



Universidad del Bío-Bío
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería en Maderas
Escuela Ingeniería Civil Química

GENERACIÓN DE UN MODELO EN ASPEN HYSYS PARA LAS UNIDADES DE TOPPING Y VACÍO II EN ENAP REFINERÍA BÍO BÍO

Informe de Habilitación Profesional presentado en conformidad a los requisitos
para obtener el título de Ingeniero Civil Químico

JAVIERA MONSERRAT CASTILLO MENDIBOURE

Profesor Tutor: Gonzalo Quezada Escalona.

Ingeniero Supervisor: Jaime Faundez Baéz.

Concepción, 08 de septiembre 2023.

RESUMEN

La destilación es el proceso de separación más utilizado en la industria, teniendo aplicaciones en refinerías a partir de columnas de destilación, las cuales con el programa Aspen Hysys se simularon junto con otros equipos como hornos atmosféricos, hornos de vacío, separadores flash, separadores de 3 fases, acumuladores, desaladores, bombas, e intercambiadores de calor.

Para este trabajo se simuló el proceso de Topping y Vacío II en Enap Refinería Bío Bio con un crudo convencional llamado Sauces y se usó el paquete termodinámico Peng-Robinson para equilibrio líquido-vapor, con la finalidad de validar el proceso con datos del balance de masa correspondientes al diseño de la refinería. Esta validación garantiza la eficiencia y calidad de los productos obtenidos.

El proceso de refinación estudiado comienza con el calentamiento del petróleo a altas temperaturas para vaporizarlo parcialmente y separarlo en diferentes productos mediante una torre de fraccionamiento. De ella se obtiene el crudo reducido que alimenta a la torre de vacío para volver a separar sus componentes, para ello se reduce la presión total del sistema, que produce la disminución de la presión parcial y el punto de ebullición de cada uno de los componentes.

Considerando lo anterior, se realizó la caracterización del crudo Sauces y se obtuvieron datos de presión, flujos y temperatura de cada fracción destilada. El rango de presiones fue de 1,41 (kg/cm²) a 5,63 (kg/cm²) y el rango de temperaturas fue de 125°C a 500°C aproximadamente, los cuales permiten conocer el rendimiento de cada corte. El crudo Sauces en Topping y Vacío II tiene un rendimiento mayor en los cortes de Nafta pesada y Gas Oil con un 24% y 23%, respectivamente. Luego le sigue el residuo con 19%, el destilado liviano con 17%, destilado pesado con 12%, la Nafta liviana con 4% y los gases de escape con 1%.

Finalmente, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño de la refinería.

AGRADECIMIENTOS

Dedico este trabajo a mis padres Liliana y Carlos, quienes con su esfuerzo y cariño se preocuparon de formarme con perseverancia y amor incondicional durante todo mi proceso académico apoyándome en cada decisión que he tomado. Orgullosa que estén a mi lado en este momento tan importante, ya que, con sus consejos y palabras de aliento hicieron de mí una mejor persona y de una u otra forma me acompañan en todos mis sueños y metas.

A toda mi familia; tías, abuelas y primos, por darme alegrías y soporte en cada momento.

A mi pololo Joaquim por ser una contención emocional fundamental en mi vida, entregándome su apoyo en cada paso que doy, acompañado de amor y dedicación.

A mi gato Chopito, mi compañero fiel durante las noches de desvelo en toda mi época escolar y universitaria desde hace dieciocho años.

A todos mis amigos y amigas por el cariño y apoyo en los momentos difíciles y durante las arduas tardes de estudio a lo largo de nuestra formación.

A mi profesor guía Gonzalo Quezada, quien con su dedicación y vocación logró apoyarme en más de una ocasión entregando apoyo en ámbitos académicos, junto con los profesores del Departamento de Ingeniería en Maderas e investigadores de la Universidad del Bío Bío, que con gran conocimiento me formaron profesionalmente durante estos seis años.

Finalmente agradecer ENAP Refinería Bío Bío por su acogida dentro de sus instalaciones, especialmente a Jaime Faúndez por la formación laboral y profesional aportada, junto a los ingenieros de proceso de la empresa.

TABLA DE CONTENIDOS

RESUMEN	II
AGRADECIMIENTOS.....	III
TABLA DE CONTENIDOS.....	IV
GLOSARIO.....	VI
LISTADO DE FIGURAS	VII
LISTADO DE TABLAS	IX
1 INTRODUCCIÓN.....	1
2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
3 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	3
3.1 PETRÓLEO	3
3.2 COLUMNA DE DESTILACIÓN Y CURVA DE DESTILACIÓN	3
3.2.1 <i>Columna de destilación</i>	3
3.2.2 <i>Curva de destilación</i>	5
3.3 UNIDAD DE TOPPING II.....	6
3.3.1 <i>Pre calentamiento y desalado del petróleo</i>	9
3.3.2 <i>Productos obtenidos</i>	10
3.4 ESTABILIZACIÓN DE GASOLINA.....	12
3.5 UNIDAD DE VACÍO II	14
4 OBJETIVO GENERAL Y OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	17
4.1 OBJETIVO GENERAL:.....	17
4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS:.....	17
5 METODOLOGÍA.....	18
5.1 RECURSOS MATERIALES Y EQUIPOS	18
5.2 PROCEDIMIENTO	18
5.2.1 <i>Software Aspen Hysys</i>	21
5.2.2 <i>Selección del modelo termodinámico</i>	21
5.2.3 <i>Caracterización crudo SAUCES</i>	25
5.3 EQUIPOS UTILIZADOS	26
5.3.1 <i>Separadores tres fases</i>	26
5.3.2 <i>Bombas</i>	26
5.3.3 <i>Intercambiadores de calor</i>	27
5.3.4 <i>Separadores Flash</i>	28
5.3.5 <i>Hornos</i>	28
6 RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	30

6.1	RESULTADOS COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.....	31
6.1.1	<i>Resultados Strippers de la columna de destilación atmosférica</i>	35
6.1.2	<i>Resultados Pump Around de la columna de destilación atmosférica</i>	40
6.2	RESULTADOS ESTABILIZADORA DE GASOLINA	41
6.2.1	<i>Resultados productos</i>	44
6.3	RESULTADOS COLUMNA DE DESTILACIÓN DE VACÍO	46
6.3.1	<i>Resultados productos</i>	49
6.4	VALIDACIÓN DE RESULTADOS	54
7	CONCLUSIÓN Y RECOMENDACIONES	55
8	REFERENCIAS	56
9	ANEXOS	57

GLOSARIO

T-V	Topping-Vacío.
ERBB	Enap Refinería Bío Bío.
IBP	Punto de ebullición inicial.
FBP	Punto de ebullición final.
TBP	True Boiling Point, curva de destilación verdadera.
AGO	Gas oíl atmosférico.
LVGO	Gas oíl liviano.
HVGO	Gas oíl pesado.
LPG	Gas Licuado de Petróleo.
P.A.	Pump Around.
PR	Peng-Robinson.
Cortes	Productos de las destilaciones atmosféricas y al vacío.
API	Instituto Americano del Petróleo.
ASTM	Sociedad Estadounidense para Pruebas y Materiales.
ASTM D86	Ensayo que mide la volatilidad de las Gasolinas, Kerosenes y Diesel.

LISTADO DE FIGURAS

- Figura 1. Partes internas de una columna de destilación.
- Figura 2. Movimiento de fluidos dentro de platos en una columna de destilación.
- Figura 3. Esquema Columna de Destilación Atmosférica E-401.
- Figura 4. Productos obtenidos de Unidades de Topping.
- Figura 5. Esquema del Tren de precalentamiento de la refinería.
- Figura 6. Esquema Columna Estabilizadora de Gasolina E-406.
- Figura 7. Esquema Columna de Destilación de Vacío E-451.
- Figura 8. Unidad de Vacío.
- Figura 9. Esquema procedimiento de metodología.
- Figura 10. Modelos de propiedades termodinámicas disponibles en un simulador.
- Figura 11. Diagrama de flujo para seleccionar modelo termodinámico.
- Figura 12. Rendimientos de corte.
- Figura 13. Simulación Columna de destilación atmosférica E-401. (a) Vista general de E-401. (b) Vista detallada de E-401.
- Figura 14. Grafica Presión VS Posición de bandeja desde el tope de la columna E-401.
- Figura 15. Grafica Temperatura VS Posición de bandeja desde el tope de la columna E-401.
- Figura 16. Stripper de Nafta E-402. (a) Diseño Stripper Nafta. (b) Vista general Stripper Nafta.
- Figura 17. Stripper de Kerosene E-403. (a) Diseño Stripper Kerosene. (b) Vista general Stripper Kerosene.
- Figura 18. Stripper de Diesel E-404B. (a) Diseño Stripper Diesel. (b) Vista general Stripper Diesel.
- Figura 19. Stripper de AGO E-405. (a) Diseño Stripper AGO. (b) Vista general Stripper AGO.

Figura 20. Diesel P.A. (a) Diseño Diesel P.A. (b) Vista general Diesel P.A.

Figura 21. Simulación Columna estabilizadora de gasolina E-406. (a) Vista general de E-406. (b) Vista detallada de E-406.

Figura 22. Diseño Columna estabilizadora de gasolina.

Figura 23. Graficas de Posición de bandeja desde el tope de la columna. (a) Presión VS Posición de bandeja. (b) Temperatura VS Posición de bandeja.

Figura 24. Simulación Columna de Vacío E-451. (a) Vista general de E-451. (b) Vista detallada de E-451.

Figura 25. Graficas de Posición de bandeja desde el tope de la columna. (a) Presión VS Posición de bandeja. (b) Temperatura VS Posición de bandeja.

Figura 26. LVGO P.A. (a) Diseño LVGO P.A. (b) Vista general LVGO P.A. y LVGO producto.

Figura 27. HVGO P.A. (a) Diseño HVGO P.A. (b) Vista general HVGO P.A. y HVGO producto.

Figura 28. HVGO Wash P.A. (a) Diseño HVGO Wash P.A. (b) Vista general HVGO Wash P.A.

Figura 29. Diagrama de bloques ERBB. Fuente: Elaboración propia.

Figura 30. Simulación proceso Unidades T-V II. Fuente: Aspen Hysys.

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Ficha técnica de las Unidades de Topping.

Tabla 2. Ficha técnica de las Unidades de Vacío.

Tabla 3. Métodos según tipo de sistema.

Tabla 4. Características crudo Sauces.

Tabla 5. Comparación Balance Masa de Nafta producto.

Tabla 6. Comparación Balance Masa de Kerosene producto.

Tabla 7. Comparación Balance Masa de Diesel producto.

Tabla 8. Comparación Balance Masa de AGO producto.

Tabla 9. Comparación Balance Masa de Diesel P.A.

Tabla 10. Comparación Balance Masa LPG producto de E-406.

Tabla 11. Comparación Balance Masa Gasolina estabilizada de E-406.

Tabla 12. Comparación Balance Masa de LVGO producto y LVGO P.A.

Tabla 13. Comparación Balance Masa de HVGO producto y HVGO P.A.

Tabla 14. Comparación Balance Masa de HVGO Wash P.A.

Tabla 15. Comparación Balance Masa de Pitch y Reciclo de vacío.

Tabla 16. Comparación de resultados con respecto a la Ingeniería Básica V/S Simulación para E-401, E-406 y E-451.

Tabla 17. BM de gases de tope Columna de destilación atmosférica E-401. Fuente: Aspen Hysys.

Tabla 18. Worksheet productos Columna de destilación atmosférica E-401. Fuente: Aspen Hysys.

Tabla 19. Worksheet productos Columna de vacío E-451. Fuente: Aspen Hysys.

1 INTRODUCCIÓN

ENAP Refinerías S.A. es una filial de la Empresa Nacional del Petróleo (ENAP) que se encarga de la refinación de crudo para la producción de combustibles, otros derivados del petróleo, transporte, logística de almacenamiento y, además, provee el 65% de 105 combustibles líquidos del país representando el 40% de la matriz energética nacional. Dentro de esta institución, ENAP Refinería Bío Bío (ERBB) ubicada en la comuna de Hualpén, depende funcionalmente de la Línea de Negocios de Refinación y Comercialización (R&C) (ERSA, 2017).

El Complejo Refinería Bío Bío consiste en una instalación compuesta de diversas unidades de procesamiento de petróleo crudo y tiene capacidad para procesar (destilar) 116.000 barriles/día en Chile, destacándose por la alta calidad de sus combustibles que responden a los estándares más exigentes del mundo (ENAP, 2021). Aquí se procesa y refina el crudo para obtener productos derivados de mayor valor, tales como GLP, Gasolina, Kerosene, Diesel, Fuel Oil, materias primas petroquímicas, asfaltos, entre otros. Los cuales se dividen en dos tipos; Combustibles (Gasolina, Diesel, etc.) y Petroquímicos (etileno, propileno, etc.). De ellos los más vendidos son; Gasolina vehicular y Diesel (ENAP, 2016).

Como bien ya sabemos, la cantidad de derivados se obtienen según la alimentación de crudo. En este caso para las refinerías de ENAP, por cada barril de petróleo se produce un promedio de 32% de Diesel, 28% de Gasolinas, 12% de Fuel Oil, 10% de Gas Licuado, 8% de Kerosene y 10% de Otros (ERSA, 2017). Estos productos se obtienen a partir de las Unidades de Topping y Vacío las cuales operan integradas para separar el crudo de petróleo en fracciones, obteniendo mayores rendimientos en las etapas de destilación y maximizando el intercambio térmico.

Es por esto que, se requiere generar un modelo para ambas Unidades descritas anteriormente, que logre optimizar el proceso de destilación y fraccionamiento del petróleo, y así obtener los productos derivados de manera eficiente y rentable. Esto permite estimar los resultados del proceso, predecir su comportamiento físico, químico, termodinámico e identificar problemas y proponer soluciones.

2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La empresa busca modelar las Unidades de Topping y Vacío II de ENAP Refinería Bío Bío mediante simulaciones en Aspen Hysys, utilizando la Ingeniería Básica del diseño original de la Refinería para validar el proceso con datos de Balance de Materia y Energía del crudo SAUCES (convencional), con el fin de operar con mezclas de crudos convencionales y no convencionales. El disponer del modelo permitirá analizar los productos refinados, las propiedades, flujos, alimentaciones y rendimientos de ambas unidades para refinar una canasta de crudos con un mejor margen de costos.

3 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

3.1 Petróleo

Antes de profundizar en la explicación de los diferentes componentes de una refinería, es importante comprender cómo se compone el petróleo y cuáles son los objetivos de la refinería al trabajar con él. El petróleo es materia orgánica compuesta principalmente por hidrocarburos y de naturaleza fósil, resultante de la transformación de la materia vegetal durante largos períodos de tiempo. También se le conoce como crudo indicando que no es un producto de uso inmediato, sino que necesita ser transformado (Gaskue, 2013a).

Está constituido por componentes puros como: Carbono, principalmente por hidrocarburos abarcando un 84-87% del crudo; Carbono 84-87%, Hidrógeno 11-14%, Azufre 0,06-2%, Nitrógeno 0,1-2% y Oxígeno 0,1-2% (ENAP, 2017).

Estas proporciones varían de acuerdo con los diferentes crudos, identificados generalmente según el origen. Las propiedades del crudo no solo dependen de la cantidad de átomos presentes; la naturaleza química de los enlaces juega un papel importante, dando origen a la variedad de hidrocarburos y compuestos que conforman el petróleo.

3.2 Columna de destilación y curva de destilación

3.2.1 Columna de destilación

La columna de fraccionamiento es una torre de destilación donde los vapores se rectifican hacia arriba mediante platos o bandejas y se utiliza para separar los componentes del petróleo crudo en función de sus puntos de ebullición. El condensador en la parte superior de la columna de fraccionamiento se utiliza para enfriar los vapores que se elevan en la columna y convertirlos en líquido (Gaskue, 2013b).

Cada sustancia dentro del petróleo destila a una temperatura diferente, y a partir de una temperatura fija se obtiene una sustancia predeterminada. Cada muestra recolectada se denomina fracción, y todo el proceso se llama destilación fraccionada como se muestra en la Figura 1.

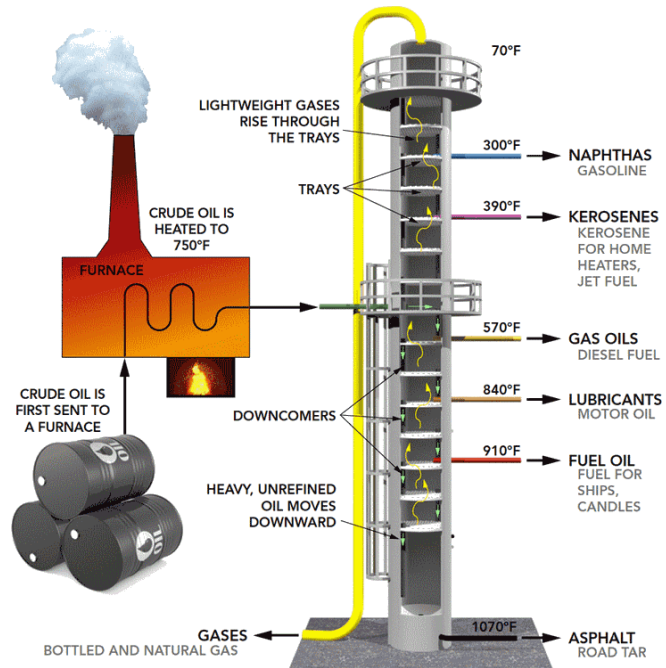


Figura 1. Partes internas de una columna de destilación. Fuente: (Explore The World of Piping, 2018).

Al entrar el crudo a la zona flash de la Torre, se separan las fases de líquido y vapor en los platos o bandejas para maximizar el contacto vapor-líquido con el fin de mejorar el rendimiento y separación. Los vapores al ser más livianos ascienden a través de las aberturas de la bandeja hacia los platos superiores en contracorriente con el reflujo interno, y el líquido baja por gravedad hacia el fondo mediante los tubos de bajada (downcomer) ubicados a ambos lados del plato. Además, en la zona de stripping se produce una vaporización adicional por la inyección de vapor recalentado. A continuación, la Figura 2 ilustra una sección de la columna de destilación que muestra el movimiento del líquido y vapor dentro de los platos.

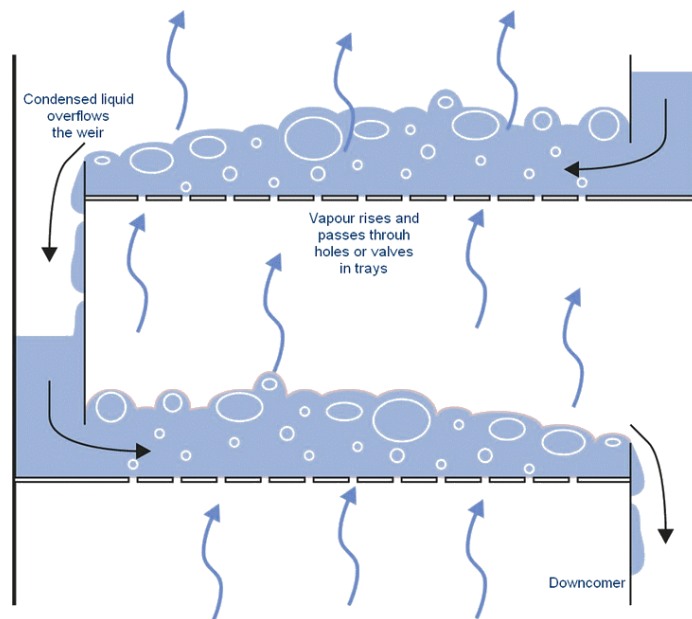


Figura 2. Movimiento de fluidos dentro de platos en una columna de destilación. Fuente: (Explore The World of Piping, 2018).

Cuando el diseño de la columna de destilación no está correctamente dimensionado y no se ajustan los caudales puede ocurrir; vaciado de platos, lagrimeo, inundación y arrastre de gotas. Los dos primeros ocurren cuando la corriente de vapor es muy baja produciendo la caída del líquido. Luego en inundación, la corriente de vapor es muy alta impidiendo descender al líquido por los tubos de bajada provocando que el plato se inunde. Finalmente, el arrastre de gotas se produce cuando la corriente de gas es muy alta mientras asciende al plato superior, arrastrando gotas del plato inferior (Guill et al., 2020).

3.2.2 Curva de destilación

La curva de destilación se representa en un gráfico que traza el porcentaje por volumen de un determinado grado de crudo que hierve en función a la temperatura.

Debido a la complejidad de los crudos, no se efectúan análisis a los componentes puros que conforman el crudo de petróleo. El crudo como materia prima es sometido a análisis según normas de la American Society for Testing and Materials (ASTM), en donde las principales propiedades con mayor influencia sobre el precio de un crudo son; Densidad API (obtenido por el valor de peso específico) y el contenido de azufre (para clasificar si un crudo es dulce o ácido [mayor a 0,6%])

(J.H Gary y G.E Handwerk, 2003). La mayoría de los crudos que ingresan a refinación, son crudos medios según la clasificación por gravedad API, según la siguiente expresión:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\text{peso específico}} - 131,5 \quad (\text{Ecuación 1}) \quad (\text{J.H Gary y G.E Handwerk, 2003}).$$

La clasificación de crudos por gravedad API es determina si el crudo es un producto liviano o pesado; crudo liviano (30-50 °API), crudo medio (20-30 °API), crudo pesado (10-20 °API) y crudo superpesado (<10 °API) (Waquier J-P, 2004).

