



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

***METODOLOGÍA PARA ELABORAR LA SIMULACIÓN DE UNA TORRE
DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y UNA TORRE DE DESTILACIÓN AL
VACÍO PARA EL PROCESADO DE CRUDO MAYA DENTRO DEL
SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN HYSYS V10.0***

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA

ERIKA ADRIANA BELMONT MARENTES



Ciudad Universitaria, Cd.Mx., 2019



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor: ENRIQUE RODOLFO BAZÚA RUEDA**

VOCAL: **Profesor: LETICIA VALLE ARIZMENDI**

SECRETARIO: **Profesor: JOSÉ LUIS LÓPEZ CERVANTES**

1er. SUPLENTE: **Profesor: ALBERTO ROSAS ABURTO**

2do. SUPLENTE: **Profesor: CAMIEL HERMAN CORNELIS JANSSEN**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Ciudad de México

ASESOR DEL TEMA:

DR. ENRIQUE RODOLFO BAZÚA RUEDA

SUSTENTANTE:

ERIKA ADRIANA BELMONT MARENTES

ÍNDICE

Capítulo I. Introducción y Objetivo	6
1.1. Introducción.....	6
1.2. Objetivo	8
Objetivo general	8
Capítulo II. Marco Teórico	9
2.1. Definición de Crudo	9
Composición	11
2.2. Propiedades y Caracterización del Crudo.....	14
Propiedades y Caracterización del Crudo	14
Factor de caracterización K_{UOP} o factor de Watson K_W	16
2.3. Curvas de Destilación	18
ASTM D86 Destilación atmosférica	20
ASTM D1160 Destilación a vacío	21
ASTM D2887 Destilación simulada.....	21
Curvas de equilibrio líquido / vapor EFV	22
2.4. Introducción a la refinación	22
Procesos de separación	22
Procesos de transformación	24
Procesos de mejora de características.....	24
Procesos de conversión	24
Procesos de acabado	25
Procesos de tratamiento del medio ambiente.....	25
2.5. Esquema global de una Planta Combinada	25
2.6. Aspectos Generales sobre Destilación	26

2.7.	Unidad de Destilación Atmosférica	26
2.8.	Punto Centroide.....	31
2.9.	Unidad de destilación al Vacío	33
2.10.	Aspectos generales sobre Simulación de procesos.....	34
	Ecuaciones de Estado	37
	Métodos de Actividad.....	39
	Modelos de Presión de Vapor	40
Capítulo III. Desarrollo del modelo		40
3.1.	Definición del Crudo Maya.....	40
3.2.	Diseño del Diagrama de Flujo de Proceso	54
	Tren de Precalentamiento.....	54
	Torre de Destilación Atmosférica	67
	Torre de Destilación de Vacío.....	89
Capítulo IV. Resultados		98
4.1	Resultados Torre Atmosférica	98
4.2	Resultados Torre de Vacío	112
4.3	Estudio de Casos en Aspen HYSYS	123
4.4	Análisis de Propiedades de los productos de la Torre Atmosférica y de la Torre de Vacío.....	128
Conclusiones		130
Bibliografía.....		132
Anexos		134
	ANEXO I: Propiedades de Hidrocarburos	134
	ANEXO II: Resultados de caracterización crudo Maya-2015	140
	ANEXO III: Parámetros de interacción binarios	142
	ANEXO IV: Balances de Materia y Energía con diagramas de flujo de Aspen Hysys.....	145

Tren de precalentamiento	145
Tren de precalentamiento y torre de destilación atmosférica.....	147
Tren de precalentamiento, torre atmosférica y torre de vacío	149
ANEXO V: Curvas de destilación %Weight & %Volume	151
Índice de tablas.....	152
Índice de figuras	154

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVO

1.1. INTRODUCCIÓN

La torre de destilación atmosférica y la torre de destilación al vacío son la primera etapa de separación del crudo en cualquier refinería. Previo a estos dos equipos se cuenta con un tren de precalentamiento conformado por una serie de intercambiadores de calor y un desalador. Todos estos equipos conforman lo que se conoce como una Planta Combinada.

De la torre de destilación atmosférica los productos generalmente obtenidos son: nafta ligera, nafta pesada, queroseno, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo atmosférico. Este último producto es la alimentación de la sección de destilación al vacío, de la cual se obtienen como productos: gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

Posteriormente los productos obtenidos se envían a otras secciones de la refinería para continuar con su procesamiento y obtener productos de mayor valor comercial.

En el presente trabajo se describe como crear un modelo de simulación conformado por un tren de precalentamiento simplificado que alimenta la torre de destilación atmosférica cuyo residuo a su vez alimenta la torre de destilación al vacío. La descripción del procedimiento para construir dicho modelo se lleva a cabo en el simulador de procesos **Aspen HYSYS** de **AspenTech** en la versión 10.0.

Aspen HYSYS (también conocido simplemente como **HYSYS**) es un simulador de procesos que se emplea para modelar procesos químicos que van desde simples operaciones unitarias hasta plantas completas de distintos procesos incluyendo aquellos dedicados a la refinación. Se ha

convertido un estándar en la industria por lo que estudiantes y profesionistas dedicados a la Ingeniería Química interesados en el modelado de procesos se beneficiarán ampliamente si cuentan con el conocimiento necesario para desarrollar modelos tales como los que se pretende desarrollar en esta tesis.

Se pretende también, que este trabajo sirva de apoyo a estudiantes y profesionistas que se están adentrando al estudio y modelado de procesos relacionados a la refinación. Específicamente el proceso de separación que consiste en la destilación del crudo.

A lo largo de esta tesis se describirán conceptos básicos para identificar las características del crudo y cómo podemos representarlo en una simulación en **HYSYS**. Además de las herramientas recomendados y el procedimiento a seguir dentro del programa para un adecuado uso del programa que permita obtener un modelo representativo de lo descrito con anterioridad.

El primer paso es caracterizar el crudo. Para fines de este trabajo se han tomado los datos de la curva de destilación e información de las propiedades de distintos cortes del crudo de la extensa librería de crudos que ofrece *Aspen HYSYS Petroleum Refining*. El crudo Maya de la librería de *Aspen HYSYS Petroleum Refining* en particular, toma como referencia los datos proporcionados por Eni S.p.A. (*Ente Nazionale Idrocarburi, **Corporación Nacional de Hidrocarburos***), empresa energética italiana dedicada a servicios para la industria petrolera. Los datos experimentales corresponden al año 2015. Estos permiten una caracterización precisa para una adecuada representación del crudo dentro de la simulación.

La capacidad de procesamiento de la planta que se describe a continuación es de 137,000 barriles por día. Una vez caracterizado e instalado el crudo Maya dentro de la simulación, se alimenta a un tren de precalentamiento simplificado que consiste en un par de calentadores, un

desalador y un horno. Esto para que el crudo alcance las condiciones de presión y temperatura requeridas para alimentar la torre de destilación atmosférica cuyo residuo posteriormente se envía a la torre de destilación al vacío.

Una vez concluida la descripción detallada de cómo se elabora el modelo presente, se muestran los resultados obtenidos con la simulación para su posterior comparación con datos típicos de literatura.

1.2. OBJETIVO

OBJETIVO GENERAL

Describir el procedimiento para simular una Planta Combinada que incluye un tren de precalentamiento simplificado, una columna de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío para procesar 137,000 barriles por día de crudo Maya utilizando las herramientas disponibles en el simulador Aspen HYSYS para posteriormente revisar los resultados obtenidos de este modelo y hacer comparación de estos, respecto a datos de la literatura.

OBJETIVOS PARTICULARES

- a) Definir y caracterizar el crudo Maya en *Aspen Assay Management* dentro de Aspen HYSYS.
- b) Aprender a definir un tren de precalentamiento simplificado, definiendo las condiciones necesarias para alimentar la torre de destilación atmosférica.
- c) Aprender a especificar una torre de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío, así como estrategias para su convergencia.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

2.1. DEFINICIÓN DE CRUDO

La materia prima para las refinerías es el petróleo o crudo. El crudo fluye entre varias capas sedimentarias hasta que se concentra en unas formaciones geológicas características, no permeables y porosas, que constituyen lo que se denomina yacimiento dentro de un campo petrolífero. ^[1]

Los crudos tienen características físicas y químicas muy variables de un campo de producción a otro e incluso dentro de un mismo yacimiento. ^[3]

El crudo es de naturaleza hidrocarbonada y está constituido por una mezcla compleja de diferentes tipos de hidrocarburos, se compone prácticamente de carbono e hidrógeno, con un pequeño porcentaje de otros elementos como azufre, nitrógeno y metales integrados en hidrocarburos de estructuras más o menos complejas; su composición aproximada puede verse en la **Tabla 1**.

Las moléculas de hidrocarburos que lo componen son más complejas a medida que aumenta el punto de ebullición de estas. Desde el punto de vista estructural están presentes, en mayor o menor proporción, hidrocarburos parafínicos, aromáticos y nafténicos. ^[2]

Tabla 1. Composición típica del crudo ^[1]

Elementos	% en peso
Carbón	84-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-2
Nitrógeno	0.2

La clasificación más burda, pero no menos importante en cuanto a los resultados económicos, es la clasificación de crudos “pesados y ligeros”. Al estar formado principalmente por moléculas hidrocarbonadas, la densidad de un crudo será tanto menor cuanto mayor sea la relación atómica H/C (hidrógeno/carbono). Por tanto, la variabilidad de la densidad es consecuencia de composiciones en familias químicas muy diferentes. ^[3] Es decir, la densidad de un hidrocarburo está ligada a su relación H/C, siendo la densidad menor al aumentar la cantidad de hidrógeno. En la siguiente tabla se muestran algunos hidrocarburos con su relación atómica H/C y la densidad correspondiente, siendo el tetradecano el hidrocarburo con un mayor número de átomos de hidrógeno presentes, por tanto, el que presenta una menor densidad.

Tabla 2. Hidrocarburos y su densidad respecto a relación H/C

Hidrocarburo	Relación Atómica H/C	Densidad (g/cm³)
Tetradecano (C₁₄H₃₀)	2.10	0.763
Octilciclohexano (C₁₄H₂₈)	2.00	0.817
Octilbenceno (C₁₄H₂₂)	1.57	0.858
Butilnaftaleno (C₁₄H₁₆)	1.04	0.966

Al aumentar la cadena de carbonos en un hidrocarburo disminuye la relación H/C (crudos pesados).

Tomando en cuenta la clasificación de crudos pesados, se puede mencionar otra clasificación que se tiene para estos denominada “SARA”. Este método de caracterización de petróleos pesados basado en fraccionamiento, por el cual se separa una muestra de petróleo pesado en cantidades más pequeñas o fracciones, de modo que cada fracción tenga una composición diferente. El fraccionamiento se basa en la

solubilidad de los componentes de hidrocarburos en diversos solventes utilizados en esta prueba. Cada fracción consta de una clase de solubilidad que contiene un rango de diferentes especies de peso molecular. En este método, se fracciona el petróleo crudo en cuatro clases de solubilidad, llamadas colectivamente "SARA": saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos. Los saturados son, en general, iso y ciclo parafinas, mientras que los aromáticos, las resinas y los asfaltenos forman un continuo de moléculas con peso molecular, aromaticidad y contenido de heteroátomos en aumento. Los asfaltenos también pueden contener metales como níquel y vanadio. En ocasiones, este método se denomina análisis de deposición de asfalteno/cera/hidrato. [14]

COMPOSICIÓN

Los hidrocarburos presentes en el crudo se clasifican en tres tipos generales: *parafinas*, *naftenos* y *aromáticos*. Además, hay un cuarto tipo, *olefinas*, que se forman durante el proceso de deshidrogenación de parafinas y naftenos. [1]

En el **ANEXO I** se pueden encontrar algunas características físicas de los hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos hasta un número máximo de 30 átomos de carbono. [2]

A continuación, se describe de manera general cada uno de estos.

PARAFINAS, ALCANOS O HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS

La serie parafínica de los hidrocarburos se caracteriza por la regla de que los átomos de carbono se hallan unidos mediante enlaces sencillos y otros están saturados con átomos de hidrógeno. La fórmula general para las parafinas es C_nH_{2n+2} . [1]

Su punto de ebullición aumenta con el número de átomos de carbono. La densidad aumenta con el peso molecular. Los átomos de hidrógeno

pueden ser sustituidos por carbonos o cadenas hidrocarbonadas, formando las isoparafinas o isoalcanos. [3]

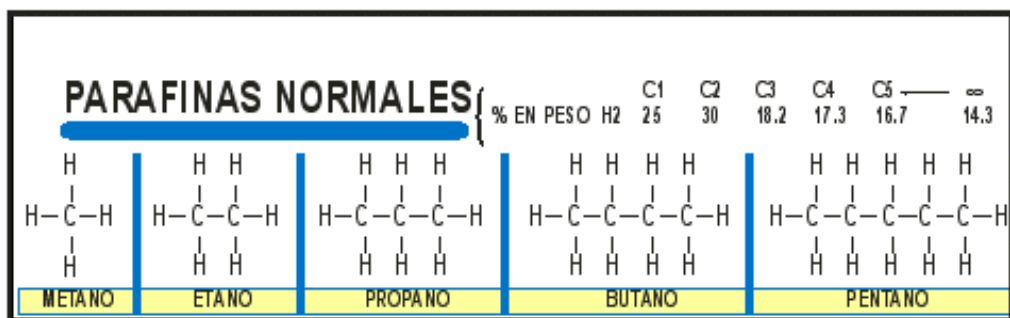


Figura 1. Parafinas normales [6]

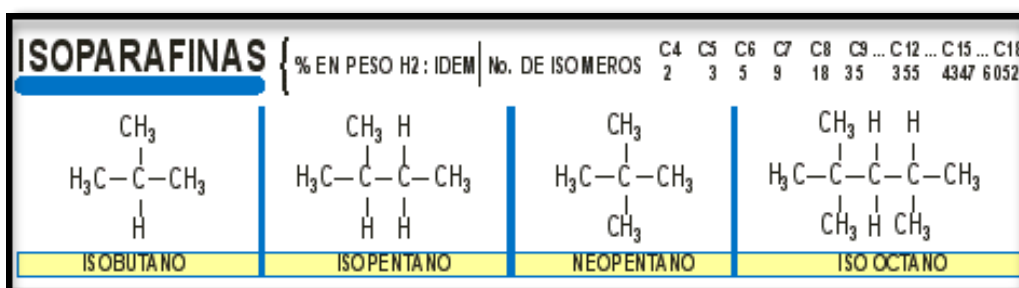


Figura 2. Isoparafinas [6]

NAFTENOS, CICLOALCANOS O HIDROCARBUROS CÍCLICOS SATURADOS

En estos hidrocarburos hay una ciclación total o parcial del esqueleto carbonado. El número de átomos de carbono del anillo formado puede ser variable. Tienen temperaturas de ebullición y densidades superiores a los de los alcanos del mismo número de átomos de carbono. [3]

Hay muchos tipos de naftenos presentes en el crudo, pero los anillos más frecuentes son los de cinco o seis átomos de carbono. En estos anillos, cada átomo de hidrógeno puede ser sustituido por una cadena parafínica recta o ramificada, llamada alquilo. [3]

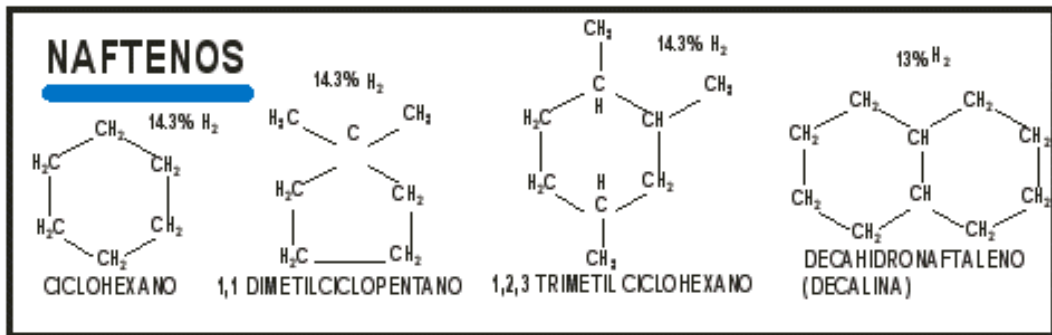


Figura 3. Naftenos [6]

ARÓMATICOS

Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico el cual no está saturado, pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado. [1]

La presencia en su estructura donde al menos un anillo contiene tres enlaces dobles le proporciona propiedades notables. Estos se encuentran en altas concentraciones en el crudo. De hecho, los primeros tres, benceno, tolueno y xileno, son las materias primas básicas de la industria petroquímica. La fórmula general es C_nH_{2n-6} . [3]

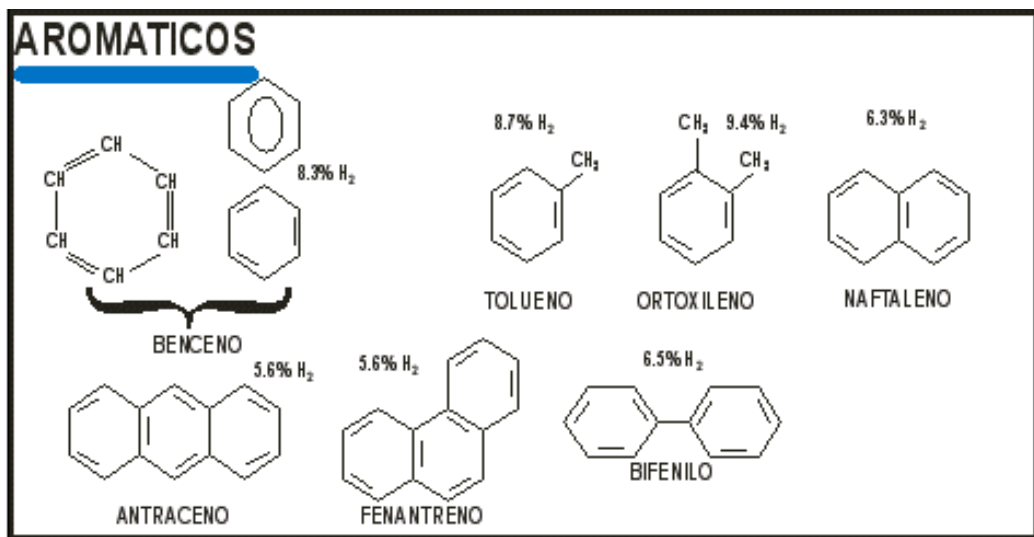


Figura 4. Aromáticos [6]

OLEFINAS, ALQUENOS O HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS INSATURADOS

Las olefinas no existen de forma natural en el crudo pero se forman durante el procesado. Son muy similares en la estructura a las parafinas pero como mínimo dos de los átomos de carbono están unidos por dobles enlaces. La fórmula general es C_nH_{2n} . Generalmente las olefinas son indeseables en los productos acabados debido a que los dobles enlaces son reactivos y los compuestos se oxidan y polimerizan más fácilmente.

[1]

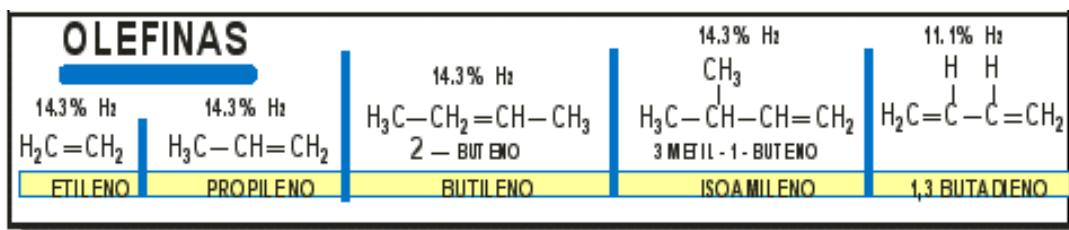


Figura 5. Olefinas [6]

2.2. PROPIEDADES Y CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

PROPIEDADES Y CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

Una serie mínima de propiedades permiten un conocimiento básico, primario, de la calidad de un crudo: se trata de su densidad, contenido de azufre y curva TBP (*True Boiling Point*). El conocimiento de estas propiedades permite una diferenciación entre los crudos en términos de ligero o pesado según el valor de densidad °API, rendimientos en destilación mediante su curva TBP, y el contenido de azufre, que permite una primera valoración de sus dificultades de procesamiento. [2]

Debido a las diferencias que existen entre la calidad de las diferentes fracciones obtenidas por destilación y las que resultan de sus tratamientos posteriores es interesante clasificarlas según su carácter dominante, es decir, su distribución entre las tres series químicas principales que la

forman: parafínica, nafténica y aromática. El factor K_{UOP} es una propiedad que permite hacer esta clasificación y en la sección Factor de caracterización K_{UOP} o factor de Watson K_W se explica más a detalle. [3]

DENSIDAD, °API

La densidad en grados API se define a partir de la densidad relativa estándar a 60°F (16.6°C), su relación con la densidad relativa (S) se representa mediante la siguiente expresión:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{S} - 131.5$$

Físicamente, la densidad API da una idea de la composición más o menos ligera de un crudo, que será más ligero cuanto mayor es su °API, con mayor proporción de hidrocarburos ligeros, y por lo tanto más favorable para la obtención de productos destilados de valor añadido como gasolinas y gasóleos mediante un esquema de refinación simple; mientras que un crudo con menor °API, más pesado, necesitará de un proceso de refinación más complejo que incluya procesos de conversión para obtener los mismos destilados. [2]

CONTENIDO EN AZUFRE

El contenido en azufre de un crudo es un factor importante, ya que se trasladaría casi en su totalidad a los productos de la refinación, que están sometidos a fuertes restricciones de calidad respecto a su contenido. Será necesario eliminarlo de forma adecuada mediante una serie de procesos industriales que encarecen la operación, por esta razón, los crudos de bajo azufre necesitarán unos procesos menos complejos, y normalmente su valoración en el mercado será superior a los de alto azufre. [2]

El contenido en azufre se expresa como tanto por ciento en peso de azufre y varía desde 0.1% hasta más de un 5%. Los crudos con un contenido

mayor al 0.5% de azufre requieren generalmente un procesado más extenso que los que poseen un contenido en azufre inferior. [1]

FACTOR DE CARACTERIZACIÓN K_{UOP} O FACTOR DE WATSON K_W

Existe una relación entre la temperatura de ebullición de un componente puro, su densidad y su relación H/C; esta relación viene expresada por la ecuación [2]:

$$K_{UOP} = \frac{(T/1.8)^{1/3}}{S}$$

siendo T la temperatura de ebullición en Kelvin y S la densidad relativa estándar 60 /60°F. [3]

El factor de caracterización K_{UOP} desarrollado por UOP (*Universal Oil Product*), parte de la base de que la densidad de los hidrocarburos está ligada a la relación H/C (por tanto, a su carácter químico) y que su punto de ebullición está relacionado con el número de átomos de carbono.

Así, la K_{UOP} de los hidrocarburos puros es de:

Tabla 3. Valores K_{UOP} [2]

K_{UOP}	Tipo de Hidrocarburo
13	Parafinas e Isoparafinas
12	Mixtos de cadena equivalente
11	Naftenos o aromáticos ligeramente sustituidos
10	Aromáticos puros

El índice de correlación es útil en la evaluación de las fracciones individuales procedentes del crudo. [1]

Para extender la aplicación de este factor de caracterización a las mezclas complejas de hidrocarburos como son las fracciones del petróleo, ha sido necesario introducir el concepto de temperatura media ponderada de ebullición, calculada a partir de las curvas de destilación ASTM o TBP. La temperatura media ponderada se define a partir de la temperatura a la que destila el 10, 20, 50, 80 o 90% del producto estudiado. En la fórmula del cálculo del K_{UOP} sustituirá a la temperatura de ebullición del cuerpo puro.

Se define de la siguiente forma:

- Para un crudo, a partir de su curva de destilación TBP, la temperatura media ponderada (en volumen) es:

$$T = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3}$$

- Para una fracción del petróleo, a partir de su curva de destilación ASTM, la temperatura media ponderada (en volumen) es:

$$T = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4}$$

donde T_i representa la temperatura a la que ha destilado un $i\%$ del producto.

De esta forma se puede calcular de forma rápida el K_{UOP} de una fracción del petróleo a partir de datos fácilmente disponibles como su densidad y su curva de destilación. Este valor del K_{UOP} comprendido entre 10 y 13 definirá, al igual que para los productos puros, el carácter químico de la fracción. [3]

VISCOSIDAD

La medida de la viscosidad de los crudos a diferentes temperaturas es importante especialmente para el cálculo de las pérdidas de carga en los

oleoductos, tuberías y conducciones de la refinería, así como para la especificación de bombas e intercambiadores.

La variación de la viscosidad en función de la temperatura no es la misma para todos los crudos.

La viscosidad de un crudo parafínico aumenta rápidamente si la temperatura baja; en cambio, para los crudos nafténicos o mixtos el aumento de la viscosidad es más progresivo.

2.3. CURVAS DE DESTILACIÓN

CURVA DE DESTILACIÓN TBP

Siendo un crudo una mezcla física de hidrocarburos de diferentes puntos de ebullición, la manera más simple de aprovechamiento será su separación por destilación en cortes o fracciones de diferente intervalo de ebullición y con diferente aplicación. El conocimiento previo de los rendimientos que se obtendrán en estas fracciones mediante una destilación en condiciones atmosféricas y a vacío permitirá diferenciar entre sí a los crudos. A nivel de laboratorio se determina la denominada curva TBP (*True Boiling Point* o *punto de ebullición verdadero*) y representa el volumen de líquido recogido en función de la temperatura de destilación en una columna estándar predefinida, a presión atmosférica hasta una temperatura en el matraz de destilación de 320-340°C, temperatura en la que en las condiciones descritas puede empezar a aparecer la descomposición térmica de las moléculas más pesadas. Posteriormente, se continúa la destilación a vacío (entre 0.1 y 0.5 mmHg) hasta alcanzar temperaturas equivalentes en condiciones atmosféricas de 560-580°C, que es la máxima temperatura a la que se puede destilar sin que, en estas condiciones, se produzca descomposición térmica del producto. Las condiciones de determinación experimental de la curva intentan realizar un buen fraccionamiento mediante el uso de rellenos de

alta eficiencia que hacen que el número de platos teóricos sea entre 14 y 18, y a altas relaciones de reflujo (de 1 a 5 e incluso superior). [2]

Para la toma de datos se puede operar experimentalmente de dos formas: por intervalo de temperaturas, se van recogiendo los volúmenes de productos, variables para cada crudo, a cada intervalo de temperatura, por ejemplo 15°C, o bien fijando el volumen de cada recogida, por ejemplo, cada 2% de volumen destilado y anotando la temperatura final para cada recogida. [2]

CURVAS DE DESTILACIÓN ASTM

Anteriormente se ha hablado de la destilación TBP en la caracterización global de un crudo y que se aplica también a las fracciones de petróleo. Existen otro tipo de curvas, definidas por su correspondiente Norma ASTM, obtenidas en equipos de destilación más o menos convencionales (matraz y refrigerante condensador) y también curvas simuladas obtenidas por cromatografía. Por último, existen las curvas EFV de equilibrio líquido/vapor, necesarias, entre otras aplicaciones, para el diseño de columnas de destilación. [2]

La aplicación de una serie de algoritmos matemáticos y gráficos disponibles en el *API Technical Data Book* permite a interconversión entre los datos de este tipo de destilaciones, ASTM D86 para destilación atmosférica, ASTM D1160 para destilación a vacío, ASTM D2887 para la simulada cromatografía de gases, EFV (*equilibrium flash vaporization*) y los datos de la curva TBP para una misma muestra. [2]

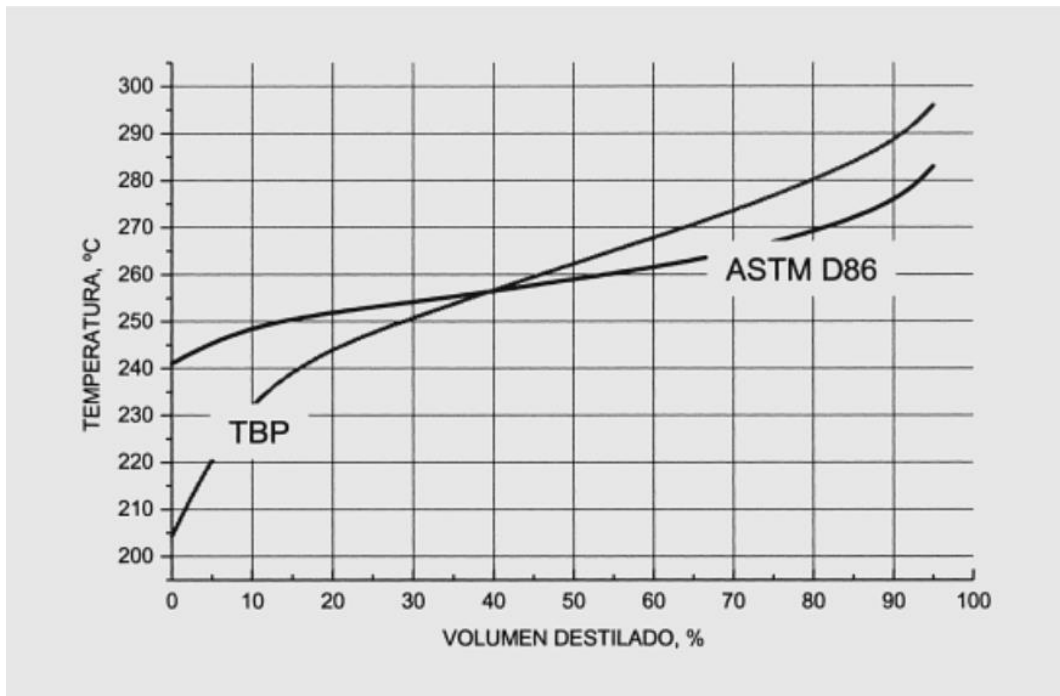


Figura 6. Curvas ASTM y TBP [2]

ASTM D86 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Se trata de destilar una muestra en un matraz convencional de unas dimensiones especificadas al que se adosa lateralmente un condensador de agua. El condensado se recoge sobre una probeta aforada de 100mL. El volumen de muestra siempre de 100mL.

Puesto que la capacidad de fraccionamiento del sistema es muy reducida, el único reflujo líquido es el condensado en el cuello del matraz, por lo tanto, se puede considerar compuesto por un único plato teórico, por lo que es necesario que se sigan muy escrupulosamente las condiciones de operación descritas en la norma de análisis. El calentamiento del matraz debe realizarse de forma determinada para asegurar una velocidad de condensación adecuada. Se van tomando indicaciones de temperatura desde el punto inicial, determinado por la lectura de la temperatura desde el punto inicial, determinado por la lectura de la temperatura cuando cae la primera gota de líquido en el extremo del condensador. A partir de este momento se toma la lectura de temperaturas cuando ha condensado el

5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90 y 95% destilado. Se toma como punto final de destilación a la máxima temperatura a que se llega durante el proceso de destilación, y que normalmente coincide con la desaparición de líquido en el matraz. [2]

ASTM D1160 DESTILACIÓN A VACÍO

Este método permite la obtención de datos de destilación para fracciones de petróleo cuyo rango de ebullición es tal que en condiciones atmosféricas se produciría la descomposición térmica-craqueo del producto, para evitar esto se trabaja en condiciones de vacío. Permite obtener datos de destilación hasta una temperatura en el líquido de 400°C. La presión de trabajo debe mantenerse mediante un sistema adecuado, constante a 10 mm Hg para productos no excesivamente pesados, pudiéndose trabajar también a 1 o 2 mm Hg para productos pesados.

El procedimiento es similar al de la destilación atmosférica, y finalmente deben corregirse las temperaturas de destilación, obtenidas a la presión de trabajo, a las equivalentes a presión atmosférica, mediante unas tablas proporcionadas en la misma norma.

En la **Figura 6** se han representado las curvas TBP y ASTM para una misma fracción de crudo, pudiéndose observar que la curva ASTM tiene una forma típica más plana que la correspondiente curva TBP.

ASTM D2887 DESTILACIÓN SIMULADA

Este método cromatográfico, eluye a través de una columna determinada los componentes individuales de una muestra hidrocarbonada en función de su punto de ebullición. En principio es un método más simple y reproducible que los anteriores, pero tiene unas limitaciones, es aplicable solamente para fracciones de petróleo con un punto final inferior a 535°C y un punto inicial superior a 35°C. El punto final viene limitado por la

necesidad de eluir toda la muestra para poder calcular los rendimientos de destilación. A diferencia de los métodos anteriores, los resultados de la destilación simulada se refieren a peso en lugar de volumen.

CURVAS DE EQUILIBRIO LÍQUIDO / VAPOR EFV

Se trata de una representación gráfica del porcentaje en volumen destilado con respecto al total del vapor en equilibrio con el líquido no vaporizado. Cada punto de la curva corresponde a una medición física a una temperatura y presión determinada. El número de puntos necesarios para dibujar la curva dependerá del grado de precisión exigible. Como mínimo son necesarios cinco puntos para dibujarla. Existen también las correlaciones adecuadas para su cálculo a partir de la curva TBP.

2.4. INTRODUCCIÓN A LA REFINACIÓN

La refinación involucra una gran variedad de procesos, entre los cuáles se distinguen los siguientes grupos:

- Procesos de separación que dividen la carga en fracciones más simples o más estrechas
- Procesos de transformación que generan nuevos compuestos, con características apropiadas a la utilización del producto
- Procesos de acabado que eliminan (normalmente por hidrogenación) los compuestos indeseables
- Procesos de protección del medio ambiente que tratan los gases de refinería (fuel gas), los humos y las aguas residuales

PROCESOS DE SEPARACIÓN

Los principales procesos de separación son:

- Destilación

- Absorción
- Extracción
- Cristalización
- Adsorción

El procedimiento de separación por excelencia es la destilación del crudo, y, en segundo lugar, si se considera una conversión más profunda, la extracción por disolventes (desasfaltado).

DESTILACIÓN PRIMARIA (A PRESIÓN ATMOSFÉRICA) DEL CRUDO

Esta destilación es el primer tratamiento a que se somete el crudo después de su extracción.

Una primera operación de desalado (lavado con agua+sosa) permite extraer las sales (ClNa , ClK y Cl_2Mg transformadas en ClNa con sosa) del crudo con el fin de reducir la corrosión ácida y minimizar el ensuciamiento y los depósitos.

A continuación, el crudo se destila en diferentes fracciones adecuadas a su utilización posterior.

- Gases de refinería
- Gases licuados de petróleo (propano/butano)
- Naftas (ligeras/pesadas)
- Querosenos, petróleos lampantes, combustibles de aviación
- Gasóleos de automoción y gasóleo de calefacción (GO, GOD)
- Fuelóleos pesados industriales

DESTILACIÓN SECUNDARIA O A VACÍO DEL CRUDO

La destilación a vacío del residuo atmosférico es una operación complementaria de la destilación primaria, permitiendo extraer destilados pesados que sufrirán transformaciones posteriores o servirán para su empleo como bases de aceites lubricantes. El residuo de vacío que contiene la mayor parte de las impurezas del crudo (metales, sales, sedimentos, azufre, nitrógeno, asfaltenos, carbón Conradson) se utiliza para la fabricación de betunes, producción de fueles pesados o como carga a otros procesos de transformación.

PROCESOS DE TRANSFORMACIÓN

Son los procesos más importantes del refino y de la petroquímica. De esta gran familia, distinguimos los siguientes:

PROCESOS DE MEJORA DE CARACTERÍSTICAS

Con reordenación molecular:

- Reformador catalítico
- Isomerización

Con intervención de otros reactivos:

- Alquilación
- Síntesis de éteres
- Oligomerización

PROCESOS DE CONVERSIÓN

Térmicos:

- Viscorreducción

- Coquización

Catalíticos:

- Craqueo catalítico
- Reformado con vapor
- Hidroconversión

PROCESOS DE ACABADO

- Hidrotratamiento/hidrogenación
- Endulzamiento

PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE

- Tratamiento de gases ácidos (que contienen azufre)
- Tratamiento de humos
- Tratamiento de aguas residuales

2.5. ESQUEMA GLOBAL DE UNA PLANTA COMBINADA

La planta combinada tiene como objetivo principal efectuar la primera separación de los hidrocarburos del petróleo crudo. Esta separación se lleva a cabo por medio de una destilación por arrastre de vapor a presión atmosférica y por una destilación por arrastre de vapor al vacío.

La combinación de estas dos plantas permite un uso más eficiente de la energía que puede ser aprovechada en un tren de precalentamiento.

Generalmente, los productos obtenidos de la primera sección de la planta (destilación atmosférica) se obtienen los productos: nafta ligera, nafta pesada, queroseno, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo atmosférico. Este último producto es la alimentación de la sección de destilación al

vacío, de la cual se obtienen como productos: gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

Estos productos se pueden enviar a almacenamiento o a otras plantas con la finalidad de continuar con su procesamiento.

2.6. ASPECTOS GENERALES SOBRE DESTILACIÓN

La destilación es una operación que se lleva a cabo en las torres de fraccionamiento. El proceso involucra más de una etapa en las cuales los vapores ascendentes y líquidos en contracorriente pasan a través de varios elementos internos de la columna que promueven la transferencia de masa entre las dos corrientes. El líquido se encuentra a su temperatura de burbuja, mientras que el vapor en equilibrio está a su temperatura de rocío. En forma simultánea, se transfiere masa desde el líquido por evaporación y desde el vapor por condensación. El efecto neto es un incremento en la concentración de los componentes más volátiles en la fase vapor y de los menos volátiles en la fase líquida. [4]

La alimentación es introducida en el punto en el que tiene la concentración adecuada, los productos de tope salen como vapor y en el fondo como líquido, otros productos también se obtienen de puntos intermedios. En este tipo de dispositivo están presentes dos secciones: rectificación y despojamiento. La sección de rectificación permite aumentar la pureza del producto más liviano y se encuentra localizada aguas arriba del plato de alimentación. La sección de despojamiento permite mejorar la recuperación del producto de fondo y se encuentra localizada debajo del plato de alimentación. [5]

2.7. UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

La destilación atmosférica constituye la primera etapa del refinado de un crudo. Se lleva a cabo en una columna de destilación o fraccionamiento. Las columnas de crudo son las unidades de mayor tamaño en la refinería.

Su objetivo es separar el crudo en distintas fracciones de acuerdo con su punto de ebullición, por lo que cada una de las siguientes unidades de proceso tendrá materias primas que satisfagan especificaciones particulares.

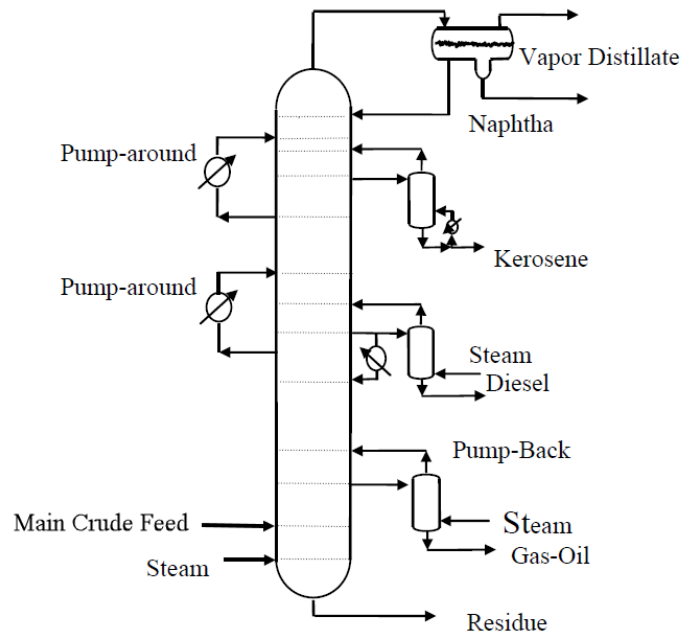


Figura 7. Unidad de destilación atmosférica [9]

Dentro de la columna están dispuestos una serie de platos en los que se recogen líquidos condensados. [2] El número de platos requeridos oscila entre 30 y 42. [1] La temperatura de la columna es alta en el fondo y más fría en el domo de forma que cada plato tiene una temperatura inferior a la del situado inmediatamente debajo. La destilación se realiza a una presión ligeramente superior a la atmosférica. [2]

El calor necesario para la destilación lo proporciona un horno al que entra el crudo precalentado después de circular por una serie de intercambiadores de calor con productos más calientes obtenidos en la propia torre de destilación, de forma que se consiga la máxima eficiencia energética. [2]

Debido a la presencia de sales inorgánicas (cloruro de sodio, cloruro de magnesio y otras, que producirán corrosión en el sistema), el crudo debe ser desalado antes de su procesamiento. Para conseguir el desalado, el crudo se mezcla con agua. Esta mezcla se calienta a una temperatura entre 120-150°C de forma que no se sobrepase su punto de vaporización a la presión de trabajo. [2] La mezcla caliente pasa al *desalador* donde se produce una separación entre las fases orgánica e inorgánica, en la que se encuentran disueltas las sales.

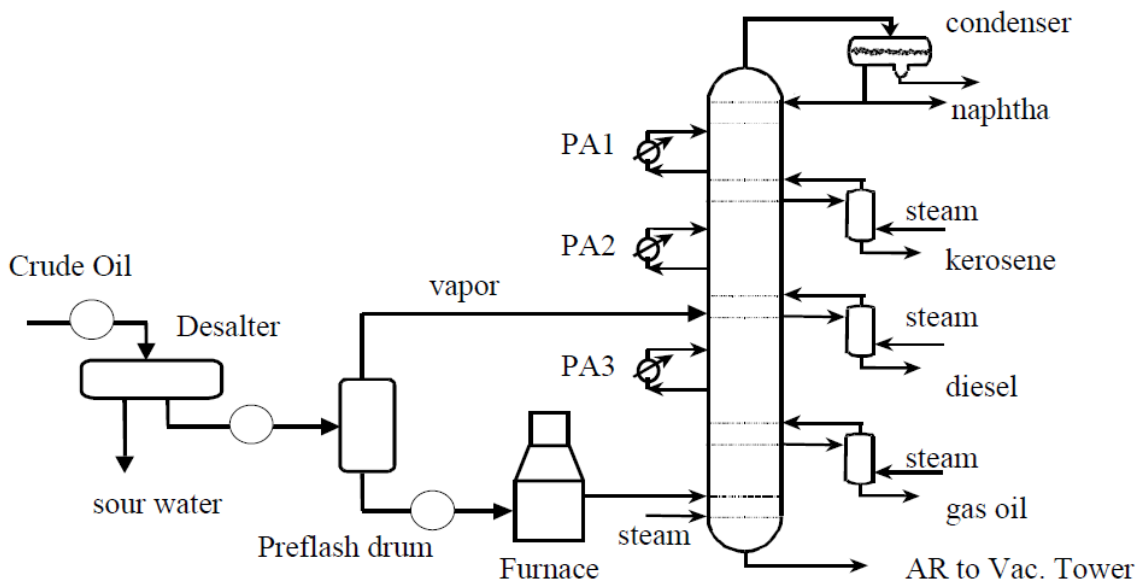


Figura 8. Desalador, preflash, horno y columna atmosférica [9]

Después del desalador, el crudo se calienta intercambiando calor con las extracciones calientes que salen de la propia columna de destilación hasta unos 170-200°C y se introduce a un vaporizador o *preflash* que trabaja entre 2-5 atm. Producida la vaporización, los vapores se introducen directamente en la columna de fraccionamiento y el líquido se alimenta a un *horno*. [2] En el horno se alcanza una temperatura alrededor de 400°C. [1] El crudo caliente se introduce en la parte inferior de la torre atmosférica en la denominada *zona flash* en la que parte de las fracciones del crudo vaporizan ascendiendo los vapores por la columna a través de los platos

perforados situados en su interior, a medida que ascienden se van enfriando hasta que en función de su volatilidad condensan en el plato correspondiente. A medida que el plato rebosa, el líquido va descendiendo plato a plato intercambiando calor con los vapores ascendentes. Las fracciones más pesadas condensan en los platos inferiores y las más ligeras en los de la parte alta de la columna. A diferentes alturas de la columna unos platos especiales permiten la extracción lateral, fuera de la columna, del líquido. [2]

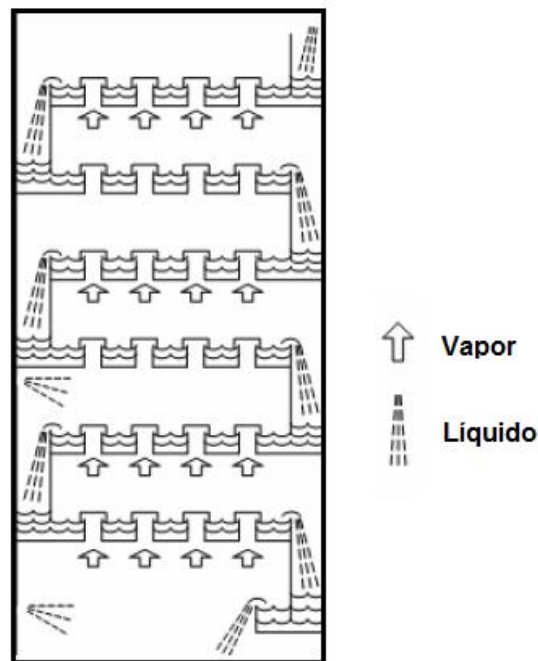


Figura 9. Platos del interior de la columna [2]

Los vapores de los hidrocarburos más ligeros abandonan la columna por la parte superior y condensan mediante aerofriadores o con agua de refrigeración en intercambiadores adecuados. El líquido de cabeza se recoge en un acumulador, en este se producen unos incondensables, es el gas ácido formado por metano etano y sulfhídrico, que se envía al sistema de Fuel Gas y el líquido se envía parte como reciclo de cabeza y parte a la columna estabilizadora para separar el GLP (propano y butano) de la nafta. El reciclo de cabeza de la torre sirve para proveer el reflujo necesario para la condensación de las fracciones ligeras ascendentes. [2]

Para que el fraccionamiento funcione correctamente es necesario un flujo de líquido frío descendente. En la parte superior de la columna este líquido es el reciclo del acumulador de cabeza. A lo largo de la columna el reflujo se obtiene con el reciclo de las extracciones laterales (*pump around*), después de que éstas hayan perdido parte de su calor latente en el intercambio con la alimentación. El reflujo frío se introduce en la columna en un punto superior al de su extracción, de forma que siempre entre en contacto con los vapores calientes. El número de reflujo depende de las extracciones laterales, normalmente entre tres y cuatro. [2]

En la columna estabilizadora se produce la separación del GLP, mezcla de propano y butano, de la nafta (*full range*). Esta última se redestila en una fraccionadora adecuada en la que se obtienen dos productos: la nafta ligera por la cabeza y la nafta pesada por el fondo. [2]

La nafta ligera tiene un punto inicial de destilación equivalente al de los pentanos y un punto final entre los 60-90°C, dependiendo de las necesidades en la formulación de gasolinas comerciales. La nafta pesada tiene como punto inicial el de final de la nafta ligera y como punto final entre 140-180°C. [2]

La fracción más ligera de las extracciones laterales es la 1ª extracción o keroseno con un intervalo de destilación aproximado entre el punto final de la nafta y los 210-260°C. Puesto que el fraccionamiento no es ideal, después de abandonar la columna la corriente se somete a un *stripping* lateral para eliminar los restos de hidrocarburos más ligeros. El *stripping* puede ser con arrastre de vapor de agua o bien mediante calentamiento con un reboiler. Los vapores de hidrocarburo se reciclan a la columna de fraccionamiento mientras que el líquido constituye en parte la extracción neta de la columna y parte el reciclo frío o *pump around*. [2]

Las 2ª y 3ª extracciones atmosféricas constituyen el diésel y el gasoil atmosférico con un intervalo de destilación global entre el punto final de

la 1ª extracción y los 345-360°C. Al igual que un *stripping* permite la eliminación de ligeros. La 2ª extracción suele tener un punto final del orden de los 300°C, mientras que el punto final de la 3ª extracción viene limitado por las propiedades de destilación y de frío para cada crudo. [2]

Las columnas de destilación de crudo suelen disponer también de una 4ª extracción, con un intervalo de destilación muy corto, entre 5 y 10°C, entre 360-370°C y con un rendimiento sobre crudo del orden del 2% vol., dependiendo de la temperatura de corte y del crudo y cuya finalidad es asegurar un valor adecuado de las características de frío de la 3ª extracción. [2]

Por el fondo de la columna se obtiene el residuo no destilado; parte de este constituye la producción neta y parte se recicla al fondo de la columna que posee unos platos especiales de *stripping*, que mediante la inyección por fondo de vapor (1-3%) mejoran el fraccionamiento de esta zona vaporizando los ligeros. [2]

Entre cada una de las extracciones y dependiendo del número y tipo de platos se produce un *gap* (diferencia entre la temperatura de destilación ASTM D86 al 95% destilado y al 5% destilado de dos fracciones contiguas) entre ellas y cuya magnitud es una expresión de la eficiencia de la columna. [2]

2.8. PUNTO CENTROIDE

En Aspen HYSYS *Petroleum Refining*, el punto de ebullición centroide de los cortes, representado por puntos de ebullición iniciales (IBP por sus siglas en inglés *Initial Boiling Point*) y puntos de ebullición finales (FBP por sus siglas en inglés *Final Boiling Point*) de componentes hipotéticos, y sus rendimientos son calculados graficando las curvas de los puntos de ebullición de los cortes de la corriente de crudo contra su rendimiento (% volumen).

