



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MÉXICO

---

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN Y  
ANÁLISIS DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN NÚMERO II  
DE LA REFINERÍA ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME EN  
SALINA CRUZ, OAXACA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA:

GUADALUPE YESSICA CORREA VARGAS

MÉXICO, D.F.

2015





Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## **JURADO ASIGNADO**

- PRESIDENTE:** PROFESOR MANUEL VAZQUEZ ISLAS
- VOCAL:** PROFESOR CELESTINO MONTIEL MALDONADO
- SECRETARIO:** PROFESOR MARTÍN RIVERA TOLEDO.
- 1er SUPLENTE:** PROFESOR JUAN PABLO AGUAYO VALLEJO.
- 2° SUPLENTE:** PROFESORA ILEANA ROGRÍGUEZ CASTAÑEDA.

## **SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

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

**TUTOR DE TESIS: I.Q.CELESTINO MONTIEL MALDONADO**

---

**FIRMA**

**ASESOR DE TESIS: I.Q. ILEANA RODRÍGUEZ CASTAÑEDA**

---

**FIRMA**

**SUSTENTANTE: GUADALUPE YESSICA CORREA VARGAS.**

---

**FIRMA**





## ÍNDICE

I.	INTRODUCCIÓN .....	7
1.1.	Objetivos .....	7
1.1.1.	Objetivo General .....	8
1.1.2.	Objetivo Particular.....	8
II.	MARCO TEORICO .....	9
2.1.	Aspectos generales del petróleo.....	10
2.1.1.	Propiedades del petróleo .....	11
2.1.2.	Tipos de crudo .....	12
2.1.3.	Caracterización del crudo.....	13
2.2.	Refinación del petróleo .....	15
2.2.1.	Panorama Internacional de la industria de la refinación .....	17
2.3.	Proceso de destilación atmosférica .....	20
2.4.	Proceso de Destilación al Vacío.....	22
2.5.	Refinería ing. Antonio Dovalí Jaime .....	23
2.5.1.	Descripción de las Plantas en la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime .....	25
2.6.	Descripción de la planta primaria combinada Número II. ....	29
2.6.1.	Planta de Destilación Atmosférica.....	29
2.6.2.	Planta de Destilación al Vacío.....	35
2.6.3.	Servicios Auxiliares. ....	39
2.7.	Panorama General de la Simulación de Procesos.....	40
2.7.1.	Simuladores de procesos comerciales. ....	41
2.7.2.	Generalidades del simulador Aspen Plus .....	43
2.7.3.	Procesos con recirculación .....	44
2.7.4.	Modelos Termodinámicos.....	45
III.	ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II .....	48

3.1.	Aspectos Básicos para la generación DEl esquema de simulación .....	48
3.1.1.	Metodología .....	49
3.1.2.	Método de cálculo termodinámico aplicados a la simulación .....	52
IV.	ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN .....	56
4.1.	Resultados de la Simulación .....	56
4.2.	Análisis de Resultados .....	62
V.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	67

## CAPÍTULO I

### INTRODUCCIÓN

En la actualidad, cuando la situación mundial cambia rápidamente y se entra de lleno a la competencia en mercados globales, es necesario modificar los procesos para hacerlos más eficientes con la finalidad de reducir costos de operación para poder con ello ofrecer precios más competitivos. Al entrar en el área de la Industria de la Refinación el nivel de competitividad aumentará en términos de una política de minimización de costos, maximización del valor agregado de los crudos que se procesan y de los productos que se obtienen, una mejor calidad de la producción, una disminución de pérdidas de energía, generadas a través del desarrollo de metodologías de cada proceso y un menor impacto ambiental. En forma paralela se requiere mejorar en forma importante el desempeño operativo de las refinerías existentes, pues puede percatarse que la mayor parte de los centros productivos fueron construidos hace tiempo y fueron diseñados en un periodo en el cual, tanto el costo por el consumo de energéticos así como el tratamiento de efluentes no era significativo. Existen varios caminos en los cuales se puede reducir el costo y aumentar la eficiencia de los procesos entre estas opciones existen la adquisición de nuevas tecnologías y el mejoramiento de los procesos ya existentes. Es aquí donde el ingeniero químico debe desarrollar metodologías, basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso eficiente de los recursos dentro de los procesos para que así se aumente la productividad y eficiencia del mismo.

Dentro de esta área del análisis de los procesos podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de estos es la representación del proceso con la ayuda de un simulador que nos representa las condiciones reales del proceso, de tal forma que pueda realizarse un análisis de sensibilidad de las variables del mismo, se identifique cuáles son las más importantes y se establezca una función objetivo para utilizar posteriormente una herramienta de optimización, esto es, encontrar una tarea específica a realizar como una reducción de costos o un mejor uso de la energía en nuestro proceso.

Este proyecto abarca la elaboración del esquema de simulación tanto de las columnas de destilación atmosférica y de vacío.

#### 1.1. OBJETIVOS

El objetivo de este trabajo es generar un esquema de simulación confiable de la Planta Primaria II de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” y realizar el análisis de ésta, la cual tiene como finalidad establecer las bases para plantear la futura integración térmica de las unidades de destilación atmosférica y de vacío. La confiabilidad dependerá de los resultados de operación generados en el simulador y que estas tengan un valor similar a las reales que se tienen en la Ingeniería Básica de la Planta.

### **1.1.1. OBJETIVO GENERAL**

Generar un esquema de simulación representativo de la Unidad de Destilación Atmosférica y de Vacío No II, ubicada en la Refinería Ingeniero Antonio Dovalí Jaime en Salina Cruz Oaxaca para que reproduzca fidedignamente los datos proporcionados por el balance de materia de la Ingeniería Básica de dicha planta.

### **1.1.2. OBJETIVO PARTICULAR**

Comparar los resultados obtenidos en la simulación con los datos reales señalados en el balance de materia de la Ingeniería Básica de la planta.

Corroborar las especificaciones de los productos a límite de batería, tanto presión como temperatura y curvas TBP.

## CAPITULO II

### MARCO TEORICO

Todas las refinerías contienen tres secciones principales para el procesamiento del petróleo: separación, conversión y terminación o limpieza. Antes de procesarlo, se debe separar físicamente en diversas fracciones, esto permite que los pasos subsecuentes de la refinación del petróleo se lleven de forma eficiente.

Los productos resultantes de la separación y conversión son tratados en una serie de procesos de terminación, todo esto para convertir el petróleo en diversos productos o como materia prima para obtener otros productos.

El primer proceso de refinación del petróleo es la separación en una Planta Combinada conformada por desaladores, redes de intercambio de calor, una torre de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío. La destilación atmosférica es el primer proceso de separación del petróleo, la cual consiste en la separación según su masa molecular mediante la aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente a presión atmosférica en diferentes fracciones como: nafta, turbosina, diésel, querosina y gasóleo atmosférico primario y crudo reducido, este proceso es un fenómeno de transferencia de energía y masa.

Es posible encontrar torres de destilación atmosférica con un fraccionamiento deficiente en las diferentes fracciones del crudo, debido a que tienen un enfoque al aprovechamiento máximo de energía, es decir, extraen una cantidad excesiva de energía de la torre de destilación y la eficiencia de fraccionamiento de las diferentes fracciones del crudo en la torre de destilación atmosférica se afecta de forma negativa por el intercambio de calor en las extracciones laterales "Pumparounds". Por esto que es de suma importancia tomar en cuenta los criterios de diseño y operación para una torre de destilación; estos criterios son el producto de la experiencia de ingenieros químicos expertos en el área, principalmente los criterios de diseño relacionados con la eficiencia de separación, ya que al tenerlos en cuenta se pueden evitar errores como los anteriormente comentados.

Por otro lado, al hablar sobre los yacimientos de petróleo podemos encontrar mezclas complejas de gas natural y petróleo; los yacimientos están formados por miles de hidrocarburos y unos pocos compuestos no hidrocarbonados como el  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{S}$ . Como para cualquier mezcla existen tres factores que determinan si el yacimiento se encuentra en estado líquido, gaseoso o como mezcla líquido-gas, estos factores son la temperatura, la presión y la composición del yacimiento. Dada la complejidad de los yacimientos, una buena simulación es esencial para ayudar a la industria del petróleo a establecer un plan óptimo, así como para determinar la calidad y cantidad del fluido. A continuación se dará una explicación más amplia de los temas a estudiar del proceso, como la materia prima (el petróleo), los análisis de este, los fundamentos de destilación, la Refinería y detalles de las etapas del proceso.

## 2.1. Aspectos generales del petróleo.

El petróleo es quizás la sustancia más importante que se consume en la sociedad moderna, puesto que no sólo ofrece materias primas para los plásticos y otros productos, sino también el combustible para la energía, la industria, la calefacción y el transporte. Así como es importante en la sociedad, el petróleo es la materia prima básica para las refinerías, a pesar de que en algunas áreas de los crudos sintéticos de otras fuentes y líquidos de gas natural se incluyen en las materias primas para refinerías. Su composición química es sorprendentemente uniforme a pesar de que sus características físicas varían ampliamente. La composición elemental de petróleo crudo por lo general cae dentro de los siguientes rangos. (Gary James, 2001)

**Tabla 1** Rangos del porcentaje elemental del crudo

Elemento	Porcentaje en Peso
Carbón	84-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-3
Nitrógeno	0-0.6

**Fuente:** Ref. Gary J. & Handwerk G.E. Petroleum Refining

Así podemos decir que el petróleo es una mezcla extremadamente compleja de hidrocarburos (excepto en las fracciones ligeras), generalmente con pequeñas cantidades de nitrógeno, oxígeno, y compuestos que contienen azufre así como trazas de compuestos que contienen metales.

Los combustibles que se derivan de la oferta de petróleo abastecen a más de la mitad del suministro total mundial de energía. La gasolina, queroseno y gasóleo proporcionan combustible para automóviles, tractores, camiones, aviones y barcos. El gas natural se utiliza para calentar los hogares y edificios comerciales, así como para generar electricidad. Productos derivados del petróleo son los materiales básicos utilizados para la fabricación de fibras sintéticas para la ropa y en plásticos, pinturas, fertilizantes, insecticidas, jabones, y caucho sintético. Los usos de petróleo como una fuente de materia prima en la fabricación son fundamentales para el funcionamiento de la industria moderna. (Speight, 2007)

México cuenta con una gran riqueza en recursos naturales, de los cuales el petróleo es el más importante. Gracias a éste es posible proveer al país de energéticos y petroquímicos básicos permitiendo su desarrollo industrial. Debido a esto, es necesario mejorar y optimizar los procesos de petroquímica básica y refinación, tanto en cuestiones operativas como de consumo energético, para así aprovechar al máximo dicho recurso. En México el petróleo se extrae de yacimientos terrestres o submarinos y se procesa para obtener productos de alto valor agregado como son gasolinas, turbosinas, gasóleos diversos y gases combustibles.

### 2.1.1. Propiedades del petróleo

Cada crudo tiene propiedades diferentes. En la refinación se utilizan métodos analíticos relativamente simples para conocer las propiedades del crudo con correcciones empíricas para evaluar la materia prima del proceso, comparado con otras materias primas y el costo operacional y de producción se asigna el valor de cada crudo.

El rendimiento de los productos que pueden ser obtenidos a partir de este crudo cuando se procesan en una refinería. Un crudo ligero producirá mayores cantidades de gasolina que un petróleo crudo pesado. Diferentes pruebas de destilación estándar se pueden realizar en petróleo crudo o fracciones de petróleo. A continuación se presentan algunas propiedades y características que puede presentar el petróleo:

#### Gravedad API

La densidad del petróleo en general se expresa en °API, esta propiedad es inversamente proporcional con la gravedad específica, es decir al aumenta la gravedad específica en un crudo su densidad en °API disminuye. Relacionadas así de la siguiente manera:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{gravedad específica}} - 131.5 \quad (1)$$

En la ecuación (1) la gravedad específica se refiere al peso por unidad de volumen a 60°F comparada con la gravedad específica del agua a 60°F. La gravedad API de los crudos puede estar en un rango de 10°API a 50 °API. La gravedad API siempre se refiere a la muestra líquida a 60°F (15.7°C). La gravedad API no es una propiedad lineal, por lo tanto no se puede promediar, sin embargo la gravedad específica sí puede promediarse.

#### Contenido de Azufre

La cantidad de azufre presente en el crudo es otra de las características que más se toman en cuenta en su clasificación y precio. En el caso de dos crudos con el mismo grado API, aquel que posea la menor cantidad de azufre será el de mayor precio.

Dentro de esta clasificación los crudos con menos de 0.5% de azufre son conocidos como crudos dulces, mientras que aquellos con más de 1.5% se les conoce como crudos amargos.

La importancia del contenido de azufre en el crudo radica en que este elemento es altamente corrosivo y su emisión a la atmósfera es causa de la formación de lluvia ácida, por lo que desde hace tiempo los países han diseñado políticas que limiten el contenido de compuestos que contengan azufre en los combustibles.

Otros factores que determinan la calidad del crudo y por tanto su precio, son: el contenido de asfáltenos y/o de lubricantes, contenido de agua, contenido de sal, evaporabilidad, contenido de impurezas (metales disueltos como vanadio y níquel), curva de destilación, etc. Los rangos de cada una de estas características varían considerablemente de región a región e incluso dentro de un mismo yacimiento.

### **Peso molecular**

La mayoría de los aceites crudos y fracciones de petróleo tienen pesos moleculares medios de 100 a 500. Aunque, hay varios métodos para medir el peso molecular, el método más adecuado se basa en la depresión del punto de congelación.

#### **2.1.2. Tipos de crudo**

Como mencionamos, uno de los parámetros más relevantes para clasificar un crudo es su densidad. Las unidades empleadas para su medición son los grados API (siglas derivadas del American Petroleum Institute) y representan el inverso de la densidad específica. No existe ningún parámetro puntual para nombrar los crudos de acuerdo a esta característica, sin embargo, en la industria petrolera internacional, se suelen tomar los siguientes rangos:

**Tabla 2. Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad.**

CRUDO	DENSIDAD (g/cm <sup>3</sup> )	Densidad (°API)
Extra pesado	>1.0	<10
Pesado	1.01-0.92	10.1-22.3
Mediano	0.91-0.87	22.4-31.1
Ligero	0.86-0.83	31.2-39
Súper Ligero	<0.83	>39

**Fuente:** (SENER, Secretaría de Energía, 2015)

Este parámetro es quizá la propiedad más importante del petróleo crudo, ya que se encuentra asociado al contenido de cadenas largas en el mismo (las moléculas más grandes pueden empaquetarse muy juntas una de la otra dando como resultado una mayor cantidad de masa por unidad de volumen). De esta manera, entre más ligero sea un crudo, éste tendrá una mayor proporción de fracciones de cadenas cortas que representan un mayor valor económico, como las gasolinas, diesel, turbosina; además de que estos crudos pueden refinarse más fácilmente sin recurrir a procesos complejos como el craqueo o coquización para obtener volúmenes considerables de productos de mayor valor agregado.

Los tipos de crudo en México son los siguientes:

***Petróleo Súper Ligero***

Su producción proviene principalmente de los yacimientos localizados en la región sur del territorio nacional, en los estados de Chiapas y Tabasco, representando el 19% del total producido en el país.

***Petróleo Ligero***

Su producción se obtiene principalmente de los yacimientos localizados en la región marina del Golfo de Campeche, representa el 26% del total producido en el país.

***Petróleo Pesado***

Se extrae principalmente de los yacimientos localizados en la región marina noreste del Golfo de Campeche, representa el 55% de la producción total del país.

Para el mercado de exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo con las siguientes calidades típicas:

Istmo. Petróleo crudo ligero con densidad de 33.6º API y 1.3% de azufre en peso.

Maya. Petróleo crudo pesado con densidad de 21º API y 4.5% de azufre en peso.

Olmeca. Petróleo crudo muy ligero con densidad de 39.3º API y 0.8% de azufre en peso. (Mejía Lugo, 2009)

### **2.1.3. Caracterización del crudo**

El ensayo de un crudo es la compilación de datos de laboratorio y de plantas piloto que definen las propiedades de un crudo específico. Los ensayos de un crudo típicamente incluyen la curva TBP, la curva de gravedad versus % destilado, contenido de azufre y la fracción de los compuestos ligeros.

Es importante mencionar que el ensayo de un crudo determinado que tiene dos años o más de antigüedad desde su realización, proporciona datos inadecuados para propósitos de simulación.

Las mezclas de hidrocarburos puros y de fracciones petrolíferas se analizan en laboratorio utilizando normas concretas publicadas por la ASTM (American Society for Testing and Materials), la clasificación de los métodos de ensayo utilizados en la destilación son los siguientes:

**DESTILACIÓN TBP (ASTM D2892).** La curva de destilación de puntos de ebullición real ó TBP (True Boiling Point) es la información más importante para llevar a cabo una caracterización de cualquier crudo para fines de diseño y simulación. Sin una correcta curva TBP, el proyecto de simulación está destinado a fracasar. La destilación TBP tiende a separar los componentes de

la mezcla en orden con respecto al punto de ebullición de los productos y es una buena aproximación de la separación que puede ser esperada en la planta. La temperatura más alta que puede ser medida para la mayoría de los crudos antes del craqueo de sus moléculas es del rango de 496 a 526°C a una presión base de 760 mmHg.

**DESTILACIÓN ASTM 1160.** El procedimiento para obtener la curva de puntos de ebullición reales (TBP) puede ser extendido experimentalmente a través del procedimiento de destilación al vacío ASTM D1160 para los residuos de la destilación TBP.

La prueba es comúnmente corrida a 10 mmHg y pueden medirse temperaturas mayores al rango de 566 - 610°C cuando los datos son corregidos a una presión base de 760 mmHg. La presentación de resultados consiste en una curva de destilación en la cual aparece el volumen destilado, el punto de ebullición a presión reducida y el punto de ebullición corregido a presión atmosférica.

**DESTILACIÓN ASTM D86.** Este método se aplica a la destilación de gasolinas, querosenos, gasóleos y productos petrolíferos similares. La cantidad de muestra es generalmente de 100 ml, las condiciones de destilación están especificadas en función de la naturaleza de la muestra. Se va observando simultáneamente la lectura de la temperatura y del volumen condensado; el resultado del ensayo se calcula y se refleja bajo la forma de temperatura de ebullición en función del volumen destilado.

La temperatura a la que se recoge la primera gota destilada es llamada el punto de ebullición inicial (IBP). El punto final (EP) es la máxima temperatura del vapor cuando casi toda la muestra se separa por destilación (por encima de 95%).

### **Pseudocomponentes**

Los cálculos con fracciones de petróleo y derivados del petróleo crudo requieren la composición de cada corriente de proceso. Dado que la mayoría de los componentes reales no se conoce, las fracciones de petróleo se caracterizan como una mezcla de discretos pseudo-componentes con rangos de punto de ebullición definidos o puntos de corte en la curva de destilación TBP. Cada pseudo-componente corresponde a varios compuestos reales desconocidos (por ejemplo, parafinas, naftenos y aromáticos) que hierven en un intervalo de temperaturas.

Por lo general, cada pseudo-componente se caracteriza por un promedio normal de punto de ebullición, la gravedad específica y el peso molecular. Las dos primeras propiedades se obtienen experimentalmente a partir de la curva TBP y la gravedad en función del volumen

curva destilada. En algunos casos, sólo la gravedad específica global de la fracción es medida. El peso molecular se calcula por lo general a través de una correlación.

Una vez que se determinan estos parámetros, los pseudo-componentes pueden ser tratados como cualquier componente definido para el cálculo de propiedades termo físicas y termodinámicas como por ejemplo entalpía, entropía y de transporte tales como la viscosidad, la conductividad térmica y la difusividad. Algunos establecimientos, como el punto de fluidez, dependerán de la naturaleza química de los compuestos representados en el pseudo-componentes. A continuación, la información sobre las composiciones químicas en términos de porcentaje de parafinas, naftenos y aromáticos se vuelve necesario.

## 2.2. Refinación del petróleo

El petróleo por sí solo es un material de relativamente poco valor y rara vez es utilizado directamente. Sin embargo puede ser refinado y procesado para así obtener un gran número de productos cuyo valor es muchas veces mayor que el del crudo original. En general hay tres principales procesos que se realizan en las refinerías: separación, reacción y terminación o limpieza. A continuación se presenta una tabla donde se explican de manera general algunos de los procesos que se dan en las refinerías.