Otras propiedades son; Punto de fluidez (indica la parafinidad y aromaticidad relativa del crudo), Residuo de carbón (relacionado al contenido asfáltico del crudo y fracción de aceite lubricante que puede recuperarse), Contenido de sales (controla la corrosividad), Factor de caracterización de Watson, K_w (clasifica a los crudos según su composición), Contenido de Nitrógeno (evita el envenenamiento de catalizadores), y finalmente el Contenido de metales (afectan la actividad de los catalizadores involucrados en la refinación).

La destilación en laboratorio permite obtener el rendimiento de los cortes de gasolinas, naftas, querosenes, diésel, gas oíl y crudo reducido o pitch de cada crudo, a través del procedimiento descrito en la norma ASTM D2892 y que se conoce como “Curva de verdaderos puntos de ebullición” o TBP por sus siglas en inglés (True Boiling Point). Cada crudo tiene una curva TBP que lo caracteriza. La información sobre cada corte se denomina ASSAY del crudo, el cual entrega la composición química y propiedades físicas de los cortes. Las normas ASTM indican el método de análisis para obtención del ASSAY, este método se usa para los crudos que se tienen en la base de datos de ENAP.

3.3 UNIDAD DE TOPPING II

La primera unidad de procesos en la que es sometido el petróleo que ingresa a la Refinería es la Unidad de Topping (también conocida como Unidad de Destilación Atmosférica). En ella se efectúa la separación primaria del petróleo en varios cortes de hidrocarburos, previamente calentado en un horno donde es parcialmente vaporizado con una temperatura cercana a 360°C y a una presión levemente superior a la atmosférica. Debido al crecimiento de la Refinería se dispone de la Unidad de Topping I y Topping II, pero en este trabajo se contemplará sólo las Unidades de Topping y Vacío II [Anexo 1]. En ERBB la columna de destilación atmosférica es E-401 y se

compone de 38 platos, además posee 4 strippers adyacentes para obtención de productos, ellos son; Stripper de Nafta E-402, Stripper de Kerosene E-403, Stripper de Diesel E-404B y Stripper de AGO E-405. Además, se incluye una corriente de Diesel Pump Around que se devuelve a la Torre y por el tope los vapores son condensados para luego pasar por dos separadores F-402A y F-402B, de ellos se obtiene la corriente de reflujo a la Torre, gasolina inestable, gases de escape y agua.

A continuación, se muestra un esquema explicativo de la columna de destilación atmosférica E-401.

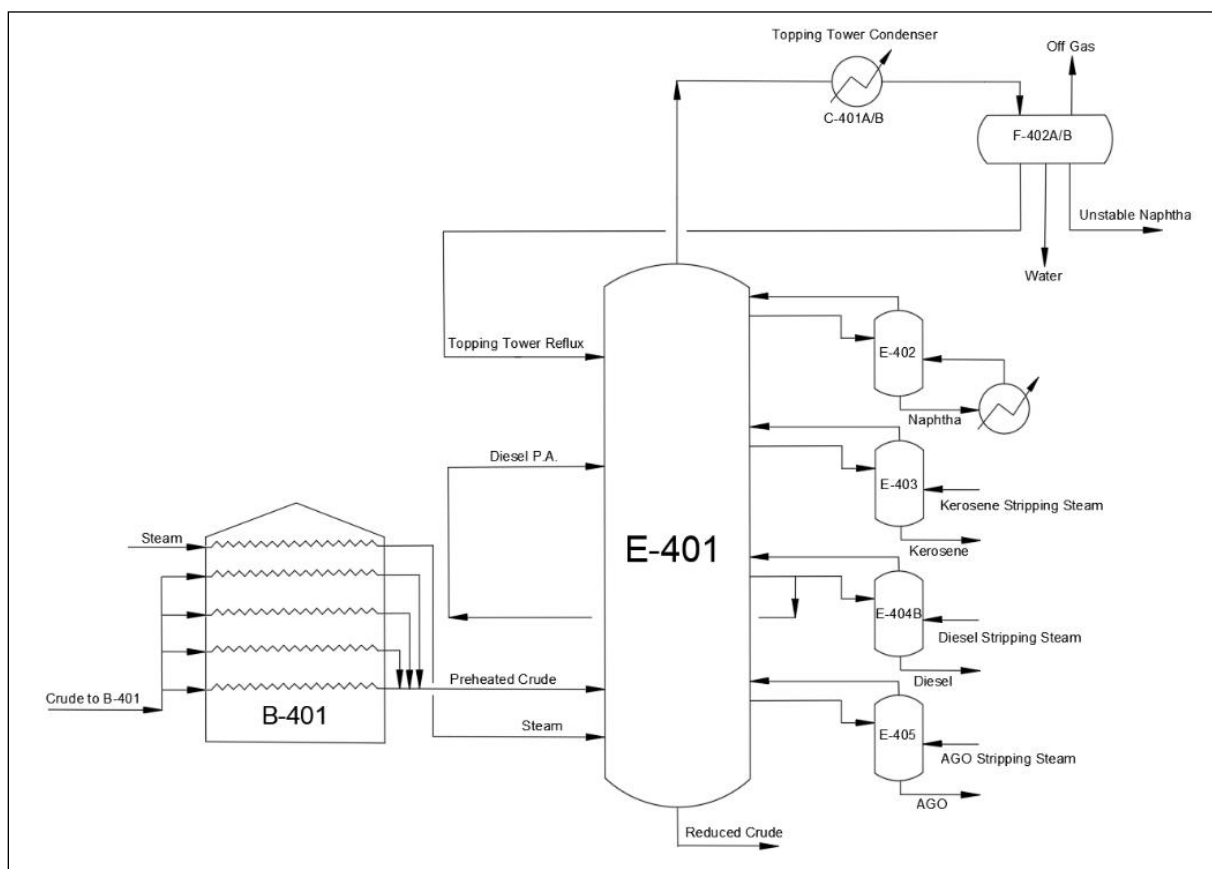


Figura 3. Esquema Columna de Destilación Atmosférica E-401. Fuente: Elaboración propia.

En ciertos puntos de la columna de destilación hay salidas de producto. De esta forma, se obtienen los siguientes cortes de hidrocarburos, ordenados desde el tope al fondo de la columna de destilación de acuerdo a su volatilidad:

1. Por la parte superior de la torre se obtienen los gases livianos que componen gasolina inestable para ser enviada a una columna estabilizadora con el fin de obtener gases de GLP y Gasolina estabilizada.
2. Luego se obtiene Nafta, que es enviada a la Planta de Reformación.
3. Le sigue el producto intermedio Kerosene, que es enviado a la Planta de Tratamiento Merox.
4. También el producto intermedio Diesel, que es enviado a Unidad HDS y/o a estanques de producto.
5. Casi al fondo de la columna se obtiene Gas Oil, que es enviado a la Planta de Cracking Catalítico y/o a la Planta de Hydrocracking.
6. Al fondo de la columna se produce crudo reducido, que alimenta la Unidad de Vacío como se puede ver en la siguiente figura.

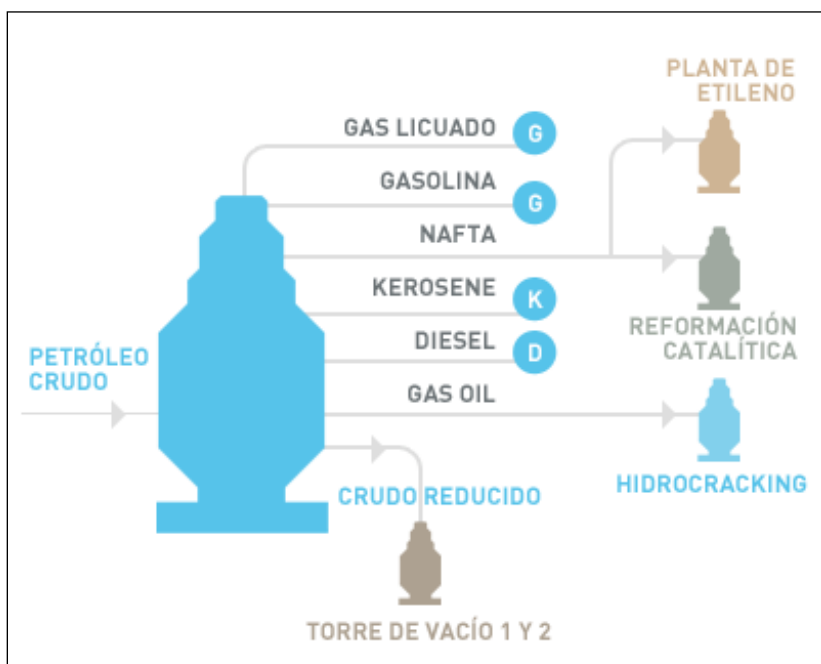


Figura 4. Productos obtenidos de Unidades de Topping. Fuente: (ENAP Educa. Topping., s. f.).

Tabla 1. Ficha técnica de las Unidades de Topping I-II. Fuente: Manual de Operaciones Fraccionamiento ERBB.

Ítem	Unidad de Topping 1	Unidad de Topping 2
Capacidad de crudo	8.000 (m ³ /día)	10.500 (m ³ /día)
Año puesta en servicio	1966	1970
Presión de Operación	1,9 (kg/cm ² g)	1,5 (kg/cm ² g)
Temperatura de Operación	360°C	360°C

3.3.1 Precalentamiento y desalado del petróleo

El crudo almacenado en tanques alimenta a la Unidad de Topping y a través del tren de precalentamiento (constituido por 15 intercambiadores de calor) se alcanza el nivel térmico requerido de crudo en los Hornos. A continuación, se muestra un esquema explicativo del tren de precalentamiento de ERBB.

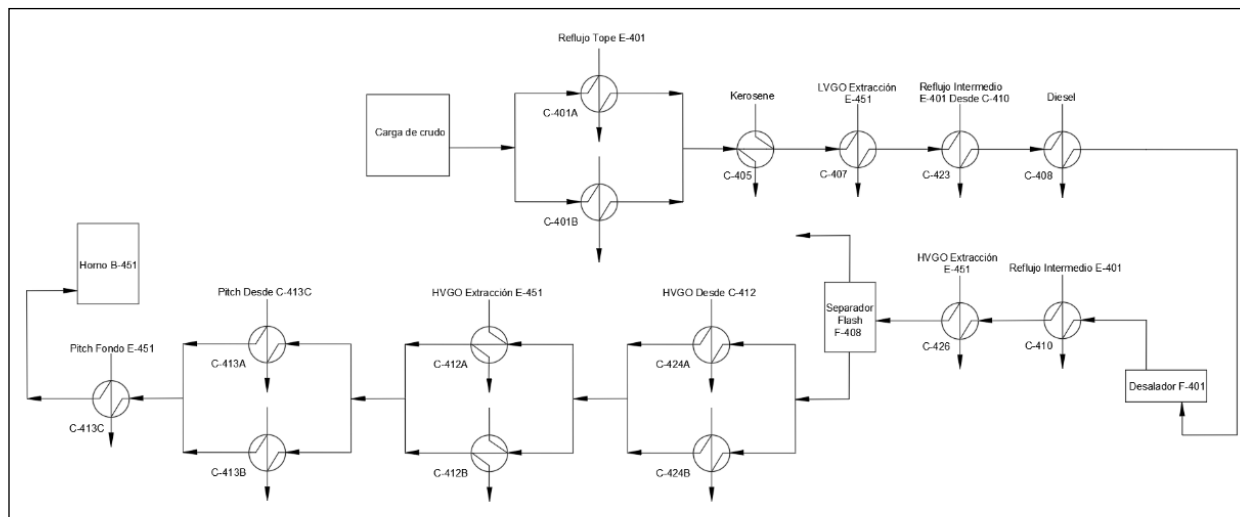


Figura 5. Esquema del Tren de precalentamiento de la refinería. Fuente: Elaboración propia.

Primeramente, el crudo se precalienta aguas arriba del desalador con la corriente de Reflujo tope de la Torre de Topping (vapores), Kerosene producto, Reflujo LVGO, Reflujo intermedio de Diesel P.A. y Diesel producto para llegar al Desalador.

Luego, el crudo se mezcla con agua en una válvula de mezcla para mejorar el contacto entre ellos. Este crudo contiene cantidades apreciables de agua salada (cloruros de sodio y magnesio principalmente) que debe ser eliminada porque crea incrustaciones en los cambiadores de calor y además la sal a alta temperatura se hidroliza produciendo cloruro de hidrógeno (el cual es muy corrosivo) (Gaskue, 2013b).

Posteriormente, el crudo desalado se precalienta nuevamente con Reflujo intermedio de Diesel P.A. (Pump Around) y HVGO con destino al Separador Flash, en donde se separa el vapor producido de la corriente líquida del crudo. El vapor, que contiene agua procedente del Desalador junto con hidrocarburos ligeros, se une a la línea de alimentación de crudo antes de entrar a la Torre de Topping. Luego, aguas abajo del Separador Flash, el crudo intercambia calor con las corrientes de producto de mayor nivel térmico las cuales son Reflujo HVGO, HVGO producto y Pitch. Para finalmente llegar a los dos Hornos de Topping que operan en paralelo donde la carga sale parcialmente vaporizada y a la temperatura requerida en la zona flash de la columna de destilación atmosférica.

3.3.2 Productos obtenidos

3.3.2.1 Nafta

Se trata de un combustible altamente volátil e inflamable, que se utiliza especialmente como combustible para el funcionamiento de motores a explosión. Es el primer corte lateral de la Torre Fraccionadora y fluye desde el plato 7 hacia el Stripper de Nafta E-402, a una temperatura aproximada de 150°C. La nafta ligera se obtiene como corriente del producto de tope a los 80°C – 100°C de temperatura, mientras que la nafta pesada se obtiene con una temperatura de entre 150°C – 180°C.

En el Stripper se eliminan los componentes más livianos mediante el calentamiento proveído por el Gas Oil Atmosférico (AGO) en el rehervidor que posee al fondo. Los vapores más livianos de la Nafta retornan por el tope al plato 5 de la Torre de destilación atmosférica. La Nafta, posterior a su paso por el stripper, es enviada a estanque de almacenamiento, previo paso por el enfriador.

3.3.2.2 Kerosene

El Kerosene en nuestro país se le conoce como Parafina y es un líquido inflamable. Éste se extrae del plato 13 hacia el Stripper de Kerosene E-403, a una temperatura de alrededor de 190°C. Aquí se inyecta vapor recalentado, retornando los vapores livianos al plato 12 de la Torre de destilación atmosférica. El producto precalienta al crudo, y luego es enfriado antes de su envío a estanque. Una vez enfriado, el Kerosene se hace pasar a través del coalescedor que por medio de una cama de sal retiene el agua presente en el producto, la que posteriormente es eliminada a alcantarilla.

Este producto, ajustado a especificaciones más rigurosas, constituye el Kerosene de aviación o jet fuel y como tal se le recepciona en estanques.

3.3.2.3 Diesel

Es un hidrocarburo líquido compuesto principalmente por parafinas y es utilizado para combustible. Se extrae del plato 25 de la Torre a aproximadamente 240°C de temperatura y se divide en dos flujos: El primero va hacia el Stripper de Diesel E-404, y el segundo constituye el Reflujo Intermedio que es la corriente de Pump Around. El producto que llega a E-404 se le inyecta vapor recalentado. Los vapores más livianos retornan al plato 24 de la Torre de destilación atmosférica, mientras que el líquido es impulsado hacia un intercambiador de calor para precalentar el crudo. El Diesel antes de su envío a estanque, pasa a través del coalescedor cuya sal queda retenida el agua que contiene, desde el fondo del cual es drenada a alcantarilla.

El segundo flujo que se extrae del plato 25 de la Torre constituye el Reflujo Intermedio. Se descarga y hace pasar parte de él por el rehervidor de la Torre Estabilizadora de Gasolina. Este flujo controla la temperatura del plato 22 de la Torre. A continuación, el flujo calienta la carga de crudo donde sale a una temperatura de 185°C para volver finalmente al plato 22 de la Torre de destilación atmosférica.

3.3.2.4 Gas Oil Atmosférico

Se le denomina también Gas Oil virgen y es el corte lateral más pesado que se extrae de la Torre Fraccionadora a presión atmosférica. Se extrae desde el plato 31 hacia el Stripper de Gas Oil

Atmosférico E-405, donde se inyecta vapor recalentado. Los vapores más livianos vuelven al plato 30 de la Torre de destilación atmosférica.

Desde la E-405 el producto es extraído y descargado hacia el rehervidor, como flujo calefactor, y desde éste hacia el acumulador de carga de la Unidad de Cracking Catalítico, o hacia estanque de almacenamiento.

3.3.2.5 Crudo reducido

Es el producto de fondo de la Torre Fraccionadora y constituye la fracción más pesada la cual se extrae a la altura del plato 36. Desde el fondo de la Torre, el crudo reducido es succionado e impulsado hacia la sección de vacío para alimentar al Horno de Vacío B-451.

3.4 ESTABILIZACIÓN DE GASOLINA

La estabilización de la Gasolina es el proceso por el cual se ajusta la presión de vapor de la Gasolina a valores aceptables para su venta, lo que es posible de conseguir mediante la eliminación del propano y parte del butano que contiene, productos que son comercialmente aprovechables.

La Gasolina inestable o nafta inestable alimenta a la Sección de Estabilización de la Gasolina donde se precalienta con el producto de fondo de la misma y entra a la Columna debutanizadora o estabilizadora E-406 a la altura del plato 14, como se puede apreciar en la siguiente Figura 6.

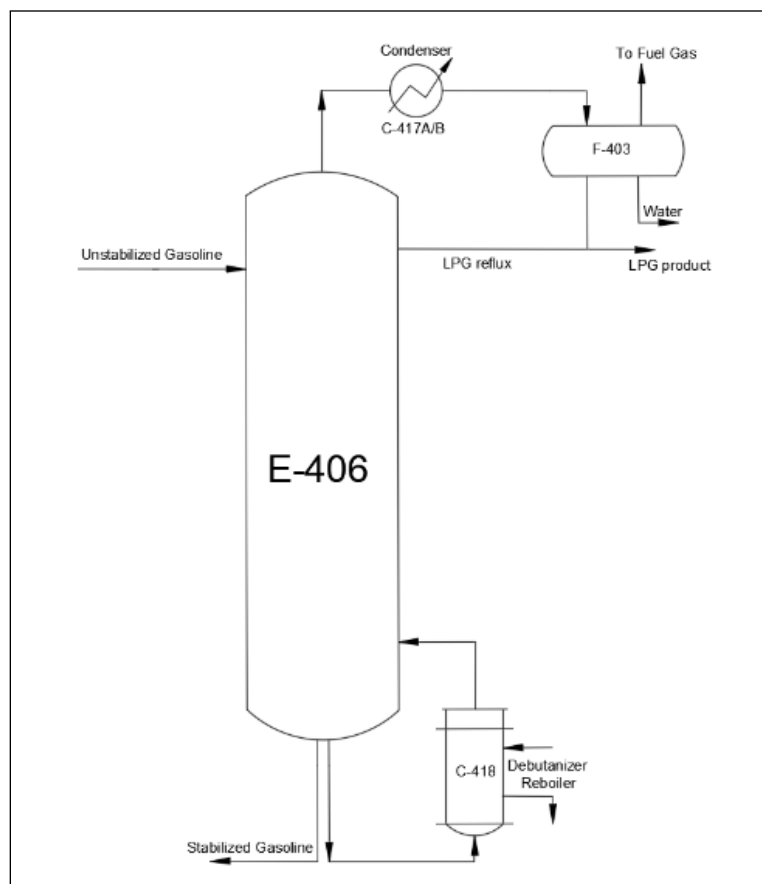


Figura 6. Esquema Columna Estabilizadora de Gasolina E-406. Fuente: Elaboración propia.

Los vapores livianos, compuestos en su mayoría por LPG (Gas Licuado de Petróleo), salen por el tope de la Torre hacia los condensadores C-417 A/B, utilizando agua de refrigeración. El líquido condensado llega a un Acumulador F-403 y se envía a la columna como reflujo de tope y al Límite de Batería, como LPG Producto. El LPG se envía a la Unidad de Recuperación de Ligeros (URL) existiendo la posibilidad de que reciba tratamiento caustico para ser enviado a almacenamiento.

La Gasolina producto de fondo de la Torre intercambia calor en el rehervidor de fondo C-418 y se enfría con agua de refrigeración hasta la temperatura requerida en el Límite de Batería. La Gasolina producto circula pudiendo enviarse como producto a la Unidad de Merox o a almacenamiento.