Cada corte es identificado por su punto de ebullición inicial y final. El punto centroide es el punto de temperatura de ebullición asociado con el porcentaje de rendimiento medio con su corte correspondiente. El porcentaje de rendimiento medio es el punto a la mitad del % volumen entre el % volumen del punto de ebullición inicial y final. Como referencia observe la figura siguiente:

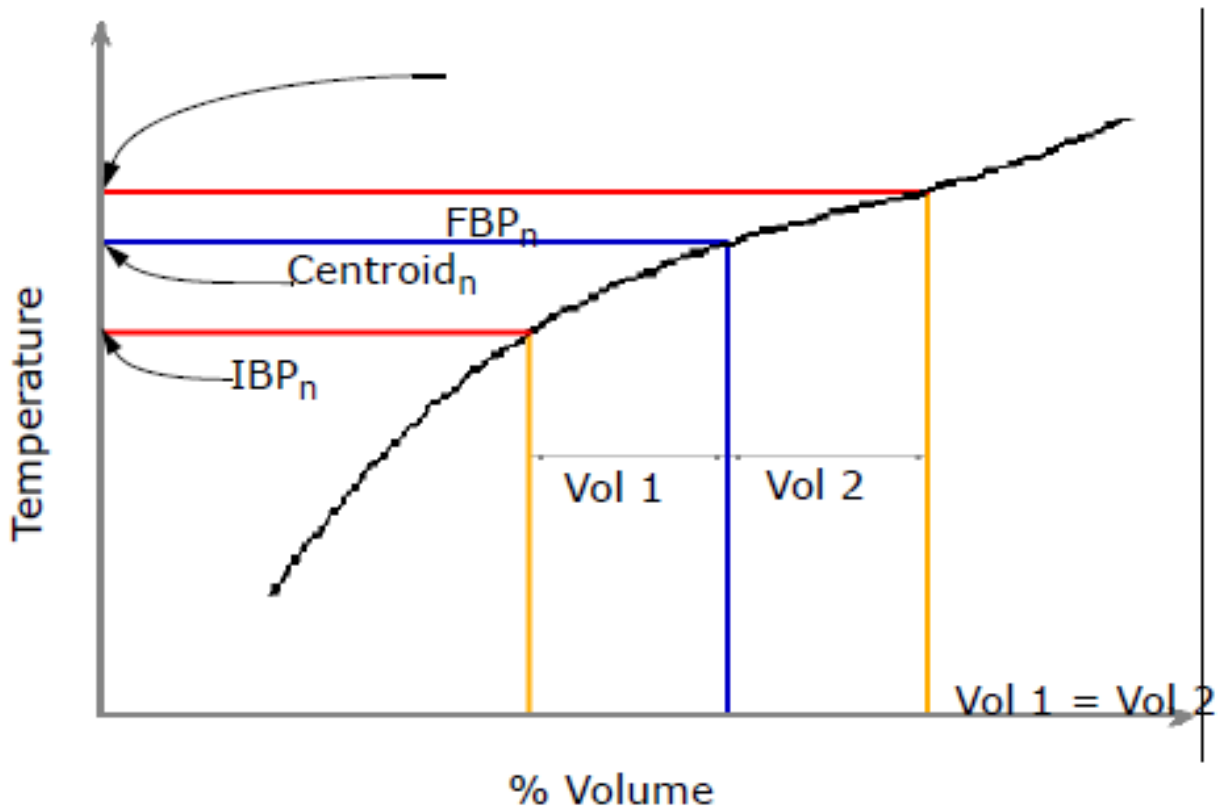


Figura 10. Punto de ebullición centroide

El punto de temperatura de ebullición final se asigna como el punto de temperatura de ebullición para el componente hipotético. El punto de ebullición centroide es empleado para estimar las propiedades físicas del componente. Tome en cuenta que:

- 1) La descripción inicial de esta sección se repite para generar los puntos de temperatura de ebullición para todos los componentes hipotéticos.

- 2) Para la librería de componentes, el punto de ebullición centroe se define como su punto de ebullición normal.

2.9. UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO

El objetivo principal de la destilación al vacío también conocida como destilación secundaria es recuperar destilados adicionales del residuo de la destilación atmosférica. El residuo atmosférico es destilado resultando en corrientes de destilados pesados que servirán como alimentación a unidades de conversión posteriores. La ventaja principal de la destilación al vacío es que permite la destilación de materiales más pesados a temperaturas más bajas de las que se requerirían a presión atmosférica, evitando que se lleven a cabo reacciones químicas no deseadas. La transferencia energética de esta usualmente se integra con la de la destilación atmosférica. Al conjunto de estas dos unidades de destilación se les conoce como destilación combinada (Error! Reference source not found.). Generalmente, el residuo atmosférico se recibe caliente de la destilación atmosférica y se envía al horno de la unidad de vacío. [5]

El residuo atmosférico es separado en gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío, y en residuo de vacío. Los gasóleos de vacío se envían a la unidad de craqueo catalítico para su posterior procesamiento, mientras que el residuo de vacío puede ser empleado como materia prima para su tratamiento en la unidad de coquización o de hidrocraqueo. [5]

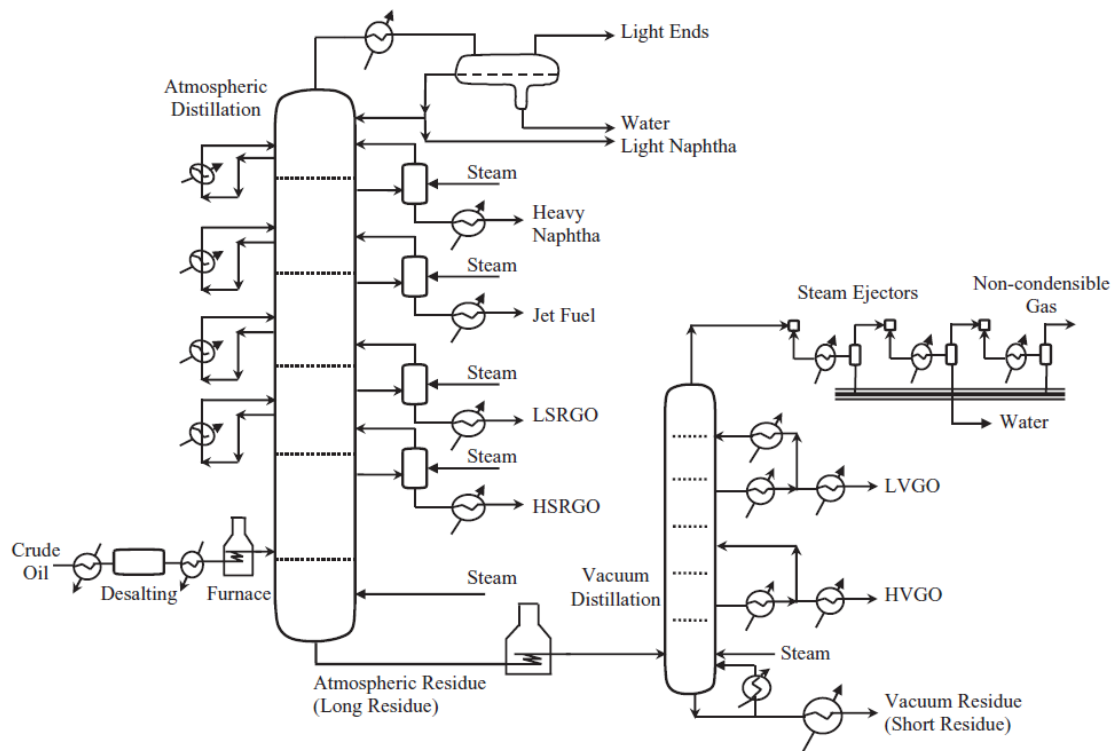


Figura 11. Destilación combinada [5]

La destilación al vacío sigue en gran medida el mismo patrón que la destilación atmosférica. Una de las diferencias es que ni el residuo de vacío que sale del fondo de la columna ni las extracciones laterales tienen columnas rectificadoras alimentadas con vapor. El objetivo principal es maximizar la recuperación de destilados de alto valor y reducir el consumo de energía de las unidades. Los internos de la columna de destilación de vacío deben permitir un buen contacto entre el vapor-líquido mientras mantienen una presión baja incrementando desde el tope de la columna hasta el fondo. [5]

2.10. ASPECTOS GENERALES SOBRE SIMULACIÓN DE PROCESOS

Aspen HYSYS es un simulador de procesos químicos de AspenTech empleado ampliamente en la industria y en las universidades para modelar matemáticamente diversos procesos químicos que van desde simples operaciones unitarias hasta complejas plantas químicas.

Los modelos que se pueden generar con este simulador y otros van desde cálculos de balances de materia y energía hasta amplios diagramas de flujo de procesos que permiten la predicción del rendimiento del proceso dadas diferentes alternativas o condiciones de proceso que permiten optimizar rendimientos y costos.

Con el uso de este tipo de herramientas, los ingenieros químicos pueden rápidamente definir diagramas de flujo de procesos muy complejos y sus condiciones de operación para evaluar, optimizar e incluso hacer cálculos dinámicos.

Simuladores como **Aspen HYSYS** que son sencillos de utilizar permiten a cualquier ingeniero llevar a cabo especificaciones básicas en la simulación y obtener predicciones de otras, incluyendo propiedades físicas, todo en muy poco tiempo. Sin embargo, especificar métodos para predecir propiedades físicas inadecuadamente puede llevarnos a obtener resultados imprecisos en el modelo o incluso evitar que se pueda llevar a cabo la simulación. Por lo que la selección de un método de predicción de propiedades físicas es fundamental para comenzar a trabajar con cualquier simulación.

Cuatro aspectos básicos por considerar para elegir un modelo son ^[7]:

- Naturaleza de las propiedades de interés
- Composición de la mezcla
- Intervalos de presión y temperatura
- Disponibilidad de parámetros

La selección de método de propiedades físicas es de vital importancia pues de otro modo se pueden afectar las predicciones de la simulación. Se debe seleccionar un método o métodos que sean los más apropiados para predecir propiedades y resultados de interés. ^[7]

Debido a que muchas simulaciones de procesos químicos incluyen destilación, separación, evaporación, una consideración importante es la selección del método de propiedades físicas es el equilibrio líquido/vapor (ELV). [7]

Otra consideración crítica es la entalpía de los componentes puros y de la mezcla. Las entalpías y capacidades caloríficas son importantes para operaciones unitarias tales como los cambiadores de calor, condensadores, columnas de destilación y reactores. [7]

Además, la densidad, viscosidad, pH y conductividad térmica pueden ser esenciales para otros cálculos del proceso. [7]

La composición de la mezcla afectará todas las propiedades, debido a la forma en la que las propiedades de la mezcla serán calculadas. Afectará en gran manera el equilibrio de fases debido a la interacción de los componentes en la mezcla. Usualmente, la interacción en la fase líquida debido a la cercanía de las moléculas en esta fase.

Los intervalos de presión y temperatura. Estos son de especial importancia en la selección del método para llevar a cabo los cálculos del equilibrio de fases. En general, las ecuaciones de estado son la mejor opción para predecir el ELV en un amplio rango de temperaturas y presiones, especialmente a altas condiciones.

La disponibilidad de los parámetros. Sin suficientes parámetros de componentes puros y binarios, no es posible estimar propiedades de componentes puros o de la mezcla. Se puede elegir entre obtener y emplear datos experimentales o de la literatura, estimar parámetros, o elegir un método menos riguroso. Esto se debe investigar para todos los métodos de propiedades físicas.

Un paso necesario en la simulación es la validación de las propiedades físicas. Esto implica reportar, tabular o graficar propiedades de

componentes puros y de la mezcla para comparar los resultados con datos conocidos o con el comportamiento esperados. Este es un paso importante en cualquier simulación y debe llevarse a cabo para componentes de la base de datos como para componentes que no lo sean. Los simuladores pueden proveer estas propiedades en tablas y gráficos que hacen fácil la comparación de resultados. Otra técnica bastante útil es comparar las tablas de resultados del mismo modelo empleando diferentes métodos de propiedades.

En la tabla siguiente, se muestran los modelos disponibles dentro de Aspen HYSYS:

Tabla 4. Modelos disponibles en Aspen HYSYS V10.0

Ecuaciones de Estado	Modelos de Actividad	Modelos Chao Seader & Grayson Streed	Modelos de Presión de Vapor	Glicoles, Electrolitos, Vapor	Sulsim (Recuperación de Azufre)
<ul style="list-style-type: none"> •BWRS •CPA •GCEOS •Kabadi Danner •Lee-Kesler Plocker •Peng-Robinson •PRSV •Sour PR •Sour SRK •SRK •Zudkevitch Joffee 	<ul style="list-style-type: none"> •Chien Null •Extended NRTL •General NRTL •Margules •NRTL •UNIQUAC •van Laar •Wilson 	<ul style="list-style-type: none"> •Chao Seader •Grayson Streed 	<ul style="list-style-type: none"> •Antoine •Braun K10 •Esso Tabular 	<ul style="list-style-type: none"> •DBR Amine •ASME Steam •Glycol PPKg •NBS •IAPWS-IF97 •MBWR •OLI_Electrolyte 	<ul style="list-style-type: none"> •Sulsim (Sulfur Recovery)

A continuación, se describen algunos de los modelos más relevantes y cuándo se recomienda su uso.

ECUACIONES DE ESTADO

Las ecuaciones de estado son confiables al momento de predecir las propiedades de la mayoría de los hidrocarburos con márgenes de condiciones de operación bastante amplios. Su aplicación se enfoca principalmente en componentes no-polares o ligeramente polares.

- **BWRS:** El modelo Benedict-Webb-Rubin-Starling (BWRS) es comúnmente empleado en aplicaciones y estudios de compresión. Específicamente se usa para componentes en fase gas que tienen una termodinámica compleja que ocurre durante el proceso de compresión y se utiliza en las aplicaciones de la industria aguas abajo y aguas arriba.
- **CPA:** Utiliza la ecuación de estado *Cubic-Plus-Association* (CPA) desarrollado por Kontogeorgis. El modelo combina la ecuación cúbica de estado SRK con el término Wertheim similar al que se encuentra en el modelo PC-SAFT. Se puede emplear para mezclas de equilibrio Líquido-Vapor o Líquido-Líquido-Vapor que contienen hidrocarburos o no-hidrocarburos como CO₂, H₂S, N₂, o componentes polares como agua, alcohol, glicol, esterres y ácidos orgánicos.
- **Lee-Kesler Plocker:** Modelo útil para sustancias no-polares y mezclas. Altamente recomendado para torres de etileno.
- **Peng-Robinson:** Modelo que emplea la ecuación de estado Peng-Robinson empleado para cálculos del equilibrio Líquido-Vapor en sistemas de hidrocarburos. Se recomienda para aplicaciones de crudo, gas y petroquímica.
- **PRSV:** Modificación de la ecuación de estado Peng-Robinson para aplicarlo a modelos con sistemas moderadamente no-ideales. Recomendado para procesos de gas criogénico, separación de gas, sistemas químicos y alquilación con HF.
- **Sour PR:** Combina la ecuación de estado Peng-Robinson y el modelo de Wilson (*API-Sour Model*) para sistemas de aguas amargas que pueden emplear se agotadoras de aguas amargas, recirculadores de hidrotatamiento, columnas de crudo, o cualquier proceso que contenga hidrocarburos, gases ácidos, y H₂O.
- **Sour SRK:** Combina el modelo Soave-Redlich-Kwong con el modelo de Wilson *API-Sour Model* que se puede emplear para agotadoras

de agua amarga, recirculadores de hidrotreatmento, columnas de crudo y cualquier otro sistema que contenga hidrocarburos, gases ácidos y H₂O.

- **SRK:** El modelo Soave-Redlich-Kwong (SRK) da resultados comparables a Peng-Robinson, pero sus intervalos de aplicación son más limitados. (Temperatura > -143°C / Presión < 5,000 psia). No se recomienda para sistemas químicos no-ideales como alcoholes, ácidos u otros componentes. Se recomienda para modelos de deshidratación por TEG, procesamiento de gas criogénico, separación de gas, torres de crudo atmosféricas, torres de vacío, sistemas con alto contenido de H₂, entre otros.

MÉTODOS DE ACTIVIDAD

- **Margules:** Fue el primer modelo desarrollado representación del exceso de energía de Gibbs. No tiene base teórica, pero es útil para estimados e interpolaciones rápidas.
- **NRTL:** La ecuación *Non-Random-Two-Liquid* (NRTL) es una extensión de la ecuación de Wilson. Empleado para sistemas químicos y alquilación con HF que contienen químicos altamente no-ideales.
- **UNIQUAC:** La ecuación UNIversal QUAsi Chemical (UNIQUAC) utiliza mecánica estadística y la teoría de Guggenheim para representar la estructura del líquido. La ecuación es capaz de representar modelos de equilibrio Líquido-Líquido, Líquido-Vapor y Líquido-Líquido-Vapor con precisión comparable a la de la ecuación NRTL.
- **van Laar:** Esta ecuación se ajusta a muchos sistemas, particularmente aquellos con distribuciones de componentes en el equilibrio Líquido-Líquido. Se puede usar para mostrar desviaciones respecto a la Ley de Raoult.

- **Antoine:** Se emplea para sistemas de baja presión con comportamiento ideal. Aplicable para fraccionamiento de sistemas de hidrocarburos pesados.
- **Braun K10:** Modelo aplicable a sistemas de hidrocarburos pesados a bajas presiones, pero con parámetro de ajuste K10 para corrección de presiones por componente.

CAPÍTULO III. DESARROLLO DEL MODELO

3.1. DEFINICIÓN DEL CRUDO MAYA

A continuación, se describe el procedimiento llevado a cabo para elaborar el modelo de simulación de una Planta Combinada. Se explica paso a paso cómo se ha construido y se incluyen datos y especificaciones empleadas para definir el proceso.

La metodología descrita se ha llevado a cabo en la versión 10 de Aspen HYSYS por lo cual la descripción corresponde a la versión antes dicha.

El modelo se inicia en un caso nuevo tal como se muestra en la **Figura 12**.

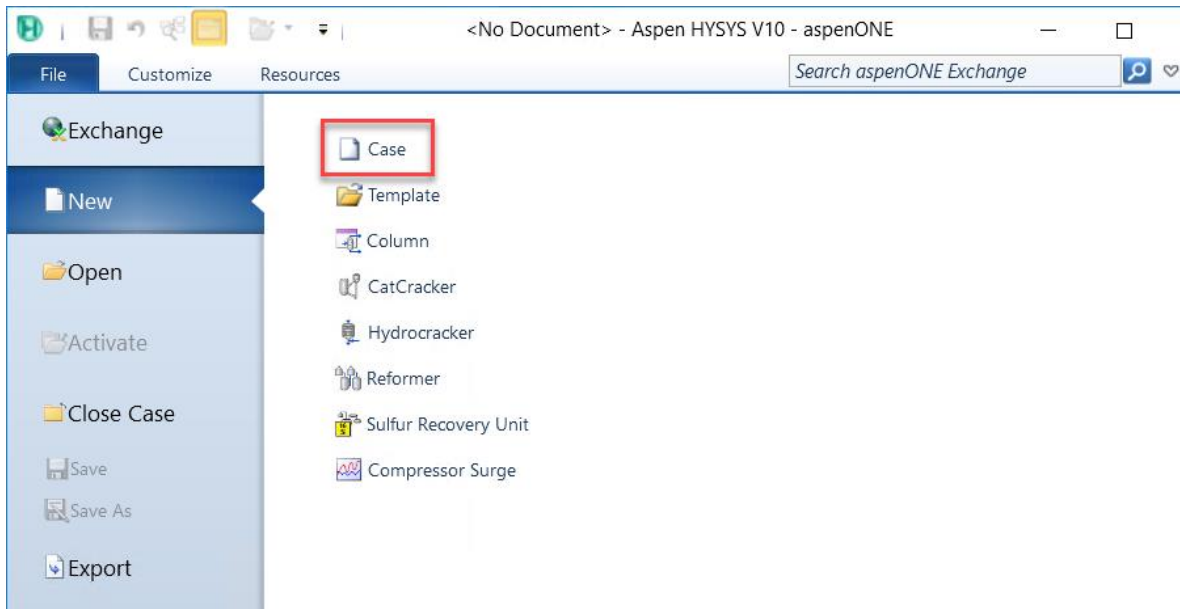


Figura 12. Caso nuevo

El programa cuenta con diferentes ambientes de simulación. Al comenzar con un nuevo caso, lo primero que se muestra es el ambiente de propiedades (*Properties Environment*) y una vez que este tiene la información mínima necesaria para describir lo que vamos a modelar, así como el método o la ecuación de estado que se empleará, se puede pasar al ambiente de simulación (*Simulation Environment*).

En la parte inferior del panel de navegación, se puede observar que actualmente se tiene activa la opción *Properties* tal como se muestra en la **Figura 13**, lo que indica que se muestran las opciones disponibles dentro de este ambiente.

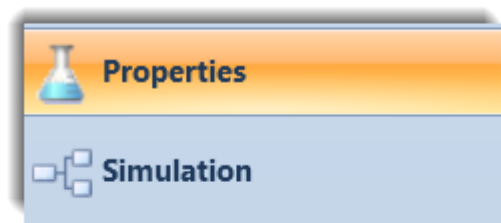


Figura 13. Ambiente de Propiedades

El programa cuenta con una herramienta bastante útil y completa que permite la definición de un ensayo de petróleo para su caracterización. Esta herramienta se conoce como *Petroleum Assays*.

La herramienta antes mencionada permite ingresar la información proveniente del laboratorio que contiene las propiedades características del crudo.

Para ingresar a *Petroleum Assays* hay que presionar el botón que se muestra a continuación.

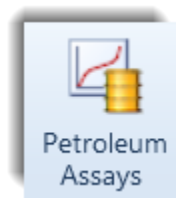


Figura 14. Acceso a *Petroleum Assays*

Este botón lo podemos ubicar en la sección superior del programa dentro de la pestaña *Home*.

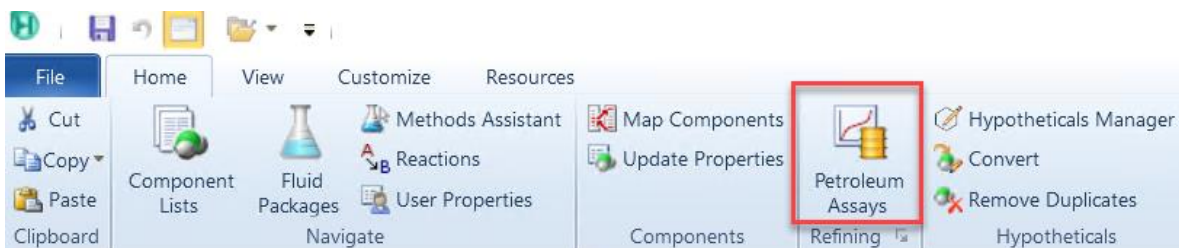


Figura 15. Opción *Petroleum Assays* en *Home*

Al oprimir este botón se tiene acceso a una nueva pestaña *Assay Management* que permite el uso de las herramientas para gestionar ensayos de petróleo o crudo.

En esta nueva pestaña se ubica el menú *New Assay* que permite la adición de información de un crudo nuevo. Existen distintas opciones disponibles dependiendo de la fuente de información, para este modelo se emplea la base de datos con la que cuenta Aspen HYSYS que contiene una librería

de crudos, para hacer uso de ella se selecciona la opción *Import from Library*.

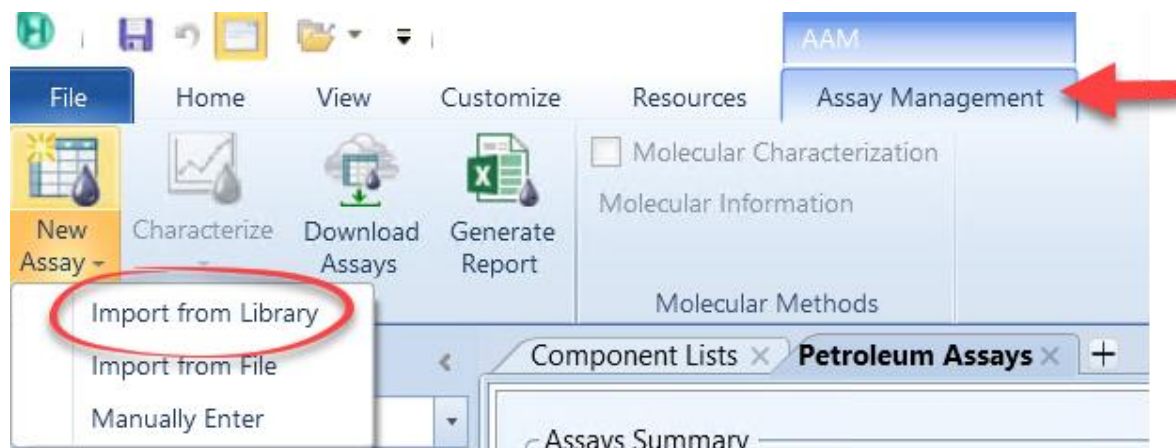


Figura 16. Pestaña *Assay Management*

Un paso importante por completar antes de añadir un ensayo de petróleo es la selección de una la lista de componentes para emplearla en el modelo. La ventana *Assay Component Selection* permite hacer esto. La lista empleada para los fines de este estudio es **Assay Components Celsius to 850C**.

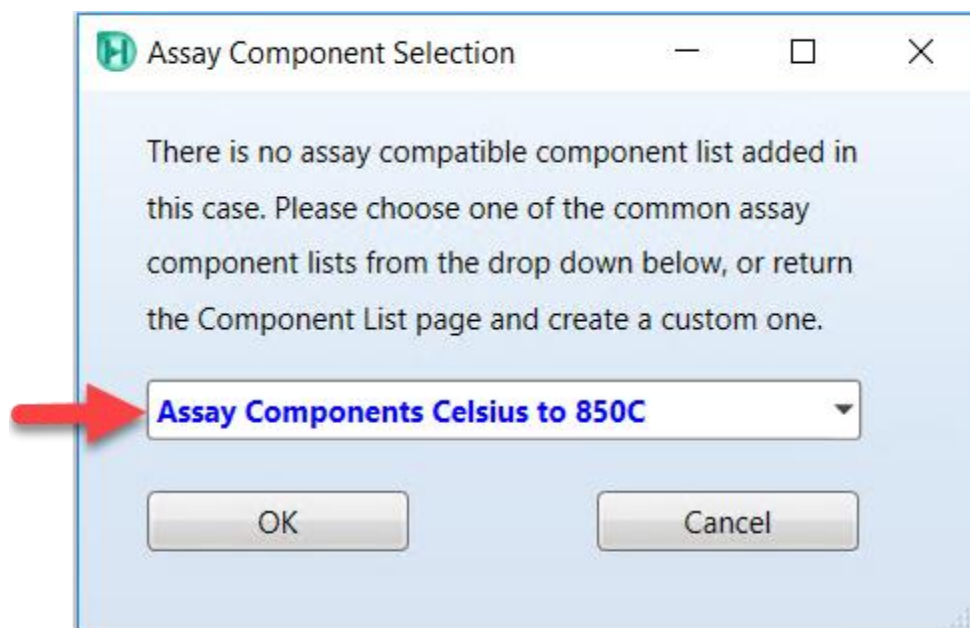


Figura 17. Selección de lista de componentes hipotéticos

Aspen HYSYS cuenta con una extensa librería de crudos previamente caracterizados de varias regiones del mundo. En este modelo se ha hecho uso de esta librería para obtener datos que describan un crudo Maya característico de México.

Esta base de datos es bastante útil cuando no se cuenta con información del crudo que se desea modelar. Con esta información se puede dar un primer estimado de propiedades y características del crudo dependiendo de la región en la que nos encontremos.

En el caso en el que el usuario cuente con un análisis de laboratorio, puede ingresar su propia información haciendo uso de la opción *Manually Enter*.

El crudo seleccionado para este caso es **Maya-2015**.

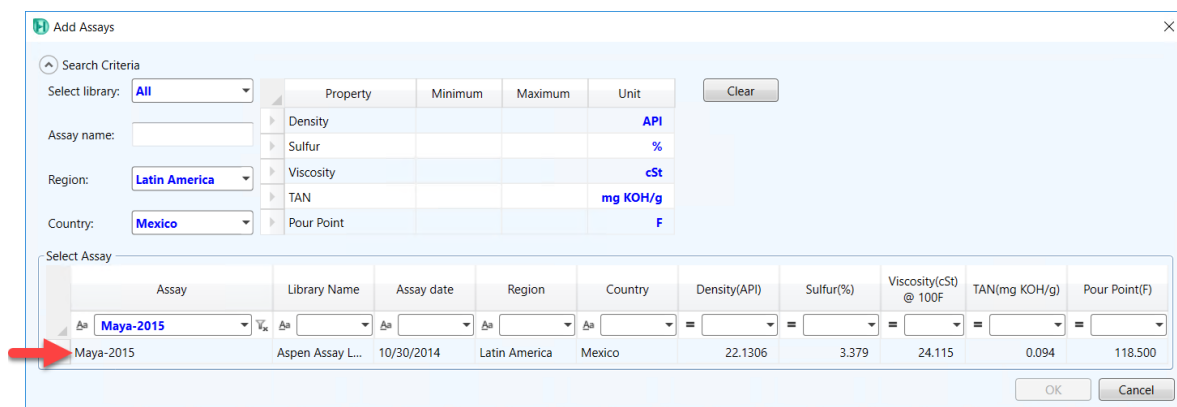


Figura 18. Selección de crudo Maya de la librería de crudos de Aspen HYSYS Petroleum Refining

Es importante destacar la información que se puede observar en el ensayo recién seleccionado. En el panel de navegación se puede ubicar la carpeta *Petroleum Assays* que contiene el crudo recién añadido **Maya-2015**, además de dos opciones que permiten observar los datos de entrada y los resultados posteriores a la caracterización de este crudo.

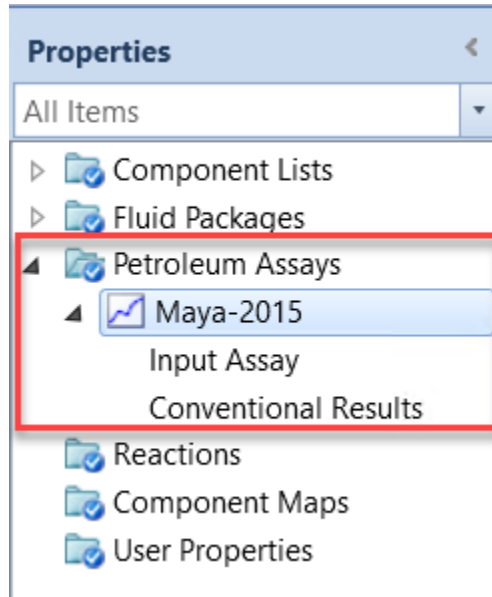


Figura 19. Carpeta *Petroleum Assays*

Input Assay muestra todos los datos introducidos a la librería.

	Whole Crude	Cut1	Cut2	Cut3	Cut4	Cut5	Cut6	Cut7	Cut8	Cut9	Cut10	Cut11	Cut12
Initial Temperature: (C)	IBP	IBP	40.0000	108.2353	176.4706	244.7059	312.9412	381.1765	449.4118	517.6471	585.8824	654.1176	722.3529
Final Temperature: (C)	FBP	40.0000	108.2353	176.4706	244.7059	312.9412	381.1765	449.4118	517.6471	585.8824	654.1176	722.3529	790.5882
StdLiquidDensity (kg/m3)	920.1190	587.2040	699.9955	761.5432	806.3775	855.0246	894.8217	922.1020	963.9238	984.5449	1046.8315	1088.2575	1112.8549
KinematicViscosity (cSt)...	50.883	0.271	0.616	0.964	1.844	4.447	15.163	91.372	1341.663	75310.880	3.279e+007	3.520e+011	4.494e+017
KinematicViscosity (cSt)...	22.173	0.257	0.507	0.749	1.326	2.860	8.172	36.367	316.489	7845.701	959899.817	1.386e+009	7.472e+013
KinematicViscosity (cSt)...	15.542	0.250	0.464	0.669	1.143	2.351	6.248	24.534	171.777	3022.358	217326.370	1.362e+008	1.991e+012
PourPoint (C)	48.056	-117.951	-96.220	-72.888	-46.888	-20.877	6.995	24.044	31.408	44.415	55.763	68.878	73.943
NaClByWt (%)	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001
SulfurByWt (%)	3.379	0.000	0.086	0.330	0.774	1.951	2.816	3.176	3.434	4.183	5.028	5.484	5.792
MercaptanSulfurByWt (...)	0.002	0.008	0.003	0.002	0.000	0.001	0.002	0.005	0.007	0.002	0.001	0.000	0.000
TotalAcidNumber (mg...	0.094	0.004	0.012	0.016	0.014	0.027	0.066	0.102	0.143	0.161	0.197	0.260	0.121
ConradsonCarbonByWt...	12.731	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.388	0.000	1.706	7.387	23.761	30.855	35.899
AshByWt (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AsphalteneByWt (%)	9.546	0.665	0.196	0.815	1.271	1.557	2.073	2.986	3.879	5.381	16.213	21.152	24.368
NickelByWt (%)	0.007	0.009	0.006	0.005	0.003	0.001	0.000	0.000	0.000	0.002	0.011	0.014	0.017
VanadiumByWt (%)	0.036	0.047	0.030	0.024	0.016	0.006	0.001	0.000	0.002	0.010	0.058	0.075	0.091

Figura 20. Sección *Input Assay*

La segunda opción *Conventional Results*, muestra los resultados después de la caracterización.

	Whole Crude	Cut1	Cut2	Cut3	Cut4	Cut5	Cut6	Cut7	Cut8	Cut9	Cut10	Cut11	Cut12
Initial Temperature: (C)	IBP	IBP	40.0000	108.2353	176.4706	244.7059	312.9412	381.1765	449.4118	517.6471	585.8824	654.1176	722.3529
Final Temperature: (C)	FBP	40.0000	108.2353	176.4706	244.7059	312.9412	381.1765	449.4118	517.6471	585.8824	654.1176	722.3529	790.5882
StdLiquidDensity (kg/m3)	920.1190	587.2040	699.9955	761.5432	806.3775	855.0246	894.8217	922.1020	963.9238	984.5449	1046.8315	1088.2575	1112.8549
KinematicViscosity (cSt)...	50.883	0.271	0.616	0.964	1.844	4.447	15.163	91.372	1341.663	75310.880	3.279e+007	3.520e+011	4.494e+017
KinematicViscosity (cSt)...	22.173	0.257	0.507	0.749	1.326	2.860	8.172	36.367	316.489	7845.701	959899.817	1.386e+009	7.472e+013
KinematicViscosity (cSt)...	15.542	0.250	0.464	0.669	1.143	2.351	6.248	24.534	171.777	3022.358	217326.370	1.362e+008	1.991e+012
PourPoint (C)	48.056	-117.951	-96.220	-72.888	-46.888	-20.877	6.995	24.044	31.408	44.415	55.763	68.878	73.943
NaClByWt (%)	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001
SulfurByWt (%)	3.379	0.000	0.086	0.330	0.774	1.951	2.816	3.176	3.434	4.183	5.028	5.484	5.792
MercaptanSulfurByWt (...)	0.002	0.008	0.003	0.002	0.000	0.001	0.002	0.005	0.007	0.002	0.001	0.000	0.000
TotalAcidNumber (mg...)	0.094	0.004	0.012	0.016	0.014	0.027	0.066	0.102	0.143	0.161	0.197	0.260	0.121
ConradsonCarbonByWt...	12.731	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.388	0.000	1.706	7.387	23.761	30.855	35.899
AshByWt (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AsphalteneByWt (%)	9.546	0.665	0.196	0.815	1.271	1.557	2.073	2.986	3.879	5.381	16.213	21.152	24.368
NickelByWt (%)	0.007	0.009	0.006	0.005	0.003	0.001	0.000	0.000	0.000	0.002	0.011	0.014	0.017
VanadiumByWt (%)	0.036	0.047	0.030	0.024	0.016	0.006	0.001	0.000	0.002	0.010	0.058	0.075	0.091

Figura 21. Sección Conventional Results

Dentro de la herramienta también se pueden observar gráficos que representan información importante del crudo en cuestión, tal como la curva de destilación.

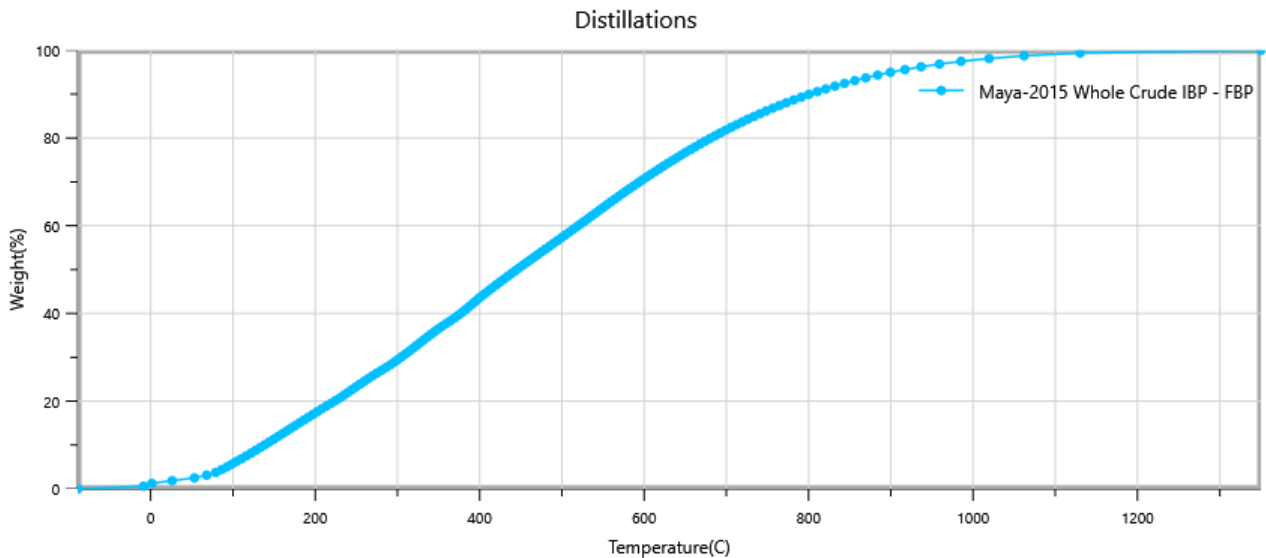


Figura 22. Curva de destilación T vs Weight(%)

Para visualizar estos gráficos puede emplear la sección Plot Gallery que se ubica dentro de la pestaña Assay Management.

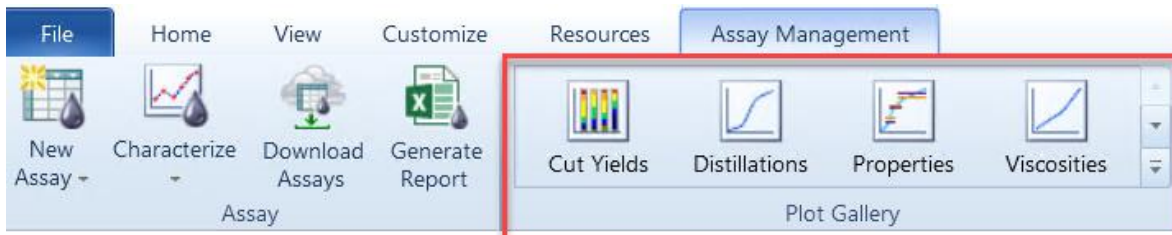


Figura 23. Galería de gráficos de *Assay Management*

La Figura 22 se puede apreciar mejor en el **ANEXO V: Curvas de destilación %Weight & %Volume**.

Más detalles sobre los resultados de la caracterización se muestran en el **ANEXO II: Resultados de caracterización crudo Maya-2015**.

El reporte de este anexo se puede generar presionando el botón *Generate Report* ubicado dentro de la pestaña *Assay Management*.

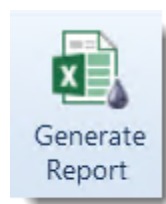


Figura 24. Opción para generar reporte de la caracterización

La caracterización se refiere al proceso en el cual un número limitado de datos de un ensayo se usan en conjunto con métodos de estimación y otras técnicas matemáticas para generar un modelo que describa el ensayo. Este modelo permite calcular propiedades que se encuentran fuera del rango de datos disponibles para satisfacer las necesidades del modelo a construir. La caracterización también permite calcular propiedades que no están presentes dentro de los datos de alimentación del ensayo haciendo uso de distintas correlaciones las cuales se pueden consultar en el menú de ayuda del programa (presione F1 para desplegar el menú de ayuda).

También es importante destacar la lista de componentes previamente seleccionada. Esta contiene una serie de componentes puros y de

componentes hipotéticos que permiten representar de manera composicional una corriente de materia asociada al crudo caracterizado.

Los componentes puros representan componentes hasta C5; para representar componentes arriba de C6 se utilizan componentes hipotéticos. Los componentes puros empleados se listan a continuación:

Tabla 5. Lista de componentes puros

Componentes Puros	
Hydrogen	cis2-Butene
Nitrogen	tr2-Butene
CO	i-Pentane
Oxygen	1-Pentene
Methane	2M-1-butene
Ethylene	n-Pentane
Ethane	3M-1-butene
CO2	2M-2-butene
H2S	2M-13-C4==
Propene	tr2-Pentene
Propane	cis2-Pentene
i-Butane	Cyclopentane
i-Butene	Cyclopentene
1-Butene	22-Mpropane
13-Butadiene	33M-1-butene
n-Butane	

Debido a que hay porciones del crudo que no podemos representar con moléculas específicas, hacemos uso de componentes hipotéticos. Los componentes hipotéticos permiten modelar la porción de una corriente como un componente con un punto de ebullición dentro de un rango de temperaturas.