**Tabla 3** Principales Procesos en la Refinación del Petróleo

PROCESO	DESCRIPCIÓN
Destilación Atmosférica	Se calienta el crudo y se separan los principales hidrocarburos que componen al petróleo crudo por fraccionamiento a presión atmosférica
Destilación al Vacío	Es el proceso de separación mediante calentamiento y presión inferior a la atmosférica
Hidrodesulfuración catalítica	Proceso en que por medio de hidrógeno y catalizadores se eliminan las impurezas de azufre, nitrógeno y oxígeno, contenidas en las gasolinas y los intermedios obtenidos en la destilación atmosférica y al vacío.

PROCESO	DESCRIPCIÓN
Proceso de Conversión Térmica y Catalítica de Gasóleos	Proceso para transformar los gasóleos a gasolina y destilados intermedios, utilizando altas temperaturas y presiones, además del uso de catalizadores.
Reformación Catalítica de Naftas	Proceso utilizado para convertir los hidrocarburos parafínicos y nafténicos, contenidos en las naftas, en una amplia variedad de hidrocarburos nafténicos y aromáticos con características de alto octano, los cuales son utilizados en la mezcla y formulación de gasolina.
Isomerización	Proceso catalítico mediante el cual se efectúa un rearrreglo de los hidrocarburos con características de isoparafinas contenidos en las gasolinas y los convierten en componentes de alto octano.
Hidrodesintegración Térmica (H-Oil)	Proceso para descomponer los hidrocarburos pesados en presencia de hidrógeno, altas temperaturas y catalizadores específicos para producir más ligeros.
Alquilación	Proceso catalítico en el que se integran hidrocarburos de 3 y 4 átomos de carbono a una olefina, principalmente isobutileno, para producir hidrocarburos con estructura ramificada similar a la de las gasolinas.
Polimerización	Proceso catalítico en el que se adicionan los hidrocarburos olefínicos de 3 carbonos producidos en la conversión catalítica de gasóleos, para obtener gasolina de alto octano.

Fuente: (Segoviano Murillo, 2008)

La refinación del petróleo es el conjunto de procesos en los que se lleva a cabo por medio de calentamiento y en presencia de catalizadores, las operaciones de separación física y transformaciones químicas sucesivas, necesarias para modificar y mejorar los rendimientos del crudo, en sus productos finales: gasolinas, destilados intermedios, combustóleo, parafinas, grasas, lubricantes y asfaltos. (Ver Tabla 3). En la mayoría de los procesos de transformación selectiva se requiere previamente eliminar las impurezas presentes en forma de compuestos de azufre, ya que estos pueden afectar las especificaciones de calidad de los productos finales.

### 2.2.1. PANORAMA INTERNACIONAL DE LA INDUSTRIA DE LA REFINACIÓN

En los últimos años, la industria de la refinación evolucionó favorablemente como resultado de las condiciones económico-financieras a nivel internacional y a raíz de la recuperación económica. Dichas condiciones incidieron sobre la demanda global de productos petrolíferos, revirtiendo la tendencia negativa mostrada en los dos últimos años. Con este aumento en la demanda, incrementó tanto el porcentaje de utilización de la capacidad de refinación como sus márgenes en la mayoría de las regiones del mundo. Pese a este cambio en la tendencia, la especulación y volatilidad en los mercados globales siguen presentando altos riesgos financieros que pueden afectar directamente a la industria. En general, el desarrollo de los centros de refinación se encuentra cerca de los centros de consumo, debido a que es más económico transportar el petróleo crudo que sus derivados. Mundialmente aunque la mayor producción de petróleo se encuentra en el Medio Oriente, la mayor capacidad de refinación se localiza en Europa, Asia y Norteamérica.

**Tabla 4** Número de Refinerías por país.

País	Número de Refinerías	País	Número de Refinerías
Estados Unidos de América	140	India	17
China	52	Alemania	15
Rusia	41	Brasil	15
Japón	31	Francia	13
Canadá	16	México	6
Italia	17	MUNDIAL	667

**Fuente:** (Energy Information Administration, 2015)

Así mismo podemos decir que México produjo un promedio de 2,9 millones de barriles por día de líquidos totales de petróleo durante el 2013. La producción total de petróleo de México había disminuido considerablemente, el 22% de su altura en 2004 y 2009, pero el descenso a partir de entonces se ha mantenido en menos del 1% por año.

La industria de la refinación en nuestro país presenta distintos retos, entre los que se encuentran la creciente demanda de los productos derivados del petróleo vinculada al desarrollo económico del país; el compromiso en el cuidado del medio ambiente a través de la elaboración de combustibles cada vez más limpios; maximizar el valor del petróleo procesado mejorando eficiencias y rentabilidad. Aunado a esto existe una incertidumbre respecto a la disponibilidad de crudos cada vez más pesados que requerirían de procesos más complejos para la obtención de los petrolíferos que requiere el país.

**Tabla 5 Evolución de la capacidad de refinación de países seleccionados, 2000 y 2014**

Lugar	País	2010	2014	% Variación
1	Estados Unidos	16,595	17,791	6.72%
2	China	5,407	14,098	61.65%
3	Federación Rusia	5,536	6,338	12.65%
4	Japón	5,010	3,749	-33.64%
5	India	2,219	4,319	48.62%
6	Corea del Sur	2,598	2,887	10.01%
7	Italia	2,485	1,984	-25.25%
8	Brasil	1,849	2,235	17.27%
9	Arabia Saudita	1,806	2,822	36.00%
10	Alemania	2,262	2,060	-9.81%
11	Canadá	1,861	1,965	5.29%
12	Irán	1,597	1,985	19.55%
13	Reino Unido	1,778	1,368	-29.97%
14	Francia	1,984	1,375	-44.29%
15	México	1,540	1,522	-1.18%

**Fuente:** (BP Statistical Review of World Energy, June 2015)

Otro de los grandes retos que enfrenta la industria de refinación del país en el futuro cercano será el ampliar la capacidad de distribución y almacenamiento de productos petrolíferos; en este sentido, se planea ampliar y reubicar terminales de almacenamiento, ampliar los sistemas de carga y descarga, rehabilitar los tanques y sistemas de seguridad y renovar la flota de reparto local. A esta planeación se suma la posible entrada en operación de una nueva refinería

hacia 2015 que incrementará la producción nacional de petrolíferos. (SENER, Prospectiva de petrolíferos 2012-2026, 2012)

En México el Sistema Nacional de Refinerías está conformado por las siguientes refinerías:

- 1) Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa”, Cadereyta, Nuevo León.
- 2) Refinería “Francisco I. Madero”, Cd. Madero, Tamaulipas.
- 3) Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”, Minatitlán, Veracruz.
- 4) Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, Salamanca, Guanajuato.
- 5) Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, Salina Cruz, Oaxaca.
- 6) Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula, Hidalgo.

Los principales productos obtenidos en la refinación del petróleo crudo son: gas seco (de refinerías), gas LP, gasolinas, turbosina, diesel, combustóleo, parafinas, grasas, lubricantes y asfaltos, así como otros productos o subproductos utilizados como materia prima por la Industria Petroquímica. Una refinería es el conjunto de instalaciones requeridas para la refinación del petróleo crudo, en las que se incluyen desde los tanques de almacenamiento, equipo de bombeo, tuberías para su traslado a las áreas de proceso en las que se llevará a cabo la separación por destilación y posterior procesamiento y conversión a productos petrolíferos refinados.

La primera etapa de refinación es la separación del petróleo y esto es mediante el proceso de destilación. En la mayoría de las refinerías, este proceso ocurre en dos etapas. Primero el crudo se calienta hasta alcanzar la temperatura máxima permisible, y de esta forma pueda ser alimentado a la torre fraccionadora, que opera a presiones ligeramente arriba de la atmosférica y que es conocida como torre atmosférica. Esta columna produce diferentes destilados y un producto de fondos, el cual es el residual líquido que no podría ser evaporado bajo las condiciones de temperatura y presión existentes en la torre atmosférica. El residuo atmosférico es entonces recalentado a una temperatura máxima permisible, normalmente mayor que la temperatura de alimentación de la torre atmosférica, y se alimenta a una segunda torre fraccionadora, la cual opera a presiones debajo de la presión atmosférica. Esta columna de destilación es conocida como torre de destilación al vacío. En seguida hablaremos más afondo de los dos procesos que se mencionaron y los cuales son fundamentales entender para poder iniciar con la simulación de la Planta Primaria No II.

### 2.3. Proceso de destilación atmosférica

El primer paso en cualquier refinería de petróleo es la separación del crudo en varias fracciones o cortes mediante el proceso de destilación. El primer proceso de separación en una refinería es la destilación atmosférica, llamada así porque la separación del crudo se lleva a cabo a una presión de 0.3 a 0.5 kg/cm<sup>2</sup> manométricos, como se mencionó ligeramente arriba de la presión atmosférica. Tiene como objetivo principal, separar el crudo en varias corrientes, llamadas productos primarios o fracciones, es por esto que a esta separación se le llama también fraccionamiento del crudo. . Estas fracciones pueden ser productos o alimentaciones a otras unidades de proceso. (Ortiz Bautista, 2010)

Es necesario elevar la temperatura antes de introducir el crudo a la torre, para vaporizar todos los productos extraídos por encima de la zona de alimentación y así lograr un cierto fraccionamiento en los platos superiores a la zona de alimentación, lo cual proporciona un reflujo interno en exceso sobre las corrientes laterales extraídas. La presión en la zona flash es a menudo establecida en el mínimo valor posible. Esto maximizará la vaporización del crudo. El condensador de la columna a presión atmosférica condensa la fracción de pentanos y más pesados, de los vapores que salen de la cabeza de la columna. Esto constituye la porción de gasolina ligera del domo, que contiene algunos butanos y propano y, esencialmente, todos los componentes de mayor punto de ebullición del vapor del domo de la columna. Parte de este condensado se devuelve a la cabeza de la columna como reflujo, y el restante se envía a la sección de estabilización de la planta de gas de la refinería, donde los butanos y el propano se separan de la gasolina ligera. (Segoviano Murillo, 2008)

Esta etapa de destilación es apoyada para tal fin en su diferencia de temperatura de ebullición (o volatilidad). Durante este proceso las fracciones o productos más ligeros (gases y nafta ligera) se destilan primero y posteriormente se sacan por el domo o parte superior de la torre. Los destilados intermedios (turbosina, kerosina, gasóleo o diesel) se extraen separadamente por la parte intermedia y el residuo por el fondo de la torre.

Es necesario elevar la temperatura antes de introducir el crudo a la torre, para vaporizar todos los productos extraídos por encima de la zona de alimentación y así lograr un cierto fraccionamiento en los platos superiores a la zona de alimentación, lo cual proporciona un reflujo interno en exceso sobre las corrientes laterales extraídas. La temperatura a la que se debe alimentar el crudo a la torre de destilación es de alrededor de 350 a 380° C, por lo cual se calienta en hornos especiales o en calentadores, y se introduce a la torre, cerca del fondo, mezclado con vapor de agua. La presión en la zona flash es a menudo establecida en el mínimo valor posible. Esto maximizará la vaporización del crudo. El condensador de la columna a presión atmosférica condensa la fracción de pentanos y más pesados, de los vapores que salen de la cabeza de la columna. Esto constituye la porción de gasolina ligera del domo, que contiene algunos butanos y propano y, esencialmente, todos los componentes de mayor punto de ebullición del vapor del domo de la columna. Parte de este condensado se

devuelve a la cabeza de la columna como reflujo, y el restante se envía a la sección de estabilización de la planta de gas de la refinería, donde los butanos y el propano se separan de la gasolina ligera.

En varios niveles de la columna, las salidas laterales toman el líquido destilado como producto de salida, los productos más ligeros en la parte alta de la columna, los líquidos más pesados en el fondo. Cada uno de los productos de las corrientes laterales que se extraen de la columna, disminuyen la cantidad de reflujo por debajo del punto de extracción. Si se eliminara todo el calor en el domo de la cabeza, se obtendría un máximo reflujo y fraccionamiento, sin embargo esto requiere una entrada de líquido que exige un diámetro muy grande en la cabeza de la columna. Para reducir el diámetro en el domo de la columna y la carga del líquido a lo largo de ella, se utilizan corrientes intermedias de eliminación de calor que generan reflujo por debajo de los puntos de extracción de las corrientes laterales. Para ello, el líquido se extrae de la columna, se enfría mediante un intercambiador de calor, y se devuelve a la columna, o una porción de la corriente enfriada puede devolverse a la columna. Esta corriente fría condensa gran cantidad del vapor que asciende por la columna incrementando por consiguiente el reflujo por debajo de ese punto.

Generalmente se incorporan varios platos por debajo de la zona de alimentación, introduciéndose vapor por debajo del plato del fondo de la columna para separar cualquier gasóleo residual del líquido en la zona de alimentación y dar lugar a residuos con un alto punto de inflamación. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos rebajando así la temperatura requerida para la vaporización. Normalmente, la columna de fraccionamiento a presión atmosférica contiene de 30 a 50 platos de fraccionamiento, de los cuales entre 25 y 35 etapas se encuentran entre la zona flash y el domo de la columna. Los rangos recomendados para el número de etapas en varias secciones de la torre se muestran en la Tabla 6. El uso de este número de etapas y niveles de recuperación de calor proporcionarán un fraccionamiento adecuado. La caída de presión permisible para los platos será de un rango de 0.1 a 0.2 psi por plato.

**Tabla 6.** Requerimientos de Etapas en una Torre de Destilación

SEPARACIÓN	NÚMERO DE ETAPAS
Nafta Ligera a Nafta Pesada	6 a 8
Nafta Pesada a Destilado Ligero	6 a 8
Destilado Ligero a Destilado Pesado	4 a 6
Destilado Pesado a Gasóleo Atmosférico	4 a 6
Zona Flash a Primera Salida Lateral	3 a 4
Sección de Agotamiento de Vapor	4

**Fuente:** (Watkins, 1981)

Las corrientes laterales extraídas contendrán componentes de bajo punto de ebullición, debido a que los productos más ligeros pasan a través de los productos más pesados y están en equilibrio con ellos en cada plato. Estas “colas ligeras” se separan de cada corriente lateral en una pequeña columna de

separación individual que contiene de cuatro a diez platos, con vapor introducido por debajo del plato del fondo. El vapor y las colas ligeras separadas se descargan de nuevo en la zona de vapor de la columna de fraccionamiento a presión atmosférica, encima del correspondiente plato de extracción lateral.

Así mismo existen cortes que nos pueden representar de manera general los productos del petróleo, los puntos de corte y rangos de ebullición para atmosférica y de vacío se muestran en la Tabla 5

**Tabla 7** Productos del proceso de Destilación del Crudo.

Material	Porcentaje (% peso)*	TBP (°C)
<i>Destilación Atmosférica</i>		
Gases refinados (C1-C2)	0.10	-
Gases licuados de Petróleo (LPG)	0.69	-
Nafta Ligera (LSR)	3.47	32-82 (90-180 °F)
Nafta Pesada (HSR)	10.17	82-193 (180-380 °F)
Querosina	15.32	193-271 (380-520°F)
Gasoleo Ligero (LGO)	12.21	271-321(520-610°F)
Gasoleo Pesado (HGO)	21.10	321-427(610-800°F)
<i>Destilación al vacío</i>		
Gasoleo pesado (VGO)	16.80	427-566(800-1050°F)
Residuo (VR)	20.30	+566(+1050°F)

**Fuente:** (Gary James, 2001) \*Los porcentajes para cada producto dependen de las propiedades y composición de la alimentación al proceso. En este caso es un crudo de 23.6 API.

#### 2.4. Proceso de Destilación al Vacío

La destilación al vacío del residuo atmosférico es una operación complementaria de la destilación primaria, que permite extraer los destilados ligeros que contiene el residuo atmosférico ( llamado también crudo reducido), debido a que estos destilados ligeros ya separados, tienen mayor valor económico y aprovechamiento en la refinería. Los gasóleos y el residuo de vacío que se obtienen pueden tener varios usos, dependiendo del tipo de crudo procesado, la configuración de la refinería, la capacidad de los procesos y la demanda de los productos. Esto significa, que la función general de la torre de vacío es recuperar la máxima cantidad de destilados, obteniendo las especificaciones de los gasóleos y del residuo de vacío, de acuerdo a la aplicación que se les vaya a proporcionar. Como ya se mencionó las temperaturas de salida del horno requeridas para la destilación a presión atmosférica de las fracciones más pesadas del crudo de petróleo son tan altas que podrían dar lugar al craqueo térmico, con la consiguiente pérdida de producto y ensuciamiento del equipo. Estas materias se destilan por consiguiente bajo vacío, ya que la temperatura de ebullición desciende al decrecer la presión. La destilación se lleva a cabo con presiones absolutas, en la zona de alimentación

de la columna, de 25 a 40 mmHg. Para mejorar la vaporización, se rebaja aún más la presión efectiva mediante la adición de vapor a la entrada del horno y a la base de la columna de vacío. La adición de vapor a la entrada del horno incrementa la velocidad en los tubos del horno y minimiza la formación de coque en el horno, así como también disminuye la presión parcial de la totalidad de los hidrocarburos en la columna de vacío. La cantidad de vapor de agotamiento utilizado es una función del intervalo de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada.

Las temperaturas de salida del horno son también función del intervalo de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, así como también de las características de coquización de la alimentación. Las presiones de operación más bajas dan lugar a incrementos significativos en el volumen de vapor por barril vaporizado y, por consiguiente, las columnas de destilación al vacío tienen un diámetro mucho mayor que las columnas a presión atmosférica.

La presión de operación deseada se mantiene mediante el uso de eyectores de vapor y condensadores barométricos o de superficie. El tamaño y el número de eyectores utilizados vienen determinados por las necesidades de vacío y la cantidad de vapor manipulado. Para una presión de 25 mmHg en la zona de alimentación, se requieren normalmente tres etapas de eyección. La primera etapa condensa el vapor y comprime los gases no condensables, mientras que la segunda y tercera etapas eliminan los gases no condensables de los condensadores. El vacío producido está limitado por la presión de vapor del agua utilizada en los condensadores. Si se suministra agua fría a los condensadores puede obtenerse una presión absoluta menor en la columna de vacío.

## **2.5. Refinería ing. Antonio Dovalí Jaime**

La Refinería Antonio Dovalí Jaime ocupa una superficie de 600 hectáreas localizadas a cinco kilómetros al noreste de la ciudad y puerto de Salina Cruz, Oaxaca, la cual inició sus operaciones en el mes de abril de 1979, y desde entonces ha sido un centro de refinación en constante crecimiento como lo marca la cronología de sus operaciones. El petróleo crudo que se extrae de los yacimientos localizados en los estados de Tabasco, Chiapas y la Sonda de Campeche, se concentra en la estación de recolección y bombeo, ubicada en Nuevo Teapa, Veracruz. Parte de este crudo se envía a través de dos oleoductos de 30 y 48 pulgadas de diámetro, hasta la refinería. El crudo, sea para su procesamiento o para exportación, se almacena en tanques de 100, 200 y 500 mil barriles, cuyas características de diseño y seguridad garantizan el adecuado abastecimiento. El crudo, sea para su procesamiento o para exportación, se almacena en tanques de 100, 200 y 500 mil barriles, cuyas características de diseño y seguridad garantizan el adecuado abastecimiento. Para el manejo de los hidrocarburos y productos, la refinería cuenta con una capacidad de 14 millones de barriles en 125 tanques, de los cuales 20 almacenan materias primas, tales como crudo Istmo, Maya y sus mezclas y metanol; 39 para productos intermedios como gasolina primaria, querosina primaria, turbosina primaria, diesel primario, aceite cíclico ligero, gasóleos, residuos catalíticos, aceite recuperado y 66

para productos finales: butano-butileno, propileno, gas LPG, gasolina Pemex Magna, turbosina, diesel desulfurado, Pemex Diesel, combustóleo, TAME y MTBE. (PEMEX, PEMEX Refinación, 2015)

**Figura 1** Localización de las Refinerías en México



**Fuente:** Elaboración propia, datos obtenidos de PEMEX, 2008.

La Refinería se divide en dos grandes áreas:

Área administrativa. A través de los diversos departamentos que integran el área administrativa se lleva el control y seguimiento de los servicios que se prestan al personal que labora en la Refinería, así como los requerimientos de mano de obra de la misma.

Área Industrial. Actualmente está constituida por:

- 26 plantas de proceso
- 96 tanques de almacenamiento
- 6 áreas de almacenamiento para Azufre líquido
- 12 talleres de especialidades: eléctrico, mecánico, instrumentos
- 4 Laboratorios: control, analítico, gases y experimental

### **2.5.1. Descripción de las Plantas en la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime**

A continuación se dará una breve descripción de las plantas que integran la Refinería Salina Cruz, Oaxaca.