3.5 UNIDAD DE VACÍO II

Para poder destilar y separar las partes más pesadas del petróleo en una unidad de Topping, el crudo reducido tendría que calentarse a temperaturas muy altas (sobre 360°C), lo cual implicaría el riesgo de carbonización o coquización. Por ello, el crudo reducido proveniente de Topping, se destila en una Columna de Destilación que opera bajo condiciones de vacío E-451, lo cual permite vaporizar y recuperar a una menor temperatura los destilados contenidos en el crudo reducido (llamados Gas Oil), evitando de esta forma el riesgo de formación de depósitos de coque.

Para lograr lo anterior el crudo reducido se calienta en un horno de vacío B-451 donde se produce una vaporización parcial, luego se alimenta a la Columna de Destilación al vacío, en el cual los vapores que ascienden se van encontrando con zonas frías, produciéndose de esta forma la condensación y separación de los productos como se muestra en la siguiente Figura 7.

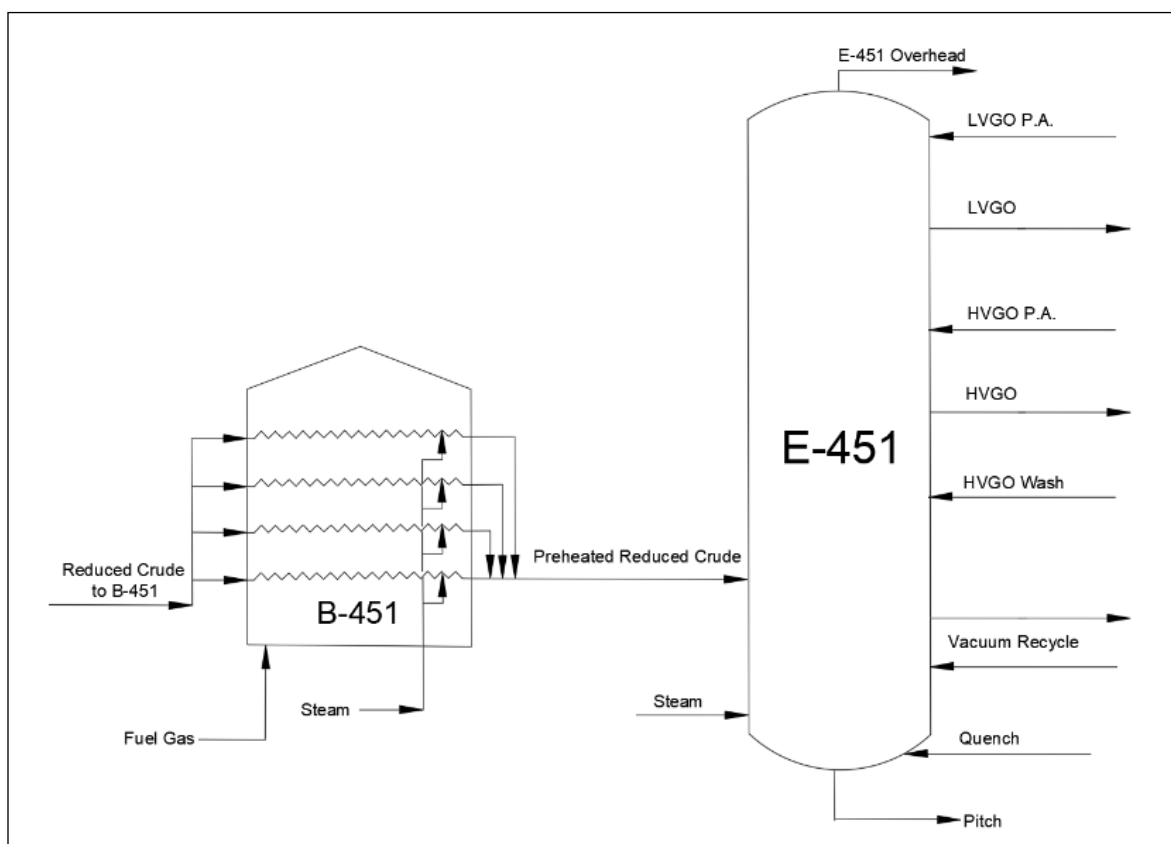


Figura 7. Esquema Columna de Destilación de Vacío E-451. Fuente: Elaboración propia.

De la destilación al vacío se obtienen los siguientes productos:

- I. Gases e hidrocarburos más livianos que salen por el tope de la columna por no haber condensado en el interior de la Torre, luego son enviados a un sistema de tres eyectores y condensadores en serie para hacer vacío.
- II. Gas Oil Liviano (LVGO) obtenido a una temperatura de alrededor de 130°C, la cual se divide en dos flujos; uno para intercambiar calor con el crudo, volviendo como reflujo de tope al plato 1 de la Torre de vacío. Y el segundo flujo de LVGO es enviado, después de juntarse con el Gas Oil Pesado (HVGO), al acumulador de carga de la Unidad de Cracking Catalítico, o a estanque de almacenamiento.
- III. Gas Oil Pesado (HVGO) obtenido a una temperatura aproximada de 280°C, la cual se divide en tres flujos; uno retorna al plato como lavado caliente (HVGO Wash), la segunda corriente constituye el reflujo intermedio de la Torre que entrega calor al crudo y vuelve al plato 5 de la Torre de vacío. Y el tercer flujo es HVGO, que se separa del reflujo intermedio para ser enviado, junto con el Gas Oil Liviano (LVGO), al Acumulador de carga de Cracking Catalítico, o a estanque de almacenamiento.
- IV. Un residuo de vacío de fondo de la columna llamado Pitch, el cual contiene la mayor parte de las impurezas del crudo. Este es enfriado con el reciclo de fondo y también precalienta al crudo en su última etapa. Luego es enviado a la Planta de Coquificación Retardada y/o a la Planta de Viscorreducción para su posterior conversión en otros productos.

Cabe mencionar que existen dos Unidades de Vacío, I y II, asociadas a las Unidades de Topping respectivas, y para este trabajo se considera la Unidad de Vacío II solamente.

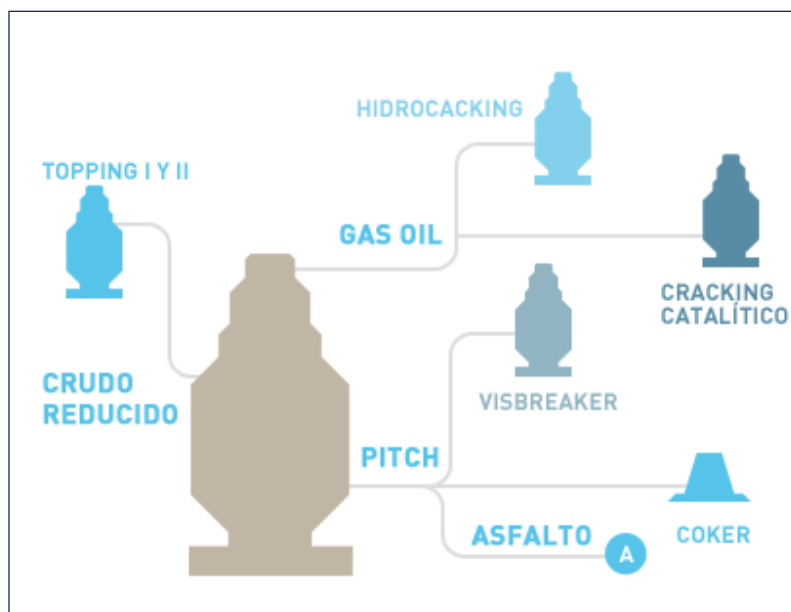


Figura 8. Unidad de Vacío. Fuente: (ENAP Educa. Vacío., s. f.).

Tabla 2. Ficha técnica de las Unidades de Vacío. Fuente: Manual de Operaciones Fraccionamiento ERBB.

Ítem	Unidad de Vacío 1	Unidad de Vacío 2
Capacidad de crudo	3.500 (m ³ /día)	5.000 (m ³ /día)
Año puesta en servicio	1966	1972
Presión de Operación	50 – 60 (mmHg)	50 – 60 (mmHg)
Temperatura de Operación	410 - 420°C	410 - 420°C

4 OBJETIVO GENERAL Y OBJETIVOS ESPECÍFICOS

4.1 Objetivo General:

Generar un modelo de las Unidades de Topping y Vacío II en ENAP Refinería Bío Bío con un crudo convencional para analizar su comportamiento y que posteriormente se pueda ajustar a futuros crudos no convencionales.

4.2 Objetivos específicos:

- I. Construir el modelo de Topping y Vacío II en Aspen Hysys.
- II. Modelar el proceso de destilación atmosférica y vacío en la refinería.
- III. Validar el modelo con el diseño de las Unidades.

5 METODOLOGÍA

5.1 Recursos materiales y equipos

- Computador.
- Aspen Hysys V.12.
- Paquetes y librerías del software.
- Base de datos de crudos ENAP.
- Documentos de Ingeniería Básica ENAP.
- Manual de Operaciones ENAP.
- PFD de Unidades de Topping y Vacío II ERBB.

5.2 Procedimiento

El estudio se desarrolló en Enap Refinerías Bío Bío, utilizando bases de datos y documentos de la empresa. Para ello, el procedimiento consistió en concretar los objetivos planteados en una secuencia. En primer lugar, se estudió el proceso de Topping y Vacío II en la refinería, recopilando los datos necesarios para luego proceder a simular y validar el proceso. En la siguiente Figura 9 se puede ver un esquema que representa los pasos antes mencionados.

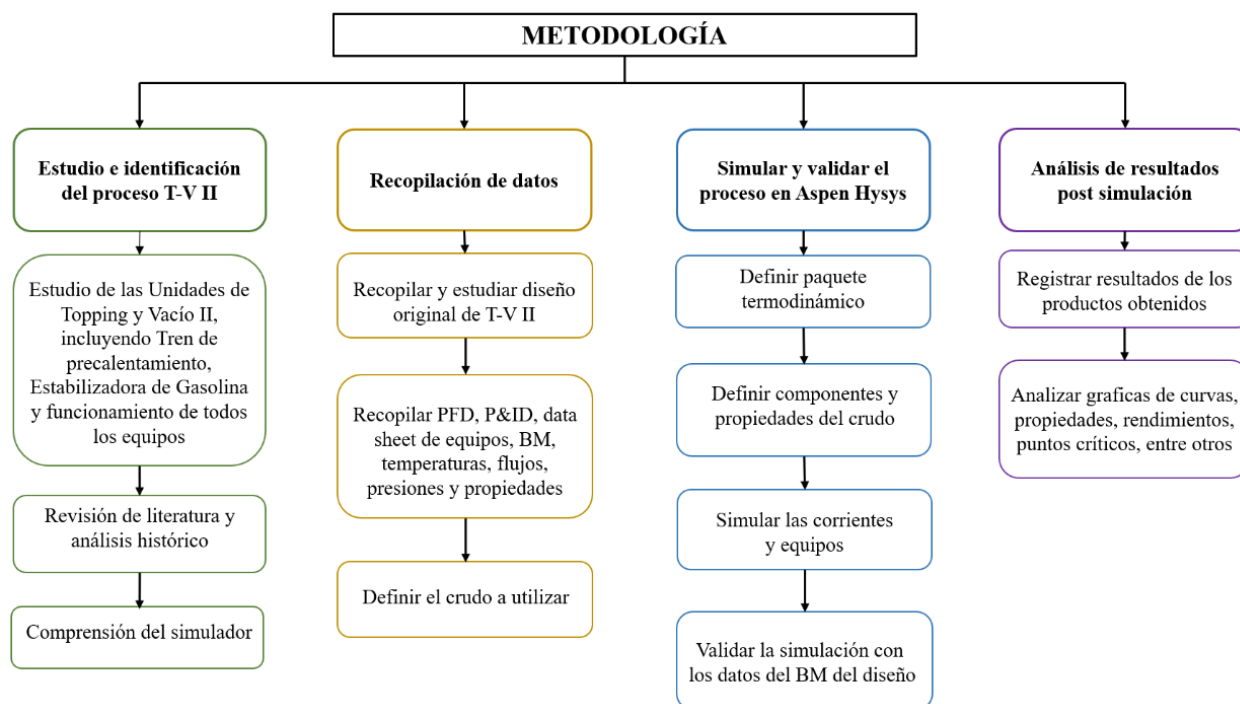


Figura 9. Esquema procedimiento de metodología. Fuente: Elaboración propia.

El procedimiento a seguir para la realización de este trabajo es la siguiente:

1. Estudio e identificación del proceso de las Unidades de Topping II y Vacío II (T-V II):

- Realizar una revisión de literatura con ingenieros y expertos.
- Análisis histórico de las variables de proceso.
- Estudio del proceso de T-V II.
- Comprensión del simulador y los modelos matemáticos que representan un proceso.
- Estudiar las líneas de los Diagramas de Flujos para ambas Unidades, incluyendo Tren de precalentamiento y Torre Estabilizadora de Gasolina.
- Estudiar el proceso de la Refinería y funcionamiento de cada equipo a simular.

2. Recopilación de datos:

- Estudiar y recopilar el diseño original de ambas Unidades de la Refinería.
- Recopilar toda la información de las unidades de T-V II; Diagramas de flujos, P&ID, data sheet de equipos, condiciones operativas, propiedades del crudo, entre otros.

- Recopilar flujos másicos, molares, temperaturas, capacidades, presiones, entalpías, entre otros.
- Definir el crudo convencional a utilizar a partir de la base de crudos disponibles en la refinería.

3. Modelar y validar el proceso en Aspen Hysys con datos de diseño:

- Definir el modelo termodinámico a utilizar
- Caracterizar el crudo.
- Construir esquemas del diagrama de flujo en el simulador.
- Crear la simulación representativa de T-V II de la refinería, incluyendo los equipos y corrientes. Simular la operación con la alimentación del diseño del proceso.
- Especificar corrientes incluyendo sus composiciones, temperaturas, flujos y propiedades físicas.
- Diseñar los equipos incluyendo sus especificaciones.
- Simular tren de precalentamiento.
- Diseñar columna de destilación atmosférica con Strippers y pump around.
- Diseñar columna estabilizadora de gasolina.
- Diseñar columna de vacío.
- Validar la simulación con datos de balance de masa del diseño.

4. Análisis de resultados posterior a la simulación:

- Registrar resultados de los productos simulados obtenidos de las tres Torres de Destilación.
- Analizar curvas TBP, propiedades y rendimientos de los productos refinados.
- Construir tablas comparativas, entre la variable medida en la simulación y los resultados del Balance de Masa de la Ingeniería Básica del diseño.
- Hallar los puntos críticos en la simulación.
- Identificar y recomendar mejoras.

5.2.1 Software Aspen Hysys

Se utilizó el software Aspen Hysys para obtener los flujos de los productos de las tres columnas de destilación y de todos los equipos correspondientes en la simulación como acumuladores, intercambiadores de calor, hornos, entre otros.

El software Aspen Hysys es una herramienta de simulación de procesos que se utilizó para un sistema dinámico y sus paquetes termodinámicos llevan a la presentación de un modelo más realista (Electivo & Hysys, 2010).

En los últimos años este programa ha sido ampliamente usado en la industria para investigación, desarrollo, simulación y diseño. Sirve como plataforma ingenieril para modelar procesos de refinación, procesos químicos, entre otros.

Para simular un caso completo se deben seguir los siguientes puntos: Creación de un caso nuevo, introducción a la nueva interfase, configuración del paquete termodinámico, caracterización de una corriente de crudo con Oil Manager a partir de la curva de destilación, instalación de las corrientes en la simulación, construcción del diagrama de procesos, uso de las herramientas de análisis en corrientes y equipos, configuración de un caso de estudio para evaluar cambios en las condiciones de proceso, creación de tablas de datos y conexión con Excel (Aspen Simulation Workbook). Una vez que se obtengan los resultados de la simulación, podrá tener un buen entendimiento de los pasos básicos necesarios para construir una simulación en el programa (Electivo & Hysys, 2010).

5.2.2 Selección del modelo termodinámico

Después de definir la lista de componentes se puede terminar la configuración del ambiente de propiedades asociando el método termodinámico a usar en la simulación. El paquete de fluidos se utiliza para calcular las propiedades termodinámicas y de transporte de los componentes y mezclas de la simulación (como entalpía, entropía, densidad, calor específico, equilibrio L-V, etc.). Existen diferentes paquetes de propiedades disponibles en Hysys, ya que existen ecuaciones diferentes para predecir y modelar de manera exacta el comportamiento termodinámico de cada tipo de sistema. Cuando se asocia una lista de componentes con un paquete de propiedades, se crea un paquete de fluidos. El paquete de fluidos lleva toda la información termodinámica necesaria para definir la simulación en el diagrama de procesos.

En la siguiente Figura 10 se muestran algunos modelos que pueden encontrarse en un simulador:

Equation-of-State Models	Activity Coefficient Models
Benedict-Webb-Rubin(BWR)-Lee-Starling	Electrolyte NRTL
Hayden-O'Connell*	Flory-Huggins
Hydrogen-fluoride equation of state for hexamerization*	NRTL
Ideal gas law*	Scatchard-Hildebrand
Lee-Kesler (LK)	UNIQUAC
Lee-Kesler-Plocker	UNIFAC
Peng-Robinson (PR)	Van Laar
Perturbed-Hard-Chain	Wilson
Predictive SRK	
Redlich-Kwong (RK)	Special Models
Redlich-Kwong-Soave (RKS)	API sour-water method
RKS or PR with Wong-Sandler mixing rule	Braun K-10
RKS or PR with modified-Huron-Vidal-2 mixing rule	Chao-Seader
Sanchez-Lacombe for polymers	Grayson-Streed
	Kent-Eisenberg
	Steam Tables

* Not used for the liquid phase

Figura 10. Modelos de propiedades termodinámicas disponibles en un simulador. Fuente: (Electivo & Hysys, 2010).

En la selección del modelo termodinámico es de vital importancia desarrollar criterios que ayuden a elegir el o los modelos más adecuados a un problema específico. Los criterios de selección se basan en el grado de no idealidad del sistema en estudio y de las condiciones de operación. Veamos algunos sencillos:

- Las EOS se aplican a sistemas no polares o ligeramente polares en todo el intervalo de presión.
- Los modelos de coeficiente de actividad se usan en sistemas que contienen sustancias polares a presiones bajas (<10 bar). Se utilizan para la fase líquida y se complementan con EoS para la fase de vapor. Si la presión es menor a 5 bar, se emplea la ecuación de los gases ideales, en cambio, si la presión está entre 5 y 10 bar, se suele preferir Peng-Robinson.
- Para modelar sistemas polares a presiones altas, lo recomendable es usar EoS y cambiar las reglas de mezclado clásicas por reglas de mezclado basadas en modelos de coeficiente de actividad (Electivo & Hysys, 2010).

A la hora de elegir un modelo termodinámico, resulta útil disponer al menos de un procedimiento lógico para decidir qué modelo probar primero. En la siguiente Figura 11 se incluye un árbol de decisión. Para fluidos no polares, puede ser suficiente una ecuación de estado. Para fluidos polares, se prefiere un modelo de coeficiente de actividad ajustado.

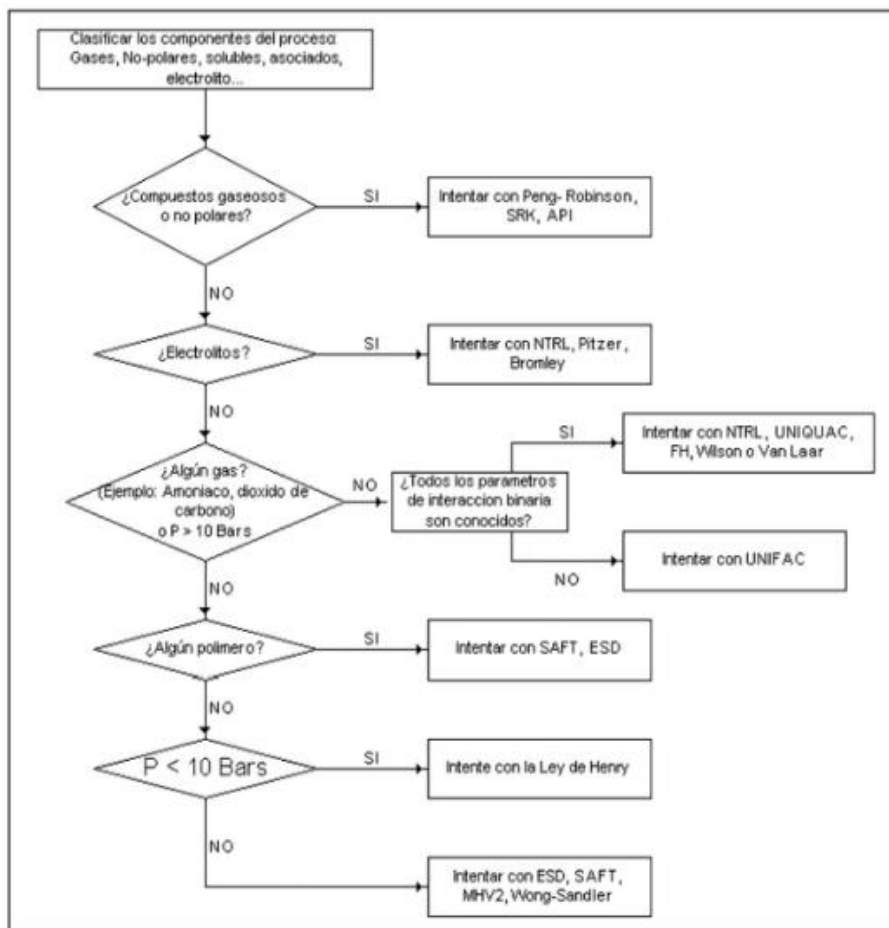


Figura 11. Diagrama de flujo para seleccionar modelo termodinámico. Fuente: (Electivo & Hysys, 2010).

