



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LA TORRE ATMOSFÉRICA DA-101 Y TORRE  
DE VACÍO DA-151 DE LA PLANTA PRIMARIA NO. 5 DE LA REFINERÍA  
“GENERAL LÁZARO CÁRDENAS” MINATITLÁN, VERACRUZ**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA**

**Gutiérrez Valadez Alejandro**



**MÉXICO, D.F.**

**2015**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:** Profesor: Manuel Vázquez Islas  
**VOCAL:** Profesor: Celestino Montiel Maldonado  
**SECRETARIO:** Profesor: Martín Rivera Toledo  
**1er. SUPLENTE:** Profesor: Carlos Álvarez Maciel  
**2° SUPLENTE:** Profesor: Ileana Rodríguez Castañeda

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS, CONJUNTO E, FACULTAD DE QUÍMICA.**

**ASESOR DEL TEMA**

-  
**Ing. Celestino Montiel Maldonado**

**SUPERVISOR TÉCNICO**

-  
**Ing. Ileana Rodríguez Castañeda**

**SUSTENTANTE:**

-  
**Alejandro Gutiérrez Valadez**

# Índice

1. Introducción .....	2
1.1 Objetivo .....	2
2. Generalidades .....	4
2.1 Historia .....	4
2.2 Datos Generales de la Planta .....	4
3. Antecedentes .....	7
3.1 Petróleo .....	7
3.2 Composición y Características del Crudo .....	11
3.2.1 Compuestos Ligeros .....	12
3.2.2 Parafinas .....	13
3.2.3 Naftenos .....	13
3.2.4 Aromáticos .....	13
3.3 Tipos de Petróleo .....	14
3.4 Factores de Caracterización .....	15
3.5 Viscosidad .....	15
3.6 Gravedad API .....	16
3.7 Puntos Flash .....	16
3.8 Numero de Octanos .....	16
3.9 Punto de Ecurrimiento y Punto de Nube .....	16
3.10 Contenido de Azufre .....	17
3.11 Punto de Corte .....	17
3.12 Puntos Finales .....	17
3.13 Componentes Intermedios .....	17
3.14 Caracterización del Crudo .....	17
3.15 Métodos de Ensayos del Crudo .....	18
3.16 Estimación de las curvas de destilación TBP, ASTM D 86, ASTM D 1160 .....	18
3.17 Refinación .....	22
3.18 Unidad de Destilación Atmosférica .....	24
3.19 Destilación al Vacío .....	25
3.20 Productos de la Refinería .....	27
3.20.1 Gasolinas .....	28
3.20.2 Combustibles Destilados .....	29
3.20.3 Turbosina .....	29

3.20.4 Combustible Diésel .....	30
3.20.5 Combustóleo Residual .....	30
4. Descripción del Proceso .....	32
4.1 Sección de Precalentamiento .....	32
4.2 Sección de Desalado y Precalentamiento .....	32
4.3 Sección de Despunte y Precalentamiento .....	32
4.4 Sección de Destilación Atmosférica.....	33
4.5 Sección de Destilación al Vacío.....	36
5. Simulación de la Torre Atmosférica y de Vacío.....	39
6. Análisis de Resultados .....	56
6.1 Comparación TBP.....	56
6.2 Nafta Primaria .....	57
6.3 Kerosina .....	58
6.4 Turbosina .....	59
6.5 Diésel .....	60
6.6 Gasóleo.....	61
6.7 GOLV .....	62
6.8 GOPV.....	63
6.9 Análisis.....	64
7. Conclusiones .....	66
8. Bibliografía.....	68

# Capítulo 1

## Introducción

## **1. Introducción**

Todas las refinerías en México poseen tres secciones principales para el procesamiento del petróleo: separación, conversión y terminación. 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 miles de productos o como materia prima para obtener otros productos.

La destilación es el primer paso en el proceso de refinación del crudo. Normalmente este proceso ocurre en dos etapas, la destilación atmosférica, a partir de la cual se obtienen productos como la Nafta, Turbosina, Kerosina, Diésel y Gasóleo Primario; y la segunda etapa, que es la destilación al vacío, en la cual se destila el residuo atmosférico para finalmente obtener Gasóleo ligero y pesado de vacío. Estos cortes son posteriormente transformados mediante procesos basados principalmente en el cambio de tamaño y estructura de las moléculas (desintegración, reformación, alquilación, isomerización), para obtener mayor rendimiento y gasolinas de mayor octanaje. De igual manera los diferentes cortes pasan por una serie de tratamientos y procesos de separación para eliminar compuestos indeseables que disminuyen la calidad de los productos.

### **1.1 Objetivo**

El objetivo de este trabajo es llevar a cabo la simulación de la Torre Atmosférica DA-101 y la Torre de Vacío DA-151 de la Planta Primaria No. 5 de la Refinería “General Lázaro Cárdenas” en Minatitlán, Veracruz. Destacando que se utilizaran datos reales de la caracterización del crudo que se alimenta a la torre, por lo cual, podremos comparar los datos obtenidos de la planta con los del simulador. Con esto llegaremos a la conclusión de que tan diferentes pueden llegar a ser los resultados entre ambos.

# Capítulo 2

## Generalidades

## **2. Generalidades**

### **2.1 Historia**

La Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” que se encuentra localizada dentro del municipio de Minatitlán, Veracruz.

Cuenta con una superficie de 200 hectáreas, que están ubicadas en el margen izquierdo del río Coatzacoalcos.

Este centro de trabajo inició sus labores en el año de 1906, bajo la administración de la compañía inglesa “El Águila”. 34 años después, las instalaciones pasaron a ser patrimonio de la Nación como resultado del Decreto de la Expropiación Petrolera, en el año de 1938, por el entonces Presidente de la República, General Lázaro Cárdenas del Río

Durante varios años, debido principalmente a los problemas inherentes de la expropiación y a situaciones externas, se detuvieron los planes de expansión. Es hasta 1954 en el que se alcanza el equilibrio, cuando comienza prácticamente la era moderna de la Refinería; las antiguas instalaciones son desmanteladas y se inicia la construcción de nuevas Unidades de proceso con mayor capacidad, utilizando todos los avances tecnológicos de su tiempo, acordes con la demanda nacional de energéticos. Como resultado de la citada expansión, la Refinería actualmente está integrada por 32 plantas en operación normal.

En 1974, la Refinería de Minatitlán, Veracruz, cambia su nombre a Refinería “General Lázaro Cárdenas”, como homenaje y reconocimiento unánime al precursor del petróleo mexicano.

En 1997 se incorporan oficialmente las instalaciones industriales (tres plantas de proceso, doce tanques de almacenamiento y una torre de enfriamiento) de Pemex-Refinación ubicadas en el complejo petroquímico “Cangrejera”.

### **2.2 Datos Generales de la Planta**

La planta originalmente fue diseñada para procesar crudo ceroso en un proceso de destilación a presión atmosférica y posteriormente en otra de alto vacío con el objeto de obtener productos terminados e intermedios que servirán como carga a las plantas de hidrosulfuradoras y de desintegración Catalítica F.C.C

La ingeniería de la construcción de la unidad combinada fue hecha por la Societé Francaise des Techniques, LUMMUS bajo el contrato No. F-5164. Siendo conocido como proyecto Mazatlán.

La Planta Combinada Primaria No. 5 y Preparadora de Carga No.2, fueron diseñadas para procesar 42,500 B/D de crudo ogarrio de 34.1° API o una mezcla al 50% de crudo ogarrio y residuo Minatitlán 24° API.

En el año de 1974, fue puesta en operación la torre despuntadora dentro de los proyectos de aumento de la capacidad de procesamiento de crudo.

La ingeniería de la ampliación fue elaborada por la gerencia de refinación. Con esto la capacidad de procesamiento de la unidad aumento a 60,000 B/D de crudo de 32° API

Los equipos principales de la planta entraron en operación en el año de 1957, por lo que actualmente la Planta Primaria No. 5 y Preparadora de Carga No.2 cuentan con **58** años de antigüedad y la torre despuntadora fue puesta en operación en 1974, por lo tanto cuenta con **41** años de antigüedad.

En 1995 quedó fuera de operación y desmantelada la torre debutanizadora DA-110 por desgaste de los circuitos y equipos fe proceso, que resultó incosteable su operación

En 1995 se llevó a cabo la modernización de los calentadores BA-101 y BA-151, para instalación de quemadores de alta eficiencia.

# Capítulo 3

## Antecedentes

### **3. Antecedentes**

#### **3.1 Petróleo**

Aunque el petróleo ha sido conocido desde los albores de la humanidad, sus usos permanecieron limitados hasta el siglo XIX. Sus propiedades medicinales, y de combustión (por ejemplo, Fuego y Luz) fueron reconocidas. Sin embargo, era producido a en una escala pequeña y el procesamiento era prácticamente inexistente.

Aunque la domesticación de caballos y el uso del agua y de la energía eólica utilizada para logros importantes durante la Edad Media, fue hasta finales del siglo XVIII y principio del siglo XIX que las grandes invenciones mostraron como la energía humana podía ser multiplicada con el desarrollo de las maquinas. La máquina de vapor alcanzo rápidamente sus límites debido a la falta de flexibilidad y adaptabilidad del carbón. Para que la revolución industrial continuara y particularmente se convirtiera en una realidad de la vida diaria, se necesitaba una fuente de energía, abundante, barata y adaptable. Esto fue lo que precisamente el petróleo comenzó a ofrecer en la segunda mitad del siglo XIX, y esto es cuando las refinerías comenzaron a enfrentarse a numerosos retos.

El crudo es difícil de utilizar como se presenta en la naturaleza, pero después de fraccionar algunos cortes, tienen propiedades específicas que lo hacen más fácil de usar. Por ejemplo, a diferencia del crudo, un corte principal llamado keroseno o lámpara de parafina se consume completamente en una flama brillante y sin humo. Ese simple hecho promovió una demanda constante a partir de 1895. Sin embargo, la invención del motor de combustión interna en 1862, quemando gasolina natural en lugar de gas de carbón, hizo que la demanda de productos del petróleo despegara en definitiva.

El primer reto en los primeros días de la industria petrolera fue el satisfacer la demanda. La perforación fue desarrollada y las primeras perforaciones hechas por el Coronel Drake en Titusville en 1859 fueron para abastecer la cantidad necesaria de crudo. El segundo acontecimiento fue el fraccionamiento del crudo en cortes específicos como se realizaba por la destilación batch hasta 1910, cuando los primeros calentadores de operación continua aparecieron. No fue hasta 1925 que la primera unidad de destilación con una caldera y con una columna apareció en los Estados Unidos.

Dos cortes del crudo, lámpara de kerosina y gasolina estaban particularmente en demanda, especialmente a partir de 1890 con el nacimiento y el posterior auge de la industria automotriz. Pero, ¿Qué pasa con los otros cortes? Había dos soluciones:

- Desarrollar usos específicos. Este fue el caso del diésel con la invención del motor de diésel en 1896, y el combustóleo en lugar de carbón en buques de guerra a partir de 1900
- Modificar las proporciones en que varios cortes obtenidos por destilación. Sin lugar a dudas una solución mucho más flexible, al no poder asegurar que los diferentes usos crezcan simultáneamente

Implementar esta segunda solución fue el tercer reto para la industria de refinación y aseguraría su desarrollo durante la primera mitad del siglo XX. Reajustando balances cuantitativos fue el primer paso. De hecho, las propiedades de los cortes obtenidos directamente de la destilación directa del crudo no fueron totalmente satisfactorias al buscar alcanzar los requerimientos cada vez más estrictos. Por ejemplo, mejoramiento del desempeño del motor de combustión interna implica diferencias de compresión más altos, que causan golpeteo y daño al motor con un producto no tan refinado. El cuarto y último reto que enfrentaría durante ese periodo era alcanzar nuevos requerimientos de calidad.

