ESCENARIOS A EVALUAR

- i) Escenario I (base): Se refiere al esquema de proceso existente de la PP1 y PAV1, empleando una simulación base previamente desarrollada y aprobada; así como una mezcla de crudos istmo-maya y ensayo de crudo base. Se proporciona un panorama de referencia sobre la operación y rendimiento de productos de destilación.
- ii) Escenario II: Consiste en la evaluación de la mezcla de rediseño, empleando el ensayo de crudo de rediseño en el esquema de proceso y simulación base de la PP1 y PAV1. Como finalidad se identificaron las limitaciones del esquema existente al procesar una mezcla diferente a la base.
- iii) Escenario III (rediseño): Comprende el esquema de proceso del rediseño de la PP1 y PAV1, la mezcla de crudos y ensayo de crudo de rediseño. Fue desarrollada una simulación nueva a partir de la información contenida en el estudio de factibilidad de PCS, con el fin de identificar las ventajas o desventajas que el modelo propuesto tiene.

3.2 ESQUEMA DE PROCESO BASE

En el esquema base, la PP1 y la PAV1 son independientes una de otra, esto es: la corriente de residuo atmosférico marca el final del proceso atmosférico y el comienzo del proceso de vacío; por otra parte, además del residuo atmosférico, ninguna corriente de la PP1 participa como alimentación o en el intercambio de energía de la PAV1 (Figura 3.1.1).

A continuación, se describe de manera general cada sección de las plantas, con el fin de resaltar la configuración que las unidades tienen actualmente. Por otra parte, el Apéndice A detalla las condiciones de proceso y especificaciones de cada sección.

3.2.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL ESQUEMA BASE DE LA PP1

- *Alimentación:* La carga inicial de crudo está compuesta por la mezcla de crudos istmo-maya. El flujo de diseño es de 175,000 BPD, el cual se combina con aprox. el 3% en volumen de agua, respecto al flujo de crudo que se procesa. La corriente resultante es dividida en dos líneas que se dirigen hacia el primer tren de precalentamiento.
- *Primer tren de precalentamiento:* Consiste en un total de seis intercambiadores del tipo coraza y tubos conectados en serie (tres para cada línea). Participan las corrientes de turbosina, queroseno y residuo atmosférico en la transferencia de calor incrementando la temperatura del crudo hasta 130 °C aprox.
- *Sección de desalado:* Esta sección cuenta con dos equipos de desalado de crudo (un equipo para cada línea). La inyección de agua es aprox. del 15% en volumen respecto al crudo procesado, a una temperatura de alrededor de 132 °C.
- *Segundo tren de precalentamiento:* Consiste en un total de seis intercambiadores de coraza y tubos (tres para cada línea). Participan las corrientes de diésel, gasóleo y residuo atmosféricos, elevando la temperatura del crudo a 239 °C aprox.

3. MARCO METODOLÓGICO

- *Torres despuntadoras:* La configuración actual posee dos torres despuntadoras (una en cada línea). Están constituidas por seis platos de tipo válvula y la alimentación a estas torres se realiza por debajo del último plato. Además, una parte de la corriente de nafta proveniente de la torre atmosférica actúa como una corriente de reflujo hacia estas torres.
- *Calentadores a fuego directo:* Se cuenta con dos calentadores a fuego directo (uno para cada línea). La temperatura que el crudo alcanza a la salida es 368 °C aprox. La corriente resultante es una mezcla líquido-vapor que se alimenta a la torre de atmosférica.
- *Torre de destilación atmosférica:* Consiste en una columna de 33 platos, un condensador parcial, cuatro agotadores correspondientes a turbosina, queroseno, diésel y gasóleo atmosférico; y por el fondo se extrae el residuo atmosférico. Todos los productos, a excepción de la nafta, participan en los trenes de precalentamiento de crudo; y a excepción del residuo atmosférico, los destilados retornan a la torre atmosférica como reflujo, mientras que otra parte es enviada a almacenamiento, o bien, a otro proceso de refinamiento.

3.2.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL ESQUEMA BASE DE LA PAV1

- *Tercer tren de precalentamiento:* El residuo de vacío es dividido en cuatro líneas, que se dirigen a un total de ocho intercambiadores de coraza y tubos (dos en cada línea). Las corrientes de GOPV y el residuo de vacío participan en este tren, permitiendo al residuo atmosférico alcanzar una temperatura de 320°C aprox.
- *Calentadores a fuego directo:* Las líneas de proceso se mezclan para conformar dos líneas que proceden a un calentador a fuego directo por cada una. Estos equipos aumentan la temperatura del residuo atmosférico hasta 400°C aprox.
- *Torre de alto vacío:* Está compuesta por un sistema de eyectores que efectúan la presión de vacío. Posee 14 etapas de separación con dos sistemas de recirculación (pumparound). Los productos extraídos son el GOLV, GOPV y el residuo de vacío.

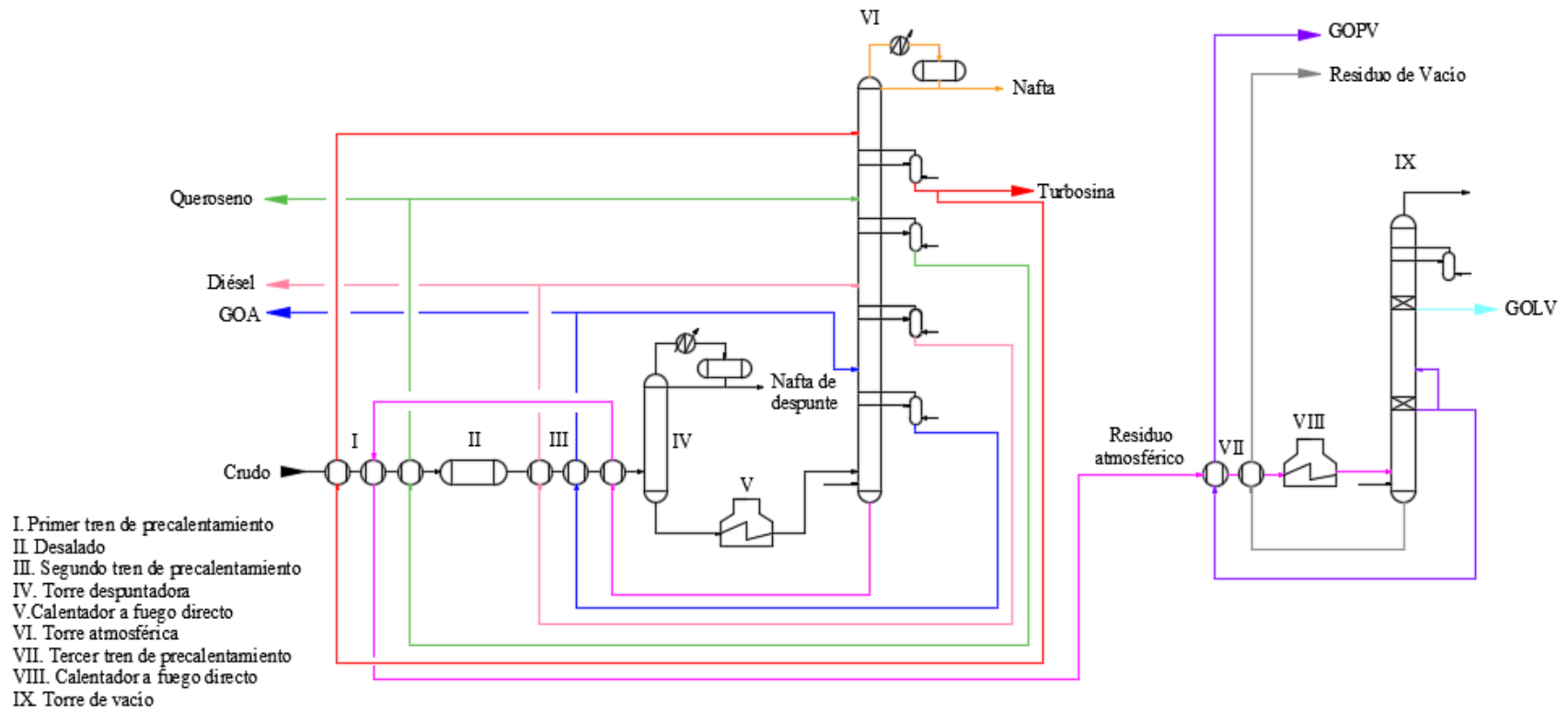


Figura 3.1.1. Diagrama simplificado de la configuración base de las plantas PP1 y PAV1.

3.3 ESQUEMA DE PROCESO DE REDISEÑO

En el esquema de rediseño, se presentan a la PP1 y PAV1 como plantas combinadas, esto es: corrientes del proceso de vacío que están involucradas en el proceso atmosférico y viceversa; por lo que los procesos no son independientes uno de otro (Figura 3.1.2).

En el Apéndice B las condiciones de proceso del esquema de rediseño, mientras que en el Apéndice D se encontrarán los DFPs empleados para el desarrollo de la simulación; esta información es parte del estudio de factibilidad desarrollado por PCS.

3.3.1 MODIFICACIONES GENERALES EN EL ESQUEMA DE LA PP1

- *Alimentación:* Se plantea un flujo de alimentación de 165,000 BPD, 30% maya y 70% istmo, que se mezcla con agua (0.8% de flujo respecto al crudo). La corriente resultante es dividida en dos líneas hacia el primer tren de precalentamiento.
- *Primer tren de precalentamiento:* Lo componen cuatro intercambiadores de coraza y tubos por cada línea. En este esquema, se emplean dos corrientes de turbosina, queroseno y diésel para ceder energía al crudo; por otra parte, a diferencia del modelo base, dos de estas cuatro corrientes (turbosina y queroseno), son extraídas de la torre sin pasar por un agotador. El crudo alcanza una temperatura de 130° C aprox. a la salida del tren.
- *Sección de desalado:* Se establece un sistema de doble desalado, donde a cada línea de proceso se conecta un equipo de desalado conectado en serie. Este nuevo esquema potencializa la remoción de impurezas en el crudo.
- *Segundo tren de precalentamiento:* Se mantienen tres intercambiadores en cada línea. En esta etapa se ve reflejada la integración del proceso de vacío con el proceso atmosférico, puesto que el diésel atmosférico, el GOLV y el residuo de vacío participan en el intercambio de energía. La temperatura que alcanza el crudo a la salida de este tren es de 198 °C aprox.
- *Torres despuntadoras:* No presenta cambios en cuanto a equipo esquema de operación.

- *Tercer tren de precalentamiento:* En este esquema, el tercer tren de precalentamiento se posiciona después de las torres despuntadoras de nafta como una tercera etapa de recuperación de energía. Se mantienen los ocho intercambiadores de calor (dos para cada línea), donde el GOPV y el residuo de vacío participan en este proceso. La temperatura de salida del crudo es de 250 °C.
- *Calentadores a fuego directo:* No presenta cambios en cuanto a equipo esquema de operación. La temperatura de salida del crudo es de 354 °C.
- *Torre de destilación atmosférica:* La reconfiguración tiene tres modificaciones principales: una corriente de turbosina y diésel son extraídos sin ingresar a un agotador; por otra parte, los agotadores de queroseno y GOA son puestos fuera de operación; por último, no se extrae GOA como producto, sino que es alimentado directamente a la columna de vacío.

3.3.2 MODIFICACIONES GENERALES EN EL ESQUEMA DE LA PAV1

- *Calentadores a fuego directo:* No presenta cambios en cuanto a equipo esquema de operación. La temperatura de salida del crudo es de 415 °C.
- *Torre de alto vacío:* El rediseño plantea una sección de recuperación de diésel que requiere el reemplazo de la sección superior de la torre por una de 6.4 m de diámetro. La sección modificada consta de un pumparound de diésel (anteriormente de GOLV) y la extracción de los productos diésel y GOLV. Por otra parte, la sección inferior de la columna contiene la sección de pumparound, y de separación de GOPV.

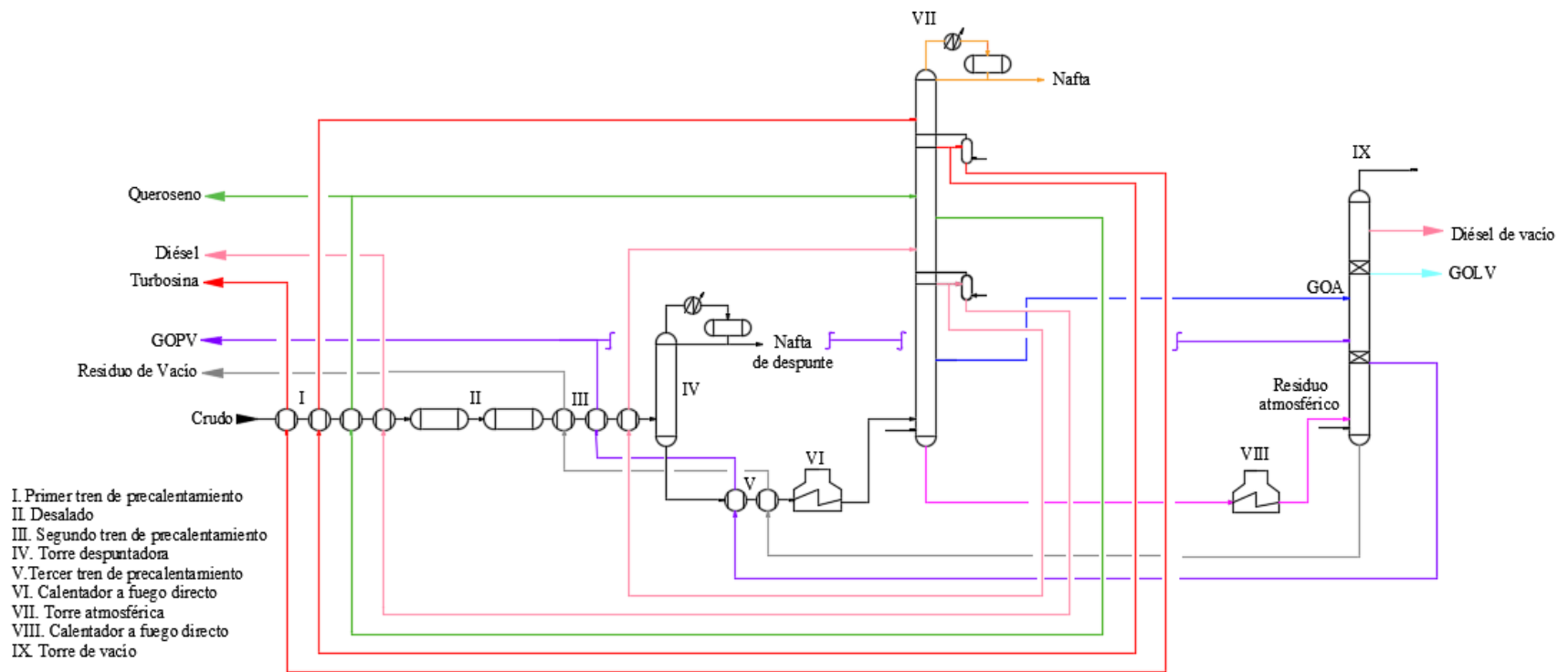


Figura 3.1.2. Diagrama simplificado de la reconfiguración de las plantas PP1 y PAV1.

3.4 SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS

Aspen HYSYS es un software comercial que permite modelar procesos químicos en estado estacionario o dinámico. Es una herramienta ampliamente confiable debido a que provee predicciones precisas de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte para un gran número de componentes, principalmente para la industria petroquímica.

El modelado de un proceso implica la necesidad de la ingeniería básica, es decir, los diagramas que describan la secuencia de las operaciones que conforman al proceso, los balances de materia y energía y las hojas de datos que contienen las especificaciones de los equipos a simular.

En los Apéndices E y F, se ubican los esquemas de proceso base y de rediseño simulados, respectivamente; donde pueden observarse la totalidad de equipos y corrientes que participaron en los procesos de este trabajo.

Asimismo, en el apéndice G se encuentra la metodología de simulación que aplica para cualquiera de los dos esquemas.

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

En esta sección se exploran y analizan los escenarios: I (base), II y III (rediseño). Por una parte, se comparan los estimados de los cortes de las mezclas base y de rediseño, y más adelante se analizan los flujos de productos obtenidos en las simulaciones, así como las especificaciones de cada corte.