Por ejemplo, el componente **230-240*** representa una porción del crudo que alcanza su punto de ebullición entre 230°C y 240°C.

A continuación, se listan los componentes hipotéticos empleados:

Tabla 6. Lista de componentes hipotéticos

Componentes Hipotéticos		
<i>36-40C*</i>	<i>230-240C*</i>	<i>430-440C*</i>
<i>40-50C*</i>	<i>240-250C*</i>	<i>440-450C*</i>
<i>50-60C*</i>	<i>260-270C*</i>	<i>480-500C*</i>
<i>60-70C*</i>	<i>270-280C*</i>	<i>500-520C*</i>
<i>70-80C*</i>	<i>280-290C*</i>	<i>520-540C*</i>
<i>80-90C*</i>	<i>290-300C*</i>	<i>540-560C*</i>
<i>90-100C*</i>	<i>300-310C*</i>	<i>560-580C*</i>
<i>100-110C*</i>	<i>310-320C*</i>	<i>580-600C*</i>
<i>110-120C*</i>	<i>320-330C*</i>	<i>600-625C*</i>
<i>120-130C*</i>	<i>330-340C*</i>	<i>625-650C*</i>
<i>130-140C*</i>	<i>340-350C*</i>	<i>650-675C*</i>
<i>140-150C*</i>	<i>350-360C*</i>	<i>675-700C*</i>
<i>150-160C*</i>	<i>360-370C*</i>	<i>700-725C*</i>
<i>160-170C*</i>	<i>370-380C*</i>	<i>725-750C*</i>
<i>170-180C*</i>	<i>380-390C*</i>	<i>750-775C*</i>
<i>180-190C*</i>	<i>390-400C*</i>	<i>775-800C*</i>
<i>190-200C*</i>	<i>400-410C*</i>	<i>800-825C*</i>
<i>200-210C*</i>	<i>410-420C*</i>	<i>825-850C*</i>
<i>210-220C*</i>	<i>420-430C*</i>	<i>850+C*</i>
<i>220-230C*</i>	<i>450-460C*</i>	
<i>250-260C*</i>	<i>460-480C*</i>	

Cada uno de los componentes hipotéticos se modela como un componente individual con sus propias características y propiedades.

Dentro de la simulación, esta lista de componentes se puede observar presionando el botón *Component List* ubicado en la barra de opciones.

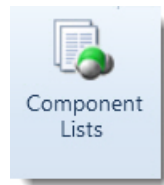


Figura 25. Acceso a lista de componentes

La lista lleva como nombre **Component List -1**. Al seleccionar la lista de componentes, el paquete termodinámico es automáticamente añadido. El paquete empleado por defecto es la ecuación de estado **Peng-Robinson**. Se puede verificar esto presionando el botón *Fluid Packages* para ingresar a este menú.



Figura 26. Opción para definir *Fluid Package*

De la lista de paquetes disponibles se puede verificar la selección.

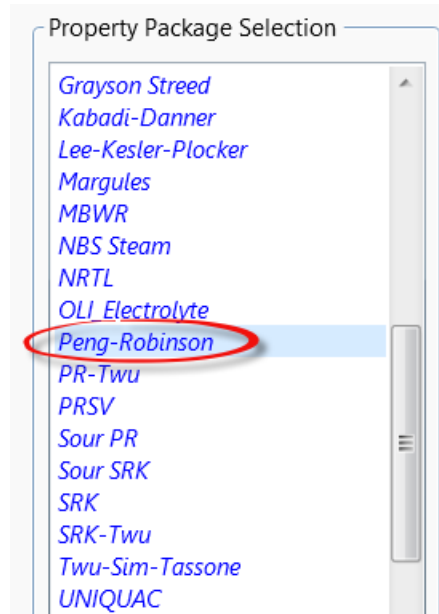


Figura 27. Selección de paquete *Peng-Robinson*

La ecuación de estado Peng-Robinson es idónea para cálculos referentes al equilibrio Líquido-Vapor para sistemas de hidrocarburos. Dentro de HYSYS se han hecho varias mejoras respecto al modelo original de Peng-Robinson para hacer más amplias sus condiciones de aplicación y para mejorar sus predicciones para modelos no-ideales. Sin embargo, en situaciones en las que nos encontramos con un modelo altamente no-ideal, se sugiere el uso de Modelos de Actividad o ecuaciones de estado más avanzadas como CPA o PC-SAFT.

El paquete termodinámico Peng-Robinson resuelve modelos de manera rigurosa para una sola fase, dos fases o tres fases. Las condiciones de presión y temperatura que este modelo es capaz de cubrir son muy amplias y se muestran a continuación:

Tabla 7. Condiciones de presión y temperatura aplicables para *Peng-Robinson*

Rango de Temperatura	> - 271°C
Rango de Presión	< 100, 000 kPa

Esta ecuación de estado es ampliamente recomendada para modelos de Refinación. También es útil para sistemas donde se trabaja con hidrocarburos pues se tiene información completa respecto a los parámetros de interacción binarios para interacciones hidrocarburo-hidrocarburo. El paquete termodinámico Peng-Robinson en HYSYS cuenta con parámetros de interacción binarios mejorados para toda la librería de pares de hidrocarburo-hidrocarburo, así como parámetros binarios para la mayoría de los pares no-hidrocarburos, tales como N₂, CO₂, H₂S, H₂ y H₂O. Dentro de la misma sección donde se muestra el paquete termodinámico, se puede ingresar a la pestaña *Binary Coeffs* para visualizar estos parámetros.

	Hydrogen	Nitrogen	CO	Oxygen	Methane	Ethylene	Ethane	CO2	H2S
1000-1050*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.14807	0.12881	0.11911	0.10100	0.04500
100-110*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.03002	0.02047	0.01618	0.10100	0.04500
1050-1100*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.15242	0.13299	0.12318	0.10100	0.04500
1100-1150*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.15657	0.13699	0.12708	0.10100	0.04500
110-120*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.03180	0.02197	0.01752	0.10100	0.04500
1150+*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.16055	0.14081	0.13082	0.10100	0.04500
120-130*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.03353	0.02343	0.01883	0.10100	0.04500
130-140*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.03525	0.02489	0.02016	0.10100	0.04500
13-Butadiene	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.00889	0.00402	0.00223	0.10100	0.04500
140-150*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.03696	0.02635	0.02148	0.10100	0.04500
150-160*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.03852	0.02769	0.02270	0.10100	0.04500
160-170*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.04020	0.02914	0.02402	0.10100	0.04500
170-180*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.04188	0.03059	0.02535	0.10100	0.04500
180-190*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.04357	0.03206	0.02669	0.10100	0.04500
190-200*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.04525	0.03352	0.02804	0.10100	0.04500
1-Butene	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.01079	0.00533	0.00323	0.05690	0.04500
1-Pentene	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.01683	0.00982	0.00689	0.10100	0.04500
200-210*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.04693	0.03499	0.02940	0.10100	0.04500
210-220*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.04861	0.03647	0.03077	0.10100	0.04500
220-230*	0.29210	0.10000	0.00000	0.00000	0.05030	0.03795	0.03225	0.10100	0.04500

Figura 28. Parámetros de interacción binarios disponibles en HYSYS

En el **ANEXO III: Parámetros de interacción binarios** se puede ver la lista completa de parámetros que en este caso específico se están empleando.

Las fórmulas empleadas para la ecuación de estado Peng-Robinson en **Aspen HYSYS**, se muestra a continuación (se pueden consultar en el menú de ayuda del programa presionando F1):

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)}$$

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-2B-3B^2)Z - (AB-B^2-B^3) = 0$$

En donde:

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i \left(0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \right)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left[\left(0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \right) \alpha_i \left(0.457235 \frac{(RT_{cj})^2}{P_{cj}} \right) \alpha_j \right]^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$\alpha^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37464 + 1.54226\omega_i - 0.26992\omega_i^2$$

P = Presión

T = Temperatura

c = indica variable al punto crítico

r = indica variable al punto reducido

Para aplicaciones en procesos de crudo, gas y petroquímica, la ecuación de estado Peng-Robinson en la recomendación general. Se puede emplear para las simulaciones de los siguientes procesos por mencionar algunos:

- Procesado de gas criogénico
- Separación de aire
- Torres de crudo atmosféricas

- Torres de vacío
- Sistemas con alto contenido de H₂
- Inhibición de hidratos
- Sistemas de crudo
- Inyección de metanol
- Fraccionamiento
- Procesos de LNG

La lista de componentes previamente seleccionada siempre estará asociada al paquete termodinámico empleado. En este caso la lista **Component List - 1** es la lista empleada para el paquete nombrado como **Basis - 1** que utiliza la ecuación de estado Peng-Robinson.

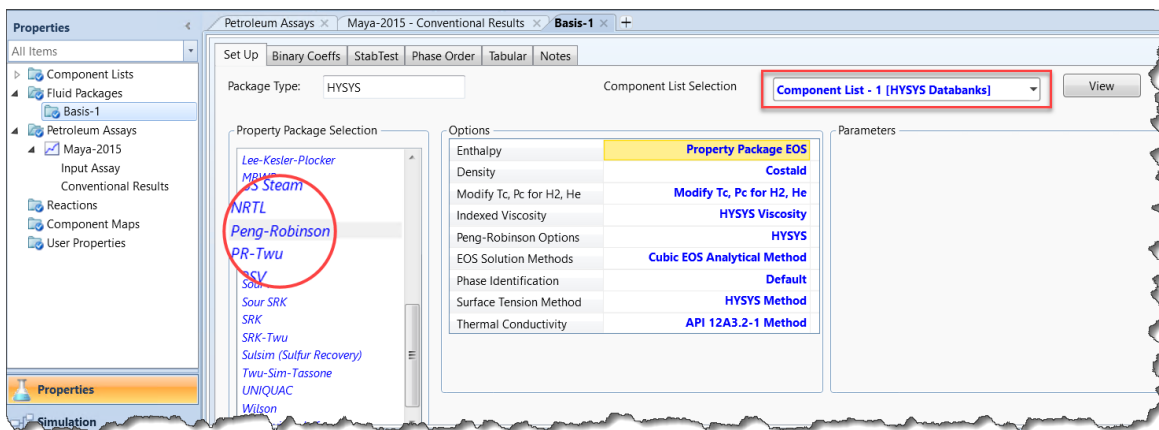


Figura 29. Selección de paquete y lista de componentes

3.2. DISEÑO DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

TREN DE PRECALENTAMIENTO

Una vez concluida la caracterización del crudo Maya, se procede a instalarlo en una corriente de materia para poder definir la alimentación del proceso y comenzar a construir la simulación. Esto se hace dentro del ambiente de simulación.



Figura 30. Acceso a Ambiente de Simulación

Las corrientes de materia están representadas por las corrientes azules que se encuentran en la paleta de equipos.

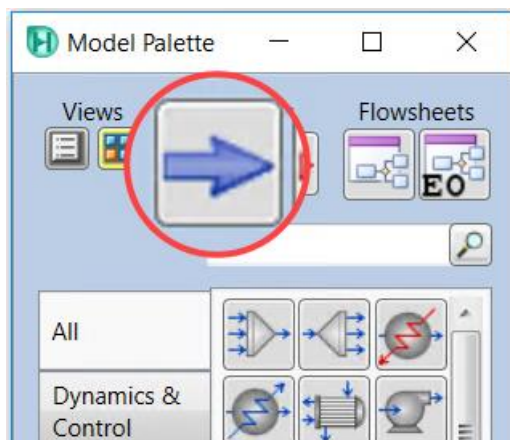


Figura 31. Selección de corriente de materia en paleta de equipos

Para incluir el crudo en una corriente, es necesario ir a la sección *Petroleum Assay* del editor de la corriente. Con la opción *Attach Existing* se puede hacer uso del ensayo que está definido en el ambiente de propiedades que lleva el nombre de **Maya-2015**. La barra verde con el mensaje *Assay Attached* indica que el crudo se ha añadido correctamente.

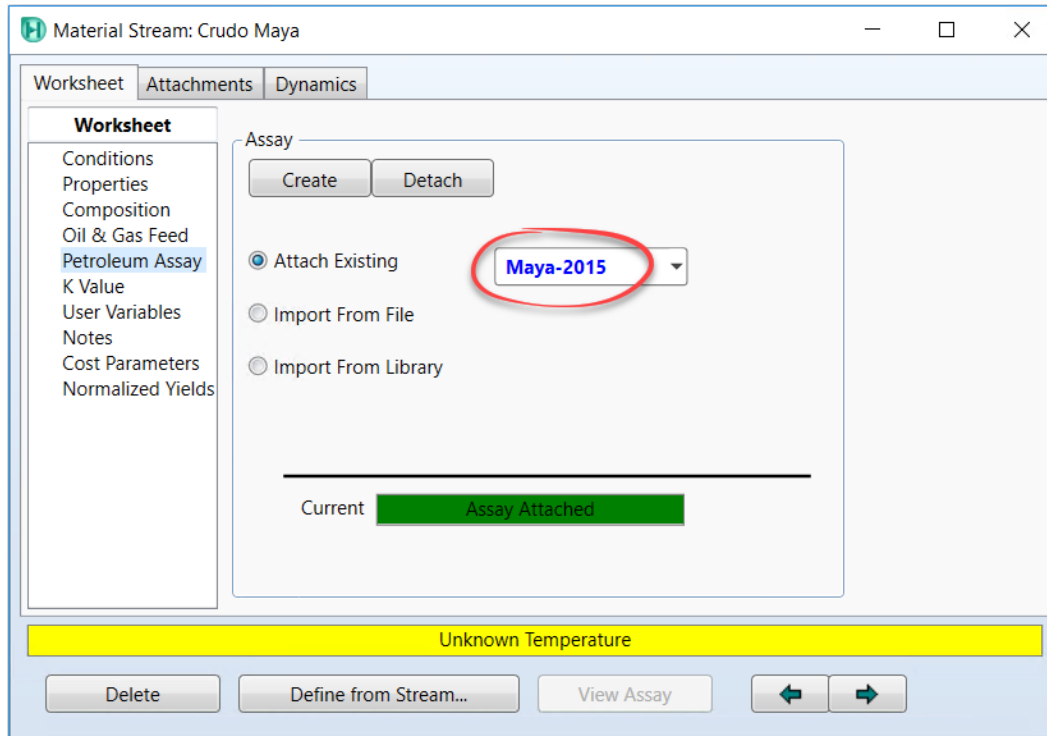


Figura 32. Selección de crudo en corriente de materia

Esto permite representar al crudo en la corriente a través de componentes tanto puros como hipotéticos. Se podrá observar una composición definida dentro de la corriente que detalla al crudo y sus propiedades. Recordando que estos componentes se definieron anteriormente en la lista de componentes dentro del ambiente de propiedades.

A continuación, se muestra la composición de la corriente que lleva el nombre de **Crudo Maya**.

Tabla 8. Composición en fracción molar de Crudo Maya

Composición Crudo Maya – Fracción molar					
Hydrogen	0.0000	H2O	0.0000	330-340C*	0.0143
Nitrogen	0.0000	36-40C*	0.0016	340-350C*	0.0133
CO	0.0000	40-50C*	0.0041	350-360C*	0.0112
Oxygen	0.0000	50-60C*	0.0051	360-370C*	0.0109
Methane	0.0000	60-70C*	0.0142	370-380C*	0.0121
Ethylene	0.0000	70-80C*	0.0175	380-390C*	0.0126
Ethane	0.0003	80-90C*	0.0257	390-400C*	0.0129
CO2	0.0000	90-100C*	0.0289	400-410C*	0.0112
H2S	0.0001	100-110C*	0.0274	410-420C*	0.0107

Propene	0.0000	110-120C*	0.0268	420-430C*	0.0102
Propane	0.0141	120-130C*	0.0263	430-440C*	0.0098
i-Butane	0.0083	130-140C*	0.0257	440-450C*	0.0092
i-Butene	0.0000	140-150C*	0.0251	450-460C*	0.0086
1-Butene	0.0000	150-160C*	0.0246	460-480C*	0.0169
1,3-Butadiene	0.0000	160-170C*	0.0233	480-500C*	0.0159
n-Butane	0.0367	170-180C*	0.0221	500-520C*	0.0151
cis2-Butene	0.0000	180-190C*	0.0212	520-540C*	0.0145
tr2-Butene	0.0000	190-200C*	0.0201	540-560C*	0.0138
i-Pentane	0.0268	200-210C*	0.0190	560-580C*	0.0142
1-Pentene	0.0000	210-220C*	0.0175	580-600C*	0.0135
2M-1-butene	0.0000	220-230C*	0.0172	600-625C*	0.0152
n-Pentane	0.0175	230-240C*	0.0182	625-650C*	0.0135
3M-1-butene	0.0000	240-250C*	0.0179	650-675C*	0.0117
2M-2-butene	0.0000	250-260C*	0.0169	675-700C*	0.0100
2M-1,3-C4=	0.0000	260-270C*	0.0159	700-725C*	0.0084
tr2-Pentene	0.0000	270-280C*	0.0141	725-750C*	0.0069
cis2-Pentene	0.0000	280-290C*	0.0134	750-775C*	0.0057
Cyclopentane	0.0024	290-300C*	0.0145	775-800C*	0.0046
Cyclopentene	0.0000	300-310C*	0.0149	800-825C*	0.0038
2,2-Mpropane	0.0000	310-320C*	0.0150	825-850C*	0.0030
3,3M-1-butene	0.0000	320-330C*	0.0149	850+C*	0.0111

Para terminar de definir la corriente de alimentación del proceso, es necesario especificar la temperatura, presión y flujo.

La planta combinada está dispuesta para procesar **137,000 barriles por día**. Se alimenta a una temperatura de **28°C** y una presión de **2648 kPa**. En la tabla siguiente se muestran los datos a ingresar en la corriente **Crudo Maya**.

Tabla 9. Condiciones corriente "Crudo Maya"

Crudo Maya	
Temperatura (°C)	28
Presión (kPa)	2648
Flujo volumétrico (barriles/día)	137,000

Con esta información, la corriente queda completamente definida.

Worksheet	Stream Name	Crudo Maya	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	28.00	28.00
Composition	Pressure [kPa]	2648	2648
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	3123	3123
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	8.351e+005	8.351e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1.370e+005	1.370e+005
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5.725e+005	-5.725e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	483.3	483.3
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1.788e+009	-1.788e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	906.4	906.4
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Figura 33. Corriente "Crudo Maya"

La corriente **Crudo Maya** entra a una primera etapa de calentamiento para introducirse posteriormente a un proceso de desalado. La corriente pasa por un calentador que se identifica con el nombre **E-100**, las condiciones de la corriente de salida son las siguientes.

Tabla 10. Condiciones corriente "Entrada desalador"

Entrada desalador	
Temperatura (°C)	145
Presión (kPa)	1020

Para el calentador es necesario añadir una corriente de energía. Para este caso lleva el nombre de **Q-100** que permite estimar la carga térmica involucrada en este el calentador **E-100**. Las corrientes conectadas a dicho equipo se muestran a continuación.

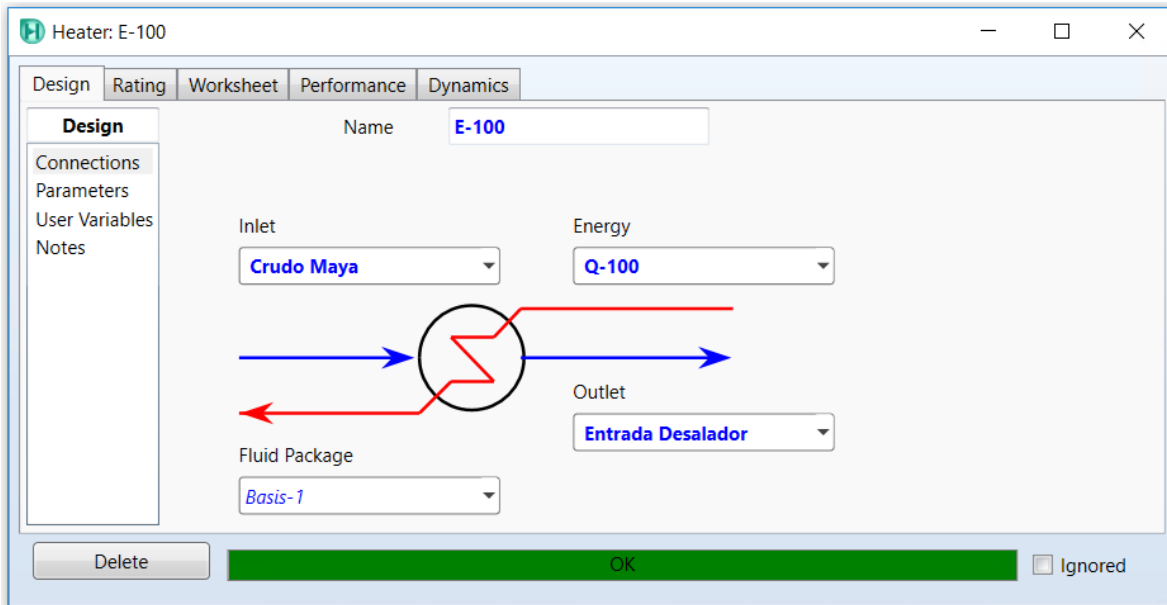
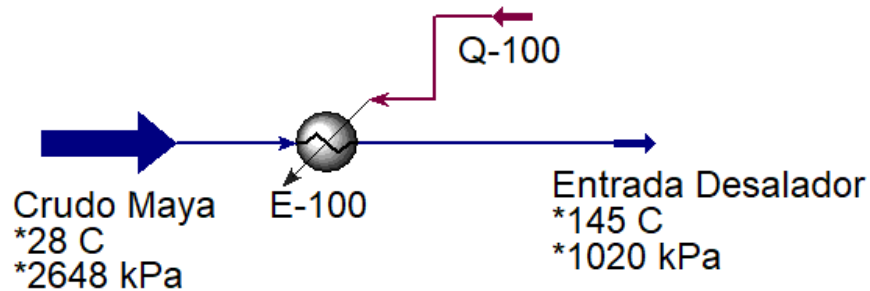


Figura 34. Calentador "E-100"

En el diagrama siguiente se muestra la configuración alrededor del equipo **E-100**.



E-100		
DUTY	1.935e+008	kJ/h
Pressure Drop	1628	kPa

Figura 35. Condiciones calentador "E-100"

A continuación, es necesario añadir una nueva corriente de materia con las condiciones siguientes:

Tabla 11. Condiciones corriente "Agua Desalador"

Agua Desalador	
Temperatura (°C)	15
Presión (kPa)	1020
Composición – Fracción molar	
H ₂ O	1.0

Esta corriente de agua se empleará como alimentación al desalador junto con la corriente de crudo que se ha calentado. La corriente de agua estará a una proporción del 7% del flujo de alimentación de crudo. Para mantener esta relación se hace uso de una operación llamada *Set*.

A continuación, se muestran las corrientes y variable requerida para configurar dicho equipo.

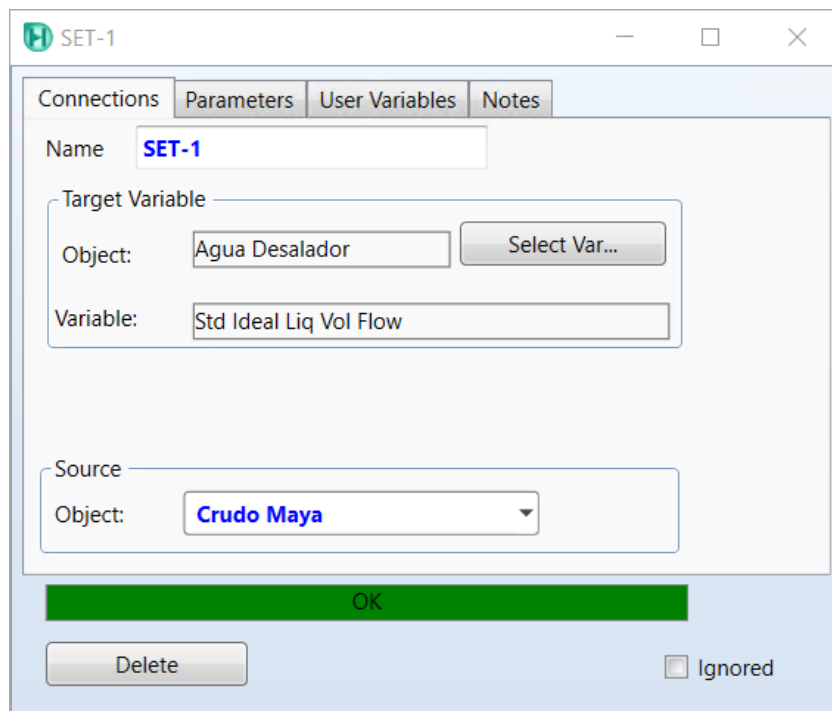


Figura 36. Equipo "SET-1"

Este equipo sigue una relación lineal entre el flujo volumétrico de la corriente **Crudo Maya** y la corriente **Agua Desalador**, en donde un factor de multiplicación de 0.07 ajustará el flujo de la corriente de agua que va hacia el desalador.

$$\text{Flujo volumétrico Agua Desalador} = 0.07 * \text{Flujo volumétrico Crudo Maya}$$

Dentro de los parámetros de este *Set*, se establece el factor de multiplicación de 0.07 antes mencionado para mantener siempre esta relación del 7% respecto al flujo de entrada.

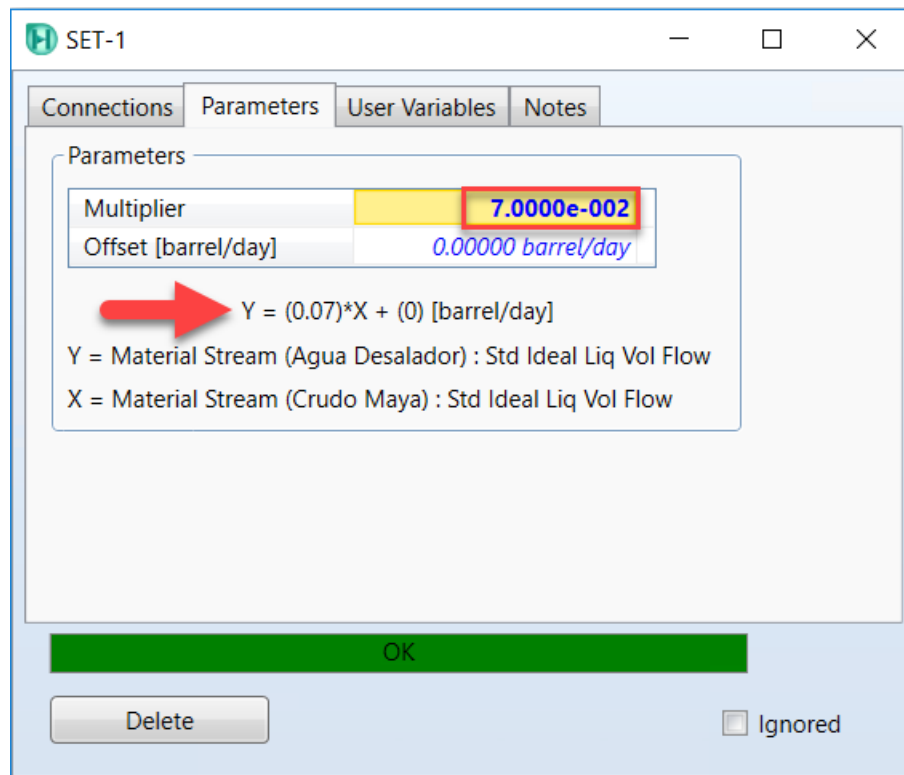


Figura 37. Parámetros del equipo "SET-1"

Una vez establecida la relación de agua-crudo, se pueden ingresar estas dos corrientes como alimentación al desalador que se representa con un Separador de tres fases; este equipo se puede identificar con el nombre **Desalador**. Las salidas estarán representadas por las corrientes **Vapor**, la porción de líquido ligera (**Crudo**) y una porción de líquido pesado (**Agua Desalado**).

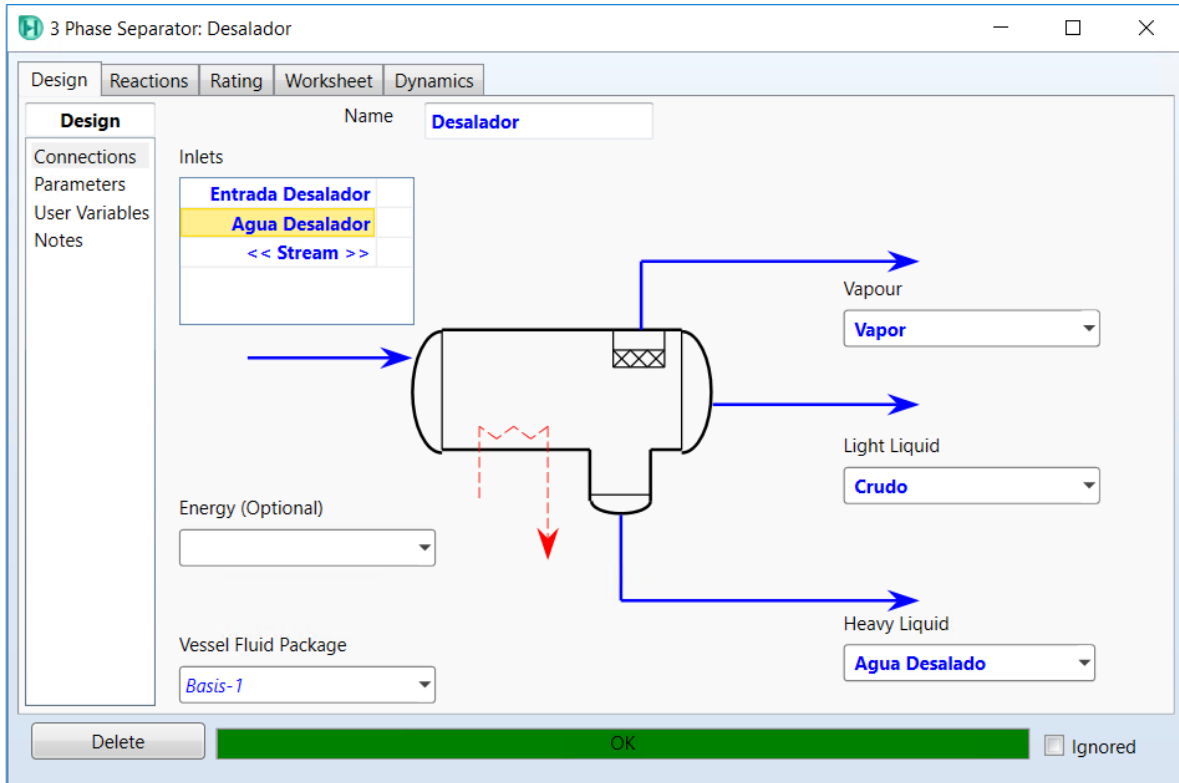


Figura 38. "Desalador"

En este proceso de desalado, las sales que vienen con el crudo son eliminadas. Esta etapa es importante debido a la alta densidad, viscosidad y contenido de sal del crudo Maya. Estas sales son básicamente cloruros de sodio, de calcio y de magnesio que son removidas por medio de su extracción con agua. La finalidad de la remoción es evitar daños por corrosión en equipos de calentamiento y de destilación.

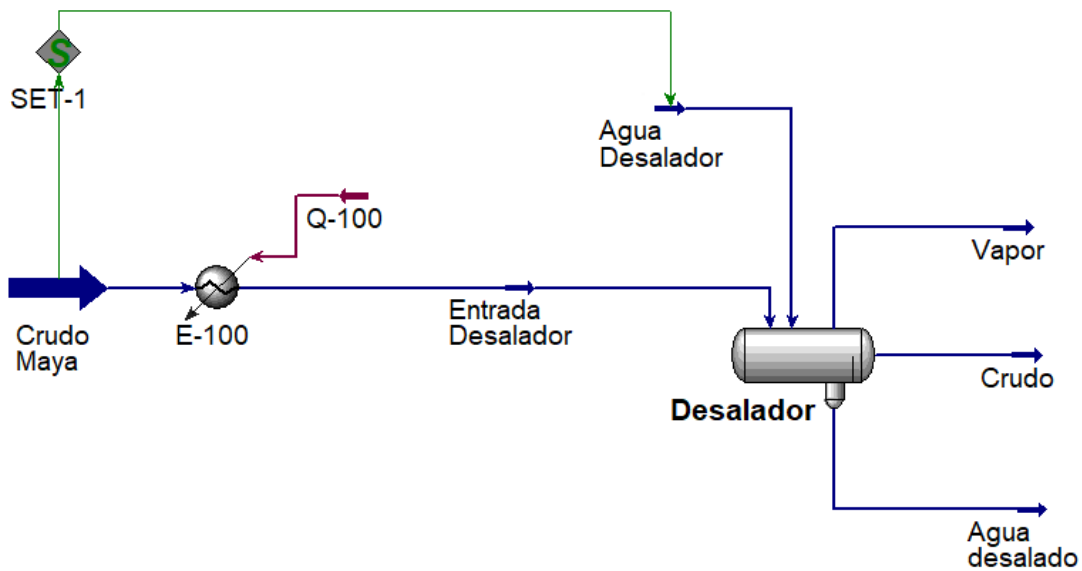


Figura 39. Esquema calentador "E-100" y "Desalador"

Después de pasar por el sistema de desalado, el crudo pasa a una segunda etapa de calentamiento a través del calentador **E-101**. Para este equipo es necesario añadir la correspondiente corriente de energía **Q-101**. La corriente de salida de este segundo calentador lleva por nombre **PreFlash**. A continuación, se muestran las condiciones de esta corriente.

Tabla 12. Condiciones corriente "PreFlash"

PreFlash	
Temperatura (°C)	191.5
Presión (kPa)	356.3

La corriente **PreFlash** se alimenta a un separador de dos fases denominado **Zona PreFlash**. Las corrientes de salida de este equipo corresponden a la corriente de vapor **Ligeros** y la corriente de líquido **Crudo a Torre**.

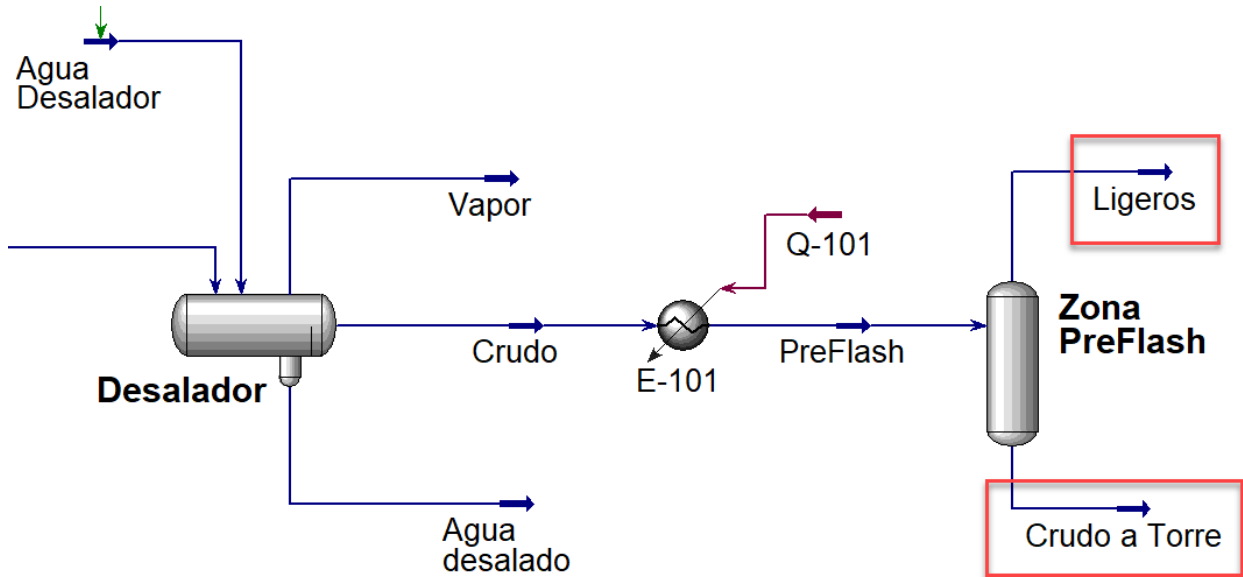


Figura 40. Esquema "Desalador", calentador "E-101" y "PreFlash"

El crudo pasa a una tercera etapa de calentamiento a través de un horno. Para representar este equipo se emplea el bloque *Fired Heater*.

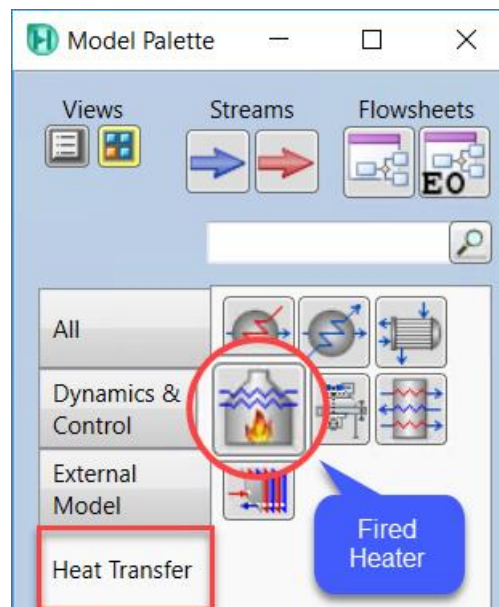


Figura 41. Selección de horno en paleta de equipos

La corriente **Crudo a Torre** es la alimentación principal del horno. También es necesario definir dos corrientes de entrada adicionales: **Aire** y **Combustible**, las especificaciones requeridas para estas corrientes se muestran a continuación:

Tabla 13. Condiciones corriente "Aire"

Aire	
Temperatura (°C)	25
Presión (kPa)	1020
Composición – Fracción molar	
<i>Nitrogen</i>	0.79
<i>Oxygen</i>	0.21

Tabla 14. Condiciones corriente "Combustible"

Combustible	
Temperatura (°C)	55
Presión (kPa)	273
Composición – Fracción molar	
<i>Hydrogen</i>	0.454
<i>Methane</i>	0.086
<i>Ethane</i>	0.156
<i>H2S</i>	0.029
<i>Propane</i>	0.076
<i>i-Butane</i>	0.038
<i>n-Butane</i>	0.058
<i>i-Pentane</i>	0.090
<i>n-Pentane</i>	0.013

Las conexiones requeridas para entradas y salidas del horno **FH-100** se muestran a continuación. Note que la corriente de salida que va destinada a ser la alimentación de la torre de destilación atmosférica está definida como **Entrada Torre**.

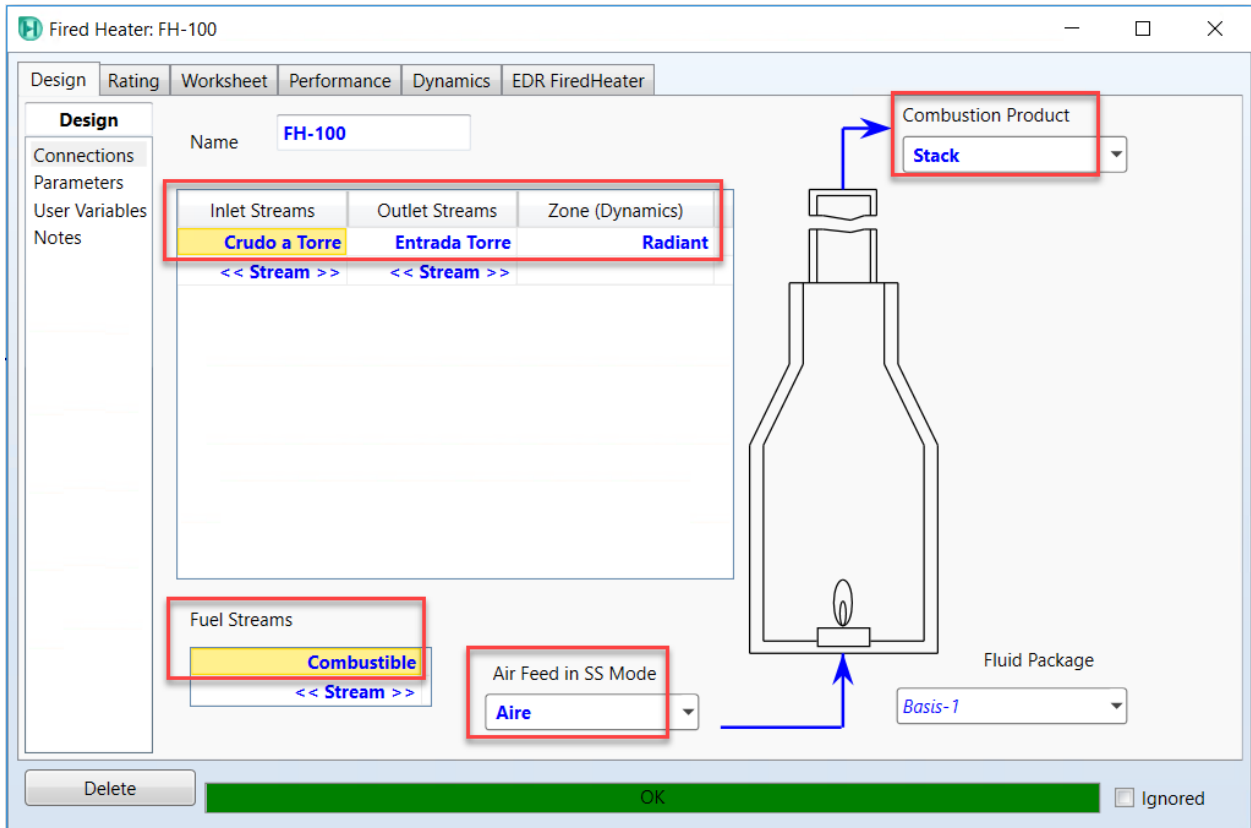


Figura 42. Horno "FH-100"

En la sección *Parameters* es necesario añadir la siguiente información para el horno.

Tabla 15. Parámetros del horno "FH-100"

FH-100	
Eficiencia	75%
Aire en exceso	10%

Para concluir esta sección, la corriente **Entrada Torre** lleva la siguiente especificación.

Tabla 16. Condiciones corriente "Entrada Torre"

Entrada Torre	
Temperatura (°C)	398.9

El diagrama del tren de precalentamiento una vez concluido se muestra a continuación. Los detalles de las condiciones y balance de materia se pueden ver en el **ANEXO IV: Balances de Materia y Energía con diagramas de flujo de Aspen Hysys.**

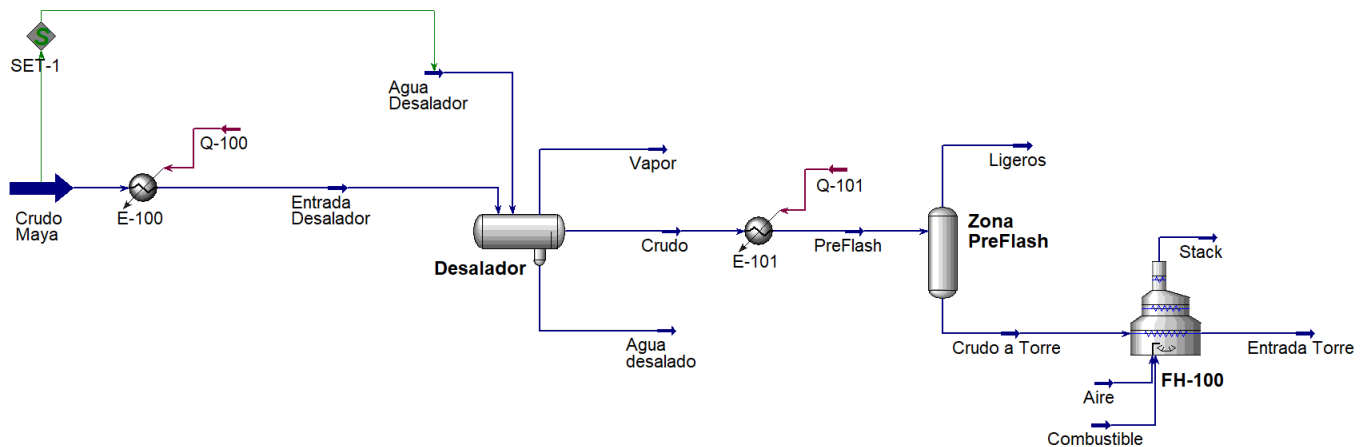


Figura 43. Diagrama Tren de Precalentamiento

TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Antes de incluir la torre a la simulación, se debe adicionar una corriente de vapor de calentamiento. Esta será alimentada a la parte inferior de la columna. La corriente de vapor contará con las siguientes condiciones.

Tabla 17. Condiciones corriente "Vapor Atm"

Vapor Atm	
Temperatura (°C)	194.6
Presión (kPa)	1379
Flujo Másico (kg/h)	3400
Composición – Fracción molar	
H ₂ O	1.0

La manera más sencilla de construir columnas en Aspen HYSYS es partiendo de uno de los modelos que el programa tiene disponibles. Para esta torre en particular se puede hacer uso de una columna de absorción. Este se puede encontrar dentro de la paleta de equipos en la sección correspondiente a los equipos de separación con el nombre *Refluxed Absorber*.