Con relación al Árbol de decisión, para este caso se utilizó el paquete termodinámico Peng-Robinson (PR) perteneciente a EoS (Ecuación de Estado) Cúbica. PR se escoge debido a que, los componentes del proceso contienen gases, compuestos no polares, el proceso está a altas temperaturas y a altas presiones (entre 5-10 bar aproximadamente). Además, es la más utilizada en la Industria Petrolífera y tiene menos limitaciones que Soave Redlich Kwong (SRK) la cual es utilizada mayormente en modelos catalíticos y no puede ser usada porque no incluye el Hidrógeno

en el proceso. De igual manera, PR y SRK representan muy bien la fase vapor y líquida. Finalmente, para las principales Columnas de Destilación del proceso que son; Atmosférica (o Topping) y Vacío, se recomienda el modelo Peng-Robinson como se muestra en la siguiente Tabla.

Tabla 3. Métodos según tipo de sistema. Fuente: (Ángel & Gallego, 2012).

Tipo de Sistema	Método recomendado para las propiedades
Torres de crudo atmosféricas	Peng Robinson, Peng Robinson Options, GS.
Torres a Vacío	Peng Robinson, Peng Robinson Options, GS, Braun K10, Esso K

La ecuación de Peng-Robinson es útil para la estimación de propiedades en equilibrio líquido-vapor. Se pueden utilizar tanto para presiones y temperaturas moderadas como altas ($T > 271^{\circ}\text{C}$ y $P < 100000$ kPa). La ecuación de PR es la siguiente, donde P_c es presión crítica, T_c es temperatura crítica, R es la constante de los gases, V es volumen molar, C es función empírica, y α es función del factor acéntrico de Pitzer (ω) (Pineda, 2018).

$$P = \frac{RT}{V-b_i} - \frac{\alpha a_i}{v(v+b_i)+b_i(v-b_i)} \quad (\text{Ecuación 2})$$

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,5722\omega - 0,2699\omega^2)(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}})]^2 \quad (\text{Ecuación 3})$$

$$\alpha_i = 0,4572 \frac{R^2 T_c}{P_c} \quad (\text{Ecuación 4})$$

$$b_i = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (\text{Ecuación 5})$$

Cuando el factor acéntrico es mayor a 0,49, Aspen Hysys corrige la ecuación como se muestra a continuación.

$$\alpha = [1 + (0,379642 + 1,48503\omega - 0,164423\omega^2 + 0,016666\omega^3)(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}})]^2 \quad (\text{Ecuación 6})$$

5.2.3 Caracterización crudo SAUCES

Para ingresar un crudo al programa se debe especificar su curva de destilación y sus propiedades físicas, pero en este caso ENAP Refinerías Bio Bio, me proporcionó una base de datos de crudos de la refinería de esta manera no es necesario ingresar el crudo como fue anteriormente mencionado, sino que sólo se selecciona de la lista. De la base de datos se escogió el crudo convencional SAUCES porque fue parte de los crudos simulados en la Ingeniería Básica para Topping y Vacío II en 1998, y de los datos estipulados y el balance de materia me guíé para realizar este trabajo.

Los componentes puros del crudo SAUCES son; Metano, Etano, Propano, Iso-butano, N-Butano, Iso-Pentano, N-Pentano, Benceno, Ciclopentano, C6-Naftenos, C6-Parafinas, C7-Naftenos, C7-Parafinas y Tolueno.

Aspen Hysys genera una tabla con datos fundamentales del crudo como información general, componentes, propiedades y destilación en el punto de ebullición que se muestra a continuación.

Tabla 4. Características crudo Saucés. Fuente: Aspen Hysys.



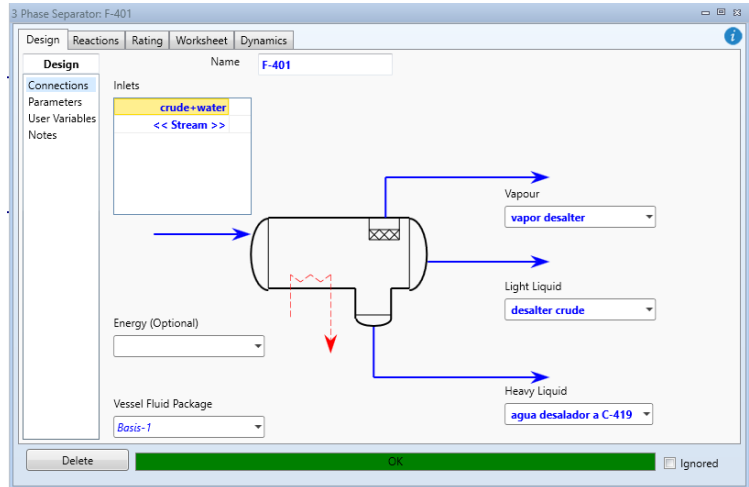
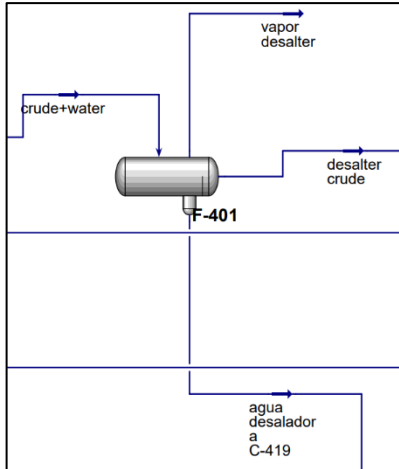
Crude: **SAUCES**
Reference:

General Information		Pure Components (% wt)		Whole Crude Properties			TBP Distillation		
Name	SAUCES	METHANE	0	StdLiquidDensity (API)	35,855	C	wt%	vol%	
Region		ETHANE	0	SulfurByWt (%)	0,37	15	0	1,3496	
Country		PROPANE	0,178287943	KinematicViscosity (cSt)@ 50 (C)	3,6	80	3,0092	3,9011	
Sample Date	44796.6864351852	ISOBUTANE	0,329570789	KinematicViscosity (cSt)@ 100 (C)	1,3	175	19,388	22,239	
Source Reference		N-BUTANE	0,342037189	KinematicViscosity (cSt)@ 150 (C)	0,6718	230	31,305	34,792	
Characterized By	dretamals	ISOPENTANE	0	NitrogenByWt (%)	0,0913	340	53,712	57,4	
		N-PENTANE	0,160814689	VanadiumByWt (%)	0,0006	370	59,005	62,558	
		BENZENE	0,171271693	NickelByWt (%)	0,0002	510	78,971	81,495	
		CYCLOPENTANE	0,000659351	AsphalteneByWt (%)	0,2	550	83,131	85,332	
		C6-NAPHTHENES	1,066012994	ConradsonCarbonByWt (%)	2,8				
		C6-PARAFFINS	1,100228286	Watson K	11,838				
		C7-NAPHTHENES	1,788010258	WaxContent (%)	9,1567				
		C7-PARAFFINS	1,714362973	TotalAcidNumber (mg KOH/g)	0,05				
		TOLUENE	0,257560788	PourPoint (C)	-3,886				

5.3 Equipos utilizados

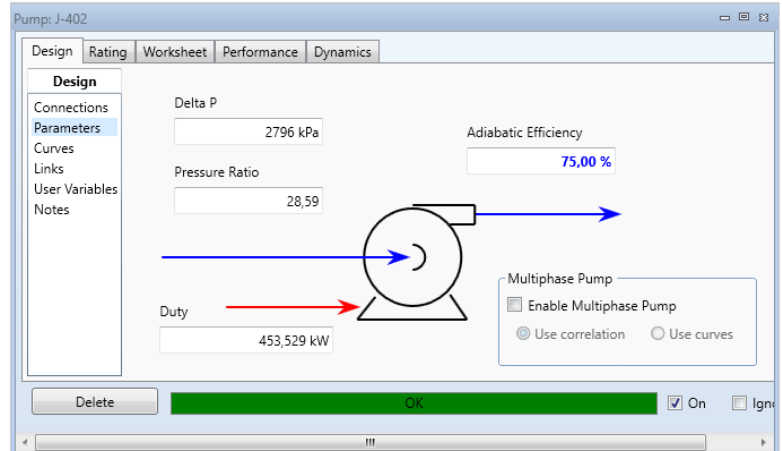
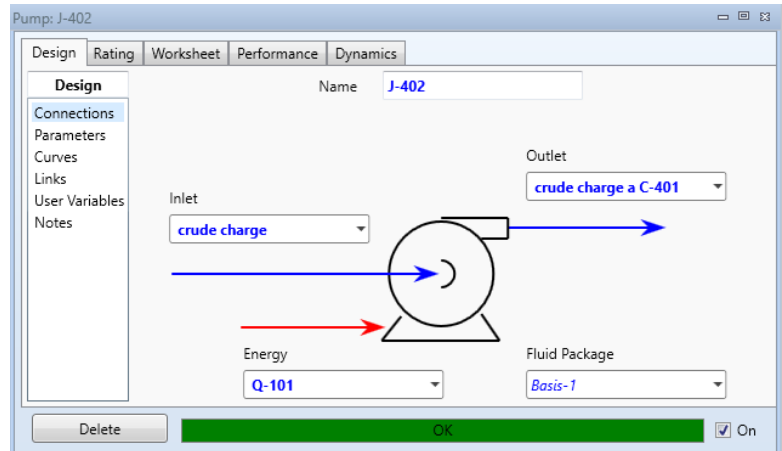
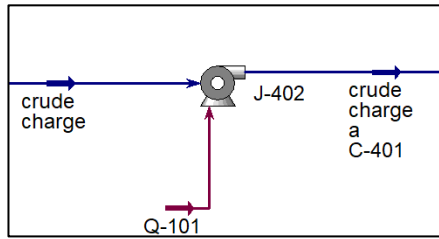
5.3.1 Separadores tres fases

5.3.1.1 Desalador F-401



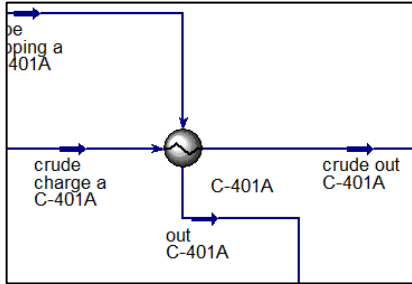
5.3.2 Bombas

5.3.2.1 Bomba J-402



5.3.3 Intercambiadores de calor

5.3.3.1 Intercambiador de calor tubo/carcasa C-401A



Heat Exchanger: C-401A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

Design

Tube Side Inlet: crude charge a C-401A
 Shell Side Inlet: tope topping a C-401A

Tube Side Outlet: crude out C-401A
 Shell Side Outlet: out C-401A

Tube Side Fluid Pkg: Basis-1
 Shell Side Fluid Pkg: Basis-1

Convert to Rigorous Model
 You can replace any simple exchanger model by a fully rigorous model in your simulation defining a geometry by sizing or by direct specification via input or by importing a prepared file.

Buttons: Size Exchanger, Specify Geometry

Heat Exchanger: C-401A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

Design

Heat Exchanger Model: Simple End Point
 Heat Leak/Loss: None Extremes Proportional

End Point Model

Overall UA [kJ/C-h]	1,758e+005	
		SHELL-SIDE TUBE-SIDE
Specified Pressure Drop [kPa]	0,0000	0,0000

Use Ft	Tube Passes	Shell Passes	Shells In Series	First Pass	Shell Type
<input checked="" type="checkbox"/>	2	1	1	Counter	E

Convert to Rigorous Model
 You can replace any simple exchanger model by a fully rigorous model in your simulation defining a geometry by sizing or by direct specification via input or by importing a prepared file.

Buttons: Size Exchanger, Specify Geometry

Heat Exchanger: C-401A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

Rating

Sizing Data
 Overall Shell Tube

Configuration

Number of Shell Passes	1
Number of Shells in Series	1
Number of Shells in Parallel	1
Tube Passes per Shell	2
Exchanger Orientation	Horizontal
First Tube Pass Flow Direction	Counter
Elevation (Base)	0,0000

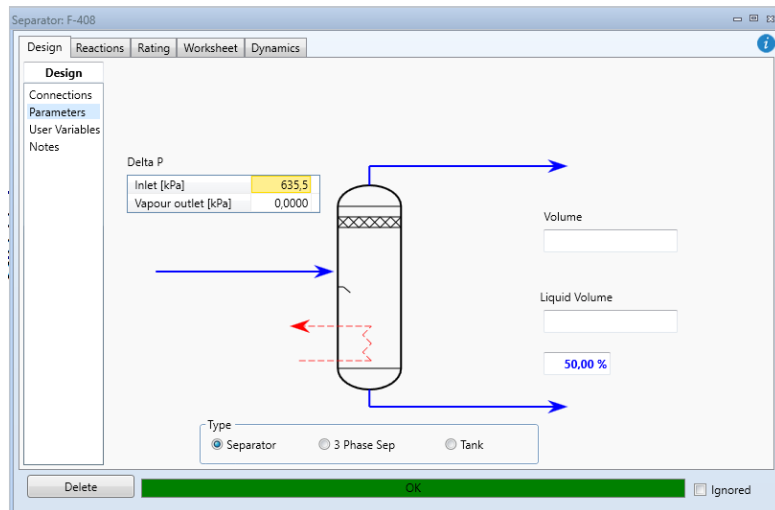
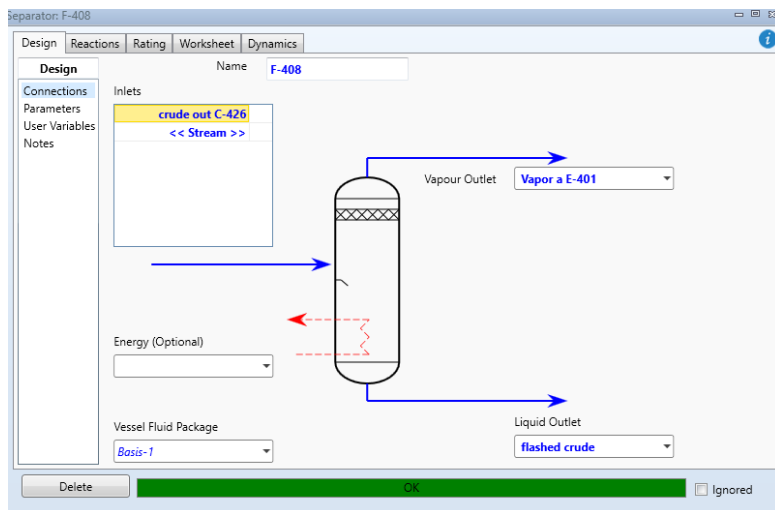
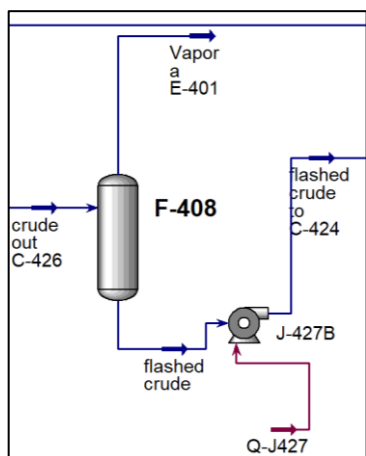
TEMA Type: A E L

Calculated Information

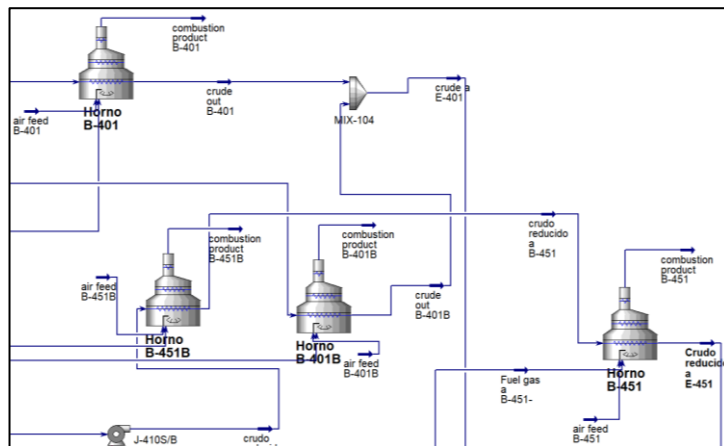
Shell HT Coeff [kJ/h-m ² -C]	<empty>
Tube HT Coeff [kJ/h-m ² -C]	<empty>
Overall U [kJ/h-m ² -C]	2915
Overall UA [kJ/C-h]	1,758e+005
Shell DP [kPa]	0,0000
Tube DP [kPa]	0,0000
Heat Trans. Area per Shell [m ²]	60,32
Tube Volume per Shell [m ³]	0,1930
Shell Volume per Shell [m ³]	2,272

5.3.4 Separadores Flash

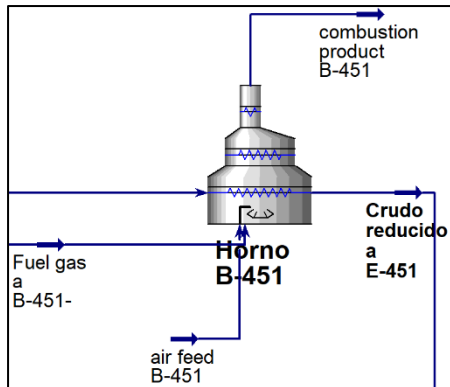
5.3.4.1 Separador Flash F-408



5.3.5 Hornos



5.3.5.1 Horno B-451 sección Vacío



The 'Design' tab shows the configuration for the 'Horno B-451' unit. It includes a schematic of the furnace and a table of streams.

Inlet Streams	Outlet Streams	Zone (Dynamics)
crudo reducido a E << Stream >>	Crudo reducido a E << Stream >>	Radiant

Additional settings include: Fuel Streams: Fuel gas a B-451-; Air Feed in SS Mode: air feed B-451; Fluid Package: Basis-1.

The 'Steady State Parameters' tab shows the following settings:

- Model Selection: Steady State model: Simple fired heater
- Steady State Parameters: Efficiency: 70.00; Excess Air Percent: 5.00
- Oxygen: O2 Mixing Efficiency: 100.00
- Flame Status: Flame Is Out (Buttons: Light, Extinguish)
- Combustion Boundaries: Min. Air Fuel Ratio: 1.000; Calc. Air Fuel Ratio: <empty>; Max. Air Fuel Ratio: 40.00; Flame Should Auto Light When Inside Boundary
- Fuels Table:

Component	Enable	Mix Efficiency
CO	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
Methane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
Ethane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
Propane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
i-Butane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
n-Butane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
22-Mpropane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
i-Pentane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
n-Pentane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
Hydrogen	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00
Cyclopentane	<input checked="" type="checkbox"/>	100.00

The 'Rating' tab shows the 'Radiative' zone selected. It displays tube and shell properties for the 'crudo reducido' stream.

Tube Properties	
Stream Pass	crudo reducido
Tube Inner Diameter [m]	8.890e-002
Tube Outer Diameter [m]	0.1016
Tube Thickness [m]	<empty>
# Tubes per External Pass	20
Tube Length [m]	3.800
Tube Inner Area [m2]	21.23
Tube Outer Area [m2]	24.26
Tube Inner Volume [m3]	0.4717

Shell Properties	
Shell Inner Diameter [m]	1.700
Shell Outer Diameter [m]	2.000
Wall Thickness [m]	<empty>
Zone Height [m]	4.280
Shell Inner Area [m2]	22.86
Shell Outer Area [m2]	26.89
Shell Net Volume (Holdup) [m3]	9.099
Shell Total Volume [m3]	9.715

6 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En el proceso de simulación en Aspen Hysys, se utilizaron ciertos equipos que lograron modelar el diseño de T-V II, estos equipos fueron; hornos atmosféricos, hornos de vacío, acumuladores, desaladores, bombas, columnas de destilación, separadores flash, separadores de 3 fases e intercambiadores de calor como se muestra en el Anexo 2, en la cual se abarca la simulación completa realizada en el programa.

Para el modelado de las Unidades, se utilizó el crudo Saucés otorgado por ERBB dentro de la base de datos. Su caracterización y rendimientos son a partir de la curva TBP (punto de ebullición real) para cada corte, como se muestra en la Figura 12 obtenida por el programa.