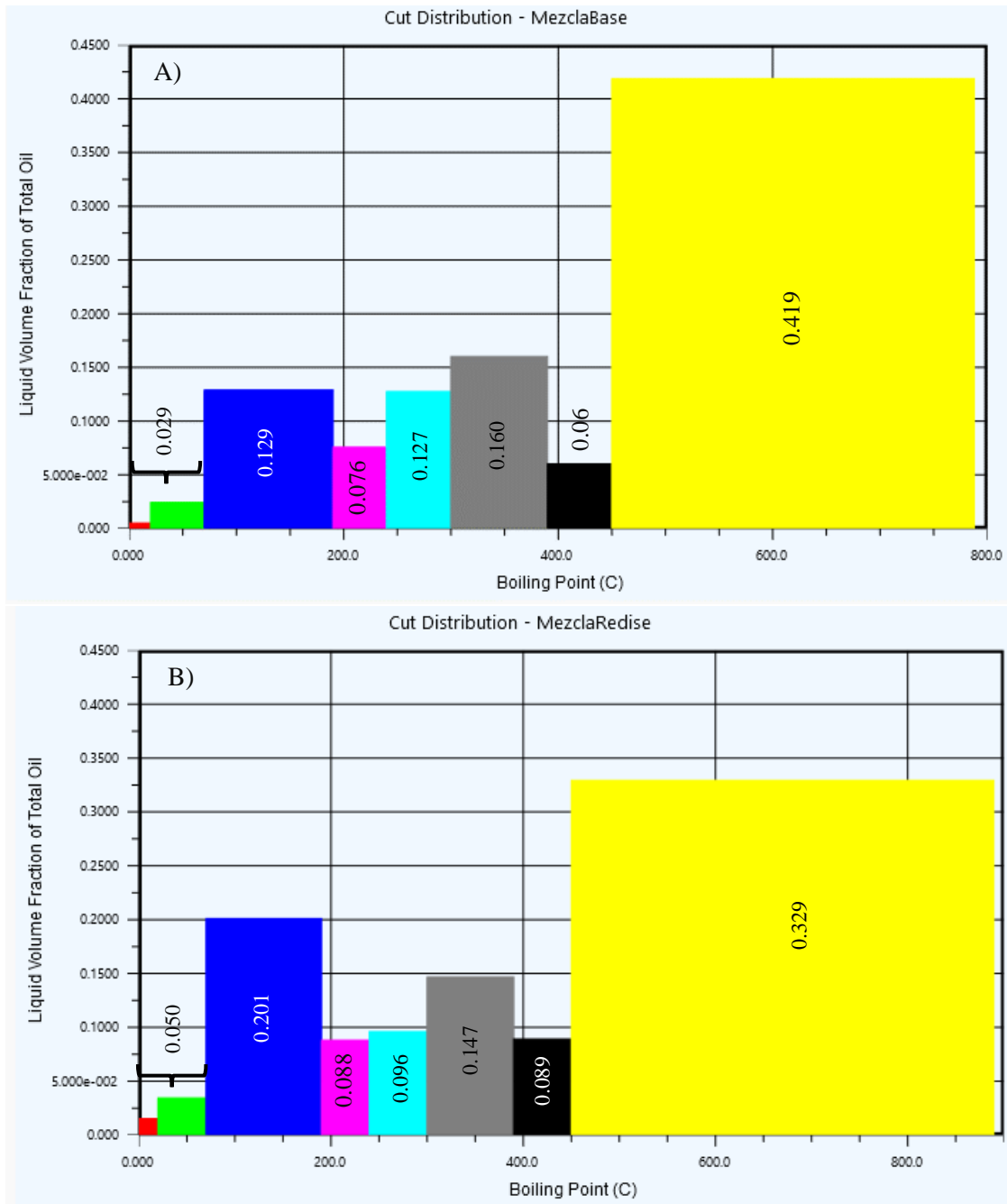
4.1 DISTRIBUCIÓN DE CORTES

En el Apéndice C se localizan los ensayos de la mezcla de crudo base y la mezcla de rediseño, a partir de los cuales se obtuvieron las distribuciones de los cortes de los productos en el simulador (Figura 4.1.1).

Comparando la mezcla base con la mezcla de rediseño, esta última posee 56% mayor cantidad de nafta que puede ser recuperada, así como 16 y 48 % de turbosina y GOA, respectivamente. Por el contrario, la mezcla de rediseño contiene 24, 8 y 40 % menos queroseno, diésel y residuo atmosférico, respectivamente, en comparación con la mezcla base.

Ante esta comparación, la mezcla de rediseño tiene como ventaja mayor recuperación de nafta, que es uno de los productos con mayor importancia en la destilación. Además, la fracción de residuo atmosférico es menor, en consecuencia, la carga al proceso de vacío es disminuye, reduciendo el requerimiento energético.

Aunque la distribución brinda un estimado del potencial que tiene una mezcla para la separación de productos, la configuración del esquema de proceso, así como las especificaciones de productos son determinantes en los rendimientos reales de los productos.











		Ligeros (IBP-70) °C		Diésel (240-390) °C
		Nafta (70-190) °C		Gasóleo atm (390-450) °C
		Turbosina (170-240) °C		Residuo atm (480-EBP) °C
		Queroseno (200-300) °C		

Figura 4.1.1. Distribución estimada de cortes a partir de A) mezcla base y B) mezcla de rediseño

4.2 ANÁLISIS DEL ESCENARIO I (BASE)

4.2.1 FLUJOS DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO I

Se obtuvieron los flujos de productos a partir de la simulación del esquema base al procesar 165,000 BPD de mezcla base; a su vez, se compararon contra los flujos de productos a partir de la distribución estimada de cortes de la mezcla base. Los resultados se muestran en la Figura 4.2.1, donde los porcentajes representan la diferencia entre ambos flujos.

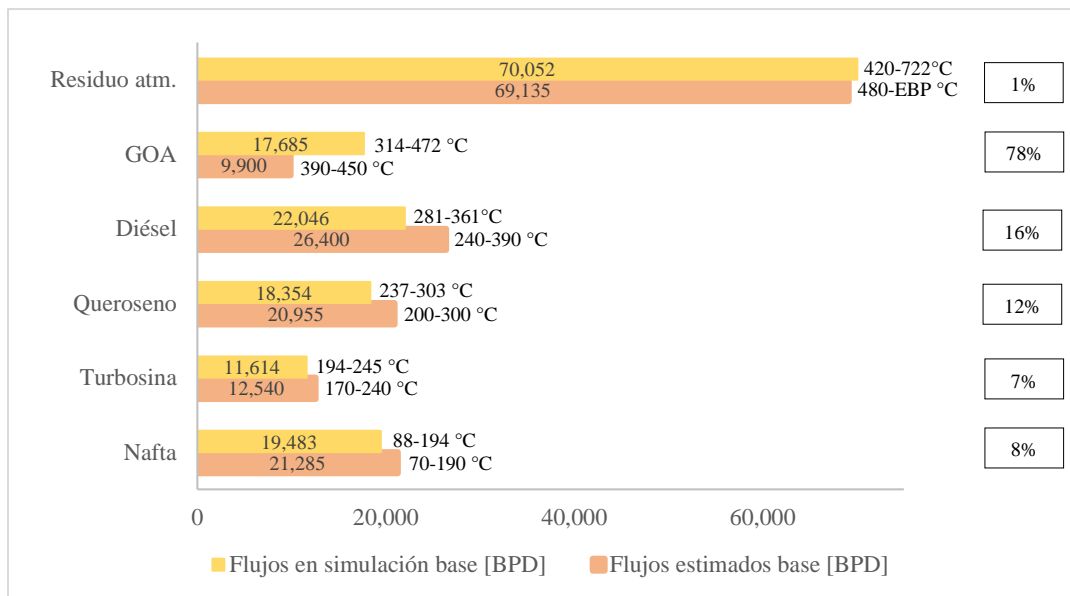


Figura 4.2.1. Comparación de flujos de productos en el escenario I (base).

En la simulación base, se obtienen flujos muy similares de nafta, turbosina, queroseno y diésel con 8, 7 y 12% de diferencia a lo estimado en la distribución de cortes, respectivamente. Puede sugerirse que el esquema de proceso base no tiene problemas en separar estos cortes.

Respecto al diésel y GOA, se obtuvieron diferencias de 16 y 78 %, respectivamente. En la simulación el EBP del diésel fue 361 °C, mientras que el EBP de referencia de diésel es 390 °C, por lo que se obtuvo menos flujo del estimado. De manera similar, el GOA tuvo un IBP de 293 °C, mientras que el IBP de referencia es de 390 °C; por lo que mantiene un traslape importante con el corte diésel, ocasionando un flujo mayor al estimado. Para estos dos cortes, el esquema de proceso base resulta ineficiente para una adecuada separación.

4.2.2 ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO I

Además de los flujos obtenidos en la simulación, se compararon algunos parámetros de cada corte contra especificaciones de referencia empleados por PCS (Tabla 4.2.1).

Tabla 4.2.1. Comparación de especificaciones en el escenario I.

	Especificación de referencia	Parámetro en simulación base
Nafta		
ASTM D-86 EBP [°C]	190 máx.	194
Turbosina		
Punto de congelación [°C]	-47 máx.	---
Punto Flash [°C]	38 mín.	66
ASTM D-86 IBP [°C]	170 ±10	160
ASTM D-86 T95 [°C]	---	237
ASTM D-86 EBP [°C]	230 ±5	245
Queroseno		
Punto Flash [°C]	41 mín.	98
ASTM D-86 EBP [°C]	300 ±10	303
Diésel		
Punto Flash [°C]	45 mín.	129
Punto de fluidez [°C]	-5 máx.	-13
ASTM D-86 T95 [°C]	360 máx.	343
GOA		
ASTM D-86 T95 [°C]	450±5	452
GOLV		
Punto Flash [°C]	52 mín.	149
ASTM D-1160 T95 [°C]	350 máx.	349
GOPV		
Punto Flash [°C]	212 máx.	157
ASTM D-1160 T95 [°C]	530 máx.	480

Puede observarse que, el EBP de la nafta y turbosina sobrepasan por pocos grados la especificación máxima, que no resulta una diferencia crítica; mientras que el resto de los parámetros están dentro de las especificaciones.

4.2.3 LIMITACIONES EN EL ESCENARIO I

A continuación, se enlistan las restricciones observadas durante el procesamiento de la mezcla base en el esquema de proceso base.

- El análisis del escenario I muestra señales de una separación ineficiente de diésel y de GOA de la mezcla base; por otra parte, los cortes están dentro de las especificaciones garantizando una calidad adecuada de los cortes, con excepción de nafta y turbosina, que sobrepasan por 4 y 10 °C el EBP de referencia, respectivamente; sin embargo, no son diferencias críticas.

4.3 ANÁLISIS DE ESCENARIO II

4.3.1 FLUJOS DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO II

Se obtuvieron los flujos de productos a partir del procesamiento de 165,000 BPD de mezcla de rediseño en la simulación base y se compararon con los flujos estimados obtenidos a partir de la distribución de cortes de la mezcla de rediseño. Los resultados se muestran en la Figura 4.3.1, donde los porcentajes indican la diferencia entre ambos flujos.

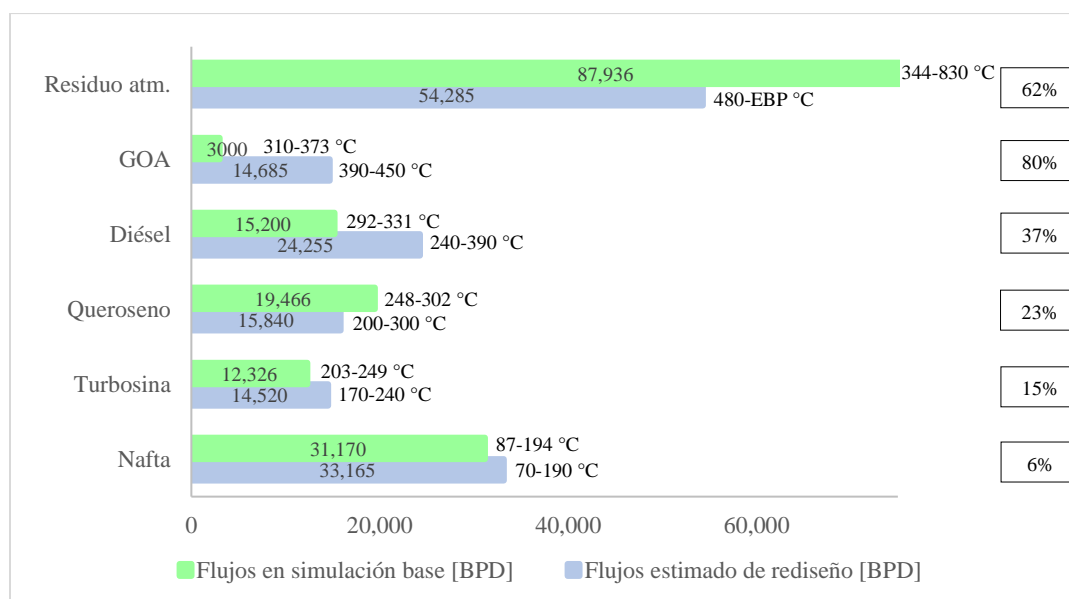


Figura 4.3.1. Comparación de flujos de productos en el escenario II.

Como se revisó anteriormente, la mezcla de rediseño tiene mayor potencial de extracción de nafta y al procesar la mezcla de rediseño en la simulación base, se obtuvo un flujo prácticamente igual al estimado, con un 6% de diferencia.

Para turbosina se obtuvo 15 % menos flujo, mientras que de queroseno fue un 23 % más flujo de lo estimado en la distribución. De acuerdo con la curva ASTM D86 de queroseno en la simulación, su IBP es 190 °C, mientras que comercialmente se considera de 200 °C, lo cual explica un breve traslape con el corte turbosina.

Por otra parte, el diésel y GOA se obtuvieron 37 y 80 % menos flujo de lo estimado, respectivamente. El diésel tiene un rango de 240-390 °C y en la simulación el rango de ebullición del diésel fue 272 y 331 °C; asimismo el del GOA fue 304 y 373 °C, por lo que evidencia que del plato del GOA en realidad se está extrayendo diésel y el GOA no está siendo separado permaneciendo totalmente en el residuo atmosférico.

Por último, el residuo atmosférico en la simulación es un 62% mayor al estimado, puesto que contiene al corte GOA. Este flujo impacta directamente a la sección de vacío, ya que la carga a procesar en la columna de vacío es mucho mayor que con la mezcla base.

4.3.2 ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO II

La Tabla 4.3.1 compara los parámetros obtenidos en la simulación contra las especificaciones de referencia.

Al igual que en el escenario I, la nafta sobrepasa por 4 °C, siendo este exceso no significativo. De igual manera, el EBP de turbosina sobrepasa por 14 °C, mas no es una diferencia crítica; por lo que podría considerarse a este producto dentro de las especificaciones.

El único producto que no está dentro del parámetro es el GOA ya que, como vimos anteriormente, en la simulación presenta un EBP de 373 °C, mientras que la referencia es de 450 °C; asociando a que este corte contiene cantidad importante de diésel.

Tabla 4.3.1. Comparación de especificaciones en el escenario II.

	Especificación de referencia	Parámetro en simulación base
Nafta		
ASTM D-86 EBP [°C]	190 máx.	194
Turbosina		
Punto de congelación [°C]	-47 máx.	---
Punto Flash [°C]	38 mín.	76
ASTM D-86 IBP [°C]	170 ±10	166
ASTM D-86 T95 [°C]	---	243
ASTM D-86 EBP [°C]	230 ±5	249
Queroseno		
Punto Flash [°C]	41 mín.	102
ASTM D-86 EBP [°C]	300 ±10	302
Diésel		
Punto Flash [°C]	45 mín.	122
Punto de fluidez [°C]	-5 máx.	-131
ASTM D-86 T95 [°C]	360 máx.	323
GOA		
ASTM D-86 EBP [°C]	450	373
GOLV		
Punto Flash [°C]	52 mín.	207
ASTM D-1160 T95 [°C]	440 mín.	521
GOPV		
Punto Flash [°C]	212 máx.	161
ASTM D-1160 T95 [°C]	530 máx.	524

4.3.3 LIMITACIONES EN EL ESCENARIO II

A continuación, se enlistan las restricciones observadas durante el procesamiento de la mezcla de rediseño en el esquema de proceso base.

- En el escenario II se obtuvo un flujo muy pequeño de GOA (3,000 BPD) que fue 85 % al obtenido en la simulación del escenario base (17,685 BPD). En ambos casos, pero más notorio en el escenario II, el diseño de la sección atmosférica no es adecuado para separar adecuadamente la fracción pesada, obteniendo un corte de GOA fuera de especificación.

- El bajo flujo obtenido de GOA repercute en la operación del segundo tren de precalentamiento de crudo, ya que el flujo es demasiado pequeño y no suficiente para aumentar la temperatura del crudo, por lo que el intercambiador es totalmente desaprovechado.
- Al ser mayor el flujo de residuo atmosférico, como consecuencia de la ineficiente separación de GOA, la carga al proceso de vacío es superior a la del diseño base, lo que impacta directamente en la separación de los productos de vacío. Al mismo tiempo, los flujos de GOLV y GOPV no ceden suficiente calor en el tren de precalentamiento de la sección de vacío para calentar el residuo atmosférico, por lo que el requerimiento energético del calentador a fuego directo aumenta.
- La Figura 4.3.2 demuestra que, el procesamiento de la mezcla de rediseño en el esquema base incrementa el requerimiento energético de los calentadores a fuego directo en un 30% en la sección atmosférica y un 23% en la sección de vacío, respecto al procesamiento de la mezcla base.