La industria petrolera evoluciono de la separación a procesos de rearreglo molecular. Inicialmente, él rearreglo molecular eran principalmente térmicos en la naturaleza (desintegración térmica para modificar balances cuantitativos y reformación térmica para balances cualitativos). Después rápidamente alcanzo sus límites: baja selectividad, pobre producción, estrictos requerimientos tecnológicos debido a alta presión y temperatura, junto con ciclos cortos de producción.

Un descubrimiento por un químico Francés fue el que permitió la transición a una segunda fase mucho más eficiente. La investigación hecha por Paul Sabatier, que le hizo ganador al premio Nobel en 1912, mostró que ciertos metales y óxidos de metal promueven selectividad en la reacción de desintegración. Gracias a la investigación de otro francés, Eugène Houdry, la primera unidad de desintegración catalítica industrial se diseñó en Estados Unidos en 1936. Fue seguido poco tiempo después por la primera unidad reformadora catalítica industrial, que comenzó en 1939, una vez más en los Estados Unidos. Era capaz de incrementar el número de octanos del corte promedio de gasolina de 30 a 40 puntos.

Los dos procesos principales de la industria petrolera eran operacionales y fueron pronto complementadas por otros procesos más específicos, inclusive más selectivos, particularmente para satisfacer las necesidades ocasionadas por la Segunda Guerra Mundial. Operar desintegración y reformadoras ocasionaba producción masiva de gas y la idea de utilizarlo fue pronto seria puesta en marcha. Dos procesos, polimerización en presencia de ácido fosfórico y alquilación en presencia de ácido sulfúrico o hidrofúrico, producían gasolina de alto octanaje a partir de gases de petróleo. Estos fueron

desarrollados rápidamente en los Estados Unidos en con el fin de producir grandes cantidades de combustible para aviones cuando los Norteamericanos entraran a la guerra.

Todas estas innovaciones le dieron a la industria petrolera un gusto por el rearrreglo molecular y los científicos no perdieron tiempo en entender y explicar este fenómeno. Investigadores pronto se dieron cuenta de la riqueza inmensa de los productos derivados del petróleo y su uso como materia prima para la síntesis química. En 1920 en Estados Unidos, Union Carbide y Standard Oil produjo 75 toneladas de químicos sintéticos basados en petróleo – y la petroquímica nació. Esta experimento un auge durante la Segunda Guerra Mundial abasteciendo de productos primarios para la manufactura de sustitutos para productos naturales. A pesar de que la Industria Norteamericana fue privada de sus fuentes de suministro de materia prima, fue capaz de adaptarse y cambiar con el fin de apoyar una guerra sin precedentes. Como resultado, una guerra que de otra manera hubiera durado años fue terminada rápidamente, y la superioridad económica y tecnológica de Estados Unidos fue establecida de una vez por todas.

En menos de un siglo, la industria petrolera ha mostrado su extraordinaria capacidad para adaptarse. Esta ha abastecido combustibles para motores y otros usos de combustión, como, los productos primarios necesarios para mantenerse al día en el progreso tecnológico y beneficiar a la mayoría de la población. Al mismo tiempo, el progreso científico hizo la investigación del petróleo más efectiva.

Después de los Estados Unidos, Canadá y México, Europa con Rusia y Rumania, el Medio Oriente con Irak, Irán y Arabia Saudita abrieron la producción de petróleo. El crecimiento en consumo manifiesta la extrema flexibilidad de esta nueva fuente de energía. De hecho el consumo mundial será más del doble cada diez años durante un largo periodo. Hasta entonces, Estados Unidos cuenta con dos tercios de la actividad petrolera mundial. El papel principal del petróleo en cubrir las necesidades energéticas del mundo era obvio y se debía a:

- Investigación petrolera eficaz
- Fácil transportación y almacenamiento
- Planta industrial flexible y adaptable que pueda responder adecuadamente a mejorar varios y diversificados usos

Todo esto era posible solo porque la innovación tecnológica hizo la más eficiente implementación disponible en cada parte de la producción de petróleo, trasportación y procesamiento. Adaptabilidad, junto con el crecimiento de la producción aseguro el desarrollo de la industria petrolera al disminuir costos durante cien años y contribuiría significativamente al desarrollo económico

posguerra. El papel dominante desempeñado por el petróleo era el también mostrar sus peligros. Con la interdependencia de los productores y consumidores, el petróleo empezó a desempeñar un papel eminentemente político y estratégico el cual era generar nuevos conflictos y desequilibrio. Una vez más, la industria petrolera estaría fuertemente instigada a compensar este desequilibrio.

De 1945 a 1970, la industria petrolera contribuyó significativamente a la reconstrucción e industrialización de los países europeos y asiáticos que habían sido fuertemente afectados por la guerra. Compañías Petroleras y procesos desarrollados en Estados Unidos cruzaron el Atlántico y Pacífico. Europa Occidental y Japón por igual reprodujeron el modelo norteamericano y lo mejoraron. Aunque no habían cambios fundamentales en ningún lado tan importantes como el desarrollo de la reformación catalítica y proceso de desintegración durante el periodo precedente, cambios significativos si ocurrieron:

- Nuevos catalizadores fueron desarrollados
- El hidrógeno emergió como un agente refinador en muchos procesos\_
  - Isomerización de gasolina ligera
  - Hidrodesulfurización
  - Hidrodesintegración
  - Hidroconversión

Entre 1945 y 1970 el consumo de crudo experimentó un alza, principalmente debida a extensión geográfica.

Los precios de crudo estuvieron en su punto más bajo: \$1.80 USD por barril para el Árabe Ligero, que aún era diez veces su costo de producción. Algunos se preocuparon acerca de este crecimiento exponencial (Club de Roma), mientras otros querían una nueva organización para producción y distribución de explotación minera (OPEC). Tensión internacional (guerra de los seis días) fue favorable a la acción de países productores, que unilateralmente decidió triplicar los precios en Noviembre de 1973, después doblarlos dos veces en Enero de 1974. El barril de Árabe Ligero alcanzó el precio de \$12 USD. Una vez más, la industria petrolera en general y la industria de refinación en particular tuvieron que afrontar otro reto.

El consumo de las diferentes fracciones del crudo fue duramente afectado por el aumento de los precios:

- Cuando la sustitución era posible, productos del petróleo era reemplazados por componentes alternos
- Cuando la sustitución no era posible, ahorro de energía se convertía en el objetivo

El resultado fue la disminución en el consumo de combustibles y disminución en el crecimiento de combustible de motor (gasolina, diésel y turbosina) y en el consumo de materias prima de petroquímica. Consecuentemente, con el mismo o inclusive crudo más pesado, la industria de refinería tuvo que manufacturar más y más ligeros, productos altamente procesos para reemplazar los pesados y menos sofisticados. Los procesos existían, su implementación era solo cuestión de tiempo y dinero, ya que las inversiones son altas especialmente para una industria a la mitad de una crisis.

Algunos procesos evolucionaron entre 1970 y 1990. Las reformadoras se convirtieron en semi-regenerativas y regenerativas, las desintegradoras se volvieron más eficientes con el incremento de alimentaciones más pesadas, y lo más importante, los catalizadores se convirtieron más selectivos. Este periodo fue especialmente marcado por la evolución en los diagramas de flujo de refinería. La adición de la alquilación, de la isomerización para compensar la baja calidad de las gasolinas. Combinando con esta configuración había unidades desulfuradoras para gasolinas, diésel e inclusive turbosina

Dos resultados opuestos fueron observados: una reducción en la capacidad de destilación y un incremento y un incremento en la capacidad de conversión. Todos estos cambios tomaron lugar en un ambiente inestable y una situación económica deprimida, particularmente para la industria de refinación.

La industria petrolera ha jugado un papel principal en los momentos de mayor relevancia en los últimos 150 años. Esta se ha mantenido a través de grandes descubrimientos y por lo tanto ha hecho el desarrollo económico posible. Productos derivados del petróleo son manufacturados a partir de materia prima abundante con bajo costo de producción, que fácilmente trasportada y almacenada. Cumpliendo con varios requerimientos, que están presentes en nuestra vida diaria y algunas veces se convierten en sinónimos de comodidad y calidad de vida.

### **3.2 Composición y Características del Crudo**

El crudo es una mezcla de literalmente de cientos de hidrocarburos en un grande rango de tamaños desde el más pequeño. Metano, con solo dos átomos de carbono, a grandes componentes que tienen más de 300 átomos de carbono. Una porción mayor de estos componentes son las parafinas o isómeros de parafinas.

Muchos de los hidrocarburos restantes son parafinas cíclicas llamadas naftenos o componentes cíclicos deshidrogenados como la familia aromática de los hidrocarburos.

Generalmente, en los procesos de refinación, el aislamiento de productos relativamente puros está restringido a los productos más ligeros que el C7. La mayoría de los hidrocarburos presentes en el crudo han sido aislados pero en

condiciones delicadas en laboratorio. En los procesos de refinación los productos son identificados por grupos de ebullición entre rangos de temperaturas seleccionados.

No todos los componentes contenidos en el crudo son hidrocarburos. Están presentes como impurezas, pequeñas cantidades de azufre, nitrógeno y metales. Por mucho la más importante y la más común de estas impurezas es el azufre. Estos se presentan en la forma de sulfuros y componentes orgánicos de azufre. Estos componentes orgánicos están presentes a lo largo de todo el rango de ebullición de los hidrocarburos en el crudo.

El mayor rango de números de carbono de estos componentes de sulfuro son los tiofenos que se encuentran principalmente en el rango de los residuos pesados y disulfuros encontrados en los rangos de destilación media del crudo. El azufre de los productos más pesados de azufre puede ser solamente removido al convertir el sulfuro en  $H_2S$  en un proceso de hidrotratamiento operado bajo condiciones severas de temperatura y presión con un catalizador adecuado. Los componentes más ligeros de azufre son usualmente removidos como mercaptanos al extraerlos con sosa caustica o algún otro solvente adecuado.

Componentes clorados orgánicos están también presentes en el crudo. Estos no son removidos como tal pero se aplica protección metálica contra la corrosión del HCl en el proceso de destilación primario.

Las impurezas metálicas más comunes en el crudo son el níquel, el vanadio y el sodio. Estos no son muy volátiles y son encontrados en el residuo o en los productos del combustible del crudo. Estos no son removidos como metales del crudo y normalmente estos son solo una molestia si afectan mas adelante el procesamiento del crudo o si desalienta la comerciabilidad de los productos combustibles.

El nitrógeno, la impureza remanente es usualmente encontrada como un gas disuelto en el crudo o como aminas o algún otro componente de nitrógeno en las fracciones más pesadas. Es un problema solo en algunos procesos en el rango de producto de nafta (como la reformación catalítica). Es removido con componentes de azufre en este rango al hidrotratar la alimentación de este proceso

### **3.2.1 Compuestos Ligeros**

La clasificación de productos con bajo punto de ebullición engloba los componentes que están en fase gas a temperatura y presión ambiente: metano, etano, propano, butano y las correspondientes olefinas.