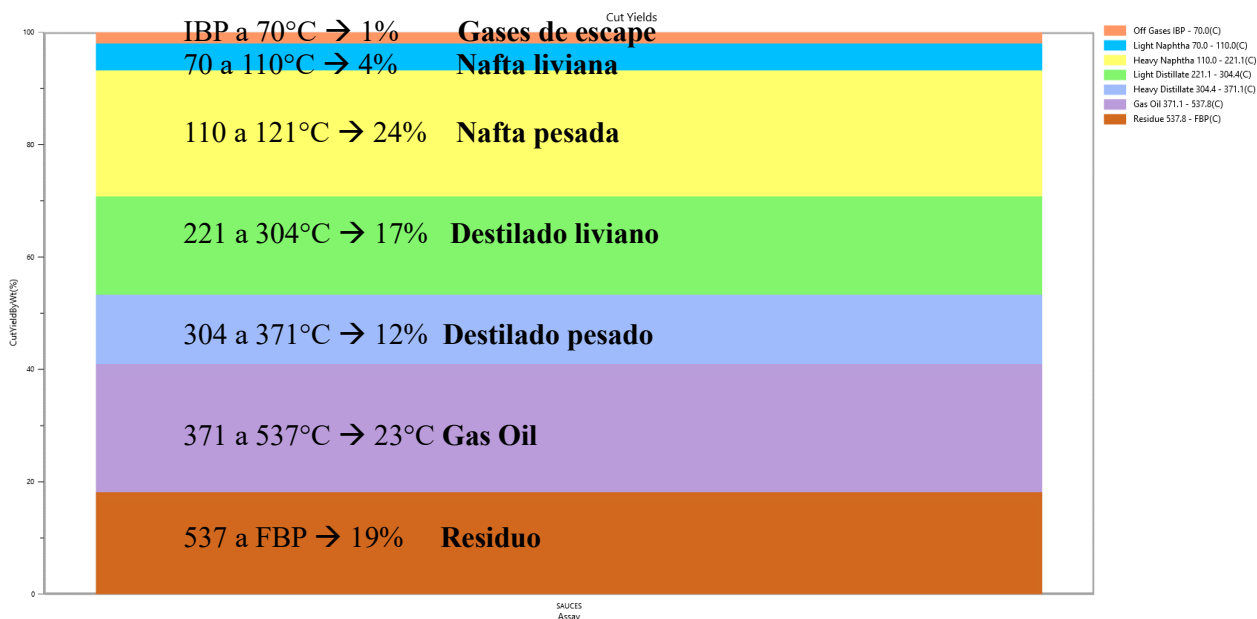


Figura 12. Rendimientos de corte. Fuente: Aspen Hysys.

Los rendimientos de corte en peso total (medido en porcentaje), cambian según las temperaturas de ebullición. Cada corte obtenido en la destilación le corresponde un grado de volatilidad que se caracteriza mediante distintos puntos de ebullición que permiten conocer los rendimientos de cada corte y así obtener el máximo en productos y el mínimo en residuos. Estos rendimientos son diferentes según el tipo de crudo, ya que, cada fracción que se obtenga tendrá diferentes propiedades, características, composiciones y calidad.

Como se puede observar en la Figura 12, el rendimiento de corte va de 0 a 100% para crudo Saucos que corresponde a cierto rango de temperatura; para el primer corte son gases de escape (color naranja) donde comienza con el punto de ebullición inicial (IBP) hasta los 70°C, con un rendimiento de corte de aproximadamente 1%. Luego, el segundo corte es Nafta liviana (color celeste) con un rango de temperaturas entre 70°C a 110°C, con un rendimiento de corte de aproximadamente 4%. El tercer corte es Nafta pesada (color amarillo) con un rango de temperaturas entre 110°C a 221°C, con un rendimiento de corte de aproximadamente 24%. El cuarto corte es destilado liviano (color verde) con un rango de temperaturas entre 221°C a 304°C, con un rendimiento de corte de aproximadamente 17%. El quinto corte es destilado pesado (color azul) con un rango de temperaturas entre 304°C a 371°C, con un rendimiento de corte de aproximadamente 12%. El sexto corte es Gas Oil (color morado) con un rango de temperaturas entre 371°C a 537°C, con un rendimiento de corte de aproximadamente 23%. Finalmente, el séptimo corte es residuo (color naranja oscuro) con un rango de temperaturas entre 537°C hasta el punto de ebullición final (FBP), con un rendimiento de corte de aproximadamente 19%.

Con respecto a los rendimientos, los mayores son para los cortes de Nafta pesada y Gas Oil con un 24% y 23%, respectivamente. Luego le sigue el residuo con 19%, el destilado liviano con 17%, destilado pesado con 12%, la Nafta liviana con 4% y finalmente los gases de escape con 1%.

6.1 Resultados Columna de destilación atmosférica

En la ventana de simulación tenemos el Flowsheet para Topping II, donde están todos los flujos de materia, energía y equipos que formará la columna de destilación atmosférica E-401, como aparece en la Figura 13. La Figura 13.(a) es la representación de la columna de destilación atmosférica en el ambiente de la simulación a modo de caja negra, ya que, no se muestran las corrientes que retornan a la torre, ni los strippers, ni el condensador, etc. En cambio en la Figura 13.(b) se ve la columna mucho más detallada, donde se observan los platos de la Torre y sus respectivas corrientes de entradas y salidas.

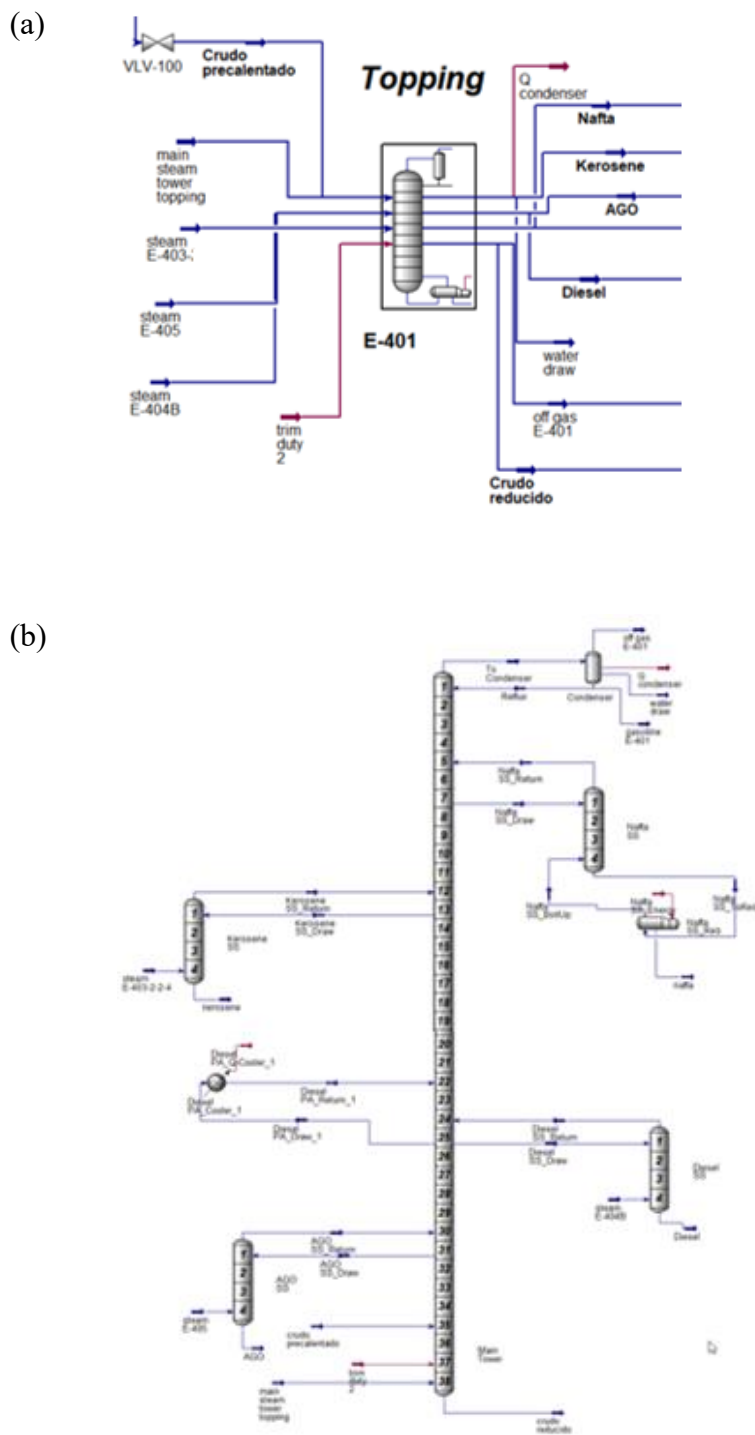


Figura 13. Simulación Columna de destilación atmosférica E-401. (a) Vista general de E-401. (b) Vista detallada de E-401. Fuente: Aspen Hysys.

En el plato 1 se extraen los gases que se condensarán [Anexo 3], para luego volver como reflujo al mismo plato. En el plato 7 está la corriente de extracción de Nafta a su stripper, y del tope del stripper se devuelve una corriente de gases de Nafta al plato 5. En el plato 13 está la corriente de extracción de Kerosene a su stripper, y del tope del stripper se devuelve una corriente de gases de Kerosene al plato 12. En el plato 25 está la corriente de extracción de Diesel a su stripper, y del tope del stripper se devuelve una corriente de gases de Diesel al plato 24. También del plato 25 sale una corriente de extracción de Diesel P.A. que pasa por un enfriador para volver al plato 22. En el plato 31 está la corriente de extracción de Gas Oil Atmosférico a su stripper, y del tope del stripper se devuelve una corriente de gases de Gas Oil Atmosférico al plato 30. Luego en el plato 35 se alimenta la Torre con crudo precalentado y en el plato 38 se le inyecta vapor recalentado. Finalmente, en el plato 38 que es el fondo de la Torre se extrae el crudo reducido.

En esta columna se ve puede ver la presión versus la posición de bandeja desde el tope de la columna que se muestra en siguiente Figura 14 obtenida por el programa.

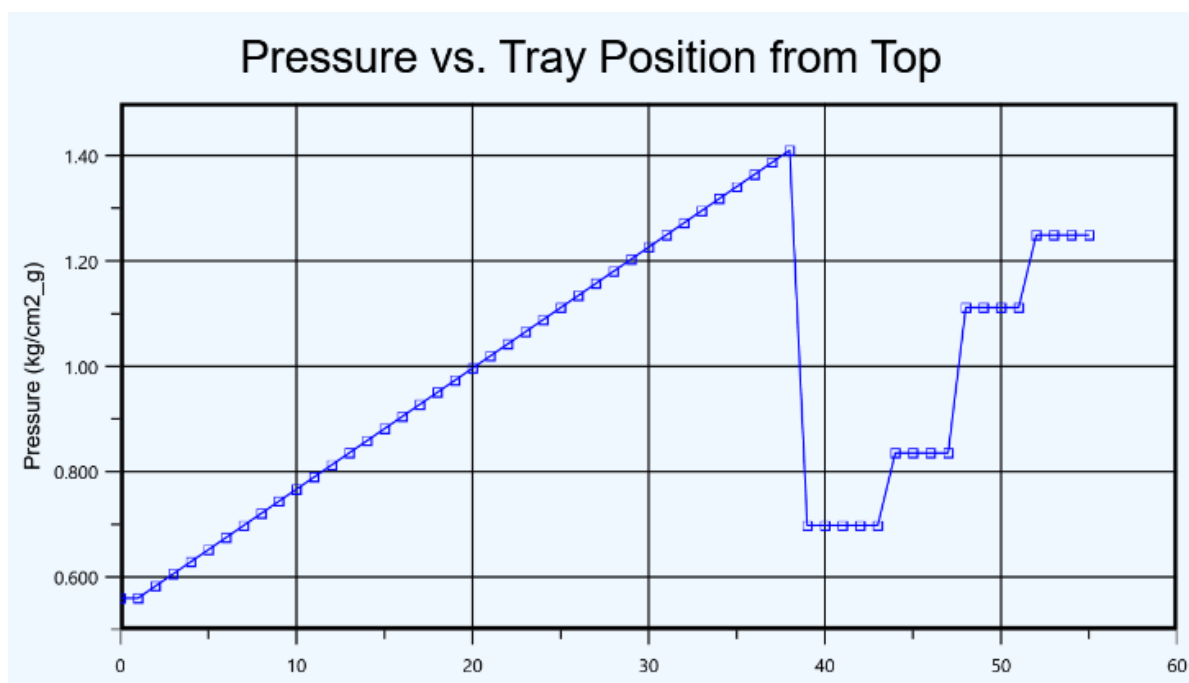


Figura 14. Grafica Presión VS Posición de bandeja desde el tope de la columna E-401. Fuente: Aspen Hysys.

El flujo de líquido de la columna baja por gravedad y la diferencia de presión mueve el vapor hacia arriba a través de los platos. También es importante conseguir que la caída de presión en el plato sea mínima, ya que, la presión afecta al grado de separación que se puede alcanzar en la columna.

La presión aumenta linealmente desde el plato 1 con una presión de 0,5 kg/cm²g hasta el plato 38 con una presión de 1,4 kg/cm²g que es la presión de operación máxima de la Torre según el diseño. Luego del plato 38 hay una caída de presión, ya que, se acaba la columna y comienzan los cuatro Strippers compuestos de 4 platos como se ilustra en la parte derecha del gráfico. Los 4 strippers tienen presiones constantes, sin diferencias de presiones. El que se encuentra en la zona inferior tiene menor presión, y corresponde al stripper de Nafta (0,7 kg/cm²g), luego el de Kerosene (0,82 kg/cm²g), le sigue el stripper de Diesel (1,1 kg/cm²g) y finalmente el de Gas Oil Atmosférico (1,24 kg/cm²g).

Finalmente, en la columna de destilación atmosférica se puede ver la temperatura versus la posición de bandeja desde el tope de la columna que se muestra en siguiente Figura 15 obtenida por el programa.

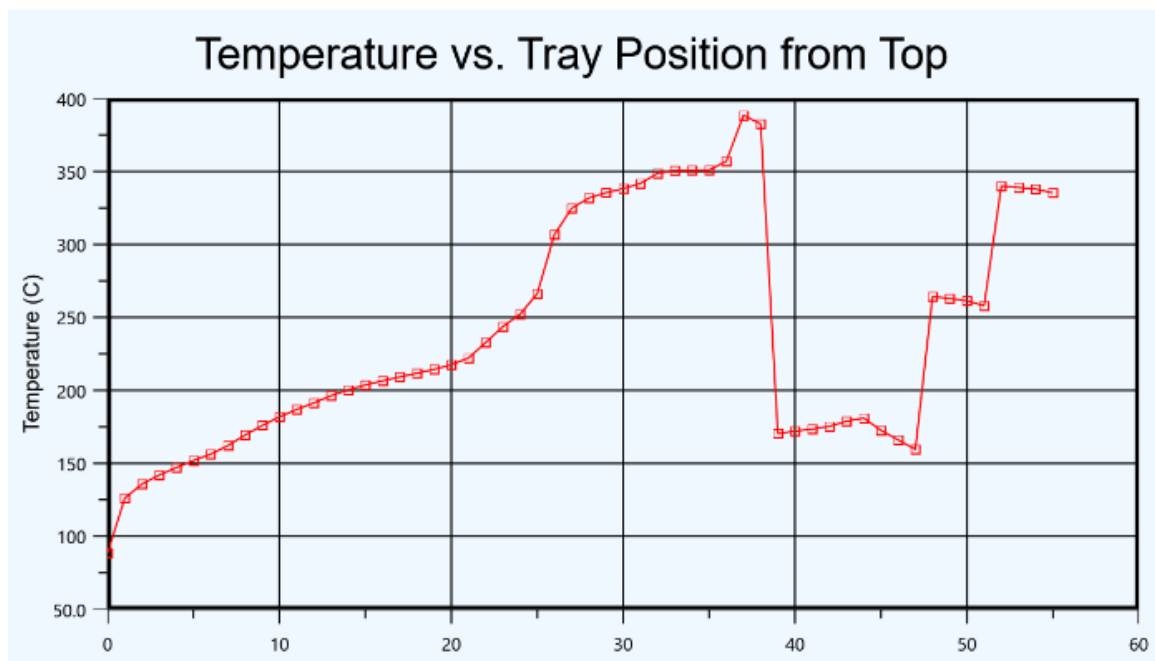


Figura 15. Grafica Temperatura VS Posición de bandeja desde el tope de la columna E-401.

Fuente: Aspen Hysys.

La temperatura asciende a medida que aumentan los platos. Comienza desde el plato 1 con una temperatura de 125°C hasta el plato 38 con una temperatura de 350 – 385 °C aproximadamente. Luego del plato 38 hay una caída de temperatura, ya que, se acaba la columna y comienzan los cuatro Strippers compuestos de 4 platos como se ilustra en la parte derecha del gráfico. El stripper que se encuentra en la zona inferior tiene menor temperatura, y corresponde al stripper de Nafta (160°C), luego el de Kerosene (180°C), le sigue el stripper de Diesel (270°C) y finalmente el de Gas Oil Atmosférico (349°C). Además, es importante que la temperatura no sobrepase los 400°C para que no ocurra coquización de los productos.

Deduciendo a partir del gráfico, considerando la Torre desde el tope; el plato 1 corresponde a la extracción de los gases a 125°C, luego el plato 7 corresponde a la extracción de Nafta (fase líquida) hacia su respectivo stripper a 160°C aprox. Del cual se devuelven vapores de Nafta al plato 5 de la Torre a 150°C aprox. Después, en el plato 13 se extrae Kerosene (fase líquida) hacia su respectivo stripper a 190°C. Del cual se devuelven vapores de Kerosene al plato 12 de la Torre a 185°C aprox. La siguiente extracción es la de Diesel (fase líquida) en el plato 25 hacia su respectivo stripper a 270°C aprox. Del cual se devuelven vapores de Diesel al plato 24 de la Torre a 255°C aprox. Además, de la misma extracción se crea una corriente de Diesel Pump Around que retorna a la Torre por el plato 22 a 225°C aprox. Posteriormente, está la alimentación de la Torre con crudo precalentado que ingresa por el plato 35 a 350°C. Finalmente, en los platos 36 al 37 aumenta brusco la temperatura por la inyección de vapor a la Torre desde 355°C a 385°C aproximadamente, y luego en el plato 38 se extrae el crudo reducido a 380°C aprox.

6.1.1 Resultados Strippers de la columna de destilación atmosférica

Luego de realizar la simulación en Hysys, se obtienen múltiples resultados [Anexo 4] y valores importantes para analizar y determinar si se cumplen los objetivos de la destilación definida por el diseño. A continuación, se concentran los resultados de las corrientes principales obtenidas en la simulación.

6.1.1.1 Stripper Nafta con Rehervidor

En la Tabla 5 se comparan los resultados de la corriente simulada de Nafta producto, proveniente del Stripper, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 5. Comparación Balance Masa de Nafta producto. Fuente: Elaboración propia.

Corriente Nafta Producto	Simulación	Balance
Temperatura °C	175	139
Presión (kg/cm ² g)	0,69	1,2
Flujo másico (kg/h)	31.990	31.988

Con respecto a la Tabla 5, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de Nafta producto poseen una diferencia despreciable de 2 (kg/h). En cuanto a la temperatura, existe una diferencia de 36°C y 0,51(kg/cm²g) de presión. Las diferencias de temperatura y presión pueden ser posibles dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

Para el diseño del stripper de Nafta E-402, se utilizaron los valores de flujo de alimentación, datos del rehervidor, número de etapas, corrientes de extracción y retorno que hicieron converger al stripper como se muestra en la Figura 16.

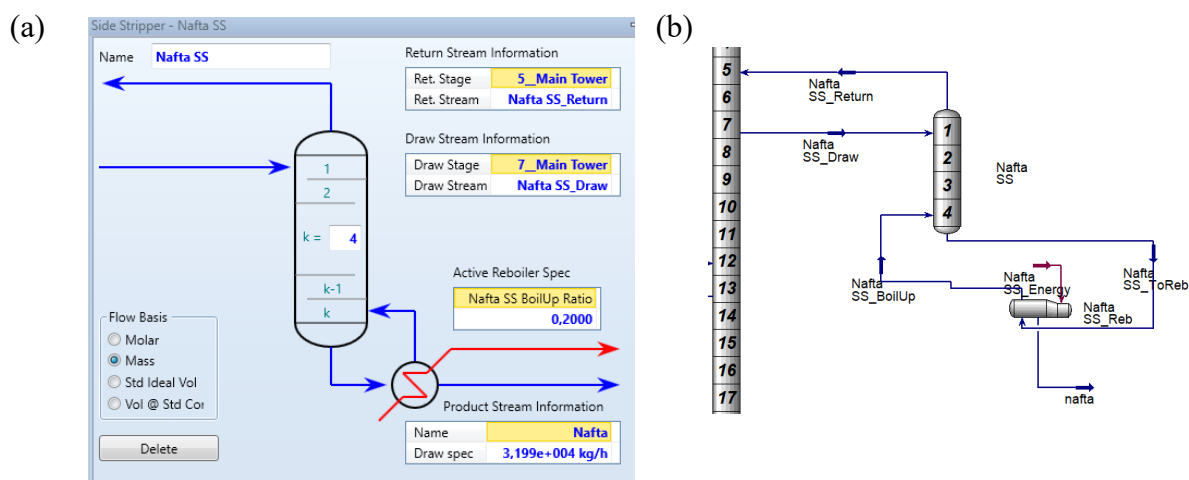


Figura 16. Stripper de Nafta E-402. (a) Diseño Stripper Nafta. (b) Vista general Stripper Nafta. Fuente: Aspen Hysys.