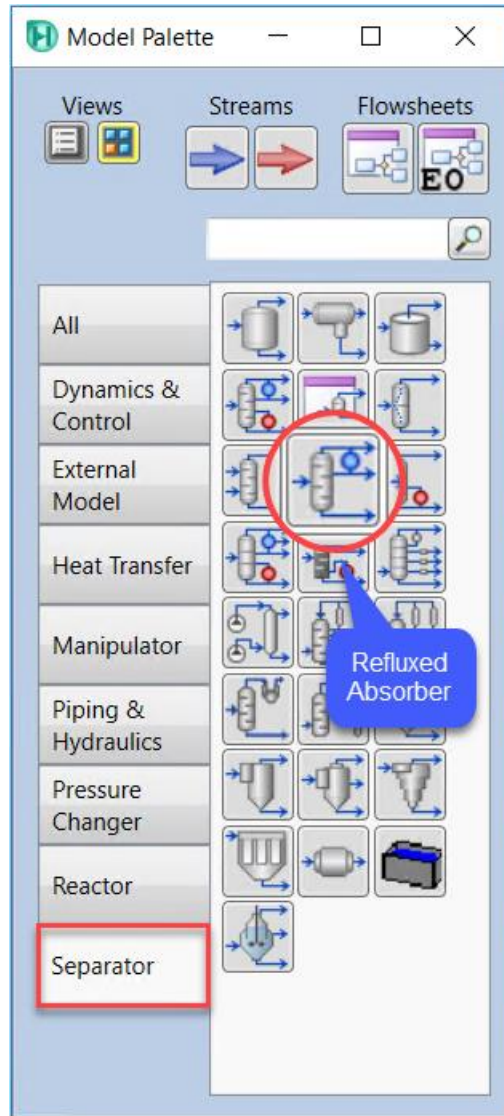


Figura 44. Selección absorbedor con reflujo en paleta de equipos

Una vez que se añade la columna se puede observar el editor de la columna conocido como *Column Input Expert*. Este nos guiará a través de una serie de pasos para colocar la información necesaria para completar las conexiones y especificaciones mínimas requeridas para garantizar la convergencia de la columna.

En la primera ventana que se muestra se ingresa la información siguiente:

- 1) Número de etapas en la columna; la torre de destilación atmosférica cuenta con **45 etapas**.

- 2) La numeración de los platos se lleva a cabo en orden descendente desde el domo de la columna hasta el fondo, para definir esto se activa la opción *Bottom Up* de la sección *Stage Numbering*.
- 3) La corriente de alimentación **Entrada Torre** ingresa en la **etapa 3**.
- 4) La corriente **Vapor Atm** creada previamente, se alimenta por el fondo de la columna especificando esto en el campo *Bottom Stage Inlet*.
- 5) Se hace uso de un condensador parcial de donde se obtendrán como productos las corrientes **Gas y Nafta**.
- 6) La corriente de energía del condensador lleva por nombre **Q-Condensador**.
- 7) La casilla *Water Draw* debe ser activada para colocar una corriente de salida para el agua de desperdicio, ésta lleva por nombre **Agua Atm**.
- 8) Como producto del fondo de la columna se especifica la corriente **Residuo ATM** que posteriormente alimentará a la Torre de Vacío.

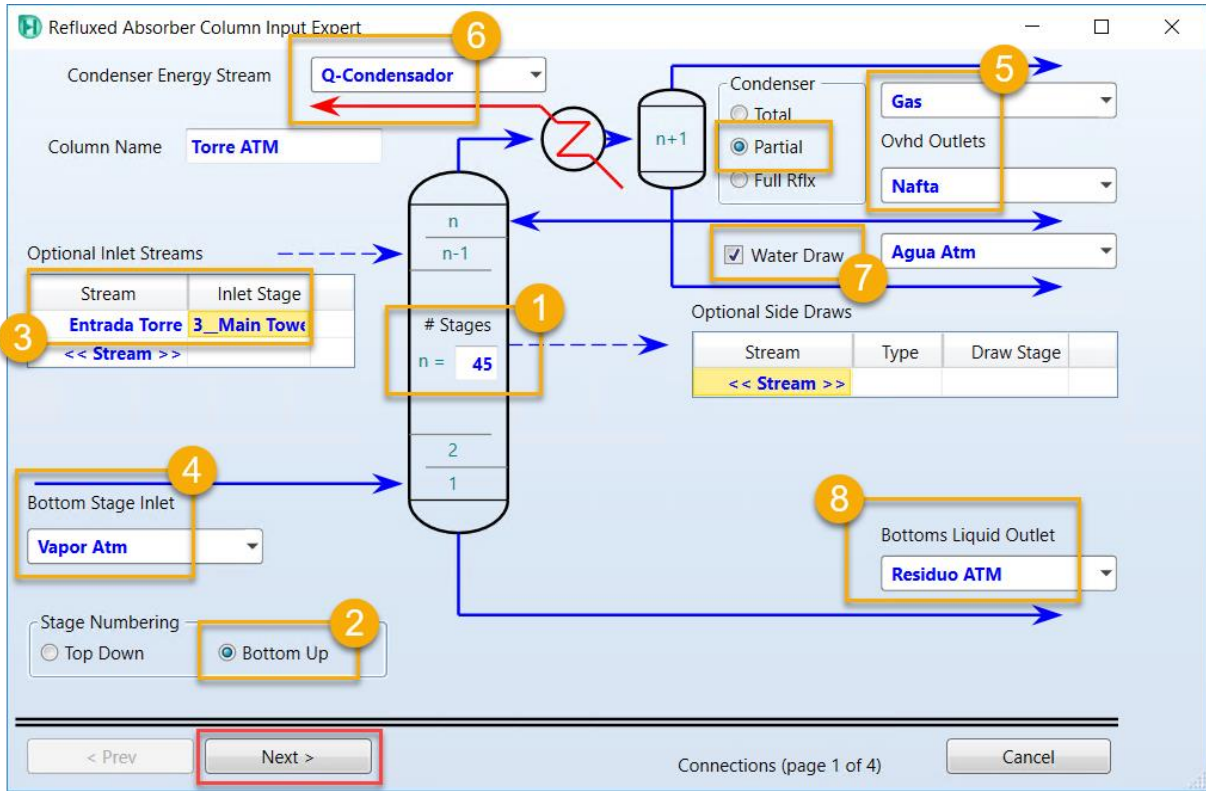


Figura 45. Configuración Torre Atmosférica

La siguiente ventana del edito *Column Input Expert* puede visualizarse al presionar el botón **Next**. En esta se definen las presiones del domo y del fondo de la columna. La tabla siguiente muestra los datos requeridos.

Tabla 18. Condiciones de presión en "Torre Atmosférica"

Presiones Torre Atmosférica	
Presión del Condensador (kPa)	140
Presión de fondo (kPa)	230

Para continuar a la siguiente ventana, una vez más es necesario oprimir el botón **Next**.

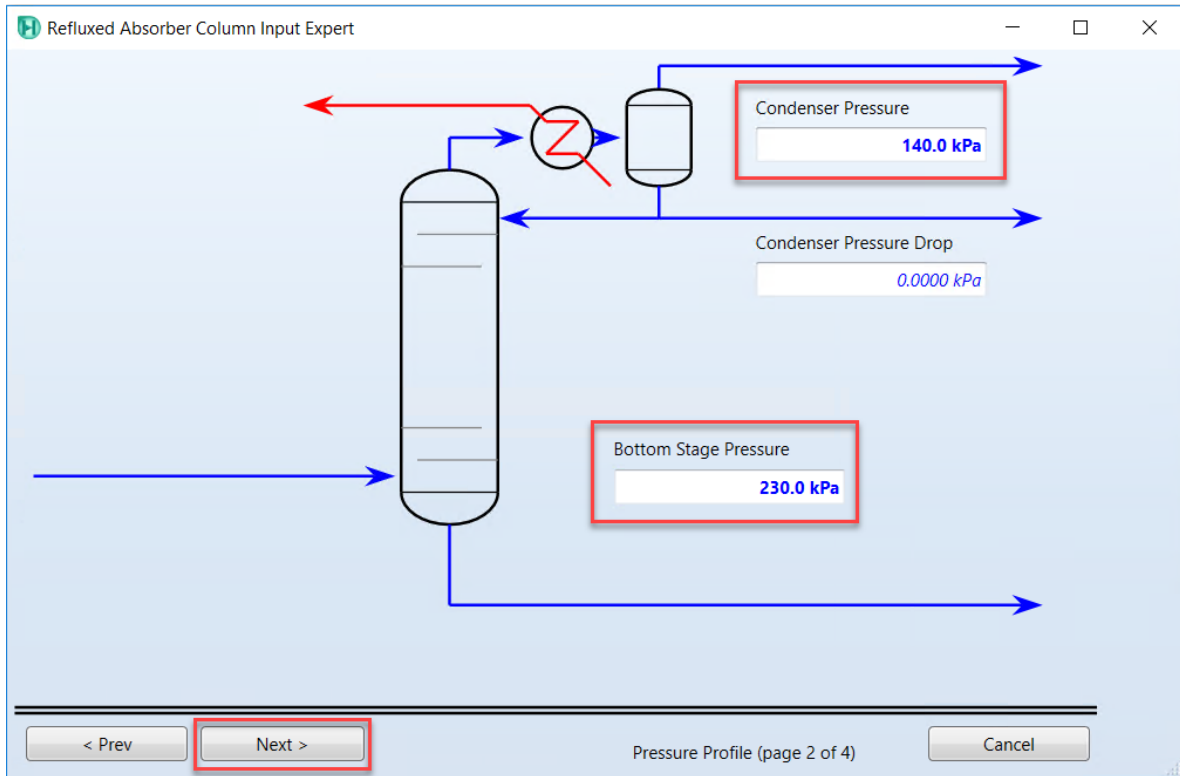


Figura 46. Asignación de perfil de presión en Torre Atmosférica

La ventana siguiente está destinada a campos opcionales en los que se puede añadir estimados de temperatura. Es recomendable añadir esta información cuando se cuenta con buenos estimados. Si no se tienen estos datos, se puede proseguir dando clic en el botón **Next** para continuar con la última ventana de la ventana *Column Input Expert*.

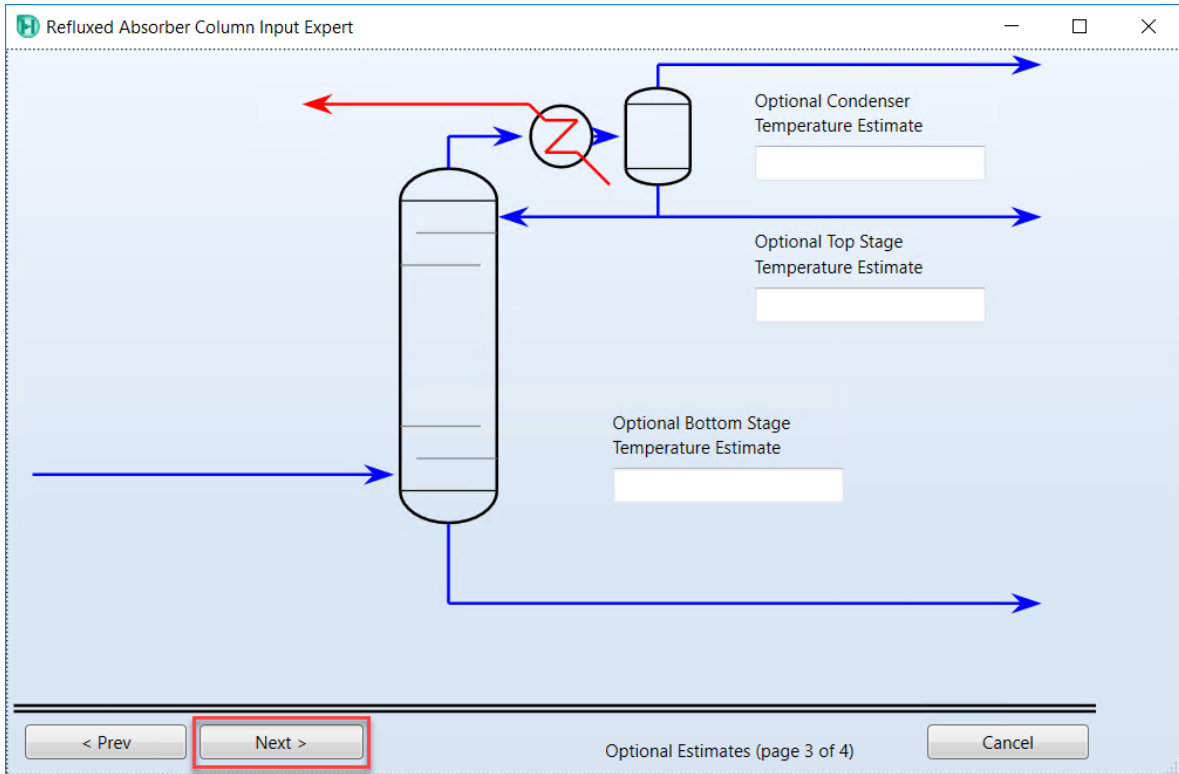


Figura 47. Ingreso de temperaturas opcionales en Torre Atmosférica

A continuación, se ingresan especificaciones para cumplir con los datos requeridos por la columna y así cumplir con los grados de libertad del modelo.

Las especificaciones empleadas son las siguientes:

Tabla 19. Especificaciones de "Torre Atmosférica"

Especificaciones Torre Atmosférica	
Vapour Rate (barriles/día)	109
Liquid Rate (barriles/día)	22,643
Reflux Ratio	1.0

Para concluir con esta serie de pasos se oprime el botón **Done** que salir de la ventana actual.

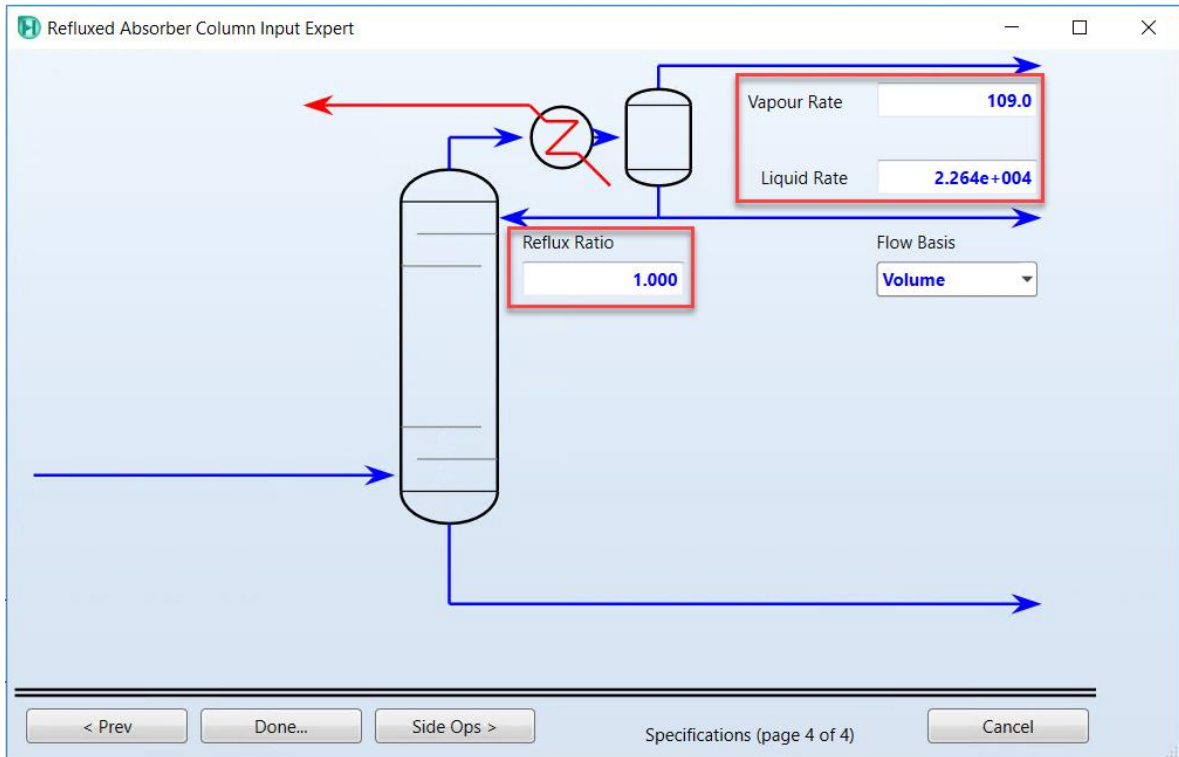


Figura 48. Ingreso de especificaciones a Torre Atmosférica

Después de este último cambio, la vista del editor de la columna cambia. Se muestra a continuación, en esta se puede ver a detalle la información recién ingresada.

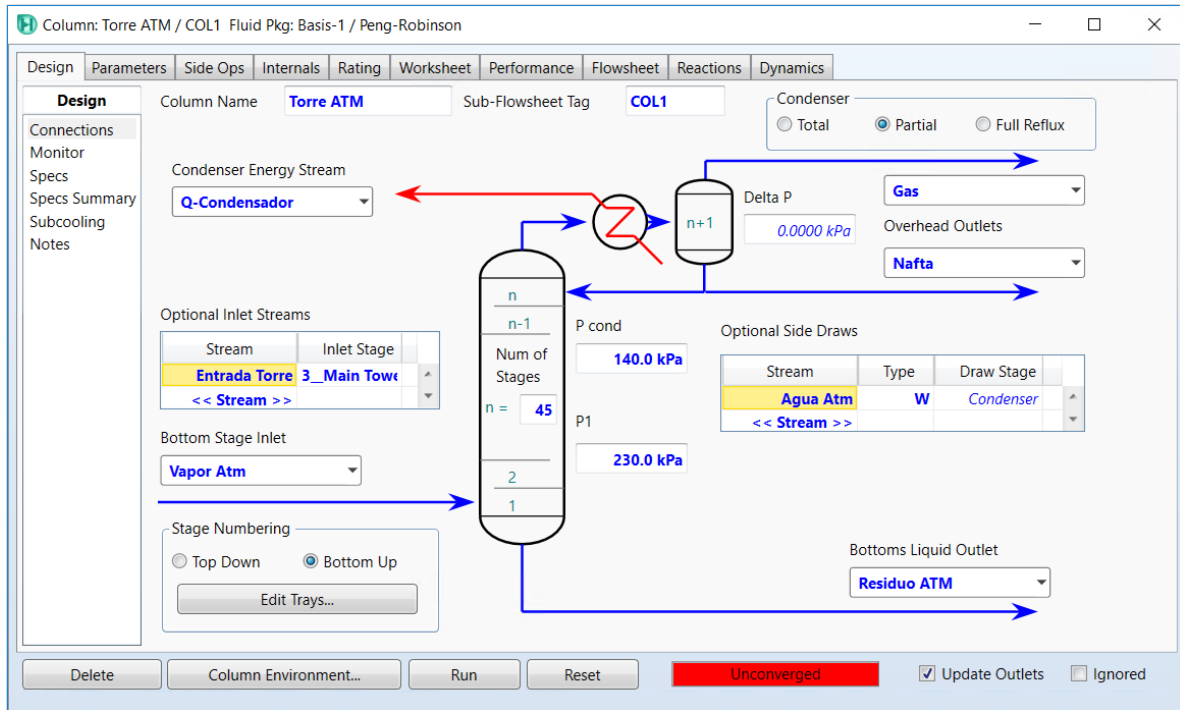


Figura 49. Editor de la columna "Torre ATM"

El modelo de la columna requiere de dos especificaciones para poder resolver, con esto se cumplen los grados de libertad del modelo. Anteriormente se dieron ciertas especificaciones dentro del editor *Column Input Expert* que se pueden observar nuevamente en este nuevo editor y de ser necesario modificarlas.

Las especificaciones se pueden colocar y/o modificar en la pestaña **Design | Monitor** del editor de la columna. Existe una columna para activar las especificaciones a emplear. Con esto se determinan los valores que se utilizarán para cubrir con los grados de libertad de la columna. Una vez seleccionadas las especificaciones activas se debe corroborar que dentro de la sección *Degrees of Freedom* se tenga un valor de cero. Esto indica que se están cumpliendo con el número de especificaciones necesarias.

Para comenzar, las variables que se utilizan como especificaciones son con base en el flujo volumétrico de la corriente de **Nafta** y el reflujo del condensador.

También se pueden dar valores estimados a otros tipos de especificaciones. En la mayoría de los casos ayudan a la convergencia de la columna. En este modelo, se está empleando como estimado el flujo volumétrico de la cantidad de vapor que sale del domo de la columna. De no contar con buenos estimados, es preferible dejar las casillas de los valores de las especificaciones en blanco.

Al presionar el botón **Run** de la columna, esta debe comenzar a trabajar para encontrar una solución. Una vez que finalice, la barra inferior se mostrará verde con la leyenda *Converged*.

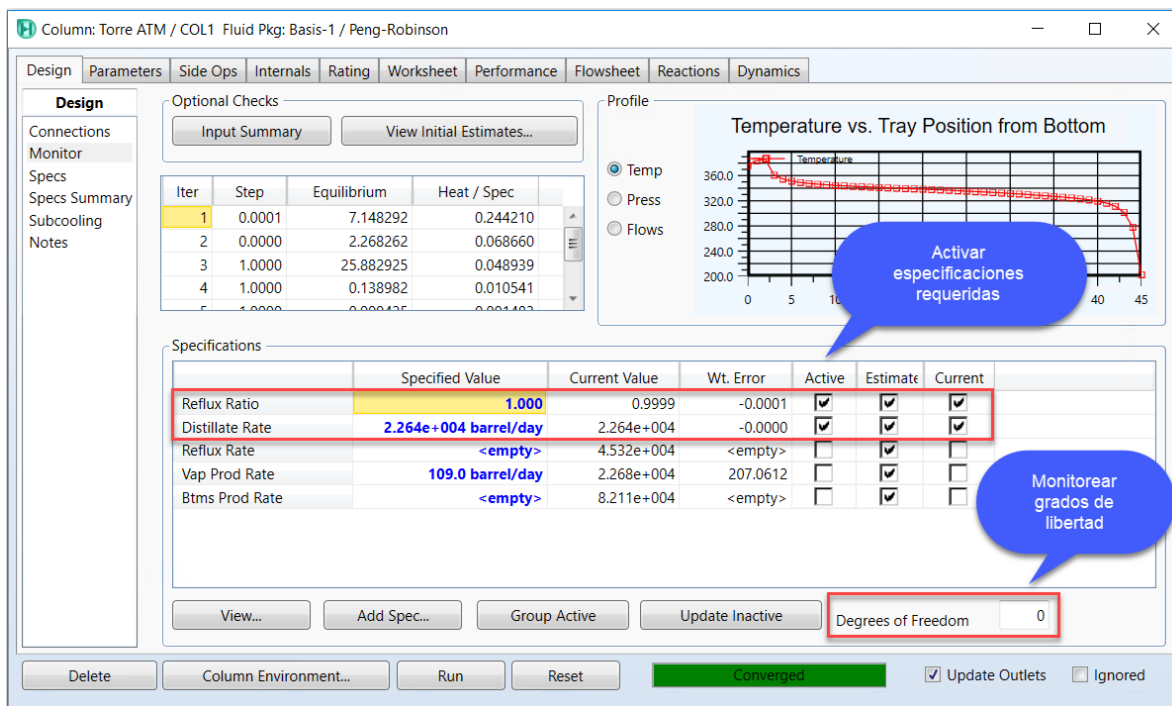


Figura 50. Monitoreo de grados de libertad

Hasta este punto, el diagrama de proceso debe ser el siguiente.

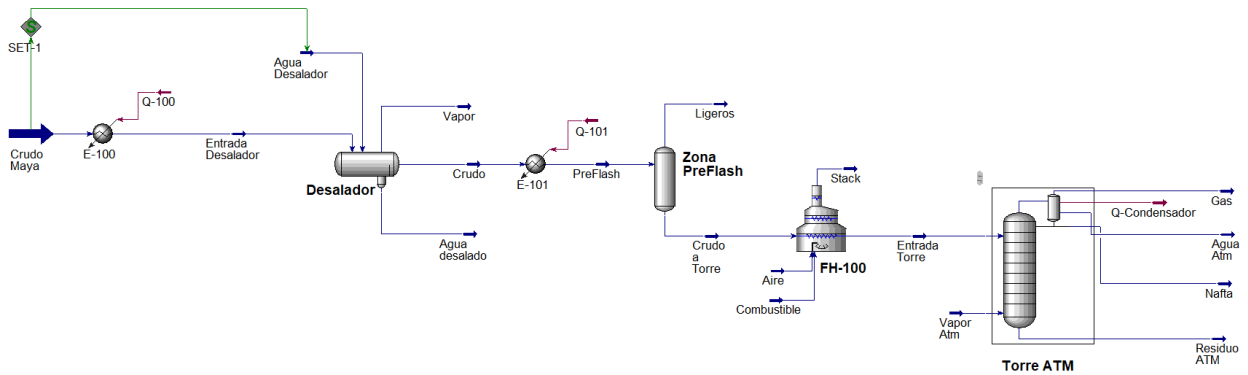


Figura 51. Diagrama tren de precalentamiento y Torre Atmosférica

Una vez que ha construido la columna de destilación atmosférica, se pueden incluir operaciones adicionales que permitan la extracción de otros productos o cortes de la columna. Cada uno de estos es extraído a través de columnas rectificadoras que ayudan a controlar la calidad de los productos. En Aspen HYSYS estas columnas rectificadoras o *Side Strippers* se encuentran disponibles de dos tipos: *Reboiled* y *Steam Stripped*.

Otro tipo de operaciones que se incluirá en la columna son los *pump-arounds* o extracciones de calor. Estos ayudan a mejorar la eficiencia de la columna. Operan extrayendo una corriente de líquido de una de las etapas de la columna para ser enfriada y posteriormente se introduce nuevamente en una etapa superior. Este proceso remueve calor de la columna que por otro lado tiene que ser removido del condensador (*overhead*). Removiendo el calor a lo largo de la columna a una temperatura superior permitirá un mayor aprovechamiento de energía. Otra función que tienen los *pump-arounds* es la de controlar el flujo de líquido (reflujo) en diferentes secciones de la columna.

A continuación, se explica cómo incluir dichas operaciones para obtener los productos deseados de la columna de destilación atmosférica.

Dentro del editor de la columna, se ubica la pestaña *Side Ops*; es aquí donde se incluyen los equipos necesarios para obtener el resto de los productos de la columna.

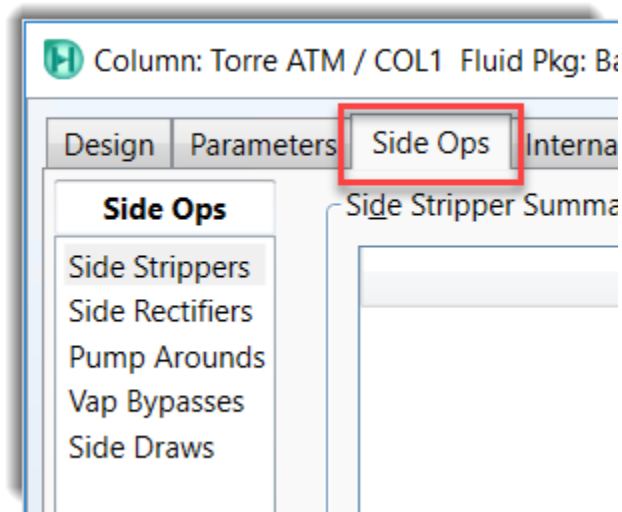


Figura 52. Sección de operaciones laterales

Lo primero a incluir son las columnas rectificadoras. El primer producto que se extrae es el queroseno. Esta primera columna requiere lo siguiente:

- 1) Colocarse en la sección *Side Strippers*.
- 2) Presionar el botón **Add** para desplegar la ventana del *side stripper* a configurar.
- 3) Definir la etapa de extracción de líquido como la etapa **36**, la etapa de retorno de vapor es la **37**.
- 4) Establecer el tipo de configuración de la columna rectificadora como *Reboiled*.
- 5) Determinar el producto esperado: Queroseno. El nombre de la corriente de dicho producto se puede añadir como tal: **Queroseno**. Se espera obtener un flujo volumétrico de **9435 barriles por día**.

6) Presionar el botón **Install** al concluir para colocar la columna rectificadora dentro del modelo de la torre atmosférica.

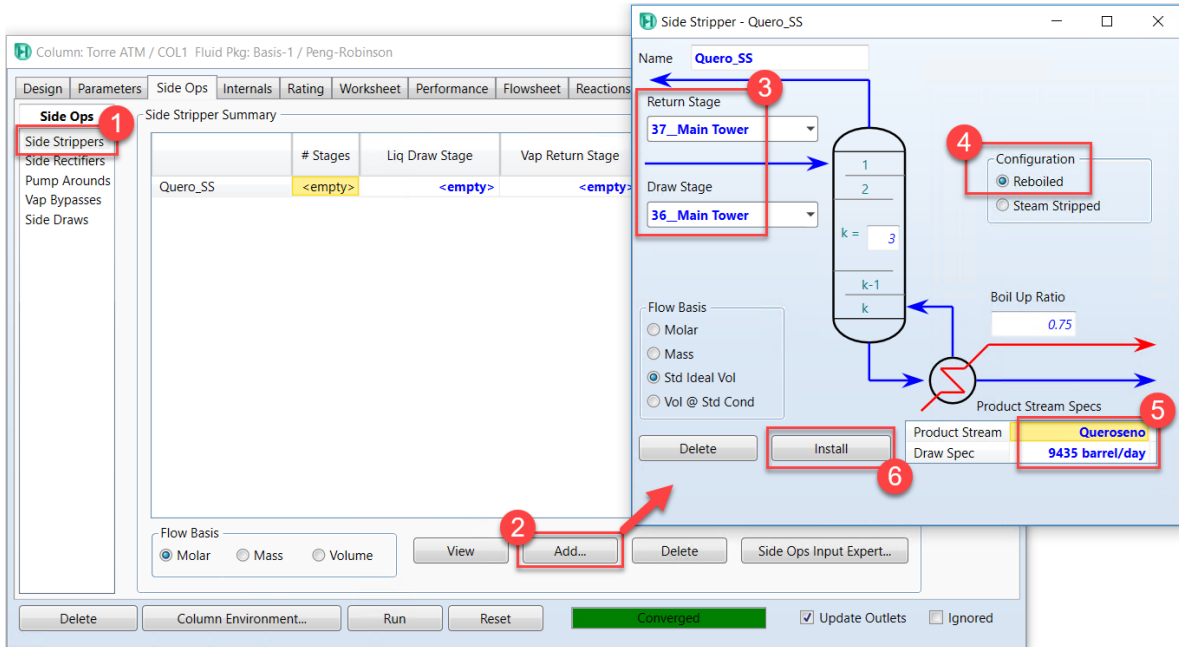


Figura 53. Adición de columna rectificadora para queroseno

Una vez hechos estos cambios, se puede presionar el botón **Run** nuevamente para lograr la convergencia del modelo. Note las dos nuevas especificaciones que se han generado a partir de los datos que ingresaron en la columna rectificadora para la extracción del queroseno. Automáticamente se encuentran activas para garantizar que el modelo cumpla con los grados de libertad requeridos para la solución de la columna.

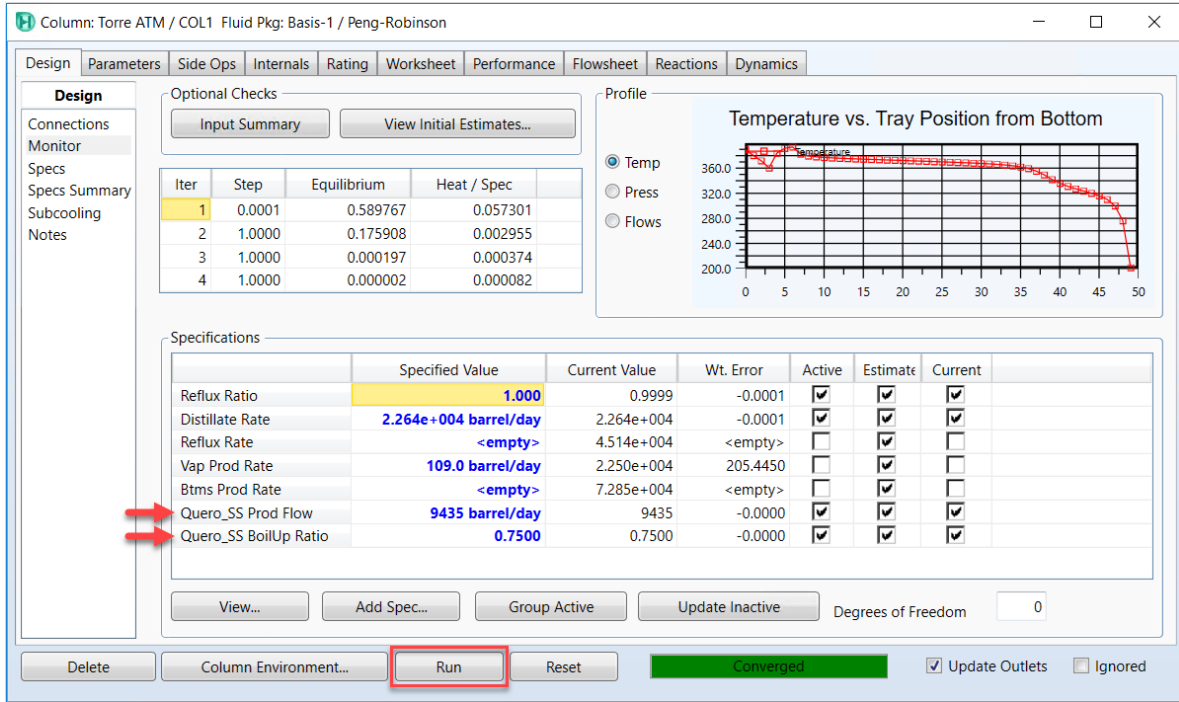


Figura 54. Adición de especificaciones para columna rectificadora de queroseno

Se puede verificar en el diagrama del modelo que la corriente **Queroseno** está disponible para poder hacer un mejor manejo del nuevo producto obtenido.

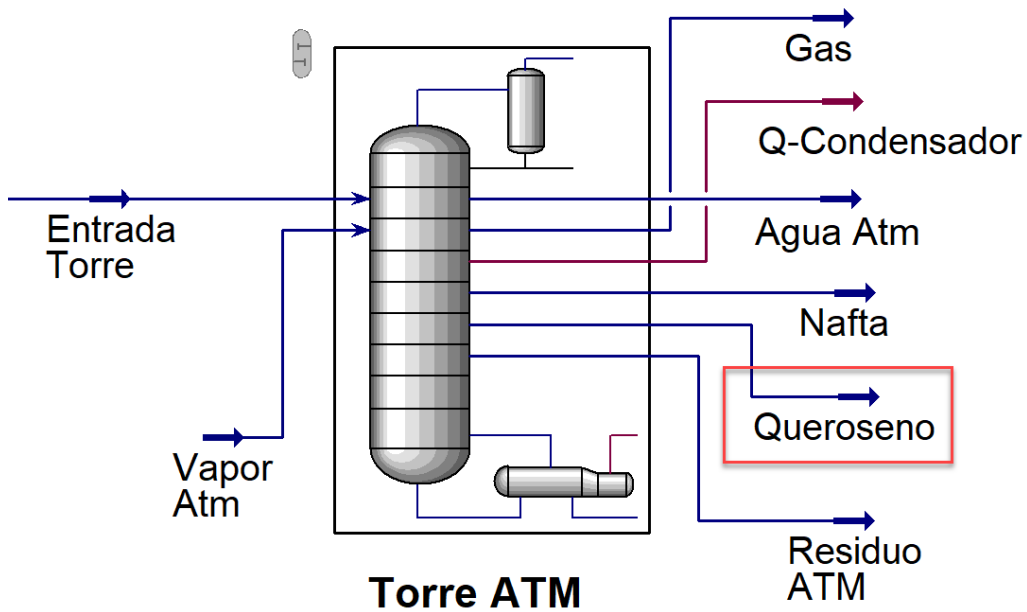


Figura 55. Torre Atmosférica con producto queroseno

La extracción siguiente es para obtener gasóleo ligero. La columna rectificadora para extraer el gasóleo ligero cumple con las siguientes características.

Tabla 20. Especificaciones "LGO_SS"

Side Stripper – LGO_SS	
Etapa de extracción de líquido	28
Etapa de retorno de vapor	27
Flujo volumétrico (barriles/día)	19,697
Configuración	<i>Steam Stripped</i>

También es indispensable añadir las corrientes correspondientes al vapor que se alimenta **LGO_Vap** y la corriente del producto a extraer **LGO**.

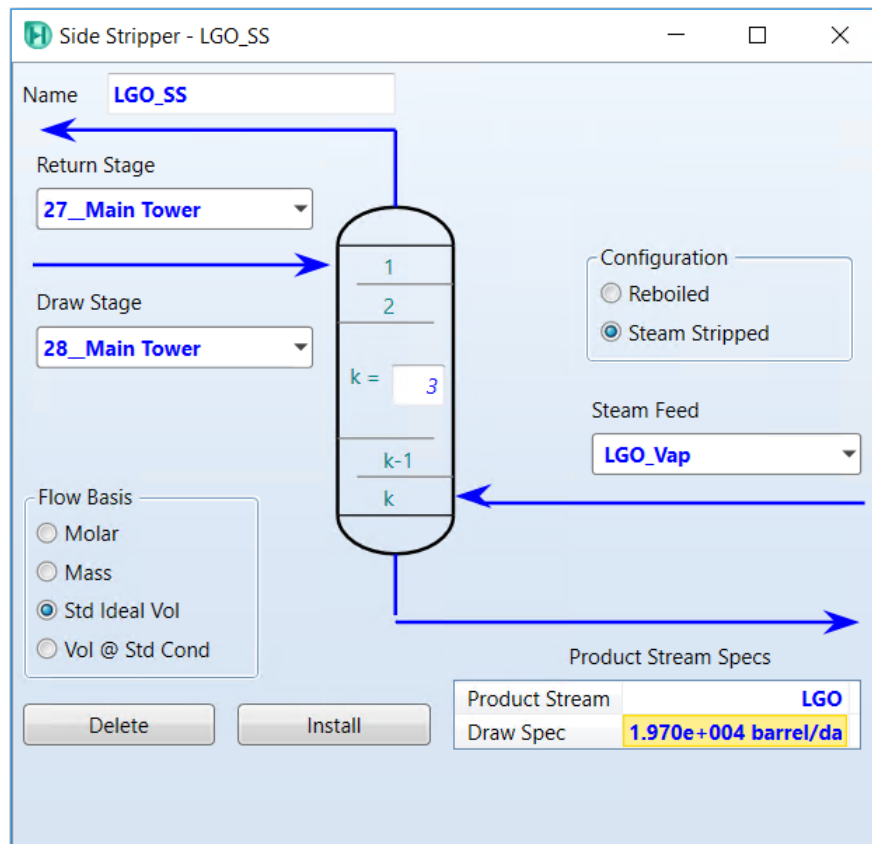


Figura 56. Columna rectificadora para extracción de LGO

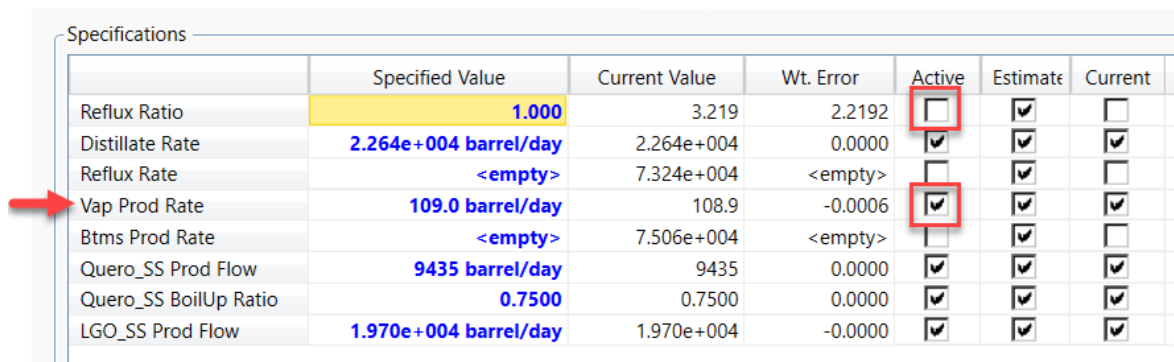
La corriente de vapor **LGO_Vap** se define con la información siguiente.

Tabla 21. Especificaciones corriente "LGO_Vap"

LGO_Vap	
Temperatura (°C)	150
Presión (kPa)	345
Flujo másico (kg/h)	1,361
Composición – Fracción molar	
H2O	1.0

En este punto se hace un cambio en las especificaciones para asegurar la convergencia de la columna.

Dentro de la pestaña **Design | Monitor**, se debe desactivar la especificación de reflujo del condensador. Con este cambio hay que activar una especificación más. Se hace uso de la especificación de flujo volumétrico de la corriente de **Gas**, que tiene un valor de **109 barriles por día**.



Specifications	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Reflux Ratio	1.000	3.219	2.2192	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Distillate Rate	2.264e+004 barrel/day	2.264e+004	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Reflux Rate	<empty>	7.324e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Vap Prod Rate	109.0 barrel/day	108.9	-0.0006	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Btms Prod Rate	<empty>	7.506e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Quero_SS Prod Flow	9435 barrel/day	9435	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Quero_SS BoilUp Ratio	0.7500	0.7500	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
LGO_SS Prod Flow	1.970e+004 barrel/day	1.970e+004	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

Figura 57. Cambio de especificaciones

El último producto por extraer es gasóleo pesado. La columna rectificadora para extraer este producto requiere de las especificaciones siguientes.

Tabla 22. Especificaciones "HGO_SS"

Side Stripper – HGO_SS	
Etapa de extracción de líquido	23
Etapa de retorno de vapor	22
Flujo volumétrico (barriles/día)	3,066
Configuración	<i>Steam Stripped</i>

Las corrientes necesarias son la corriente de vapor **HGO_Vap** y la corriente de producto **HGO**.

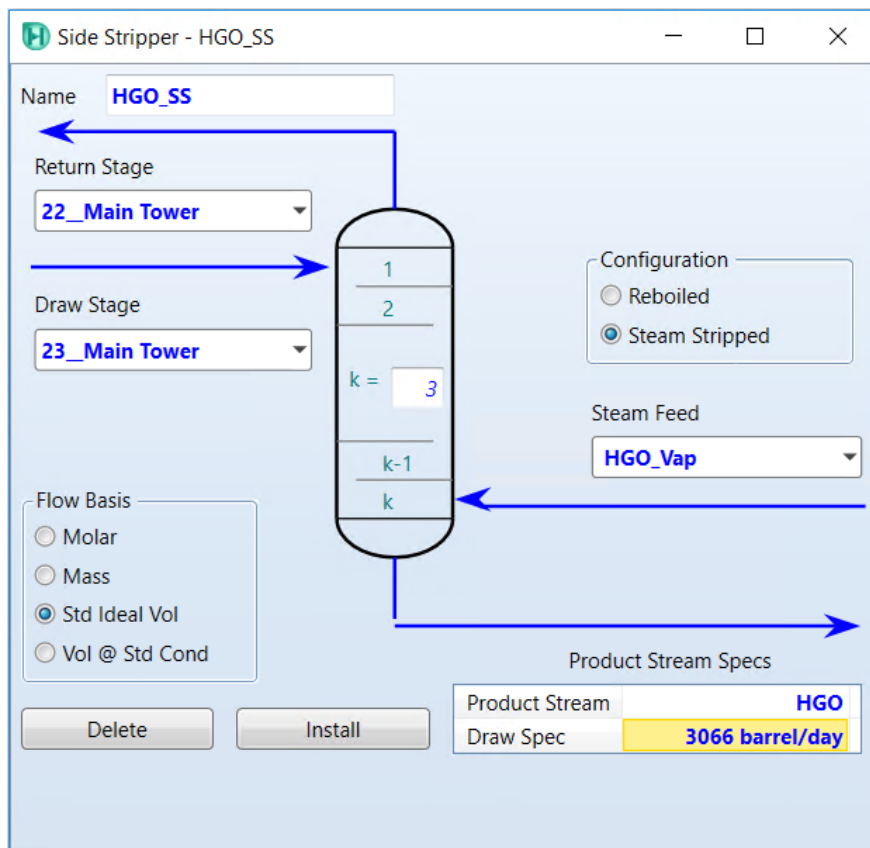


Figura 58. Columna rectificadora para extracción de HGO

La corriente de vapor **HGO_Vap** se define con la información siguiente.

Tabla 23. Especificaciones corriente "HGO_Vap"

HGO_Vap	
Temperatura (°C)	150
Presión (kPa)	345
Flujo másico (kg/h)	1,150
Composición – Fracción molar	
H ₂ O	1.0

Al concluir, la columna debe mostrar los tres productos extraídos.