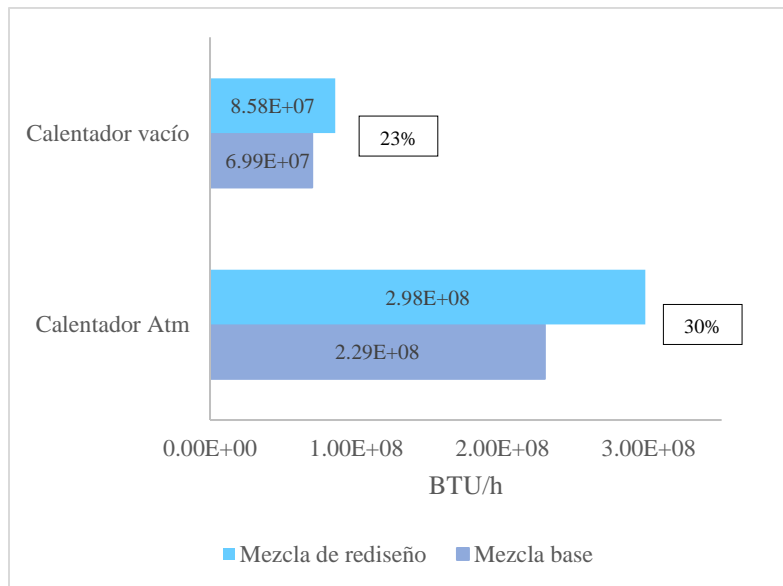


Figura 4.3.2. Requerimiento energético de los calentadores en los escenarios I y II.

- A pesar del flujo de nafta que se obtiene con el procesamiento de la mezcla de rediseño a través del esquema base es superior que con la mezcla base, conviene analizar otro esquema que pueda potenciar la extracción de todos productos de la mezcla de rediseño.

4.4 ANÁLISIS DE ESCENARIO III (REDISEÑO)

4.4.1 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE REDISEÑO

Ya que las curvas influyen directamente en la composición de cada corte, y no así los flujos, la validación de la simulación del esquema de rediseño se realizó comparando las curvas ASTM D86 y ASTM D116 de los productos atmosféricos y de vacío, respectivamente, con las curvas de destilación establecidas en el diseño de PCS (Tabla 4.4.1).

Se consideró que errores menores al 10% no son significativos, y como puede observarse, todas las curvas de destilación obtenidas en la simulación empatan con las de diseño.

Por otra parte, la comparación de flujos obtenidos en la simulación contra los flujos de rediseño (Figura 4.4.1) demuestra que difieren mínimamente, por lo que esta simulación puede emplearse para realizar el análisis del escenario III.

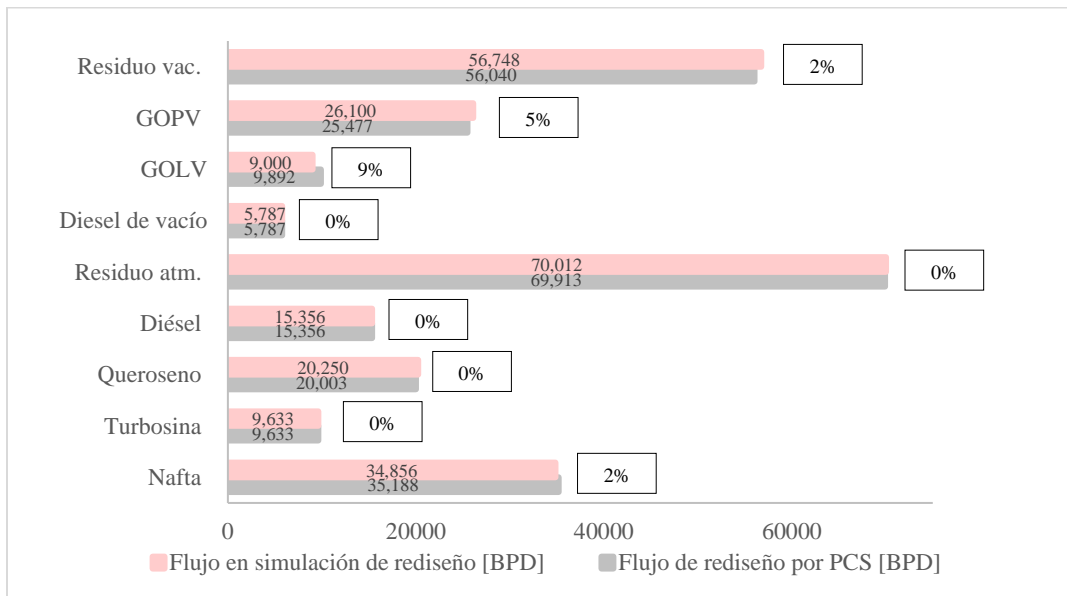


Figura 4.4.1. Comparación de flujos de productos de rediseño.

Tabla 4.4.1. Comparación de curvas ASTM de productos de destilación.

% Vol. destilado	Nafta			Turbosina		
	Temperatura [°C]		Error [%]	Temperatura [°C]		Error [%]
	Diseño	HYSYS		Diseño	HYSYS	
5	63	64	1	169	179	6
10	67	71	5	179	185	3
30	99	103	4	191	194	1
50	120	121	1	198	199	0
70	138	138	0	206	204	1
90	163	162	1	218	213	2
95	172	170	1	226	221	2
98	187	177	6	242	227	6
% Vol. destilado	Queroseno			Diésel		
	Temperatura [°C]		Error [%]	Temperatura [°C]		Error [%]
	Diseño	HYSYS		Diseño	HYSYS	
5	182	195	7	268	277	3
10	203	213	5	282	286	1
30	233	234	0	300	300	0
50	245	244	1	311	310	0
70	257	255	1	324	320	1
90	277	274	1	347	338	3
95	287	284	1	360	346	4
98	308	294	4	385	357	7
% Vol. destilado	Diésel de vacío			GOLV		
	Temperatura [°C]		Error [%]	Temperatura [°C]		Error [%]
	Diseño	HYSYS		Diseño	HYSYS	
5	278	304	9	342	349	2
10	291	311	7	351	356	1
30	311	327	5	371	376	1
50	322	336	4	384	388	1
70	333	344	3	402	403	0
90	350	356	2	429	431	0
95	360	365	1	443	447	1
98	379	372	2	471	464	1
% Vol. destilado	GOPV			Residuo de vacío		
	Temperatura [°C]		Error [%]	Temperatura [°C]		Error [%]
	Diseño	HYSYS		Diseño	HYSYS	
5	386	380	2	486	482	1
10	399	390	2	518	512	1
30	406	419	3	583	582	0
50	431	442	3	642	643	0
70	463	474	2	721	726	1
90	507	516	2	805	833	3
95	526	537	2	825	886	7
98	561	554	1	837	920	10

4.4.2 FLUJOS DE PRODUCTOS EN ESCENARIO III

Se obtuvieron los flujos de productos a partir del procesamiento de 165,000 BPD de mezcla de rediseño en la simulación de rediseño y se compararon con los flujos estimados obtenidos a partir de la distribución de cortes de la mezcla de rediseño. Los flujos se muestran en la Figura 4.4.2, donde a su vez, se indican los rangos de ebullición de cada producto.

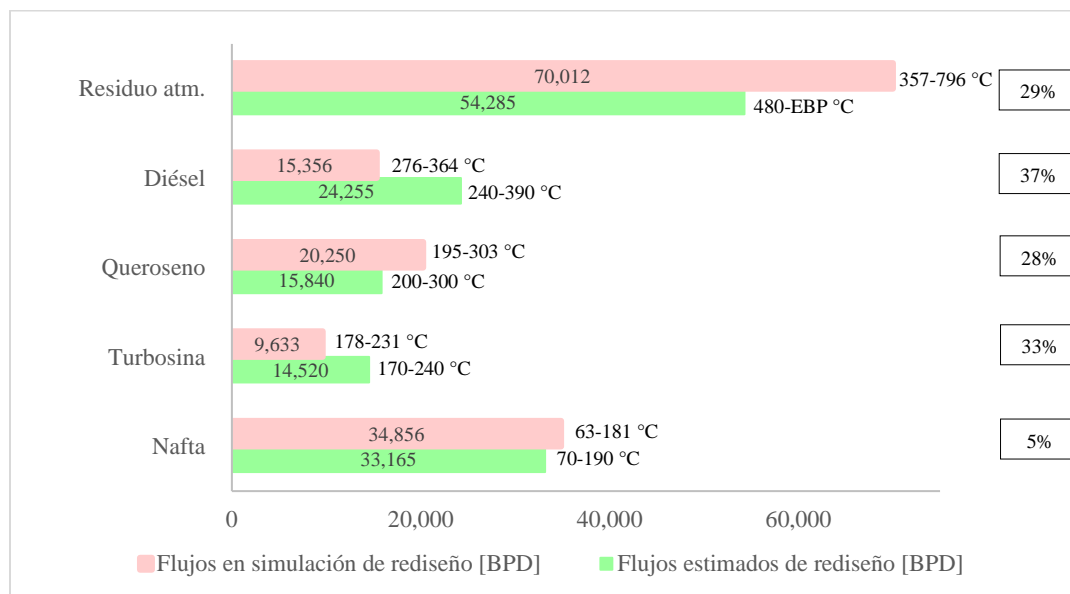


Figura 4.4.2. Comparación de flujos de productos en el escenario III.

El flujo de nafta obtenido es muy parecido al flujo estimado con una diferencia no significativa del 5% y con un rango de ebullición dentro del rango de referencia.

Respecto a la turbosina y queroseno, obtuvieron rangos de ebullición acorde con los rangos referencia; sin embargo, se obtuvo 33 % menos turbosina y 28% más queroseno que los flujos estimados. Lo anterior no significa que el esquema no sea capaz de modificar los flujos, sino que este escenario se simuló tratando de obtener los flujos que determinó PCS.

Por otra parte, de diésel se obtuvo un flujo 37% menor al estimado; no obstante, su rango de ebullición fue 276-364 °C, mientras que la referencia es 240-390 °C. De lo anterior se destacan dos cosas: la primera es que es posible incrementar el flujo de diésel si así se deseara,

y la segunda que el objetivo del rediseño no es lograr la separación en ésta, sino en la columna de vacío, por lo que el flujo de diésel no es fundamental en la sección atmosférica.

Por último, el flujo de residuo atmosférico fue 29 % mayor al estimado, debido a que su IBP comenzó en 357 °C, mientras que en la referencia es 480 °C, o que corrobora que en el residuo permanece diésel.

4.4.3 ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS EN EL ESCENARIO III

La Tabla 4.4.2 compara los parámetros obtenidos en la simulación del esquema de rediseño contra las especificaciones de referencia.

Tabla 4.4.2. Comparación de especificaciones en el escenario III.

	Especificación de referencia	Parámetro en simulación base
Nafta		
ASTM D-86 EBP [°C]	190 máx.	181
Turbosina		
Punto de congelación [°C]	-47 máx.	-
Punto Flash [°C]	38 mín.	60
ASTM D-86 IBP [°C]	170 ±10	179
ASTM D-86 T95 [°C]	---	221
ASTM D-86 EBP [°C]	230 ±5	231
Queroseno		
Punto Flash [°C]	41 mín.	78
ASTM D-86 EBP [°C]	300 ±10	302
Diésel		
Punto Flash [°C]	45 mín.	118
Punto de fluidez [°C]	-5 máx.	-3.7
ASTM D-86 T95 [°C]	360 máx.	346
GOLV		
Punto Flash [°C]	52 mín.	145
ASTM D-1160 T95 [°C]	440 mín.	449
GOPV		
Punto Flash [°C]	212 máx.	153
ASTM D-1160 T95 [°C]	530 máx.	537

Todos los parámetros obtenidos en la simulación están dentro de las especificaciones de referencia, exceptuando el T95 del GOLP que sobrepasa por 7°C la especificación máxima; sin embargo, no representa un exceso significativo.

4.4.4 LIMITACIONES Y ACIERTOS EN EL ESQUEMA III

A continuación, se enlistan los obstáculos observados durante la simulación del esquema de rediseño, así como el procesamiento de la mezcla de rediseño.

- En general, la sección atmosférica no presentó dificultades para alcanzar la convergencia en la simulación. Esto es que, prácticamente todos los valores de flujos de productos, sus respectivas curvas de destilación, temperaturas en los intercambiadores de calor y flujos de retorno se asemejaron enormemente a los valores establecidos por el rediseño de PCS.
- En la sección de vacío, la única limitación observada fue la corriente *quench*; que es la corriente que ingresa en el fondo de la columna de vacío y que a su vez consiste en una recirculación del residuo de vacío. A diferencia del esquema base, que se utiliza vapor de agua en el fondo de la columna; en el rediseño esta corriente contiene a los componentes más pesados del proceso, además está en fase líquida; por lo que la columna de vacío debe procesar esta alimentación tan pesada, y aunque la convergencia se alcanza, ocurre en numerosas iteraciones.
- La Figura 4.4.3 compara los flujos de productos de los tres escenarios estudiados en este trabajo. El escenario III potencializa la extracción de nafta, queroseno, y como acierto destaca la sección de recuperación de diésel, pues a través de la columna atmosférica, no se alcanzaría ni un flujo potencial, ni la calidad que este corte exige. Asimismo, se obtienen mayor cantidad de productos de vacío.

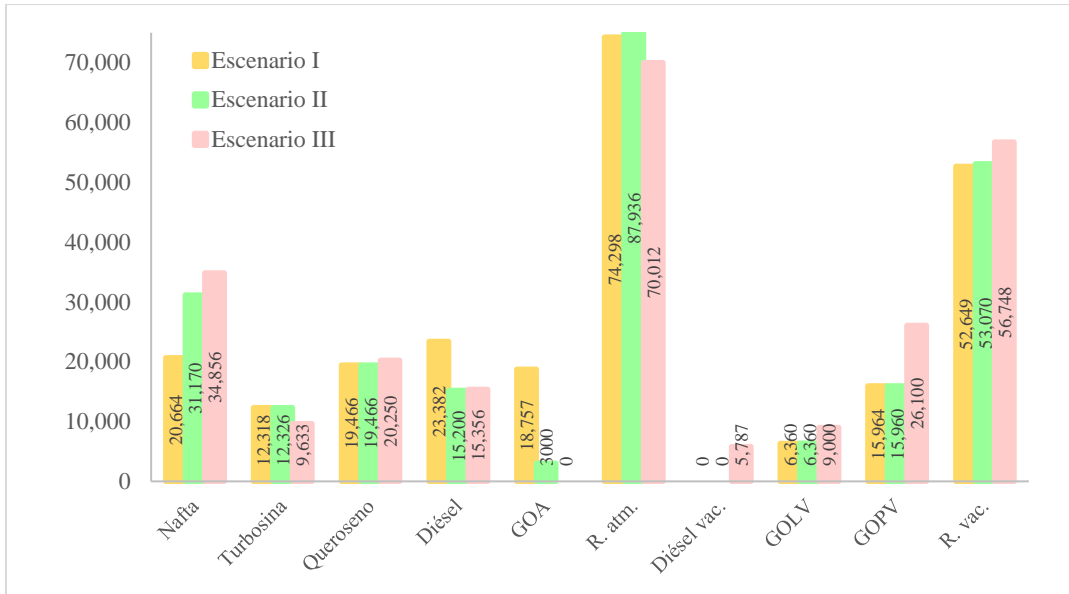


Figura 4.4.3. Comparación de flujos de productos en los escenarios I, II y III.

- Al comparar los requerimientos energéticos de los calentadores en los tres escenarios analizados en este trabajo (Figura 4.4.4), se confirma que el III obtiene el requerimiento más bajo gracias a la integración de los procesos atmosférico y de vacío.

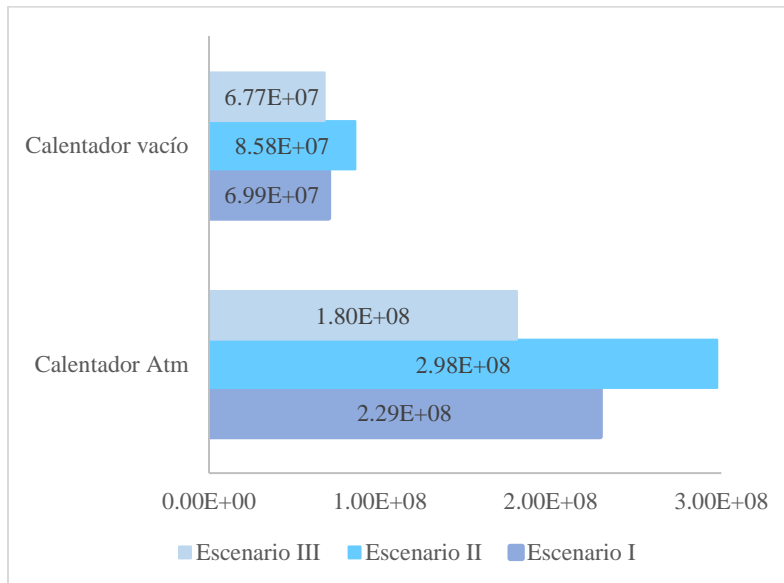


Figura 4.4.4. Requerimiento energético de los calentadores en los escenarios I, II y III.

5. CONCLUSIONES

El esquema de proceso combinado de la Planta Primaria I y la Planta de Alto vacío I de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” (esquema de rediseño) fue desarrollado, analizado y comparado con el esquema actual de los procesos de destilación (esquema base).

Se estudiaron tres escenarios en este trabajo, que consistieron en el procesamiento de la mezcla base de crudos istmo-maya en el esquema base (escenario I), el procesamiento de la mezcla de rediseño en el esquema base (escenario II) y el procesamiento de la mezcla de rediseño en el esquema de rediseño (escenario III).