6.1.1.2 Stripper Kerosene

En la Tabla 6 se comparan los resultados de la corriente simulada de Kerosene producto, proveniente del Stripper, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 6. Comparación Balance Masa de Kerosene producto. Fuente: Elaboración propia.

Corriente Kerosene Producto	Simulación	Balance
Temperatura °C	166	146
Presión (kg/cm ² g)	0,83	1,23
Flujo másico (kg/h)	27.940	27.939

Con respecto a la Tabla 6, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de Kerosene producto poseen una diferencia despreciable de 1 (kg/h). En cuanto a la temperatura y presión existe una baja diferencia de 20°C y 0,4 (kg/cm²g), respectivamente, que se consideran dentro del alcance.

Para el diseño del stripper de Kerosene E-403, se utilizaron los valores de flujo de alimentación, datos de inyección de vapor, número de etapas, corrientes de extracción y retorno que hicieron converger al stripper como se muestra en la Figura 17.

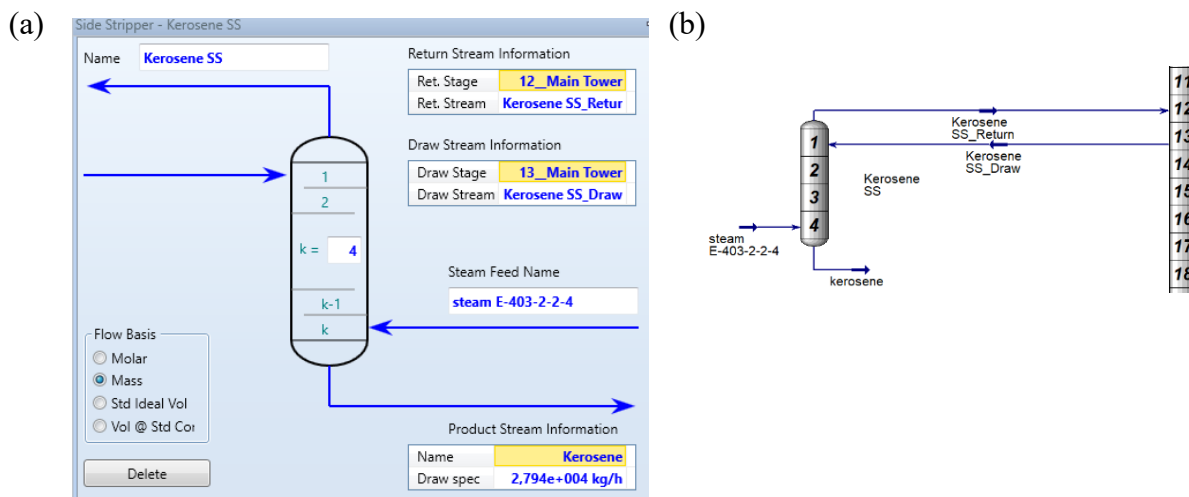


Figura 17. Stripper de Kerosene E-403. (a) Diseño Stripper Kerosene. (b) Vista general Stripper Kerosene. Fuente: Aspen Hysys.

6.1.1.3 Stripper Diesel

En la Tabla 7 se comparan los resultados de la corriente simulada de Diesel producto, proveniente del Stripper, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 7. Comparación Balance Masa de Diesel producto. Fuente: Elaboración propia.

Corriente Diesel Producto	Simulación	Balance
Temperatura °C	245	251
Presión (kg/cm ² g)	1,11	1,37
Flujo másico (kg/h)	74.660	118.082

Con respecto a la Tabla 7, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, con una diferencia de 43.422 (kg/h) de Diesel producto, que se considera dentro del alcance y puede ocurrir dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales. En cuanto a la temperatura, existe una baja diferencia de 6°C y 0,26 (kg/cm²g) de presión.

Para el diseño del stripper de Diesel E-404B, se utilizaron los valores de flujo de alimentación, datos de inyección de vapor, número de etapas, corrientes de extracción y retorno que hicieron converger al stripper como se muestra en la Figura 18.

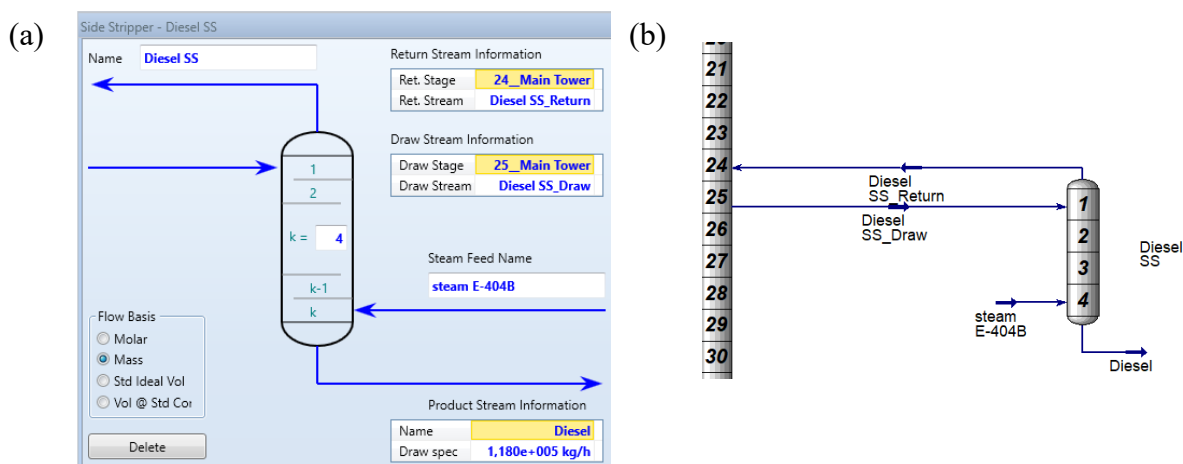


Figura 18. Stripper de Diesel E-404B. (a) Diseño Stripper Diesel. (b) Vista general Stripper Diesel. Fuente: Aspen Hysys.

6.1.1.4 Stripper Gas Oil Atmosférico (AGO)

En la Tabla 8 se comparan los resultados de la corriente simulada de AGO producto, proveniente del Stripper, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 8. Comparación Balance Masa de AGO producto. Fuente: Elaboración propia.

Corriente AGO Producto	Simulación	Balance
Temperatura °C	297	302
Presión (kg/cm ² g)	1,24	6,33
Flujo másico (kg/h)	20.400	20.404

Con respecto a la Tabla 8, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de AGO producto poseen una diferencia despreciable de 4 (kg/h). En cuanto a la temperatura, existe una baja diferencia de 5°C. Para la presión hay una diferencia considerable de 5,09 (kg/cm²g), la cual puede ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

Para el diseño del stripper de Gas Oil Atmosférico E-405, se utilizaron los valores de flujo de alimentación, datos de inyección de vapor, número de etapas, corrientes de extracción y retorno que hicieron converger al stripper como se muestra en la Figura 19.

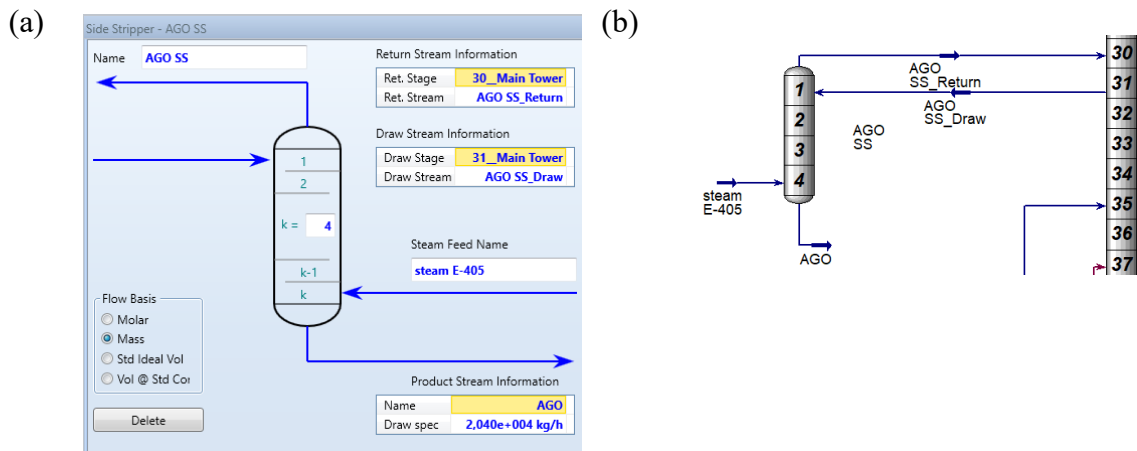


Figura 19. Stripper de AGO E-405. (a) Diseño Stripper AGO. (b) Vista general Stripper AGO.

Fuente: Aspen Hysys.

6.1.2 Resultados Pump Around de la columna de destilación atmosférica

En la Tabla 9 se comparan los resultados de la corriente simulada de Diesel P.A., en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 9. Comparación Balance Masa de Diesel P.A. Fuente: Elaboración propia.

Corriente Diesel P.A.	Simulación	Balance
Temperatura °C	184	155
Presión (kg/cm ² g)	0,53	6,76
Flujo másico (kg/h)	240.000	284.036

Con respecto a la Tabla 9, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, con una diferencia de 44.036 (kg/h) de Diesel P.A. que está dentro del rango aceptable. En cuanto a la temperatura, existe una baja diferencia de 29°C. Para la presión hay una diferencia considerable de 6,23 (kg/cm²g), la cual puede ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

Para el diseño de la corriente Diesel P.A., se utilizaron los valores de flujo de extracción y retorno, al igual que sus respectivos números de platos. También se especifica la temperatura de retorno, calor intercambiado, como se muestra en la Figura 20.

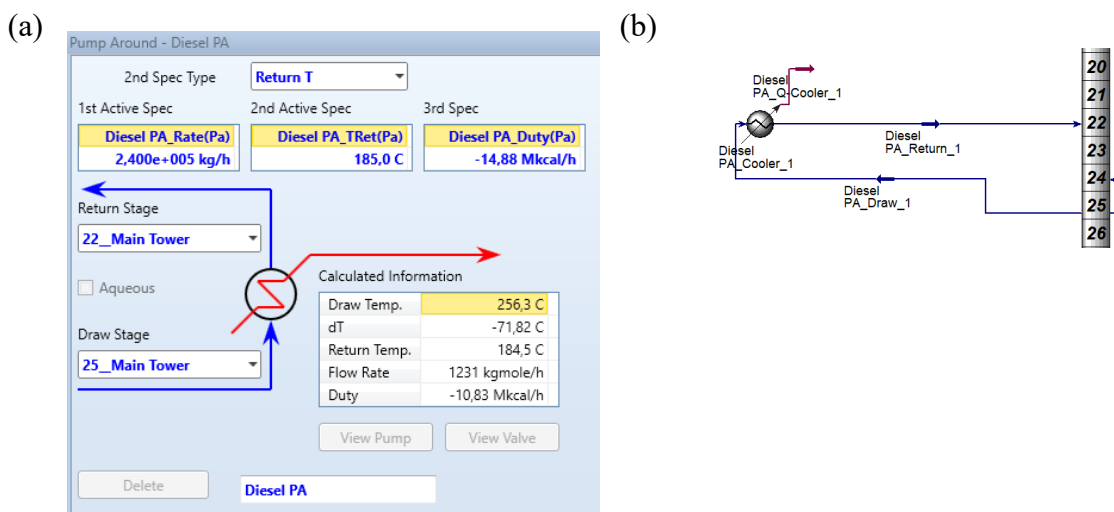
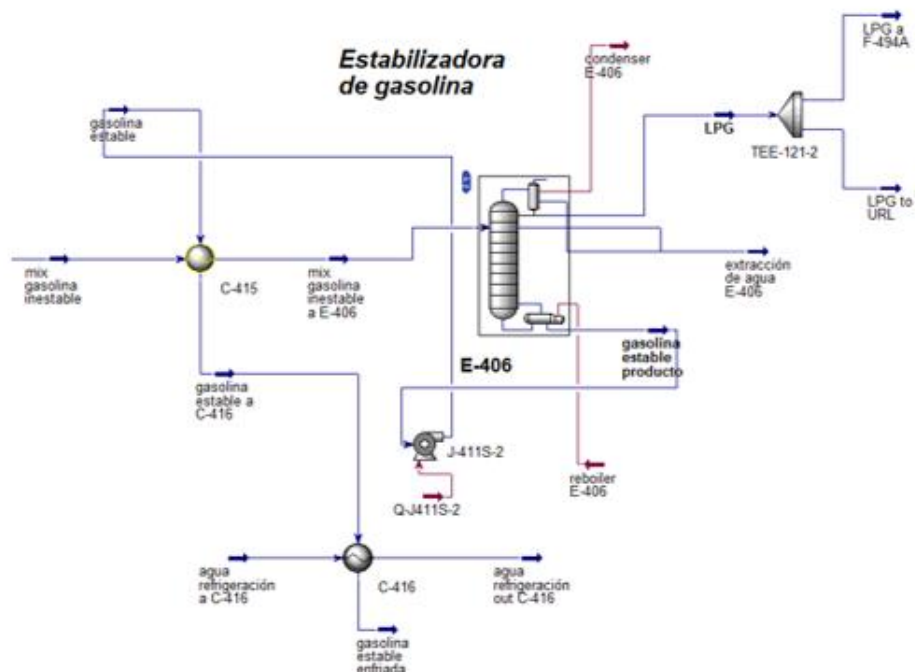


Figura 20. Diesel P.A. (a) Diseño Diesel P.A. (b) Vista general Diesel P.A. Fuente: Aspen Hysys.

6.2 Resultados Estabilizadora de gasolina

En la ventana de simulación tenemos el Flowsheet para la Columna Estabilizadora de Gasolina, donde están todos los flujos de materia, energía y equipos que formará la columna de destilación atmosférica E-401, como aparece en la Figura 21. La Figura 21.(a) es la representación de la columna de destilación atmosférica en el ambiente de la simulación a modo de caja negra, ya que, no se muestran las corrientes que retornan a la torre, ni condensador y rehervidor. En cambio en la Figura 21.(b) se ve la columna mucho más detallada, donde se observan los platos de la Torre y sus respectivas corrientes de entradas y salidas.

(a)



(b)

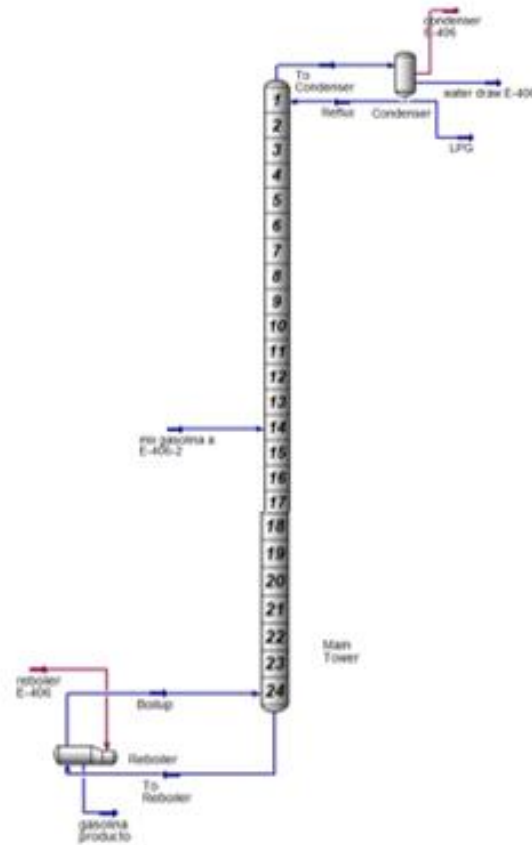


Figura 21. Simulación Columna estabilizadora de gasolina E-406. (a) Vista general de E-406. (b) Vista detallada de E-406. Fuente: Aspen Hysys.

En el plato 1 se extrae la corriente que irá al condensador, para luego obtener LPG y una corriente que se devuelve como reflujo al mismo plato. Luego en el plato 14 se alimenta la Torre con gasolina o nafta inestable. Y en el plato 24 que es el fondo de la Torre se extrae la corriente que irá al rehervidor para obtener gasolina estabilizada.

En la Figura 22 tenemos la simulación del diseño de la columna estabilizadora que converge al haber utilizado los datos del diseño como el número de platos, la alimentación, presión del condensador, presión del rehervidor, tipo de condensador, que para este caso es total. También especificar las corrientes líquidas de tope y fondo.

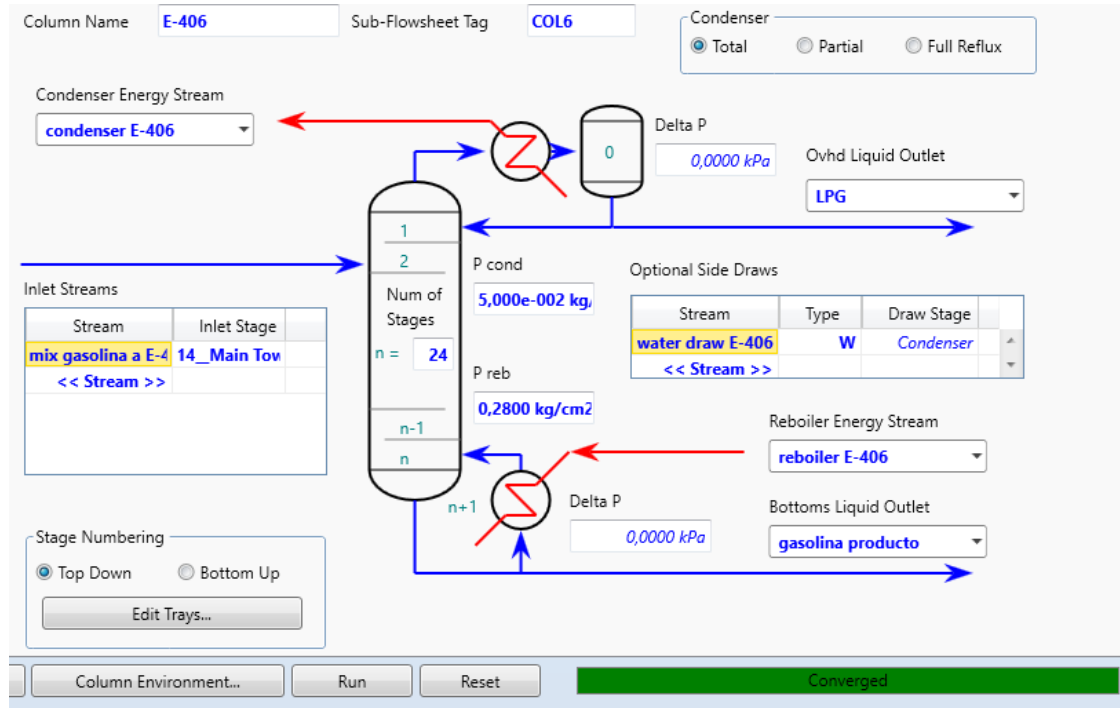
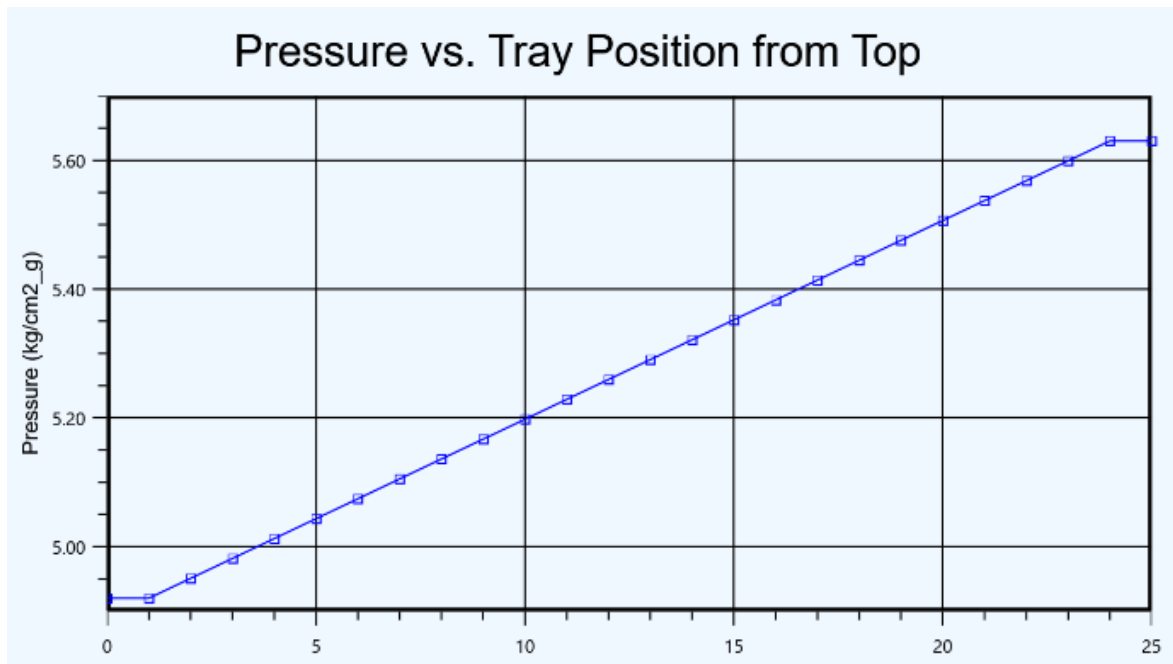


Figura 22. Diseño Columna estabilizadora de gasolina. Fuente: Aspen Hysys.