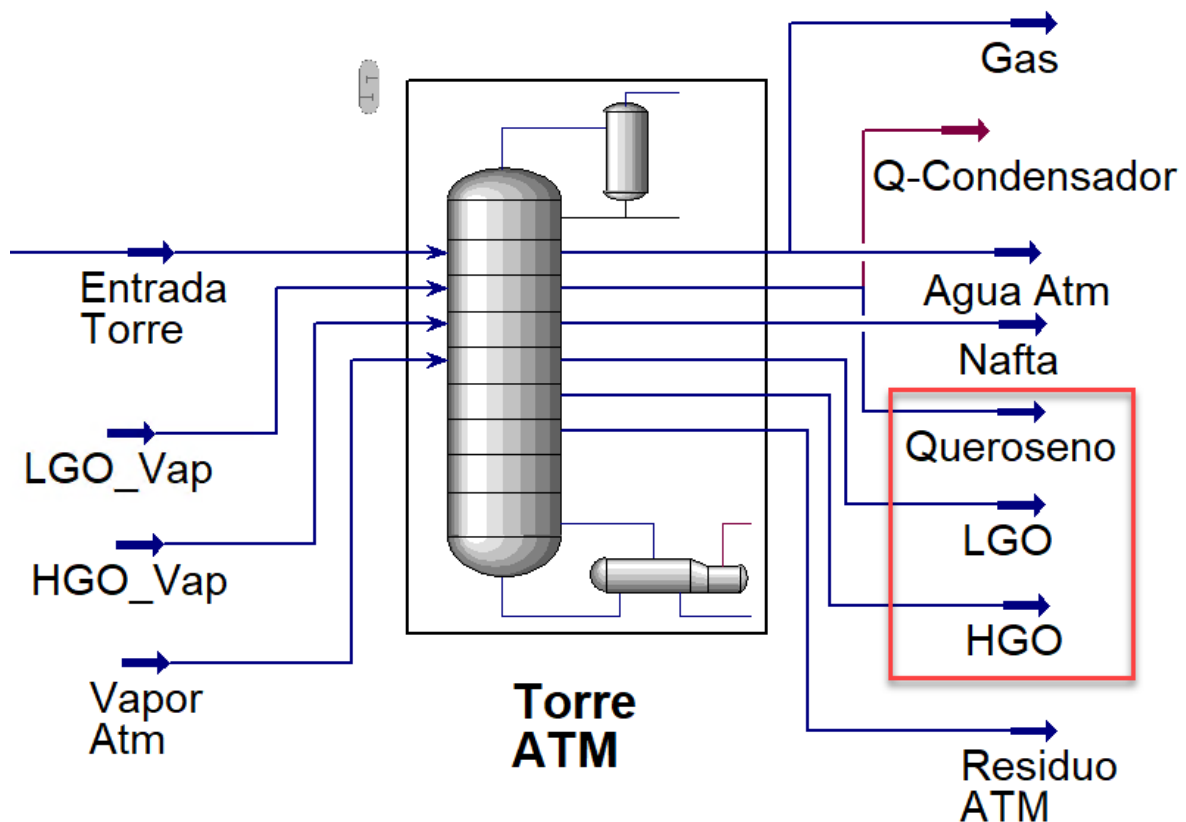


Figura 59. Columna Atmosférica con productos finales

La columna únicamente muestra las corrientes de los productos más no los equipos empleados para su extracción. Para ver a detalle las columnas rectificadoras es necesario entrar al ambiente de la columna, esto se puede hacer presionando el botón **Column Environment**.

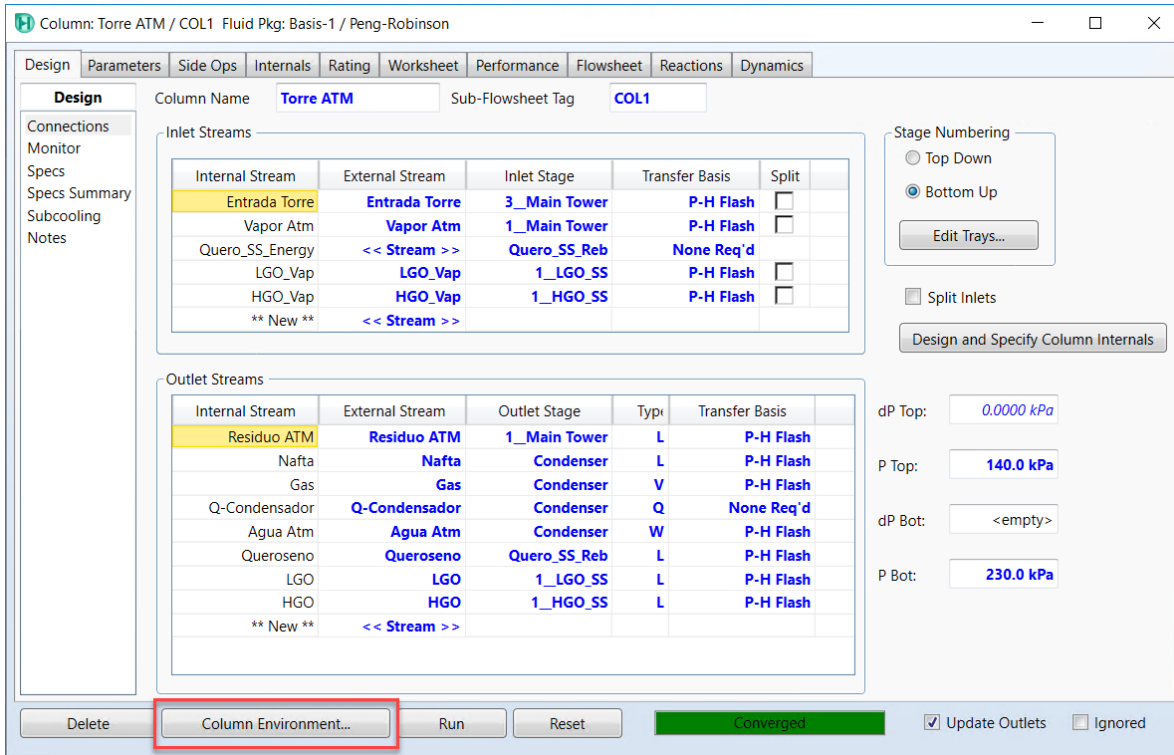


Figura 60. Editor "Torre ATM"

Dentro del ambiente de la columna se pueden observar los equipos siguientes.

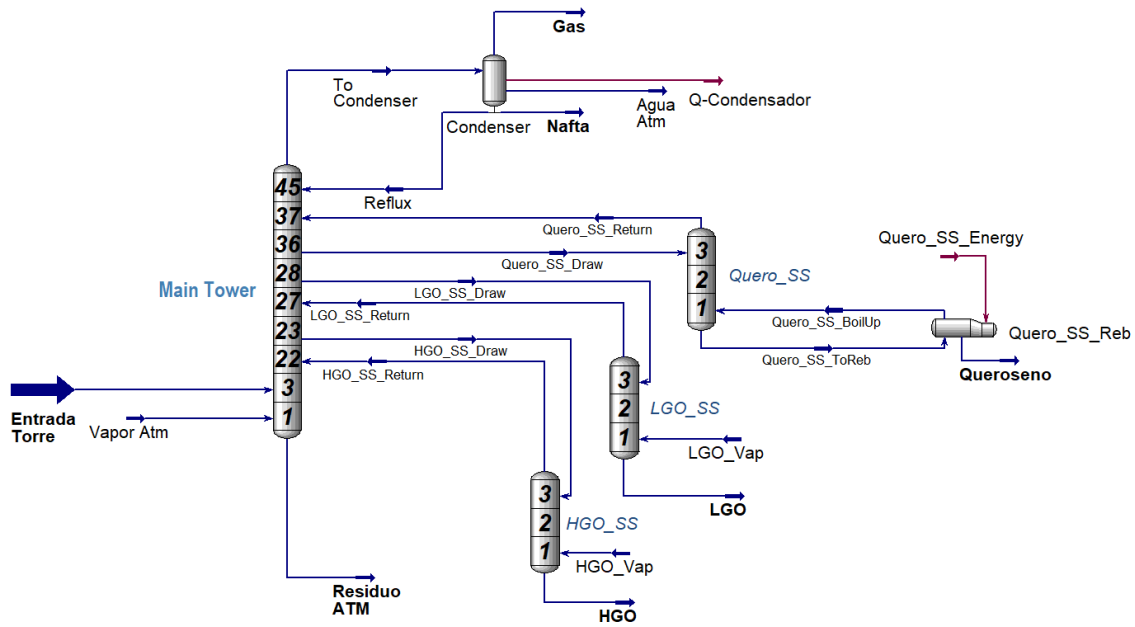


Figura 61. Vista interna de "Torre ATM" con columnas rectificadoras

Para concluir el modelo de la torre atmosférica, se deben incluir *pump-arounds* o extracciones de calor. Similar a lo hecho anteriormente para incluir *side strippers* a la columna, es necesario colocarse dentro de la pestaña **Side Ops**, esta vez dentro de la sección **Pump Arouns**.

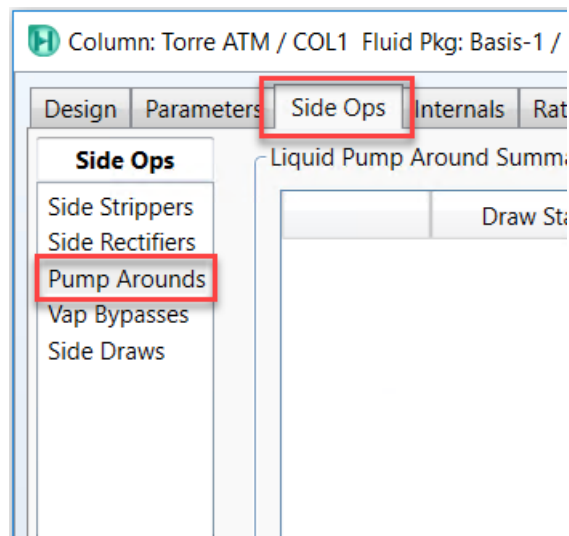


Figura 62. Adición de *pump-arounds*

Se incluirán tres etapas de extracción de calor. Cada una extrayéndola de una etapa inferior para retornarla a una etapa superior.

La primera se extrae de la etapa **36** para retornar a la etapa **37**. Para instalarlo, es necesario presionar el botón **Install**.

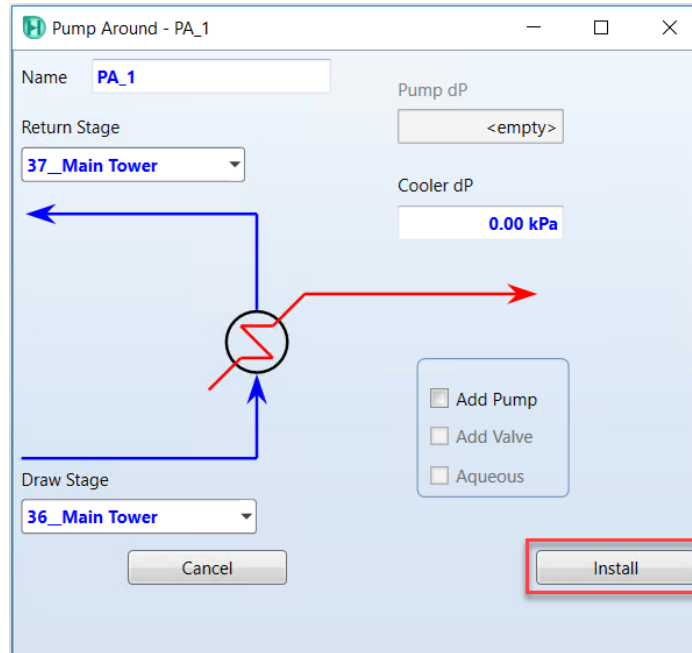


Figura 63. Instalación de *pump-around*

Posteriormente, se deben definir un par de especificaciones para satisfacer los grados de libertad de la columna; hay un cambio en las especificaciones requeridas por este nuevo equipo recién añadido.

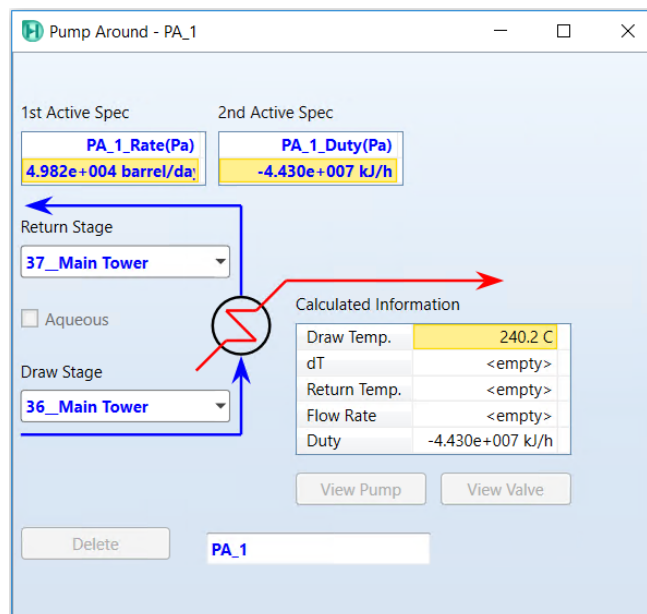


Figura 64. Especificaciones *pump-around*

En la tabla siguiente se muestran las especificaciones.

Tabla 24. Especificaciones "PA_1" de Torre Atmosférica

Pump Around – PA_1	
Etapa de extracción	36
Etapa de retorno	37
Flujo volumétrico (barriles/día)	49,820
Carga térmica (kJ/h)	-4.43x10 ⁷

Posteriormente la columna debe correrse presionando el botón **Run**.

Para las extracciones de calor restantes, la información requerida es la siguiente. Cabe destacar que después de incluir cada *pump-around*, es necesario correr la columna.

Tabla 25. Especificaciones "PA_2" de Torre Atmosférica

Pump Around – PA_2	
Etapa de extracción	27
Etapa de retorno	28
Flujo Volumétrico (barriles/día)	30,190
Carga térmica (kJ/h)	-3.693x10 ⁷

Tabla 26. Especificaciones "PA_3" de Torre Atmosférica

Pump Around – PA_3	
Etapa de extracción	22
Etapa de retorno	23
Flujo Volumétrico (barriles/día)	30,190
Carga térmica (kJ/h)	-3.693x10 ⁷

El cambio en la topología de la columna se muestra en el ambiente de esta.

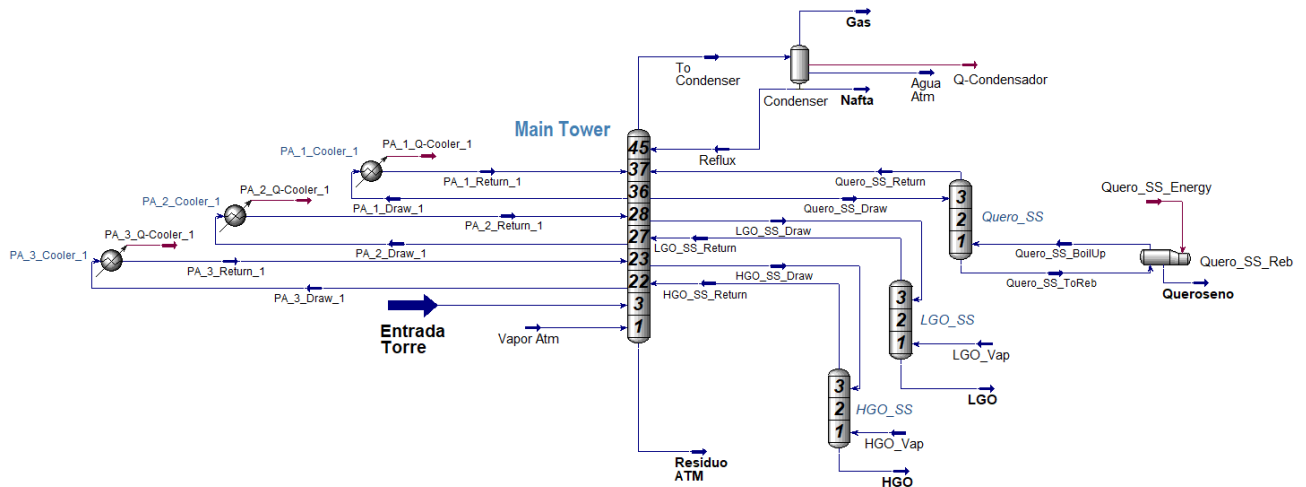


Figura 65. Torre Atmosférica con *pump-arounds* y *side strippers*

Para detalles de los resultados de esta sección, revise el **ANEXO IV: Balances de Materia y Energía con diagramas de flujo de Aspen Hysys.**

TORRE DE DESTILACIÓN DE VACÍO

La corriente **Residuo ATM** se alimenta a un calentador que se puede identificar con el nombre **E-102**, la salida de este equipo es la corriente

Entrada Torre Vacío. Para esta corriente se deben ingresar las siguientes especificaciones.

Tabla 27. Especificaciones corriente "Entrada Torre Vacío"

Entrada Torre Vacío	
Temperatura (°C)	400
Presión (kPa)	15

Por el fondo de la columna se alimenta una corriente de vapor con las siguientes especificaciones.

Tabla 28. Especificaciones corriente "Vapor Vacío"

Vapor Vacío	
Temperatura (°C)	150
Presión (kPa)	150
Flujo Másico (kg/h)	1,800
Composición – Fracción molar	
<i>H2O</i>	1.0

A continuación, se añade una de las planillas disponibles en la sección equipos de separación en la paleta de equipos. La columna que se emplea para modelar la torre de vacío es a que lleva el nombre de *Absorber*.

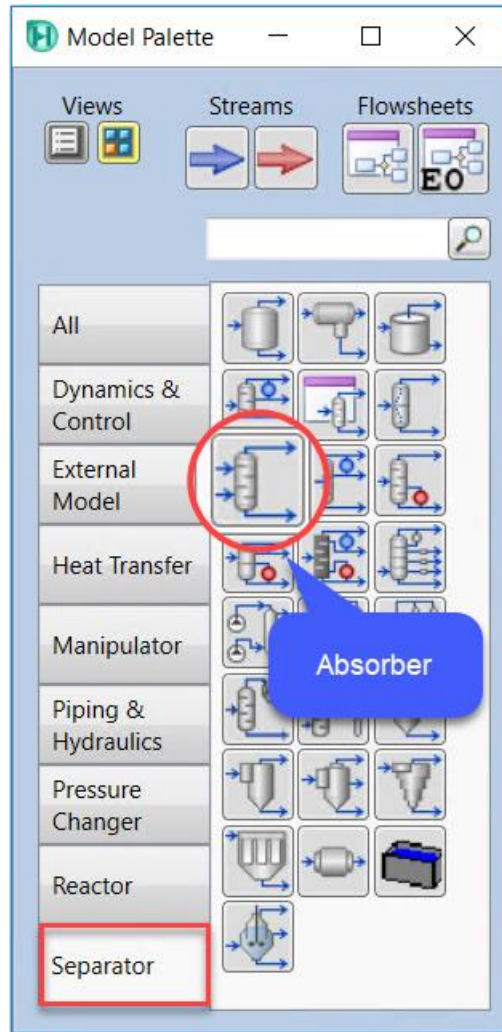


Figura 66. Selección de absorbedor en paleta de equipos

Una vez que se añade la columna se puede ingresar a la vista definida como *Column Input Expert*.

En la primera ventana que se muestra se ingresa la información siguiente:

- 1) Número de etapas de la columna; la torre de vacío cuenta con **9 platos**.
- 2) La numeración de los platos se lleva a cabo en orden descendente desde el domo de la columna hasta el fondo, para definir esto se activa la opción *Bottom Up* de la sección *Stage Numbering*.

- 3) La corriente de alimentación **Entrada Torre Vacío** entra en la etapa **2**.
- 4) Para la sección *Top Stg. Reflux*, la selección debe ser *pump-around*. Esto añade una extracción que se llevara a cabo en la **etapa 8**.
- 5) La corriente **Vapor Vacío** creada previamente, se alimenta por el fondo de la columna.
- 6) A la parte superior de la columna se asigna una corriente con el nombre **Domo Vacío**.
- 7) Se añaden dos corrientes más para extraer los productos **LVGO** y **HVGO** que corresponden a los gasóleos de vacío. Estos se extraen de las etapas **8** y **4** respectivamente.
- 8) Como producto del fondo de la columna se especifica la corriente **Residuo Vacío**.

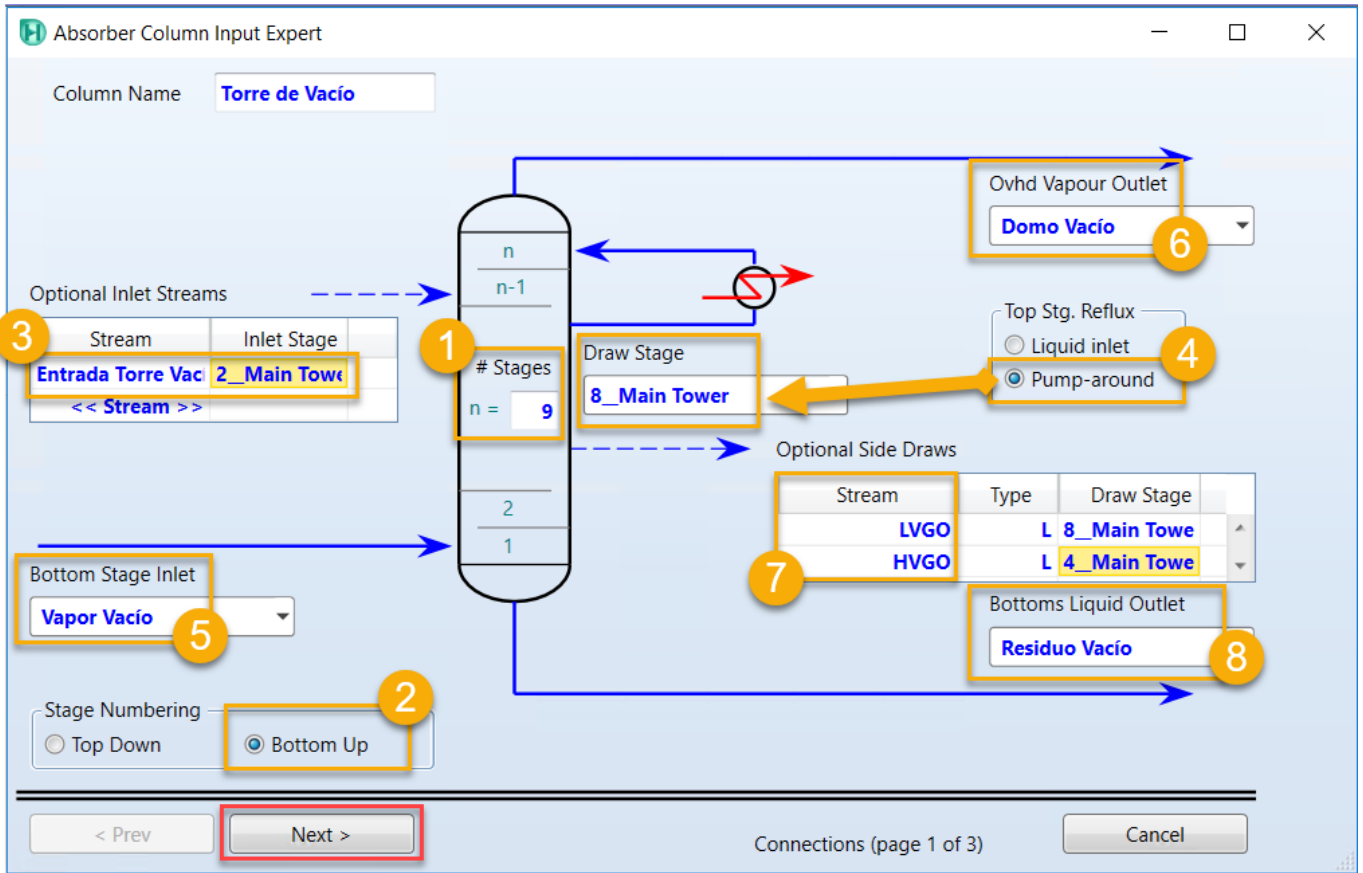


Figura 67. Configuración "Torre de Vacío"

Con el botón **Next** podemos visualizar la siguiente ventana en la que se definirán las presiones del domo y del fondo de la columna. La siguiente tabla muestra los datos requeridos.

Tabla 29. Especificaciones de presión "Torre de Vacío"

Torre de Vacío	
Presión de domo (kPa)	1.6
Presión de fondo (kPa)	4

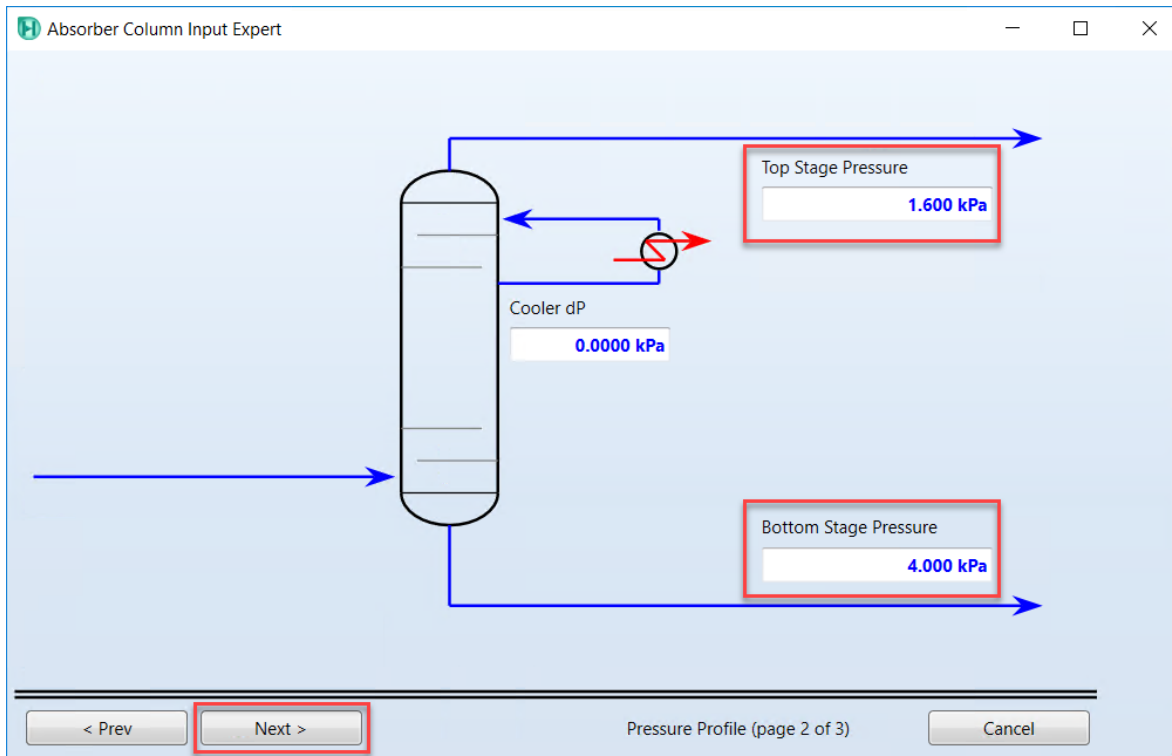


Figura 68. Asignación perfil de presión "Torre de Vacío"

Se prosigue a la última ventana presionando el botón **Next**. En esta última, se pueden añadir estimados para el cálculo del perfil de temperatura, así como la razón de flujo del *pump-around* que se instaló en la primera ventana.

Los valores que se emplean son los siguientes:

Tabla 30. Especificaciones "Torre de Vacío"

Torre de Vacío	
Temperatura de domo (°C)	120
Temperatura de fondo (°C)	370
Flujo volumétrico PA (barriles/día)	41,510

Se finaliza la vista con el botón **Done**.

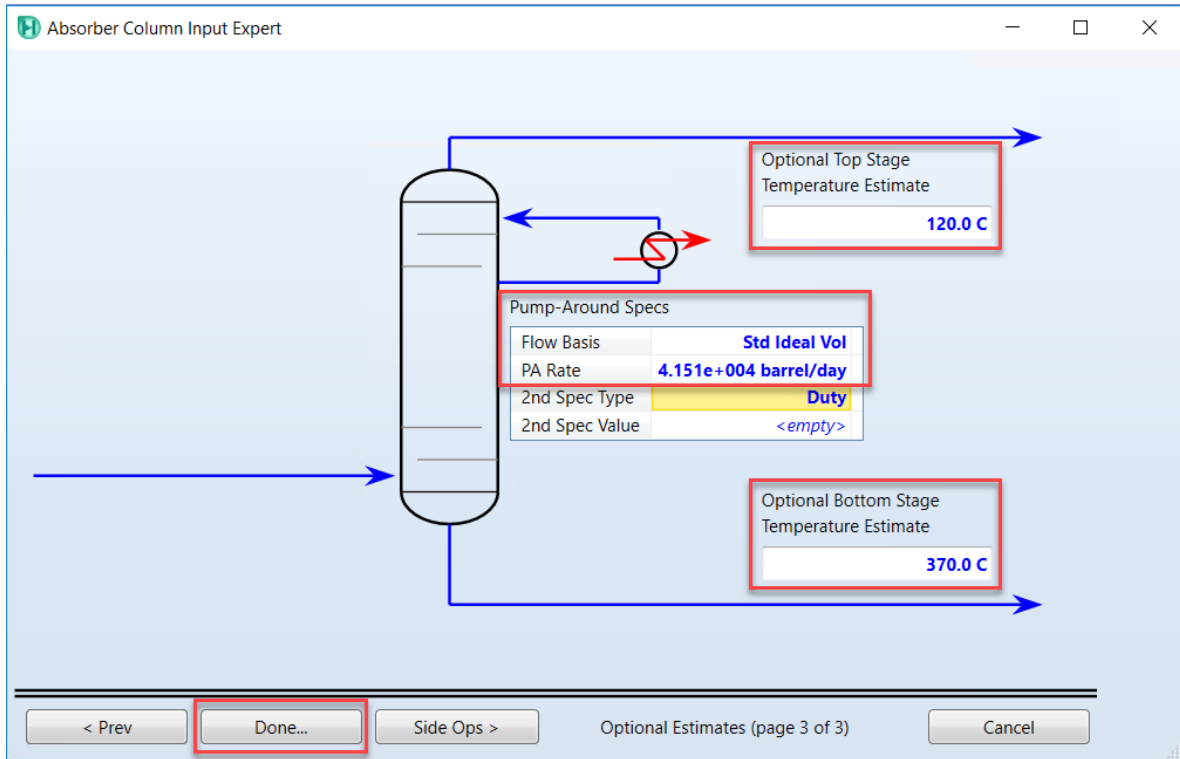


Figura 69. Definición de especificaciones "Torre de Vacío"

Hasta este punto la columna no tiene las especificaciones mínimas requeridas para encontrar una solución. A continuación, se prosigue a colocar estas especificaciones dentro de la pestaña **Design | Monitor**.

La primera involucra el flujo másico que se espera obtener del tope de la columna. Para esto se añade una especificación denominada *Column Draw Rate*. Para esta se establece que de la corriente **Domo Vacío** se obtiene un flujo másico de **2800 kg/h**.

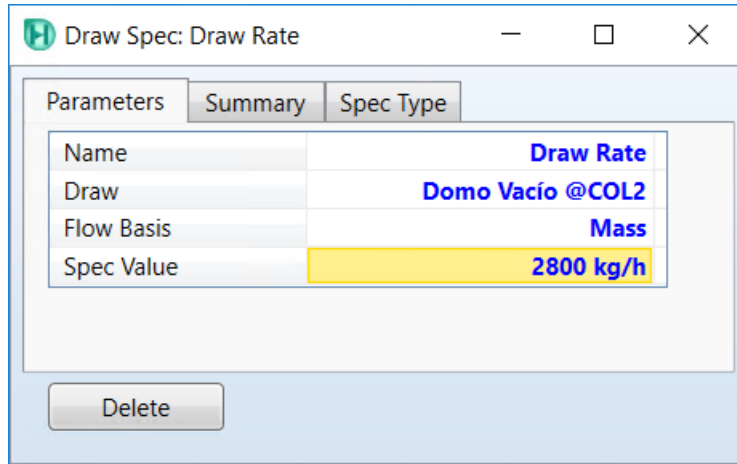


Figura 70. Especificación de producto en flujo másico

Las otras especificaciones consisten en los flujos volumétricos de los productos **LVGO** y **HVGO**.

Tabla 31. Flujos volumétricos productos "LVGO" y "HVGO"

Torre de Vacío - Productos	
Flujo Volumétrico LVGO (barriles/día)	3774
Flujo Volumétrico HVGO (barriles/día)	7548

Es indispensable activar las especificaciones antes mencionadas para poder converger la columna al presionar el botón **Run**.

Specifications						
	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
TopStagePA_Rate(Pa)	4.151e+004 barrel/day	4.151e+004	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
TopStagePA_Dt(Pa)	<empty>	296.5	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
TopStagePA_Duty(Pa)	<empty>	-1.282e+008	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
LVGO Rate	3774 barrel/day	3774	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
HVGO Rate	7548 barrel/day	7549	0.0001	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Draw Rate	2800 kg/h	2800	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

Figura 71. Especificaciones "Torre de Vacío"

En este punto la **Torre de Vacío** se debe estar resuelta y se debe visualizar de la siguiente manera.

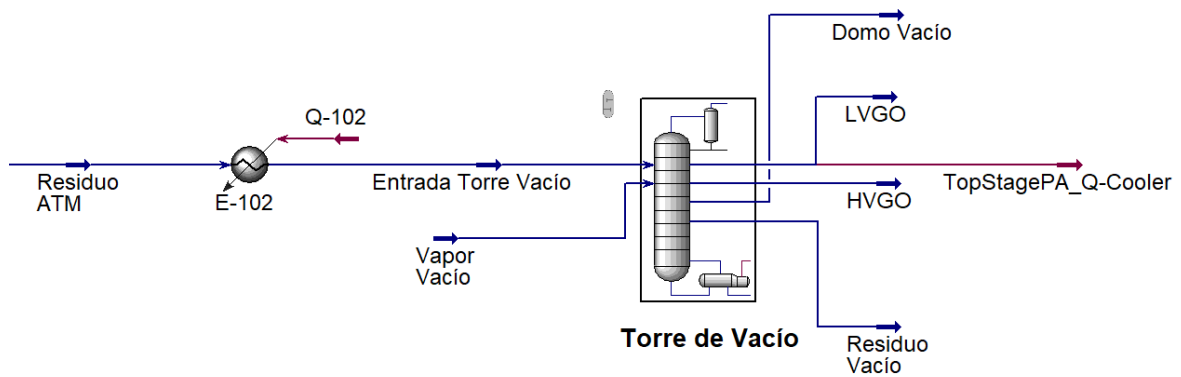


Figura 72. Diagrama "Torre de Vacío"

Mientras que la parte interna de la columna debe mostrar lo siguiente.

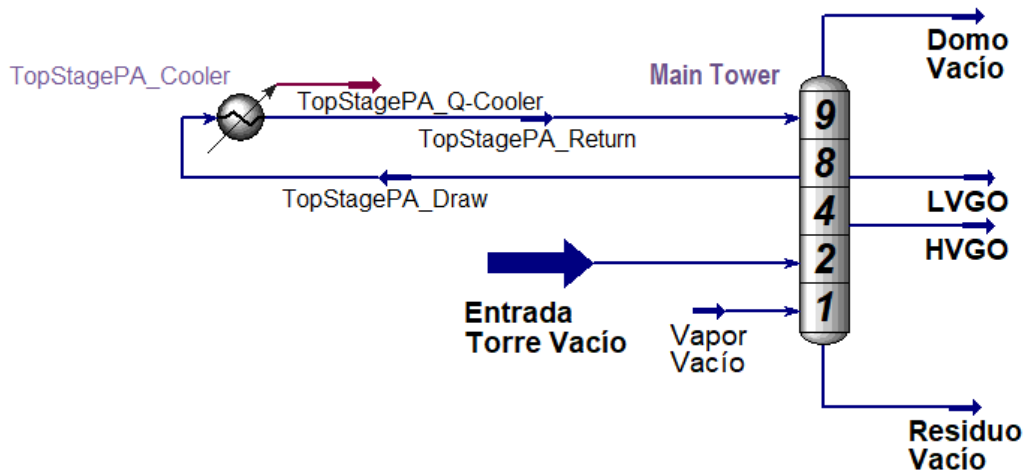


Figura 73. Vista interna "Torre de Vacío" con *pump-around*

Para más detalles sobre los resultados obtenidos en la simulación de esta sección, revise el **ANEXO IV: Balances de Material y Energía con diagramas de flujo de Aspen Hysys.**

CAPÍTULO IV. RESULTADOS

4.1 RESULTADOS TORRE ATMOSFÉRICA

En la **Tabla 32** se muestran los resultados de las curvas TBP ($^{\circ}\text{C}$) dadas por el análisis *Petroleum Assays* para cada una de las corrientes asociadas a la torre atmosférica. Esto incluye la alimentación a la torre (corriente "Entrada Torre") y los productos: Gas, Nafta, Queroseno, LGO, HGO y Residuo Atmosférico.

El análisis *Petroleum Assays* se puede incluir fácilmente desde el menú *Stream Analysis* de la pestaña *Home*.

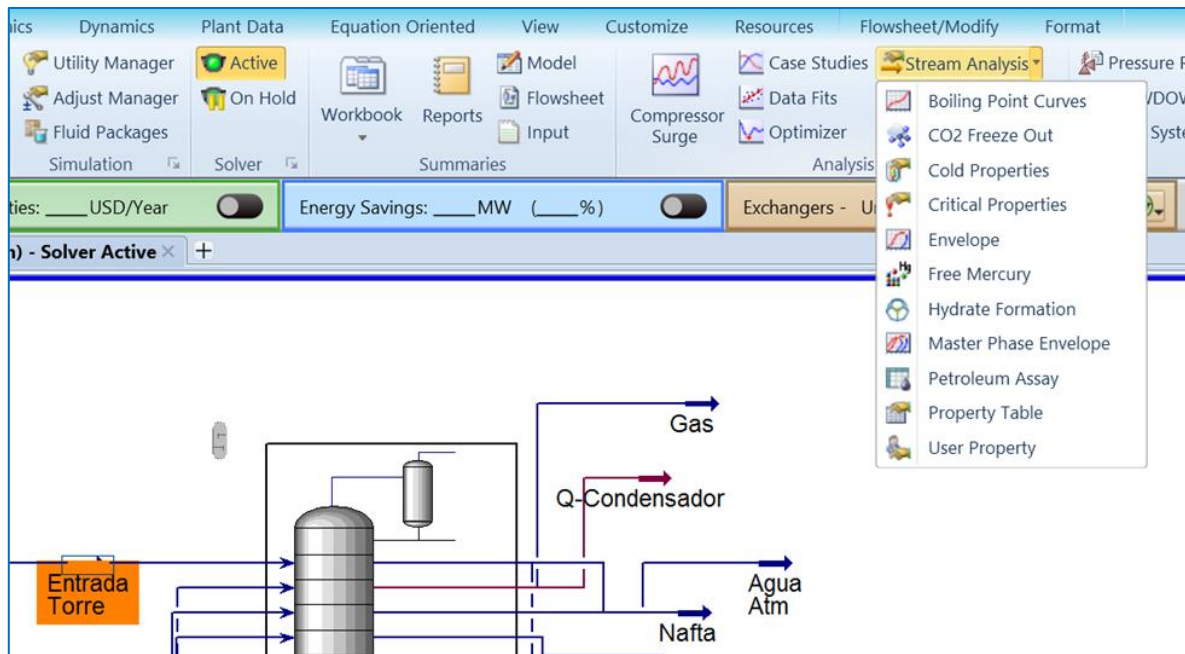


Figura 74. *Petroleum Assay Analysis*

Únicamente es necesario seleccionar la corriente a la que se desea incluir el análisis para visualizar la curva TBP resultante.

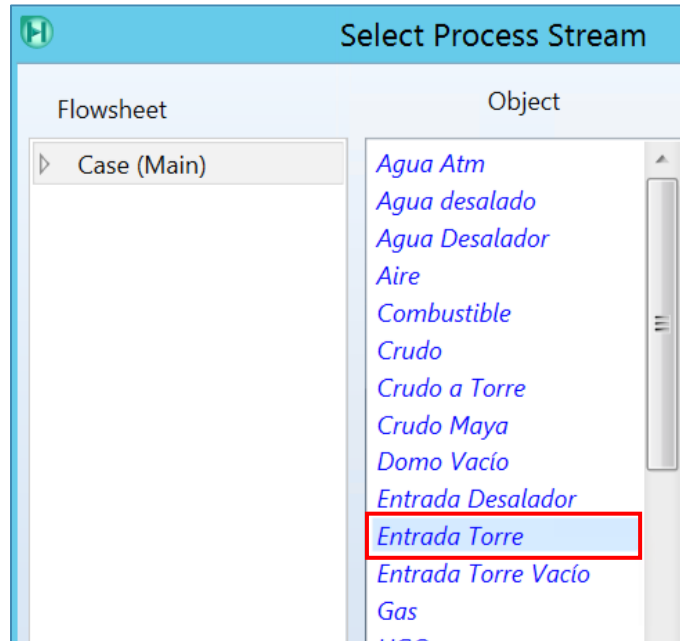


Figura 75. Selección de corriente en *Petroleum Assay Analysis*

The screenshot shows the "Boiling Point Curves" results window. The "Basis" is set to "Volume Frac". The table displays the following data:

Cut Point [%]	TBP [C]	ASTM D86 [C]	D2887 [C]
0.00	-59.24	<empty>	<empty>
1.00	32.87	-7.413	<empty>
2.00	77.55	80.88	<empty>
3.50	96.34	104.4	<empty>
5.00	112.0	119.4	<empty>
7.50	134.4	135.5	<empty>
10.00	154.5	146.3	<empty>
12.50	173.1	161.0	<empty>
15.00	191.5	177.1	<empty>
17.50	209.8	194.3	<empty>
20.00	228.6	212.9	<empty>

Figura 76. Curva TBP en *Petroleum Assay Analysis*

Tabla 32. Curvas TBP (°C) de alimentación y productos de la Torre Atmosférica

Cut Point [%]	Entrada Torre	Gas	Nafta	Queroseno	LGO	HGO	Residuo ATM
	TBP [°C]						
0.00	-59.24	-98.80	-92.47	101.90	89.62	177.89	99.38
1.00	32.87	-55.21	-8.46	186.11	214.94	306.31	305.74
2.00	77.55	-52.09	-2.68	195.71	233.03	319.67	330.79
3.50	96.34	-49.37	16.38	203.05	246.44	331.72	354.92
5.00	111.99	-47.41	30.57	208.02	255.92	340.41	374.20
7.50	134.38	-45.07	60.24	213.29	266.43	351.23	393.84
10.00	154.53	-43.25	73.32	216.92	273.53	360.25	410.11
12.50	173.14	-37.88	82.06	219.70	278.83	367.21	424.68
15.00	191.52	-23.66	88.05	222.02	283.20	372.63	437.32
17.50	209.81	-13.29	93.14	224.02	286.96	376.91	447.73
20.00	228.58	-10.49	97.91	225.82	290.32	380.52	457.91
25.00	262.17	-7.76	107.19	229.03	296.29	386.60	478.38
30.00	298.50	-3.36	115.96	232.04	301.90	391.52	499.02
35.00	329.54	-3.16	124.21	234.92	307.46	395.70	519.63
40.00	362.90	-1.16	132.05	237.72	313.01	399.44	539.99
45.00	394.39	9.09	139.56	240.50	318.60	403.06	560.35
50.00	425.92	20.08	146.80	243.33	324.24	406.52	581.81
55.00	460.62	28.77	153.77	246.20	330.02	409.84	604.76
60.00	496.85	34.21	160.56	249.14	336.05	412.98	629.35
65.00	533.05	51.21	167.34	252.20	342.39	416.02	656.16
70.00	569.23	68.86	174.14	255.39	349.30	419.02	685.43
75.00	609.16	80.08	180.98	258.78	357.55	422.02	718.02
80.00	654.68	89.71	187.86	262.37	366.70	425.08	755.34
85.00	708.13	100.09	194.95	266.33	376.00	428.28	800.10
90.00	775.40	114.17	202.45	271.06	385.82	431.65	865.74
92.50	818.74	123.57	206.50	273.97	391.38	433.45	924.84
95.00	899.64	135.77	210.95	277.60	397.71	435.47	1029.96
96.50	982.14	146.07	214.11	280.56	402.75	436.95	1039.21
98.00	1038.72	160.01	217.90	284.62	409.60	438.81	1052.09
99.00	1054.74	174.85	221.83	289.23	417.00	441.05	1066.84
100.00	1166.31	231.15	252.14	327.36	445.29	456.74	1169.55

El gráfico siguiente, muestra los resultados de las curvas TBP respecto a su porcentaje en volumen de destilado tanto para la alimentación de la torre atmosférica como para sus productos. Estos datos están dados en la tabla anterior (**Tabla 32**). Se puede observar que conforme el volumen de destilado se incrementa, las temperaturas de ebullición verdaderas

también aumentan. Es de esperarse que los productos más volátiles de la torre atmosférica presenten temperaturas de ebullición verdaderas menores respecto a aquellos productos menos volátiles o más pesados. Es por esto por lo que en el gráfico anterior la curva más baja corresponde al gas que se obtiene de la etapa superior de la torre; posteriormente se encuentra el producto nafta, queroseno, gasóleo ligero, gasóleo pesado y por último el residuo atmosférico. La curva correspondiente a la corriente de alimentación se aprecia al medio de estas curvas.