A continuación, se presentan las principales conclusiones para cada escenario estudiado en este trabajo:

- Escenario I:

Obtiene una separación eficiente de productos ligeros (nafta, turbosina y queroseno) con especificaciones dentro de los parámetros de referencia.

Por otra parte, el esquema base es deficiente en la separación de los cortes más pesados de la sección atmosférica. El diésel presentó un traslape grande con el gasóleo atmosférico, ocasionando un EBP por debajo del valor de referencia en el diésel, así como un IBP por debajo del valor de referencia en el gasóleo atmosférico.

- Escenario II:

Se obtiene mayor flujo de nafta debido a que la mezcla de rediseño tiene mayor contenido de este corte.

En este escenario se confirma que el esquema base no es adecuado en la separación de cortes pesados. Del plato de gasóleo atmosférico se extrae un flujo muy pequeño, en comparación al potencial que tiene la mezcla de este producto; además este flujo posee un rango de ebullición que pertenece en su totalidad al diésel, lo que indica que el gasóleo atmosférico no logra ser separado, permaneciendo en el residuo primario.

Esta nula separación tiene impacto en el segundo tren de precalentamiento de crudo, en el que participa el gasóleo atmosférico, ya que el flujo es tan pequeño que no contribuye en el aumento de temperatura del crudo, por lo que este intercambiador queda inutilizable.

La alimentación a la columna de vacío se ve incrementada debido a la presencia de gasóleo atmosférico, lo que impacta en requerimiento energético; en este escenario es 30% y 23% mayor el requerimiento en los calentadores de la sección atmosférica y la de vacío, respectivamente, que en el escenario I.

- Escenario III:

El esquema de rediseño alcanza una separación eficiente de los cortes ligeros con especificaciones dentro de los valores de referencia. Por otra parte, el no forzar la extracción de gasóleo en la columna atmosférica, así como la implementación de una sección de recuperación de diésel en la columna de vacío, potencializa la separación de los productos pesados que los escenarios I y II no alcanza.

Finalmente se destaca que el esquema de rediseño obtuvo un requerimiento energético 21% menor en los calentadores de la sección atmosférica y un 4% menor en la sección de vacío.

6. ANEXOS

6.1. Anexo A: Especificaciones y condiciones de proceso en la simulación de la configuración base de la PP1 y PAV1.

Tabla 6.1.1. Corriente de alimentación.

	Crudo	Agua
Flujo [MBPD]	165,000	495
Presión [Kg/cm ² g]	25.00	26.03
Temperatura [°C]	32.00	84

Tabla 6.1.2. Primer tren de precalentamiento (sección atmosférica).

Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperatura del crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX -01A/B/C/D	Crudo	Turbosina	38.5	64.0
EX -19A/B	Residuo atm	Crudo	64.0	86.0
EX -02A/B/C/D	Crudo	Queroseno	86.0	130

Tabla 6.1.3. Sección de desalado.

	Agua
Flujo [Kg/h]	32,750
Presión [Kg/cm ² g]	17.44
Temperatura [°C]	132

Tabla 6.1.4. Segundo tren de precalentamiento (sección atmosférica).

Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperatura del crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX -03A/B/C/D	Crudo	Diésel	130.6	165.0
EX -05A/B/C/D	AGO	Crudo	165.0	187.0
EX -06A/B/C/D	Residuo atm.	Crudo	187.0	239.0

Tabla6.1.5. Torres despuntadoras.

	Domo	Fondo
Presión [Kg/cm ² g]	2.5	2.5
Temperatura [°C]	160	228
No. de platos		6

Tabla 6.1.6. Calentador a fuego directo (sección atmosférica).

	Entrada	Salida
Presión [Kg/cm ² g]	3.91	0.97
Temperatura [°C]	229	368

Tabla6.1.7. Columna atmosférica.

			Presión [Kg/cm ² g]	Temperatura [°C]
No. de platos	33	Condensador	0.1	35
Plato de alimentación	5	Fondo	0.95	353
		Plato de salida	Flujo de salida [BPD]	Flujo de retorno [BPD]
Nafta		Condensador	88,550	54,640
Residuo Atm		Fondo	74,300	---
<i>Salida lateral</i>		Plato de salida	Plato de retorno	Flujo de retorno [BPD]
Turbosina		26	25	41,540
Queroseno		18	17	34,400

Diésel		12	11	34,300
AGO		8	7	11,300
<i>Agotadores</i>	No. De platos	Plato de salida	Plato de retorno	Flujo de producto [BPD]
Turbosina	4	26	27	53,870
Queroseno	4	18	19	53,870
Diésel	4	12	13	57,680
AGO	8	8	9	30,060
<i>Vapor de agua</i>		Presión [Kg/cm ² g]	Temperatura [°C]	Flujo [Kg/h]
Vapor de Torre Atm.		2.8	375	79,000
Vapor agotador turbosina		2.8	375	3,500
Vapor agotador queroseno		2.8	375	1,000
Vapor agotador diésel		2.8	375	3,500
Vapor Agotador AGO		2.8	375	1,000

Tabla 6.1.7. Tercer tren de precalentamiento (sección de vacío).

Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperatura del crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX -205B/F/J/C EX -205C/G/K EX -205D/H/L	Crudo	GOPV	200	247
EX -201/J/F/B EX -201K/G/C EX -201L/H/D	Residuo vacío	Crudo	247	320

Tabla 6.1.8. Calentadores a fuego directo (sección de vacío).

	Entrada	Salida
Presión [Kg/cm ² g]	9.492	-0.787
Temperatura [°C]	320	402

Tabla 6.1.9. Especificaciones de la columna de vacío.

	Presión [Kg/cm ² g]	Temperatura [°C]
Domo	-1.011	65
Fondo	-0.999	393
<i>Salida lateral</i>	Flujo de salida [BPD]	Flujo de retorno [BPD]
GOLV	6,361	---
GOPV	83,000	8,000
Residuo de vacío	52,650	---

6.2 Anexo B: Especificaciones y condiciones de proceso en la simulación de la reconfiguración de la PP1 y PAV1.

Tabla 6.2.1. Corriente de alimentación.

	Crudo	Agua
Flujo [MBPD]	165,000	1332
Presión [Kg/cm ² g]	2.763	25.7
Temperatura [°C]	23.33	84

Tabla 6.2.2. Primer tren de precalentamiento.

Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperatura del crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX -31A/B	Turbosina de agotador	Crudo	27.5	34.5
EX -01AN/CN/BN/DN	Turbosina de salida lateral	Crudo	34.5	62.7
EX -02AM/CM/BM/DM	Crudo	Queroseno de salida lateral	62.7	113.6
EX -03A/C/B/D	Crudo	Diésel de agotador	113.6	129.6

Tabla 6.2.3. Sección de desalado.

	Agua
Flujo [Kg/h]	79,368
Presión [Kg/cm ² g]	25.38
Temperatura [°C]	84

Tabla 6.2.4. Segundo tren de precalentamiento.

Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperatura del crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX -32 A/C/E/D	Crudo	Residuo de vacío	118	137
EX -06AM/CM/BM/DM	GOPV	Crudo	137	160
EX -33A/C/E/B/D/F	Crudo	Diésel de salida lateral	160	198

Tabla 6.2.5. Torres despuntadoras.

	Domo	Fondo
Presión [Kg/cm ² g]	2.812	2.883
Temperatura [°C]	119	186
No. de platos		6

Tabla 6.2.6. Calentador a fuego directo (sección atmosférica).

	Entrada	Salida
Presión [Kg/cm ² g]	10.648	1.216
Temperatura [°C]	265	354

Tabla 6.2.7. Columna atmosférica.

			Presión [Kg/cm ² g]	Temperatura [°C]
No. de platos	33	Condensador	0.309	47
Plato de alimentación	5	Fondo	1.181	347

		Plato de salida	Flujo de salida [BPD]	Flujo de retorno [BPD]
Nafta		Condensador	41,766	25,000
Residuo Atm		Fondo	69,912	---
Salida lateral	Plato de salida	Plato de retorno	Flujo de salida [BPD]	Flujo de retorno [BPD]
Turbosina	25	28	46,000	46,000
Keroseno	17	20	75,003	55,000
Diesel	12	14	100,000	100,000
AGO	8	---	13,214	---
Agotadores	No. De platos	Plato de salida	Plato de retorno	Flujo de producto [BPD]
Turbosina	4	25	29	9,633
Diésel	6	12	13	15,356
Vapor de agua		Presión [Kg/cm ² g]	Temperatura [°C]	Flujo [Kg/h]
Vapor de torre Atm		1.779	343	13607
Vapor agotador turbosina		1.779	343	4536
Vapor agotador diésel		1.779	343	1361

Tabla 6.2.8. Tercer tren de precalentamiento.

Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperatura del crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX -205AM/EM/IM EX -205BM/FM/JM EX -205DM/HM/LM EX -205CM/GM/KM	GOPV	Crudo	187	221
EX -201IN/EN/AN EX -201JN/FN/BN EX -201LN/HN/DN EX -201KN/GN/CN	Residuo de vacío	Crudo	221	266

Tabla 6.2.9. Especificaciones de los calentadores a fuego directo (sección de vacío).

	Entrada	Salida
Presión [Kg/cm ² g]	13.522	-0.492
Temperatura [°C]	313	415

Tabla 6.2.10. Especificaciones de la columna de vacío.

	Presión [Kg/cm ² g]	Temperatura [°C]
Domo	-1.013	93
Fondo	-0.974	357
Producto	Flujo de salida [BPD]	Flujo de retorno [BPD]
Diésel	15,118	9,331
GOLV	9,892	---
GOPV	115,477	90,000
Residuo de vacío	56,041	---

6.3 Anexo C: Ensayos de mezclas de crudo base y de rediseño.**Tabla 6.3.1.** Ensayo de mezcla de crudo base.

Densidad [°API]	27.5
<i>Compuestos ligeros</i>	<i>[% vol.]</i>
Metano	0
Etano	0
Propano	0
i-Butano	5.0
n-Butano	90.6
i-Pentano	3.6
n-Pentano	0.8
<i>[% vol.]</i>	<i>TBP [°C]</i>
5	88
10	134
20	219
30	275
40	312
50	368
60	465
70	533
80	617
90	708

95	750
98	773
100	788

Tabla 6.3.2. Ensayo de mezcla de crudo de rediseño.

Densidad [°API]	29.3
<i>Compuestos ligeros</i>	<i>[% vol.]</i>
Metano	0
Etano	0.0027
Propano	0.0029
i-Butano	.0081
n-Butano	0.0196
i-Pentano	0.0245
n-Pentano	0.0180
<i>[% vol.]</i>	<i>TBP [°C]</i>
5	70
10	104
20	163
30	217
40	278
50	340
60	401
70	472
80	556
90	679
95	764
98	846
100	889

6.4 Anexo D: Diagramas de Flujo de Proceso de la reconfiguración de la PP1 y PAV1.

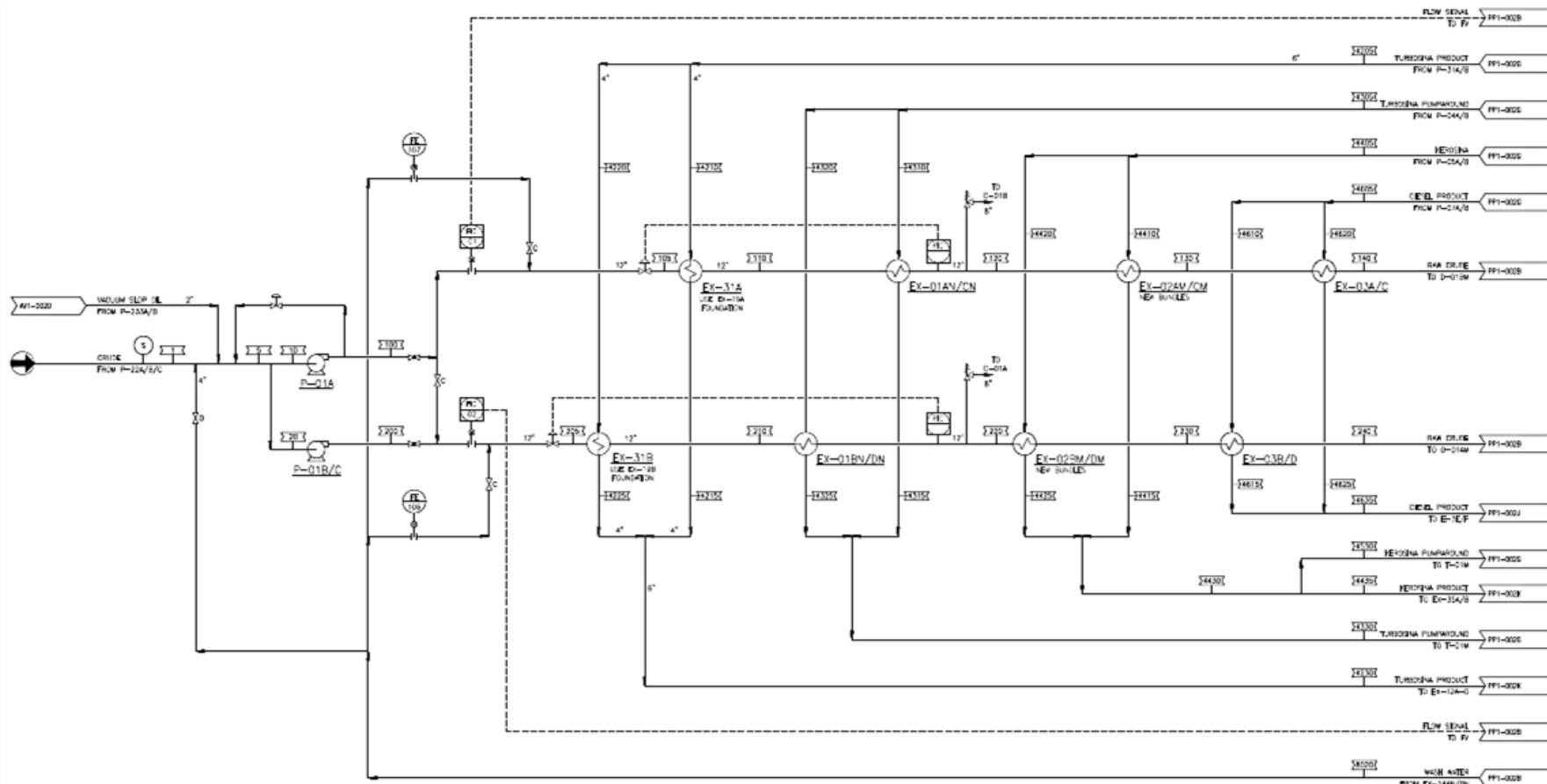


Figura 6.4.1. Primer tren de precalentamiento (sección atmosférica).

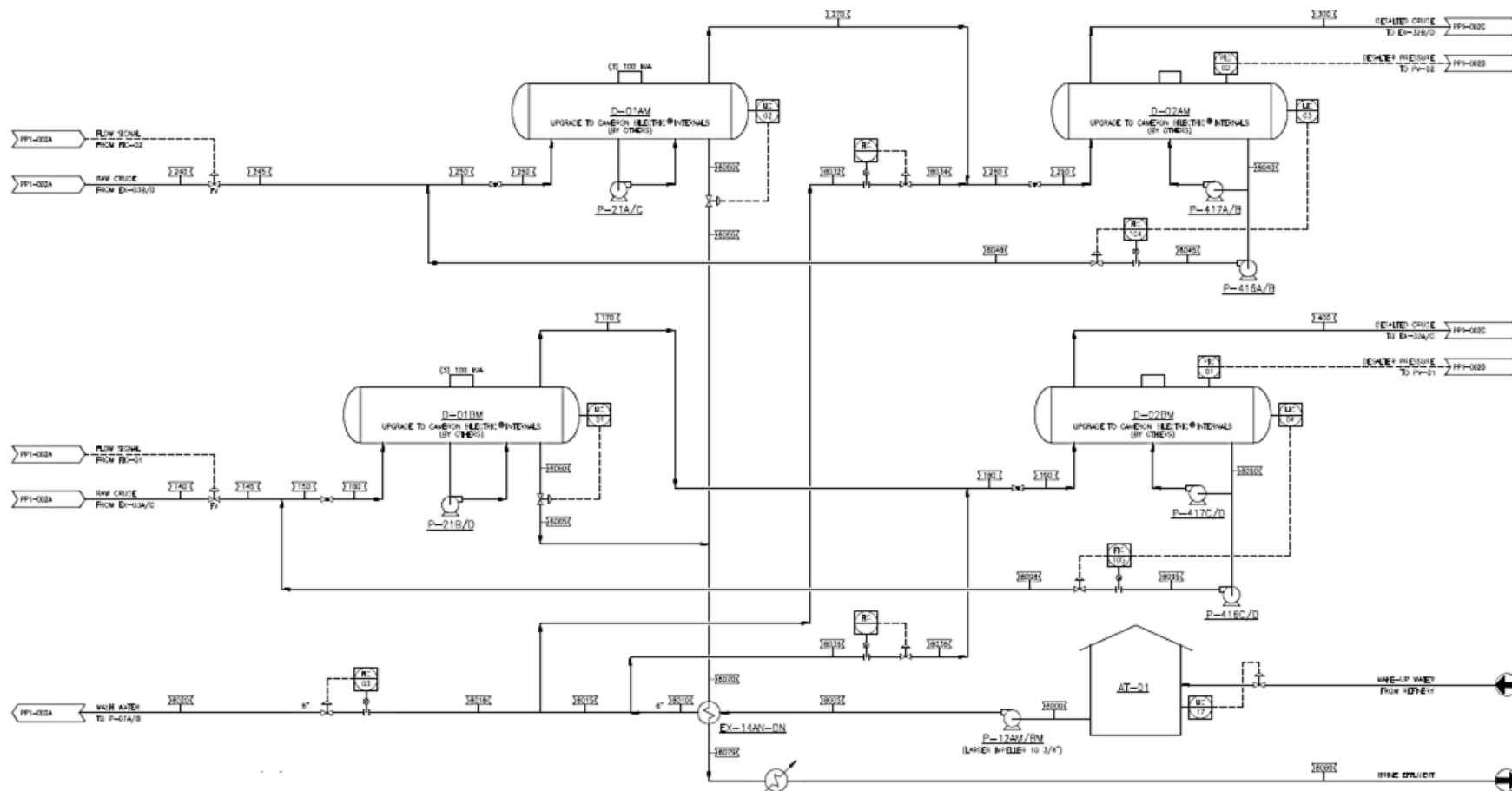


Figura 6.4.2. Sección de desalado (sección atmosférica).