Metano (C1) es utilizado usualmente como combustible de refinería, pero puede ser usada como materia prima para la producción de hidrogeno por la desintegración pirolítica y reacción con vapor.

Etano (C2) puede ser utilizado como combustible o materia prima para producir hidrogeno o etileno, los cuales son usados en procesos petroquímicos. Etileno e hidrogeno son algunas veces recuperados en la refinería y vendidos a plantas petroquímicas.

Propano (C3) es frecuentemente usado como combustible de refinería pero también es vendido como gas LP. Los butanos presentes en el proceso de refinación.

Los butanos presentes en el crudo y producidos por el proceso de refinación son usados como componentes de gasolina y en el proceso de refinación y como gas LP. El n-butano (nC4) tiene menor presión de vapor que el isobutano (iC4), y es preferido usualmente para mezcla en gasolina para regular su presión de vapor y promover un mejor arranque en climas fríos.

### **3.2.2 Parafinas**

Están constituidas por una cadena de átomos de carbono enlazados cada uno de 0 a 3 átomos de hidrogeno, excepto en el más sencillo, el metano (CH<sub>4</sub>). Cada carbono está ligado siempre a otros cuatro átomos

Cuando su estructura es de cadena recta se llaman parafinas normales o n-alcanos. Los átomos de hidrogeno pueden ser sustituidos por carbonos o cadenas de hidrocarburos, formando las isoparafinas o isoalcanos. Estas ramificaciones pueden situarse en diferentes puntos de la cadena, lo que da lugar a diferentes moléculas con igual número de carbonos, llamados isómeros.

### **3.2.3 Naftenos**

Estos hidrocarburos tienen una ciclación total o parcial de la estructura carbonada.

El número de átomos de carbono del anillo formación puede ser variable. Tienen temperaturas de ebullición y densidades superiores a los de los alcanos del mismo número de átomos de carbono.

En el crudo, los anillos más frecuentes son los de cinco o seis átomos de carbono. En estos anillos, cada átomo de hidrogeno puede ser sustituido por una cadena parafínica recta o ramificada llamada alquilo.

Se clasifican de acuerdo con su intervalo de ebullición y sus propiedades se determinan con la ayuda de factores de correlación tales como el factor Kw

### **3.2.4 Aromáticos**

Son hidrocarburos cíclicos poliinsaturados que se encuentran en el crudo en gran proporción. La presencia en su fórmula de uno o más ciclos con tres

dobles enlaces conjugados les confieren notables propiedades. Así., los primeros compuestos (benceno, tolueno, xileno) son materias primas fundamentales de la petroquímica mientras que los homólogos superiores son en general dañinos.

### 3.3 Tipos de Petróleo

Las curvas de destilación TBP distinguen diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa. Por ejemplo, mientras que en el crudo Istmo se obtiene un rendimiento directo de 26% volumétrico de gasolina, en el Maya solo se obtiene el 15.7%

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo con su densidad API.

Crudo	Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	Densidad (°API)
Extrapesado	>1.0	10.0
Pesado	0.92 – 1.0	10.0 – 22.3
Mediano	0.87 – 0.92	22.3 – 31.1
Ligero	0.83 – 0.87	31.1 – 39.0
Superligero	<0.83	<39.0

Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo:

- **Istmo:** Ligero con densidad de 33.6 °API y 1.3% de azufre en peso con buenos rendimientos de gasolina y destilados intermedios (diésel y jetfuel/keroseno). Las terminales marítimas de carga del Istmo son: Dos Bocas, en Tabasco, Salina Cruz, en Oaxaca y Pajaritos, en Veracruz
- **Maya:** Pesado con densidad de 22 °API y 3.3% de azufre en peso por lo que brinda menores rendimientos de gasolina en esquemas de refinación simple en comparación con crudos más ligeros. Las terminales marítimas de carga del Maya son: Cayo Arcas – en mar abierto, aproximadamente a 162 kilómetros de Ciudad del Carmen, Campeche – Dos Bocas, en Tabasco y Salina Cruz, en Oaxaca
- **Olmeca:** Superligero con densidad de 39.3 °API y 0.8% de azufre en peso. Sus características lo hacen un buen productor de lubricantes y petroquímicos. Los cargamentos de crudo Olmeca se exportan desde la Terminal Marítima Pajaritos, en Veracruz.

### 3.4 Factores de Caracterización

Existen varias correlaciones entre el rendimiento, la aromaticidad y la parafinidad de los crudos, pero dos de los más utilizadas son la UOP o el factor de caracterización de Watson y el “índice de correlación” del Buro Norteamericano de Minas (CI).

$$K_w = \frac{T_B^{1/3}}{G}$$

$$CI = \frac{87552}{T_B} + 473.7G - 456.8$$

Dónde:

TB = Punto de ebullición promedio (°R)

G = Gravedad específica a 60°F

El factor de caracterización de Watson tiene un rango de menos de 10 para materiales altamente aromáticos a casi 15 para componentes altamente parafínicos: El crudo muestra un rango mas estrecho de  $K_w$  y varia de 10.5 para crudo altamente nafténico a 12.9 para crudo base parafínica.

El índice de correlación es útil al evaluar fracciones individuales de crudos. La escala CI está basada en parafinas de cadenas rectas las cuales tiene un valor de CI de 0 y de benceno, teniendo un valor de CI de 100. Los valores de CI no son cuantitativos pero a menor valor de CI mayor concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción; y a mayor valor de CI mayor concentración de aromáticos y naftenos.

### 3.5 Viscosidad

La viscosidad de un crudo es medida a partir de su resistencia al flujo interno y es una indicación de sus cualidades lubricantes. En la industria petrolera es usual el citar viscosidades ya sea en centistokes (que es la unidad para la viscosidad cinemática).

La medida de viscosidad de los crudos a diferentes temperaturas es importante para el cálculo de las pérdidas de carga en los oleoductos, tuberías y conducciones de la refinería, así como para la especificación de bombas e intercambiadores. La variación de la viscosidad en función de la temperatura no es la misma para todos los crudos. La viscosidad de un crudo parafínico aumenta rápidamente si la temperatura baja; en cambio, para los crudos nafténicos o mixtos el aumento de viscosidad es más progresivo.

### 3.6 Gravedad API

Es una expresión de la densidad de crudo. A menos que se establezca, la gravedad API se refiere a la densidad a 60°F (15.6°C). Esta relación con la densidad específica está dada por la siguiente expresión:

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

### 3.7 Puntos Flash

El punto flash del crudo es la temperatura a la cual el vapor por encima del crudo explotara momentáneamente. Esta temperatura se determina por pruebas de laboratorio utilizando un aparato consistente de una taza que contiene crudo, donde lo calienta y equipo de agitación y una flama especial ajustable. El tipo de aparatos utilizados para la destilación media y los gasóleos se llama Pensky Marten (PM), mientras el aparato es utilizado en el caso de Kerosina y destilados ligeros es llamado Abel. Hay muchos métodos empíricos para determinar el punto flash de la curva de destilación ASTM. Una correlación es dada por la siguiente expresión:

$$Punto\ Flash\ ^{\circ}F = 0.77 (ASTM\ 5\% \ ^{\circ}F - 150^{\circ}F)$$

### 3.8 Numero de Octanos

El número de octanos es una medida de la resistencia de la gasolina a la detonación en un cilindro del motor de gasolina. Entre mayor sea la resistencia mejor será la eficiencia del combustible para producir trabajo. Existe una relación entre la característica de antidetonación de la gasolina (número de octanos) y la relación de la compresión del motor en el cual será utilizado

Por definición, el número de octano es el porcentaje de isooctano en una mezcla de isooctano y n-heptano que iguala el comportamiento detonante de la gasolina.

Dos números de octano son usualmente determinados. El primero es el número de octano de investigación (RON) y el segundo es el número de octano de motor (MON).

### 3.9 Punto de Ecurrimiento y Punto de Nube

Estos puntos son pruebas que indican la coagulación relativa de la cera en el crudo. Estos no miden el contenido actual de cera del crudo. En estas pruebas el crudo es reducido en temperatura bajo un estricto control usando un baño de hielo inicialmente y después un baño de salmuera congelado, y finalmente un baño de hielo seco (CO<sub>2</sub>). La temperatura a la cual el crudo parece brumoso o nebuloso se toma como punto de nube. La temperatura a la cual el crudo deja de fluir totalmente es el punto de escurrimiento.

### **3.10 Contenido de Azufre**

Se explica por sí mismo y es usualmente mencionado como % peso del total de azufre contenido en el crudo.

### **3.11 Punto de Corte**

El punto de corte es definido como la temperatura en toda la curva TBP del crudo que representa los límites (superior e inferior) de una fracción a producirse.

### **3.12 Puntos Finales**

Mientras el punto de corte es una temperatura ideal utilizada para definir la composición de una fracción, los puntos finales son las temperaturas reales finales de una fracción producida comercialmente. Ningún proceso tiene la capacidad de separar perfectamente los componentes de una fracción a partir de una adyacente. Cuando dos fracciones son separadas en un proceso comercial alguno de los componentes más ligeros permanecen adyacentes en la fracción más ligera. Asimismo alguno de los componentes pesados, en la fracción, encuentran su camino en la fracción pesada adyacente. Por lo tanto, el Punto de Ebullición Inicial de la fracción será menos que la inicial del punto de corte., y su Punto de Ebullición Final será mayor que el correspondiente punto de corte final.

### **3.13 Componentes Intermedios**

En compilación del ensayo fracciones más estrechas son destiladas del crudo y son analizadas para determinar sus propiedades. Estas son graficadas contra el punto de ebullición medio de estas fracciones para producir una curva nueva de correlación. Para aplicar las curvas para un cálculo en particular es necesario dividir la curva del TBP del crudo, o fracciones del crudo en componentes de punto de ebullición intermedia.

### **3.14 Caracterización del Crudo**

El ensayo del crudo es una recopilación de datos de laboratorio y planta piloto que define las propiedades específicas del crudo. A un mínimo el ensayo debe contener una curva de destilación para el crudo y una curva de gravedad específica. La mayoría de los ensayos, sin embargo, contiene contenido de azufre, viscosidad y muchas otras propiedades. El ensayo es preparado principalmente por la compañía que vende el crudo, es usado ampliamente por las refinerías en la operación de las plantas, desarrollo de productos programados y la examinación de futuros procesos de negocio. Las compañías ingenieriles utilizan los datos del ensayo al preparar el diseño de proceso de las plantas que por las que están pujando, se les ha dado la licitación y las que están siendo construidas

Para poder utilizar el ensayo del crudo es necesario el entender los datos que nos arroja y el significado de alguna de las pruebas de laboratorio que serán usadas en esa recopilación

### **3.15 Métodos de Ensayos del Crudo**

Las mezclas de hidrocarburos puros y de fracciones de petróleo se analizan en el laboratorio utilizando normas concretas publicadas por el ASTM (American Society for Testing and Materials). Una clasificación de los métodos de análisis utilizados en la destilación es:

- TBP: Nos ofrece bases teóricas para una mejor caracterización. En general, las destilaciones TBP se realizan en columnas de 15 a 100 etapas teóricas
- D 2887: Conocido como Destilación Simulada que termina la distribución de los puntos de ebullición de los diferentes cortes de petróleo mediante cromatografía en fase gaseosa.
- D 3710: Procedimiento para determinar la distribución de los puntos de ebullición de naftas ligeras por cromatografía en fase gaseosa
- D 86: Método de destilación de los productos ligeros de petróleo
- D 1160: Métodos de destilación a presión reducida de los productos de petróleo de punto de ebullición elevado
- D 1078: Método de destilación de líquidos orgánicos volátiles

Los análisis que proporcionan una destilación poco eficaz (D 86, D 1160, D 1078) son realizados en general con los productos refinados mientras que los que permiten un análisis más detallado (D 2887, TBP) se emplean con el crudo. A partir de los resultados del análisis es posible generar un modelo de mezcla, consistente en un conjunto de N componentes, compuestos de hidrocarburos puros y pseudocomponentes.