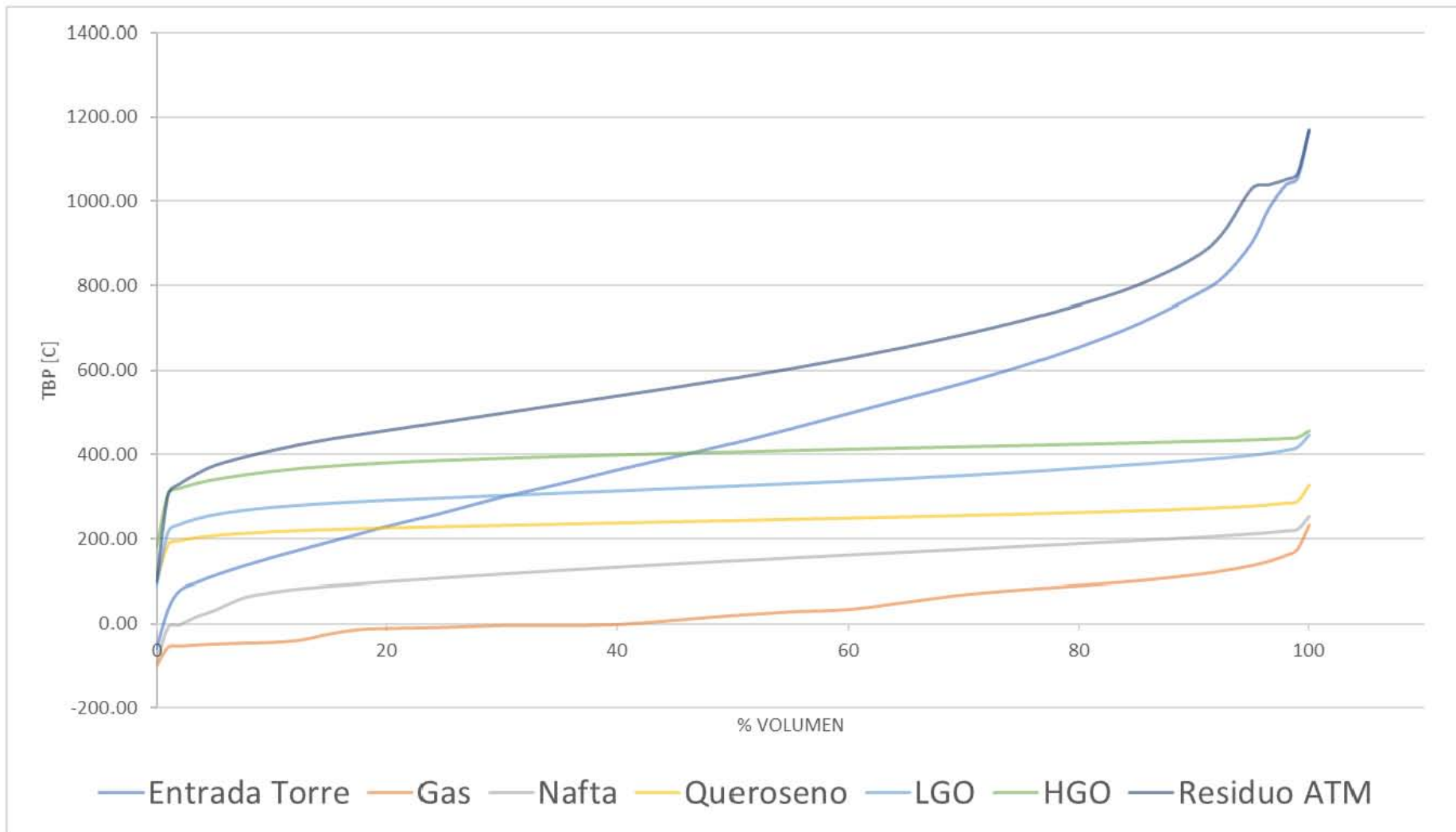


Figura 77. Volumen [%] VS TBP [°C] de la Torre Atmosférica

2M-1-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	19.8806	0.4407	19.4388	0.0000	0.0002	0.0000	0.0010
3M-1-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2M-2-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2M-13-C4==	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
tr2-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
cis2-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Cyclopentane	3.2069	0.0538	3.1527	0.0000	0.0001	0.0000	0.0003
Cyclopentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22-Mpropane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33M-1-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	3.5037	2.7586	3.8022	0.0000	2.2479	0.3738	5.3687
36-40C*	1.9323	0.0404	1.8918	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
40-50C*	5.3902	0.0924	5.2973	0.0000	0.0001	0.0000	0.0004
50-60C*	7.3501	0.0962	7.2529	0.0000	0.0002	0.0000	0.0008
60-70C*	21.9052	0.2180	21.6836	0.0001	0.0010	0.0000	0.0025
70-80C*	29.6327	0.2212	29.4042	0.0003	0.0023	0.0000	0.0046
80-90C*	47.2039	0.2632	46.9237	0.0010	0.0061	0.0000	0.0099
90-100C*	57.2712	0.2373	57.0030	0.0025	0.0124	0.0000	0.0161
100-110C*	58.0449	0.1777	57.8192	0.0054	0.0208	0.0000	0.0218
110-120C*	60.2316	0.1354	60.0183	0.0121	0.0356	0.0000	0.0302
120-130C*	62.3264	0.1021	62.0949	0.0272	0.0604	0.0000	0.0418
130-140C*	63.6225	0.0755	63.3296	0.0602	0.1003	0.0001	0.0569
140-150C*	64.6181	0.0550	64.1896	0.1324	0.1641	0.0001	0.0769
150-160C*	65.5001	0.0397	64.8026	0.2889	0.2650	0.0002	0.1038
160-170C*	63.8936	0.0272	62.7275	0.5972	0.4064	0.0003	0.1349
170-180C*	62.0373	0.0184	60.0330	1.1997	0.6107	0.0005	0.1751
180-190C*	60.6743	0.0122	57.1629	2.3601	0.9084	0.0009	0.2298
190-200C*	58.6279	0.0078	52.4688	4.5398	1.3104	0.0014	0.2997

200-210C*	56.2356	0.0046	44.7969	9.2115	1.8344	0.0023	0.3859
210-220C*	52.3969	0.0020	28.7999	20.6713	2.4416	0.0038	0.4784
220-230C*	51.9369	0.0004	8.5772	39.2932	3.4295	0.0065	0.6301
230-240C*	55.2520	0.0000	1.2111	48.0193	5.1165	0.0119	0.8931
240-250C*	54.8899	0.0000	0.1190	46.3291	7.2174	0.0208	1.2036
250-260C*	51.8510	0.0000	0.0101	40.1937	10.0698	0.0343	1.5432
260-270C*	49.0479	0.0000	0.0008	31.7732	15.2491	0.0555	1.9694
270-280C*	43.6506	0.0000	0.0000	18.1021	23.2199	0.0827	2.2459
280-290C*	41.5784	0.0000	0.0000	6.5676	32.2591	0.1282	2.6235
290-300C*	45.0992	0.0000	0.0000	1.6946	39.6822	0.2208	3.5016
300-310C*	46.3001	0.0000	0.0000	0.3093	40.9584	0.3604	4.6720
310-320C*	46.5811	0.0000	0.0000	0.0504	40.0176	0.5539	5.9593
320-330C*	46.4213	0.0000	0.0000	0.0076	38.2096	0.8144	7.3896
330-340C*	44.5413	0.0000	0.0000	0.0011	34.7477	1.1191	8.6734
340-350C*	41.4070	0.0000	0.0000	0.0001	30.2723	1.4574	9.6772
350-360C*	35.0416	0.0000	0.0000	0.0000	23.6133	1.7003	9.7280
360-370C*	34.0989	0.0000	0.0000	0.0000	20.7505	2.2687	11.0797
370-380C*	37.7882	0.0000	0.0000	0.0000	20.1294	3.4533	14.2055
380-390C*	39.3161	0.0000	0.0000	0.0000	17.4280	4.9463	16.9418
390-400C*	40.4013	0.0000	0.0000	0.0000	13.7000	6.9100	19.7913
400-410C*	35.0720	0.0000	0.0000	0.0000	7.9602	7.7509	19.3609
410-420C*	33.3144	0.0000	0.0000	0.0000	4.1837	8.5485	20.5822
420-430C*	31.8262	0.0000	0.0000	0.0000	1.7508	8.0895	21.9859
430-440C*	30.5840	0.0000	0.0000	0.0000	0.4968	5.5223	24.5649
440-450C*	28.7228	0.0000	0.0000	0.0000	0.0238	0.6596	28.0393
450-460C*	26.7381	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.0186	26.7191
460-480C*	52.8514	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	52.8513
480-500C*	49.5223	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	49.5223
500-520C*	47.0776	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	47.0776

520-540C*	45.2981	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	45.2981
540-560C*	43.1156	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	43.1156
560-580C*	44.2939	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	44.2939
580-600C*	42.2764	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	42.2764
600-625C*	47.5353	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	47.5353
625-650C*	42.0643	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	42.0643
650-675C*	36.4420	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	36.4420
675-700C*	31.1002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	31.1002
700-725C*	26.0962	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	26.0962
725-750C*	21.6010	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	21.6010
750-775C*	17.7528	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	17.7528
775-800C*	14.4926	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	14.4926
800-825C*	11.7561	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	11.7561
825-850C*	9.4781	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	9.4781
850+C*	34.6928	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	34.6928
<i>Flujo molar Total (kgmol/hr)</i>	2602.8	8.7	948.8	271.5	440.9	55.1	888.9

La **Figura 78** es la representación gráfica de la composición para la corriente de alimentación y los productos de la torre atmosférica. Se observa que mientras la corriente de alimentación contiene todo el espectro de componentes, el resto de los productos se sitúan bajo la campana dada por esta corriente (línea azul punteada). La mayor parte del gas se ubica en los primeros picos de la curva pues en su mayoría contiene hidrocarburos ligeros. Conforme avanzan los productos en la extracción de la torre, se aprecia que cada campana se va desplazando hacia los productos más pesados o de mayor punto de ebullición, siendo el residuo atmosférico el que contiene los hidrocarburos y componentes hipotéticos menos volátiles de todos.

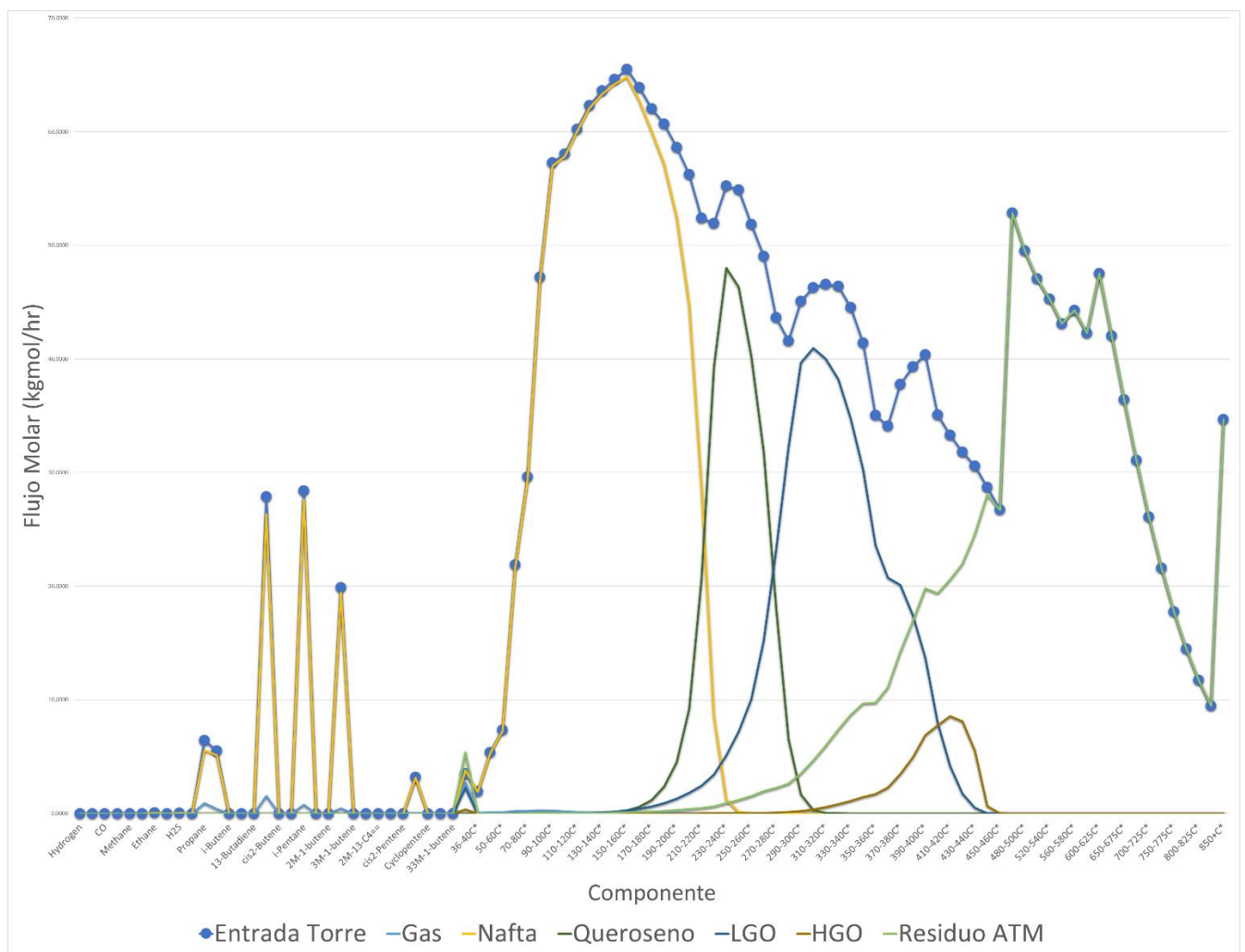


Figura 78. Componente VS Flujo Molar por componente (kgmol/hr) en Torre Atmosférica

La **Figura 79** también ayuda a hacer un análisis posterior de las curvas de destilación de la **Figura 78**. Por ejemplo, tomando como referencia los cortes nafta y queroseno, se muestra cierta cercanía en sus curvas de destilación. El punto final de ebullición de la nafta es 252.14°C, el punto inicial de ebullición del queroseno es alrededor de 101.90°C.

Los extremos finales de las campanas dadas en la **Figura 79** son la mejor manera de visualizar la zona en la que se entrelazan estos extremos para cada corte.

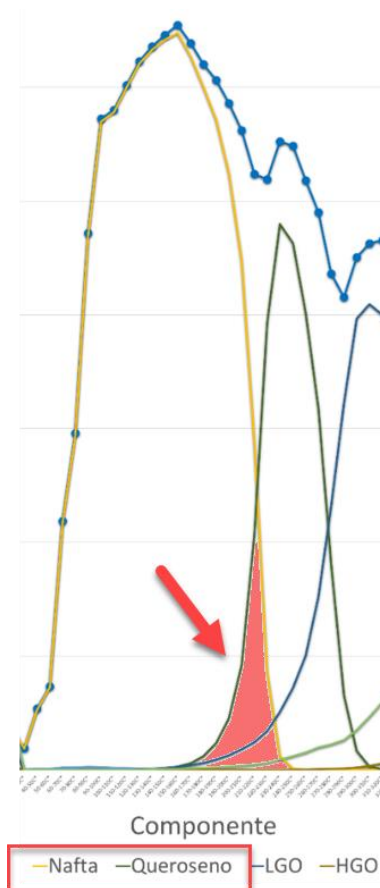


Figura 79. Extremo final en corte nafta

Para observar cómo se distribuyen los productos de la torre atmosférica tomando como referencia la alimentación a la misma, se obtienen los siguientes resultados de los flujos volumétricos por producto, así como su relación respecto al flujo volumétrico total. Es decir, el flujo volumétrico alimentado a la torre. Dichos resultados se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 34. Flujos Volumétricos Torre Atmosférica (m³/h)

Corriente	Flujo Volumétrico (m³/h)	<i>Flujo Volumétrico</i> <i>Flujo Volumétrico Total</i>
Entrada Torre	840.76	-
Gas	0.72	0.0009
Nafta	150.00	0.1784
Queroseno	62.50	0.0743
LGO	130.48	0.1552
HGO	20.31	0.0242
Residuo ATM	476.94	0.5671
Flujo Volumétrico Total (m³/h)	840.96	1

De manera similar, se puede hacer esta misma relación respecto a los puntos de corte (volumen destilado) de 0-100% para cada producto obtenido de la torre atmosférica. Estos resultados se muestran en la **Tabla 35.**

Tabla 35. Puntos de corte iniciales y finales por producto de la Torre Atmosférica

<i>Cut Point</i> [%]	Entrada Torre	Gas	Nafta	Queroseno	LGO	HGO	Residuo ATM
	<i>[°C]</i>						
0.0	-59.24	0.00	0.09	17.92	25.35	40.87	43.29
1.0	32.87	0.00	0.26	18.00	25.51	40.89	43.85
2.0	77.55	0.00	0.44	18.07	25.66	40.92	44.42
3.5	96.34	0.00	0.71	18.18	25.90	40.95	45.27
5.0	111.99	0.00	0.98	18.29	26.13	40.99	46.12
7.5	134.38	0.01	1.42	18.48	26.52	41.05	47.54
10.0	154.53	0.01	1.87	18.67	26.91	41.11	48.96
12.5	173.14	0.01	2.32	18.85	27.29	41.17	50.37
15.0	191.52	0.01	2.76	19.04	27.68	41.23	51.79
17.5	209.81	0.02	3.21	19.22	28.07	41.29	53.21
20.0	228.58	0.02	3.65	19.41	28.46	41.35	54.63
25.0	262.17	0.02	4.55	19.78	29.23	41.47	57.46
30.0	298.50	0.03	5.44	20.15	30.01	41.59	60.30
35.0	329.54	0.03	6.33	20.52	30.78	41.72	63.14

40.0	362.90	0.03	7.22	20.90	31.56	41.84	65.97
45.0	394.39	0.04	8.11	21.27	32.34	41.96	68.81
50.0	425.92	0.04	9.00	21.64	33.11	42.08	71.64
55.0	460.62	0.05	9.90	22.01	33.89	42.20	74.48
60.0	496.85	0.05	10.79	22.38	34.66	42.32	77.31
65.0	533.05	0.06	11.68	22.75	35.44	42.44	80.15
70.0	569.23	0.06	12.57	23.12	36.22	42.56	82.99
75.0	609.16	0.06	13.46	23.50	36.99	42.68	85.82
80.0	654.68	0.07	14.36	23.87	37.77	42.80	88.66
85.0	708.13	0.07	15.25	24.24	38.54	42.92	91.49
90.0	775.40	0.08	16.14	24.61	39.32	43.04	94.33
92.5	818.74	0.08	16.58	24.80	39.71	43.10	95.75
95.0	899.64	0.08	17.03	24.98	40.09	43.16	97.16
96.5	982.14	0.08	17.30	25.09	40.33	43.20	98.01
98.0	1038.72	0.08	17.57	25.21	40.56	43.24	98.87
99.0	1054.74	0.09	17.74	25.28	40.72	43.26	99.43
100.0	1166.31	0.09	17.92	25.35	40.87	43.29	100.00

En el gráfico siguiente se pueden apreciar los resultados tabla anterior (**Tabla 35**) mostrando el rendimiento en porcentaje volumen de la mezcla (de 0-100%) con su correspondiente punto de ebullición verdadero (TBP) en grados Celsius. Los productos se encuentran ubicados sobre la línea correspondiente a la alimentación de la torre atmosférica. Se puede observar en qué proporción se encuentra cada uno de los productos o cortes de la torre respecto a la alimentación. Otra forma de llamar a los productos es la manera típica en la que las refinerías los agrupan llamándolos fracciones. Este es el nombre que se le da a los componentes que ebullicen entre dos temperaturas, llamados puntos de corte.

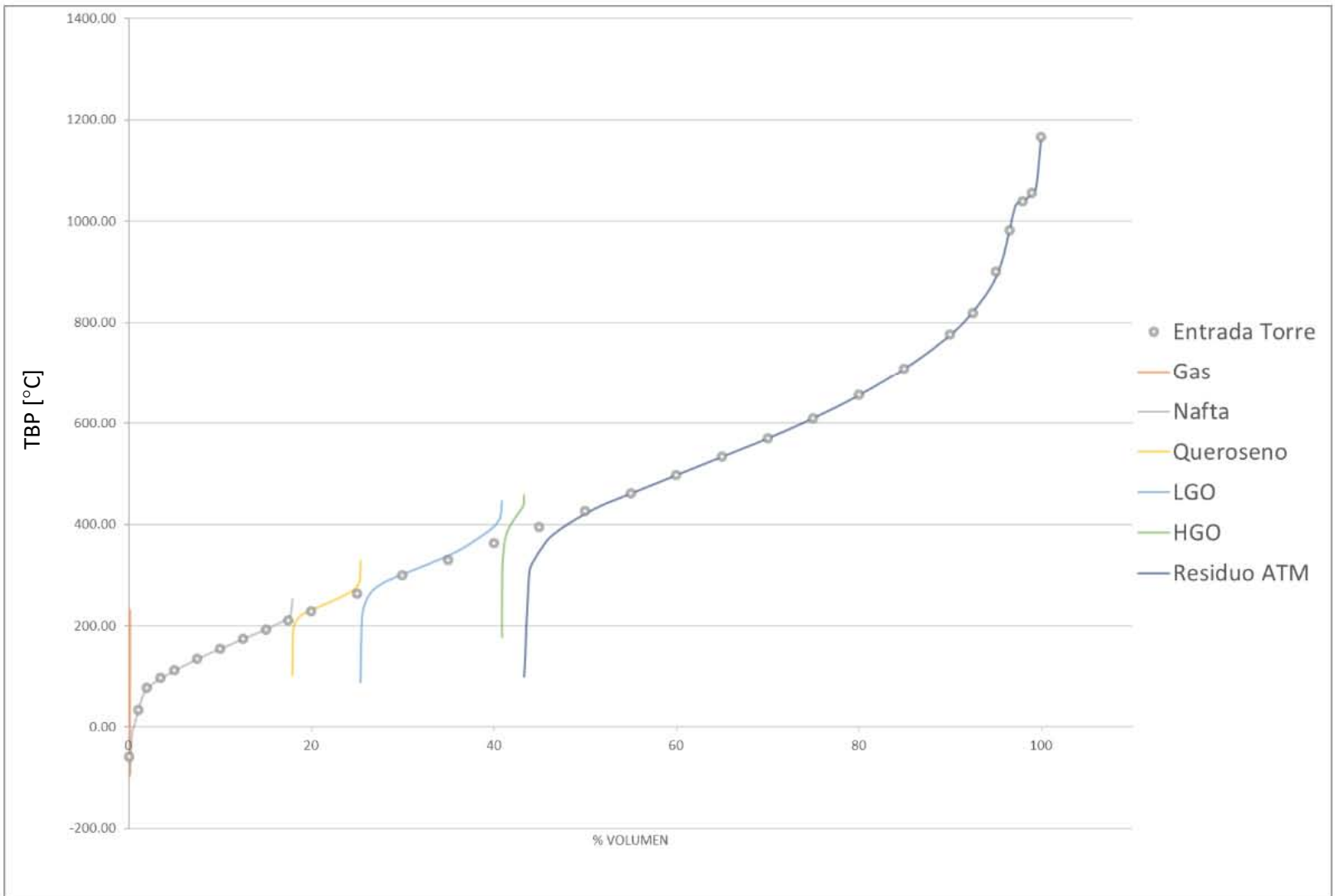


Figura 80. Análisis puntos de corte iniciales y finales de productos de la Torre Atmosférica

4.2 RESULTADOS TORRE DE VACÍO

En la **Tabla 36** se muestran los resultados de las curvas TBP (°C) dadas por el análisis *Petroleum Assays* tal como se describe en la sección anterior, esto para para cada una de las corrientes asociadas a la torre de vacío que incluyen la alimentación a la torre (corriente "Entrada Torre Vacío") y los productos: Domo Vacío, LVGO, HVGO, Residuo Vacío.

Tabla 36. Curvas TBP (°C) Torre Vacío

	Entrada Torre Vacío	Domo Vacío	LVGO	HVGO	Residuo Vacío
<i>Cut Point</i> [%]	<i>TBP [°C]</i>				
0.00	99.38	-17.40	166.94	232.30	316.15
1.00	305.74	117.65	248.88	359.38	423.91
2.00	330.79	134.80	259.15	367.62	436.36
3.50	354.92	148.84	269.02	373.37	445.93
5.00	374.20	158.74	276.94	377.02	453.62
7.50	393.84	170.44	287.10	381.24	464.52
10.00	410.11	179.21	294.75	384.64	474.35
12.50	424.68	186.10	300.71	387.47	483.61
15.00	437.32	191.87	305.76	389.99	492.66
17.50	447.73	196.82	310.15	392.23	501.52
20.00	457.91	201.20	314.10	394.35	510.33
25.00	478.38	208.75	320.98	398.36	527.64
30.00	499.02	215.33	326.89	402.34	544.71
35.00	519.63	221.19	332.19	406.32	561.92
40.00	539.99	226.44	337.05	410.24	579.93
45.00	560.35	231.20	341.59	414.10	599.03
50.00	581.81	235.53	345.90	417.96	619.18
55.00	604.76	239.66	350.12	421.89	640.78
60.00	629.35	243.77	354.46	425.91	663.99
65.00	656.16	247.96	358.81	430.04	689.06
70.00	685.43	252.39	363.06	434.30	716.56
75.00	718.02	257.25	367.27	438.79	747.33
80.00	755.34	262.68	371.50	443.53	782.82
85.00	800.10	269.26	375.82	448.97	825.52
90.00	865.74	278.71	380.77	456.26	912.96
92.50	924.84	285.81	383.91	461.23	973.72
95.00	1029.96	295.45	387.83	467.82	1034.52
96.50	1039.21	303.49	391.02	473.63	1043.53
98.00	1052.09	314.34	395.38	482.41	1056.08
99.00	1066.84	327.22	400.51	493.59	1070.45
100.00	1169.55	395.05	446.02	587.39	1170.51

El gráfico siguiente, muestra los resultados de las curvas TBP respecto a su porcentaje en volumen de destilado tanto para la alimentación de la torre de vacío como para sus productos. Estos datos están dados en la tabla anterior (**Tabla 36**). Comparando la **Figura 81** con la **Figura 77**, se aprecia que a las curvas de porcentaje en volumen destilado de la primera corresponden TBP ($^{\circ}\text{C}$) más elevadas; esto es lo esperado debido a que los productos de la torre de vacío son más pesados pues la alimentación de dicha torre se trata del residuo atmosférico, es decir, el producto más pesado de la torre atmosférica. Por lo tanto, las curvas poseen una temperatura real de ebullición más elevada respecto a las de la torre de destilación atmosférica. También se puede observar que conforme el volumen de destilado se incrementa, las temperaturas de ebullición verdaderas también aumentan siguiendo el mismo comportamiento que la **Figura 77**. Es de esperarse que los productos más volátiles de la torre de vacío presenten temperaturas de ebullición verdaderas menores respecto a aquellos productos menos volátiles o más pesados. Es por esto por lo que en el gráfico anterior la curva más baja corresponde al domo de vacío que se obtiene de la etapa superior de la torre; posteriormente se encuentra el producto gasóleo ligero de vacío, el gasóleo pesado de vacío y finalmente el residuo de vacío. La curva correspondiente a la corriente de alimentación se aprecia aproximadamente al medio de estas curvas.

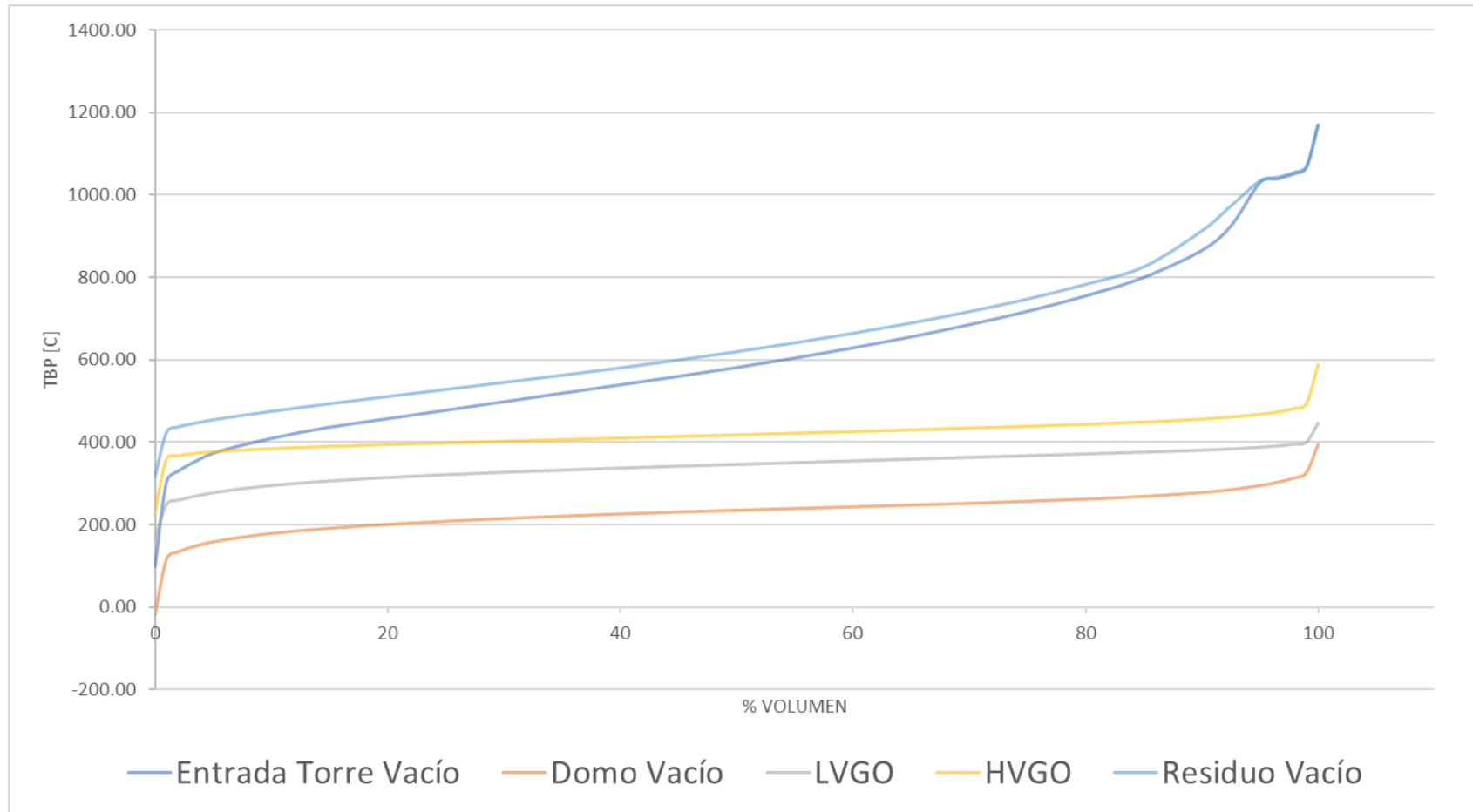


Figura 81. Volumen [%] VS TBP [°C] de la Torre de Vacío

La **Tabla 37** presenta la composición de la alimentación a la torre de vacío y el flujo molar de cada uno de sus productos. Al igual que en la **Tabla 33**, se espera que para aquellos productos más volátiles no exista la presencia de componentes hipotéticos con un alto punto de ebullición (observe la corriente *Domo Vacío*), mientras que para los productos más pesados se espera tener ausencia de hidrocarburos ligeros y componentes hipotéticos con bajo punto de ebullición (observe la corriente *Residuo Vacío*).

Tabla 37. Flujo molar por componente (kgmol/hr) en Torre Atmosférica

	<i>Entrada Torre Vacío</i>	<i>Domo Vacío</i>	<i>LVGO</i>	<i>HVGO</i>	<i>Residuo Vacío</i>
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0006	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000
cis2-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
tr2-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

i-Pentane	0.0013	0.0013	0.0000	0.0000	0.0000
1-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2M-1-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0010	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000
3M-1-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2M-2-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2M-13-C4=	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
tr2-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
cis2-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Cyclopentane	0.0003	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
Cyclopentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22-Mpropane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33M-1-butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	5.3687	105.2327	0.0010	0.0012	0.0499
36-40C*	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
40-50C*	0.0004	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
50-60C*	0.0008	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000
60-70C*	0.0025	0.0025	0.0000	0.0000	0.0000
70-80C*	0.0046	0.0046	0.0000	0.0000	0.0000
80-90C*	0.0099	0.0099	0.0000	0.0000	0.0000
90-100C*	0.0161	0.0161	0.0000	0.0000	0.0000
100-110C*	0.0218	0.0218	0.0000	0.0000	0.0000
110-120C*	0.0302	0.0302	0.0000	0.0000	0.0000
120-130C*	0.0418	0.0418	0.0000	0.0000	0.0000
130-140C*	0.0569	0.0568	0.0001	0.0000	0.0000
140-150C*	0.0769	0.0767	0.0002	0.0000	0.0000
150-160C*	0.1038	0.1033	0.0005	0.0000	0.0000
160-170C*	0.1349	0.1339	0.0010	0.0001	0.0000
170-180C*	0.1751	0.1728	0.0022	0.0001	0.0000

180-190C*	0.2298	0.2245	0.0052	0.0001	0.0000
190-200C*	0.2997	0.2874	0.0120	0.0002	0.0000
200-210C*	0.3859	0.3578	0.0278	0.0003	0.0000
210-220C*	0.4784	0.4166	0.0614	0.0005	0.0000
220-230C*	0.6301	0.4869	0.1424	0.0008	0.0000
230-240C*	0.8931	0.5660	0.3257	0.0013	0.0001
240-250C*	1.2036	0.5618	0.6395	0.0022	0.0002
250-260C*	1.5432	0.4724	1.0670	0.0035	0.0003
260-270C*	1.9694	0.3595	1.6037	0.0056	0.0005
270-280C*	2.2459	0.2204	2.0167	0.0080	0.0008
280-290C*	2.6235	0.1298	2.4808	0.0117	0.0012
290-300C*	3.5016	0.0869	3.3926	0.0199	0.0022
300-310C*	4.6720	0.0589	4.5738	0.0350	0.0044
310-320C*	5.9593	0.0382	5.8524	0.0604	0.0083
320-330C*	7.3896	0.0243	7.2431	0.1070	0.0152
330-340C*	8.6734	0.0147	8.4352	0.1971	0.0264
340-350C*	9.6772	0.0083	9.2288	0.3966	0.0436
350-360C*	9.7280	0.0042	8.8200	0.8375	0.0664
360-370C*	11.0797	0.0022	8.7659	2.1911	0.1205
370-380C*	14.2055	0.0010	7.9608	5.9717	0.2721
380-390C*	16.9418	0.0003	4.7238	11.6056	0.6121
390-400C*	19.7913	0.0001	1.9366	16.5478	1.3068
400-410C*	19.3609	0.0000	0.5341	16.6236	2.2031
410-420C*	20.5822	0.0000	0.1406	16.5823	3.8593
420-430C*	21.9859	0.0000	0.0334	15.4817	6.4708
430-440C*	24.5649	0.0000	0.0074	13.9388	10.6188
440-450C*	28.0393	0.0000	0.0015	11.3359	16.7020
450-460C*	26.7191	0.0000	0.0003	7.0170	19.7019
460-480C*	52.8513	0.0000	0.0000	6.4738	46.3776

480-500C*	49.5223	0.0000	0.0000	1.8431	47.6792
500-520C*	47.0776	0.0000	0.0000	0.4814	46.5962
520-540C*	45.2981	0.0000	0.0000	0.1196	45.1785
540-560C*	43.1156	0.0000	0.0000	0.0279	43.0877
560-580C*	44.2939	0.0000	0.0000	0.0065	44.2874
580-600C*	42.2764	0.0000	0.0000	0.0015	42.2750
600-625C*	47.5353	0.0000	0.0000	0.0003	47.5350
625-650C*	42.0643	0.0000	0.0000	0.0000	42.0642
650-675C*	36.4420	0.0000	0.0000	0.0000	36.4420
675-700C*	31.1002	0.0000	0.0000	0.0000	31.1002
700-725C*	26.0962	0.0000	0.0000	0.0000	26.0962
725-750C*	21.6010	0.0000	0.0000	0.0000	21.6010
750-775C*	17.7528	0.0000	0.0000	0.0000	17.7528
775-800C*	14.4926	0.0000	0.0000	0.0000	14.4926
800-825C*	11.7561	0.0000	0.0000	0.0000	11.7561
825-850C*	9.4781	0.0000	0.0000	0.0000	9.4781
850+C*	34.6928	0.0000	0.0000	0.0000	34.6928
<i>Flujo molar Total (kgmol/hr)</i>	888.9	110.2	80.0	127.9	670.6

La **Figura 82** es la representación gráfica de la composición para la corriente de alimentación y los productos de la torre de vacío. Se observa que mientras la corriente de alimentación contiene todo el espectro de componentes, el resto de los productos se sitúan bajo la campana dada por esta corriente (línea verde punteada). Al tratarse de la torre de vacío se espera que ya no haya componentes livianos por lo que en esta zona no se aprecian campanas sino una línea recta muy próxima a cero con excepción del agua. Conforme avanzan los productos en la extracción de la torre, se aprecia que cada campana se va desplazando hacia los productos más pesados o de mayor punto de ebullición, siendo el residuo de vacío el que contiene los hidrocarburos y componentes hipotéticos más pesados.

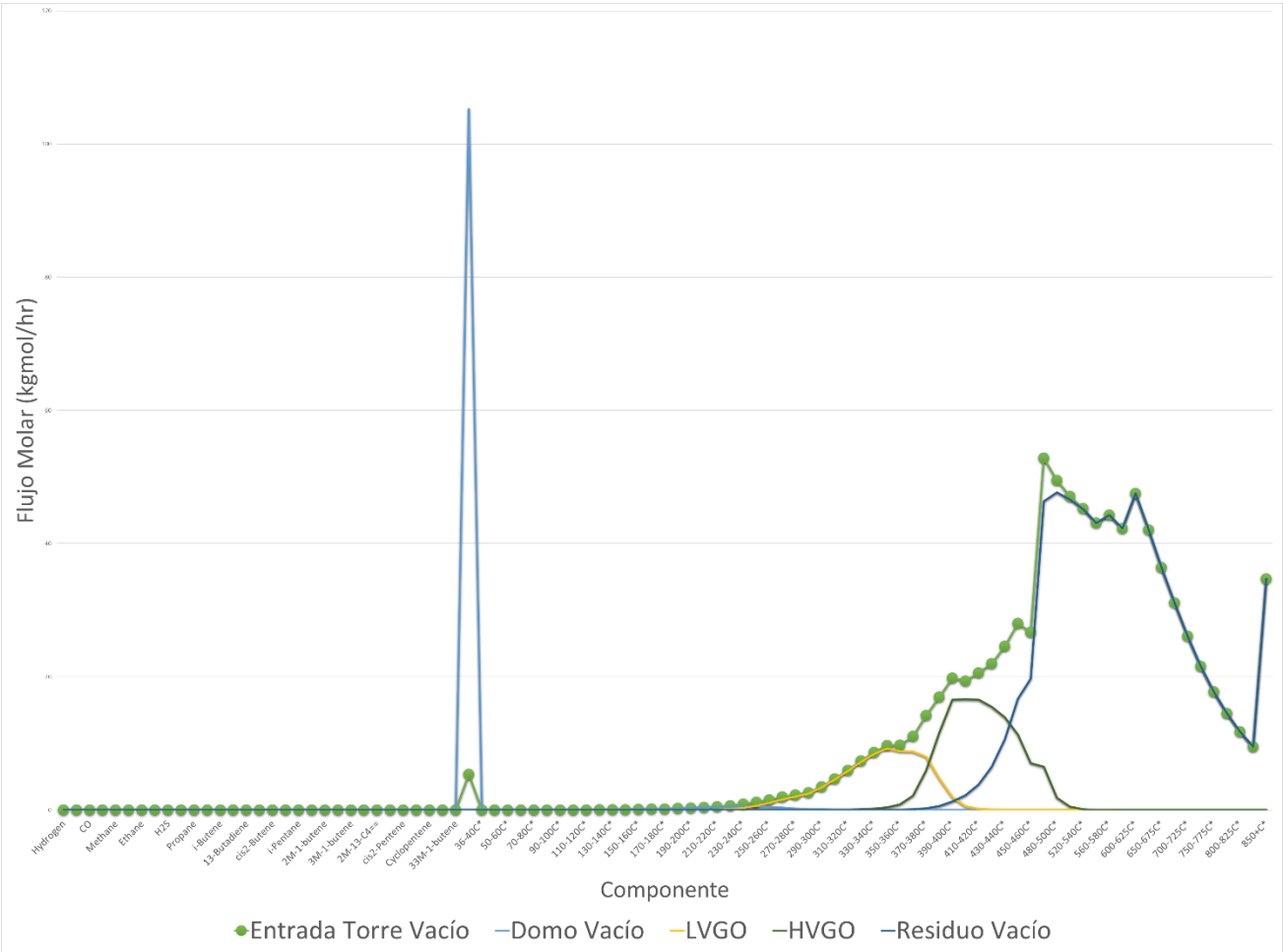


Figura 82. Componente VS Flujo Molar por componente (kgmol/hr) en Torre de Vacío

Para observar cómo se distribuyen los productos de la torre de vacío tomando como referencia la alimentación a la misma, se obtienen los siguientes resultados de los flujos volumétricos por producto, así como su relación respecto al flujo volumétrico total. Es decir, el flujo volumétrico alimentado a la torre. Dichos resultados se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 38. Flujos Volumétricos Torre Vacío (m³/h)

Corriente	Flujo Volumétrico (m³/h)	<i>Flujo Volumétrico</i> <i>Flujo Volumétrico Total</i>
Entrada Torre Vacío	476.9440	-
Domo Vacío	2.9980	0.0063
LVGO	25.0011	0.0522
HVGO	50.0124	0.1045
Residuo Vacío	400.7360	0.8371
Flujo Volumétrico Total (m³/h)	478.7475	1

De manera similar, se puede hacer esta misma relación respecto a los puntos de corte (volumen destilado) de 0-100% para cada producto obtenido de la torre de vacío. Estos resultados se muestran en la **Tabla 39**.

Tabla 39. Puntos de corte iniciales y finales por producto de la Torre de Vacío

<i>Cut Point</i> [%]	Entrada Torre Vacío	Domo Vacío	LVGO	HVGO	Residuo Vacío
	[°C]				
0.0	99.38	0.00	0.63	5.85	16.30
1.0	305.74	0.01	0.68	5.95	17.13
2.0	330.79	0.01	0.73	6.06	17.97
3.5	354.92	0.02	0.81	6.21	19.22
5.0	374.20	0.03	0.89	6.37	20.48
7.5	393.84	0.05	1.02	6.63	22.57
10.0	410.11	0.06	1.15	6.89	24.67
12.5	424.68	0.08	1.28	7.15	26.76
15.0	437.32	0.09	1.41	7.42	28.85

17.5	447.73	0.11	1.54	7.68	30.94
20.0	457.91	0.13	1.67	7.94	33.04
25.0	478.38	0.16	1.93	8.46	37.22
30.0	499.02	0.19	2.19	8.98	41.41
35.0	519.63	0.22	2.45	9.50	45.59
40.0	539.99	0.25	2.72	10.03	49.78
45.0	560.35	0.28	2.98	10.55	53.96
50.0	581.81	0.31	3.24	11.07	58.15
55.0	604.76	0.34	3.50	11.59	62.33
60.0	629.35	0.38	3.76	12.12	66.52
65.0	656.16	0.41	4.02	12.64	70.70
70.0	685.43	0.44	4.28	13.16	74.89
75.0	718.02	0.47	4.54	13.68	79.07
80.0	755.34	0.50	4.80	14.21	83.26
85.0	800.10	0.53	5.07	14.73	87.44
90.0	865.74	0.56	5.33	15.25	91.63
92.5	924.84	0.58	5.46	15.51	93.72
95.0	1029.96	0.59	5.59	15.77	95.81
96.5	1039.21	0.60	5.67	15.93	97.07
98.0	1052.09	0.61	5.74	16.09	98.33
99.0	1066.84	0.62	5.80	16.19	99.16
100.0	1169.55	0.63	5.85	16.29	100.00

En el siguiente gráfico se pueden apreciar los resultados tabla anterior (**Tabla 39**) mostrando el rendimiento en porcentaje volumen de la mezcla (de 0-100%) con su correspondiente punto de ebullición verdadero (TBP) en grados Celsius. Los productos se encuentran ubicados sobre la línea correspondiente a la alimentación de la torre de vacío. Se puede observar en qué proporción se encuentra cada uno de los productos, cortes o fracciones de la torre respecto a la alimentación. Para la torre de vacío se aprecia que el producto que se encuentra en mayor proporción es el residuo de vacío de manera similar a la torre atmosférica.