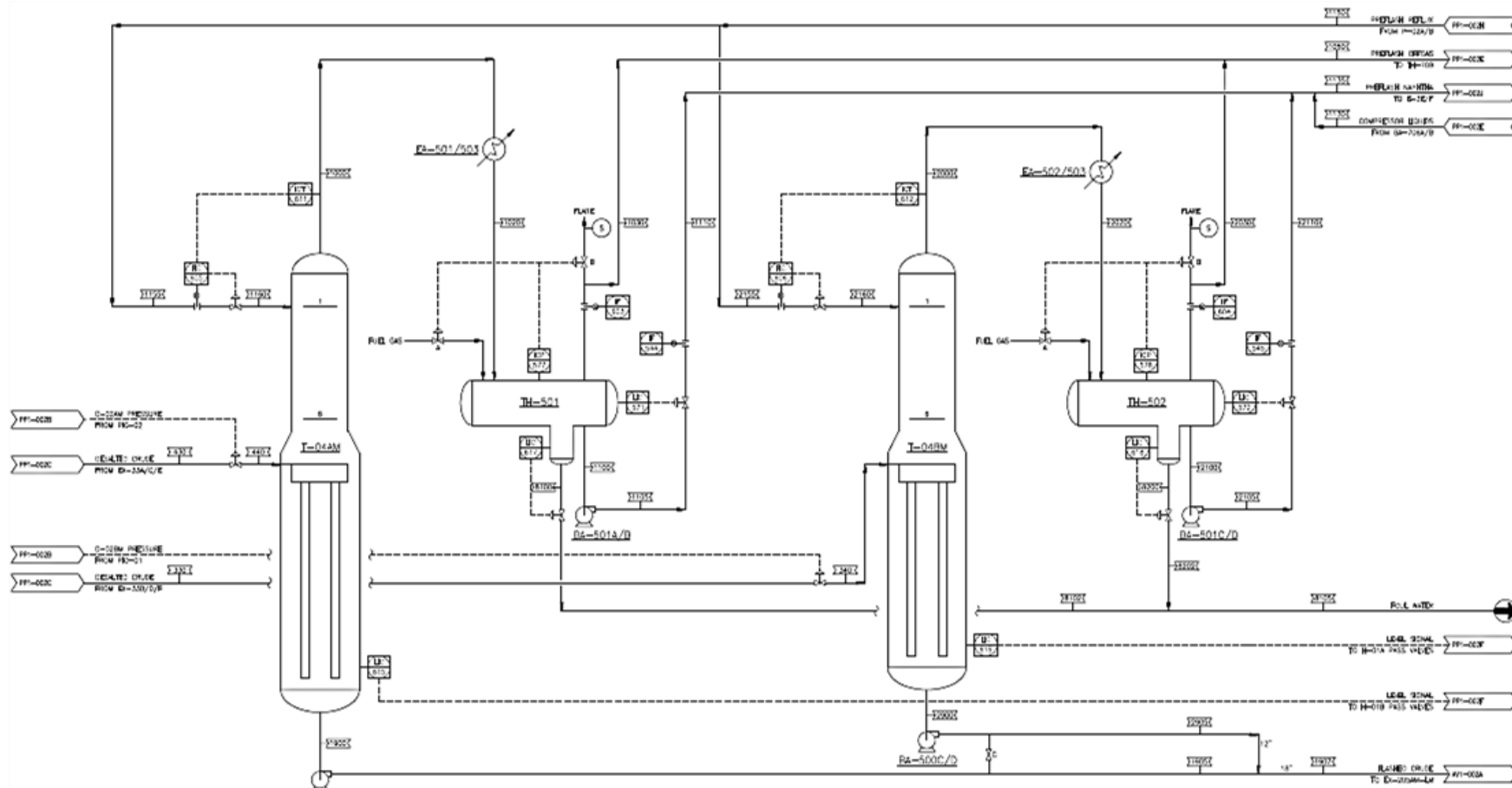


Figura 6.4.4. Torres despuntadoras (sección atmosférica).

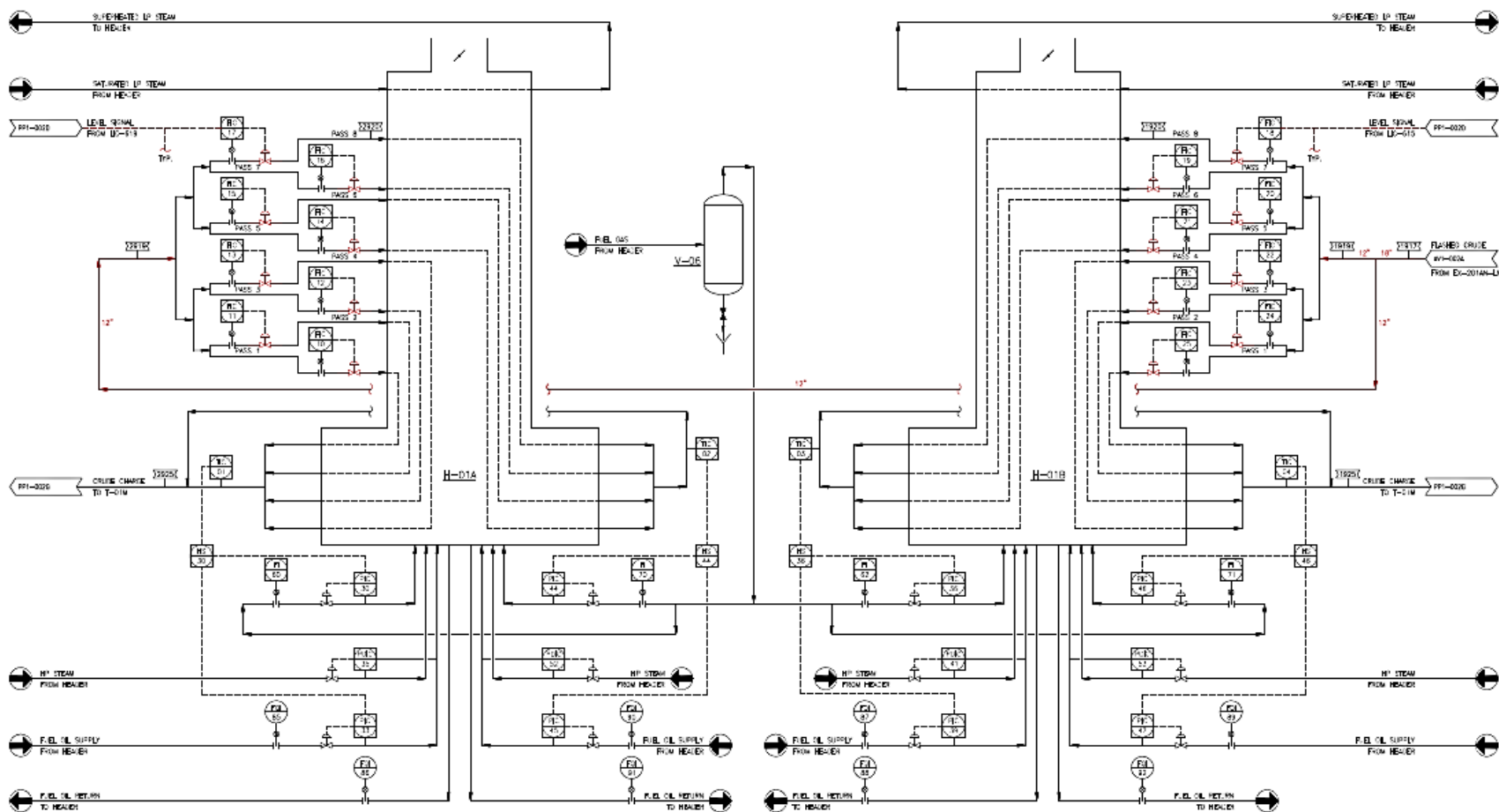


Figura 6.4.5. Calentadores a fuego directo (sección atmosférica)

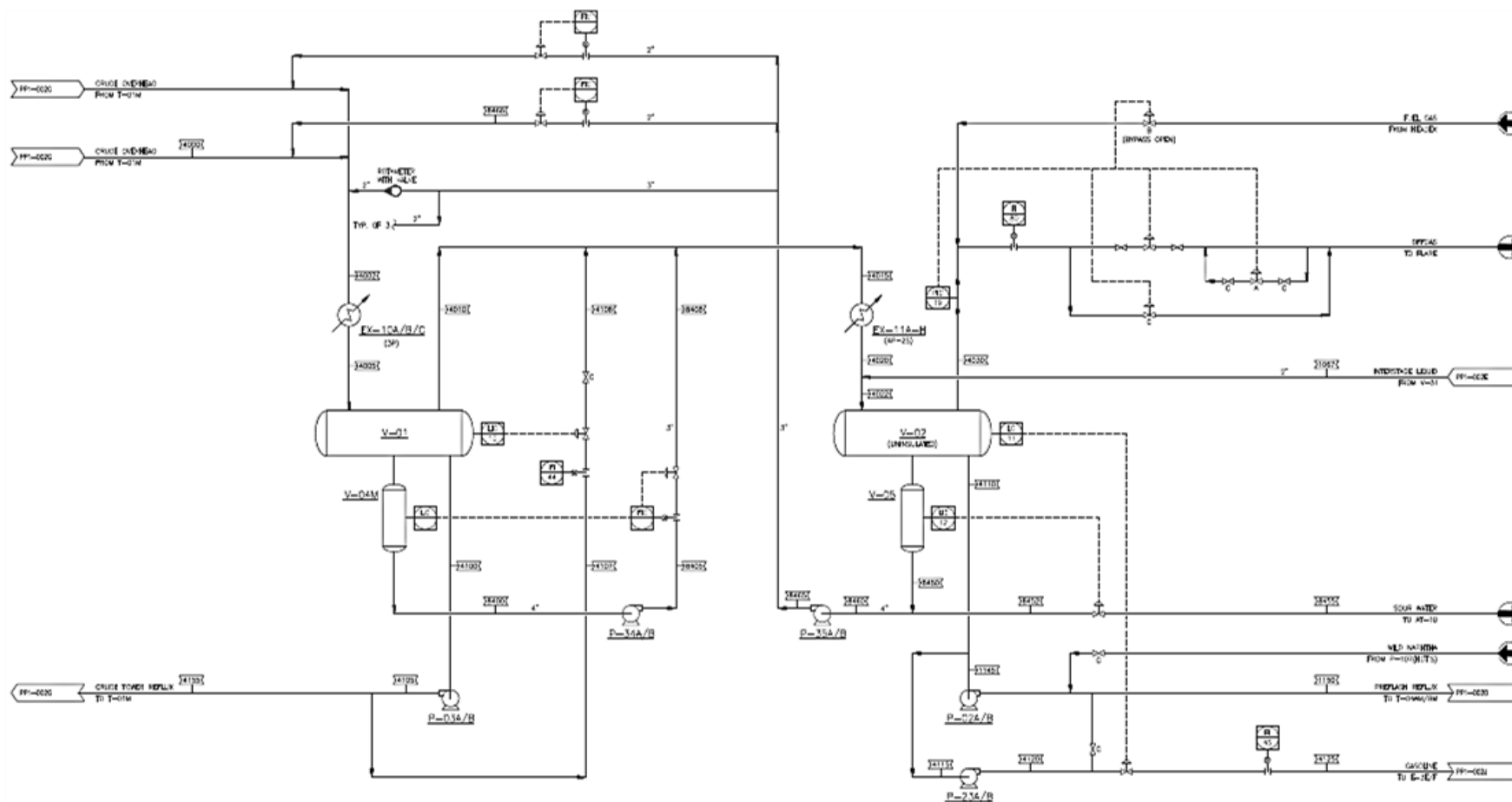


Figura 6.4.7. Condensadores de la columna atmosférica.

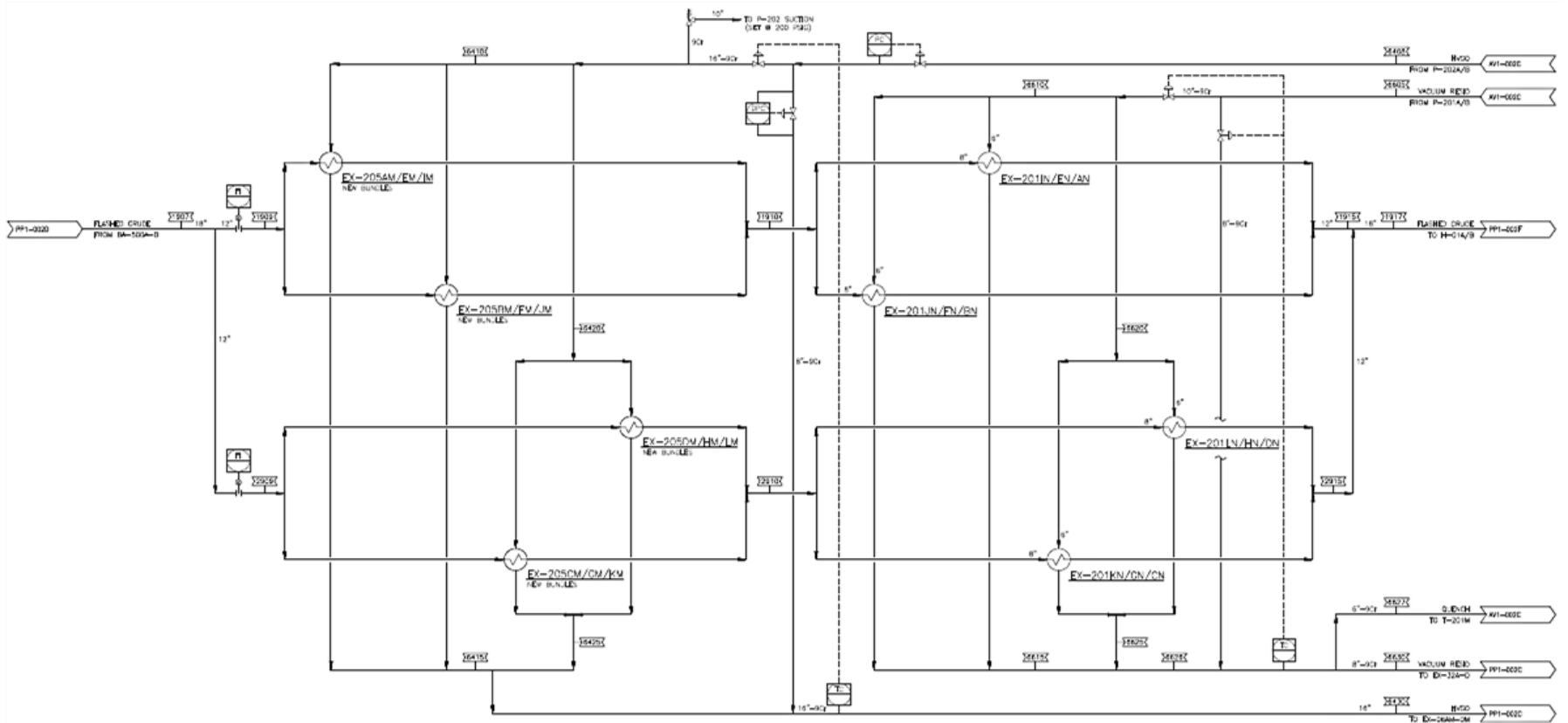


Figura 6.4.8. Tercer tren de precalentamiento (sección de vacío).