De los métodos de análisis antes mencionados se describirán de manera un poco más detallada, los métodos TBP y D 86, ya que son los más comúnmente utilizados en la caracterización del crudo.

### **3.16 Estimación de las curvas de destilación TBP, ASTM D 86, ASTM D 1160**

Las curvas de destilación normalizadas (TBP, ASTM D86 y ASTM D 1160) permiten calificar la calidad de la separación realizada en los cortes del petróleo.

Además de que ciertos productos comerciales deben responder a especificaciones que incluyen respetar las fracciones destiladas a ciertas temperaturas.

#### a. Construcción de las curvas de destilación TBP

En este método corresponde a una técnica de laboratorio, la cual consta de una columna de 15 a 100 platos teóricos con una relación de reflujo de 5 o más y se le conoce como Curva TBP (Curva de Verdaderos Puntos de Ebullición) por sus siglas en inglés.

Se aplica a los crudos de petróleo estabilizado (desbutanizados) pero también pueden aplicarse a cualquier mezcla de fracciones de petróleo, excepto GLP, naftas muy ligeras y fracciones que posean un punto inicial de ebullición superior a los 400°C.

La destilación TBP permite dar una imagen casi exacta de la composición de un crudo por la medida de la temperatura de ebullición de los compuestos que se encuentran presentes. El crudo se descompone en un gran número de cortes con un intervalo de destilación muy estrecho, lo que va a permitir considerarlos como hidrocarburos puros ficticios (componentes hipotéticos) cuyo punto de ebullición será igual a la media aritmética de las temperaturas inicial y final de la destilación.

El cálculo de la TBP atmosférica es inmediato si se asume que esta destilación es perfecta. Se trata de ordenar los componentes según los puntos de ebullición crecientes y acumular los volúmenes determinados con ayuda de la densidad relativa estándar.

La TBP atmosférica puede convertirse en TBP a 10 mmHg por las relaciones de Maxwell y Bonnel

Los resultados del cálculo son parecidos a los resultados de los ensayos en laboratorio para los cortes medios y pesados. Resultan ser ligeramente distintos para los cortes ligeros, en especial cuando contienen gases disueltos.

#### b. Construcción de la curva de destilación ASTM D 86

En este método se aplica a la destilación de gasolinas, kerosina, gasóleo y productos petrolíferos similares.

En esta prueba se introduce en un matraz Engler una muestra de 100mL y se calienta para poder producir la primera gota de destilado, en el extremo inferior del condensador de tubo, durante 5 a 15 minutos (tiempo que dependerá de la naturaleza de la muestra). Se va observando simultáneamente la lectura de la temperatura y del volumen condensado; el resultado del análisis se calcula y se grafica bajo la forma de temperatura de ebullición en función del volumen destilado.

El cálculo se lleva a cabo a partir de la curva TBP a presión atmosférica. El API recomienda una relación establecida por Riazi (1982)

$$T' = a T^b$$

Con:

T'= Temperatura del ensayo ASTM D 86

T= Temperatura del ensayo TBP

A, b= Coeficientes característicos de la fracción petrolífera (ver Tabla A)

La precisión media depende de la fracción destilada; es regular especialmente en lo referente a la determinación del punto inicial y del punto final, donde el error medio puede exceder de 10°C. Para el cálculo de ASTM D 86 en naftas, es preferible utilizar las relaciones de Edmister. Los métodos de Riazi y Edmister conducen a resultados muy parecidos cuando se aplican a calcular la curva ASTM D 86 en productos tales como kerosinas y gasóleos.

De una manera general, para todos los productos refinados estas correlaciones llevan a resultados excesivamente bajos para los puntos de las fracciones destiladas de escaso volumen, mientras que en las fracciones de mayor volumen destilado resultan demasiado elevados.

**Tabla A.** Coeficientes para la conversión de la curva TBP en curva ASTM D 86. Ejemplo de aplicación a un corte de petróleo

% Volumen destilado o vaporizado	Coeficiente a	Coeficiente b	TBP (°C)	ASTM D 86 (°C)
0	1.08947	0.99810	35	59
10	1.71243	0.91743	55	75
30	1.29838	0.95923	95	103
50	1.10755	0.98270	135	134
70	1.13047	0.97790	175	170
90	1.04643	0.98912	215	204
95	1.21455	0.96572	225	216

#### c. Construcción de la curva de destilación ASTM D 1160

La TBP a presión atmosférica se convierte en TBP a 0.0133 bar (10 mmHg) por las relaciones Maxwell y Bonnel y esta última se convierte en D 1160 a 0.0133 bar

API recomienda el método de Edmister y Okamoto (1959).

Para las fracciones destiladas superiores a 50% en volumen, las dos curvas se consideran idénticas. Para las fracciones destiladas iguales a 30, 10 y 0 % en volumen, las temperaturas se obtienen por aplicación de las relaciones siguientes:

$$T_{50} = T'_{50}$$

$$T_{30} = T_{50} - g_1(T'_{50} - T'_{30})$$

$$T_{10} = T_{30} - g_1(T'_{30} - T'_{10})$$

$$T_i = T_{10} - g_2(T'_{10} - T'_i)$$

Con:

$T_{50}$  = Temperatura del punto 50% destilado ASTM D 1160

$T_{30}$  = Temperatura del punto 30% destilado ASTM D 1160

$T_{10}$  = Temperatura del punto 10% destilado ASTM D 1160

$T_i$  = Temperatura del punto inicial destilado ASTM D 1160

$T'_{50}$  = Temperatura del punto 50% destilado TBP

$T'_{30}$  = Temperatura del punto 30% destilado TBP

$T'_{10}$  = Temperatura del punto 10% destilado TBP

Las funciones  $g_1$  (dT) y  $g_2$  (dT) se calculan por interpolación entre los valores dados en la tabla b. La precisión media de este método es del orden del 5°C, llega a 7°C para el punto de 10% destilado e incluso 10°C para el punto inicial

**Tabla B.** Valores de la función  $g$  (dT) que convierte la curva TBP en ASTM D 1160 a 10mmHg  $g_1$  (dT) y  $g_2$  (dT) intervalo de temperatura en la curva ASTM D 1160

Dt (°C)	$g_1$ (dT) (°C)	$g_2$ (dT) (°C)
0	0.0	0.0
10	7.5	5.0
20	16.5	10.0
30	25.5	16.0
40	35.5	23.5
50	46.5	32.5
60	57.0	44.0
70	68.0	60.0
80	78.5	76.0
90	89.0	88.0
100	100.0	100.0

Dt Intervalo de temperatura sobre la TBP

$g_1$  (dT) Intervalo de temperatura sobre la ASTM D 1160

$g_2$  (dT) Intervalo de temperatura sobre la ASTM D 1160

### **3.17 Refinación**

La figura 1.1 muestra la secuencia de procesamiento en una refinería moderna de alta complejidad, indicando los principales flujos de procesos entre operaciones.

El crudo es calentado en una caldera y cargado a una torre de destilación atmosférica, donde es separado en butanos y gas ligero, nafta ligera estabilizada, nafta pesada, keroseno, gasóleo atmosférico y residuo atmosférico. El residuo atmosférico es enviado a la torre de destilación al vacío y separado en una corriente de gasóleo de vacío y fondos de vacío de crudo reducido.

Los fondos de crudo reducido de la torre de vacío son desintegrados térmicamente en una coquizadora para producir gas natural, coque de gasolina, coque de gasóleo y coque. Sin una coquizadora, este residuo pesado sería vendido como combustóleo pesado o (si el crudo es adecuado) asfalto. Históricamente, estos fondos pesados han vendido el 70% del precio del crudo.

Los gasóleos de las unidades atmosféricas y de vacío y el gasóleo de coque son utilizados como alimentación para las unidades de desintegración o hidrodesintegración catalítica. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en componentes de menor peso molecular. Los productos del hidrodesintegración son saturados. Los productos de la desintegración insaturado catalítico son saturados y mejorados en calidad al hidrotratarlos o reformarlos.

Las corrientes de nafta ligera de la torre de crudo y de las unidades de coque y desintegración son separadas en la sección de recuperación de vapor (planta de gas) en gas combustible, gas LP, hidrocarburos insaturados (propileno, butanos y pentanos), butano e isobutano. El gas combustible es quemado como combustible en las calderas de la refinería y el butano es mezclado en gasolina o gas LP. Los hidrocarburos insaturados y el isobutano son enviados a la unidad de alquilación para su procesamiento.

La unidad de alquilación usa ácido sulfúrico o ácido sulfhídrico como catalizadores para olefinas reactivas con isobutano para formar isoparafinas calentando en el rango de gasolina. Este producto es llamado alquilación y es

una mezcla de productos de alto octanaje en gasolina para motor Premium y Turbosina.

Los destilados intermedios de la unidad de crudo, coque, y la unidad de desintegración son mezclados en diésel y turbosina.

En algunas refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el crudo reducido de parafinas o crudos de base nafta son procesados en aceites lubricantes. Después de remover los asfaltenos en una unidad desasfaltadora de propano, los fondos de crudo reducido es procesado en una operación por bloques con gasóleos de vacío para producir lubricantes.

Los gasóleos de vacío es el primer solvente extraído al remover los componentes aromáticos y después descerar para mejorar el punto de escurrimiento. Estos son tratados con arcilla especial o hidrotatamiento de alta intensidad para mejorar el color y estabilidad antes de mezclarse con los aceites lubricantes.

Cada refinería tiene su propio y único esquema de proceso el cual está determinado por el equipo de proceso disponible, características de crudo, costos de operación y demanda de producto. El patrón de flujo óptimo para cada refinería es dictaminado por las consideraciones económicas y que dos refinerías no son idénticas en sus operaciones.