#### **PLANTA PRIMARIA I Y II.**

En la Refinería se cuenta con dos plantas de destilación primaria las cuales fueron diseñadas e instaladas para procesar cada una 165,000 BPD de crudo. En la Primaria I se procesa una mezcla de crudos con peso específico de 0.865 a 0.875 y en la Primaria II la mezcla es de 0.875 a 0.890. ( ROJAS ARENAS, 2008)

Los productos que se obtienen son:

Gas licuado endulzado en Primaria II

Gasolina amarga, que junto con la de despunte, una vez estabilizada se envía a tanques de almacenamiento para su tratamiento posterior de endulzamiento en los procesos Merox e Hidrodesulfuración.

Turbosina que se envía a tanques para que de acuerdo a los lineamientos de calidad continúe su tratamiento en las unidades de destilados intermedios.

Kerosina para la preparación de tanques de diesel utilizada para el ajuste porcentual de azufre. Gasóleos ligeros enviados a tanques, utilizados en la preparación de diesel.

Gasóleos pesados que se envían a tanques para preparar mezclas que se alimentan a las plantas catalíticas.

#### **UNIDADES DE DESTILACIÓN AL VACÍO I Y II.**

Cada una de estas plantas se diseñó para procesar 75,000 BPD de residuo primario, procedente de las plantas de destilación primarias, el cual pasa a través de dos calentadores a fuego directo, posteriormente se envía a las torres de vacío, en donde se obtienen; Gasóleo Ligero, Gasóleo Pesado y residuos de vacío.

Los Gasóleos Ligero y Pesado, se envían como carga a la Planta Catalítica y el residuo de vacío, sirve de base para la preparación de Combustóleo.

#### **PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA I Y II**

Con una carga de una mezcla de Gasóleos de vacío y pesado atmosférico, esta planta desintegra los compuestos de alto peso molecular por medio de una alta temperatura y un catalizador, obteniendo productos más valiosos.

Esta Refinería cuenta con dos plantas de Desintegración Catalítica con capacidad para procesar 40,000 BPD cada una y dos plantas Despropilenizadoras de 4,000 y 5,000 BPD cada una, las cuales, en conjunto producen lo siguiente:

Gas combustible que se va a la red del sistema

Butano – Butileno, una parte, enviado a esferas para transportar a otras refinerías y el resto como carga a la planta MTBE

Propileno que constituye la alimentación a la Planta de Alquilación

Gasolina de alto octano, que se le da un tratamiento MEROX para eliminarle mercaptanos y enviarla a tanque para la preparación de gasolinas.

Aceite cíclico ligero para la preparación de diesel o mezclas, y comodiluyente en la preparación de combustóleo.

Aceite decantado, producto final utilizado para diversas mezclas.

#### **PLANTAS HIDRODESULFURADORAS DE DESTILADOS INTERMEDIOS**

Existen dos de estas plantas, con capacidad de 25,000 BPD cada una, utilizadas para eliminar los compuestos de azufre de la turbosina, querosina y diesel, mediante una reacción catalítica con hidrógeno.

La carga, que proviene de las plantas primarias, pasa a la zona de reacción, en donde se obtiene por el fondo del separador un producto desulfurado sin estabilizar, el cual es enviado a la torre agotadora; de esta torre los hidrocarburos pesados se alimentan a la sección de fraccionamiento, para extraer de ella, por el domo, hidrocarburos ligeros que se envían como carga a la hidrodesulfuradora de gasolina, y por el fondo la querosina o el diesel desulfurado.

#### **PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS**

Recibe como carga la gasolina desulfurada, para obtener mediante reformación catalítica a determinada presión y temperatura, en presencia de un catalizador a base de platino, gasolina de alto octano, además de hidrógeno como subproducto. Su capacidad de proceso es de 20,000 BPD.

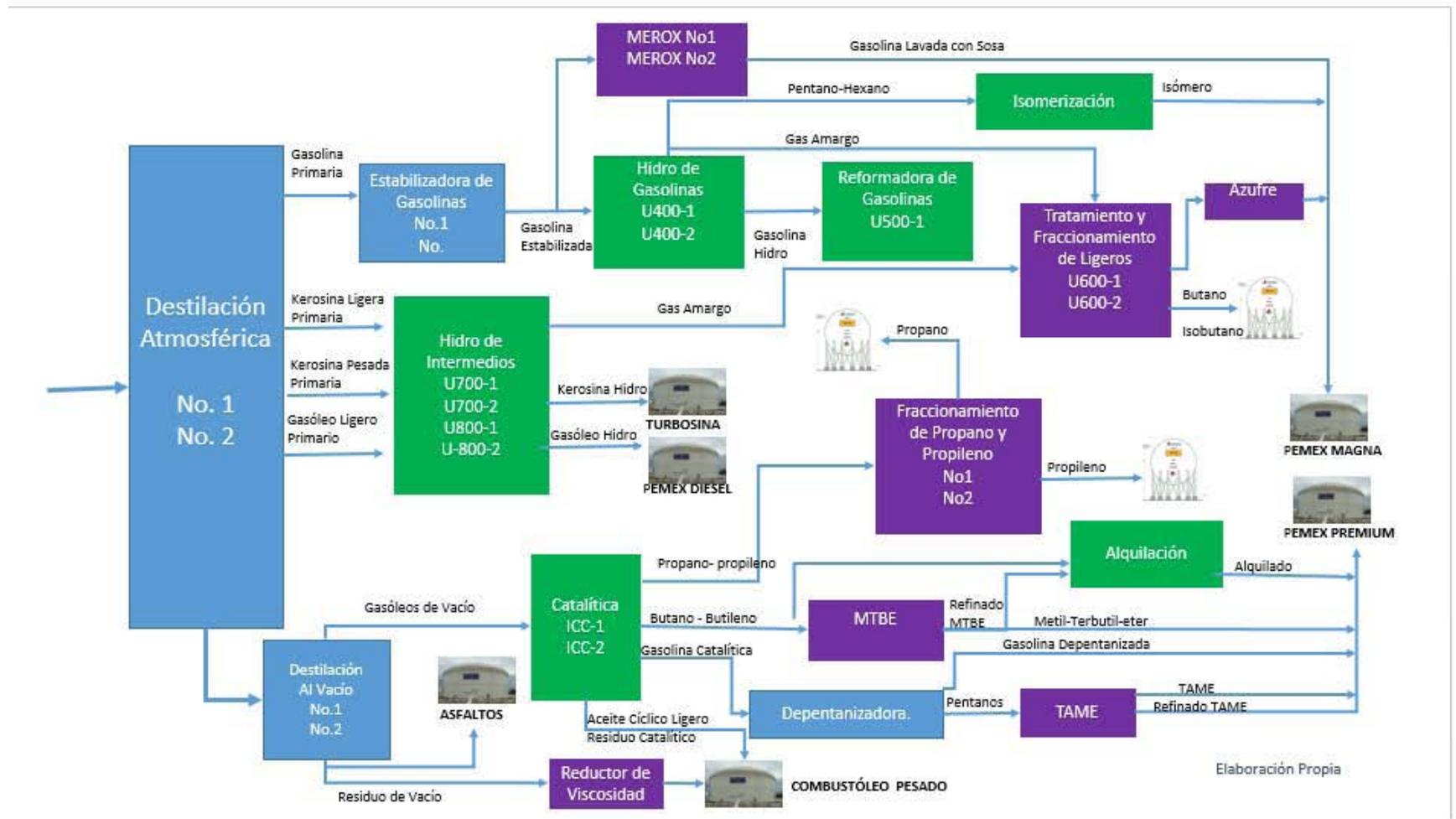
La reacción de reformación se efectúa en reactores en serie, colocados uno sobre otro, formando un solo cuerpo. Como la reacción es endotérmica, entre los reactores se intercalan calentadores que recuperan la temperatura al fluido antes de entrar a cada reactor, proporcionando así la energía necesaria para realizar la reacción de reformación.

El reformado sin estabilizar se envía a la sección de fraccionamiento, donde por el domo se separan los incondensables y licuables, y por el fondo el reformado estabilizado con buen octano, mismo que es transferido a tanques para la preparación de gasolina.

### **PLANTAS DE AZUFRE I, II Y III.**

Los gases amargos procedentes de las plantas hidrosulfuradoras de nafta, de destilados intermedios de la viscorreductora y de las plantas catalíticas, se procesan en tratamientos de endulzamiento con Aminas donde se genera el gas ácido que se utiliza como carga a las plantas de azufre por su alto contenido de H<sub>2</sub>S. Con ello ayuda a la preservación del medio ambiente al transformar los gases ácidos en azufre por medio de un tratamiento térmico y catalítico.

Figura 2 Esquema General de Proceso de la Refinería Ing. Antonio Davalí



Actualmente se cuenta con 3 plantas con capacidad para procesar cada una 80 toneladas por día, el azufre producido se almacena en forma líquida o bien en forma sólida en patios, para manejar a granel.

### **PLANTAS MTBE / TAME.**

Debido al alto grado de contaminación ambiental que actualmente vivimos y de acuerdo a las normas de protección ambiental, y como manera de contribuir a reducir la contaminación, PEMEX REFINACIÓN al ir a la vanguardia en alta tecnología en la producción de combustibles para motores de combustión interna y para usos industriales, construyó en la Refinería un paquete de plantas ecológicas para producir combustibles oxigenados como Metil-Terbutil-Eter (MTBE) con capacidad de 30,000 toneladas por año y Ter-Amil-Metil-Eter (TAME) con capacidad de 60,000 toneladas por año. Estos compuestos vienen a sustituir al Tetraetilo de Plomo y por consiguiente reducir las emisiones de plomo a la atmósfera.

### **REDUCCIÓN DE VISCOSIDAD**

Este proceso empleado en la refinación del petróleo para obtener hidrocarburos de bajo peso molecular tales como gases, gasolina, gasóleos y residuos de baja viscosidad, a partir de vacío de alta viscosidad.

### **ISOMERIZACIÓN**

Proceso mediante el cual se altera el arreglo fundamental de los átomos de una molécula sin adherirlos o sustraer nada de la molécula original.

## **2.6. Descripción de la planta primaria combinada Número II.**

Como ya se ha mencionado en el presente trabajo, el primer procesamiento de una refinería es separar las diferentes fracciones ligeras de las pesadas mediante destilación atmosférica y de vacío. Las plantas primarias y de vacío existentes en la Refinería de Salina Cruz fueron diseñadas con amplios márgenes de capacidad operativa. A continuación se describirá el proceso de la destilación atmosférica y de vacío.

### **2.6.1. Planta de Destilación Atmosférica**

La planta de destilación atmosférica con capacidad de 165 mil BPD de procesamiento de crudo cretácico 100% o una mezcla de crudo cretácico y crudo marino en proporción de 50/50, fue

diseñada por el instituto mexicano del petróleo para petróleos mexicanos, bajo el contrato IMP-1167.

El crudo a procesar deberá ser desalado antes de pasar a las torres despuntadoras en donde se eliminan los compuestos ligeros. Así como pasar mediante los hornos de calentamiento y posteriormente llegar a la Unidad de Destilación Atmosférica. En seguida se hará una descripción más detallada de cada sección que involucra la Destilación en la Refinería.

### **Precaentamiento y desalado de crudo**

Al crudo proveniente del almacén se le adiciona una solución de sosa al 15 % en peso como neutralizante y agua en cantidad del 2% del flujo del crudo con el propósito de disolver sales contenidas en el crudo o depositadas a lo largo del tren de precaentamiento. En este mismo punto se adicionan los desemulsificantes como agente coalescedor.

La corriente de crudo proveniente de almacenamiento es dividida en dos corrientes, estas corrientes son bombeadas a la batería de intercambiadores de calor.

El tren de precaentamiento está conformado por 26 intercambiadores de calor, en ellos, el crudo fluye a contracorriente con productos calientes provenientes de la columna de destilación, tales como turbosina, diesel, querosina, gasóleo y corrientes de *pumparound*, una *extracción superior* y otra *extracción inferior*:

A-EA-1-A/B, A-EA-2-A/B: Turbosina/Crudo.

A-EA-3-A/D, A-EA-4-A/D: Extracción Superior/Crudo.

A-EA-5, A-EA-6: *Gasoleo Pesado/Crudo*.

A-EA-7, A-EA-8: *Querosina/Crudo*.

A-EA-9-A/B, A-EA-10-A/B: *Diesel/Crudo*.

A-EA-11-A/B, A-EA-12-A/B: *Extracción Inferior/Crudo*.

En el tren de precaentamiento cada **corriente de crudo alcanza una temperatura de 138°C**. Posteriormente el crudo precaentado es enviado al sistema de doble desalado, donde deberá mantenerse dentro del rango recomendado de 130-170 °C. Si la temperatura del crudo de alimentación a los desaladores es menor al rango recomendado, la emulsión que se forma con el agua es más difícil de romper debido al incremento en la viscosidad. Un aumento dificultaría el desalado debido al desprendimiento de componentes ligeros del crudo.

Cuando el crudo contiene concentraciones mayores a 30 lbNaCl/1000 lb es necesario llevar a cabo un proceso de desalado para disminuir el ensuciamiento y la corrosión provocada por los depósitos de la sal en las superficies de transmisión de calor. Este proceso también ofrece el beneficio de eliminar de manera parcial algunos metales que pueden dar lugar a la desactivación de catalizadores en las unidades de proceso catalítico. El crudo alimentado al desalado es previamente calentado a una temperatura entre los 65 y 180°C, con la finalidad de reducir la viscosidad y la tensión superficial para que la mezcla y separación del agua ocurra más fácilmente. La temperatura está limitada por la presión de vapor del crudo alimentado. Los dos métodos más comunes para desalar el crudo son mediante separación electroestática y mediante químicos; en ambos procesos se utiliza agua caliente, que puede alcanzar los 150 °C, como agente extractor. La cantidad de agua dosificada puede variar del 5 a 8% vol. respecto al volumen de crudo procesado. El proceso de desalado químico consiste en primero formar una emulsión de crudo con agua bajo suficiente presión para prevenir la vaporización de los hidrocarburos o del agua. Las sales se disuelven en el agua y posteriormente se procede a separar la fase acuosa de la orgánica mediante la adición de productos químicos surfactantes (desemulsificantes). Los surfactantes son únicamente añadidos cuando se tienen grandes cantidades de sólidos suspendidos. La concentración de desemulsificante a la succión de las bombas de carga se debe mantener en 40 ppm.

El proceso de separación electroestático utiliza un procedimiento similar, solo que en lugar de agregar el surfactante se aplica un campo eléctrico de potencial elevado (16000-35000 Volts) a través de un recipiente de sedimentación para juntar las pequeñas gotas de agua salada de forma más rápida.

En ambos métodos deben añadirse otros químicos. A menudo se utiliza amoníaco para reducir la corrosión. También suelen añadirse bases o ácidos para ajustar el pH del agua de lavado.

Después del desalado, el crudo de petróleo pasa por un sistema de intercambiadores de calor, en los cuales se transfiere calor de otras corrientes de proceso, como los productos y reflujos, para de esta forma aprovechar el calor que contienen estas corrientes, alcanzando temperaturas cercanas a los 550 °F (288 °C). A continuación el crudo se introduce en un horno (calentador a fuego directo) para que el crudo se caliente a una temperatura cercana a los 398 °C (750°F) de manera que se tenga la proporción adecuada de líquido-vapor que se alimentará a la columna atmosférica.

Dependiendo del contenido de sales en el crudo, el proceso de desalado se puede realizar de dos maneras: utilizando el flujo de agua para desalado en serie, con 8% en volumen de agua de dilución con respecto a la carga de crudo. La otra forma es con alimentación de agua en paralelo, a cada unidad de desalado se le adiciona 5% de agua, el agua para desalado se inyecta en la sección de bombas de carga.

En este caso, el proceso de desalado es en serie; la presión de operación para la primera etapa es mayor a la presión de la segunda etapa, por lo que es necesario disponer de bombas de agua de desalado. En los desaladores se hace fluir una corriente uniforme a través de un campo eléctrico de alto voltaje (20 000 V) generado por pares de electrodos.

### **Despunte**

La corriente de crudo efluente del segundo desalador (crudo desalado), es enviada al intercambiador crudo/residuo atmosférico A-EA-13-AH y A-EA-14-AH, en el cual eleva su temperatura a aproximadamente **223°C**. Esta corriente constituye la alimentación a la columna despuntadora. La presión de la alimentación se reduce a **2.18 kg/cm<sup>2</sup>**.

La temperatura de alimentación recomendada para el despunte es de **205-217 °C para** obtener una vaporización de **23 a 29% molar**. Temperaturas mayores o menores tendrían como consecuencia la separación de fracciones más pesadas o más ligeras a las deseadas respectivamente

La presión de despunte recomienda varía entre 2.1 y 2.8 Kg/cm<sup>2</sup> man.

La alimentación del crudo, a las Torres A-DA-1 y A-DA-2 se hace a control de nivel de las mismas por debajo del último plato. La reducción de presión de las corrientes de crudo en las válvulas de los controladores de nivel ocasiona una vaporización parcial. En estas torres constituidas por 6 platos tipo válvulas, se separan la fracción vaporizada y se rectifica usando una corriente de nafta atmosférica que se admite a control de flujo en cascada con el control de temperatura de los gases efluentes del domo.

La salmuera efluente de este proceso, puede ser adecuadamente tratada para que no cause los daños mencionados en los equipos y sea inyectada al yacimiento.

La columna despuntadora opera con una presión en el **domo de 2.1 kg/cm<sup>2</sup>** y en el fondo **de 2.18 kg/cm<sup>2</sup>**. El crudo desalado es alimentado en el fondo y una corriente de nafta proveniente de la columna de destilación atmosférica es alimentada en el domo.

En la columna, obtenemos del domo todos los componentes ligeros en fase vapor, los cuales son condensados y tratados para obtener gasolina.

Deberá evitarse que la temperatura de salida del crudo sea mayor de **374°C**, con objetivo de evitar la coquización en los tubos de calentamiento y en la línea de transfer.

Del fondo, sale la corriente de crudo despuntado, ésta es bombeada a un calentador a fuego directo, donde éste elevará su temperatura hasta los **368°C**, con el fin de lograr una **vaporización en el crudo de 63 a 75% de volumen**. Debe evitarse que la temperatura de salida del crudo sea mayor a **374°C** para no tener excesiva coquización en los tubos de los calentadores y en la línea de “transfer” calentador-torre atmosférica. A esta temperatura, y con una fracción vaporizada, el crudo se alimenta a la columna de destilación atmosférica.

Las naftas de despunte son enviadas a estabilización, los gases licuables se recuperan por compresión y enfriamiento, enviándose a las torres estabilizadoras. De la torre estabilizadora se obtiene gas seco que se enviará a gas combustible LPG el cual será tratado con DEA (dietanolamina) y posteriormente con un proceso de tratamiento cáustico para enviarlo a almacenamiento.

A las naftas estabilizadas también se les aplica un tratamiento cáustico para luego ser enviadas a mezclas de gasolinas o bien, para completar la carga de hidrodesulfuración de naftas.

El crudo despuntado se envía a la torre de destilación atmosférica en la cual se obtienen como productos nafta, turbosina, querosina, diesel, gasóleo pesado y residuo atmosférico. Las naftas de la torre atmosférica se envían frías como carga de la planta hidrodesulfuradora.

### **Destilación atmosférica y agotamiento**

Las dos corrientes de crudo provenientes de los calentadores se alimentan a la Torre de destilación atmosférica A-DA-3 en la zona de vaporización entre los platos 37 y 38. La Torre A-DA-3 consta de 41 platos.

A la torre también se le suministra por el fondo, vapor de agua de baja presión sobrecalentado para contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros, ya que disminuye la presión parcial de los hidrocarburos.

La presión en la torre atmosférica que se recomienda será de 0.67 kg/cm<sup>2</sup> man, para alcanzar separaciones adecuadas. Esta variable se regula con un control de presión en el tanque acumulador de la Torre, el cual cuenta con una línea de gas combustible de presurización para asegurar la presión de la torre.

La torre opera con dos pumparound; en el primero, la corriente se extrae del plato 7, se envía al tren de precalentamiento de crudo y regresa a una temperatura de 90°C al plato 8. En el segundo pumparound, se extrae la corriente del plato 24 y es enviada de igual manera al tren de precalentamiento, después, regresa a una temperatura de 160°C al plato 24.

La columna cuenta con un condensador total y no tiene rehervidor, ya que la carga ha sido precalentada en el calentador a fuego directo.

Esta unidad opera con cuatro agotadores laterales, los cuales funcionan con inyección de vapor y contienen cuatro platos cada uno.