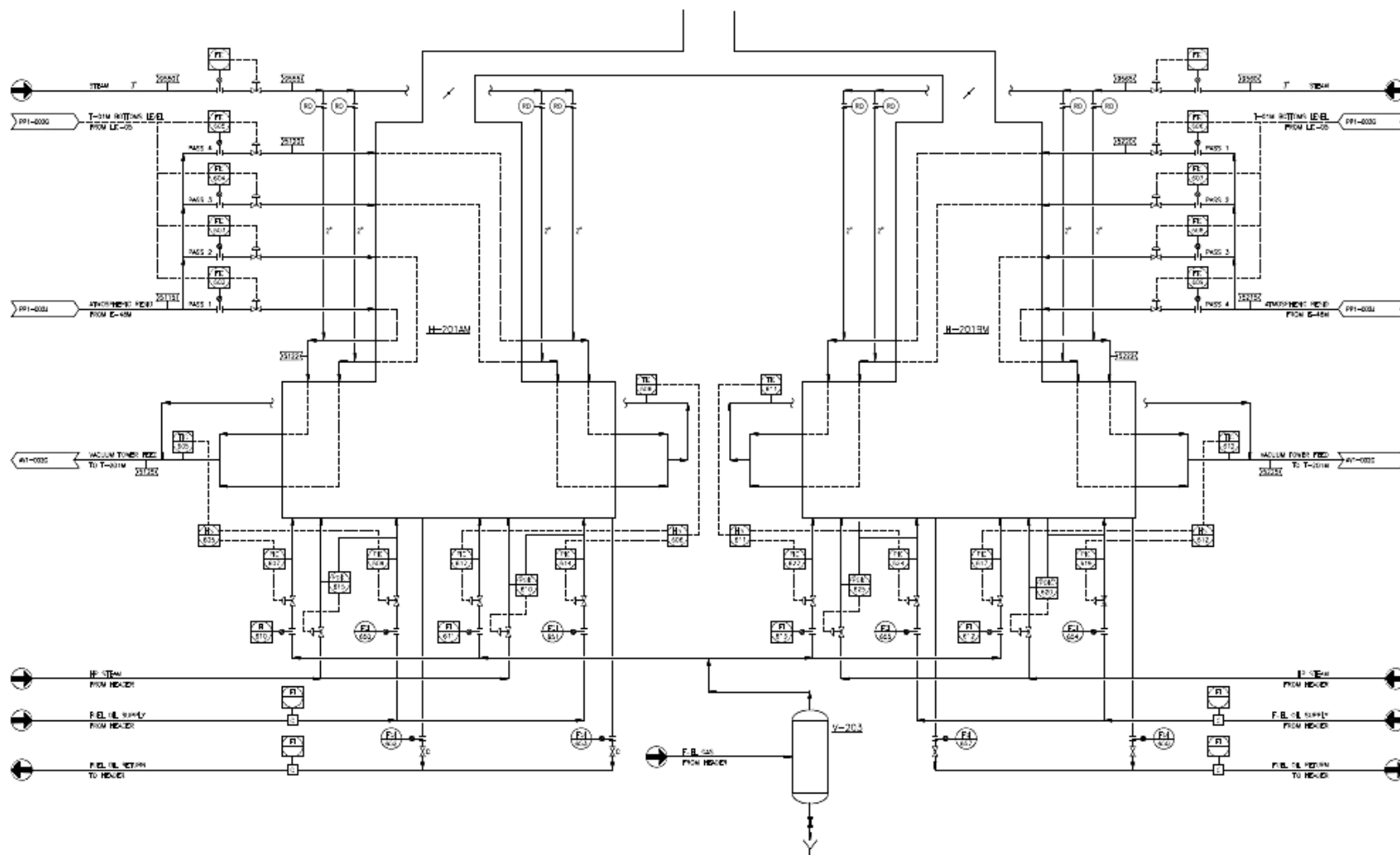


Figura 6.4.9. Calentadores a fuego directo (sección de vacío).

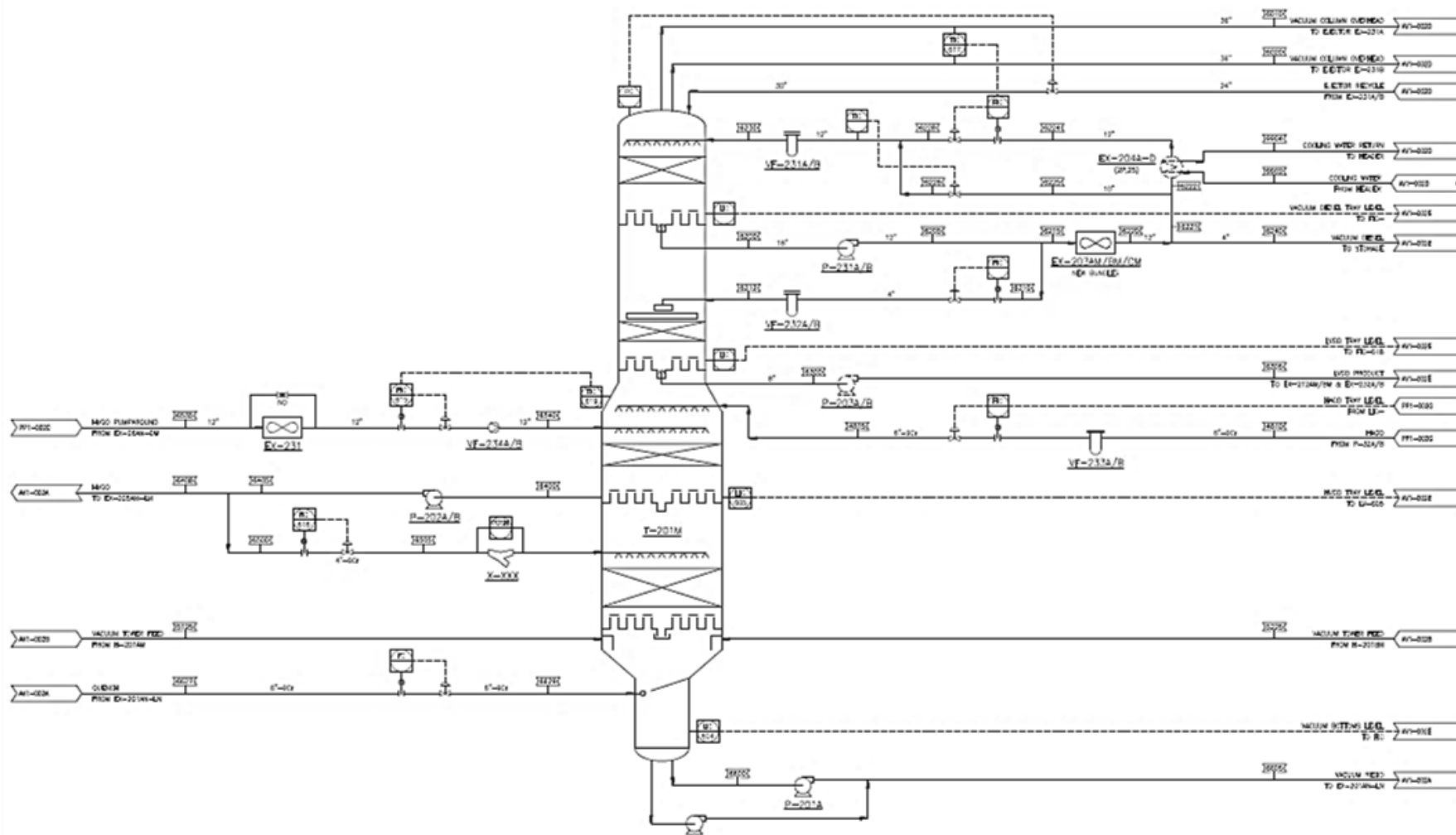


Figura 6.4.10. Columna de alto vacío

6.5 Anexo G: Metodología de simulación en Aspen HYSYS V10

Definición de componentes y paquete de propiedades:

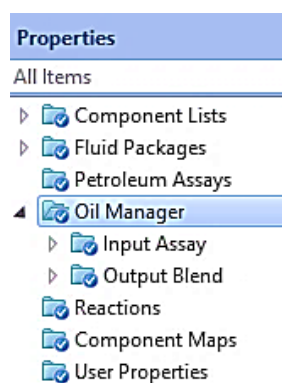


Figura 6.5.1. Menú de propiedades.

El primer paso para el desarrollo de un nuevo caso (New Case) es la adición de las especies químicas puras que forman parte de la fracción ligera en los crudos istmo y maya.

En la lista de componentes ubicada dentro del menú de propiedades (Figura 6.5.1) se añaden las especies: etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano y agua.

En el paquete de propiedades se selecciona “Peng-Robinson” ya que es el apropiado para modelar la interacción de hidrocarburos en un amplio rango de presión y temperatura. Se debe asegurar que el paquete de propiedades esté asociado a la lista de componentes.

Ensayo de crudos y mezcla de crudos:

Los ensayos de crudo, ya sea base o de rediseño, se añaden en la opción “Input Assay” de la pestaña “Oil manager” dentro del menú de propiedades.

De cada ensayo se introdujo la propiedad de bulto (densidad API), la composición de ligeros y la curva de destilación TBP (Figura 6.5.2). Posteriormente, se selecciona la opción “Calculate” cuya acción crea los pseudocomponentes que caracterizan la fracción pesada.

Se procede a realizar la mezcla de los crudos istmo y maya en la pestaña “Output blend”. Sabiendo que la proporción de la mezcla es 30% maya y 70% istmo y que la cantidad de mezcla a procesar en la refinería es de 165,000 bpd; los flujos de istmo y maya se establecieron de 115,500 y 49,500 bpd, respectivamente (Figura 6.5.3).

El paso final es la instalación de la mezcla en el ambiente de simulación, oprimiendo el botón “Install Oil” y seleccionando la mezcla de crudo istmo-maya.

En el ambiente de simulación, se observa una única corriente másica correspondiente a la mezcla de crudos, a esta se le especifica la presión y temperatura, de acuerdo con el balance de materia y energía. La composición de esta corriente queda determinada, por los compuestos ligeros y los pseudocomponentes que el simulador determinó para la mezcla.

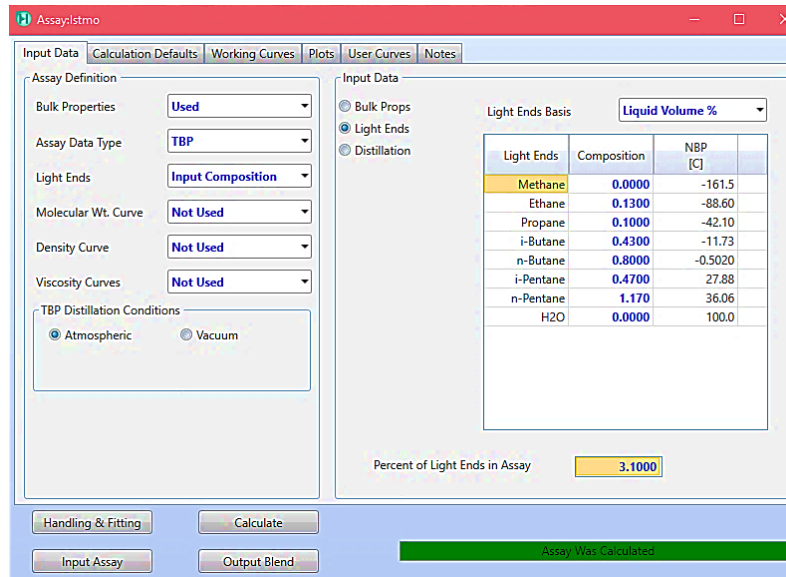


Figura 6.5.2. Introducción de datos de ensayo de crudo. Ejemplo de crudo Istmo.

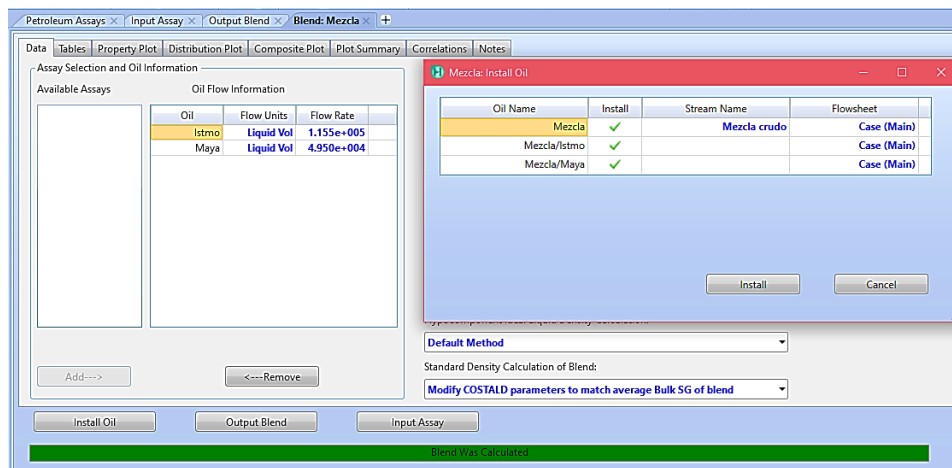


Figura 6.5.3. Ventana de instalación de la mezcla de crudo al diagrama de flujo.

Ambiente de simulación:

Se refiere a la interfaz donde se lleva a cabo el diagrama de flujo de procesos. Se accede con el botón “Simulation” ubicado debajo de “Properties” (Figura 6.5.4).

Se muestra por default una paleta con los modelos que pueden ser simulados: corrientes de materia y energía, reactores, equipos de separación, intercambiadores de calor etc. A cualquier corriente o equipo que se desee simular, debe otorgarse la información necesaria para cubrir los grados de libertad que el simulador necesita para su solución.

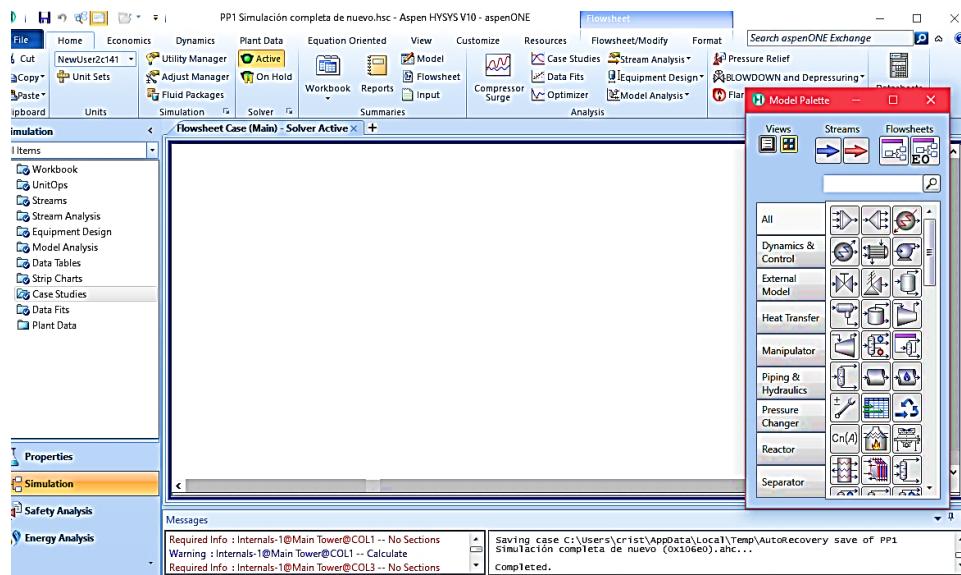


Figura 6.5.4. Pantalla de la simulación del esquema de procesos.

Simulación de la torre atmosférica: agotadores y corrientes laterales:

La simulación se inicia con la torre atmosférica, pues las corrientes de producto y laterales son requeridas para el intercambio de calor en el tren de precalentamiento.

El modelo utilizado es el “Refluxed Absorber Column”; cuya columna que se distingue por poseer un condensador, pero no un rehervidor.

El simulador despliega cuatro ventanas que solicitan datos mínimos que se requieren para la convergencia de la columna, tales como: número de platos, corrientes de alimentación, corrientes de salida, temperaturas, presiones y flujos de productos (Figura 6.5.5).

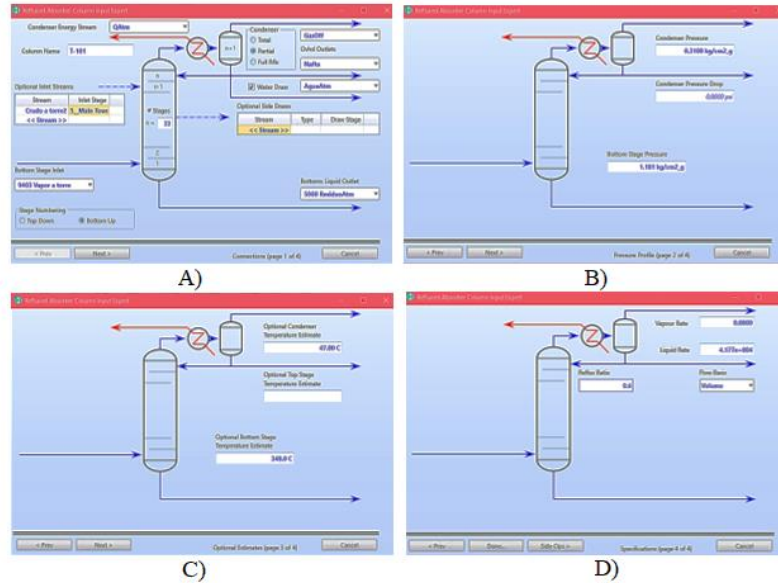


Figura 6.5.5. Especificaciones de la torre atmosférica. A) Datos de corrientes B) Presión de condensador y fondos, C) Temperatura de condensador y fondos y D) Flujo de productos.