En esta columna se ve puede ver presión y temperatura versus la posición de bandeja desde el tope de la columna que se muestra en siguiente Figura 23 obtenida por el programa.

(a)



(b)

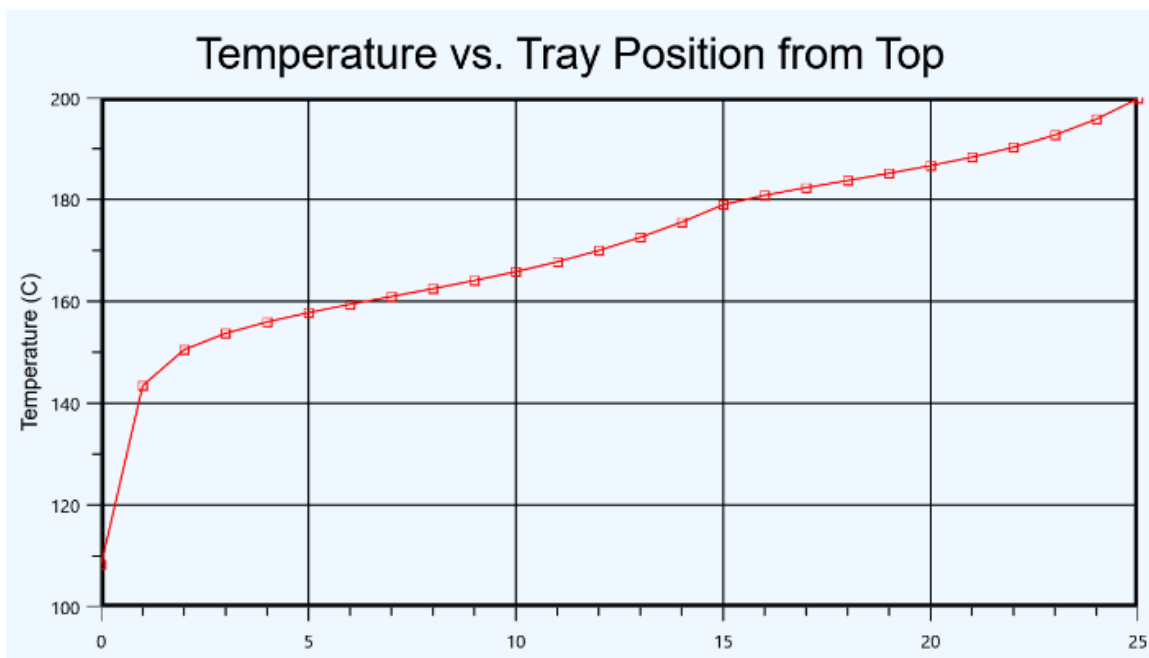


Figura 23. Graficas de Posición de bandeja desde el tope de la columna. (a) Presión VS Posición de bandeja. (b) Temperatura VS Posición de bandeja. Fuente: Aspen Hysys.

En la Figura 23 (a), la presión aumenta linealmente desde el plato 1 con una presión de 4,92 kg/cm² aproximadamente hasta el plato 24 con una presión de 5,63 kg/cm²g que es la presión de operación máxima de la Torre según el diseño.

En la Figura 23 (b), la temperatura aumenta desde el plato 1 con una temperatura de 142 °C aproximadamente hasta el plato 24 con una temperatura de 195 °C aprox.

6.2.1 Resultados productos

6.2.1.1 LPG

En la Tabla 10 se comparan los resultados de la corriente simulada de LPG, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 10. Comparación Balance Masa LPG producto de E-406. Fuente: Elaboración propia.

Corriente LPG Producto	Simulación	Balance
Temperatura °C	45	35
Presión (kg/cm ² g)	5,00	4,22
Flujo másico (kg/h)	3.597	3.597

Con respecto a la Tabla 10, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de LPG producto son idénticos. En cuanto a la temperatura y presión, existe una baja diferencia de 10°C y 0,78 (kg/cm²g) estando dentro del alcance.

6.2.1.2 Gasolina estabilizada

En la Tabla 11 se comparan los resultados de la corriente simulada de Gasolina estabilizada, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 11. Comparación Balance Masa Gasolina estabilizada de E-406. Fuente: Elaboración propia.

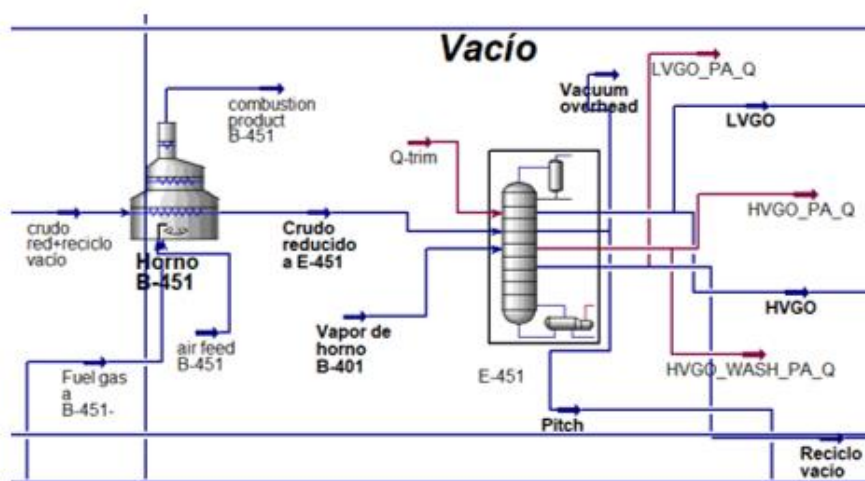
Corriente Gasolina Estabilizada	Simulación	Balance
Temperatura °C	124	125
Presión (kg/cm ² g)	0,28	4,92
Flujo másico (kg/h)	18.890	18.907

Con respecto a la Tabla 11, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de Gasolina estabilizada producto poseen una baja diferencia de 17 (kg/h). En cuanto a la temperatura, hay una diferencia despreciable de 1°C. Para la presión hay una diferencia considerable de 4,64 (kg/cm²g), la cual puede ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

6.3 Resultados Columna de Destilación de Vacío

En la ventana de simulación tenemos el Flowsheet para Vacío II, donde están todos los flujos de materia, energía y equipos que formará la columna de vacío E-451 [Anexo 5], como aparece en la Figura 24. La Figura 24.(a) es la representación de la columna de vacío en el ambiente de la simulación a modo de caja negra, ya que, no se muestran las corrientes que retornan a la torre, etc. En cambio en la Figura 24.(b) se ve la columna mucho más detallada, donde se observan los platos de la Torre y sus respectivas corrientes de entradas y salidas.

(a)



(b)

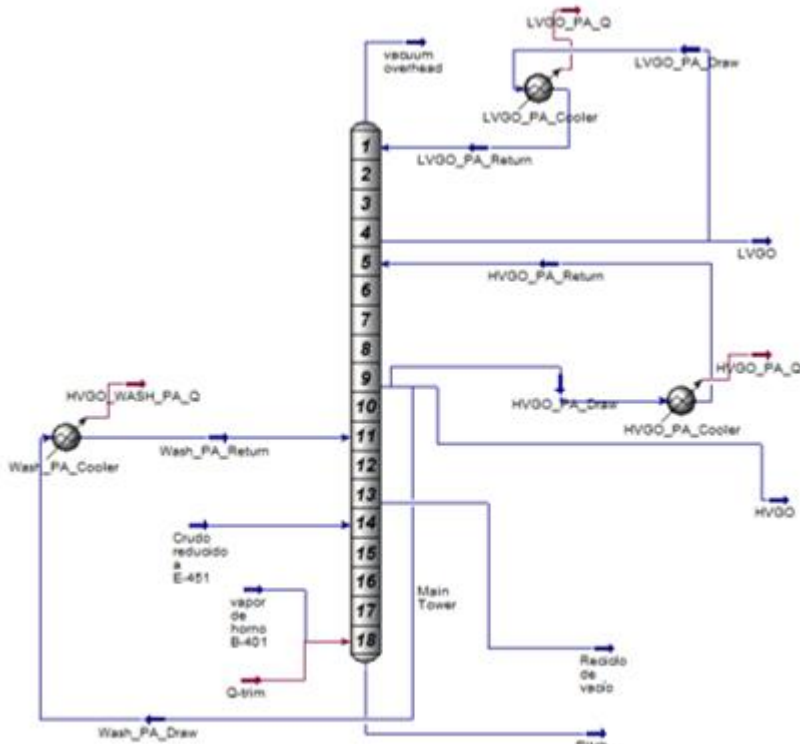


Figura 24. Simulación Columna de Vacío E-451. (a) Vista general de E-451. (b) Vista detallada de E-451. Fuente: Aspen Hysys.

En el plato 1 se extraen los gases que irán al sistema de vacío compuesto por 3 eyectores. En el plato 4 está la corriente de extracción de LVGO y además otra de LVGO P.A. que retorna al plato 1 luego de pasar por intercambiadores de calor. En el plato 9 está la corriente de extracción de HVGO y además otra de HVGO P.A. que retorna al plato 5 luego de pasar por intercambiadores de calor. También está la corriente de HVGO Wash P.A. que se extrae del mismo plato 9, la cual retorna al plato 11 luego de pasar por intercambiadores de calor. Luego en el plato 13 se extrae el residuo de vacío y le sigue el plato 14 que es donde se alimenta la Torre con crudo reducido. Finalmente, en el fondo de la Torre correspondiente al plato 18 se le inyecta vapor recalentado y se extrae el Pitch.

En esta columna se ve puede ver presión y temperatura versus la posición de bandeja desde el tope de la columna que se muestra en siguiente Figura 26 obtenida por el programa.

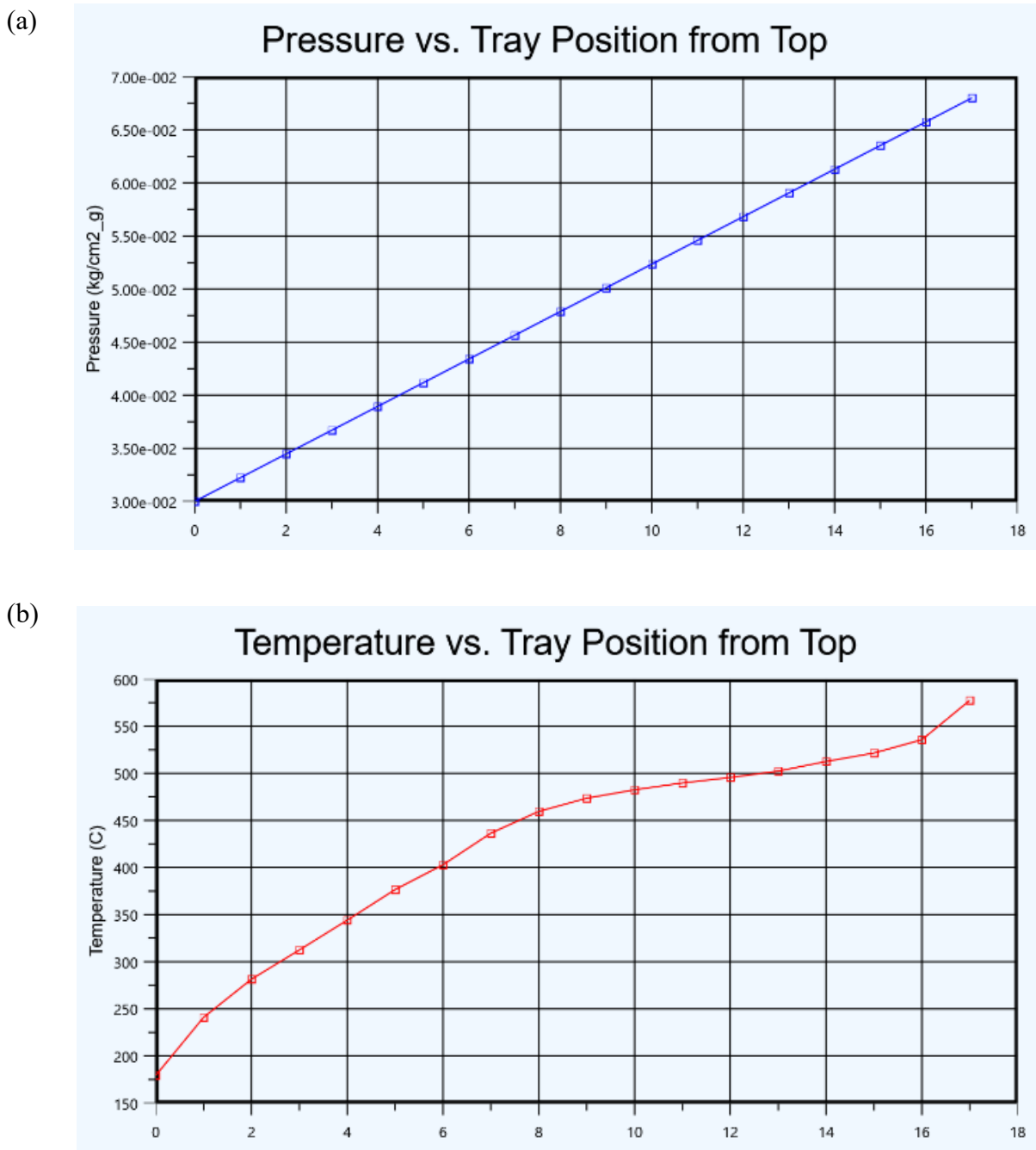


Figura 25. Graficas de Posición de bandeja desde el tope de la columna. (a) Presión VS Posición de bandeja. (b) Temperatura VS Posición de bandeja. Fuente: Aspen Hysys.

En la Figura 25 (a), la presión aumenta linealmente desde el plato 1 con una presión de 0,0325 kg/cm² hasta el plato 18 con una presión de 0,068 kg/cm² aproximadamente.

En la Figura 25 (b), la temperatura aumenta linealmente desde el plato 1 con una temperatura de 240°C aproximadamente hasta el plato 18 con una temperatura de 580 °C aprox.

6.3.1 Resultados productos

6.3.1.1 Gas oil liviano (LVGO) y LVGO pump around (P.A.)

En la Tabla 12 se comparan los resultados de las corrientes simuladas de LVGO y LVGO P.A., en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 12. Comparación Balance Masa de LVGO producto y LVGO P.A. Fuente: Elaboración propia.

Corrientes	LVGO Producto		LVGO P.A.	
	Simulación	Balance	Simulación	Balance
Temperatura °C	312	126	155	126
Presión (kg/cm ² g)	3,6	-1,0	3,4	-1,0
Flujo másico (kg/h)	19.480	19.480	78.360	78.360

Con respecto a la Tabla 12, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de la simulación para LVGO producto son iguales y también para LVGO P.A. En cuanto a la temperatura para LVGO producto existe una gran diferencia de 186°C y 2,6 (kg/cm²g) de presión la cual puede ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales. Para LVGO P.A. hay una baja diferencia de 29°C y 2,4 (kg/cm²g) que están dentro del rango.

Para el diseño de la corriente LVGO P.A., se utilizaron los valores de flujo de extracción y retorno, al igual que sus respectivos números de platos. También se especifica la temperatura de retorno, calor intercambiado, como se muestra en la Figura 26.

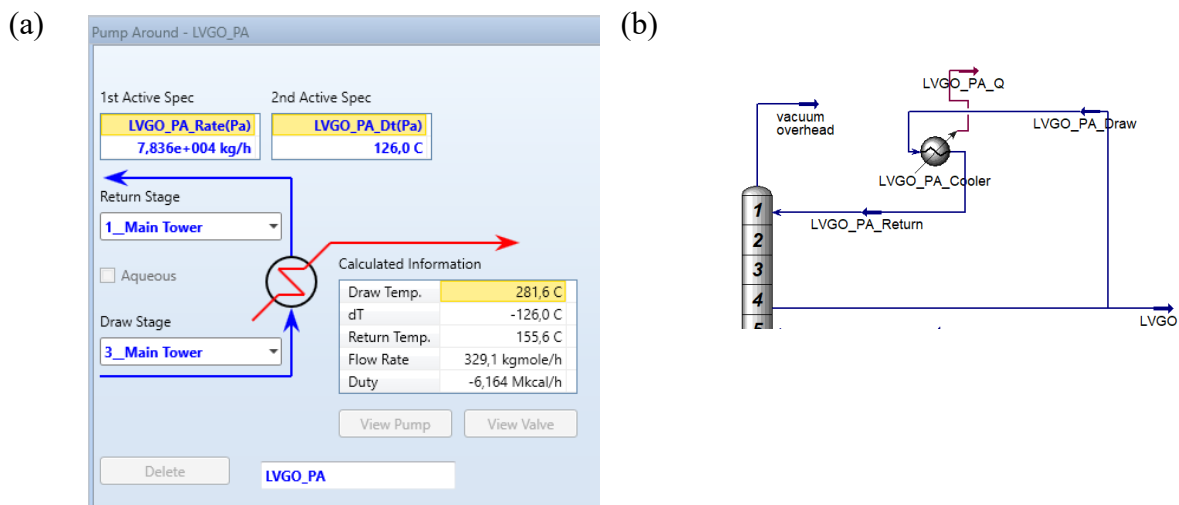


Figura 26. LVGO P.A. (a) Diseño LVGO P.A. (b) Vista general LVGO P.A. y LVGO producto.

Fuente: Aspen Hysys.

6.3.1.2 Gas oil pesado (HVGO) y HVGO pump around (P.A.)

En la Tabla 13 se comparan los resultados de las corrientes simuladas de HVGO y HVGO P.A., en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 13. Comparación Balance Masa de HVGO producto y HVGO P.A. Fuente: Elaboración propia.

Corrientes	HVGO Producto		HVGO P.A.	
	Simulación	Balance	Simulación	Balance
Propiedades para validar				
Temperatura °C	403	256	147	256
Presión (kg/cm ² g)	4,3	6,08	4,3	6,08
Flujo másico (kg/h)	69.330	69.330	289.100	289.100

Con respecto a la Tabla 13, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de la simulación para HVGO producto son iguales y también para HVGO P.A. En cuanto a la temperatura para HVGO producto existe una gran diferencia de 147°C y 1,78 (kg/cm²g) de presión. También, para HVGO P.A. hay una gran diferencia de 109°C y 1,78

(kg/cm²g). Estas diferencias considerables pueden ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

Para el diseño de la corriente HVGO P.A., se utilizaron los valores de flujo de extracción y retorno, al igual que sus respectivos números de platos. También se especifica la temperatura de retorno, calor intercambiado, como se muestra en la Figura 27.

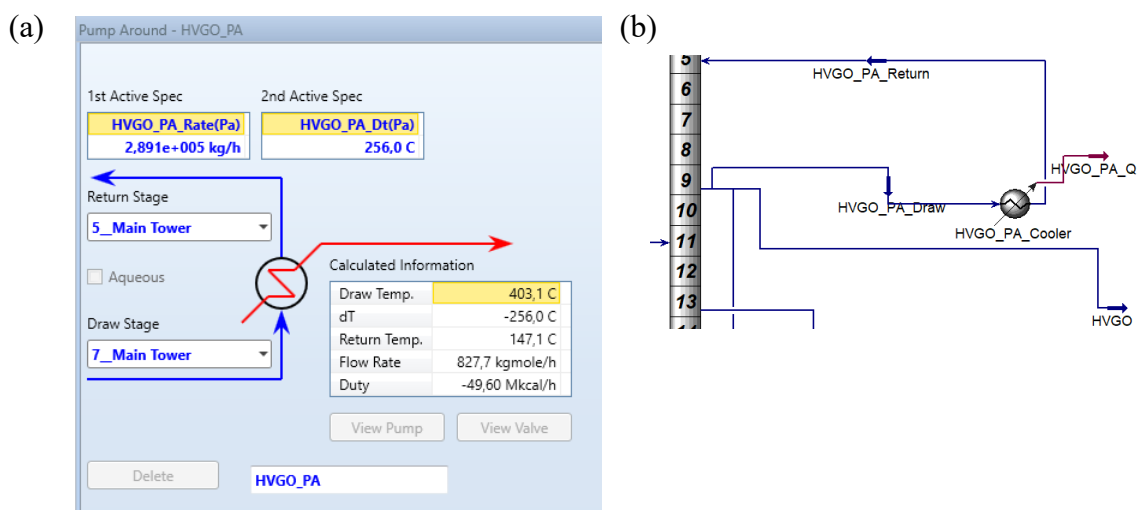


Figura 27. HVGO P.A. (a) Diseño HVGO P.A. (b) Vista general HVGO P.A. y HVGO producto.