Los destilados que se obtiene de la columna son los siguientes:

**Nafta.** Se extrae del primer plato de la columna para ser enviada a un condensador, ya en fase líquida, la nafta se divide y una porción regresa a la torre como reflujo y el resto constituye el producto. Es una mezcla de hidrocarburos, de más de 7 átomos de carbono, con un rango de temperatura de ebullición de 110 a 160°C y densidad específica de aproximadamente 0.710 kg/L, que se utiliza para la formulación de gasolinas automotrices con bajo contenido de azufre y número de octano entre 92 y 97. Existen diversas propiedades que determinan las características de una gasolina, las propiedades que tienen una mayor importancia en el funcionamiento de los motores son la Presión de Vapor Reid, el rango de destilación y sus características antidetonantes.

**Turbosina.** La corriente de turbosina se extrae del plato 9 y se alimenta al primer agotador A-DA-4, los vapores regresan al plato 6 de la columna. La turbosina procedente del fondo del agotador, es dividida, una parte se recircula al mismo agotador a una temperatura mayor para poder cumplir con las especificaciones de composición, flujo y temperatura del producto final. Dicha corriente de recirculación es calentada por la corriente de crudo reducido en el intercambiador turbosina/residuo atmosférico. La turbosina producto se envía como carga de la planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios. El combustible de avión comercial debe presentar una combustión limpia. Dos de las especificaciones críticas de este combustible se relacionan con la necesidad de obtener una combustión limpia y la limitación en el contenido total de aromáticos.

**Querosina.** El destilado se extrae del plato 16 de la columna y se envía al segundo agotador A-DA-5, la corriente en fase vapor regresa al plato 15 y del fondo del agotador se obtiene la corriente agotada de querosina. Al agotador, recircula una fracción de la corriente de querosina la cual es calentada por la corriente de residuo atmosférico. En general, la querosina se envía,

sin tratarse, a almacenamiento para producir diesel o se utiliza como diluyente en la Unidad de Destilación al Vacío para formar combustóleo con el residuo de vacío.

**Diesel.** El destilado de este producto se extrae del plato 25 y se alimenta al tercer agotador A-DA-6 en donde la corriente de vapor regresa al plato 21. Este agotador opera como los anteriores, con una recirculación del producto que es calentado por la corriente de crudo reducido. El diesel se envía como carga a la planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios. Las propiedades más importantes del diesel para automotores, son la volatilidad, calidad de ignición que se expresa como índice de cetano. Este índice, es la medida porcentual de la calidad de desempeño del diesel, compara su funcionamiento con el comportamiento de una mezcla compuesta por cetanos (C<sub>16</sub>H<sub>34</sub>) y alfa metil naftaleno, probando la capacidad de arranque en una máquina de combustión de diesel; este requerimiento, tiene relación directa con la capacidad de ignición a diferentes temperaturas del aire de mezcla y la relación de compresión en un motor de combustión interna a diesel.

**Gasóleo Pesado.** El destilado se extrae del plato 33 y se envía al cuarto y último agotador ADA-7. La corriente en fase vapor generada regresa al plato 31. En este agotador no hay recirculación del producto. Este producto se envía a tanques para producir diésel o se mezcla con los gasóleos de vacío para enviarse a la planta Catalítica. Todos los agotadores operan con una corriente de vapor de baja alimentada en el fondo de los mismos. Todos los productos que se obtienen son enviados al tren de precalentamiento de crudo y posteriormente enfriados hasta alcanzar una temperatura adecuada para su almacenamiento.

**Residuo Atmosférico.** También llamado residuo primario, como su nombre lo indica, constituye el residuo proveniente del fondo de la columna. Es utilizado para calentar otras corrientes debido a la alta temperatura a la que sale y posteriormente se envía a la columna de destilación al vacío en donde será fraccionado para producir gasóleos que serán enviados a las plantas de conversión catalítica.

El agua amarga de los acumuladores de gasolinas de las torres despuntadotas y de la columna de destilación atmosférica será tratada para eliminarle el ácido sulfhídrico, el CO<sub>2</sub> y el amoniaco que contenga para ser utilizada como agua tratada de carga a los desaladores

## 2.6.2. PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO

La sección de destilación al vacío tiene una capacidad para procesar 90 000 BPD y tiene como finalidad fraccionar dos tipos de carga: crudo reducido tipo cretácico o mezcla 50/50 % vol. De crudo reducido cretácico/marino proveniente de la unidad de destilación primaria y de tanque

de almacenamiento. La separación se lleva a cabo mediante destilación al vacío en una torre de alto vacío del tipo húmeda.

Los productos que se obtienen de esta torre son: gasóleo ligero de vacío (GOL "AV"), gasóleo pesado de vacío (GOP "AV") y residuo de vacío. La sección está diseñada para procesar 90,000 BPD de crudo reducido, siendo su capacidad mínima de operación 54 000 BPD (60% carga total). Se tiene facilidad para recibir una corriente de residuo atmosférico caliente directamente de la unidad de destilación primaria y carga fría de tanques de residuo primario.

El proceso comienza después de que el residuo atmosférico es utilizado para calentar las corrientes que recirculan a los agotadores, es enviado a los intercambiadores crudo despuntado/residuo atmosférico, A-EA-14 A-H y E-EA-13-A-H. A la salida de ellos el crudo reducido se mezcla con otra corriente de residuo proveniente de almacenamiento.

La nueva corriente se bombea a un sistema de precalentamiento que consta de cuatro intercambiadores de calor. A la salida de este tren, la corriente de residuo atmosférico alcanza una temperatura de 295°C. Los intercambiadores utilizan las corrientes de productos que se extraen de la columna de vacío teniendo el siguiente arreglo:

V-EA-1-1 A/F y V-EA-2 A/F: Residuo Atmosférico y Gasóleo pesado

V-EA-3-A/F y V-EA-4 A/F: Residuo Atmosférico y Residuo de Vacío.

Inmediatamente la corriente de residuo se envía a un calentador a fuego directo, en donde elevará su temperatura hasta alcanzar los 396°C, y mediante una válvula, la presión se reducirá hasta alcanzar los 0.381 kg/cm<sup>2</sup> absolutos. Se recomienda que la temperatura del crudo a la salida de los calentadores no sea mayor a 760°F, con objeto de evitar coquización en los serpentines de los mismos, así como en las líneas de transfer. Con el mismo fin se deberá mantener un flujo de 1 089 kg/h de vapor de media presión a cada calentador de crudo reducido, inyectándose en los serpentines (en el punto donde inicia la vaporización).

Se debe mantener una presión de 0.29 psia, en la parte superior de la torre, para lo cual se alimenta 4,901 kg/h de vapor de baja sobrecalentado (650 °F) para reducir la presión parcial de los hidrocarburos y así aumentar el rendimiento de los productos. También se debe ajustar el perfil de temperatura de la torre mediante recirculaciones frías y calientes de GOL "AV" y GOP "AV" para cumplir con las especificaciones de los productos.

La columna de destilación al vacío opera en el domo a una presión 15 mmHg y en el fondo a 30 mmHg. Consta de 16 platos, en el plato 14 se alimenta la carga de crudo reducido y en el plato

16 se inyecta una corriente de vapor de baja presión sobrecalentado, el cual reduce la presión parcial de los hidrocarburos.

En esta torre se lleva a cabo la destilación al vacío, es del tipo húmeda y consta de 5 secciones:

En la Sección I consta de 4 platos tipo mampara de dos pasos, con perforaciones en los extremos de cada una y una tina de extracción total.

En la Sección II consta de dos platos tipo mampara de dos pasos sin perforaciones y un plato colector.

En la Sección III consta de 4 platos tipo mampara de dos pasos con perforaciones en los extremos y una tina de extracción total.

En la Sección IV consta de 2 platos perforados de un solo paso.

En la Sección V consta de 4 platos tipo mampara de 4 pasos con perforaciones en los extremos de cada plato.

Cuenta además con una malla eliminadora de niebla colocada entre las áreas III y IV y una línea de lavado con GOP "AV" en la parte superior de la misma para evitar la formación de sólidos y/o depósitos de carbón en ella. La torre cuenta con 2 alimentaciones de vapor de agotamiento. El vacío de la torre se mantiene por medio de dos trenes de eyectores operando en paralelo.

La alimentación de crudo reducido a la torre de Vacío se efectúa por medio de dos líneas provenientes de los hornos V-BA1 y V-BA-2. Estas corrientes de crudo reducido entran a 725 °F a través de dos boquillas localizadas tangencialmente a ambos lados de la torre para favorecer la separación de la mezcla líquido-vapor por efecto centrífugo sobre las paredes de la misma, la alimentación se hace a la zona de vaporización, la cual opera a una presión de 30 mmHg. Los productos que se obtienen en la Destilación al vacío son: residuo de vacío, gasóleo ligero y gasóleo pesado. A continuación se describirá los circuitos que se tiene de cada uno de los tres productos a lo largo de la Torre de Destilación al Vacío V-DA-1.

### **Circuito de Residuo Vacío**

Por el fondo de la torre sale el residuo "AV", después de que ha sido agotado por el vapor de agua en la *Sección V* y es enviado mediante las bombas de fondos de la torre hacia la sección de calentamiento, donde se divide en dos corrientes para intercambiar calor con el crudo reducido en los intercambiadores de crudo reducido/residuo "AV", V-EA3-AF y V-EA4-AF, en donde se enfría desde 560°F hasta una temperatura de 530.6 °F. Posteriormente estas corrientes se vuelven a unir y de la corriente resultante, una parte se recircula a la sección inferior de la torre V-DA1 con objeto de enfriar el residuo "AV" proveniente de la sección V y la otra parte se manda a la caja enfriadora V-EB-1.

La corriente que se recircula a la torre mantiene una temperatura de 680 °F en el residuo "AV", con lo cual se evita la coquización y se protege la operación de la bomba de fondos contra cavitación. Para agotar el residuo "AV" se emplea vapor de baja presión sobrecalentado a 650°F, alimentándose en el fondo de la torre a través de dos boquillas colocadas en lados opuestos.

El vapor procede de la zona de convección de los hornos y se alimenta a control de flujo de la siguiente manera: del calentador V-BA-1, sale una línea y muy próximo a la boquilla de la torre se bifurca, de igual manera del calentador V-BA-2 sale otra línea y cerca de la torre se convierte en dos líneas y posteriormente se unen para formar otra línea, a través de la cual se alimenta vapor a la torre por el otro punto.

### **Circuito del Gasóleo Pesado**

La extracción de gasóleo pesado de la torre se hace por gravedad desde el tanque de extracción localizada debajo de la sección de condensación de GOP "AV" hasta el tanque de GOP "AV", V-FA-4. De este tanque de extracción sale una corriente que se divide en dos, una de ellas se retorna a la torre, alimentándose al plato 11 de la sección de lavado inferior. La otra corriente se envía a la sección de calentamiento, que incrementan su presión hasta 156.46 psi y descargan a un cabezal común, de donde posteriormente salen dos corrientes paralelas, las cuales a su vez se subdividen en dos, para pasar a través del lado de los tubos de los intercambiadores de crudo reducido/GOP "AV"; V-EA1-A/F y V-EA-A/F, en donde se enfrían desde 590°F hasta 400 °F. Al salir de estos equipos las corrientes se vuelven a unir en una sola, de donde se toma una parte y se envía a los enfriadores de reflujo GOP "AV", V-EC-2A y V-EC-2B para ser enfriada hasta 350 °F y posteriormente se retorna a la torre, alimentándose como reflujo en la parte superior de la sección de condensación de gasóleo pesado "AV". La otra parte de la corriente de GOP "AV" tiene dos alternativas; una de ellas es mandarse a límite de batería. como producto caliente que sirve como un producto caliente que sirve como carga a la Unidad FCC y la otra es enviada hacia la caja enfriadora V-EB-1 hacia tanques de almacenamiento a 176°F de temperatura.

### **Circuito de Gasóleo Ligero**

El gasóleo ligero "AV" se retira totalmente de la tina de extracción localizada en la parte inferior de la sección de condensación de gasóleo ligero "AV", y a través de una línea llega por gravedad hasta la succión de la bomba de GOL "AV", V-GA-2/R, la cual incrementa se presión hasta 199 psi para ser enviado a diferentes partes formando tres corrientes, una de ellas se retorna a la torre. La corriente entra por la parte superior de la torre alimentado al plato No. 5 y constituye el fluido de lavado de la sección II. Otra de las corrientes se envía hacia los primeros enfriadores

de GOL "AV", V-EC-1-A/J que constituye el cabezal de alimentación de dichos soloaires. Estos equipos se encuentran arreglados en paralelo formando cinco cuerpos de dos celdas cada uno y cuentan con su respectiva línea de desvío, para ser usada cuando tengan que salir de operación para darles mantenimiento. El gasóleo ligero "AV" se extrae de la torre a 284°F; al pasar por los enfriadores V-EC-1-A/J sale a 180 °F, posteriormente la corriente para por el lado de la coraza de los enfriadores V-EA-5-A/B en donde intercambia calor con agua de enfriamiento para salir a 140°F. La tercera y última corriente se envía caliente (284 °F) a la FCC o fría (180 °F) hacia los tanques de almacenamiento cuando dicha unidad está fuera de operación.

Del domo de la torre, obtenemos una corriente de vapor la cual es utilizada para generar las condiciones de vacío mediante el uso de un sistema de eyectores. Así como podemos sintetizar las extracciones de los tres principales productos mediante la siguiente manera:

**Gasóleo Ligero de Vacío.** El destilado se extrae del plato 4, de esta corriente una fracción recircula al primer plato de la columna a una temperatura menor (pumparound), el resto de la corriente constituye el producto final.

**Gasóleo Pesado de Vacío.** El destilado es extraído del plato 10 y es bombeado al sistema de intercambiadores. Una vez que intercambió calor con el residuo y tiene una menor temperatura, una fracción de esta corriente recircula a la columna y el resto se envía a almacenamiento.

**Residuo de Vacío.** Proviene del fondo de la columna, es utilizado para calentar la corriente de residuo atmosférico, posteriormente se envía a tanques de almacenamiento.

### 2.6.3. SERVICIOS AUXILIARES.

En esta área se incluyen las unidades e instalaciones que proporcionan energía eléctrica, vapor, agua y aire, requeridos para la operación y mantenimiento de las instalaciones de la Refinería.

El agua se obtiene de la presa Benito Juárez, localizada a 36 km de la Refinería, enviándose a través de un acueducto hacia tanques de almacenamiento. De estos tanques se envía a la planta pre tratadora, la cual alimenta a la planta des mineralizadora, las torres de enfriamiento y a todos los servicios de talleres, edificios y áreas de operación.

Las condiciones de vapor que se utilizan en la Planta de Destilación Atmosférica y de Vacío son los siguientes:

**Tabla 8 Servicios Auxiliares para la Planta Primaria No. 2**

Nivel	Presión [Kg/cm <sup>2</sup> /psig]	Temperatura [°C/°F]	CALIDAD	DISPONIBILIDAD
Media presión	17.0 /242	270/ 518	Sobrecalentado	La requerida
Baja presión	3.5 / 50	148 / 298	Saturado	La requerida

**Fuente:** (PEMEX, Ingeniería Básica, 1989)

## 2.7. PANORAMA GENERAL DE LA SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos constituye una rama de la Ingeniería de Procesos y puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. A su vez, la Ingeniería de Procesos se encarga de dos principales tipos de trabajo: La operación de plantas ya existentes y el diseño de plantas nuevas o modificadas. Tanto el diseño como la operación se pueden facilitar mediante la simulación del proceso global o de cada una de sus partes, ya que representa una alternativa mucho más sencilla que la que representaría realizar arbitrariamente cambios en una instalación que opera satisfactoriamente. Adicionalmente, los modelos matemáticos de los procesos se pueden manipular con más facilidad que las plantas reales. Por ejemplo, se puede simular la operación de una planta, fuera de sus intervalos normales con el fin de encontrar las condiciones de operación críticas que pudieran provocar un accidente mayor. Así podemos decir que la simulación es una herramienta fundamental en el análisis de procesos pues permite estimar el comportamiento de un sistema real o de sus partes, mediante manipulación de su representación matemática o de su modelo físico.

La variedad de aplicaciones de los simuladores de procesos es muy grande. Anteriormente sólo eran empleados por los ingenieros de proceso, pero en la actualidad son manejados, lo mismo, por ingenieros ambientales que por ingenieros de planta. Una clara ventaja en la actualidad es que ingenieros con poca o ninguna instrucción de programación pueden modelar procesos complejos. En principio, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas de un proyecto, puede haber necesidad de realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación. La simulación de procesos puede usarse en las siguientes etapas de desarrollo de un proyecto industrial: (Silva González, 2011)

**Investigación y Desarrollo:** Una simulación sencilla puede usarse para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.

**Etapas Crítica en la Toma de Decisiones:** Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman decisiones. Cuando un proceso es económicamente atractivo, se deben

probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptima.

**Planta Piloto.** Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial. Las simulaciones son una forma razonable de extrapolar la ejecución y escalamiento de los procesos. Incorporando mecanismos fundamentales en la simulación de procesos, la ejecución de los sistemas puede ser predicha en regiones de operación nueva y diferente.

**Diseño.** La simulación proporciona todos los datos de proceso requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos.

**Simulación de Plantas Existentes.** Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quiere sustituir materias primas.

**Deseabilidad Económica.** Para propósitos de diseño, es usualmente barato usar técnicas de simulación incorporando datos fundamentales del laboratorio en el modelo matemático que puedan servir para construir plantas piloto de diferentes tamaños.

**Caracterización del Proceso.** Es una forma conveniente de investigar los efectos de los parámetros del sistema y las perturbaciones del proceso en operación. Usualmente es muy fácil desarrollar aproximaciones alternativas de operación y evaluar esas alternativas con un modelo matemático en lugar de hacerlo por métodos experimentales. Para verificar los resultados de la simulación usualmente algunos experimentos son realizados, pero solamente los experimentos realmente críticos son necesarios.

### 2.7.1. SIMULADORES DE PROCESOS COMERCIALES.

Actualmente la tarea de análisis de proceso representa una herramienta de gran utilidad para el diseño y optimización de procesos químicos, por lo que se ha desarrollado una considerable cantidad de software especializado como los siguientes simuladores:

**Chemcad** (Chemstations, USA).

**Aspen Plus<sup>®</sup>, Aspen HYSYS<sup>®</sup>** (Aspen Technology, USA).

**Design II** (WinSim Inc., USA).

**PRO/II** (Simulations Science, USA)

**Petro-SIM<sup>™</sup>** (KBC, Multi-nacional).

La mayoría de estos simuladores están diseñados mayoritariamente para operación en estado estable y pueden expandirse a simulación en estado transitorio (simulación dinámica).

Actualmente este tipo de software ya incorpora diversos módulos específicos, que pueden operar por separado o acoplarse entre sí, dependiendo del tipo de proceso que se esté tratando de simular; tal es el caso de operaciones de secado, cristalización, adsorción, absorción, etc.

Los simuladores se pueden dividir en tres tipos:

- a) Por su estructura: Pueden ser fijos o modulares.
- b) Por su modo de trabajo: Pueden ser de diseño o desempeño.
- c) Por sus variables: Pueden ser en estado estacionario o en régimen transitorio o dinámico.

Típicamente la división más usada en la clasificación de los simuladores es por su estructura debido a que las otras dos clasificaciones son poco prácticas. A continuación se darán las características generales de cada tipo de simulador:

### ***Simulador tipo modular***

En un simulador del tipo modular cada operación unitaria del proceso es representada por un módulo de cálculo o sub-rutina de programación caracterizada por un procedimiento especial y restringido, este módulo se resuelve de manera independiente y su respectivo orden de cálculo es de acuerdo a la secuencia del proceso. Este tipo de simuladores resuelven las corrientes de recirculación mediante un procedimiento iterativo en donde se suponen valores iniciales de las variables de una o varias corrientes involucradas en el reciclo y se busca la convergencia de los valores de esas variables en el proceso iterativo. A las corrientes a suponer se les conoce como corrientes de corte y en la literatura de simulación existen técnicas tanto para detectar recirculaciones en el diagrama de flujo de un proceso, como para determinar el mínimo número de corrientes de corte necesarias en la solución de esos reciclos.

Es de vital importancia, mencionar que el modo modular es el más socorrido por los simuladores de proceso comerciales actuales.