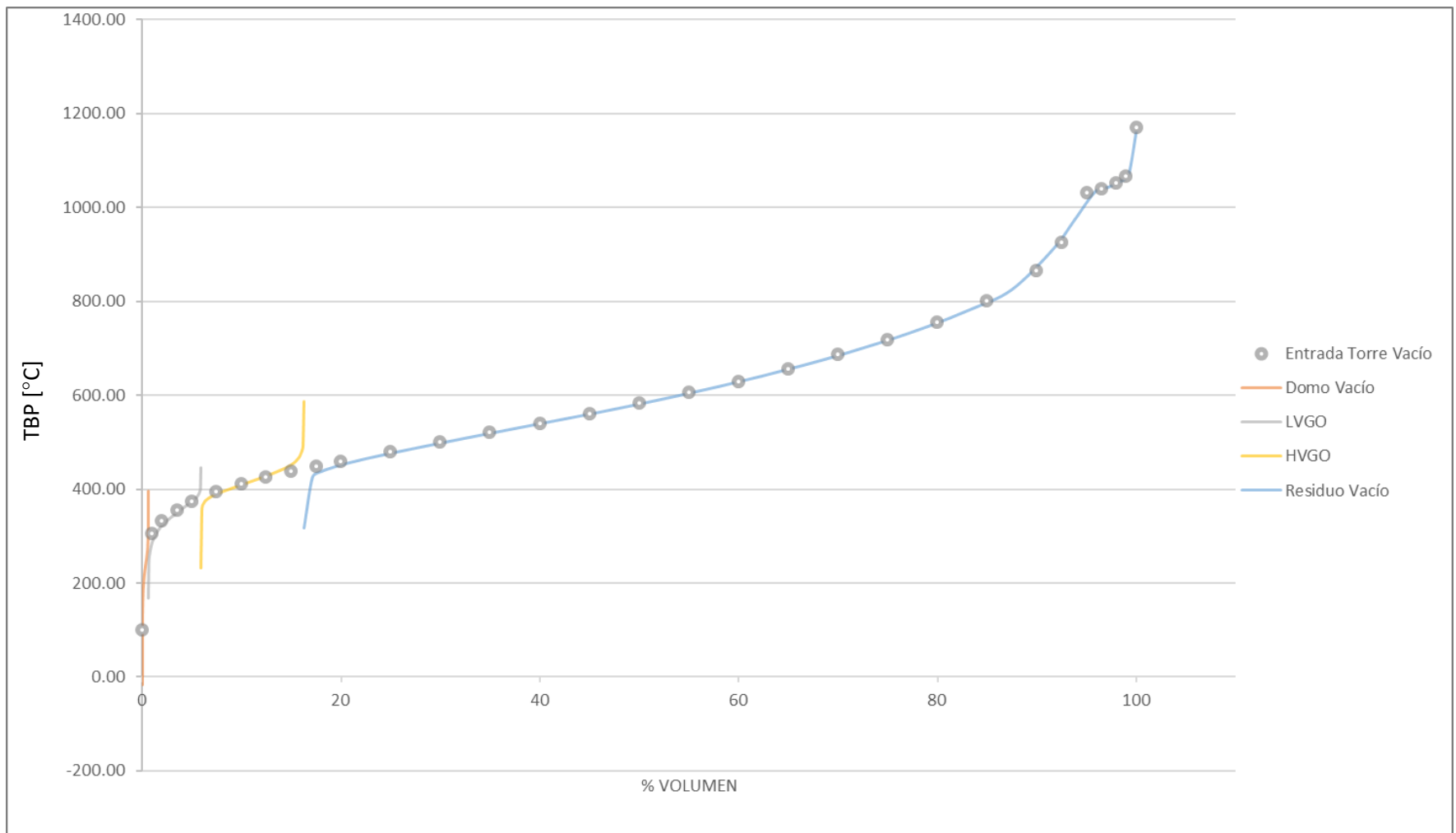


Figura 83. Análisis puntos de corte iniciales y finales de productos de la Torre de Vacío

Los residuos de las torres atmosférica y de vacío pueden enviarse a un proceso posterior llamado viscorreducción que consiste en un tratamiento de craqueo térmico no catalítico que convierte estos residuos en gas, nafta y destilados. El craqueo térmico reduce la viscosidad al disminuir la cantidad de componentes pesados de la mezcla y promueve la conversión a productos más ligeros procesables en otras unidades de la refinería como el FCC (craqueo catalítico fluidizado) y el hidrocraqueo (hidrogenación catalítica).

4.3 ESTUDIO DE CASOS EN ASPEN HYSYS

Diversos estudios se pueden llevar a cabo dentro de *Aspen HYSYS*. Una herramienta útil es *Case Studies* que se puede encontrar dentro de la pestaña *Home*. Con esta herramienta podemos realizar estudios sobre cómo afectarán distintas condiciones de operación los resultados de otras variables importantes en nuestro proceso. Para esto tenemos dos tipos de variables: dependientes e independientes. Las variables dependientes son aquellas que el programa estima, mientras que las variables independientes son aquellas que hemos ingresado al programa y que podemos variar para ver cómo afectan a las variables dependientes.

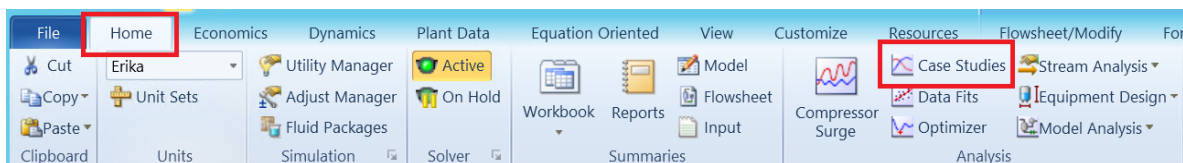


Figura 84. Case Studies

Al generar un estudio de casos, lo primero a definir son dichas variables dentro de la pestaña *Variable Selection*.

A continuación, se efectúa un primer análisis dentro de la torre atmosférica definiendo como variable independiente la temperatura de la corriente de alimentación a la torre que se definió en "Entrada Torre". Mientras que las variables dependientes serán el Reflujo de dicha torre y

el flujo molar neto del líquido en la etapa 4 de la torre. Esta etapa se selecciona para el análisis debido a que es la etapa que se encuentra por encima del plato de alimentación. Zona a la que se le conoce como *overflow*. Es importante que dentro de esta etapa se mantenga un flujo mínimo de modo que la columna no se seque y se pueda seguir propiciando la vaporización del líquido a lo largo de la columna.

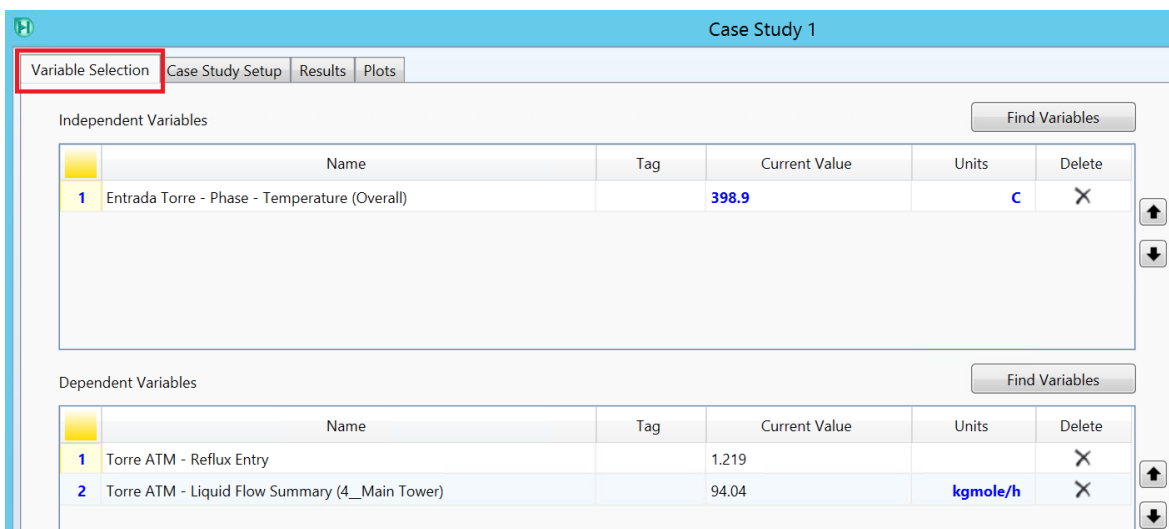


Figura 85. Selección de variables en *Case Study*

Después de ingresar las variables de interés, es importante definir los intervalos de condiciones que se desea estudiar. Dentro de la pestaña *Case Study Setup* se define un intervalo de temperatura a la entrada de la torre atmosférica de 382.2°C a 404.4°C, en donde el programa hará un estimado nuevo cada 2°C por lo que se esperan obtener 12 estimados nuevos. Una vez que se ha completado esta información, se puede presionar el botón *Run* para comenzar los cálculos nuevos.

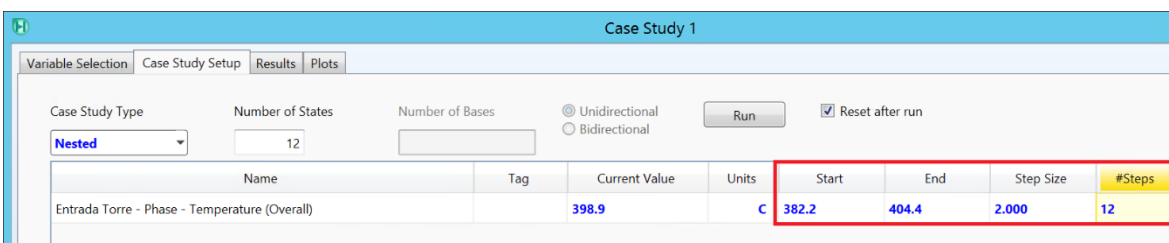


Figura 86. Definición de valores de temperatura

Al correr al análisis podemos ubicarnos en la pestaña de resultados para monitorear el progreso del programa.

Failed Cases: 0 Show: **All** Transpose results

State	Entrada Torre - Phase - Temperature (Overall) [C]	Torre ATM - Reflux Entry	Torre ATM - Liquid Flow Summary (4_Main Tower) [kgmole/h]
Case 1	382.2	0.8798	2.511
Case 2	384.2	0.9178	11.55
Case 3	386.2	0.9566	21.24
Case 4	388.2	0.9961	31.50
Case 5	390.2	1.036	42.24
Case 6	392.2	1.077	53.35
Case 7	394.2	1.119	65.01
Case 8	396.2	1.161	77.15
Case 9	398.2	1.204	89.69
Case 10	400.2	1.248	102.8
Case 11	402.2	1.292	116.2
Case 12	404.2	1.338	130.1

Figura 87. Resultados de Case Study

La temperatura actual de la torre atmosférica es de 398.9°C, con una relación de reflujo de 1.219 y un flujo molar en la etapa 4 de 94.04 kgmol/hr. Parte del objetivo de este análisis es estimar una temperatura menor tal que evite que la torre se seque. Una temperatura menor significa un menor consumo energético en el proceso, por lo tanto, el costo de operación del proceso disminuye.

Además de ver los resultados finales en forma tabular, la pestaña *Plots* da la opción de desplegar los resultados en forma gráfica. Se puede

observar en el siguiente gráfico que una mayor temperatura nos da una relación de reflujo mayor.

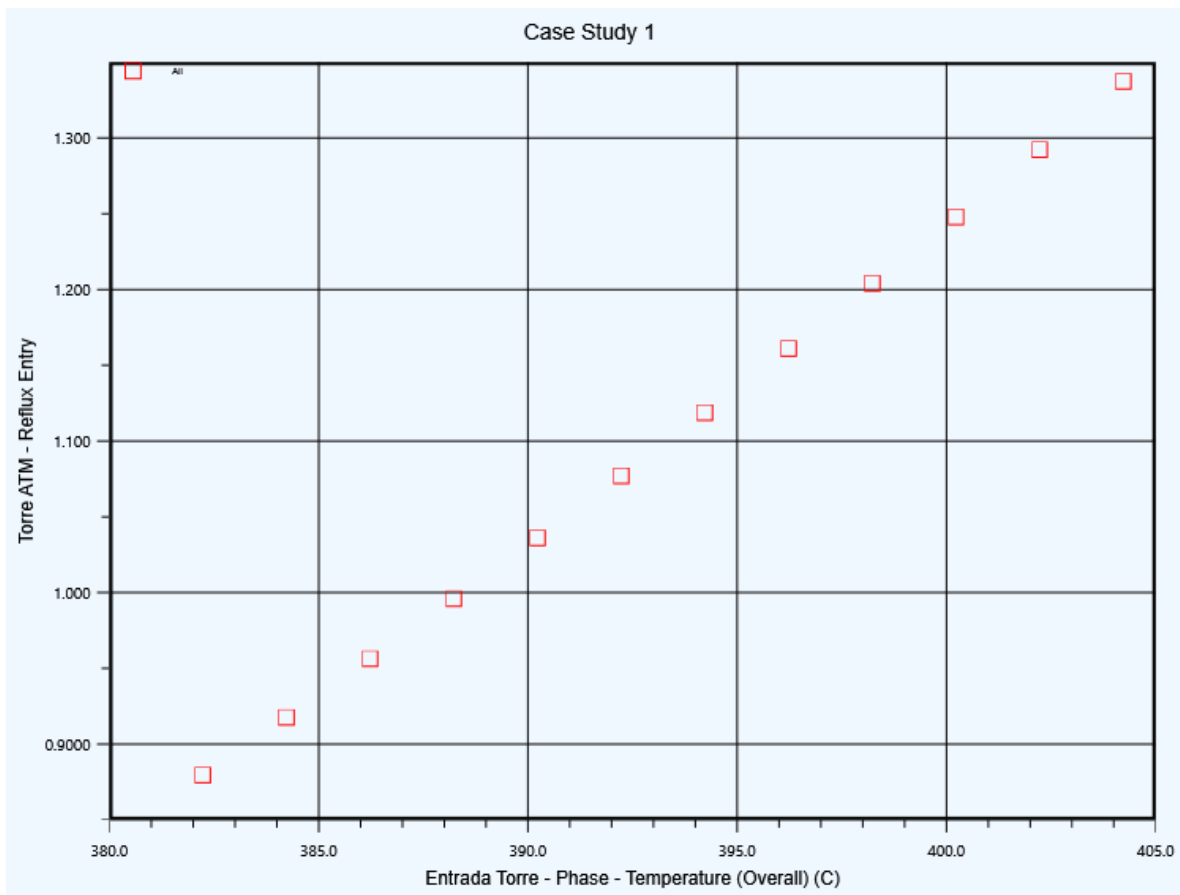


Figura 88. Gráfico Temperatura VS Reflujo Torre ATM

A su vez una mayor temperatura en la entrada de la torre supone una mayor cantidad de flujo en la etapa 4 de la torre.

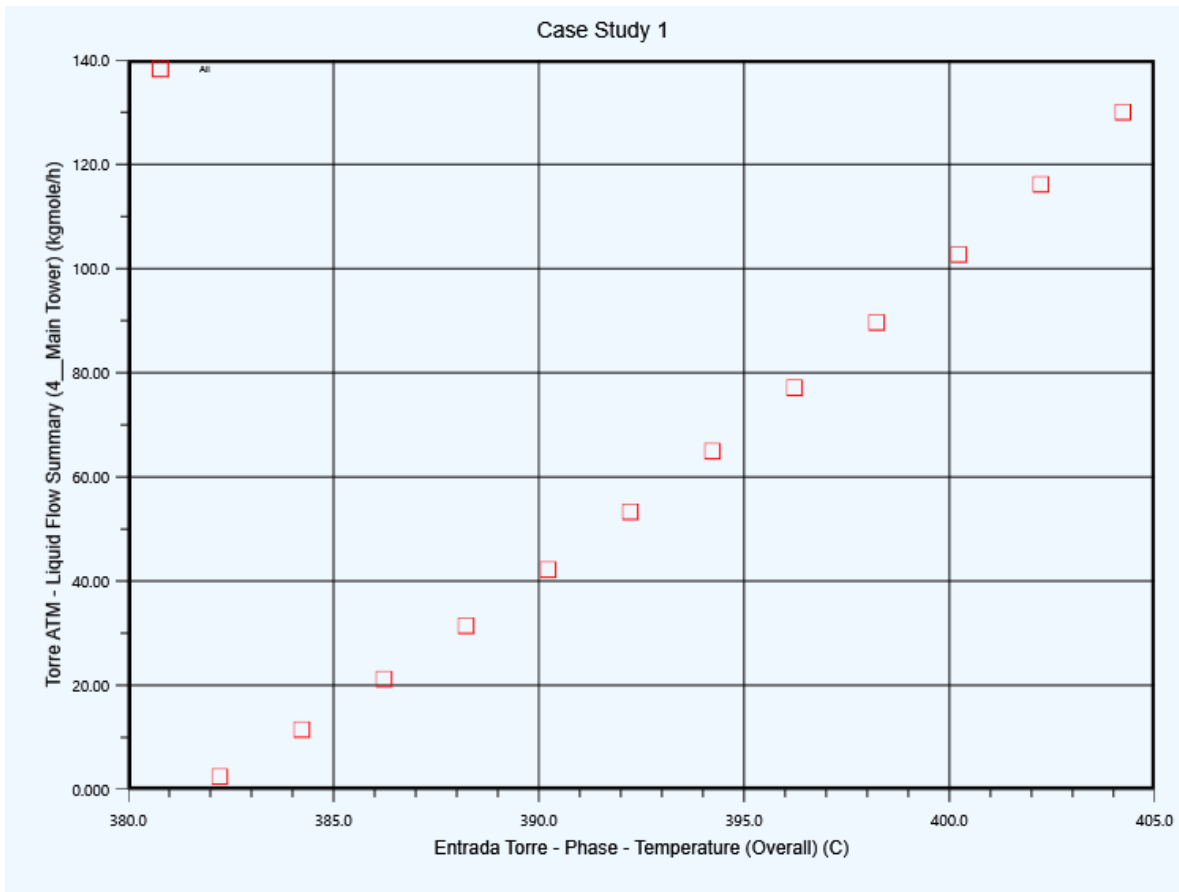


Figura 89. Temperatura VS Flujo molar en etapa 4 de Torre ATM

Podemos considerar en este estudio que la temperatura 382.2°C sería la menor temperatura de alimentación a la torre pues esto proporciona como resultado un flujo de 2.5 kgmol/hr en la etapa 4. Una cantidad muy baja que pone en riesgo la operación de la torre pues implica que está próxima a secarse. Necesitamos definir una temperatura de operación segura que permita una operación segura en la torre. Una opción a considerar podría ser una temperatura alrededor de 390.2°C que garantiza un mayor flujo en la etapa 4 como se muestra en la **Figura 87** y una reducción en el consumo energético que es el principal objetivo de este análisis.

Si llegara a haber otras variables de interés que se vean afectadas por esta temperatura, fácilmente se pueden crear otros estudios de casos con la herramienta *Case Studies* para un análisis detallado.

4.4 ANÁLISIS DE PROPIEDADES DE LOS PRODUCTOS DE LA TORRE ATMOSFÉRICA Y DE LA TORRE DE VACÍO

En la **Tabla 40** se muestran propiedades importantes obtenidas de la simulación para la alimentación y los productos de la torre atmosférica.

En la **Tabla 41** se muestran propiedades importantes obtenidas de la simulación para la alimentación y los productos de la torre de vacío.

En cuanto a la densidad API o grados API, se puede observar que la entrada a la torre correspondiente al crudo Maya tiene un valor de 19 que indica se trata de un crudo pesado (valores entre 21.9 y 10 °API corresponden a crudos pesados), indicando una alta concentración de hidrocarburos de alto peso molecular y difícil transporte. Se espera que después del proceso de destilación en la torre atmosférica, los cortes tengan diferentes valores de °API correspondientes a productos más ligeros. Por ejemplo, para el queroseno correspondiente a la clasificación de un crudo ligero o liviano se espera un valor de °API mayor a 31.1; como resultado de la simulación se observa un valor de 38.3 °API. Este valor nos ayuda a la clasificación de los productos según la densidad (viscosidad y fluidez) del crudo en comparación con el agua. El valor más bajo correspondiente al residuo, indica que es extrapesado y difícil de transportar, se espera obtener de este otro tipo de derivados de mayor densidad API. En la siguiente etapa, la columna de destilación de vacío permite esto, como se observa en la **Tabla 41** los productos principales de la torre van de 19.9-27 °API.

El factor K o factor de Watson K indica un alto contenido parafínico si se trata de valores mayores a 12, y un alto contenido aromático si los valores del factor K son menores a 12. Los únicos productos con un valor mayor a 12 para ambas torres son el Gas y la Nafta de la torre de destilación atmosférica.

Como se ha mencionado en secciones anteriores, para que se produzca la separación o fraccionamiento de los cortes se debe alcanzar el equilibrio entre las fases líquido-vapor, ya que de esta manera los componentes más livianos o de menor peso molecular se concentran en la fase vapor y por el contrario los de mayor peso molecular predominan en la fase líquida. De esta manera en la **Tabla 40** se aprecia que el menor peso molecular corresponde al gas y conforme se van extrayendo los productos de la columna, hay un incremento de peso molecular pues estos se van haciendo más pesados. De manera que el residuo tanto atmosférico como de residuo que se observa en la **Tabla 41** son los de mayor peso molecular.

Tabla 40. Propiedades de alimentación y productos de Torre ATM

	Entrada Torre	Gas	Nafta	Queroseno	LGO	HGO	Residuo ATM
°API	19.0	83.2	56.3	38.3	29.1	22.9	5.9
K Watson	11.2	12.6	12.0	11.7	11.6	11.6	11.2
Peso Molecular	303.3	54.6	119.0	191.7	260.5	337.4	552.2
TBP Inicial (°C)	-59.2	-98.8	-92.5	101.9	89.6	177.9	99.4
TBP Final (°C)	1166.3	231.2	252.1	327.4	445.3	456.7	1169.5

Tabla 41. Propiedades de alimentación y productos de Torre Vacío

	Entrada Torre Vacío	Domo Vacío	LVGO	HVGO	Residuo Vacío
°API	5.9	19.9	27.2	21.0	3.0
K Watson	11.2	9.6	11.6	11.6	11.2
Peso Molecular	552.2	25.4	278.2	362.4	628.1
TBP Inicial (°C)	99.4	-17.4	166.9	232.3	316.2
TBP Final (°C)	1169.5	395.1	446.0	587.4	1170.5

CONCLUSIONES

El objetivo fundamental de esta tesis es describir una metodología para simular en Aspen HYSYS V10.0 una planta combinada con un tren de precalentamiento simplificado para procesar crudo Maya. Además de la descripción del procedimiento para llevar a cabo el modelo con la ayuda de la herramienta dentro de HYSYS conocida como *Aspen Petroleum Assays* para la caracterización del crudo, se han descrito los componentes clave y los métodos sugeridos para este tipo de modelos. Dando fundamentos suficientes a cualquier estudiante o ingeniero que pretenda comenzar un a trabajar en un modelo de simulación dentro de *Aspen HYSYS* que es hoy en día uno de los simuladores más empleados en la industria química.

La simulación de procesos es ampliamente utilizada para el diseño, desarrollo, análisis y optimización de procesos por lo que conocimiento de las técnicas de simulación y del uso de los simuladores mismos es de suma importancia.

Además del aprendizaje respecto al modelado de cualquier proceso, la correcta interpretación de resultados dados por la simulación debe ser vital para que el modelo desarrollado pueda ser validado y empleado con la certidumbre de que los resultados son confiables. Si los resultados dados por el modelo no son los esperados, es necesario revisar que los datos ingresados al simulador sean congruentes y que los métodos empleados sean apropiados para el proceso en cuestión. Es responsabilidad del ingeniero verificar esta información en todo momento.

En la sección de resultados se ha hecho un análisis extenso del tipo de resultados que se pueden obtener de estos modelos de simulación tales como temperaturas de corte, distribución de productos y propiedades de los cortes obtenidos de cada una de las torres modeladas. Se ha detallado

cuáles son los resultados esperados respecto a los conocimientos previos que tenemos de dicho proceso y se ha verificado que el simulador nos está proporcionando datos confiables.

También se ha explicado el uso de la herramienta *Case Studies* para elaborar casos rudimentarios de optimización que permiten llevar análisis respecto a las condiciones que permiten cierto ahorro energético manteniendo la producción esperada de cada uno de los cortes.

Los usos del simulador son diversos. En esta tesis se ha abordado la parte correspondiente a la separación física por destilación del crudo. Para el tratamiento posterior de los residuos y otros cortes se pueden emplear procesos de reacción como son la reformación catalítica, hidrodesulfuración, viscorreducción, craqueo catalítico, etc. Es importante reconocer, que este tipo de modelos de mayor complejidad, también se pueden modelar por medio de reactores rigurosos que se encuentran disponibles dentro de *Aspen HYSYS* con la herramienta *Aspen HYSYS Petroleum Refining*.

Se invita al lector continuar explorando los usos del simulador y de su correcta interpretación de resultados.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Gary, J.H.; Handwerk, G.E. *Refino de Petróleo*. Barcelona: Editorial Reverté, S.A., 2003.
- [2] Lluch, José. *Tecnología y margen de refino del petróleo*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, S.A. 2008.
- [3] Wauquier, J.P. *El Refino del Petróleo: Petróleo Crudo, Productos Petrolíferos, Esquemas de Fabricación*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos. 2004.
- [4] Kister, Henry. *Distillation Design*. USA: Editorial Mc Graw Hill. 1992.
- [5] Ancheyta, Jorge. *Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining*. Wiley. 2011.
- [6] Inges Aerospace Mechanical Engineering. (2010). El petróleo: Tipos de Hidrocarburos. Descargado de: <http://ingesaerospace-mechanicalengineering.blogspot.com/2010/06/el-petrolito-tipos-de-hidrocarburos.html>
- [7] Carlson, Eric C. (1996). Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. *Chemical Engineering Progress*, 92 (10), 35-46.
- [8] Instituto Mexicano del Petróleo. Manual de Diseño de Proceso, Vol. II. Plantas de Destilación Combinada. División de Proceso. 1978
- [9] Overview of Crude Units. Descargado Diciembre 2018 de: <https://www.ou.edu/class/che-design/che5480-07/Petroleum%20Fractionation-Overview.pdf>
- [10] En gerencia. (2016). Destilación Atmosférica y de Vacío. Descargado de: <http://engerencia.com.ve/destilacion-atmosferica-y-al-vacio/>
- [11] Perry, Robert H. and Don Green. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6a Edición. McGraw-Hill, Inc. New York. 1984.

[12] Watkins R. N. *Petroleum Refinery Distillation*. 2a Edición. Gulf Publishing Company, Houston. 1979.

[13] Kister, Henry Z. *Distillation Troubleshooting*. Wiley-Interscience. Hoboken, New Jersey. 2006.

[14] Schlumberger Oilfield Glossary. (2019). Análisis SARA. Descargado de: https://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/s/sara_analysis.aspx

ANEXOS

ANEXO I: PROPIEDADES DE HIDROCARBUROS

Tabla 42. Hidrocarburos Parafínicos (C₁-C₃₀) [2]

	Fórmula	Peso Molecular	Punto de Ebullición °C	Densidad relativa 60/60°F	API	Octano Motor	Octano RON	K_{UOP}
Metano	CH ₄	16.04	-161.5	0.3	340			19.5
Etano	C ₂ H ₆	30.07	-88.6	0.3562	265.76			19.4
Propano	C ₃ H ₈	44.1	-42.1	0.507	147.6			14.7
n-Butano	C ₄ H ₁₀	58.1	-0.5	0.584	110.79	89.6	93.8	13.5
Isobutano	C ₄ H ₁₀	58.12	-11.8	0.5629	119.89	97.6	1.3	13.8
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	36.1	0.6311	92.7	62.6	61.7	13
Isopentano	C ₅ H ₁₂	72.15	27.8	0.6247	95.01	90.3	92.3	13.1
n-Hexano	C ₆ H ₁₄	86.18	68.7	0.6638	81.66	26	24.8	12.8
n-Heptano	C ₇ H ₁₆	100.2	98.4	0.6882	74.11	0	0	12.7
n-Octano	C ₈ H ₁₈	114.23	125.7	0.707	68.65			12.7
n-Nonano	C ₉ H ₂₀	128.26	150.8	0.7219	64.52			12.6
n-Decano	C ₁₀ H ₂₂	142.28	174.2	0.7342	61.22			12.6
n-Undecano	C ₁₁ H ₂₄	156.31	195.9	0.7445	58.56			12.7
n-Dodecano	C ₁₂ H ₂₆	170.34	216.3	0.7527	56.48			12.7
n-Tridecano	C ₁₃ H ₂₈	184.36	235.5	0.7617	54.26			12.7
n-Tetradecano	C ₁₄ H ₃₀	198.39	253.6	0.7633	53.87			12.9
n-Pentadecano	C ₁₅ H ₃₂	212.42	270.7	0.7722	51.75			12.9

n-Hexadecano	C ₁₆ H ₃₄	226.44	286.9	0.7772	50.56			12.9
n-Heptadecano	C ₁₇ H ₃₆	240.47	302	0.7797	49.99			13
n-Octadecano	C ₁₈ H ₃₈	254.5	316.3	0.782	49.45			13.1
n-nonadecano	C ₁₉ H ₄₀	268.53	335.6	0.7869	48.31			13.1
n-Eicosano	C ₂₀ H ₄₂	282.55	343.8	0.7924	47.1			13.1
n-Heneicosano	C ₂₁ H ₄₄	296.58	356.5	0.7954	46.41			13.1
n-Docosano	C ₂₂ H ₄₆	310.61	368.6	0.7981	45.79			13.2
n-Tricosano	C ₂₃ H ₄₈	324.63	380.2	0.8004	45.28			13.2
n-Tetracosano	C ₂₄ H ₅₀	338.66	391.3	0.8025	44.82			13.2
n-Pentacosano	C ₂₅ H ₅₂	352.69	401.9	0.8027	44.79			13.3
n-Hexacosano	C ₂₆ H ₅₄	366.71	412.2	0.8079	43.64			13.3
n-Heptacosano	C ₂₇ H ₅₆	380.74	422.2	0.8086	43.5			13.3
n-Octacosano	C ₂₈ H ₅₈	394.77	431.6	0.8101	43.17			13.4
n-Nonacosano	C ₂₉ H ₆₀	408.79	440.8	0.812	42.76			13.4
n-Triacontano	C ₃₀ H ₆₂	422.82	449.7	0.8132	42.5			3.4

Tabla 43. Hidrocarburos Nafténicos (C₅-C₂₀) [2]

	Fórmula	Peso Molecular	Punto de Ebullición °C	Densidad relativa 60/60°F	API	Octano Motor	Octano RON	K_{UOP}
Ciclopentano	C ₅ H ₁₀	70.13	46.26	0.7603	54.61	84.9	101.3	11
Metilciclopentano	C ₆ H ₁₂	84.16	71.81	0.754	56.17	80	91.3	11.3
Etilciclopentano	C ₇ H ₁₄	98.19	103.47	0.7712	51.98	61.2	67.2	11.4
n-Pentilciclopentano	C ₁₀ H ₂₀	140.27	180.5	0.7954	46.41			11.7
n-Hexilciclopentano	C ₁₁ H ₂₂	154.3	201.9	0.8006	45.24			11.9
n-Heptilciclopentano	C ₁₂ H ₂₄	168.32	223.9	0.8051	44.26			12
n-Octilciclopentano	C ₁₃ H ₂₆	182.35	243.5	0.8088	43.45			12.1
n-Nonilciclopentano	C ₁₄ H ₂₈	196.38	262	0.8121	42.73			12.2
Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	84.16	80.74	0.7835	49.1	77.2	83	11
Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	98.19	100.93	0.7748	51.13	71.1	74.8	11.3
Etilciclohexano	C ₈ H ₁₆	112.21	131.78	0.7921	47.14	40.8	45.6	11.4
n-Propilciclohexano	C ₉ H ₁₈	126.24	156.72	0.7981	45.79	14	17.8	11.5
n-Butilciclohexano	C ₁₀ H ₂₀	140.27	180.94	0.8034	44.64			11.6
n-Pentilciclihexano	C ₁₁ H ₂₂	154.3	201.67	0.8077	43.69			11.8
n-Hexilciclohexano	C ₁₂ H ₂₄	168.32	224.7	0.8115	42.86			11.9
n-Heptilciclohexano	C ₁₃ H ₂₆	182.35	244.9	0.8112	42.94			12
n-Octilciclohexano	C ₁₄ H ₂₈	196.38	263.6	0.8177	41.55			12.1
n-Nonilciclohexano	C ₁₅ H ₃₀	210.4	281.5	0.8202	41.02			12.2
n-Decilciclohexano	C ₁₆ H ₃₂	224.43	297.59	0.8223	40.57			12.3
n-Undecilciclohexano	C ₁₇ H ₃₄	238.46	313.2	0.8244	40.14			12.4
n-Dodecilciclohexano	C ₁₈ H ₃₆	252.48	327.9	0.8261	39.8			12.4
n-Tridecilciclohexano	C ₁₉ H ₃₈	266.51	341.9	0.8277	39.45			12.5
n-Tetradecilciclohexano	C ₂₀ H ₄₀	280.54	355	0.8291	39.18			12.6

Cicloheptano	C ₇ H ₁₄	98.19	118.79	0.8144	42.24			10.9
Ciclooctano	C ₈ H ₁₆	112.21	151.14	0.8405	36.86	40.2	38.8	10.9
Ciclononano	C ₉ H ₁₈	126.24	178.4	0.8545	34.1	58.2	71	10.9
Etilcicloheptano	C ₉ H ₁₈	126.24	163.33	0.7992	45.55			11.5

Tabla 44. Hidrocarburos Aromáticos (C₆-C₂₂) [2]

	Fórmula	Peso Molecular	Punto de Ebullición °C	Densidad relativa 60/60°F	API	Octano Motor	Octano RON	K_{UOP}
Benceno	C ₆ H ₆	78.11	80.10	0.8829	28.77	114.8		9.7
Tolueno	C ₇ H ₈	92.14	110.62	0.8743	30.34	103.5	120.0	10.1
Etilbenceno	C ₈ H ₁₀	106.17	136.18	0.8744	30.32	97.9	107.4	10.3
o-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.17	144.43	0.8849	28.40	100.0	102.0	10.3
m-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.17	139.12	0.8694	31.26	115.0	117.5	10.4
p-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.17	138.36	0.8666	31.78	109.6	116.4	10.4
n-Propilbenceno	C ₉ H ₁₂	120.19	159.24	0.8683	31.45	98.7	110.0	10.6
Isopropilbenceno	C ₉ H ₁₂	120.19	152.41	0.8685	31.43	99.3	113.1	10.5
o-Etiltolueno	C ₉ H ₁₂	120.19	165.18	0.8847	28.43	92.1	103.5	10.4
m-Etiltolueno	C ₉ H ₁₂	120.19	161.33	0.8685	31.43	100.0	112.1	10.6
p-Etiltolueno	C ₉ H ₁₂	120.19	162.02	0.8652	32.04	97.0		10.7
n-Butilbenceno	C ₁₀ H ₁₄	134.22	183.27	0.866	31.90	95.3	104.4	10.8
o-Dietilbenceno	C ₁₀ H ₁₄	134.22	183.42	0.8839	28.59			10.6
n-Hexilbenceno	C ₁₂ H ₁₈	162.27	226.10	0.8621	32.64			11.2
n-Heptilbenceno	C ₁₃ H ₂₀	176.3	246.10	0.8608	32.87			11.4
n-Octilbenceno	C ₁₄ H ₂₂	190.33	264.40	0.8602	32.99			11.5
n-Nonilbenceno	C ₁₅ H ₂₄	204.36	282.00	0.8599	33.06			11.6
n-Decilbenceno	C ₁₆ H ₂₆	218.38	297.89	0.8593	33.17			11.8
n-Undecilbenceno	C ₁₇ H ₂₈	232.41	313.20	0.8587	33.28			12.0
n-Dodecilbenceno	C ₁₈ H ₃₀	246.44	327.60	0.8553	33.94			12.0

n-Tridecilbenceno	C ₁₉ H ₃₂	260.46	341.30	0.8589	33.25			12.0
n-Tetradecilbenceno	C ₂₀ H ₃₄	274.49	354.00	0.8587	33.29			12.1
n-Pentadecilbenceno	C ₂₁ H ₃₆	288.52	366.00	0.8587	33.29			12.2
n-Hexadecilbenceno	C ₂₂ H ₃₈	302.54	378.00	0.8586	33.31			12.3



Crude: **Maya-2015**
Reference: **Eni S.p.A**

Cut Data	Crude	LE	LN	HN	KE	LG	HG	LV	HV	AR	VR1	VR2
Start (C)	IBP	15	80	175	230	340	370	510	370	510	550	
End (C)	FBP	15	80	175	230	340	370	510	550	FBP	FBP	FBP
NaphthalenesByWt (%)					--	--						
SmokePt (mm)					24.35	21.62						
FreezePoint (C)					-44.4	-2.56						
CloudPoint (C)					-14.3	10.06						
PourPoint (C)	48.056				-15.7	8.885	26.67					
CetaneIndex - ASTM- D4737					41.72	46.8	49.39					
AnilinePoint (C)						36.35	61.28	89.35	112.1	139.8	148.4	
WaxContent (%)	2.6571				0.13	1.475	4.203	5.296	5.479	3.724	2.976	2.596
ConradsonCarbonByWt (%)	12.731							0.611	5.027	20.82	30.44	34.3
AsphalteneByWt (%)	9.5458							3.302	4.392	14.87	20.38	22.8
NickelByWt (%)	0.0068							1E-04	0.001	0.009	0.014	0.015
VanadiumByWt (%)	0.036							7E-04	0.006	0.049	0.072	0.082

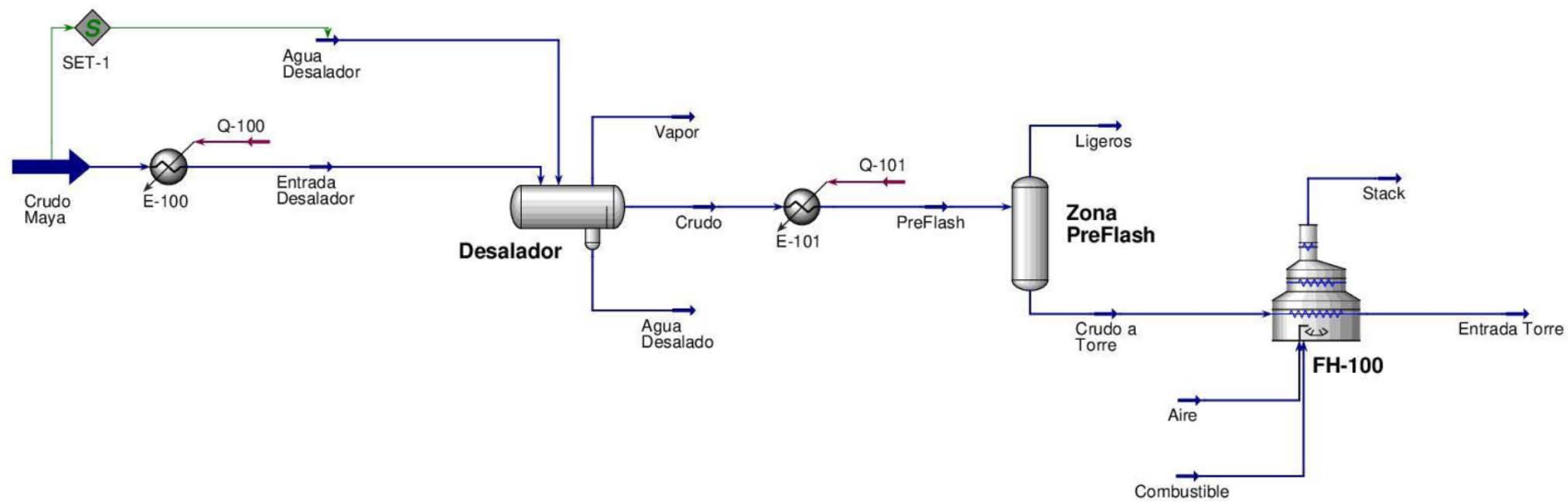
	H2O	-35-60	-40-50	-50-60	-60-70	-70-80	-80-90	-90-100	100-110	110-120	120-130	130-140	140-150	150-160	160-170	170-180	180-190	190-200	200-210	210-220	220-230	230-240	240-250	250-260	260-270	270-280	280-290	290-300	300-310	310-320	320-330	
Hydrogen	-0.3998	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921	0.2921
Nitrogen	-0.3166	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
CO	-0.3896	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Oxygen	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Methane	0.5 1.87E-02	2.01E-02	2.13E-02	2.26E-02	2.40E-02	2.60E-02	2.80E-02	3.00E-02	3.18E-02	3.35E-02	3.52E-02	3.70E-02	3.85E-02	4.02E-02	4.19E-02	4.36E-02	4.52E-02	4.69E-02	4.86E-02	5.03E-02	5.20E-02	5.37E-02	5.57E-02	5.74E-02	5.91E-02	6.08E-02	6.24E-02	6.40E-02	6.57E-02	6.73E-02	6.90E-02	7.07E-02
Ethylene	0.5 1.13E-02	1.24E-02	1.34E-02	1.44E-02	1.55E-02	1.71E-02	1.88E-02	2.05E-02	2.20E-02	2.34E-02	2.49E-02	2.63E-02	2.77E-02	2.91E-02	3.06E-02	3.21E-02	3.35E-02	3.50E-02	3.65E-02	3.80E-02	3.95E-02	4.10E-02	4.28E-02	4.43E-02	4.58E-02	4.73E-02	4.88E-02	5.02E-02	5.17E-02	5.32E-02	5.47E-02	5.62E-02
Ethane	0.5 8.15E-03	9.10E-03	9.92E-03	1.08E-02	1.18E-02	1.32E-02	1.47E-02	1.62E-02	1.75E-02	1.88E-02	2.02E-02	2.15E-02	2.27E-02	2.40E-02	2.54E-02	2.67E-02	2.80E-02	2.94E-02	3.08E-02	3.21E-02	3.35E-02	3.49E-02	3.64E-02	3.80E-02	3.94E-02	4.08E-02	4.22E-02	4.36E-02	4.50E-02	4.64E-02	4.78E-02	
CO2	4.45E-02	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101	0.101
H2S	8.19E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02	4.50E-02
Propene	0.5 4.46E-03	5.17E-03	5.79E-03	6.47E-03	7.24E-03	8.38E-03	9.37E-03	1.08E-02	1.19E-02	1.30E-02	1.41E-02	1.52E-02	1.63E-02	1.74E-02	1.85E-02	1.97E-02	2.09E-02	2.21E-02	2.33E-02	2.45E-02	2.57E-02	2.69E-02	2.84E-02	2.97E-02	3.09E-02	3.22E-02	3.35E-02	3.47E-02	3.60E-02	3.72E-02	3.85E-02	3.97E-02
Propane	0.5 3.03E-03	3.62E-03	4.15E-03	4.72E-03	5.39E-03	6.38E-03	7.42E-03	8.51E-03	9.50E-03	1.05E-02	1.15E-02	1.25E-02	1.35E-02	1.45E-02	1.55E-02	1.66E-02	1.77E-02	1.88E-02	1.99E-02	2.10E-02	2.22E-02	2.34E-02	2.47E-02	2.59E-02	2.72E-02	2.83E-02	2.94E-02	3.06E-02	3.18E-02	3.30E-02	3.42E-02	3.54E-02
i-Butane	0.5 5.22E-04	7.84E-04	1.04E-03	1.34E-03	1.70E-03	2.28E-03	2.92E-03	3.63E-03	4.29E-03	4.99E-03	5.66E-03	6.39E-03	7.07E-03	7.84E-03	8.62E-03	9.43E-03	1.03E-02	1.11E-02	1.20E-02	1.29E-02	1.38E-02	1.47E-02	1.58E-02	1.68E-02	1.77E-02	1.87E-02	1.97E-02	2.07E-02	2.16E-02	2.26E-02	2.35E-02	2.45E-02
n-Butane	0.5 1.16E-03	1.54E-03	1.89E-03	2.29E-03	2.76E-03	3.48E-03	4.27E-03	5.11E-03	5.88E-03	6.67E-03	7.47E-03	8.30E-03	9.08E-03	9.94E-03	1.08E-02	1.17E-02	1.26E-02	1.36E-02	1.45E-02	1.55E-02	1.65E-02	1.76E-02	1.87E-02	1.97E-02	2.08E-02	2.18E-02	2.28E-02	2.39E-02	2.49E-02	2.59E-02	2.69E-02	2.79E-02
1-Butene	0.5 1.13E-03	1.51E-03	1.85E-03	2.24E-03	2.71E-03	3.42E-03	4.20E-03	5.04E-03	5.81E-03	6.69E-03	7.59E-03	8.51E-03	9.28E-03	1.07E-02	1.16E-02	1.25E-02	1.35E-02	1.44E-02	1.54E-02	1.64E-02	1.74E-02	1.84E-02	1.94E-02	2.04E-02	2.14E-02	2.24E-02	2.34E-02	2.44E-02	2.54E-02	2.64E-02	2.74E-02	2.84E-02
13-Butadiene	0.5 1.88E-03	2.25E-03	2.77E-03	3.25E-03	3.81E-03	4.65E-03	5.55E-03	6.50E-03	7.37E-03	8.24E-03	9.13E-03	1.00E-02	1.09E-02	1.18E-02	1.28E-02	1.38E-02	1.48E-02	1.58E-02	1.68E-02	1.78E-02	1.88E-02	2.00E-02	2.12E-02	2.23E-02	2.35E-02	2.46E-02	2.57E-02	2.68E-02	2.79E-02	2.90E-02	3.01E-02	3.12E-02
n-Pentane	0.5 1.70E-03	2.10E-03	2.59E-03	3.16E-03	3.81E-03	4.65E-03	5.55E-03	6.50E-03	7.37E-03	8.24E-03	9.13E-03	1.00E-02	1.09E-02	1.18E-02	1.28E-02	1.38E-02	1.48E-02	1.58E-02	1.68E-02	1.78E-02	1.88E-02	2.00E-02	2.12E-02	2.23E-02	2.35E-02	2.46E-02	2.57E-02	2.68E-02	2.79E-02	2.90E-02	3.01E-02	3.12E-02
cis-2-Butene	0.5 1.34E-03	1.75E-03	2.12E-03	2.53E-03	3.03E-03	3.78E-03	4.60E-03	5.47E-03	6.27E-03	7.08E-03	7.91E-03	8.76E-03	9.63E-03	1.05E-02	1.13E-02	1.22E-02	1.31E-02	1.40E-02	1.49E-02	1.58E-02	1.67E-02	1.77E-02	1.87E-02	1.97E-02	2.07E-02	2.17E-02	2.27E-02	2.37E-02	2.47E-02	2.57E-02	2.67E-02	
trans-2-Butene	0.5 1.19E-03	1.57E-03	1.93E-03	2.33E-03	2.80E-03	3.53E-03	4.32E-03	5.16E-03	5.94E-03	6.73E-03	7.54E-03	8.37E-03	9.15E-03	1.00E-02	1.09E-02	1.18E-02	1.27E-02	1.37E-02	1.46E-02	1.56E-02	1.66E-02	1.76E-02	1.86E-02	1.96E-02	2.06E-02	2.16E-02	2.26E-02	2.36E-02	2.46E-02	2.56E-02	2.66E-02	
i-Pentene	0.5 5.37E-05	1.56E-04	2.80E-04	4.43E-04	6.64E-04	1.04E-03	1.49E-03	2.00E-03	2.50E-03	3.02E-03	3.58E-03	4.17E-03	4.79E-03	5.43E-03	6.08E-03	6.78E-03	7.54E-03	8.31E-03	9.10E-03	9.92E-03	1.07E-02	1.16E-02	1.24E-02	1.33E-02	1.42E-02	1.51E-02	1.60E-02	1.69E-02	1.78E-02	1.87E-02	1.96E-02	2.05E-02
n-Hexane	0.5 1.28E-04	2.72E-04	4.29E-04	6.20E-04	8.85E-04	1.31E-03	1.81E-03	2.38E-03	2.92E-03	3.48E-03	4.07E-03	4.69E-03	5.28E-03	5.95E-03	6.63E-03	7.34E-03	8.08E-03	8.83E-03	9.61E-03	1.04E-02	1.12E-02	1.21E-02	1.31E-02	1.40E-02	1.49E-02	1.57E-02	1.66E-02	1.75E-02	1.84E-02	1.93E-02	2.02E-02	2.11E-02
n-Heptane	0.5 1.79E-05	8.04E-05	1.86E-04	3.22E-04	5.44E-04	9.51E-04	1.26E-03	1.74E-03	2.20E-03	2.69E-03	3.22E-03	3.77E-03	4.31E-03	4.91E-03	5.54E-03	6.20E-03	6.86E-03	7.54E-03	8.29E-03	9.03E-03	9.76E-03	1.06E-02	1.15E-02	1.24E-02	1.33E-02	1.42E-02	1.51E-02	1.60E-02	1.69E-02	1.78E-02	1.87E-02	1.96E-02
3M-1-Butene	0.5 4.25E-05	1.37E-04	2.53E-04	4.10E-04	6.23E-04	9.90E-04	1.43E-03	1.93E-03	2.42E-03	2.94E-03	3.48E-03	4.06E-03	4.63E-03	5.23E-03	5.88E-03	6.55E-03	7.25E-03	7.96E-03	8.70E-03	9.46E-03	1.02E-02	1.11E-02	1.20E-02	1.29E-02	1.37E-02	1.46E-02	1.55E-02	1.64E-02	1.72E-02	1.81E-02	1.90E-02	1.98E-02
2M-2-Butene	0.5 1.40E-08	2.55E-08	6.00E-08	1.85E-04	3.36E-04	6.10E-04	9.71E-04	1.39E-03	1.81E-03	2.26E-03	2.75E-03	3.26E-03	3.78E-03	4.32E-03	4.91E-03	5.53E-03	6.17E-03	6.83E-03	7.52E-03	8.23E-03	8.96E-03	9.72E-03	1.06E-02	1.14E-02	1.22E-02	1.31E-02	1.39E-02	1.47E-02	1.55E-02	1.64E-02	1.72E-02	1.81E-02
2M-1-Butene	0.5 2.89E-04	4.91E-04	8.96E-04	1.44E-03	2.25E-03	3.41E-03	4.97E-03	6.96E-03	9.36E-03	1.23E-02	1.61E-02	2.07E-02	2.53E-02	3.00E-02	3.47E-02	3.95E-02	4.43E-02	4.91E-02	5.40E-02	5.89E-02	6.38E-02	6.87E-02	7.36E-02	7.85E-02	8.34E-02	8.83E-02	9.32E-02	9.81E-02	1.03E-01	1.08E-01	1.13E-01	1.18E-01
2M-2-Pentene	0.5 4.25E-05	1.37E-04	2.53E-04	4.10E-04	6.23E-04	9.90E-04	1.43E-03	1.93E-03	2.42E-03	2.94E-03	3.48E-03	4.06E-03	4.63E-03	5.23E-03	5.88E-03	6.55E-03	7.25E-03	7.96E-03	8.70E-03	9.46E-03	1.02E-02	1.11E-02	1.20E-02	1.29E-02	1.37E-02	1.46E-02	1.55E-02	1.64E-02	1.72E-02	1.81E-02	1.90E-02	1.98E-02
cis-2-Pentene	0.5 4.25E-05	1.37E-04	2.53E-04	4.10E-04	6.23E-04	9.90E-04	1.43E-03	1.93E-03	2.42E-03	2.94E-03	3.48E-03	4.06E-03	4.63E-03	5.23E-03	5.88E-03	6.55E-03	7.25E-03	7.96E-03	8.70E-03	9.46E-03	1.02E-02	1.11E-02	1.20E-02	1.29E-02	1.37E-02	1.46E-02	1.55E-02	1.64E-02	1.72E-02	1.81E-02	1.90E-02	1.98E-02
Cyclopentane	0.5 5.89E-04	8.62E-04	1.43E-03	2.14E-03	3.18E-03	4.61E-03	6.37E-03	8.47E-03	1.10E-02	1.40E-02	1.75E-02	2.15E-02	2.60E-02	3.10E-02	3.64E-02	4.23E-02	4.86E-02	5.53E-02	6.24E-02	6.98E-02	7.77E-02	8.59E-02	9.44E-02	1.03E-01	1.12E-01	1.21E-01	1.30E-01	1.39E-01	1.48E-01	1.57E-01	1.66E-01	1.75E-01
22-Propene	0.5 1.79E-05	1.28E-04	2.42E-04	3.95E-04	6.05E-04	9.67E-04	1.40E																									