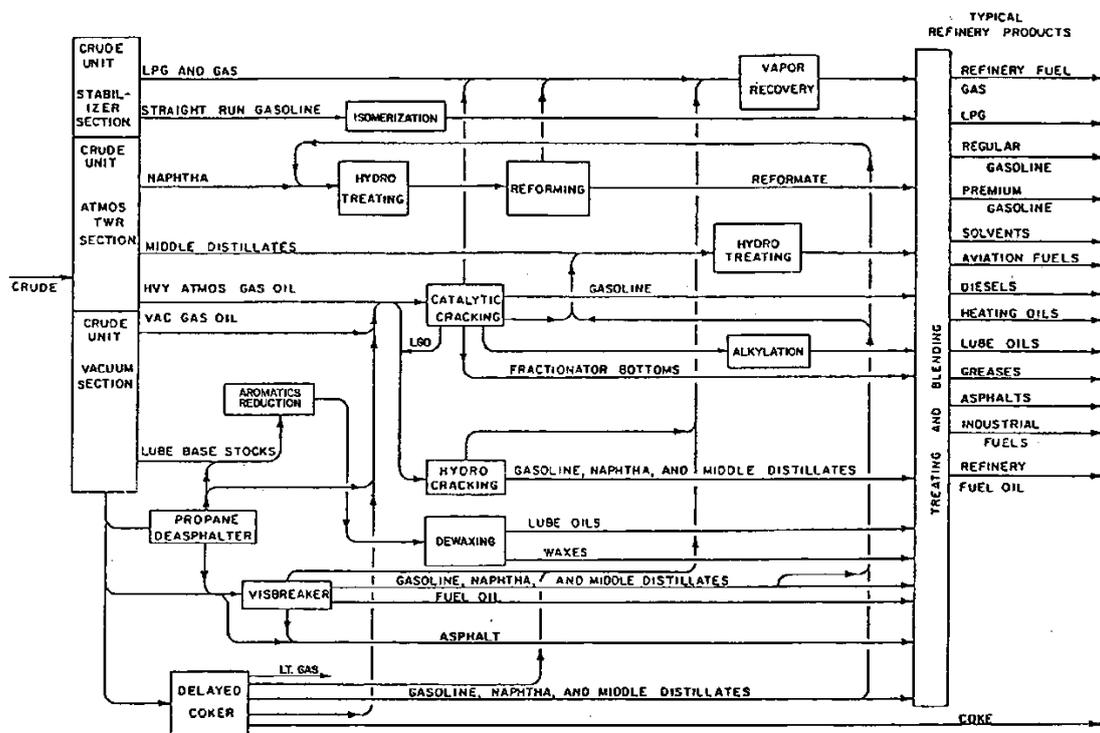


Figure 1.1 Refinery flow diagram.

Figura 3.1 Diagrama de Flujo de Proceso de una Refinería

### **3.18 Unidad de Destilación Atmosférica**

Después de desalar, el crudo es bombeado a través de una serie de intercambiadores de calor y su temperatura es elevada alrededor de 288°C (550°F) por intercambiador con el producto y las corrientes de reflujo. Este es posteriormente calentado alrededor de 399°C (750°F) en un horno (es decir, calentador a fuego directo) y es cargado a la zona flash de las fraccionadoras atmosféricas. La temperatura liberada por el horno es suficientemente alta (343°C – 399°C) para causar vaporización de todos los productos retirados por encima de la zona flash más cercar del 10% al 20% de los productos de fondo. Este 10% a 20% de “sobre-flash” permite que ocurra un fraccionamiento en los platos sobre la zona flash al dar un reflujo interno en exceso de los retiros de las corrientes laterales.

El reflujo es dado al condensar los vapores de la torre y regresar una porción del líquido del domo de la torre, y por las corrientes laterales en el fondo de la torre. Cada una de los productos laterales removidos de la torre disminuye la cantidad de reflujo por debajo del punto retirado. El reflujo máximo y el fraccionamiento es obtenido al retirar todo el calor del domo de la torre pero esto resulta en un líquido con forma de cono invertido descargado el cual requiere un gran diámetro en la parte superior de la torre. Para reducir el diámetro superior de la torre e inclusive la descarga del líquido sobre la longitud de la torre, corrientes intermedias de remoción de calor son utilizadas para generar el reflujo por debajo de los puntos de remoción laterales. Para alcanzar esto, el líquido es removido de la torre, enfriado por un intercambiador de calor, y regresado a la torre. Estas corrientes frías condensan más de los vapores llegando a la parte inferior y por lo tanto incrementa el reflujo por debajo de este punto.,

La eficiencia energética de la operación de destilación es mejorada también al usar un el reflujo de la bomba de calor. Si suficiente reflujo es producido en el condensador superior para dar a todas las extracciones laterales así como el reflujo necesario, todo el calor seria intercambiado en la temperatura del punto de burbuja de la corriente superior. Al usar el reflujo de la bomba de calor en los puntos inferiores en la columna, las temperaturas del calor transferido son mayores y a una fracción mayor de calor puede ser recuperada por una alimentación precalentada.

Sin embargo las torres de crudo normalmente no utilizan calentadores, muchos platos son incorporados generalmente por debajo de la zona flash y el vapor es introducido por debajo del plato de fondo para quitar cualquier remanente de gasóleo del líquido en la zona flash para producir fondos con un alto punto flash. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos de este modo baja la temperatura necesaria de vaporización

El fraccionador atmosférico normalmente contiene de 30 a 50 platos fraccionadores. Separación de una mezcla compleja de crudos es relativamente fácil y generalmente de 5 a 8 platos son necesarios para cada corriente producto más el mismo número por encima y debajo del plato de alimentación. De este modo, una torre de fraccionamiento atmosférico con cuatro descargas de corrientes laterales requerirá de 30 a 42 platos.

La corriente de líquido descargado de la torre contendrá componentes de bajo punto de ebullición lo que disminuirá el punto flash porque los productos más ligeros pasan a través de los productos pesados y están en equilibrio con ellos en cada plato. Estos "light ends" son removidos de cada corriente en una pequeña torre separadora que contiene de 4 a 10 platos con vapor introducido en el plato del fondo. El vapor y los "light ends" removidos son conducidos en la zona de vapor del fraccionador atmosférico por encima del plato de extracción correspondiente.

El condensador de la torre atmosférica condensa los pentanos y las fracciones pesadas de los vapores que pasan la parte superior de la torre. Esta es la porción de gasolina ligera, conteniendo algunas fracciones de propano y butano y esencialmente todos los componentes de alto punto de ebullición en el vapor de la torre despuntadora. Parte de este condensado es regresado a la parte superior de la torre como reflujo, y el sobrante es enviado la sección de estabilización de la refinería donde los butanos y propanos son separados desde el C<sub>5</sub>- 82°C.

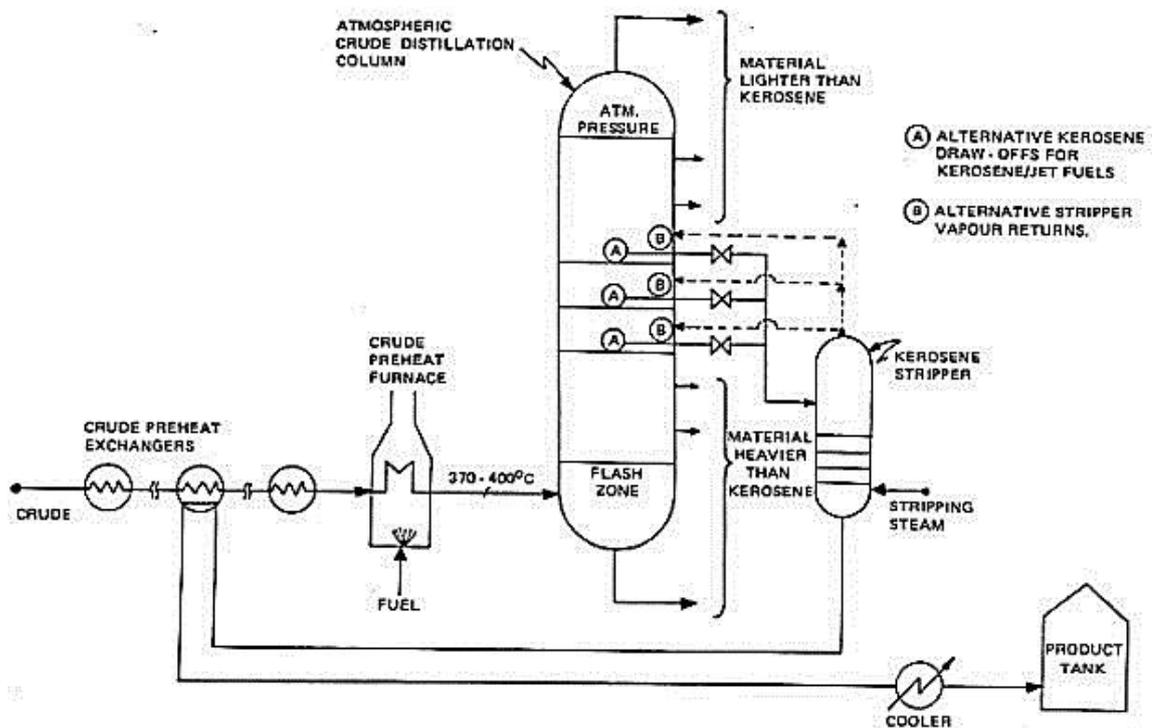


Figura 3.2 Proceso de Destilación Atmosferica

### 3.19 Destilación al Vacío

Las temperaturas de salida del horno a fuego directo necesarias para la presión de destilación de componentes más pesados del crudo son tan altos que la desintegración térmica ocurriría dando lugar a la pérdida de producto y ensuciamiento del equipo. Estos materiales son por lo tanto destilados bajo vacío porque las temperaturas de ebullición se reducen al bajar la presión. La destilación se lleva a cabo a presiones absolutas en la zona de flash en la torre de 25 a 40 mmHg. Para mejorar la vaporización la presión efectiva es reducida más allá (a 10 mmHg o menos) al incorporarle vapor a la entrada del horno y al fondo de la torre de vacío. Al incorporar el vapor a la entrada del horno incrementa la velocidad del tubo y minimiza la formación de coque en el horno así como la reducción de la presión parcial de hidrocarburos en la torre de vacío. La cantidad de vapor de agotamiento es una función del rango de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada.

Las temperaturas de las salidas del horno también son una función del rango de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada así como de las características del coque alimentado. Altas velocidades de tubo y vapor adicional minimiza la formación de coque, y las temperaturas de salida del horno en el rango de 388°C a 454°C son generalmente utilizados.

Típicamente las más altas temperaturas de salida del horno son para operación "en seco" de la unidad de vacío; eso significa que no se añade vapor a la entrada del horno o a la columna de vacío. La menor temperatura de salida del horno son para operación en "húmedo" cuando el vapor es añadido tanto a la entrada del horno como al fondo de la torre de vacío. Temperaturas intermedias son utilizadas para "humedecer" la operación de la unidad de vacío cuando el vapor es añadido solo a la entrada del horno. Para la mayoría de crudos los hornos pueden ser operados de tres a cinco años entre cambio.

La presión efectiva (presión absoluta total-presión parcial del vapor) en la zona de flash determina la fracción vaporizada de alimentación para una temperatura de salida de horno dado, es esencial el diseñar una torre fraccionadora, líneas despuntadoras, y condensador para minimizar la caída de presión entre el dispositivo inductivo de vacío y la zona de flash. Unos cuantos milímetros reducen la caída de presión y se ahorraran mucho dinero en costos operativos

Las bajas presiones de operación causan un incremento significativo en el volumen de vapor por barril vaporizado y como resultado, las columnas de destilación de vacío son mucho mas largas en diámetro que las torres atmosféricas. No es excepcional el tener torres de vacío de más de 40 pies de diámetro.

La presión de operación deseada es mantenida al usar eyectores de vapor y condensadores barométricos o bombas de vacío y condensadores de superficie. El tamaño y número de eyectores y condensadores utilizado es

determinado por la necesidad de vacío y la calidad de los vapores manejados. Para la zona flash la presión es de 25 mmHg, tres etapas de eyectores son usualmente necesarias. La primera etapa condensa el vapor y comprime los gases incondensables, mientras que la segunda y tercera etapa remueve los gases incondensables de los condensadores. El vacío producido es limitado por la presión de vapor del agua utilizada en los condensadores. Si el agua fría es suministrada a los condensadores, una baja presión absoluta puede ser obtenida en la torre de vacío.