### ***Simulador tipo fijo***

Este tipo de simulador agrupa en un solo módulo todas las ecuaciones de balance de un DFP, incluyendo algunas veces también las ecuaciones de cálculo para propiedades termodinámicas, formando un gran conjunto que puede ser resuelto simultáneamente dando como resultado todas las variables involucradas en el proceso. Es decir, consiste en resolver el enorme sistema de ecuaciones algebraicas no-lineales que constituye el modelo matemático del proceso completo, por algún procedimiento de solución de sistemas de ecuaciones.

Por la estructura que poseen, los simuladores fijos tienden a converger más rápidamente que los modulares. Sin embargo, los simuladores modulares son fáciles de iniciarse con un primer

valor porque se ejecutan en la misma secuencia que sigue el diagrama de proceso. Debido a estos pros y contras normalmente los desarrolladores de software especializado ofrecen ambas alternativas en sus productos finales, tal es el caso de Aspentech que comercializa simuladores del tipo modular (HYSYS) y del tipo fijo (Aspen Plus).

### **2.7.2. GENERALIDADES DEL SIMULADOR ASPEN PLUS**

Aspen Plus es un software que nos va a permitir diseñar o modelar procesos químicos, esta herramienta informática se basa en técnicas para la resolución de diagramas de flujo que fueron empleados por ingenieros químicos utilizado para simular procesos en estado estacionario y dinámico

En 1974, en el Laboratorio de Energía del Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT) diseñó un programa prototipo para la simulación de procesos, al cual denominaron Sistema Avanzado para Ingeniería de Procesos (ASPEN, del inglés Advanced System for Process Engineering). Este software ha sido comercializado desde 1980 por la compañía AspenTech.

AspenTech ha desarrollado muchos programas dentro del marco de la simulación de procesos químicos, entre ellos se destaca el paquete Aspen Engineering Suite, el cual básicamente está desarrollado para aplicaciones del campo de la ingeniería, en general. Entre los diversos programas de este paquete se encuentran programas como Aspen Plus, Aspen Dynamics, Aspen Properties, Aspen OLI, Aspen Process Manual, entre otros. (Ospino Pinedo, 2011)

Posteriormente, Aspen Plus, aunque sigue siendo básicamente un simulador modular secuencial, ha crecido considerablemente y tiene muchas funcionalidades avanzadas, tales como enlaces a una variedad de software especializado, tal como se detalla diseño del intercambiador de calor, simulación dinámica, modelado de procesos por lotes, y muchas funciones adicionales. También cuenta con un centro de para el uso de un enfoque basado en la ecuación en algunos de sus modelos, que permite conveniente uso de las especificaciones de diseño de modelado de procesos.

#### **Aplicaciones del Simulador Aspen Plus**

Las áreas y enfoques de aplicación son muy diversos, por ejemplo:

- Procesos Bioquímicos
- Procesos Petroquímicos
- Procesos Poliméricos
- Procesos Farmacéuticos

Proceso Alimenticios  
Procesos de la Industria de Metalurgia  
Procesos de Refinación de Petróleo  
Procesos Electroquímicos

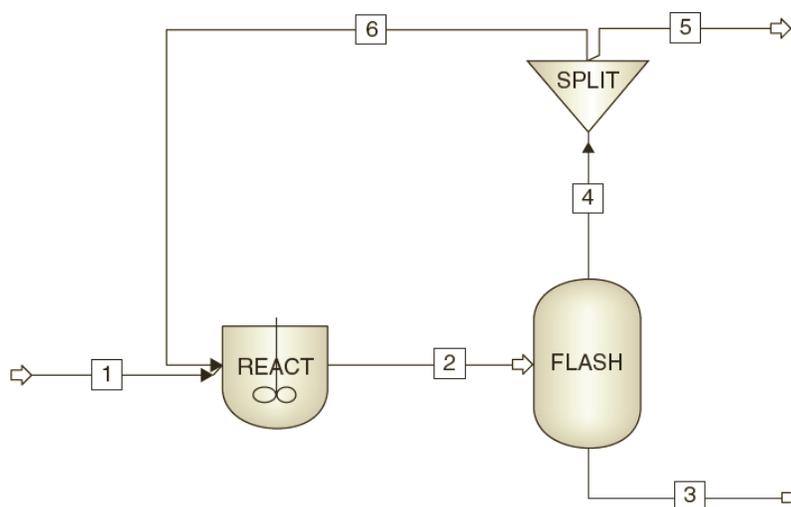
Así mismo Aspen Plus incluye herramientas para estimar: propiedades físicas, equilibrios líquido-vapor, balances de materia y energía y simulación de muchos equipos de energía química. Además contiene herramientas para realizar un minucioso análisis de sensibilidad.

Tiene herramientas para poder realizar una simulación detallada de los equipos de proceso a utilizar. Simula procesos en estado estacionario y/o dinámico.

### 2.7.3. PROCESOS CON RECIRCULACIÓN

Cuando los bloques están conectados por un proceso con recirculación tradicional, en la práctica de la ingeniería química identifica corriente 6 que se muestra en la figura 3 se muestra un proceso con recirculación. La técnica para solución implica una conjetura de los flujos de componentes, la temperatura y presión de la transmitir y utiliza el método de iteración directa. Los valores de las variables en la corriente 6 se estiman y los bloques se ejecutan en la secuencia React, Flash, y Split.

**Figura 3**Proceso con Recirculación



**Fuente:** (American Institute of Chemical Engineers and John Wiley & Sons, 2011)

Los valores de corriente de 6 se suponen y una vez calculado se comparan, y si no son iguales dentro de una tolerancia ajustada, los calculados valores de corriente 6 se utilizan como el conjunto de valores para la siguiente iteración en los cálculos. El método de iteración directa puede requerir muchas iteraciones para converger y no garantiza una solución. Si se encuentra un proceso particularmente difícil, es a veces beneficiosa para seleccionar la opción de convergencia, cálculos directa, y limitar a uno o dos iteraciones.

Aspen Plus ofrece ceros, que en muchas situaciones conduzcan a una solución convergente. Si no es así se debe proporcionar estimaciones razonables mediante la introducción de valores en el transmitir formulario de entrada.

Aspen Plus ofrece varias opciones de convergencia que pueden ser seleccionados por la apertura de datos. El método por defecto es Wegstein y suele ser adecuado para la mayoría de aplicaciones, para realizar el esquema de simulación, fue este método el que se utilizó.

Así pues para los fines del presente trabajo se realizaron ciertas consideraciones que se mencionaran en el transcurso de la descripción del método en el Capítulo 3, así como los parámetros elegidos para la comparación de los resultados.

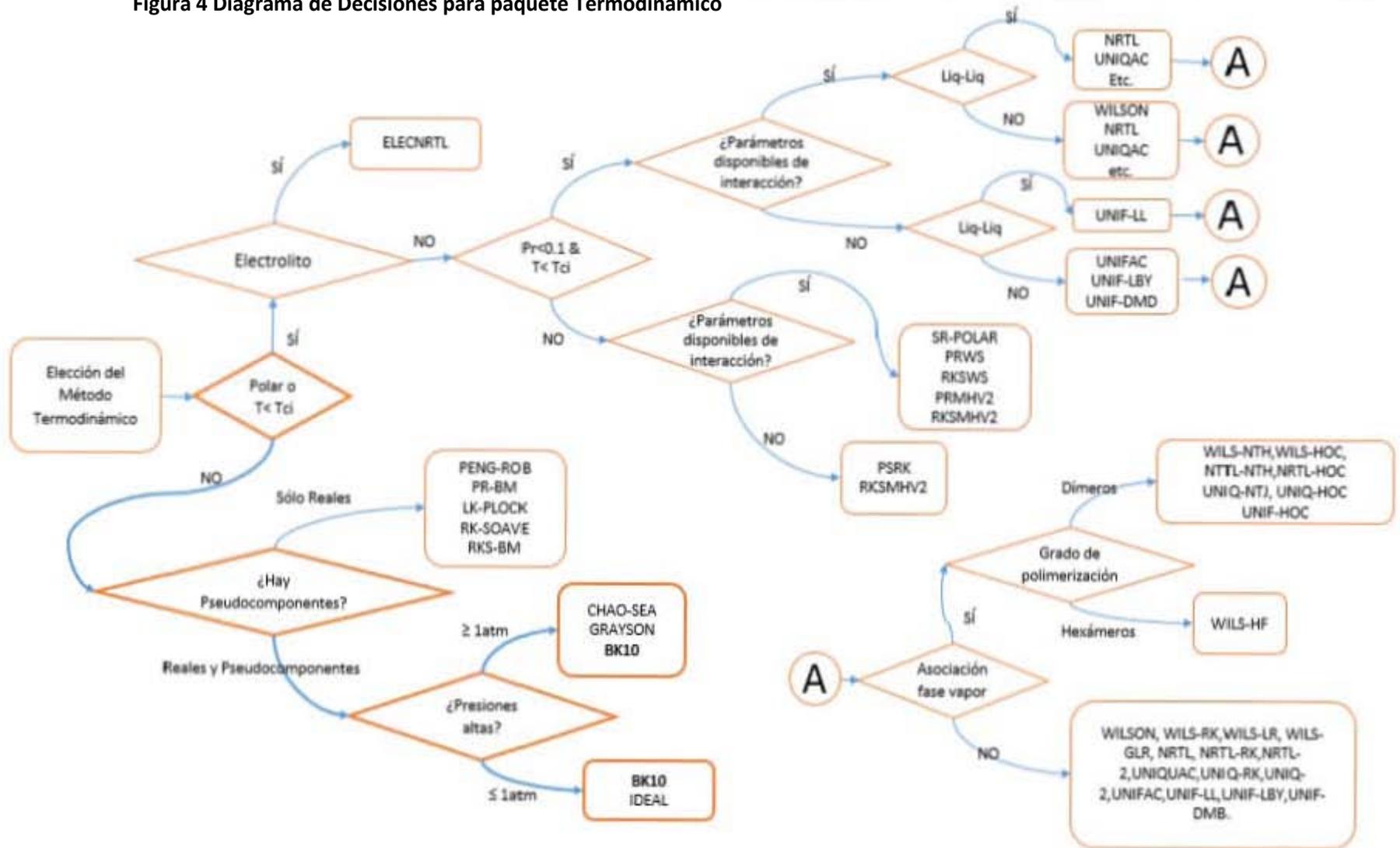
#### **2.7.4. MODELOS TERMODINÁMICOS**

Es de vital importancia señalar que la selección apropiada de los métodos de cálculo para una simulación es una tarea primordial, ya que una selección inadecuada puede minar la precisión de un modelo o incluso, impedir el desempeño correcto de la simulación. Por esta razón existen criterios y técnicas que pueden ayudar a la selección de un método de cálculo que ayude a describir con precisión las propiedades físicas necesarias en una simulación. Existen factores de gran peso que deben ser considerados en este laudo, por lo que no existe un método/paquete termodinámico que logre abarcar todos los sistemas posibles a simular. Los cuatro factores principales a considerar para una apropiada selección son:

- La naturaleza de las propiedades de interés
- La composición de la mezcla
- El intervalo de temperatura y presión
- La disponibilidad de parámetros

Para facilitar una correcta decisión de los métodos de cálculo de la termodinámica de una simulación existen diagramas basados en estos cuatro factores, llamados árboles de decisión, los cuales simplifican los pasos de decisión. Así, mediante los criterios mostrados en la figura 4 se logra evidenciar que para efecto de la presente simulación.

Figura 4 Diagrama de Decisiones para paquete Termodinámico



Para mezclas del petróleo, se recomienda dentro de la selección de métodos para el cálculo de propiedades diferentes métodos los cuales incluyen ecuaciones de estado Peng Robison (PR) y Redlich Kwong Soave (RKS), como también modelos que combina el cálculo a través de la fugacidad del líquido con correlaciones de valores de la constante de equilibrio físico  $K_i$ , como por ejemplo BK10 (Braun-K10), Chao Seader, Grayson. (Solórzano Blasio, 2004)

Así mismo como se mencionará posteriormente el método termodinámico que se seleccionó fue el BK10 ya que en esta simulación se manejaron componentes reales (los componentes ligeros) y los pseudocomponentes. Además de que se utilizaron presiones bajas a 1 atm, y con ello el modelo termodinámico más adecuado fue el BK10.

## CAPITULO III

### ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II

Como se mencionó en el capítulo anterior, la Simulación de Procesos es la actividad que permite la representación del comportamiento de un proceso mediante la aplicación de modelos adecuados bajo ciertas condiciones y alcances previamente definidos.

Cabe recordar que el objetivo principal del presente trabajo versa sobre la reproducibilidad de la información contenida en el balance de materia de la Ingeniería Básica de la Planta Primaria Número 2 con la capacidad de 165000 BPD, por lo que con base en esta premisa, la validación de los datos derivados de esta simulación se ha centrado partiendo de dicha documentación, teniendo en cuenta la reproducibilidad efectiva en las secciones que componen la planta.

Así el procedimiento descrito a continuación corresponde a la forma en la que se eligió abordar la simulación y ésta puede cambiar dependiendo del caso y de las habilidades del usuario. Al reunir la información de la Planta de destilación se procedió a elegir el simulador a utilizar para reproducir las condiciones de Planta, en este caso se utilizó el simulador comercial AspenTech con el paquete Aspen Plus.

#### 3.1. ASPECTOS BÁSICOS PARA LA GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN

El primer paso para la simulación de una Planta consiste en conocer el proceso y contar con la información necesaria de las condiciones de operación de las 2 Plantas, atmosférica y vacío se presentan en los Anexos 1 y 2, éstos se utilizaron para construir la simulación, las condiciones de presión, temperatura y flujos de la operación actual se consideraron como valores promedios., así como flujos, características principales de cada unidad (número de platos, relaciones de reflujo, temperaturas, presiones) y la distribución física de corrientes y equipos, para lo anterior se debe contar con:

- Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's)
- Balances de materia
- Descripción de Procesos de la Planta de Destilación Atmosférica y de Vacío
- Filosofía de Operación de la Planta de Destilación Atmosférica y de Vacío
- Bases y Criterios de Diseño de la Planta
- Destilaciones técnicas del crudo y productos.
- Hojas de datos de los equipos principales (torres atmosférica y de vacío, torres despuntadoras, cambiadores de calor)

Finalmente se analizan los resultados de la simulación, considerando los parámetros que se desean comparar, se cotejan con la información de la operación actual para validar la simulación y se da por aceptable o no la simulación como modelo que reproduce las condiciones de Planta actual. A continuación se presentarán en términos generales la metodología que se realizó.

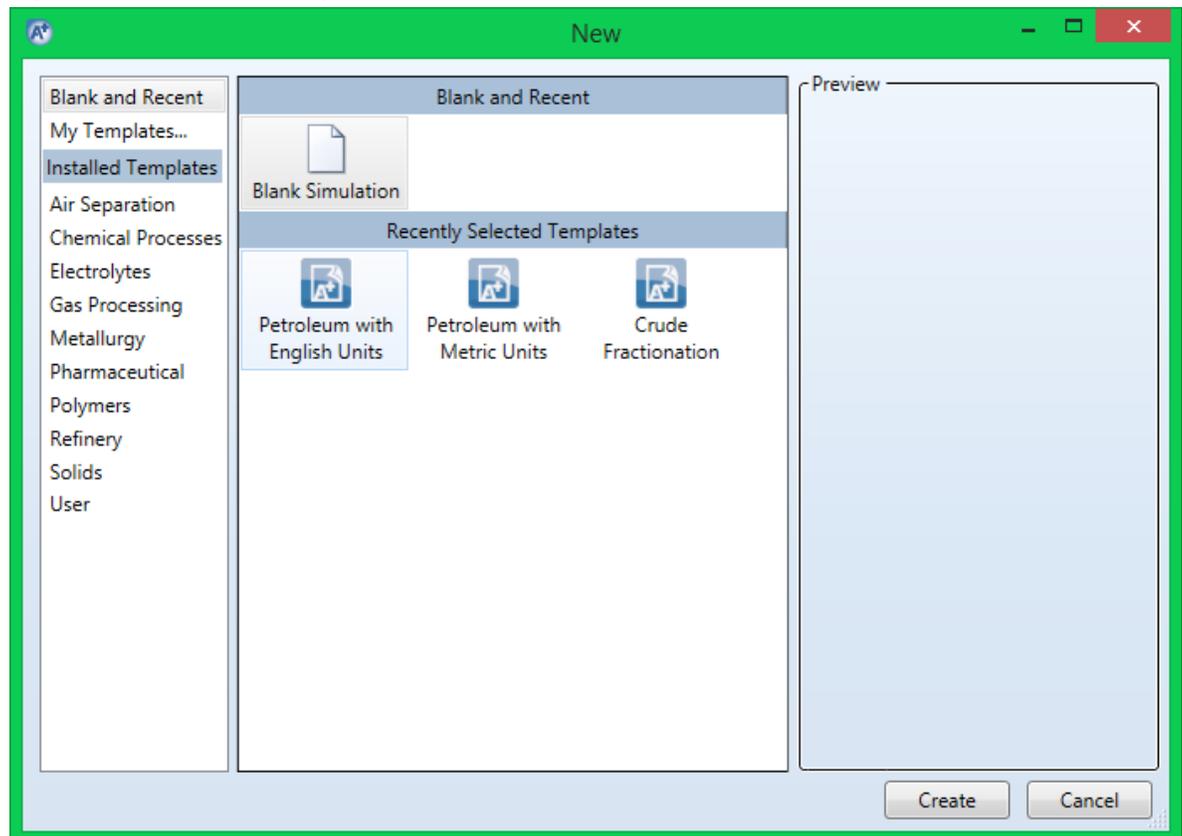
### 3.1.1. METODOLOGÍA

Para llevar a cabo la simulación de manera exitosa fue necesario llevar cierto orden en su realización, es por ello importante determinar los pasos a seguir para realizar el esquema de simulación, que facilite el manejo de datos y por consecuencia se obtengan resultados correctos y confiables.

- **Abrir nuevo caso y Definir el sistema de Unidades**

Se abrió un nuevo caso y se especifican las unidades que se requieren utilizar para cada variable, será un factor importante para que la introducción de datos e interpretación de resultados se lleve a cabo con mayor rapidez. Aspen Plus permite el cambio de unidades durante cualquier etapa de la simulación, sin embargo es preferible definir las desde el inicio.

**Figura 5** Abrir nuevo caso y definir unidades de estudio.



Fuente: Aspen Plus 8.4

- **Definir el Modelo para el cálculo de Propiedades Termodinámicas.**

El modelo elegido para la simulación fue BK10, ya que es una de las ecuaciones de estado que mejor se aproxima a los valores reales de las propiedades de hidrocarburos.

- **Definir componentes.**

Se capturan los compuestos puros que están presentes en el crudo (Metano, Etano, Propano, Isobutano, n-Butano, Iso-Pentano, n-Pentano)

- **Caracterización del Crudo.**

Para poder verificar la validez de la simulación es necesario contar con datos confiables obtenidos experimentalmente en laboratorio. En este paso se captura la mayor información posible para caracterizar el crudo, creando un "Assay", donde se defina:

Curva de destilación TBP

Peso Molecular Promedio del Crudo

Densidad °API

Composición de ligeros (light Ends)

Crear Pseudocomponentes

La caracterización de mezclas complejas es una tarea importante especialmente en la industria petrolera. A la hora de simular, modelar o tratar de hacer otros cálculos de ingeniería química, es imposible manejar los miles o incluso millones de compuestos que tiene una mezcla, mucho de los cuales además no pueden ser identificados. Para resolver este problema en forma práctica se lleva a cabo una caracterización aproximada de los componentes pesados mediante el uso conjunto de métodos matemáticos y experimentales del fluido.

La caracterización de la fracción pesada se puede realizar mediante las siguientes tres tareas principales:

División de la fracción pesada en un número de fracciones con composiciones molares conocidas.

Definición del peso molecular, la densidad relativa y punto de ebullición de cada fracción.

Estimado de las propiedades críticas y el factor acéntrico de cada fracción y sus parámetros de interacción binaria para la ecuación de estado.

- **Identificar la corriente de corte.**

En este caso, las corrientes de proceso no funcionan de manera independiente ya que existen muchas recirculaciones dentro del proceso por lo que se decidió hacer la corriente de corte en los primeros intercambiadores de calor, es decir en el tren de precalentamiento, simulando con heater en un principio para que posteriormente se llegará a la columna de destilación y se obtuvieran los productos que posteriormente serían las corrientes que se añadirían a los intercambiadores de calor que se representaron como heaters en la simulación.

- **Especificar Módulos de Cálculo.**

Se determinan que módulos representan a cada unidad de proceso.