El simulador converge rápidamente mostrando una barra en color verde (Figura 6.7.6). La torre atmosférica aún no está terminada; deben añadirse los agotadores y las corrientes laterales; sin embargo, es conveniente introducir las corrientes de entrada y salida paso a paso y no intentar introducir todas las corrientes de vez.

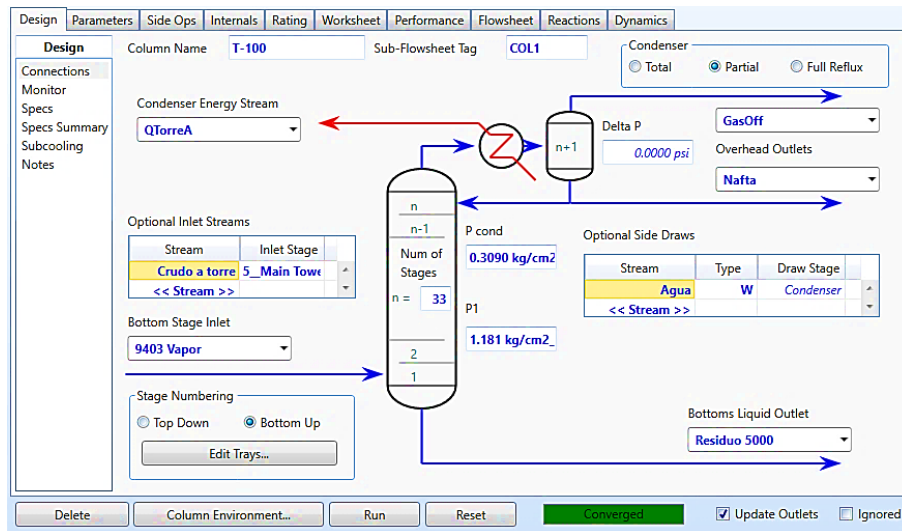


Figura 6.5.6. Convergencia de la torre atmosférica.

Agotadores:

La adición de los agotadores se realiza en la opción “Side Strippers” del menú “Side Ops”. Aquí, se despliega la ventana que solicita la siguiente información: número de platos, plato de extracción, plato de retorno y la corriente de vapor que se alimenta en el fondo que previamente debe ser definida (Figura 6.5.7).

Una vez instalado el agotador, el simulador solicita especificar el flujo de producto, cubierta esta información, el simulador converge mostrando la barra en color verde.

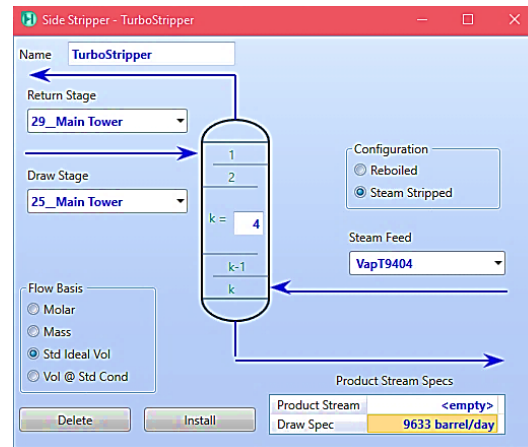


Figura 6.5.7. Ventana para la adición de información para un agotador lateral.

Entradas y salidas laterales de la torre atmosférica:

Son entradas y salidas laterales aquellas corrientes que no forman parte del condensador, residuo, ni agotadores.

En la opción “Connections” dentro de la pestaña “Design” (Figura 6.5.8) se muestran dos secciones correspondientes a corrientes de entrada “Inlet Streams” y de salida “Outlet Streams”. Ya sea que se alimente o extraiga una corriente, en el renglón “New” se coloca el nombre de la corriente, así como el plato de alimentación o extracción.

Cabe mencionar que, si se trata de una corriente de entrada, deben estar especificadas las condiciones de presión, temperatura, flujo y composición, pero si la corriente es de salida, el flujo puede especificarse, pero las condiciones de presión, temperatura y composición quedarán determinadas por el simulador en función del plato del cual se extraiga la corriente.

Una vez introducidos los datos requeridos, debe oprimirse el botón “Run” y el simulador alcanzará la convergencia mostrando una barra en color verde.

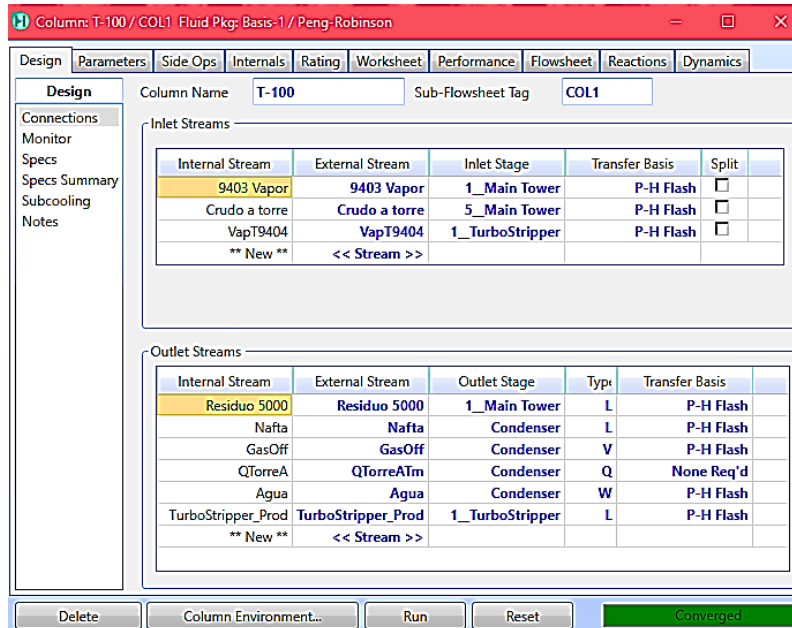


Figura 6.5.8. Ventana para corrientes de alimentación o extracción de la torre atmosférica.

Puntos de corte:

El simulador ha convergido porque los grados de libertad de la torre están cubiertos y porque se cumple el balance de materia. Los grados de libertad son los flujos especificados de nafta, turbosina, queroseno, diésel y GOA; sin embargo, aunque el simulador entregue el flujo solicitado, no está garantizado que este tenga la composición deseada.

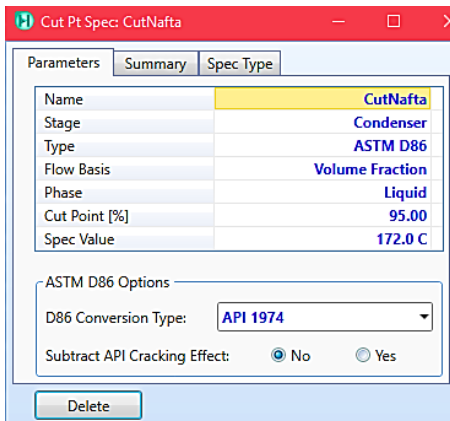


Figura 6.5.9. Ventana para especificar un punto de corte.

y la temperatura al 95% de volumen destilado (Figura 6.5.9).

Por lo tanto, una vez que el simulador ha convergido con la especificación de flujo, es necesario cambiar a una especificación de composición.

En la opción “Specs” de la pestaña “Design”, se elige la opción “Column Cut Point”, que despliega una ventana donde se selecciona el plato de extracción del producto, el tipo de curva de destilación (ASTM D86),

Trenes de precalentamiento:

Se simulan con intercambiadores de calor del tipo coraza y tubos con el modelo “Heat Exchanger”. Se especifican las corrientes que fluyen por los tubos y por la coraza. En la pestaña

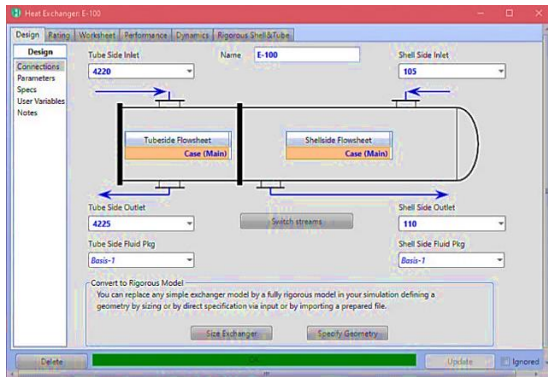


Figura 6.5.12. Especificaciones de un intercambiador de calor de coraza y tubos.

“Worksheet” se introduce la temperatura y presión de una de las corrientes de salida; el simulador calcula automáticamente la presión de la corriente restante y alcanza la convergencia, mostrando una barra en color verde (Figura 6.5.12). De ser necesario, en la pestaña “Rating”, pueden modificarse las características del intercambiador como su dimensionamiento, número de pasos, coeficientes de transferencia o el tipo TEMA.

Desaladoras:

Utilizan el modelo “3 Phase Separator” que simula una corriente de entrada y tres de salida, (dos son líquidas y una es vapor). El proceso sólo requiere las corrientes de entrada y salida del crudo y la corriente de agua; por lo que, aunque esté presente una corriente de vapor, esta tendrá un flujo de cero (Figura 6.5.13).

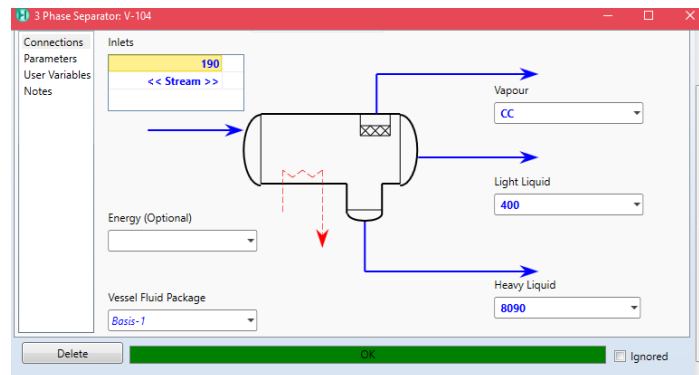


Figura 6.5.13. Diagrama del sistema de doble desalado de crudo de la PP1.

Torres despuntadoras:

Se simulan con el modelo “Absorber”, que se caracteriza por poseer dos corrientes de alimentación, una en el domo y una en el fondo y no poseer condensador ni rehervidor.

El modelo despliega cuatro ventanas que solicitan las especificaciones de las alimentaciones de domo y fondo, las corrientes de salida, el número de platos, y las condiciones de presión y temperatura del domo y fondo. El simulador converge en pocas iteraciones mostrando una barra color verde (Figura 6.5.14).

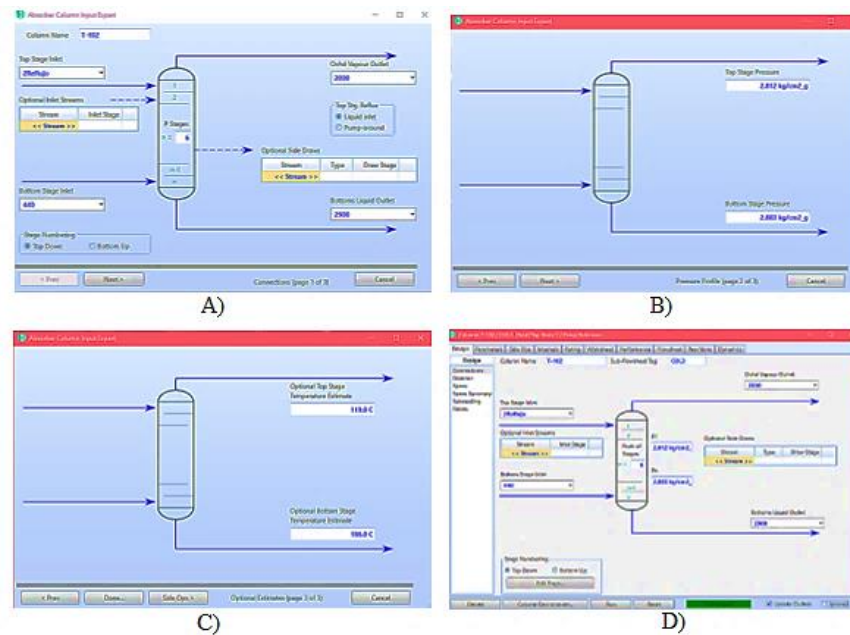


Figura 6.5.14. Especificaciones para torres despuntadoras de la PP1. A) Datos generales de corrientes y platos, B) Presión de condensador y fondos, C) Temperatura de condensador y fondos y D) Ventana final de especificaciones.

La sección de condensación y separación de la torre despuntadora se simula de manera independiente de la columna, utilizando el modelo “Cooler” y “3 Phase Separator”, respectivamente. Posteriormente, las corrientes de nafta de despunte se mezclan con la nafta extraída en la torre atmosférica. Por otra parte, las corrientes de crudo se mezclan para ingresar al tren de precalentamiento de la PAV1.

Calentadores a fuego directo:

Se utiliza el modelo “Heater” que requiere la corriente de entrada, una de salida y una de energía (Figura 6.5.15.). En la pestaña “Worksheet” se especifica la temperatura de salida del crudo; así como la presión de salida deseada.

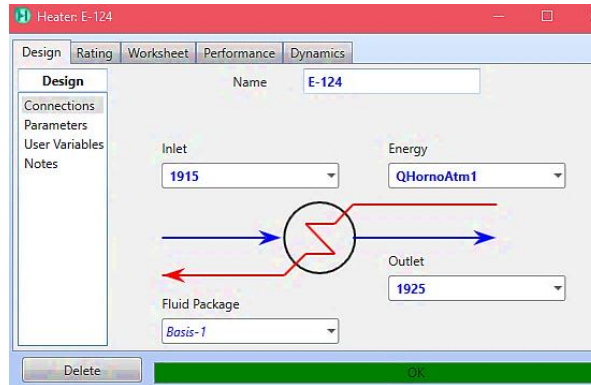


Figura 6.5.15. Ventana de especificaciones del calentador a fuego directo.

En este punto las corrientes de crudo poseen las condiciones requeridas para entrar a la columna atmosférica. Anteriormente, la torre atmosférica fue simulada con una corriente de crudo con composición tomada de otra corriente, se utiliza el modelo “Recycle” con el fin de emparar las condiciones de la corriente de salida de los cambiadores a fuego directo y de la corriente que se utilizó como alimentación a la columna atmosférica.

Esta herramienta solicita las corrientes que se quieren igualar. El simulador encuentra la solución cuando la diferencia en ambas corrientes es menor a una tolerancia (Figura 6.5.16).

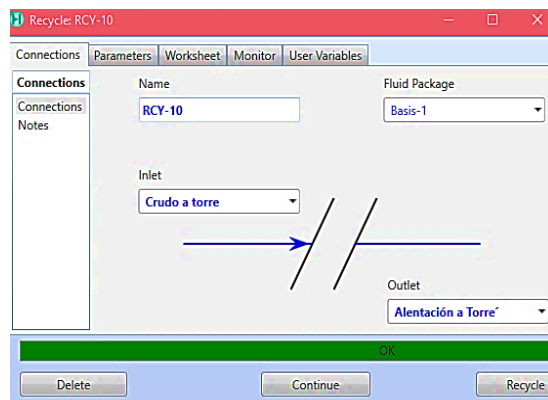


Figura 6.5.16. Ventana de especificaciones de un Recycle.

Torre estabilizadora:

La torre estabilizadora puede simularse una vez que la columna atmosférica ha convergido, con el modelo “Distillation Column” caracterizado por poseer un condensador y un rehervidor.

Se despliegan consecutivamente 6 ventanas que solicitan el número de platos, corrientes de entrada y salida, el tipo de condensador que en este caso es parcial, el tipo de rehervidor que en este caso es “One through”, temperatura, flujos y presiones de las corrientes. Por último, la torre estabilizadora converge en pocas iteraciones y se muestra una barra en color verde mostrando una ventana con todas las especificaciones añadidas (Figura 6.5.17).

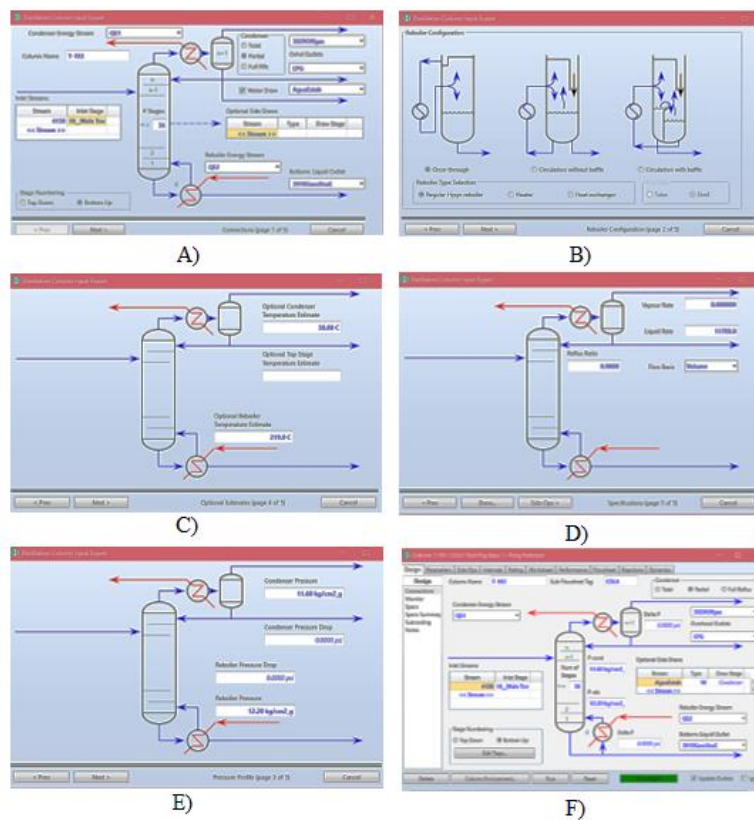


Figura 6.5.17. Especificaciones de la torre estabilizadora de la PP1. A) Datos generales de corrientes y platos, B) Elección de rehervidor, C) Temperatura de condensador y fondos, D) Flujo de productos y proporción de reflujo, E) Presión del condensador y fondos y F) Ventana final.