Aunque más costoso que los condensadores barométricos, una tendencia reciente es el uso de bombas de vacío y condensadores de superficie con el fin de reducir la contaminación del agua con crudo.

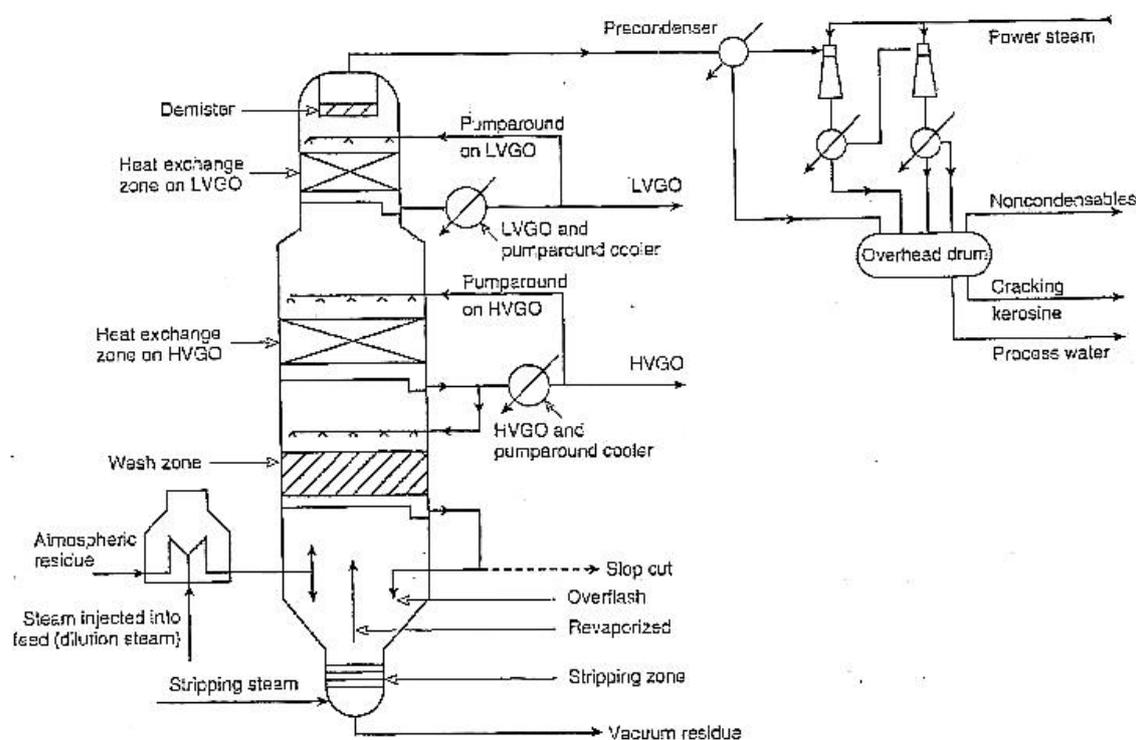


Figura 3.3 Proceso de Destilación de Vacío

### 3.20 Productos de la Refinería

Mientras el consumidor promedio tiende a pensar que los productos derivados del petróleo consisten en unos pocos artículos como gasolina para autos, combustible para aviones, keroseno, etc., una encuesta realizada por el Instituto Americano del Petróleo (API) acerca de las refinerías de petróleo y plantas petroquímicas reveló que más 2,000 productos son hechos para usos específicos.

En general, los productos en que dictan el diseño de la refinería son relativamente pocos en número, y los procesos básicos de refinación están basados en los productos de gran volumen como gasolina, diésel, combustible para aviones. Almacenamiento y la eliminación de residuos son caros, y si es

necesario el vender o usar todos los artículos producidos a partir del crudo incluso si algunos materiales, como el combustóleo pesado con gran contenido de azufre y coque grado combustible, tiene que ser vendido a precios menores que el costo de combustóleo. Balances económicos son necesarios para determinar si cierto tipo de fracciones de crudo deben ser vendidos como tal o ser más procesado para producir productos con más valor. Usualmente, el menor valor de un hidrocarburo de hidrocarburo es su valor de calentamiento o su equivalente de combustóleo. Este valor esta siempre establecido por su ubicación, demanda, disponibilidad, características de combustión, contenido de sulfuro, y precios de combustibles competidores.

El conocimiento de las propiedades físicas y químicas de los productos derivados del petróleo es necesario para entender la necesidad de varios procesos de refinación. Para dar una representación ordenada de los productos de la refinería, estos son descritos en los siguientes párrafos en orden ascendente de su gravedad específica, volatilidad decreciente y gravedad API.

La industria petrolera usa un método conveniente para enlistar los componentes de hidrocarburos con menor punto de ebullición que caracteriza los materiales por número de carbonos y enlaces insaturados en la molécula. Los correspondientes átomos de hidrogeno se asume que están presentes a menos que lo contrario sea indicado.

### **3.20.1 Gasolinas**

A pesar de que una encuesta realizada por el API reporta que 40 tipos de gasolina son producidos por refinerías, alrededor del 90% del total de gasolina producida en los Estados Unidos es utilizada como combustible para automóviles. La mayoría de las refinerías producen dos o tres grados, sin plomo, Premium, y además suministrar una gasolina regular para satisfacer las necesidades de equipo de granjas y automóviles hechos antes de 1972. La principal diferencia entre el combustible regular y el Premium es el desempeño del antidetonante.

A pesar de que la gasolina tiene varias propiedades importantes, las tres que tienen los mejores efectos en el desempeño del motor son la presión de vapor Reid, el rango de punto de ebullición y las características antidetonantes.

La presión de vapor Reid (RVP) y el rango de punto de ebullición de gasolina gobiernan un fácil inicio, calentamiento del motor, rango de aceleración, perdida por dilución del clutch, eficiencia del kilometraje.

La presión de vapor Reid es aproximadamente la presión de vapor de la gasolina a 38°C. La altitud afecta varias propiedades de la gasolina, la más importante de estas son las pérdidas por evaporación y el requerimiento de octano. El número de Octanos necesarios es afecto de gran manera por la altitud y para un avance constante, es cerca de tres unidades por debajo por

cada 305 m de elevación. En la práctica, sin embargo, la chispa avanza en altitudes más elevadas para mejorar el desempeño del motor y el efecto neto es el reducir el PON de la gasolina vendida por al menos dos números para un incremento de 1524 m de elevación. Los requerimientos de octanaje para el mismo modelo de motor variara de 7 a 12 RON por las diferencias en la afinación, depósitos del motor y sus separaciones.

### **3.20.2 Combustibles Destilados**

Los combustibles destilados pueden ser divididos en tres tipos: turbosina, diésel y crudo de calentamiento. Estos productos son una mezcla de una variedad de corrientes de refinería para alcanzar las especificaciones deseadas.

El consumo de crudo de calentamiento tiene una alta prioridad en las metas de la producción de la refinería, pero como un porcentaje de productos de refinería ha estado descendiendo por el incremento en gasolinas, diésel y combustible de aviones en años recientes. Los severos incrementos en las restricciones ambientales en las emisiones de los combustibles han causado que los usuarios de crudo de calentamiento cambien a gas natural y gas LP. La expansión de los viajes por aire y camión ha incrementado la demanda de diésel y combustible de aviones.

### **3.20.3 Turbosina**

La turbosina es mezclada para ser usada tanto en la aviación comercial como en la militar. Hay varias especificaciones de combustible tanto comercial como militar. Para la mayoría de las refinerías la principal fuente de mezcla del combustible de aviones es la fracción de keroseno de la unidad atmosférica de crudo porque el contenido estricto total de aromáticos y naftaleno y las especificaciones límites del punto de humeo. Para refinerías con una hidrodeseintegradora, hidrocarburos de rango de punto de ebullición del keroseno de esta unidad también alcanzan las especificaciones de combustible para aviones y es un principal contribuyente de la producción del combustible de aviones. Usualmente combustibles de acciones se venden a mayores precios que el diésel y es más rentable para la refinería una mezcla de fracciones de kerosina de la unidad atmosférica y la hidrodeseintegradora en combustible de aviones que algún otro producto.

Los dos tipos básicos de combustible de aviones son la nafta y la kerosina. El combustible de aviones de nafta es producido principalmente para la milicia. El combustible para aviones tipo nafta es as volátil y tiene más problemas de seguridad en su manejo, pero en caso de una emergencia, habría una grande demanda de combustible para aviones y para alcanzar los requerimientos para la producción tanto de nafta como de keroseno serían necesarios.

#### **3.20.4 Combustible Diésel**

Volatilidad, calidad de encendido, viscosidad, contenido de sulfuros, porcentaje de aromáticos y el punto de nube son propiedades importantes en los combustibles diésel para automóviles.

Las propiedades de encendido de los combustibles diésel están expresadas en términos del número de cetanos. Este es muy similar al número de octano y el número de cetano expresa el porcentaje en volumen de cetano. El combustible es utilizado para operar un motor de prueba de diésel estándar. Como muchas refinerías no tienen motores de prueba de cetano, una expresión matemática desarrollada para estimar el número de cetanos es utilizada. El número obtenido es llamado índice de cetano y es calculado a partir del punto medio de ebullición y la gravedad de la muestra.

Combustible para motor de ferrocarriles es uno de los mercados más relevantes para los combustibles diésel. Combustibles para ferrocarriles son similares a los combustibles diésel pesados para automóviles pero tienen rangos de punto de ebullición más altos y más bajo número cetano.

#### **3.20.5 Combustóleo Residual**

La mayoría del combustóleo residual utilizado en los Estados Unidos es importado. Está compuesto de las partes más pesadas de crudo y es generalmente los fondos de la torre fraccionadora de una destilación de vacío. Se vende a un muy bajo precio (históricamente alrededor del 70% de precio del crudo del cual es producido) y es considerado un producto secundario.

Especificaciones críticas son la viscosidad y el contenido de sulfuros. Las especificaciones de contenido de sulfuro son generalmente fijadas por la localidad en la cual es quemado.

Actualmente solo combustóleo con bajo contenido de azufre pueden ser quemados en algunas áreas y esta tendencia va a continuar expandiéndose. Combustóleos pesados con muy poco contenido de sulfuros tienen mucha demanda y se venden a precios cercanos al crudo del que esta derivado.

# Capítulo 4

## Descripción del Proceso

## **4. Descripción del Proceso**

### **4.1 Sección de Precalentamiento**

El crudo se recibe en límites de batería (L.B.) desde la Casa Central de Bombas a una presión de 7.0 kg/cm<sup>2</sup> y 30 °C y entra a un intercambiador, precalentador Crudo-Residuo, posteriormente, mediante una bomba se envía a una presión de 23.0 kg/cm<sup>2</sup> para continuar su precalentamiento. El Crudo se divide en dos corrientes paralelas; una de ellas se envía al precalentador de Crudo-Nafta Pesada, y la otra al precalentador de Crudo-Kerosina producto. A las salidas de estas corrientes se unen, y nuevamente se dividen en dos corrientes paralelas; una dirigida al precalentador de Crudo-Diésel producto, y la otra al segundo precalentador de Crudo-GOPV de la Planta Preparadora de Carga 3; las corrientes de Crudo a la salida de estos se unen y pasan al precalentador de Crudo-Mezcla de Gasóleos, antes de entrar a la desaladora. Previo a la entrada del Crudo al tren de precalentamiento, se efectúa una inyección de agua de lavado proveniente de la bomba de Agua de Desalado (Checar los DFPS)

### **4.2 Sección de Desalado y Precalentamiento**

El intercambio de calor en la sección anterior proporciona la temperatura adecuada (120 °C) para llevar a cabo el desalado, con lo cual se promueve que se solubilicen las sales en el agua que se inyecta; la presión en la desaladora es 20 kg/cm<sup>2</sup>.