**Tabla 9 Tabla de Iconos que se utilizaron para la Simulación.**

EQUIPO	ICONO DE ASPEN PLUS	DESCRIPCIÓN
<b>Mezclador</b>	Mixers/Splitters: Mixer	Mezcla Corrientes
<b>Separador</b>	Mixers/Splitters: FSplit	Separa corrientes
<b>Bombas</b>	Pressure Changers: Pump	Aumento de Presión
<b>Intercambiadores de Calor</b> A-EA-1/2 A/B: Turbosina/Crudo A-EA-3/4 A/B: Extracción Superior/Crudo A-EA-5/6: GOPatm/Crudo A-EA-7/8: Querosina/Crudo A-EA-10/9 A/B: Diesel/Crudo A-EA-11/12 A/B: Extracción Inferior/Crudo A-EA-13-A/H: Residuo Atmosférico/Crudo V-EA-1/2A/F: GOPpesadodevacío/Residuo Atmosférico A-EA-3/4 A/F: Residuo de Vacío/Residuo Atmosférico	Heat Exchangers	Intercambia calor de dos corrientes de proceso.
<b>Aireador:</b> A-EC-4 A/B A-EC-27 A-EC-26 A/B A-EC-28 A-EC-5 A/B A-EC-25 A/B V-EC-1	Heat Exchangers: Heater	Enfriador

<b>Columna Despuntadora A-DA-1,A-DA-2</b>	Columns: PetroFrac	Destilación Rigurosa de Petróleo.
<b>Torre de Destilación A-DA-3</b>	Columns: PetroFrac	Destilación Rigurosa de Petróleo.
<b>Agotadores A-DA-4,A-DA-5 y A-DA-6</b>	Columns: PetroFrac	Destilación Rigurosa de Petróleo.
<b>Torre de Vacío V-DA-1</b>	Columns: PetroFrac	Destilación Rigurosa de Petróleo.

- **Especificar condiciones de diseño.**

Se especifican las variables necesarias en cada equipo de proceso, tales como flujo, presión y temperatura de las principales corrientes de proceso. Dependiendo de la unidad de proceso que se esté calculando será el número de variables a especificar para que el simulador pueda resolver dicho equipo. Así mismo en el apéndice se colocaron las especificaciones de diseño que se utilizaron para generar el esquema en los equipos de proceso utilizados.

- **Validez de la Simulación.**

Con base en los datos reales proporcionados por la Refinería de Salina Cruz, se procedió a comparar esta información con los resultados obtenidos de la simulación, con el fin de determinar la validez de los mismos.

### 3.1.2. MÉTODO DE CÁLCULO TERMODINÁMICO APLICADOS A LA SIMULACIÓN

En este presente trabajo se utilizó la correlación del método BK10, de acuerdo al diagrama de decisiones en el Capítulo 1, podemos decir que este método es adecuado para calcular los valores de la relación de equilibrio líquido-vapor  $K_i$  para la refinación de hidrocarburos pesados a presiones bajas, en particular para la despuntadora, unidad de destilación atmosférica y de vacío. Su intervalo de aplicaciones se resume en la siguiente tabla.

**Tabla 10 Intervalo de aplicación de la correlación BK10**

Requerimientos de propiedades de Componentes Puros	Intervalo de Aplicación Sugerida	Comportamiento en dos fases líquidas
<b>Peso Molecular</b>	P<100 psia	Decantación agua libre
<b>Temperatura crítica</b>	T>100°F	
<b>Presión crítica</b>	Composición a partir de C6- más pesados	
<b>Punto de ebullición normal</b>		
<b>Factor Acéntrico</b>		

**Fuente:** Aspen Plus 8.4

Este modelo se puede ajustar extrapolando resultados razonables aproximadamente hasta los 1200°F, la correlación BK10 es esencialmente una correlación de presión de vapor que no toma en cuenta la no-idealidad por composición o presión. Por esta razón este método sólo puede ser aplicado a presiones bajas. ( MANUAL ASPEN HYSYS, 2003)

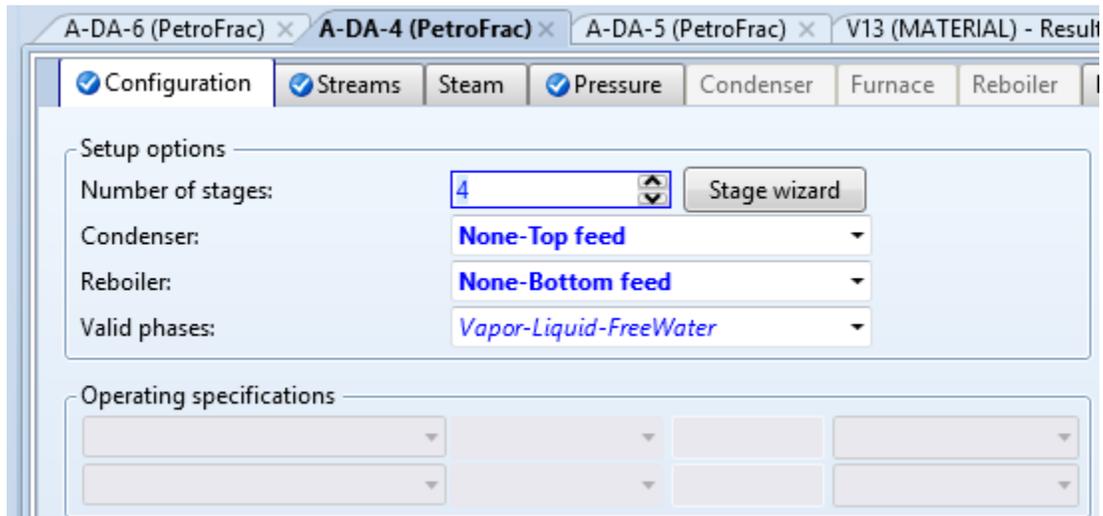
Como es de notarse, hay equipos representativos en cada una de las secciones, los cuales representan mayor complejidad con respecto de los demás, por lo que se ha decidido profundizar más en la metodología seguida para lograr generar su respectivo esquema. Así, pues para cada sección se han determinado como representativos a los siguientes equipos:

- Sección de Despunte, para esta sección se usó el icono de PetroFrac en este caso, al ser alimentada en la etapa 6, sólo se supuso un condensador parcial en el cual se utilizó mientras se obtenía el flujo de la Nafta de la Torre A-DA-3, una vez que se obtuvo se procedió a remplazar esa opción, por la de None-Top-feed.
- Sección de Destilación: La Torre A-DA-3 está constituida por tres agotadores con reboiler y alimentación de vapor, además de 2 pumparound. Con lo que en primera instancia se simuló la Torre con estos 4 elementos acoplados (Agotadores de Turbosina, Querosina, Diesel y Gasóleo Pesado) a ella con el fin de obtener las corrientes laterales puesto no se contaba con estos datos en el balance de materia en la Ingeniería de Detalle.

Después de obtener estos resultados, se simuló la Torre sin extracciones ni pumparound. A partir de los datos obtenidos de la Torre acoplada se procedió a colocar el agotador A-DA-4, el

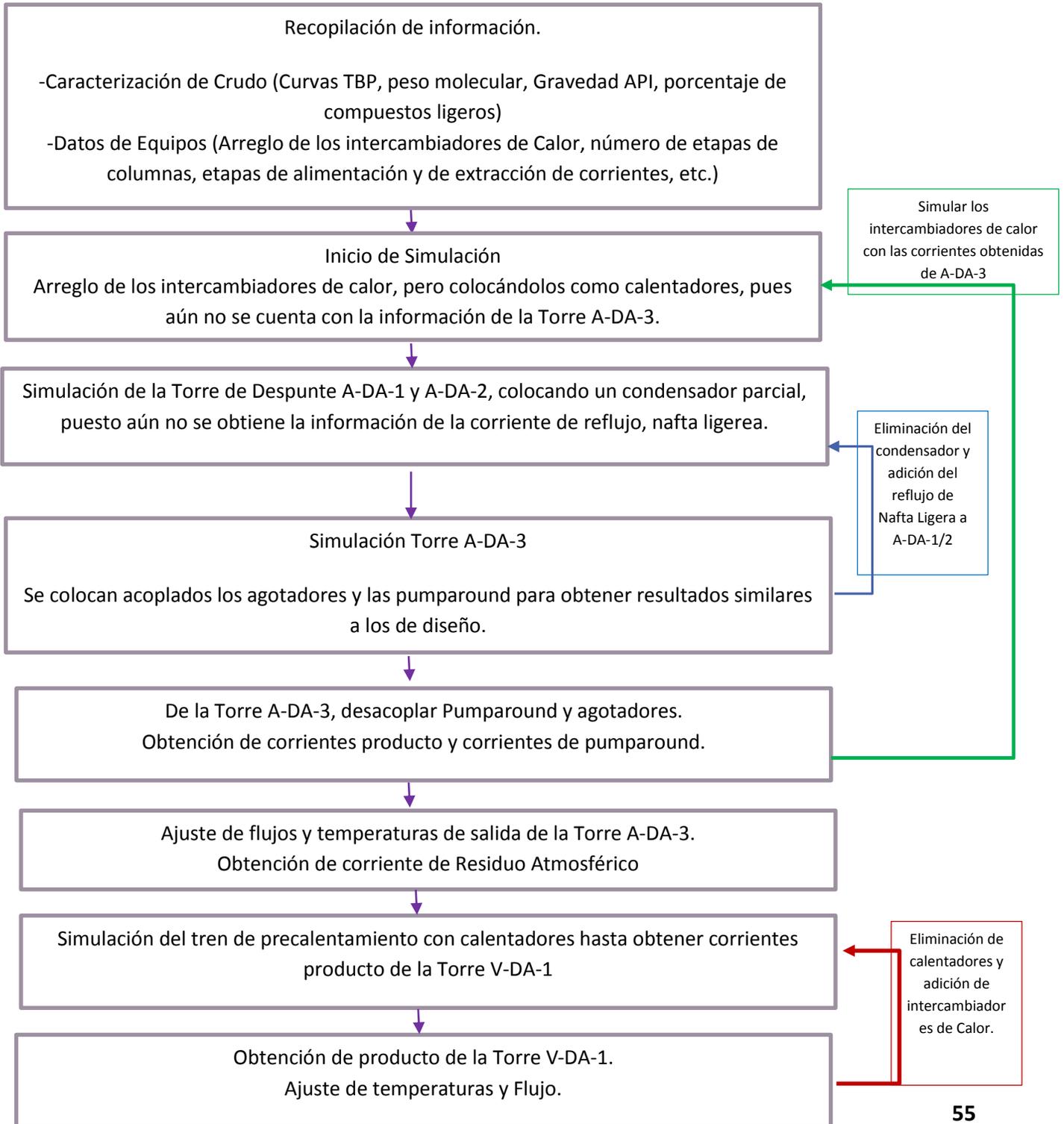
A-DA-5, la pumparound superior, el agotador A-DA-6 y finalmente la pumparound inferior. Así mismo cabe señalar que en los agotadores se simularon con alimentación superior y con reboiler externo.

**Figura 6** Esquema de la configuración para el agotador A-DA-4



- Sección de Vacío, por último y no menos importante para esta columna se procedió a simularlo con condensador acoplado a la torre para después desacoplarlo y colocar las recirculaciones pertinentes.

Figura 7 Diagrama de Metodología Particular utilizada en el Esquema de Simulación.



## CAPITULO V

### ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

En este capítulo trataremos sobre los resultados que se obtuvieron en la simulación. Así como un análisis de los mismos con los conceptos que se creen relevantes para la simulación.

#### 4.1. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

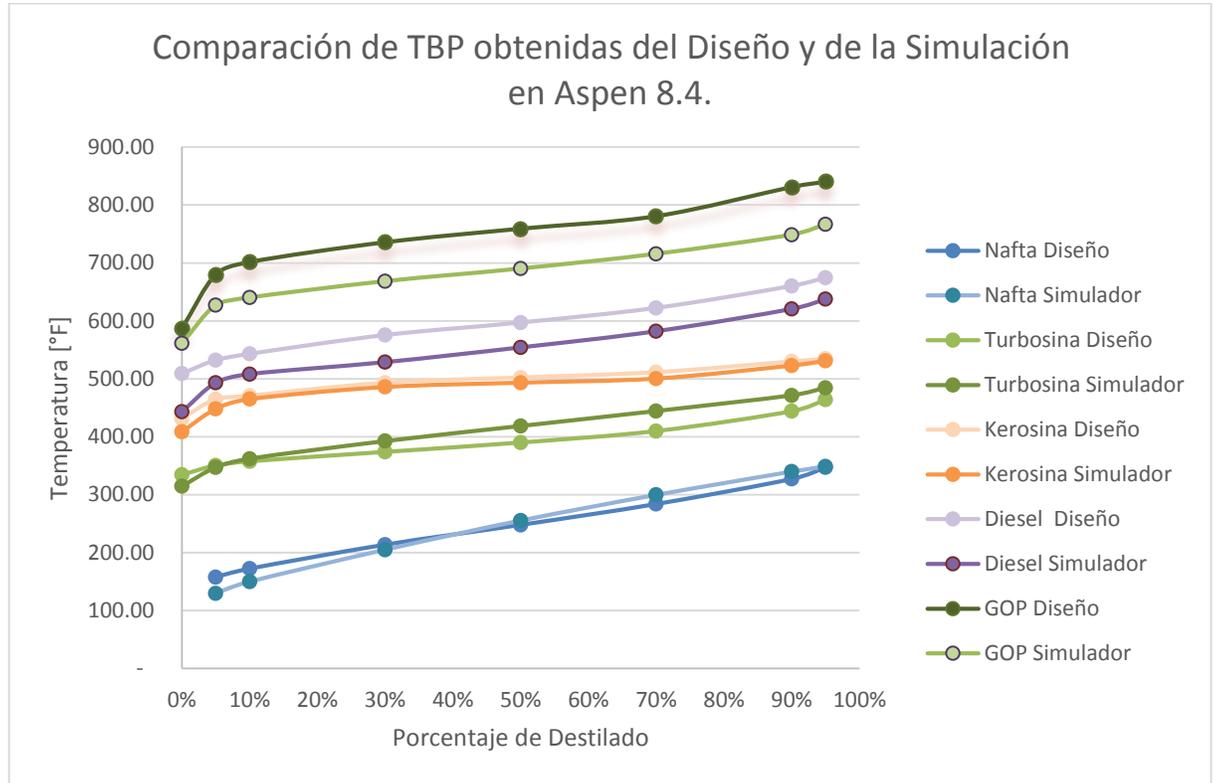
A continuación se presentan los resultados obtenidos en la simulación, los resultados a continuación se enfocan solamente a los principales productos de la sección de destilación atmosférica y de vacío. Así mismo se procede a observar los porcentajes de error que se obtuvo para cada producto. A continuación se presenta la ecuación que se utilizó para obtener los porcentajes de error:

$$\%Error = \frac{|Valor_{Diseño} - Valor_{Simulación}|}{Valor_{Diseño}}$$

Los valores de Diseño y valores de Simulación en los que se enfocó principalmente fueron en las corrientes a límite de batería y los valores de las temperaturas una vez que salieron de la Torre A-DA-3 y V-DA-1.

En las Gráficas 1 y 2 se corrobora que la curva TBP generada por el simulador representa la curva TBP de la técnica para la mezcla de crudo sin presentar gran desviación, la caracterización del crudo generando solamente pseudocomponentes a partir de la curva TBP, peso molecular, fracciones de los componentes ligeros y gravedad API de la técnica assay es un método de caracterización muy sencillo, ya que solo es necesario definir las curvas TBP y las propiedades mencionadas con el fin de generar pseudocomponentes y producir resultados sin ningún error. Sin embargo fue de importancia señalar que una vez generando las corrientes extraídas en las columnas de destilación no se obtenían de inmediato las curvas TBP deseadas y se procedió a añadir un diseño de especificación en el punto a 95% de destilado de volumen para la nafta, variando el flujo de la nafta de destilado. Así se logró corroborar que los componentes resultantes de la simulación son similares a la realidad, así mismo también se corrobora el peso molecular y la gravedad API para tener más certeza de que sí era el producto deseado.

**Gráfica 1** Comparación de las curvas TBP para los productos de la Planta de Destilación Atmosférica.



Así, también en las siguientes tablas se desglosan los valores obtenidos en la simulación, así como el porcentaje de error una vez comparado con los valores de diseño que se encuentran en la Ingeniería Básica.

**Tabla 11 Resultados para la Nafta Ligera de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	8,177.00	9,558.50	16.89
Presión LB (bar)	0.31	0.31	-
Temperatura LB (°F)	100.40	100.40	-
Peso Molecular	115.33	112.00	2.89
Temperatura de Salida(°F)	120.00	161.29	34.41
True boiling point curve			
5%	158.00	130.00	17.72
10%	172.40	150.04	12.97
30%	213.80	205.21	4.02
50%	248.00	255.60	3.06
70%	284.00	299.85	5.58
90%	327.20	340.06	3.93
95%	347.00	348.84	0.53
Gravedad Especifica API	57.63	56.38	2.16

**Tabla 12 Resultados obtenidos para la Turbosina de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	13,945.00	12,931.79	7.27
Presión LB (bar)	0.31	0.31	-
Temperatura LB (°F)	100.40	100.40	-
Peso Molecular	151.86	175.75	15.73
Temperatura de Salida(°F)	407.00	365.33	10.24
True boiling point curve			
5%	350.60	347.07	1.01
10%	357.80	362.21	1.23
30%	374.00	392.51	4.95
50%	390.20	418.59	7.28
70%	410.00	444.44	8.40
90%	444.20	471.54	6.15
95%	464.00	484.72	4.47
Gravedad Especifica API	48.95	41.09	16.04

**Tabla 13 Resultados para Querosina de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	6,207.00	6,699.24	7.93
Presión LB (bar)	0.31	0.31	0
Temperatura LB (°F)	100.40	100.40	0
Peso Molecular	184.14	209.81	13.94
Temperatura de Salida(°F)	493.11	489.39	0.75
True boiling point curve			
5%	464.90	448.15	3.60
10%	470.90	465.10	1.23
30%	493.30	486.02	1.48
50%	502.30	493.49	1.75
70%	511.50	500.57	2.14
90%	530.10	523.12	1.32
95%	534.80	531.03	0.71
Gravedad Especifica API	40.32	36.50	9.47

**Tabla 14 Resultados obtenidos para el Diesel de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	31,757.73	31,350.86	1.28
Presión LB (bar)	0.31	0.31	0
Temperatura LB (°F)	100.40	100.40	0
Peso Molecular	232.47	241.2947	3.80
Temperatura de Salida(°F)	579.20	520.90	10.07
True boiling point curve			
5%	532.40	493.22	7.36
10%	543.20	508.25	6.43
30%	575.60	528.85	8.12
50%	597.20	554.33	7.18
70%	622.40	582.26	6.45
90%	660.20	620.72	5.98
95%	674.60	637.52	5.50
Gravedad Especifica API	33.40	32.83	1.69

**Tabla 15 Resultados Obtenidos para el GOP Atmosférico de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	8,693.86	8,700.00	0.07
Presión LB (bar)	0.31	0.31	0
Temperatura LB (°F)	100.40	100.40	0
Peso Molecular	331.678	318.5228	3.97
Temperatura de Salida(°F)	651.20	710.01	9.03
True boiling point curve			
5%	<b>680.00</b>	<b>627.24</b>	7.76
10%	<b>701.60</b>	<b>640.41</b>	8.72
30%	<b>735.80</b>	<b>668.54</b>	9.14
50%	<b>759.20</b>	<b>690.40</b>	9.06
70%	<b>780.80</b>	<b>715.79</b>	8.33
90%	<b>831.20</b>	<b>748.89</b>	9.90
95%	<b>840.20</b>	<b>766.94</b>	8.72
Gravedad Especifica API	25.46	26.14	2.70