	330-340*	340-350*	350-360*	360-370C*	370-380C*	380-390C*	390-400C*	400-410C*	410-420C*	420-430C*	430-440C*	440-450C*	450-460C*	460-480C*	480-500C*	500-520C*	520-540C*	540-560C*	560-580C*	580-600C*	600-625C*	625-650C*	650-675C*	675-700C*	700-725C*	725-750C*	750-780C*	780-800C*	800-825C*	825-850C*	850+C*		
Hydrogen	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	0.292100012	
Nitrogen	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	0.100000001	
Oxygen	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Carbon	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Methane	6.89E-02	7.05E-02	7.20E-02	7.36E-02	7.51E-02	7.71E-02	7.87E-02	8.01E-02	8.16E-02	8.30E-02	8.44E-02	8.58E-02	8.72E-02	9.03E-02	9.28E-02	9.52E-02	9.75E-02	9.98E-02	0.10195998	0.10406317	0.10740551	0.11062386	0.11371758	0.11629004	0.11901358	0.12227651	0.12486791	0.12733516	0.12968711	0.13193075	0.13413211	0.13621211	
Ethylene	5.46E-02	5.61E-02	5.76E-02	5.90E-02	6.03E-02	6.21E-02	6.33E-02	6.49E-02	6.62E-02	6.76E-02	6.88E-02	7.01E-02	7.14E-02	7.42E-02	7.66E-02	7.88E-02	8.10E-02	8.31E-02	8.51E-02	8.71E-02	9.02E-02	9.32E-02	9.58E-02	9.79E-02	0.10115095	0.10423667	0.10669329	0.10903121	0.11146956	0.11401103	0.11649511	0.11947747	
Propene	4.77E-02	4.91E-02	5.04E-02	5.21E-02	5.31E-02	5.47E-02	5.59E-02	5.82E-02	5.97E-02	6.12E-02	6.24E-02	6.40E-02	6.54E-02	6.84E-02	7.07E-02	7.28E-02	7.48E-02	7.68E-02	7.88E-02	8.17E-02	8.46E-02	8.69E-02	8.92E-02	9.12E-02	9.32E-02	9.52E-02	9.72E-02	9.92E-02	0.10209497	0.10412521	0.10709356	0.11041211	0.11399736
CO2	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	0.101000004	
iC3-Butane	3.84E-02	3.97E-02	4.09E-02	4.27E-02	4.43E-02	4.49E-02	4.61E-02	4.73E-02	4.85E-02	4.97E-02	5.08E-02	5.19E-02	5.30E-02	5.55E-02	5.76E-02	5.96E-02	6.16E-02	6.35E-02	6.53E-02	6.71E-02	6.99E-02	7.26E-02	7.48E-02	7.69E-02	7.88E-02	8.07E-02	8.26E-02	8.45E-02	8.64E-02	8.82E-02	9.01E-02	9.19E-02	9.38E-02
Propane	3.41E-02	3.53E-02	3.65E-02	3.77E-02	3.88E-02	4.03E-02	4.15E-02	4.26E-02	4.37E-02	4.48E-02	4.59E-02	4.70E-02	4.81E-02	5.05E-02	5.25E-02	5.44E-02	5.63E-02	5.81E-02	6.00E-02	6.16E-02	6.43E-02	6.69E-02	6.92E-02	7.11E-02	7.29E-02	7.47E-02	7.65E-02	7.83E-02	8.01E-02	8.19E-02	8.37E-02	8.55E-02	
n-Butane	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	2.96E-02	
i-Butene	2.71E-02	2.82E-02	2.92E-02	3.03E-02	3.13E-02	3.27E-02	3.48E-02	3.58E-02	3.68E-02	3.78E-02	3.88E-02	3.98E-02	4.08E-02	4.28E-02	4.45E-02	4.56E-02	4.73E-02	4.90E-02	5.07E-02	5.23E-02	5.48E-02	5.73E-02	5.93E-02	6.12E-02	6.38E-02	6.64E-02	6.85E-02	7.05E-02	7.24E-02	7.42E-02	7.62E-02	7.82E-02	
1-Butene	2.69E-02	2.80E-02	2.90E-02	3.01E-02	3.11E-02	3.25E-02	3.46E-02	3.56E-02	3.66E-02	3.76E-02	3.86E-02	3.96E-02	4.06E-02	4.26E-02	4.43E-02	4.54E-02	4.71E-02	4.88E-02	5.05E-02	5.20E-02	5.46E-02	5.71E-02	5.92E-02	6.10E-02	6.36E-02	6.62E-02	6.83E-02	7.02E-02	7.21E-02	7.39E-02	7.58E-02	7.76E-02	
1,3-Butadiene	3.01E-02	3.12E-02	3.23E-02	3.34E-02	3.45E-02	3.70E-02	3.81E-02	3.92E-02	4.02E-02	4.13E-02	4.23E-02	4.33E-02	4.43E-02	4.63E-02	4.79E-02	4.95E-02	5.12E-02	5.28E-02	5.45E-02	5.62E-02	5.80E-02	6.04E-02	6.28E-02	6.52E-02	6.76E-02	6.97E-02	7.18E-02	7.38E-02	7.58E-02	7.78E-02	7.98E-02	8.18E-02	8.38E-02
n-Butane	2.47E-02	2.57E-02	2.67E-02	2.77E-02	2.86E-02	3.01E-02	3.11E-02	3.21E-02	3.31E-02	3.41E-02	3.50E-02	3.60E-02	3.69E-02	3.89E-02	4.08E-02	4.26E-02	4.43E-02	4.59E-02	4.75E-02	4.90E-02	5.15E-02	5.39E-02	5.59E-02	5.77E-02	6.03E-02	6.28E-02	6.49E-02	6.68E-02	6.87E-02	7.04E-02	7.23E-02	7.42E-02	
iC2-Butene	2.98E-02	3.10E-02	3.21E-02	3.32E-02	3.43E-02	3.68E-02	3.79E-02	3.90E-02	4.01E-02	4.12E-02	4.23E-02	4.34E-02	4.45E-02	4.65E-02	4.84E-02	5.01E-02	5.17E-02	5.33E-02	5.50E-02	5.66E-02	5.94E-02	6.23E-02	6.50E-02	6.78E-02	7.07E-02	7.36E-02	7.65E-02	7.94E-02	8.23E-02	8.52E-02	8.81E-02	9.10E-02	
1,2-Butene	2.72E-02	2.82E-02	2.93E-02	3.04E-02	3.14E-02	3.28E-02	3.39E-02	3.49E-02	3.59E-02	3.70E-02	3.80E-02	3.90E-02	4.01E-02	4.20E-02	4.38E-02	4.56E-02	4.74E-02	4.92E-02	5.10E-02	5.28E-02	5.56E-02	5.84E-02	6.14E-02	6.40E-02	6.66E-02	6.92E-02	7.07E-02	7.26E-02	7.44E-02	7.62E-02	7.80E-02	7.98E-02	
iPentane	1.84E-02	1.93E-02	2.01E-02	2.10E-02	2.19E-02	2.31E-02	2.40E-02	2.49E-02	2.57E-02	2.66E-02	2.75E-02	2.83E-02	2.92E-02	3.11E-02	3.27E-02	3.43E-02	3.58E-02	3.73E-02	3.87E-02	4.02E-02	4.24E-02	4.47E-02	4.64E-02	4.82E-02	5.06E-02	5.29E-02	5.48E-02	5.66E-02	5.83E-02	6.00E-02	6.17E-02	6.34E-02	6.51E-02
1-Pentene	1.92E-02	2.01E-02	2.10E-02	2.19E-02	2.28E-02	2.40E-02	2.49E-02	2.57E-02	2.66E-02	2.75E-02	2.83E-02	2.92E-02	3.11E-02	3.27E-02	3.43E-02	3.58E-02	3.73E-02	3.87E-02	4.02E-02	4.24E-02	4.47E-02	4.64E-02	4.82E-02	5.06E-02	5.29E-02	5.48E-02	5.66E-02	5.83E-02	6.00E-02	6.17E-02	6.34E-02	6.51E-02	6.68E-02
2M1-1-butene	2.03E-02	2.12E-02	2.21E-02	2.30E-02	2.39E-02	2.52E-02	2.60E-02	2.71E-02	2.80E-02	2.89E-02	3.07E-02	3.15E-02	3.25E-02	3.48E-02	3.73E-02	3.84E-02	3.93E-02	4.14E-02	4.29E-02	4.52E-02	4.75E-02	4.98E-02	5.11E-02	5.30E-02	5.56E-02	5.79E-02	5.98E-02	6.16E-02	6.33E-02	6.50E-02	6.67E-02	6.84E-02	7.01E-02
2M2-1-butene	1.90E-02	1.99E-02	2.08E-02	2.17E-02	2.26E-02	2.38E-02	2.47E-02	2.56E-02	2.65E-02	2.73E-02	2.82E-02	2.91E-02	2.99E-02	3.19E-02	3.35E-02	3.51E-02	3.66E-02	3.81E-02	3.96E-02	4.10E-02	4.33E-02	4.56E-02	4.74E-02	4.91E-02	5.15E-02	5.39E-02	5.58E-02	5.76E-02	5.94E-02	6.10E-02	6.27E-02	6.42E-02	6.57E-02
2M3-1-butene	1.72E-02	1.81E-02	1.89E-02	1.98E-02	2.07E-02	2.18E-02	2.27E-02	2.35E-02	2.44E-02	2.52E-02	2.60E-02	2.69E-02	2.77E-02	2.96E-02	3.12E-02	3.27E-02	3.42E-02	3.57E-02	3.71E-02	3.85E-02	4.08E-02	4.29E-02	4.47E-02	4.64E-02	4.88E-02	5.11E-02	5.29E-02	5.47E-02	5.64E-02	5.80E-02	5.96E-02	6.11E-02	6.27E-02
2M4-1-butene	2.19E-02	2.29E-02	2.38E-02	2.48E-02	2.57E-02	2.70E-02	2.80E-02	2.89E-02	2.98E-02	3.08E-02	3.17E-02	3.26E-02	3.35E-02	3.56E-02	3.72E-02	3.89E-02	4.06E-02	4.21E-02	4.37E-02	4.52E-02	4.76E-02	4.97E-02	5.18E-02	5.36E-02	5.61E-02	5.82E-02	6.02E-02	6.20E-02	6.38E-02	6.56E-02	6.74E-02	6.92E-02	7.10E-02
2M5-1-butene	1.90E-02	1.99E-02	2.08E-02	2.17E-02	2.26E-02	2.38E-02	2.47E-02	2.56E-02	2.65E-02	2.73E-02	2.82E-02	2.91E-02	2.99E-02	3.19E-02	3.35E-02	3.51E-02	3.66E-02	3.81E-02	3.96E-02	4.10E-02	4.33E-02	4.56E-02	4.74E-02	4.91E-02	5.15E-02	5.39E-02	5.58E-02	5.76E-02	5.94E-02	6.10E-02	6.27E-02	6.42E-02	6.57E-02
2M6-1-butene	1.90E-02	1.99E-02	2.08E-02	2.17E-02	2.26E-02	2.38E-02	2.47E-02	2.56E-02	2.65E-02	2.73E-02	2.82E-02	2.91E-02	2.99E-02	3.19E-02	3.35E-02	3.51E-02	3.66E-02	3.81E-02	3.96E-02	4.10E-02	4.33E-02	4.56E-02	4.74E-02	4.91E-02	5.15E-02	5.39E-02	5.58E-02	5.76E-02	5.94E-02	6.10E-02	6.27E-02	6.42E-02	6.57E-02
2M7-1-butene	1.90E-02	1.99E-02	2.08E-02	2.17E-02	2.26E-02	2.38E-02	2.47E-02	2.																									


ANEXO IV: BALANES DE MATERIA Y ENERGÍA CON DIAGRAMAS DE FLUJO DE ASPEN HYSYS

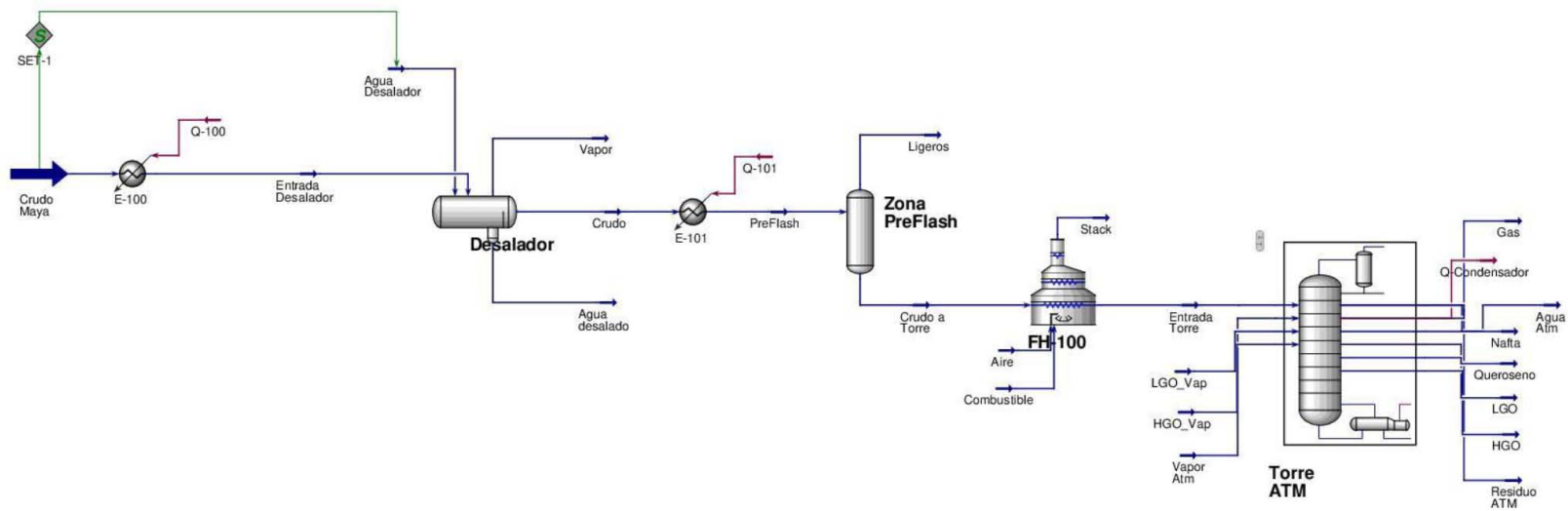
TREN DE PRECALENTAMIENTO

1				Case Name: HastaHorno.hsc		
2	ASPENTECH			Unit Set: Erika		
3	Bedford, MA			Date/Time: Thu Feb 21 13:03:23 2019		
4	USA					
5						
6	Simulation Case: Case					
7						
8						
9	OVERALL MASS BALANCE					
10						
11	In Stream	Count	Mass Flow (kg/h)	Out Stream	Count	Mass Flow (kg/h)
12						
13	Crudo Maya	Yes	8.351e+005 *	Vapor	Yes	0.0000 *
14	Agua Desalador	Yes	6.340e+004 *	Agua Desalado	Yes	6.254e+004 *
15	Aire	Yes	1.948e+005 *	Ligeros	Yes	8.490e+004 *
16	Combustible	Yes	1.132e+004 *	Entrada Torre	Yes	7.510e+005 *
17				Stack	Yes	2.062e+005 *
18	Total In MassFlow (kg/h)			Total Out MassFlow (kg/h)		
19	1.105e+006			1.105e+006		
20	Mass Imbalance (kg/h)			Rel Mass Imbalance Pct (%)		
21	-4.870e-008			-0.00		
22	OVERALL ENERGY BALANCE					
23	InStream	Count	Energy Flow (kJ/h)	OutStream	Count	Energy Flow (kJ/h)
24	Crudo Maya	Yes	-1.788e+09 *	Vapor	Yes	0.000e-01 *
25	Q-100	Yes	1.936e+08 *	Agua Desalado	Yes	-9.628e+08 *
26	Agua Desalador	Yes	-1.007e+09 *	Ligeros	Yes	-1.438e+08 *
27	Q-101	Yes	1.426e+08 *	Entrada Torre	Yes	-9.544e+08 *
28	Aire	Yes	-5.525e+04 *	Stack	Yes	-4.233e+08 *
29	Combustible	Yes	-2.550e+07 *			
30	Total In EnergyFlow (kJ/h)			Total Out EnergyFlow (kJ/h)		
31	-2.484e+009			-2.484e+009		
32	Energy Imbalance (kJ/h)			Rel Energy Imbalance Pct (%)		
33	5.124e+004			-0.00		
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 1
	Licensed to: ASPENTECH					* Specified by user.




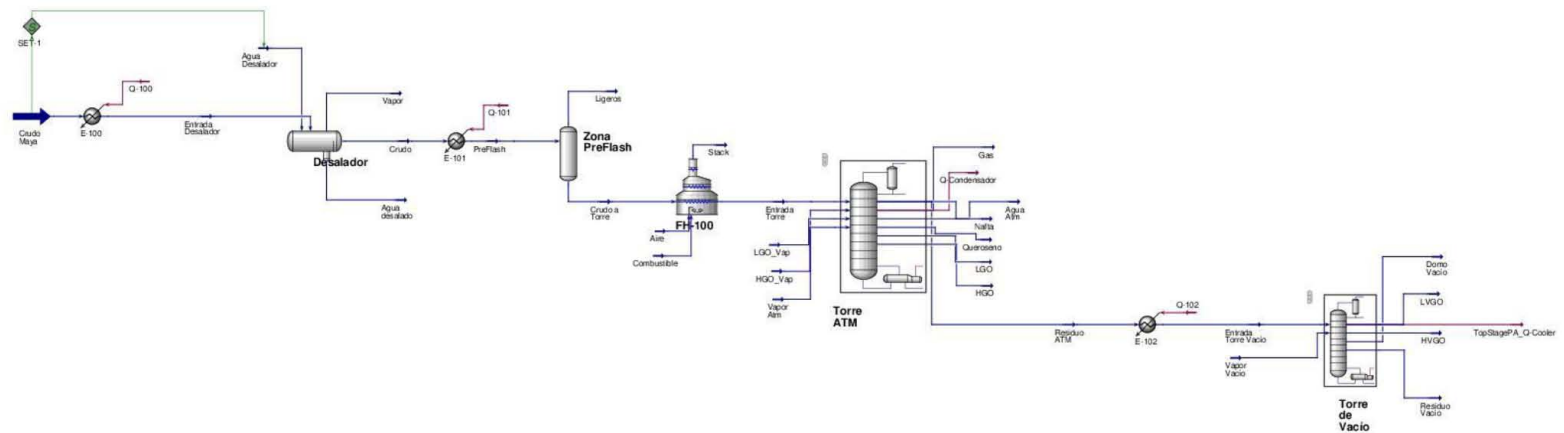
TREN DE PRECALENTAMIENTO Y TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

1	 ASPENTECH Bedford, MA USA			Case Name: TorreAtmosferica_Final.hsc		
2				Unit Set: Erika		
3				Date/Time: Sun Feb 24 16:46:57 2019		
4						
5	Simulation Case: Case					
6	OVERALL MASS BALANCE					
7	In Stream	Count	Mass Flow (kg/h)	Out Stream	Count	Mass Flow (kg/h)
8	Crudo Maya	Yes	8.351e+005 *	Vapor	Yes	0.0000 *
9	Agua Desalador	Yes	6.340e+004 *	Agua desalado	Yes	6.254e+004 *
10	Aire	Yes	2.254e+005 *	Ligeros	Yes	4.646e+004 *
11	Combustible	Yes	1.309e+004 *	Stack	Yes	2.385e+005 *
12	Vapor Atm	Yes	3400 *	Residuo ATM	Yes	4.908e+005 *
13	LGO_Vap	Yes	1361 *	Nafta	Yes	1.129e+005 *
14	HGO_Vap	Yes	1150 *	Gas	Yes	475.8 *
15				Agua Atm	Yes	5723 *
16				Queroseno	Yes	5.203e+004 *
17				LGO	Yes	1.149e+005 *
18				HGO	Yes	1.860e+004 *
19	Total In MassFlow (kg/h)		1.143e+006	Total Out MassFlow (kg/h)		1.143e+006
20	Mass Imbalance (kg/h)		11.24	Rel Mass Imbalance Pct (%)		0.00
21	OVERALL ENERGY BALANCE					
22	InStream	Count	Energy Flow (kJ/h)	OutStream	Count	Energy Flow (kJ/h)
23	Crudo Maya	Yes	-1.788e+09 *	Vapor	Yes	0.000e-01 *
24	Q-100	Yes	1.935e+08 *	Agua desalado	Yes	-9.628e+08 *
25	Agua Desalador	Yes	-1.007e+09 *	Ligeros	Yes	-8.410e+07 *
26	Q-101	Yes	1.335e+08 *	Stack	Yes	-5.157e+08 *
27	Aire	Yes	-6.354e+05 *	Residuo ATM	Yes	-6.455e+08 *
28	Combustible	Yes	-2.950e+07 *	Nafta	Yes	-2.344e+08 *
29	Vapor Atm	Yes	-5.128e+07 *	Gas	Yes	-1.484e+06 *
30	Quero_SS_Energy @COL1	Yes	1.035e+07 *	Q-Condensador	Yes	1.364e+08 *
31	LGO_Vap	Yes	-1.790e+07 *	Agua Atm	Yes	-8.935e+07 *
32	HGO_Vap	Yes	-1.513e+07 *	Queroseno	Yes	-8.384e+07 *
33				LGO	Yes	-1.814e+08 *
34				HGO	Yes	-2.768e+07 *
35				PA_1 Q-Cooler_1 @COL1	Yes	4.430e+07 *
36				PA_2 Q-Cooler_1 @COL1	Yes	3.693e+07 *
37				PA_3 Q-Cooler_1 @COL1	Yes	3.693e+07 *
38	Total In EnergyFlow (kJ/h)		-2.572e+009	Total Out EnergyFlow (kJ/h)		-2.572e+009
39	Energy Imbalance (kJ/h)		4.826e+005	Rel Energy Imbalance Pct (%)		-0.02
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 1	

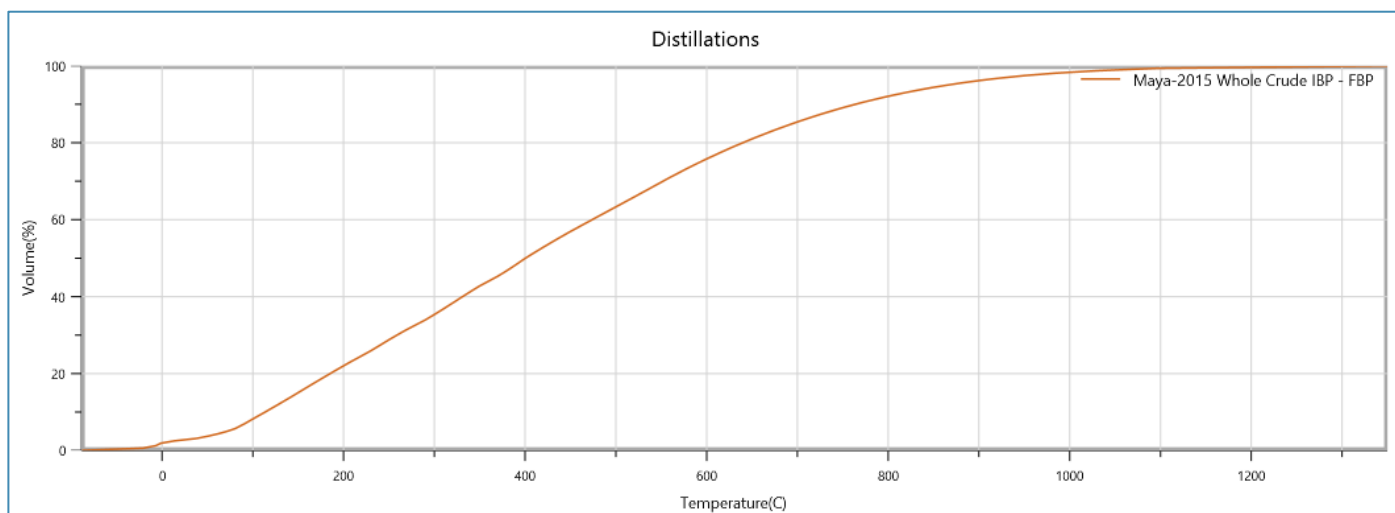
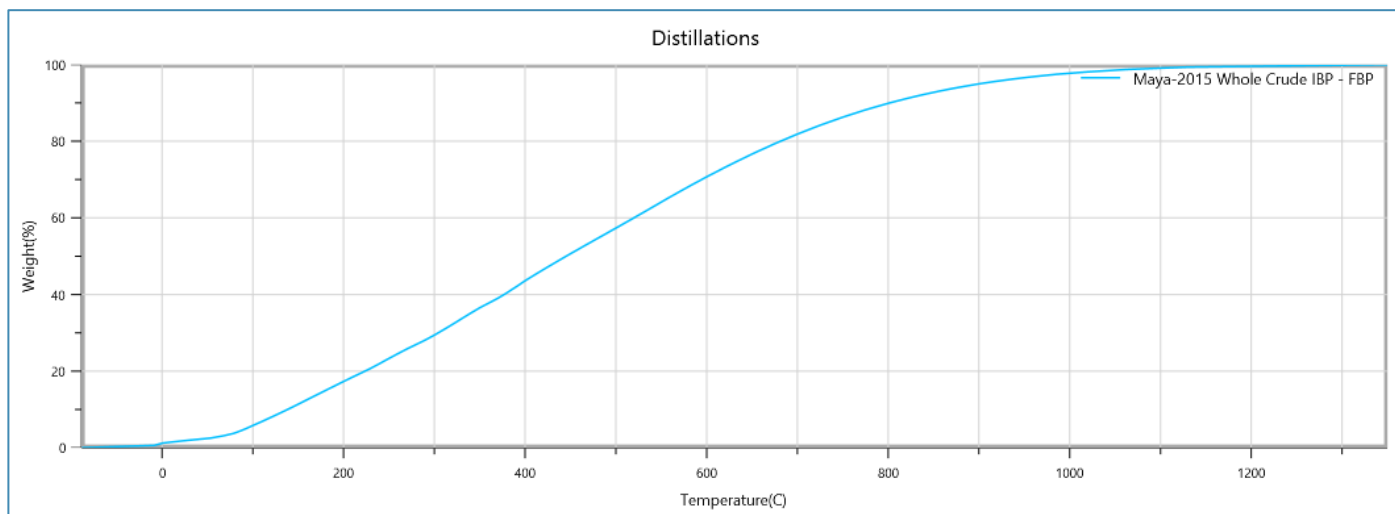


TREN DE PRECALENTAMIENTO, TORRE ATMOSFÉRICA Y TORRE DE VACÍO

1			Case Name: TorreAtmosferica-TorreVacio_Final.hsc			
2			Unit Set: Erika			
3	 ASPENTECH Bedford, MA USA	Date/Time: Wed Feb 20 21:43:17 2019				
4						
5						
6	Simulation Case: Case					
7						
8						
9	OVERALL MASS BALANCE					
10						
11	In Stream	Count	Mass Flow (kg/h)	Out Stream	Count	Mass Flow (kg/h)
12						
13	Crudo Maya	Yes	8.351e+005 *	Vapor	Yes	0.0000 *
14	Agua Desalador	Yes	6.340e+004 *	Agua desalado	Yes	6.254e+004 *
15	Aire	Yes	2.254e+005 *	Ligeros	Yes	4.646e+004 *
16	Combustible	Yes	1.309e+004 *	Stack	Yes	2.385e+005 *
17	Vapor Atm	Yes	3400 *	Nafta	Yes	1.129e+005 *
18	LGO_Vap	Yes	1361 *	Gas	Yes	475.6 *
19	HGO_Vap	Yes	1150 *	Agua Atm	Yes	5716 *
20	Vapor Vacío	Yes	1800 *	Queroseno	Yes	5.203e+004 *
21				LGO	Yes	1.149e+005 *
22				HGO	Yes	1.860e+004 *
23				Domo Vacío	Yes	2800 *
24				Residuo Vacío	Yes	4.212e+005 *
25				LVGO	Yes	2.226e+004 *
26				HVGO	Yes	4.637e+004 *
27	Total In MassFlow (kg/h)		1.145e+006	Total Out MassFlow (kg/h)		1.145e+006
28	Mass Imbalance (kg/h)		3.812	Rel Mass Imbalance Pct (%)		0.00
29						
30	OVERALL ENERGY BALANCE					
31	InStream	Count	Energy Flow (kJ/h)	OutStream	Count	Energy Flow (kJ/h)
32						
33	Crudo Maya	Yes	-1.788e+09 *	Vapor	Yes	0.000e-01 *
34	Q-100	Yes	1.935e+08 *	Agua desalado	Yes	-9.628e+08 *
35	Agua Desalador	Yes	-1.007e+09 *	Ligeros	Yes	-8.410e+07 *
36	Q-101	Yes	1.335e+08 *	Stack	Yes	-5.157e+08 *
37	Aire	Yes	-6.354e+05 *	Nafta	Yes	-2.344e+08 *
38	Combustible	Yes	-2.950e+07 *	Gas	Yes	-1.484e+06 *
39	Vapor Atm	Yes	-5.128e+07 *	Q-Condensador	Yes	1.364e+08 *
40	Quero_SS_Energy @COL1	Yes	1.035e+07 *	Agua Atm	Yes	-8.923e+07 *
41	LGO_Vap	Yes	-1.790e+07 *	Queroseno	Yes	-8.384e+07 *
42	HGO_Vap	Yes	-1.513e+07 *	LGO	Yes	-1.814e+08 *
43	Q-102	Yes	4.082e+07 *	HGO	Yes	-2.768e+07 *
44	Vapor Vacío	Yes	-2.366e+07 *	PA_1_Q-Cooler_1 @COL1	Yes	4.430e+07 *
45				PA_2_Q-Cooler_1 @COL1	Yes	3.693e+07 *
46				PA_3_Q-Cooler_1 @COL1	Yes	3.693e+07 *
47				Domo Vacío	Yes	-2.676e+07 *
48				Residuo Vacío	Yes	-6.146e+08 *
49				TopStagePA_Q-Cooler	Yes	1.282e+08 *
50				LVGO	Yes	-4.078e+07 *
51				HVGO	Yes	-7.433e+07 *
52	Total In EnergyFlow (kJ/h)		-2.555e+009	Total Out EnergyFlow (kJ/h)		-2.554e+009
53	Energy Imbalance (kJ/h)		5.729e+005	Rel Energy Imbalance Pct (%)		-0.02
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 1	



ANEXO V: CURVAS DE DESTILACIÓN %WEIGHT & %VOLUME



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Composición típica del crudo ^[1]	9
Tabla 2. Hidrocarburos y su densidad respecto a relación H/C	10
Tabla 3. Valores K_{UOP} ^[2]	16
Tabla 4. Modelos disponibles en Aspen HYSYS V10.0	37
Tabla 5. Lista de componentes puros	48
Tabla 6. Lista de componentes hipotéticos	49
Tabla 7. Condiciones de presión y temperatura aplicables para <i>Peng-Robinson</i>	51
Tabla 8. Composición en fracción molar de Crudo Maya	56
Tabla 9. Condiciones corriente "Crudo Maya"	57
Tabla 10. Condiciones corriente "Entrada desalador"	58
Tabla 11. Condiciones corriente "Agua Desalador"	60
Tabla 12. Condiciones corriente "PreFlash"	63
Tabla 13. Condiciones corriente "Aire".....	65
Tabla 14. Condiciones corriente "Combustible"	65
Tabla 15. Parámetros del horno "FH-100".....	66
Tabla 16. Condiciones corriente "Entrada Torre"	67
Tabla 17. Condiciones corriente "Vapor Atm"	68
Tabla 18. Condiciones de presión en "Torre Atmosférica"	71
Tabla 19. Especificaciones de "Torre Atmosférica".....	73
Tabla 20. Especificaciones "LGO_SS"	81
Tabla 21. Especificaciones corriente "LGO_Vap"	82
Tabla 22. Especificaciones "HGO_SS"	83
Tabla 23. Especificaciones corriente "HGO_Vap"	84

Tabla 24. Especificaciones "PA_1" de Torre Atmosférica	88
Tabla 25. Especificaciones "PA_2" de Torre Atmosférica	88
Tabla 26. Especificaciones "PA_3" de Torre Atmosférica	89
Tabla 27. Especificaciones corriente "Entrada Torre Vacío"	90
Tabla 28. Especificaciones corriente "Vapor Vacío"	90
Tabla 29. Especificaciones de presión "Torre de Vacío"	93
Tabla 30. Especificaciones "Torre de Vacío"	94
Tabla 31. Flujos volumétricos productos "LVGO" y "HVGO"	96
Tabla 32. Curvas TBP (°C) de alimentación y productos de la Torre Atmosférica	100
Tabla 33. Flujo molar por componente (kgmol/hr) en Torre Atmosférica	103
Tabla 34. Flujos Volumétricos Torre Atmosférica (m ³ /h)	109
Tabla 35. Puntos de corte iniciales y finales por producto de la Torre Atmosférica	109
Tabla 36. Curvas TBP (°C) Torre Vacío	112
Tabla 37. Flujo molar por componente (kgmol/hr) en Torre Atmosférica	115
Tabla 38. Flujos Volumétricos Torre Vacío (m ³ /h).....	120
Tabla 39. Puntos de corte iniciales y finales por producto de la Torre de Vacío	120
Tabla 40. Propiedades de alimentación y productos de Torre ATM.....	129
Tabla 41. Propiedades de alimentación y productos de Torre Vacío ...	129
Tabla 42. Hidrocarburos Parafínicos (C ₁ -C ₃₀) ^[2]	134
Tabla 43. Hidrocarburos Nafténicos (C ₅ -C ₂₀) ^[2]	136
Tabla 44. Hidrocarburos Aromáticos (C ₆ -C ₂₂) ^[2]	138

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Parafinas normales ^[6]	12
Figura 2. Isoparafinas ^[6]	12
Figura 3. Naftenos ^[6]	13
Figura 4. Aromáticos ^[6]	13
Figura 5. Olefinas ^[6]	14
Figura 6. Curvas ASTM y TBP ^[2]	20
Figura 7. Unidad de destilación atmosférica ^[9]	27
Figura 8. Desalador, preflash, horno y columna atmosférica ^[9]	28
Figura 9. Platos del interior de la columna ^[2]	29
Figura 10. Punto de ebullición centroide	32
Figura 11. Destilación combinada ^[5]	34
Figura 12. Caso nuevo	41
Figura 13. Ambiente de Propiedades	41
Figura 14. Acceso a <i>Petroleum Assays</i>	42
Figura 15. Opción <i>Petroleum Assays</i> en <i>Home</i>	42
Figura 16. Pestaña <i>Assay Management</i>	43
Figura 17. Selección de lista de componentes hipotéticos	43
Figura 18. Selección de crudo Maya de la librería de crudos de <i>Aspen HYSYS Petroleum Refining</i>	44
Figura 19. Carpeta <i>Petroleum Assays</i>	45
Figura 20. Sección <i>Input Assay</i>	45
Figura 21. Sección <i>Conventional Results</i>	46
Figura 22. Curva de destilación <i>T vs Weight(%)</i>	46
Figura 23. Galería de gráficos de <i>Assay Management</i>	47

Figura 24. Opción para generar reporte de la caracterización	47
Figura 25. Acceso a lista de componentes.....	50
Figura 26. Opción para definir <i>Fluid Package</i>	50
Figura 27. Selección de paquete <i>Peng-Robinson</i>	51
Figura 28. Parámetros de interacción binarios disponibles en HYSYS ..	52
Figura 29. Selección de paquete y lista de componentes.....	54
Figura 30. Acceso a Ambiente de Simulación.....	55
Figura 31. Selección de corriente de materia en paleta de equipos.....	55
Figura 32. Selección de crudo en corriente de materia.....	56
Figura 33. Corriente "Crudo Maya".....	58
Figura 34. Calentador "E-100".....	59
Figura 35. Condiciones calentador "E-100".....	59
Figura 36. Equipo "SET-1"	60
Figura 37. Parámetros del equipo "SET-1"	61
Figura 38. "Desalador"	62
Figura 39. Esquema calentador "E-100" y "Desalador"	63
Figura 40. Esquema "Desalador", calentador "E-101" y "PreFlash"	64
Figura 41. Selección de horno en paleta de equipos	64
Figura 42. Horno "FH-100"	66
Figura 43. Diagrama Tren de Precalentamiento	67
Figura 44. Selección absorbedor con reflujo en paleta de equipos	69
Figura 45. Configuración Torre Atmosférica.....	71
Figura 46. Asignación de perfil de presión en Torre Atmosférica	72
Figura 47. Ingreso de temperaturas opcionales en Torre Atmosférica .	73
Figura 48. Ingreso de especificaciones a Torre Atmosférica	74

Figura 49. Editor de la columna "Torre ATM"	75
Figura 50. Monitoreo de grados de libertad	76
Figura 51. Diagrama tren de precalentamiento y Torre Atmosférica ...	77
Figura 52. Sección de operaciones laterales	78
Figura 53. Adición de columna rectificadora para queroseno	79
Figura 54. Adición de especificaciones para columna rectificadora de queroseno	80
Figura 55. Torre Atmosférica con producto queroseno	80
Figura 56. Columna rectificadora para extracción de LGO	81
Figura 57. Cambio de especificaciones.....	82
Figura 58. Columna rectificadora para extracción de HGO	83
Figura 59. Columna Atmosférica con productos finales	84
Figura 60. Editor "Torre ATM".....	85
Figura 61. Vista interna de "Torre ATM" con columnas rectificadoras ..	86
Figura 62. Adición de <i>pump-arounds</i>	86
Figura 63. Instalación de <i>pump-around</i>	87
Figura 64. Especificaciones <i>pump-around</i>	87
Figura 65. Torre Atmosférica con <i>pump-arounds</i> y <i>side strippers</i>	89
Figura 66. Selección de absorbedor en paleta de equipos	91
Figura 67. Configuración "Torre de Vacío"	93
Figura 68. Asignación perfil de presión "Torre de Vacío"	94
Figura 69. Definición de especificaciones "Torre de Vacío"	95
Figura 70. Especificación de producto en flujo másico	96
Figura 71. Especificaciones "Torre de Vacío"	96
Figura 72. Diagrama "Torre de Vacío"	97
Figura 73. Vista interna "Torre de Vacío" con <i>pump-around</i>	97

Figura 74. <i>Petroleum Assay Analysis</i>	98
Figura 75. Selección de corriente en <i>Petroleum Assay Analysis</i>	99
Figura 76. Curva TBP en <i>Petroleum Assay Analysis</i>	99
Figura 77. Volumen [%] VS TBP [°C] de la Torre Atmosférica	102
Figura 78. Componente VS Flujo Molar por componente (kgmol/hr) en Torre Atmosférica	107
Figura 79. Extremo final en corte nafta	108
Figura 80. Análisis puntos de corte iniciales y finales de productos de la Torre Atmosférica	111
Figura 81. Volumen [%] VS TBP [°C] de la Torre de Vacío	114
Figura 82. Componente VS Flujo Molar por componente (kgmol/hr) en Torre de Vacío.....	119
Figura 83. Análisis puntos de corte iniciales y finales de productos de la Torre de Vacío.....	122
Figura 84. Case Studies.....	123
Figura 85. Selección de variables en <i>Case Study</i>	124
Figura 86. Definición de valores de temperatura	124
Figura 87. Resultados de <i>Case Study</i>	125
Figura 88. Gráfico Temperatura VS Reflujo Torre ATM	126
Figura 89. Temperatura VS Flujo molar en etapa 4 de Torre ATM.....	127