El crudo se continúa precalentando, segundo precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Gasóleo Pesado Primario y después en el segundo precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Diésel. Posteriormente, a la salida el Crudo Desalado se divide en dos corrientes, la primera al primer precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Diésel y la segunda, primer precalentador de Crudo Desalado-GOPV de la planta Preparadora de Carga 3. A la salida, estas dos corrientes se unen y nuevamente se dividen para entrar en paralelo a los precalentadores de Crudo Desalado-recirculación de GOPV de la torre DA-151 (esta corriente se divide en paralelo antes de entrar a cada uno de los pares de cambiadores). El Crudo Desalado a la salida de estos cambiadores se una para entrar primero al precalentador de Crudo Desalado-Mezcla de GOPV de DA-151 y Gasóleo Pesado Primario; y después al primer precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Gasóleo Pesado Primario (chechar DFPS)

### **4.3 Sección de Despunte y Precalentamiento**

El Crudo Precalentado se alimenta a la torre Despuntadora, DA-100, a control de presión de la salida de la desaladora. La válvula que regula el paso del hidrocarburo hacia la torre reduce la presión hasta 3.4kg/cm<sup>2</sup>, con lo cual se genera una vaporización y la temperatura de la alimentación se reduce. La torre DA-100 cuenta con 6 platos tipo válvula con el fin de fraccionar la

Gasolina de Despunte. El vapor de la torre Despuntadora a una presión de 2.4 kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura de 140°C, se condensa y enfría hasta 60°C utilizando agua. La Gasolina Despuntada obtenida se mezcla con la Gasolina de la Sección de Destilación Atmosférica.

Por el fondo de la DA-100 se obtiene el Crudo Despuntado a 198°, el cual se envía mediante una bomba al precalentador de Crudo Despuntado-Residuo de Vacío hasta 211 °C y posteriormente es alimentado al horno BA-101 (poner DFPS).

#### **4.4 Sección de Destilación Atmosférica**

En el horno BA-101, el Crudo incrementa su temperatura hasta 363°C. En la zona de convección del horno se sobrecalienta vapor de baja presión, para utilizarse en las torres Atmosférica y de Vacío, en los agotadores y en el horno de Crudo Reducido.

El Crudo del horno BA-101 se alimenta a la torre de Destilación Atmosférica, DA-101, a una temperatura de 363°C y 1.8 kg/cm<sup>2</sup>, con una vaporización de 44.7%.

De la torre fraccionadora DA-101 se obtiene Gasolina, Nafta Pesada, Kerosina, Diésel, Gasóleo Pesado Atmosférico y Residuo Primario. La torre cuenta con tres secciones con empaque de alta eficiencia, que son las secciones de Diésel, Gasóleo Pesado Atmosférico y de Lavado. Además, cuenta con dos secciones de extracción de calor, la de Diésel y la de Gasóleo Pesado atmosférico, las cuales son zonas de condensación por contacto directo, que proporcionan el reflujo interno que es fraccionado en la zona inmediata inferior para obtener así especificaciones de producto de la sección correspondiente. El objetivo de retirar calor de la torre es precalentar el Crudo y recircular a la misma liquido frio que condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes.

Estos vapores condensados se alimentan como reflujo en sus respectivas zonas de fraccionamiento y descienden hasta el plato de extracción de producto, para ser entonces alimentados a sus correspondientes Agotadores laterales, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de baja presión sobrecalentado alimentado en el fondo.

El vapor del domo de la torre DA-101 a una presión de 1.7 kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura de 135°C, se envía al condensador, para condensar y enfriar la Gasolina Fraccionada hasta 70°C (por limitaciones en el agua de enfriamiento) y pasar al Acumulador de Gasolina, donde se separan las fases hidrocarburo/agua. La bomba de reflujo al domo de la torre envía Gasolina Fraccionada para enfriar y mantener la temperatura de los vapores de salida.

La primera sección de la torre de destilación es la de Gasolina-Nafta Pesada la cual para el fraccionamiento dispone del reflujo al domo que se distribuye por la parte superior de la sección. La Nafta Pesada que se extrae por la parte inferior de la sección se alimenta al agotador de Nafta Pesada DA-104 que opera a una temperatura de 166°C. En el agotador que cuenta con 4 platos tipo válvula se eliminan los hidrocarburos ligeros de la corriente por medio de la inyección en el fondo de vapor de agua de baja presión sobrecalentado.

La segunda sección de fraccionamiento de la torre es la de Nafta Pesada-Kerosina de la cual se extrae líquido que se alimenta al agotador de Kerosina DA-102. En el agotador que cuenta con 4 tipos de platos tipo válvula se eliminan los hidrocarburos ligeros de la corriente por medio de la inyección de vapor de agua de baja presión sobrecalentado.

En la sección de fraccionamiento Kerosina-Diésel, que es la tercera, se extrae líquido que se alimenta al agotador de Diésel DA-103. En este agotador que cuenta con 4 platos tipo válvula se eliminan los hidrocarburos de manera similar que en los agotadores anteriores. También, en esta sección se hace una extracción de calor mediante la bomba de recirculación de Diésel, para enviarse al tren de precalentamiento, retornando dicha corriente a través de una válvula de control de flujo al plato 13 a una temperatura de 180°C.

La cuarta y quinta sección de la torre equivalen al primer y segundo lechos empacados y corresponden a la sección de fraccionamiento de Diésel-Gasóleo Pesado Atmosférico, así como a la sección de extracción de calor. Por la parte inferior del segundo lecho empacado, se extrae líquido por medio de la bomba de Gasóleo Pesado Atmosférico, hacia dos destinos:

- La recirculación de Gasóleo Pesado Atmosférico al tren de intercambio, para regresar a control de flujo a la parte inferior del primer lecho a 185°C
- Envío de Gasóleo Pesado Atmosférico, a control de flujo, a la línea de mezcla con el Gasóleo Pesado de Vacío de la DA-151, para ceder calor en el tren de precalentamiento

El tercer lecho empacado es la zona de lavado, el cual es alimentado en la sección inferior del segundo lecho empacado. El líquido que sale de esta zona es conducido a la zona de agotamiento de residuo para descender hasta la zona de alimentación.

La fracción líquida de la alimentación y el líquido que sale de la zona de lavado, descienden por los 5 platos de la zona de agotamiento, donde se ponen en contacto con el vapor de baja presión sobrecalentado que entra por el fondo de la torre, vaporizando material ligero disuelto en los hidrocarburos pesados.



#### **4.5 Sección de Destilación al Vacío**

El Residuo Primario se destila al Vacío para evitar problemas de descomposición térmica que se tendrían por las altas temperaturas de ebullición si se llevara el agotamiento a presión atmosférica. De la torre de Destilación al Vacío se obtienen Gasóleo Ligero y Pesado. Para lograr esto la torre opera a 15 mmHg.

El Residuo Primario de la Sección de Destilación Atmosférica se alimenta a 354°C al horno BA-151 y se mezcla con un flujo controlado de vapor recalentado de baja presión (de 0.5 a 1 % peso) con el fin de incrementar su velocidad y reducir la formación de coque en cada uno de los serpentines.

El Residuo Primario sale del horno a 381°C para alimentarse a través de la línea de “transfer” a la torre de Destilación al Vacío, a una temperatura de 375°C y una vaporización del 20% en peso.

La torre de Vacío opera a 15mmHg en el domo y 30mmHg en el fondo, con temperaturas de 120°C y 364°C, respectivamente.

El Gasóleo Ligero de Vacío se extrae del plato colector en la parte inferior del primer lecho a 175°C. Esta corriente se divide en dos, una parte se envía al primer enfriador de recirculación de Gasóleo Ligero de Vacío, de donde sale a 80°C como reflujo a la parte superior del lecho empacado de Gasóleo Ligero, la otra parte se envía a almacenamiento previo enfriamiento o al tanque de balance de carga a la planta FCC.

El Gasóleo Pesado de Vacío se extrae del plato colector de esta sección con la bomba de Gasóleo Pesado de Vacío. La descarga de la bomba se divide en 3 corrientes:

- Una corriente a control de flujo a la sección superior de la zona de lavado, con el fin de que entre en contacto con los vapores ascendentes para eliminar los contaminantes arrastrados de los hidrocarburos pesados y conducirlos con los líquidos que salen de esta zona.
- La corriente de extracción de calor (recirculación), que se envía a intercambiar calor al tren, para retornar a control de flujo a la sección superior a 191°C.
- La corriente de producto a mezcla con el Gasóleo Pesado Atmosférico, para su posterior envío al tren de precalentamiento de carga

La fracción líquida de la alimentación y el líquido que desciende de la sección superior, caen a través de los platos de agotamiento, donde se ponen en contacto con el vapor de agua sobrecalentado, que se alimenta al fondo de la torre, vaporizando los ligeros que hay en el Residuo de Vacío.



# Capítulo 5

## Simulación de Columna Atmosférica y Columna de Vacío

## 5. Simulación de la Torre Atmosférica y de Vacío

En este capítulo se describe como se realizó la simulación

Primero se procede a abrir el simulador ASPEN HYSYS v8.4

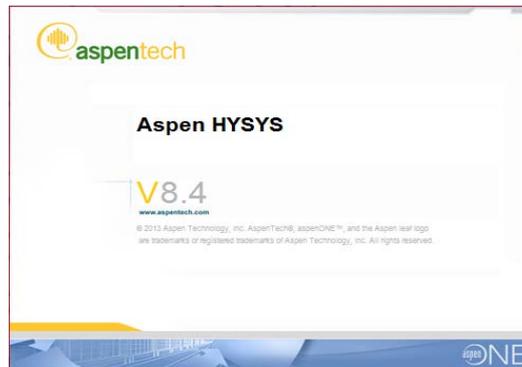


Imagen 5.1

El primer paso es ubicarnos la pestaña de propiedades

En la pestaña de lista de componentes (*"component list"*) se seguirán los pasos siguientes para suministrar los componentes que se utilizaran a lo largo de la simulación, los cuales se obtienen de la hoja de caracterización de crudo.