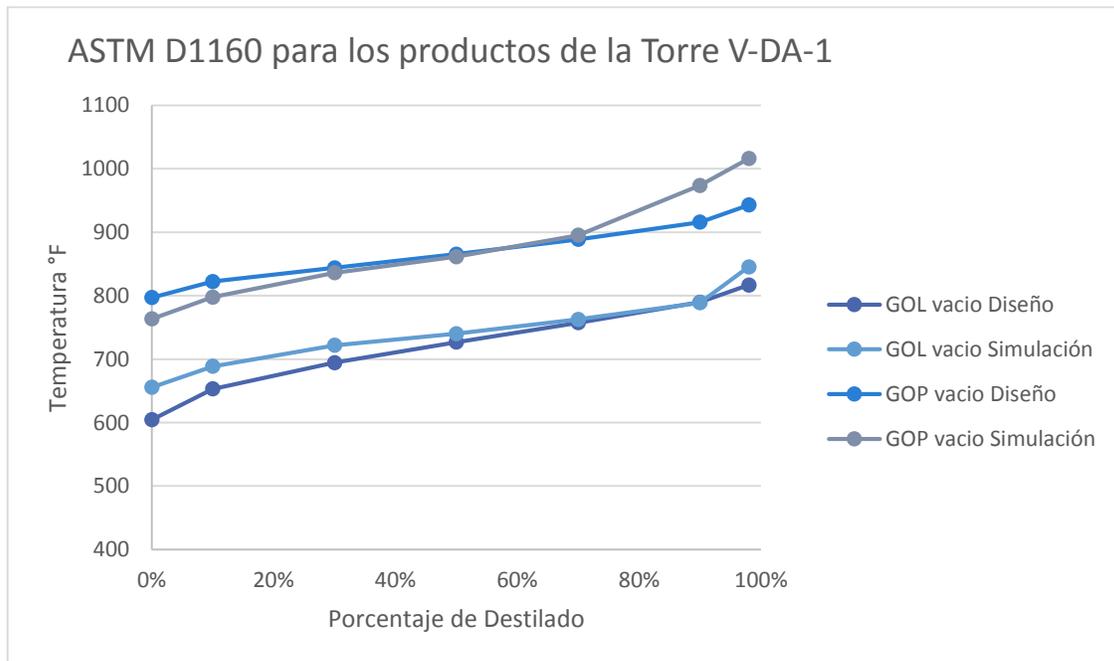
**Tabla 16 Resultados para el GOL vacío de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	16650	15760.8	5.34
Temperatura de Salida [°C]	284	300.00	5.63
ASTM 1160 °F			
0%	604.4	655.6019	8.47
10%	653	688.5792	5.45
30%	694.4	721.6883	3.93
50%	726.8	740.0755	1.83
70%	757.4	762.6664	0.70
90%	789.8	789	0.10
98%	816.8	845.4513	3.51

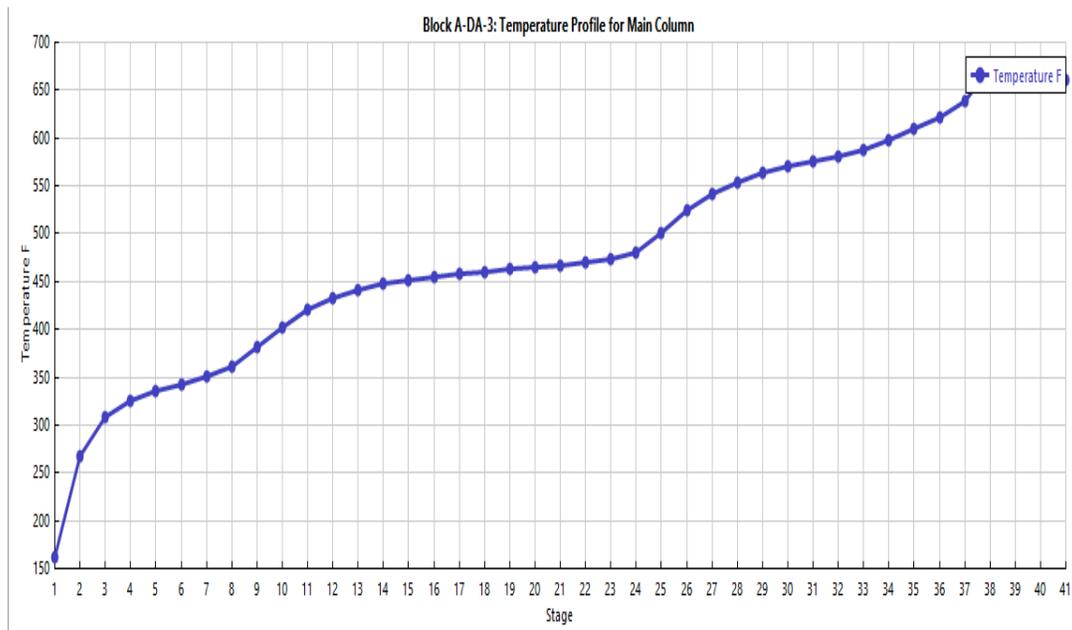
**Tabla 17 Resultados de GOP vacío de la PP2**

Parámetro	Diseño	Aspen	% Error
Flujo BPD	16650	15105	9.28
Temperatura de Salida [°C]	590	630.45	6.86
ASTM 1160 °F			
0%	797	<b>763.2694</b>	4.23
10%	822.2	797.7351	2.98
30%	843.8	836.0759	0.92
50%	865.4	861.4167	0.46
70%	888.8	895.3163	0.73
90%	915.8	973.6732	6.32
98%	942.8	1016.139	7.78

**Gráfica 2 Curvas ASTM 1160 para los productos V-DA-1**



A continuación se muestran los perfiles de temperaturas de las torres de Destilación Atmosférica, así como las curvas de puntos de ebullición obtenidas a partir de la Simulación que se realizó en Aspen 8.4. De igual manera se muestran los esquemas de simulación a donde se llegó para cada una de las torres de destilación, las cuales se presentan en el Apéndice.



Gráfica 3 Perfil de Temperatura para la Torre A-DA-3

#### 4.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En la Gráfica 1 se puede observar los perfiles de temperatura, se tiene una disminución de temperaturas en la etapa 7 a 8 y en la etapa 24, puesto que son las etapas donde se extrae las corrientes que sirven como pumparound en la columna A-DA-3 y que son necesarias para las extracciones laterales donde se realiza el agotamiento.

Así mismo se enfocó en estudiar los resultado de los flujos en BPD de los productos principales de la Planta de Destilación y la Planta de Vacío para cumplir con las cantidades requeridas de Nafta Ligera, Turbosina, Querosina, Diesel, Gasóleo Pesado Atmosférico y los producto de la Planta de Vacío que son Gasóleo Ligero y Gasóleo Pesado.

Cabe señalar que los datos de diseño que se tuvieron al alcance para realizar este trabajo corresponden Diseño de Producción Máxima Diesel. Los datos de Caracterización del Crudo que fueron facilitados para la realización de este estudio, corresponden a una mezcla de crudo que se procesó en el año del 2008, por lo que sólo puede ser utilizado con fines didácticos y de estudio. Los datos de análisis de crudo de más de dos años de antigüedad son considerados inexactos para propósitos de modelado, ya que la composición del crudo puede llegar a variar demasiado en menos

de un año. Sin embargo existen casos en los que se han llegado a utilizar datos de análisis de crudo de más años de antigüedad.

Además es importante tomar en cuenta respecto a la caracterización del crudo, es que los datos que fueron proporcionados para este estudio, corresponden a una mezcla de crudos que no es especificada, por lo que se desconoce las proporciones exactas de los tipos de crudo utilizados en la mezcla. Esto limita la posibilidad de evaluar la variación en las proporciones de cada tipo de crudo, para obtener diferentes mezclas que nos permitan observar el comportamiento del modelo ante este tipo de modificaciones.

Así mismo cabe destacar que para que las especificaciones de los productos de la simulación llegaran a coincidir más con los reales se utilizaron dos especificaciones de diseño dentro de la simulación, una fue en la torre A-DA-3 la cual se especificó un punto de la TBP de la Nafta Ligera, el cual fue el 95 % del volumen de destilado con su respectiva temperatura, así mismo se pudo observar que al disminuir un punto de la TBP al 95% se observó un cambio en el flujo de destilado. Un punto de ebullición más bajo significa una fracción de producto menor. También cambia el punto de ebullición al 5% del producto siguiente del que se modificó el TBP. Esto ilustra un principio importante en las fracciones de petróleo.

### **Principio 1**

El punto de ebullición de los cortes a 95% y el 5% de dos cortes adyacentes no se pueden ajustar de forma independiente. (Luyben, 2013)

Así mismo otras de las complicaciones que se observaron dentro de la simulación fueron las extracciones para poder obtener las corrientes necesarias que se requerían en cada agotador. Por lo que después de simular el agotador de Querosina, se tuvo que extraer la corriente necesaria para la primera *pumparound* de la Torre de Destilación A-DA-3, y si no se colocaba la *pumparound* necesaria no se podría proceder al siguiente agotador, pues la Torre A-DA-3 terminaba sin flujo de vapor, pues el calor removido de las *pumparound* afecta a la recirculación del flujo de vapor por encima de la zona de bombeo y también a la recirculación del flujo líquido por debajo del área de bombeo y con ello no nos permite hacer alguna extracción de flujo por debajo de las corrientes ya extraídas con anterioridad. Así mismo podemos mencionar que al aumentar el calor de bombeo, tenemos un mayor flujo de vapor por arriba de la columna, con lo que existe una mayor velocidad de reflujo, e incrementamos el calor removido en el condensador.

La brecha entre los puntos adyacentes aumenta, por lo tanto hay una mejora en la separación. Así mismo podemos rescatar otro principio importante dentro del tema de *pumparound*.

## Principio 2

Las *pumparound* afecta a la separación entre los cortes. La reducción de una extracción de calor de reflujo mejora la separación entre los cortes por encima del bombeo. (Luyben, 2013).

Además, si se extrae de la torre de destilación una gran cantidad de calor afecta el perfil de temperatura y la eficiencia de separación productos deseados, es una variable importante para el diseño de la torre de destilación atmosférica y debe ser una cantidad que no comprometa la eficiencia de separación porque ya se demostró el impacto negativo que tiene si solo se enfoca el diseño hacia la recuperación de energía, en la simulación que se realizó se notaba la importancia de las *pumparound* en las corrientes ya que al no añadir las corrientes de extracción que servían como bombas de calor, la simulación no convergía debido a que la columna tendía a desaparecer o el flujo líquido o el flujo de vapor.

Así mismo es importante resaltar que hay varios factores que alteran los resultados de la simulación, entre ellos la cantidad de vapor suministrada en cada agotador con el fin de tener máxima gasolina o máximo diésel. En la siguiente tabla se muestran las cantidades de vapor que se deberán suministrar en cada caso.

**Tabla 18** Consumo de Vapor de Agotamiento [Kg/h]

AGOTADOR	CASO	
	Máxima Gasolina	Máximo Diésel
A-DA-4	3205	3957
A-DA-5	2521	1762
A-DA-6	5748	7518

Fuente: (PEMEX, Ingeniería Básica, 1989)

El vapor que se utiliza en los agotadores para remover los componentes ligeros extraídos del líquido de la columna principal es de importancia ya que el cambio de flujo de vapor afecta los puntos iniciales de la curva de TBP, pero tiene un efecto menor en el punto de 5% y ningún efecto en el punto 95%. Evidentemente las variaciones de vapor aumentan el consumo de vapor y aumenta la carga de purificación de agua en la Refinería.

Siguiendo el curso de la metodología que se presentó anteriormente, cabe mencionar que tras haber finalizado el esquema de simulación se procedió a la realización de un análisis de sensibilidad de dicho esquema, cuyo objetivo es el de observar la respuesta del esquema generado a cambios en las condiciones normales de operación de la Torre A-DA-3 intervalos de dichas condiciones en los que el

modelamiento de la planta es válido. Estos cambios únicamente han sido medidos en los equipos representativos de cada sección para una revisión práctica.

Cabe señalar la Planta Primaria Número 2, se realizó con un flujo de 165000BPD, flujo máximo de la planta, al modificar el flujo de alimentación de la planta en la simulación se observó que es muy sensibles a cambio en el flujo de alimentación esto se puede explicar debido a que se colocaron dos especificaciones de diseño para los cortes a 95% en las TBP, una fue en la Torre A-DA-3 y otra especificación se colocó en la Torre V-DA-1. Así mismo cabe señalar que dentro de la simulación existen muchas recirculaciones, más en la Torre A-DA-3, ya que tres de los productos principales tienen recirculaciones en los agotadores y posteriormente están ligados con los intercambiadores de calor en el tren de precalentamiento que a su vez es la sección importante para que el crudo llegue a la temperatura deseada y así entre a la Torre Atmosférica para su destilación. Así mismo sucede algo similar con la Torre de Vacío ya que también tiene recirculaciones. Con lo que se tiene que el esquema de simulación generado no es conveniente modificar el flujo de alimentación puesto que se la simulación no converge adecuadamente pues se comenzó con un flujo de 165000BPD.

Así mismo, a continuación se presenta el condensado de resultados de flujos y temperaturas que se obtuvieron en el Simulador:

**Tabla 19 Resultados y Comparación de flujos de los productos.**

Producto	Flujo BPD		
	Diseño	Simulador	% Error
Nafta	8,177.00	9,558.50	16.89
Turbosina	13,945.00	12,931.79	7.27
Querosina	6,207.00	6,699.24	7.93
Diésel	31,757.73	31,350.86	1.28
GOP Atm	8,693.86	8,700.00	0.07
GOL Vacío	16,650.00	15,760.80	5.34
GOP Vacío	16,650.00	15,105.00	9.28

**Tabla 20 Tabla 19 Resultados y Comparación de temperatura de salida de la columna de Destilación (Atmosférica y de Vacío) de los productos.**

Producto	Temperatura °C		
	Diseño	Simulador	% Error
Nafta	120.00	161.29	34.41
Turbosina	407.00	365.33	10.24
Querosina	493.11	489.39	0.75
Diesel	579.20	520.90	10.07
GOP Atm	651.20	710.01	9.03
GOL Vacío	284.00	300.00	5.63
GOP Vacío	590.00	630.45	6.86

Como observamos en la gráfica 1 y 2, los productos obtenidos tienen una curva TBP muy cercana a la que se muestra en la Ingeniería Básica de la Planta ya que con esto podemos asegurar que los resultados de los productos obtenidos en la simulación coinciden con los requeridos en la Planta. Así mismo podemos resaltar que los flujos y temperaturas de las corrientes de salida de la Torre de Destilación Atmosférica A-DA-3, donde se obtuvieron los productos: nafta, turbosina, querosina, diésel y GOP atm fueron favorables ya que en la mayoría de los casos sí se logró obtener el objetivo planteado en un principio, así mismo las temperaturas obtenidas en la simulación fueron también favorables en este sentido.

## CAPÍTULO VI

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### CONCLUSIONES

La aplicación del esquema de simulación basado en el enfoque modular secuencial que utiliza Aspen Plus permitió resolver el modelo de destilación y extracción que involucra la solución de ecuaciones de balance de materia, equilibrio y energía.

En el caso particular de este trabajo se obtuvieron resultados favorables en la mayoría con resultados menores al 10% de error en los datos comparados con los de diseño de la Planta de Destilación, lo cual fue una buena aportación para continuar con este estudio adicionando y mejorando la simulación con un esquema de simulación más cercano y con ello poder utilizar la simulación para algún estudio de los equipos involucrados en la planta así como una futura reconfiguración de la Refinería con ello poder mejorar el proceso pues si se desarrolla una nueva tecnología para dar mejores rendimientos, ahorrar energía, conocer reglamentos y especificaciones de los productos del medio ambiente, entonces esta tecnología podría reemplazar a la vieja tecnología en las refinerías existentes y nuevas, en función de la economía. Otros factores que podrían influir en la configuración de la refinería, son la disponibilidad de materia prima (petróleo crudo), los mercados de productos y los objetivos estratégicos para una mayor producción y aprovechamiento de la energía.

El desarrollo de herramientas computacionales que permiten la evaluación rápida y precisa de múltiples posibilidades, en cuanto a diseños, permite la evolución de diseño de procesos, áreas de ingeniería así como la evaluación de parámetros para la mejora del rendimiento de la planta.

Así la generación del esquema de simulación es de principal importancia y se relaciona estrechamente con temas económicos y técnicos para la mejora del desempeño del proceso y la ingeniería de este. Así mismo el esquema de simulación es de gran importancia puesto que nos brinda una mayor facilidad para la evaluación de modificaciones del proceso previas a llevarlas a cabo en la Planta, así como el mejoramiento del desempeño del proceso.

El esquema de simulación es muy sensible para cambios de flujo de alimentación para la Planta Primaria.

#### RECOMENDACIONES

Se recomienda para futuras simulaciones:

- 1) Adicionar más componentes en el crudo en el sentido de colocar porcentajes de azufre, sales y otros componentes que son parte del crudo real y con ello poder acercar mayor la simulación a la realidad.

- 2) Utilizar caracterizaciones de crudos mucho más actuales ya que la que se utilizó fue de febrero del 2008, y esto representará mejor una simulación para cualquier modificación o implemento que se requiera en la Planta.

El alcance de esta simulación es para que la planta trabaje a 165000 BPD lo cual es pertinente poder realizar una simulación con el flujo mínimo para la Planta de Destilación Atmosférica el cual es 90 000 BPD, así mismo tener flujos que sean similares a los que se usan en planta para así poder rescatar información valiosa de la simulación. Por lo cual se recomienda en simulaciones posteriores realizar simulaciones con flujo de 90 000 BPD para tener resultados en estas condiciones si es que se necesita usar esto en casos reales.

Así mismo puede ser útil explorar brevemente el impacto de algunos de los parámetros de diseño de los rendimientos y los puntos de ebullición de los diferentes productos. Esta visión se utilizará cuando una estructura de control se desarrolla para mantener las varias especificaciones enfrente de las perturbaciones más frecuentes.

## BIBLIOGRAFÍA

MANUAL ASPEN HYSYS. (2003). *Property Methods and calculation*, Aspen Technology..

American Institute of Chemical Engineers and John Wiley & Sons, I. (2011). *Teach yourself the basics of Aspen Plus*. New Jersey: Schefflan, Ralph.

BP Statistical Review of World Energy. (June 2015). *Refinery capacities*. Obtenido de [bp.com/statisticalreview](http://bp.com/statisticalreview)

Energy Information Administration, E. (12 de Marzo de 2015). Obtenido de <http://www.eia.gov/>

Gary James, H. G. (2001). *Petroleum Refining, Technology and Economics*. New York, USA: Marcel Dekker.

K. Anitha, T. Shuwana, & V. R. Kumar. (2011). *Simulation of Atmospheric and Vacuum Crude Units Using Aspen Plus*. Department of Chemical Engineering , University College of Technology, Osmania University. Hyderabad, A.P., India: Petroleum Science and Technology.

Luyben, W. (2013). *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation* (Second Edition ed.). Pennsylvania, Bethlehem: AIChE. Recuperado el 21 de Febrero de 2015

Mejia Lugo, M. (2009). *Tesis de Doctorado "La competitividad de la Industria Petroquímica Mexicana"*. México: IPN.

Muñíz, G. B. (12 de 05 de 2015). *Energía a debate*. Obtenido de Reactivar la refinación en México: <http://energiaadebate.com/reactivar-la-refinacion-en-mexico/>

Ortiz Bautista, H. A. (2010). "Integración y estudio de mejora del Desempeño Energético en las Plantas Atmosférica "AA" Y De Vacío "AI" De La Refinería "Ing. Antonio M. Amor", En Salamanca, Gto., con Vinculación A Objetivos De Producción. *Tesis que para obtener el grado de Maestría*. México, D.F.: Universidad Nacional Autónoma de México. Recuperado el 12 de Marzo de 2015

Ospino Pinedo, J. (2011). *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. (C. Medellín, Productor) Recuperado el 12 de Enero de 2015, de <http://modeladoysimulacioneniqu.webnode.es/>

PEMEX. (1989). *Ingeniería Básica de la Planta de Destilación Noll, Refinería Salina Cruz (Información confidencial, proporcionada unicamente para la simulación del presente trabajo)*.

PEMEX. (01 de 08 de 2015). *PEMEX Refinación*. Obtenido de La Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime en Salina Cruz Oaxaca: <http://www.ref.pemex.com/octanaje/22salina.htm>

PEMEX. (s.f.). *Presentación Refinería Ing. Antonio M. Amor*. <http://www.cmic.org/comisiones/Sectoriales/energia/hidrocarburos/reunionesen delegaciones/Leon/Ref%20Ing.%20Antonio%20M.Amor.pdf>.

Segoviano Murillo, S. S. (2008). *GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I DE LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAXACA*. México, D.F.: Universidad Nacional Autónoma de México. Recuperado el 23 de Noviembre de 2014

SENER. (2012). *Prospectiva de petrolíferos 2012-2026*. (SENER, Editor, & México) Obtenido de [http://sener.gob.mx/res/PE\\_y\\_DT/pub/2012/PP\\_2012\\_2026.pdf](http://sener.gob.mx/res/PE_y_DT/pub/2012/PP_2012_2026.pdf)

SENER. (12 de 02 de 2015). *Secretaría de Energía*. Obtenido de [www.energia.gob.mx](http://www.energia.gob.mx)

Silva González, E. (2011). *SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DIESEL Tesis de Licenciatura*. México: Universidad Nacional Autónoma de México.