Torre de vacío:

Para la simulación de la columna de vacío se utiliza el modelo “Absorber”; esta columna se caracteriza por no poseer condensador ni rehervidor.

En la simulación de esta columna, se despliegan cuatro ventanas de especificaciones, donde se introduce: el número de platos, las corrientes de alimentación, el plato de entrada, las corrientes de salida, “Pumparound” como opción del “Top Stg. Reflux”, las presiones y temperaturas de domo y fondo y el flujo y la temperatura de retorno del pumparound.

El simulador intentará encontrar una solución; sin embargo, el sistema no converge, por lo que se procede a la pestaña “Parameters”, en la cual están los perfiles de presión y temperatura de la columna. Se ingresa la temperatura menor que la del domo (89 °C) en el segundo plato. El simulador convergerá rápidamente (**Figura 6.5.18**).

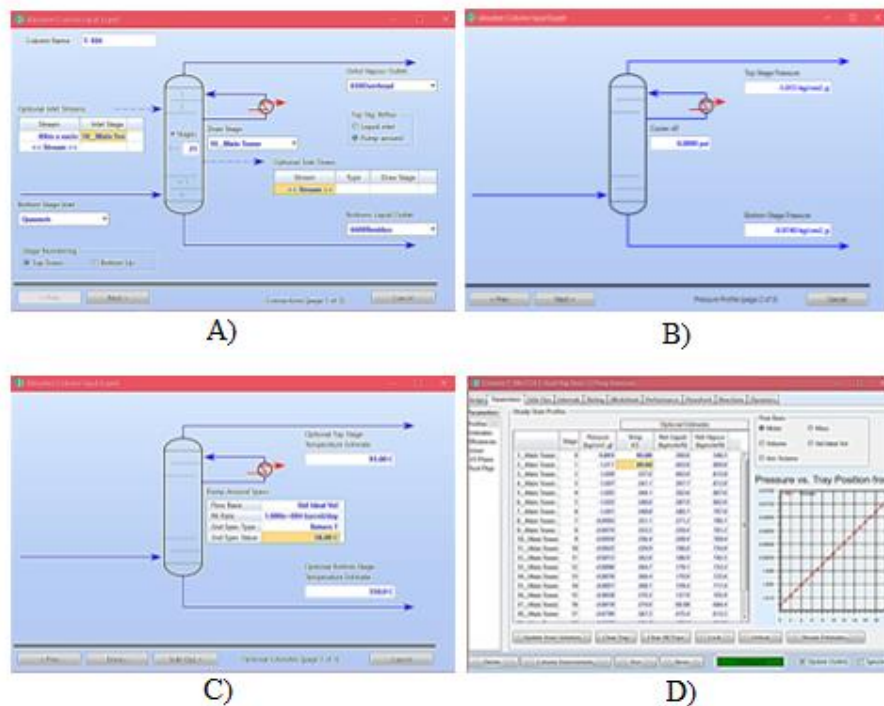


Figura 6.5.18. Ventanas de especificaciones de la torre de vacío de la AV1. A) Datos generales de corrientes y platos, B) Presión de domo y fondos, C) Temperatura de domo y fondos y flujo y temperatura de retorno del pumparound y D) Perfil de Temperaturas.

Esta torre no contiene agotadores, pero sí corrientes de entrada y salida, las cuales se introducen de la misma manera que la torre atmosférica. Se debe recordar que las corrientes deben simularse una por una y no intentar introducir o extraer todas las corrientes de una vez.

Una vez completada la simulación de la torre de vacío, es posible acceder al esquema de esta mediante botón “Column Environment” (**Figura 6.5.19**).

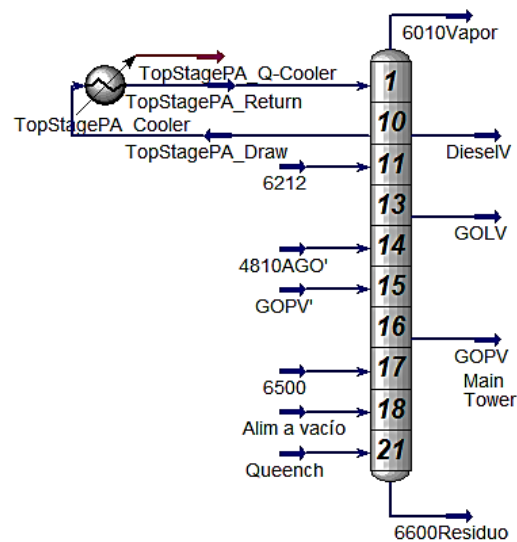


Figura 6.5.19. Esquema de simulación finalizado de la torre de vacío.

6.6 Anexo F: Esquemas de proceso base de la Planta Primaria I y la Planta de Alto Vacío I.

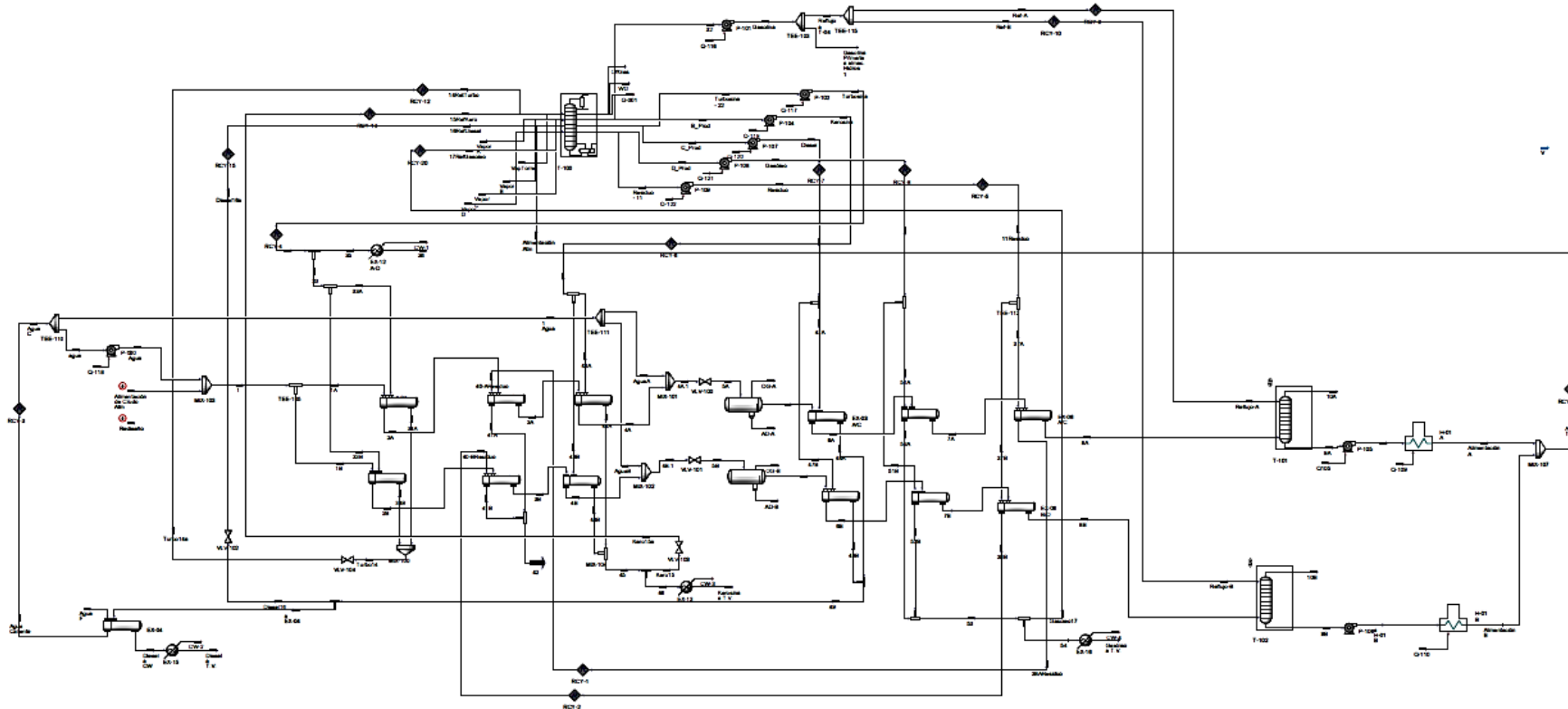
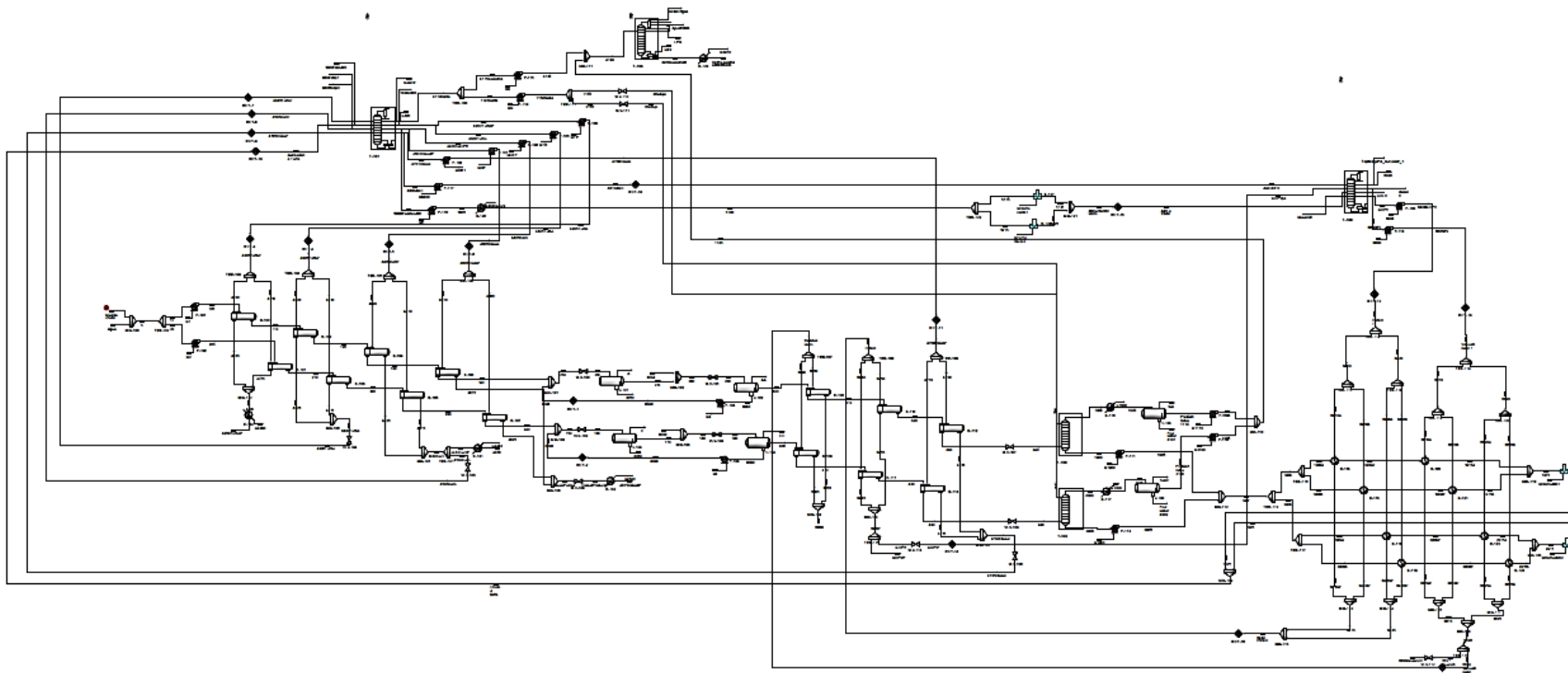


Figura 6.6.1. Esquema de proceso base de la Planta Primaria I.

6.7 Anexo G: Esquema de proceso de rediseño de la Planta Primaria I y la Planta de Alto Vacío I.**Figura 6.7.1.** Esquema combinado de la Planta Primaria I y la Planta de Alto Vacío.

7. REFERENCIAS

- Beshir Mohamed, D. M. (2015). Impact of American Petroleum Institute Standards Variation on Crude Distillation Unit. *Tesis de Licenciatura*. Sudan University of Science and Technology, Sudán.
- Castañeda, L. C., Muñoz, J. A., & Ancheyta, J. (2013). Current situation emerging technologies for upgrading of heavy oils. *Catalysis Today*, 1,2.
- Chang, A.-F., Pashikanti, K., & Liu, Y. (2012). *Refinery Engineering*. Germany: Wiley-VCH.
- Danesh, A. (2003). *PVT and Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*. Netherlands: Elsevier Science B. V.
- Delgado Otálvaro, N. (2014). Evaluation of heavy crude oils processing with enhanced heat recovery to overcome current limitations. *Tesis de Licenciatura*. Bremerhaven University of Applied Sciences , Alemania.
- Gary, J., & Handwerk, G. (1994). *Petroleum Refining, Technology and Economics*. New York: Marcel Dekker.
- Gómez Siurana, A., Font Escamilla, A., & García Soler, C. (2019). Learning about distillation curves as a way to define a process stream from crude petroleum. *Education for Chemical Engineers*, 35-40.
- Hinraim, D., Jobson, M., Li, J., & Guillén Gosálbez, G. (2018). Optimization based Design of Crude Crude Distillation Units Using Surrogate Column Models and a Support Vector Machine. *Chemical Engineering Research and Design*, 212-225.

- Hyne, N. J. (2012). *Nontechnical Guide to Petroleum Geology, Exploration, Drilling & Production*. United States of America: Penn Well Corporation.
- Jafarinejad, S. (2017). *Petroleum Waste and Pollution Control*. United Kingdom: Butterworth-Heinemann.
- Jones, D. J., & Pujadó, P. R. (2006). *Handbook of Petroleum Processing*. Netherlands: Springer.
- Kayode Coker, A. (2010). *Lugwig's Applied Process Desing for Chemical and Petrochemical Plants*. Oxford: Gulf Professional Publishing.
- Ledezma-Martínez, M., Jobson, M., & Smith, R. (2017). Simulation-optimisation-based Desing of Crude Oil Distillation Systems with Preflash Units. *Computer Aided Chemical Engineering*, 823-828.
- Lopes, M. S., Savioli, M., Maciel Filho, R., Wolf Maciel, M. R., & Medina, L. C. (2012). Extension of the TBP curve of petroleum using the correlation DESTMOL. *Engineering Procedia*, 25-29.
- Páez Méndez, G. A. (2019). Evaluación económica de la conversión de residuos del petróleo mediante combinación de procesos de hidrotreatmento y coquización. *Tesis de Maestría*. Universidad Nacional Autónoma de México, México.
- Romo, D. (2016). Refinación de petróleo en México y perspectiva de la Reforma Energética. *Problemas del Desarrollo*, 139-164.
- Sánchez Lemus, M. C. (2015). Extended Destillation and Propoerty Correlations for Heavy Oil. *Doctoral Thesis*. University of Calgary, Canada.
- Santos, R. G., Bannwart, A. C., & Trevisan, O. V. (2014). An Overview of Heavy Oil Properties and Its Recovery and Transportation Methods. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 571.
- Schou Pedersen, K., & Christensen, P. (2007). *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*. Estados Unidos: Taylor & Francis Group.

- Segoviano Murillo, S. S. (2008). Generación del esquema de simulación de la Planta Primaria I de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca. *Tesis de Licenciatura*. Universidad Nacional autónoma de México, México.
- SENER. (2018). *Diagnóstico de petrolíferos en México*. Estados Unidos Mexicanos.
- Wang, K., Zhang, B. J., & Chen, Q. L. (2016). Optimization of a crude oil distillation unit based on total process simulation. *Computer Aided Chemical Engineering*, 2163-2168.
- Watkins, R. N. (1979). *Petroleum Refinery Distillation*. Huston, Texas: gulf publishing company.
- Wauquier, J. P. (2004). *El refino del petróleo: Petróleo crudo, Productos petrolíferos, Esquemas de fabricación*. España: Diaz de Santos.
- Whitson, C. H., & Brulé, M. R. (2000). *Phase Behavior*. Texas: Society of Petroleum Engineers Inc.