Fuente: Aspen Hysys.

6.3.1.3 HVGO wash pump around

En la Tabla 14 se comparan los resultados de la corriente simulada de HVGO Wash P.A., en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 14. Comparación Balance Masa de HVGO Wash P.A. Fuente: Elaboración propia.

Corriente HVGO Wash P.A.	Simulación	Balance
Temperatura °C	201	288
Presión (kg/cm ² g)	5,4	0,52
Flujo másico (kg/h)	38.200	38.202

Con respecto a la Tabla 14, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya

que, los flujos máxicos de HVGO Wash P.A. poseen una diferencia despreciable de 2 (kg/h). En cuanto a la temperatura, existe una baja diferencia de 87°C dentro del rango. Para la presión hay una diferencia considerable de 4,88 (kg/cm²g), la cual puede ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

Para el diseño de la corriente HVGO Wash P.A., se utilizaron los valores de flujo de extracción y retorno, al igual que sus respectivos números de platos. También se especifica la temperatura de retorno, calor intercambiado, como se muestra en la Figura 28.

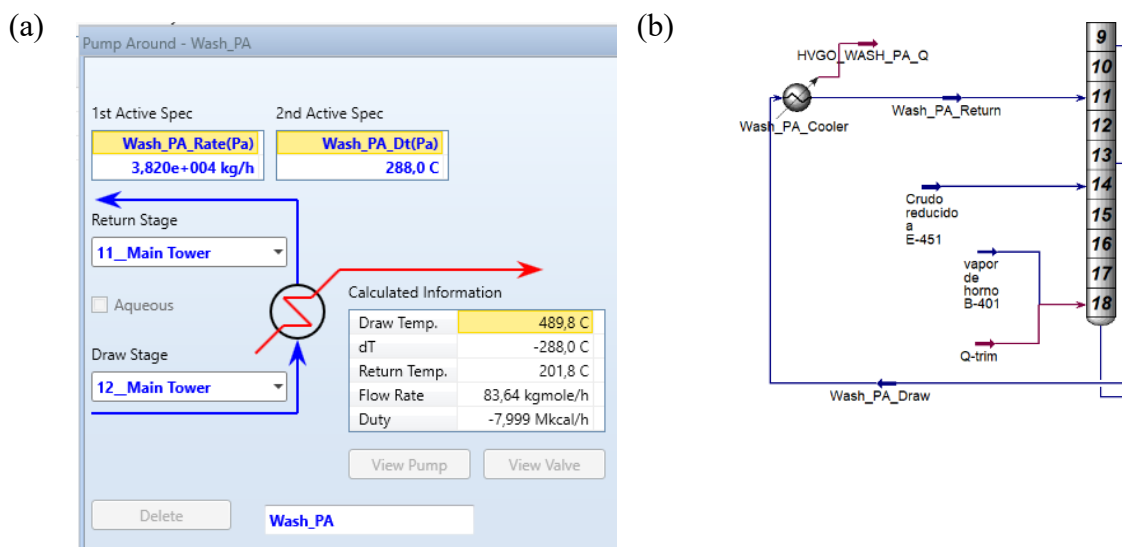


Figura 28. HVGO Wash P.A. (a) Diseño HVGO Wash P.A. (b) Vista general HVGO Wash P.A.

Fuente: Aspen Hysys.

6.3.1.4 Pitch y reciclo de vacío

En la Tabla 15 se comparan los resultados de las corrientes simuladas de Pitch y Reciclo de vacío, en relación con el balance de masa de la refinería para validar el modelo.

Tabla 15. Comparación Balance Masa de Pitch y Reciclo de vacío. Fuente: Elaboración propia.

Corrientes	Pitch		Reciclo de vacío	
	Simulación	Balance	Simulación	Balance
Propiedades para validar				
Temperatura °C	577	263	577	386
Presión (kg/cm ² g)	6,8	8,57	6,8	-0,97
Flujo másico (kg/h)	55.090	48.063	25.910	25.907

Con respecto a la Tabla 15, los resultados demuestran la validación del modelo según los balances de masa obtenidos de la simulación comparados con el balance de masa del diseño, ya que, los flujos másicos de la simulación para Pitch tienen una baja diferencia de 7.027 (kg/h) y para Reciclo de vacío es despreciable con una diferencia de 3 (kg/h) por lo tanto están dentro del rango. En cuanto a la temperatura para Pitch existe una gran diferencia de 314°C y 1,77 (kg/cm²g) de presión. Y para Reciclo de vacío también hay una gran diferencia de 191°C y 5,83 (kg/cm²g), las cuales pueden ser posible dado a que los datos recopilados en la refinería están relacionados a diferentes etapas de requerimientos operacionales.

6.4 Validación de resultados

A continuación, se presenta la comparación de DataSheet entre datos del balance de masa versus la simulación realizada para el proceso con las tres principales columnas de destilación, que son la atmosférica (E-401), estabilizadora de gasolina (E-406) y de vacío (E-451).

Tabla 16. Comparación de resultados con respecto a la Ingeniería Básica V/S Simulación para E-401, E-406 y E-451. Fuente: Elaboración propia.

	Corriente	T°C (referencial)	T°C (simulación)	$P \left(\frac{kg}{cm^2 \cdot g} \right)$	Flujo másico total (kg/h) (referencial)	Flujo másico total (kg/h) (simulación)	Error porcentual de Flujo másico (%)
Torre Topping E-401	Gas Oil Atmosférico	302	297	6,33	20.404	20.400	0,02%
	Diesel	251	245	1,37	118.082	74.660	45%
	Kerosene	146	166	1,23	27.939	27.940	0,004%
	Nafta	139	175	1,2	31.988	31.990	0,006%
	Crudo Reducido	351	353	1,5	137.354	171.000	21%
	Vapores	74	89	0,7	23.984	23.980	0,017%
	Reflujo crudo a torre Topping	72	89	0,7	164.416	164.400	0,01%
	Nafta inestable a J-404	31	89	0,35	22.506	22.510	0,018%
Estabilizadora de gasolina E-406	LPG	35	45	4,22	3.597	3.597	0%
	Gasolina Estabilizada	125	124,3	4,92	18.907	18.890	0,09%
	Reflujo E-406	35	45	4,22	8.255	8.255	0%
	Tope E-406	55	78	4,5	11.855	11.870	0,126%
	Nafta inestable de C-415	31	125	7,03	22.506	22.510	0,018%
Torre Vacío E-451	LVGO	126	312	-1	19.480	19.480	0%
	HVGO	256	403	6,08	69.331	69.330	0,001%
	HVGO Wash	288	201	0,52	38.202	38.200	0,005%
	LVGO P.A.	126	155	-1	78.362	78.360	0,003%
	HVGO.P.A.	256	147	6,08	289.076	289.100	0,008%
	Reciclo de vacío	386	577	-0,97	25.907	25.910	0,012%
	Pitch	263	577	8,57	48.063	55.090	13%

7 CONCLUSIÓN Y RECOMENDACIONES

Con el simulador Aspen Hysys se simuló el proceso de Topping y Vacío II con crudo Sauces en columnas de destilación atmosférica con strippers y columna de destilación de vacío utilizando el paquete termodinámico Peng-Robinson para validar el proceso con datos del balance de masa correspondientes al diseño de la refinería.

Un 90% de los datos simulados se acercan a los flujos máxicos de los balances de masa del diseño con bajos errores o diferencias porcentuales.

Durante la realización del proceso, los principales productos son obtenidos de la columna de destilación atmosférica (Topping II) y columna de destilación al vacío (Vacío II). La columna de destilación atmosférica consta de 6 extracciones, siendo una por el tope de columna en el plato 1 (gases), una por el fondo en el plato 38 (crudo reducido) y cuatro extracciones laterales situadas en los platos 7 (Nafta), 13 (Kerosene), 25 (Diesel) y 31 (Gas Oil Atmosférico), que alimentan a cuatro strippers laterales conformados de 4 platos cada uno. Luego, la columna estabilizadora de gasolina consta de 2 extracciones, una por el tope de la columna en el plato 1 para obtener LPG, y otra extracción por el fondo en el plato 24 para obtener gasolina estabilizada. Finalmente, la columna de vacío consta de 5 extracciones siendo una por el tope de columna en el plato 1 (gases), una por el fondo en el plato 18 (Pitch) y cuatro extracciones laterales situadas en los platos 4 (LVGO), 9 (HVGO) y 13 (Residuo de vacío).

Como recomendación, es importante conocer bien el proceso y practicar en el programa para escoger de manera eficaz el paquete termodinámico considerando los componentes del crudo y crear un modelo acertado. Considerar, que este trabajo es el primer modelo realizado para obtener una aproximación de la realidad y se debe seguir ajustando en cuanto a propiedades (T, P, etc). En futuros casos el modelo se podría utilizar con mezclas de crudos no convencionales y convencionales que estén refinándose actualmente en las plantas para analizar los productos obtenidos considerando rendimiento, calidad y propiedades, las cuales cambian según el tipo de crudo. Estos análisis se podrían incluir en nuevos trabajos orientados en la optimización del proceso.

8 REFERENCIAS

- Ángel, M., & Gallego, G. (2012). *Hysys. Destilación Atmosférica de crudo Petrolífero*.
- Electivo, C., & Hysys, A. (2010). Curso Electivo: “Simulación de procesos en Aspen HYSYS®”. *Simulation*.
- ENAP. (2016). *Cifras del Negocio*. https://www.enap.cl/pag/300/1214/cifras_del_negocio
- ENAP. (2017). *Historia del Petróleo - ENAP Educa - ENAP*.
https://www.enap.cl/pag/241/1119/historia_petroleo
- ENAP. (2021). *Líneas de Negocio - ENAP*. https://www.enap.cl/pag/95/892/refineria_biobio
- ENAP Educa. Topping. (s. f.). *Proceso de Refianción - ENAP Educa. Topping*. Recuperado 8 de septiembre de 2023, de <https://www.enap.cl/pag/268/1557/topping>
- ENAP Educa. Vacío. (s. f.). *Proceso de Refinación - ENAP Educa. Torres de Vacío*. Recuperado 8 de septiembre de 2023, de https://www.enap.cl/pag/273/1562/torres_vacio
- ERSA. (2017). *ERSA MEMORIA ANUAL / 2017*.
- Explore The World of Piping. (2018). *Distillation Column - Column Internals, Bubble Cap Trays, Valve Trays, Sieve Trays, Structured Packing* (pp. 1–10).
- Gaskue, I. (2013a). *REFINO DEL PETRÓLEO (I): INTRODUCCIÓN. INGENIERÍAQUÍMICA.NET*.
- Gaskue, I. (2013b). *Refino del petróleo (II): Sistema de fraccionamiento. Ingenieriaquímica.net*.
- Guill, V., Lim, D., Cotutor, M., & Garc, P. K. (2020). *Simulación y control avanzado de una columna de destilación. 1*, 1–127.
- J.H Gary y G.E Handwerk. (2003). *Refino de petróleo - J. H. Gary - Google Libros*.
- Pineda, L. de la R. (2018). *Simulación de instalaciones frigoríficas usando ASPEN-HYSYS*.
- Waquier J-P. (2004). *El Refino Del Petróleo: Petróleo Crudo, Productos Petrolíferos, Esquemas de ... - J. P. Wauquier - Google Libros*.

9 ANEXOS

Anexo 1: Diagrama de bloques de Enap Refinería Bío Bío.

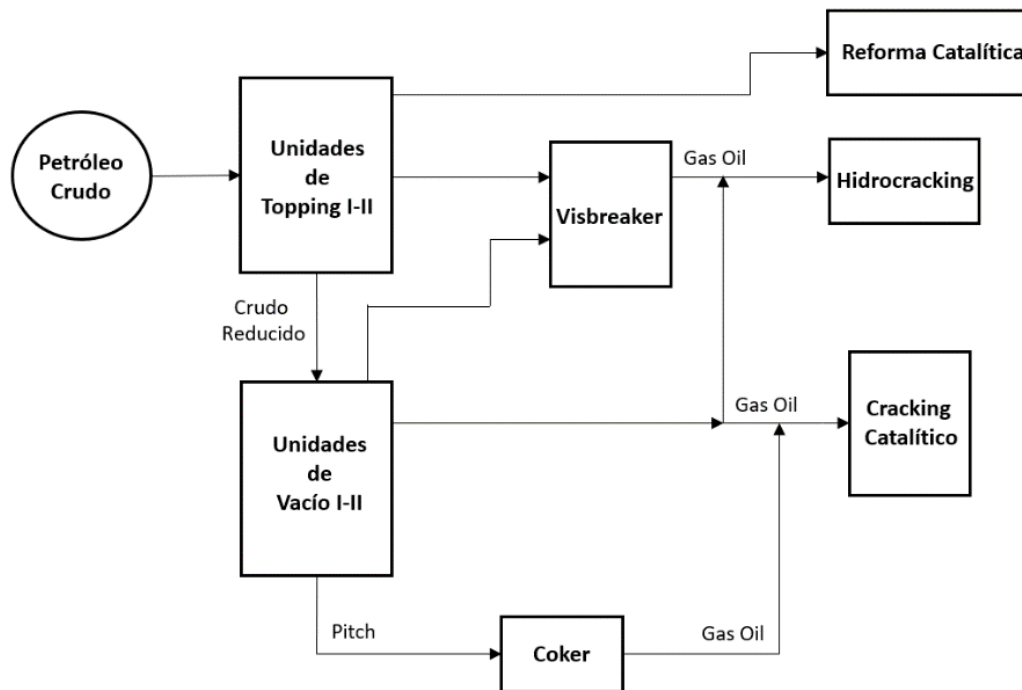


Figura 29. Diagrama de bloques ERBB. Fuente: Elaboración propia.

Anexo 2: Flowsheet simulación Unidades de T-V II.

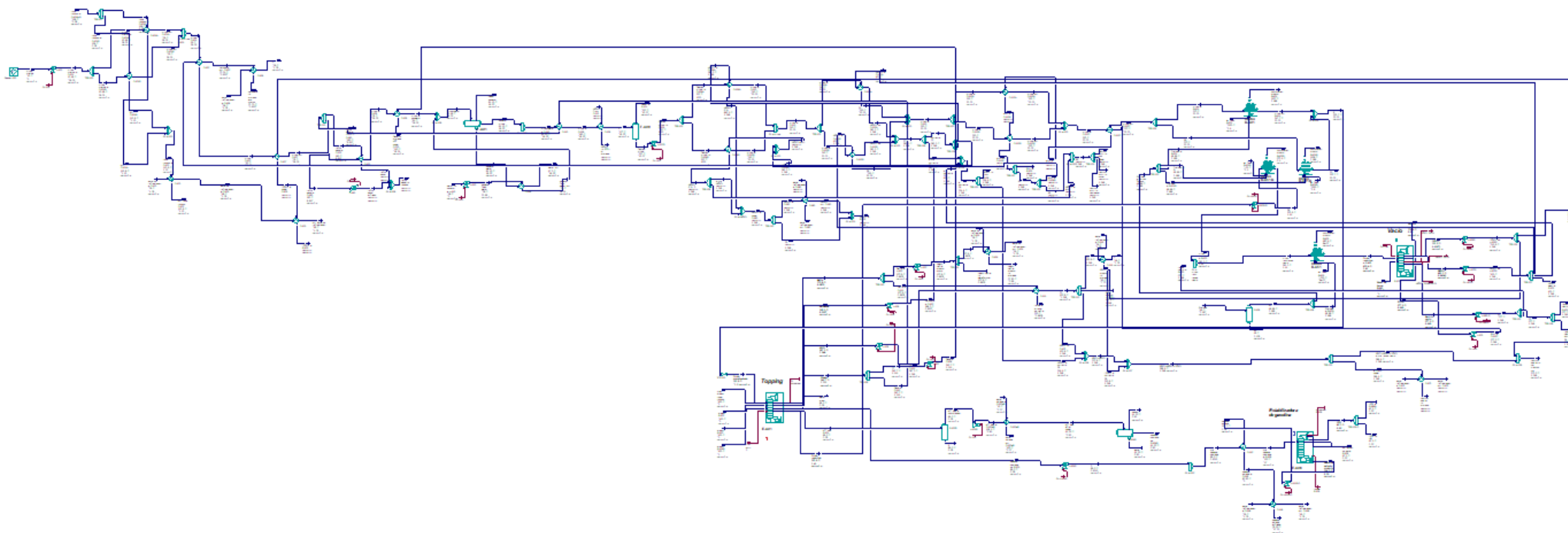


Figura 30. Simulación proceso Unidades T-V II. Fuente: Aspen Hysys.

Anexo 3: Tabla BM gases E-401.

Tabla 17. BM de gases de tope Columna de destilación atmosférica E-401. Fuente: Aspen Hysys.

Stream Name	To Condenser	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Temperature [C]	126,9	126,9
Pressure [kg/cm2_g]	0,5600	0,5600
Molar Flow [kgmole/h]	2088	2088
Mass Flow [kg/h]	2,133e+005	2,133e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	289,0	289,0
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,995e+005	-1,995e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	279,2	279,2
Heat Flow [Mkcal/h]	-99,54	-99,54
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	284,8	284,8
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Anexo 4: Tabla productos columna de destilación atmosférica.

Tabla 18. Worksheet productos Columna de destilación atmosférica E-401. Fuente: Aspen Hysys.

Name	crudo precalentado @COL2	main steam tower topping @COL2	steam E-403-2-2-4 @COL2	steam E-404B @COL2	steam E-405 @COL2	off gas E-401 @COL2	gasoline E-401 @COL2
Vapour	0,6749	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	322,9	400,0	400,0	400,0	400,0	89,50	89,50
Pressure [kg/cm2_g]	1,500	3,000	3,000	3,000	3,000	0,5600	0,5600
Molar Flow [kgmole/h]	1668	197,2	65,11	20,54	7,660	365,6	191,4
Mass Flow [kg/h]	3,697e+005	3552	1173	370,0	138,0	2,398e+004	2,251e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	437,7	3,559	1,175	0,3707	0,1383	33,27	30,50
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,936e+005	-2,279e+005	-2,279e+005	-2,279e+005	-2,279e+005	-2,075e+005	-2,374e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	861,8	190,8	190,8	190,8	190,8	221,4	188,6
Heat Flow [Mkcal/h]	-117,1	-10,74	-3,546	-1,119	-0,4172	-18,13	-10,86
Name	water draw @COL2	crudo reducido @COL2	nafta @COL2	kerosene @COL2	Diesel @COL2	AGO @COL2	
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Temperature [C]	89,50	353,9	175,9	166,3	245,6	297,2	
Pressure [kg/cm2_g]	0,5600	1,410	0,6978	0,8357	1,111	1,249	
Molar Flow [kgmole/h]	132,0	404,7	234,0	175,7	374,9	80,28	
Mass Flow [kg/h]	2378	1,711e+005	3,199e+004	2,794e+004	7,466e+004	2,040e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,383	186,8	41,24	34,89	90,08	23,74	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,804e+005	-5,627e+005	-2,487e+005	-2,954e+005	-3,287e+005	-3,845e+005	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	68,99	1752	321,7	399,0	637,8	922,2	
Heat Flow [Mkcal/h]	-8,845	-54,42	-13,90	-12,41	-29,46	-7,379	

Anexo 5: Worksheet productos Columna de vacío.

Tabla 19. Worksheet productos Columna de vacío E-451. Fuente: Aspen Hysys.

Name	Crudo reducido a E-451 @COL1	vapor de horno B-401 @COL1	vacuum overhead @COL1	LVGO @COL1
Vapour	0,2716	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	476,4	400,0	179,4	312,6
Pressure [kg/cm2_g]	1,410	3,000	3,000e-002	3,671e-002
Molar Flow [kgmole/h]	404,5	100,7	109,8	74,68
Mass Flow [kg/h]	1,711e+005	1814	3061	1,948e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	186,8	1,818	3,307	22,63
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,820e+005	-2,279e+005	-2,400e+005	-3,817e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	2015	190,8	215,8	969,5
Heat Flow [Mkcal/h]	-36,93	-5,484	-6,298	-6,813
Name	HVGO @COL1	pitch @COL1	reciclo de vacío @COL1	
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	
Temperature [C]	403,1	577,5	577,5	
Pressure [kg/cm2_g]	4,341e-002	6,800e-002	6,800e-002	
Molar Flow [kgmole/h]	198,5	83,12	39,09	
Mass Flow [kg/h]	6,933e+004	5,509e+004	2,591e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	78,07	57,53	27,06	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,114e+005	-3,795e+005	-3,795e+005	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	1503	3479	3479	
Heat Flow [Mkcal/h]	-19,52	-7,539	-3,545	