Solórzano Blasio, A. (2004). *Estudio de las Condiciones de Operación de la Torre de Vacío en una Planta Primaria, Tesis para obtener el grado de Ingeniero Químico*. México: Universidad Nacional Autónoma de México.

Speight, J. G. (2007). *The Chemistry and Technology of Petroleum*. Taylor and Francis Group .

Watkins, R. N. (1981). *Petroleum Refinery Distillation*. Estados Unidos de America: 2da. Edición.

## Glosario

### A

Aspen Plus, 40

### C

Contenido de Azufre, 11

### D

Destilación al vacío, 21  
Destilación ASTM 1160, 13  
Destilación ASTM D86., 14  
Destilación atmosférica, 19  
Destilación TBP, 13  
Diesel, 32

### G

*Gasóleo Ligero de Vacío*, 36  
Gasóleo Pesado, 32  
*Gasóleo Pesado de Vacío*, 36  
Gravedad API, 11

### M

Método de Wegstein, 42  
Modelos Termodinámicos, 42

### N

Nafta, 31

### P

Peso molecular, 12  
Petróleo, 10  
Planta Primaria No II, 27  
Proceso de refinación, 9  
Procesos en la Refinación del Petróleo, 15  
Pseudocomponentes, 14  
Pumparounds, 9

### Q

Querosina., 32

### R

Refinería Antonio Dovalí Jaime, 22  
Residuo Atmosférico, 33  
Residuo de Vacío, 36

### S

Sección de destilación al vacío, 33  
Simulación de procesos, 37  
Simulador tipo fijo, 39  
Simulador tipo modular, 39  
Simuladores de procesos, 38  
Sistema Nacional de Refinerías, 18

### T

Turbosina, 32

## Acrónimos

TBP (True Boiling Point) Punto verdadero de ebullición.  
API American Petroleum Institute  
ASTM American Society for Testing and Materials  
GOP Gasóleo Pesado  
GOL Gasóleo Ligero  
PP2 Planta Primaria No II  
BPD Barriles Por Día

## Índice de Tablas

Tabla 1 Rangos del porcentaje elemental del crudo.....	10
Tabla 2. Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad.....	12
Tabla 3 Principales Procesos en la Refinación del Petróleo.....	15
Tabla 4 Número de Refinerías por país.....	17
Tabla 5 Evolución de la capacidad de refinación de países seleccionados, 2000 y 2014.....	18
Tabla 6. Requerimientos de Etapas en una Torre de Destilación.....	21
Tabla 7 Productos del proceso de Destilación del Crudo.....	22
Tabla 8 Servicios Auxiliares para la Planta Primaria No. 2.....	40
Tabla 9 Tabla de Iconos que se utilizaron para la Simulación.....	51
Tabla 10 Intervalo de aplicación de la correlación BK10.....	53
Tabla 11 Resultados para la Nafta Ligera de la PP2.....	58
Tabla 12 Resultados obtenidos para la Turbosina de la PP2.....	58
Tabla 13 Resultados para Kerosina de la PP2.....	59
Tabla 14 Resultados obtenidos para el Diesel de la PP2.....	59
Tabla 15 Resultados Obtenidos para el GOP Atmosférico de la PP2.....	60
Tabla 16 Resultados para el GOL vacío de la PP2.....	60
Tabla 17 Resultados de GOP vacío de la PP2.....	61
Tabla 18 Consumo de Vapor de Agotamiento [Kg/h].....	64
Tabla 19 Resultados y Comparación de flujos de los productos.....	65
Tabla 20 Tabla 19 Resultados y Comparación de temperatura de salida de la columna de Destilación (Atmosférica y de Vacío) de los productos.....	66
Tabla 21 TBP del CRUDO MEZCLA.....	74
Tabla 22 Peso Molecular y Gravedad API del CRUDO MEZCLA.....	74
Tabla 23 Fracción mol componentes ligeros del CRUDO MEZCLA.....	74
Tabla 24 Datos de Intercambiador de Calor A-EA-1/2-A/B.....	75
Tabla 25 Datos de Intercambiadores de Calor A-EA-3/4 -A/B.....	75

Tabla 26 Datos de Intercambiadores de Calor A-EA-5/&.....	76
Tabla 27 Datos intercambiadores de Calor A-EA-7/8.....	76
Tabla 28 Especificaciones para el PREFLASH A-DA-1/2.....	77
Tabla 29 Consideraciones para la Torre Atmosférica A-DA-3 .....	77
Tabla 30 Consideraciones AGOTADOR Turbosina .....	78
Tabla 31 Agotador Kerosina .....	78
Tabla 32 Agotador Diesel .....	79
Tabla 33 A-FA-8 GOP Atmosférico .....	79
Tabla 34 Pumparound Superior .....	80
Tabla 35 Pumparound Inferior .....	80
Tabla 36 Circuito Gasóleo Ligero para Torre de Vacío V-DA-1.....	81
Tabla 37 Circuito Gasóleo Pesado Torre Vacío V-DA-1 .....	81

**CAPITULO V**  
**APÉNDICE**

**Tabla 21 TBP del CRUDO MEZCLA**

<b>Componente</b>	<b>% Volumen Acumulado</b>	<b>TBP CORTE °C</b>
NAFTA PRIMARIA	20	177
KEROSINA LIGERA	28	243
KEROSINA PESADA	38	276
GLEO. LIG. PRIM.	53	355
GLEO. PES. PRIM	61	451
GLEO. LIG DE VAC	69	502
GLEO. PES. DE VAC	74	538

Fuente: Caracterización PEMEX, febrero 2008.

**Tabla 22 Peso Molecular y Gravedad API del CRUDO MEZCLA**

<b>Gravedad °API</b>	<b>27.8</b>
Peso Molecular	250

Fuente: Caracterización PEMEX, febrero 2008.

**Tabla 23 Fracción mol componentes ligeros del CRUDO MEZCLA**

<b>Componente</b>	<b>Fracción Mol</b>
Metano	0.00118
Etano	0.00356
Propano	0.01372
Butano	3.00E-05
Isobutano	0.01049
Pentano	0.0709
Isopentano	0.0142

Fuente: Caracterización PEMEX, febrero 2008.

**Tabla 24 Datos de Intercambiador de Calor A-EA-1/2-A/B**

A-EA-1/2 A/B			
Coraza		Baffles	
di	48 in		
Orientación	Horizontal	Número de Baffles	20
Corriente	Turbosina	% Corte	16
Tubos		Boquillas	
Número de Tubos	988	Coraza	
Diseño	Cuadrado	Entrada	06 in
Diámetro	01 in	Salida	06 in
BWG	12	Tubos	
Largo	20 ft	Entrada	06 in
Pitch	01 in	Salida	06 in

Fuente: (PEMEX, Ingeniería Básica, 1980)

**Tabla 25 Datos de Intercambiadores de Calor A-EA-3/4 -A/B**

A-EA-3/4 A/D			
Coraza		Baffles	
di	42 in		
Orientación	Horizontal	Número de Baffles	22
Corriente	Extracción Superior	% Corte	15
Tubos		Boquillas	
Número de Tubos	712	Coraza	
Diseño	Cuadrado	Entrada	8 in
Diámetro	1 in	Salida	8 in
BWG	12	Tubos	
Largo	20 ft	Entrada	12 in
Pitch	1 in	Salida	12 in

Fuente: (PEMEX, Ingeniería Básica, 1980)

**Tabla 26 Datos de Intercambiadores de Calor A-EA-5/6**

A-EA-5/6			
Coraza		Baffles	
Diámetro Interno	50 in		
Orientación	Horizontal	Número de Baffles	18
Corriente	Gasóleo	% Corte	15.8
Tubos		Boquillas	
Número de Tubos	1036	Coraza	
Diseño	Cuadrado	Entrada	6 in
Diámetro	1 in	Salida	6 in
BWG	12	Tubos	
Largo	20 ft	Entrada	14 in
Pitch	1 in	Salida	14 in

**Fuente:** (PEMEX, Ingeniería Básica, 1980)

**Tabla 27 Datos intercambiadores de Calor A-EA-7/8**

A-EA-7/8			
Coraza		Baffles	
di	42 in		
Orientación	Horizontal	Número de Baffles	24
Corriente	Querosina	% Corte	16.5
Tubos		Boquillas	
Número de Tubos	724	Coraza	
Diseño	Cuadrado	Entrada	6 in
Diámetro	1 in	Salida	6 in
BWG	12	Tubos	
Largo	20 ft	Entrada	14 in
Pitch	1 in	Salida	14 in

**Fuente:** (PEMEX, Ingeniería Básica, 1980)

**Tabla 28 Especificaciones para el PREFLASH A-DA-1/2**

<b>PREFLASH A-DA-1 A-DA-2</b>		
Número de Etapas		6
Temperatura Recomendada		205-217 °C
Presión de Despunte Recomendada		2.1-2.8 Kg/cm2 man
Alimentación	Etapa	6
Reflujo Nafta	Etapa	1

**Tabla 29 Consideraciones para la Torre Atmosférica A-DA-3**

<b>Torre de Destilación Atmosférica A-DA-3</b>		
Número de Etapas		41
Temperatura Recomendadas de Alimentación	°C	365
<b>VAPOR</b>		
Flujo[Kg/h]		19000
Temperatura [°C]		270
Presión [psig]		242
Etapa		41
	Temperatura	695 °C
	Presión	16.3 psig
<b>Alimentación</b>	Etapa	Entre 37 y 38

**Tabla 30 Consideraciones AGOTADOR Turbosina**

<b>AGOTADOR A-DA-4 TURBOSINA</b>		
	ENTRADA	SALIDA
Flujo [BBL/día]	20,508.96	17383
Temperatura [°F]	351.42	407
Presión [psig]	8.3	10.3
Etapa	1	4
<b>VAPOR</b>		
Flujo[Kg/h]	3957	
Temperatura [°C]	270	
Presión [psig]	242	
Etapa	4	
Etapa de la Columna A-DA-3	Se extrae del plato 9 y entra al plato 6.	

**Tabla 31 Agotador Querosina**

<b>AGOTADOR A-DA-5 QUEROSINA</b>		
	ENTRADA	SALIDA
Flujo [BBL/día]	9,756.65	7,307.54
Temperatura [°F]	433.93	493.11
Presión [psig]	10.8	12.8
Etapa	1	4
<b>VAPOR</b>		
Flujo[Kg/h]	1762	
Temperatura [°C]	270	
Presión [psig]	242	
Etapa	4	
Etapa de la Columna A-DA-3	Se extrae del plato 16 y entra al plato 15.	

**Tabla 32 Agotador Diesel**

<b>AGOTADOR A-DA-6 DIESEL</b>		
	ENTRADA	SALIDA
Flujo [BBL/día]	33,715.81	31,757.73
Temperatura [°F]	499.63	579.46
Presión [psig]	17.88	14.8
Etapa	1	4
<b>VAPOR</b>		
Flujo [Kg/h]	7518	
Temperatura [°C]	270	
Presión [psig]	242	
Etapa	4	
Etapa de la Columna A-DA-3	Se extrae del plato 25 y entra al plato 21.	

**Tabla 33 A-FA-8 GOP Atmosférico**

<b>A-FA-8 GOP atmosférico</b>		
	ENTRADA	SALIDA
Flujo [BBL/día]		8,693.86
Temperatura [°F]		652.03
Presión [psig]		15.8
Etapa	1	4
Proviene de la etapa de la Columna A-DA-3	Se extrae del plato 33 y entra al plato 31.	

**Tabla 34 Pumparound Superior**

<b>PUMPAROUND SUPERIOR</b>		
	SALIDA	ENTRADA
Flujo [BBL/día]	43,617.22	43,617.22
43617.2219	43617.2219	43617.2219
Temperatura [°C]	352.42	200
Presión [°C]	8.3	8.3
ETAPA	7	8

**Tabla 35 Pumparound Inferior**

<b>PUMPAROUND INFERIOR</b>		
	SALIDA	ENTRADA
Flujo [BBL/día]	54,344.25	54344.24704
Temperatura [°C]	499.63	325
Presión [°C]	12.8	12.8
ETAPA	25	25

**Tabla 36 Circuito Gasóleo Ligero para Torre de Vacío V-DA-1**

<b>Circuito Gasóleo Ligero</b>			
Corriente	Etapas Entra	Etapas Sale	Equipo procedente
60		4	
61	5		Separador S-1
70	1		Cambiador de Calor V-EA-5

**Tabla 37 Circuito Gasóleo Pesado Torre Vacío V-DA-1**

Corriente	Etapas Entra	Etapas Sale	
27		10	
59	7		V-FA-4
56	11		V-FA-4
57	12		Tren Pre calentamiento V-EA-1/2-A/F

Figura 8 Esquema de Simulación, Sección Despunte, Destilación Atmosférica y Agotamiento

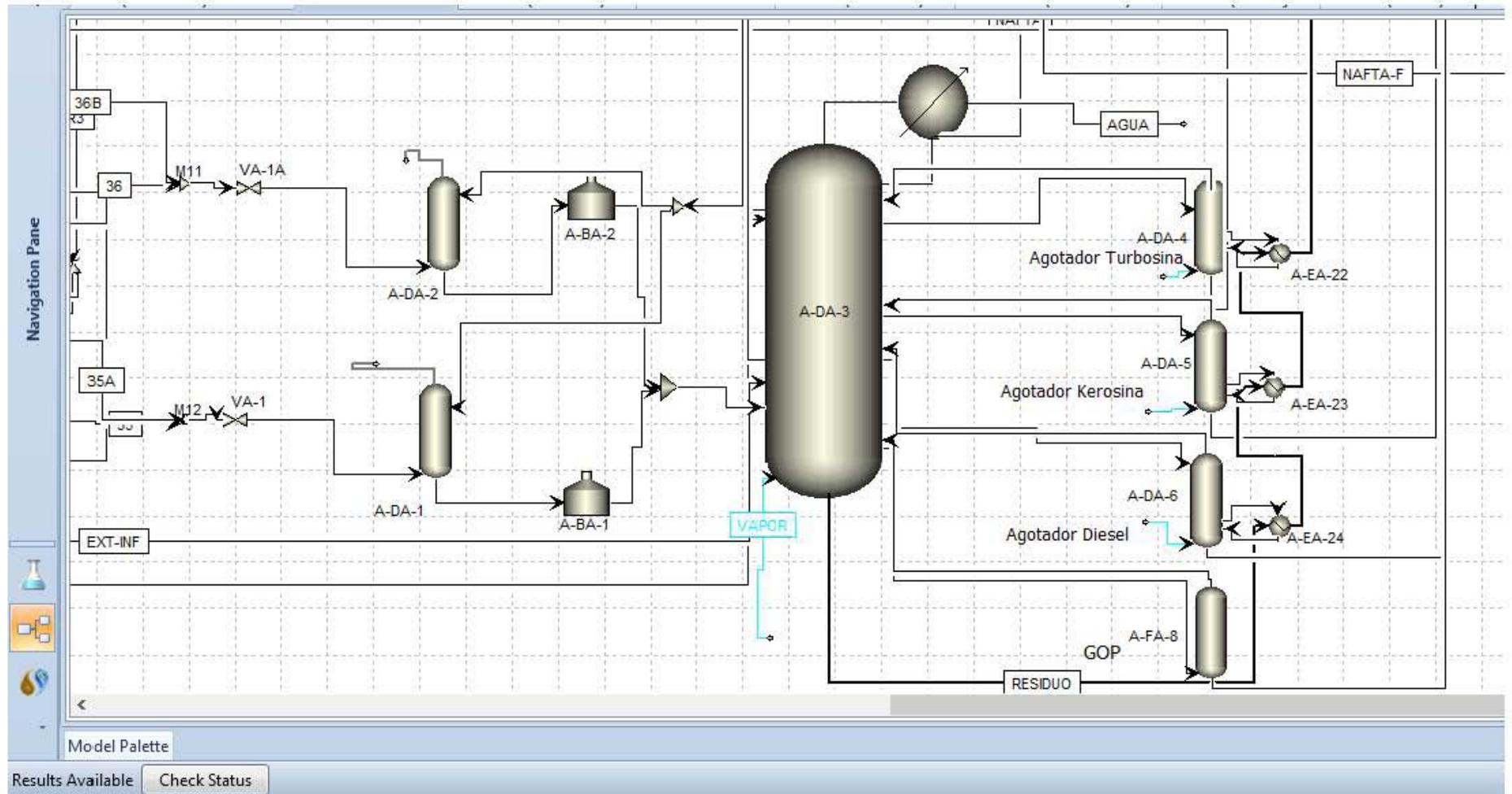


Figura 9 Esquema de Simulación de la Sección de Precalentamiento para llegar a Torres Despuntadoras

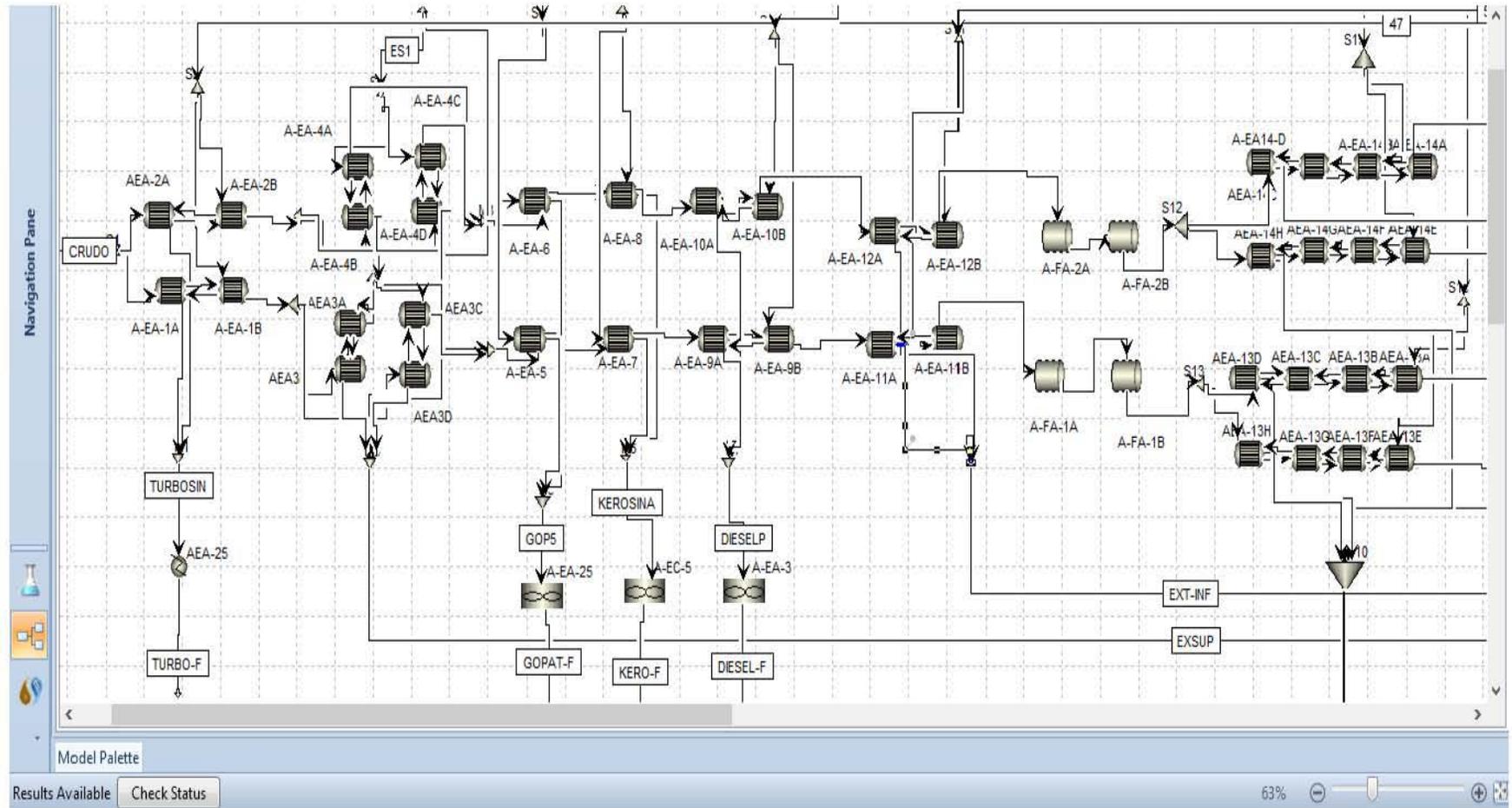


Figura 10 Esquema de Simulación Desalado y Despunte.