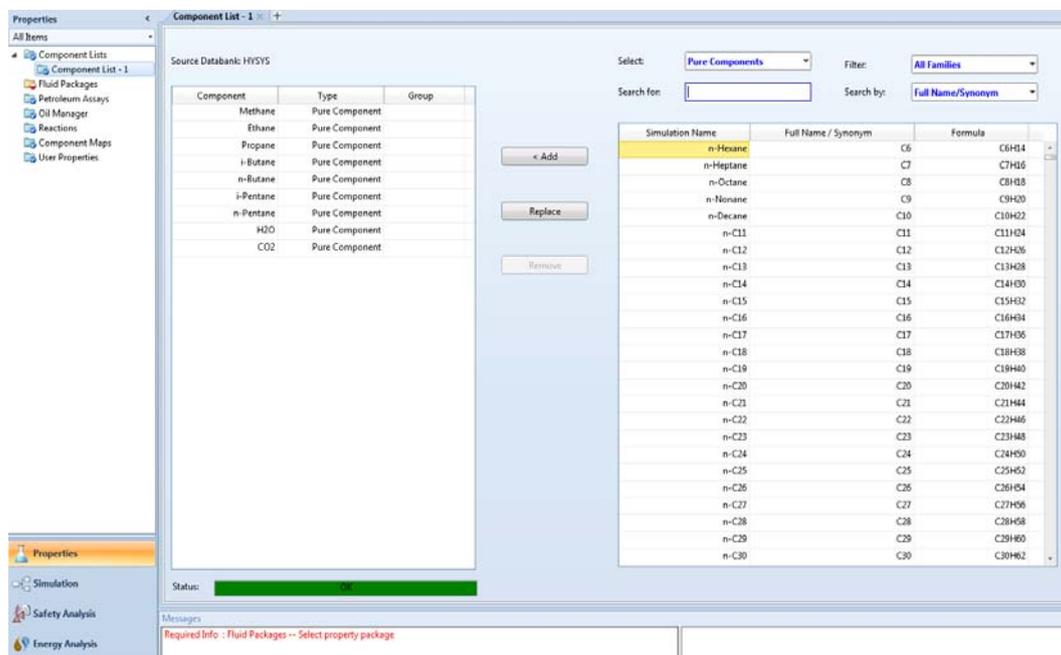


Imagen 5.2

Pasamos a la pestaña donde se selecciona el método para el cálculo de las propiedades (“*fluid packages*”) y se selecciona un paquete termodinámico, el cual en este caso seleccionaremos el “Peng-Robinson”. El modelo debe proporcionar una precisión razonable cerca del punto crítico, sobre todo para los cálculos del factor de compresibilidad y la densidad del líquido, cumple con extender su rango de aplicabilidad en Presión y Temperatura y también en tratamientos especiales para algunos de los componentes clave y para tener una mayor base de datos de los parámetro de interacción binaria.

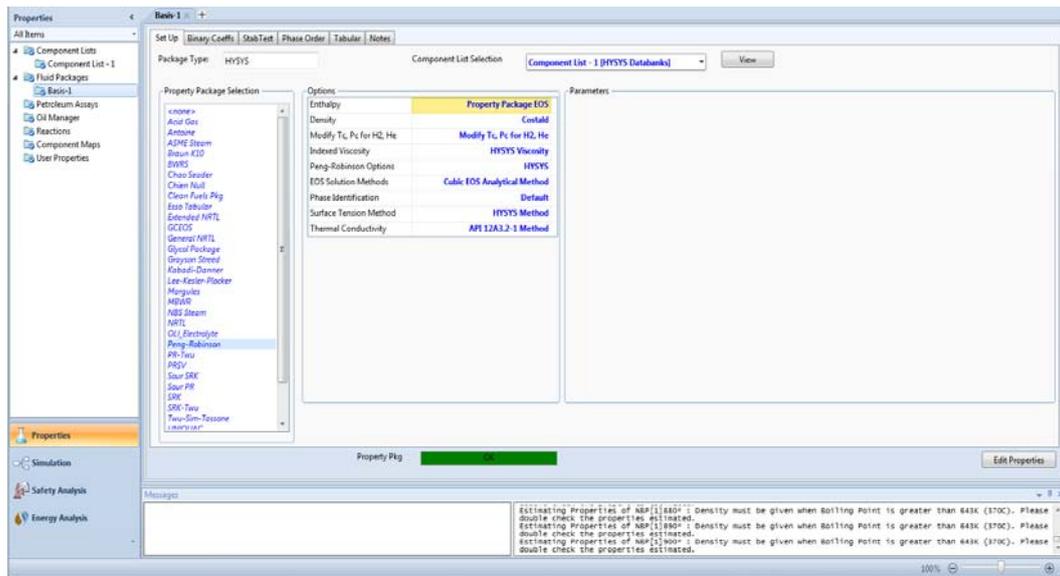


Imagen 5.3

Se continúa con la pestaña de administrador del crudo (“*oil manager*”) en la cual se abren dos subgrupos agregar ensayo (“*input assay*”) y mezcla de saluda (“*output blend*”).

En el primer subgrupo agregar ensayo (“*input assay*”) se va a realizar la curva TBP, la cual fue explicada previamente, utilizando de nueva cuenta la hoja de caracterización de crudo de la Planta Primaria No. 5 de la cual se utilizan los datos de la densidad API y el factor de caracterización además de los datos del porcentaje del ensayo con sus temperaturas y los datos de los componentes ligeros y sus composiciones.

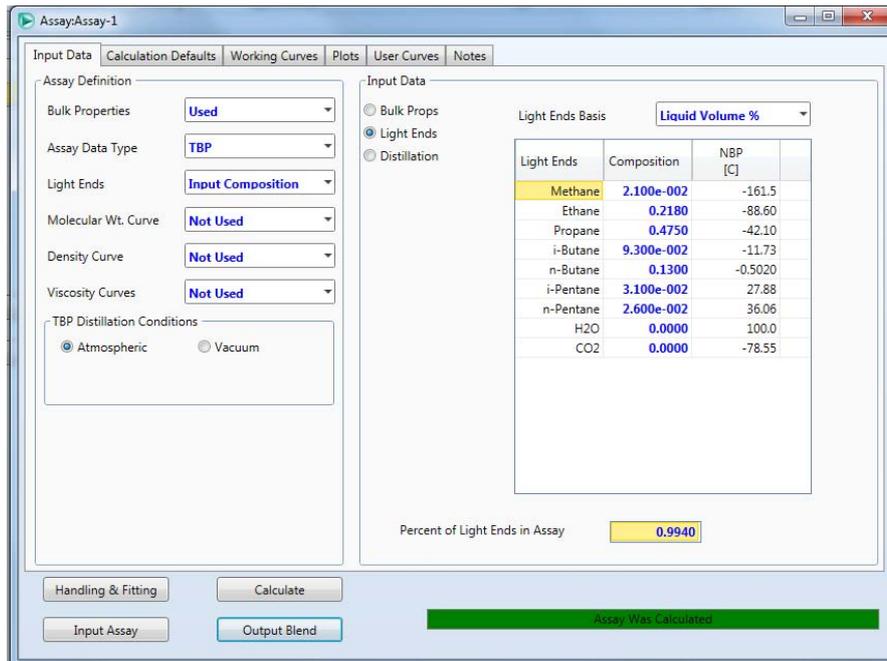


Imagen 5.4

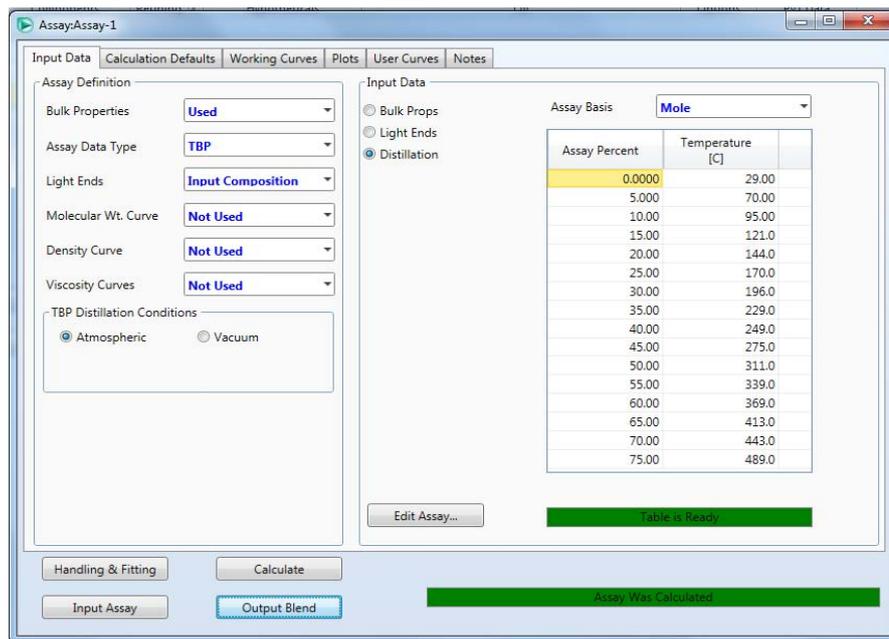


Imagen 5.5

Al terminar de poner los datos, obtenemos la curva que queda de la siguiente manera.

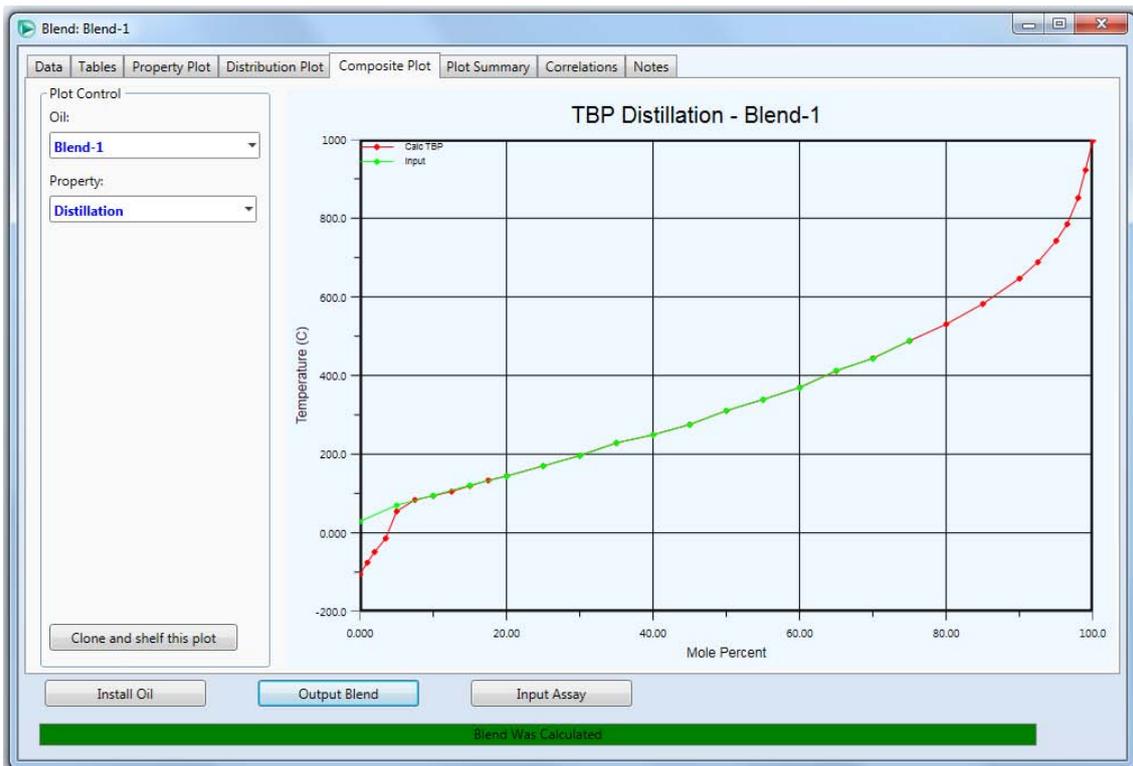


Imagen 5.6

Terminando con el punto anterior se pasa a la pestaña de mezcla de salida (“*output blend*”) se puede observar que ensayos tenemos disponibles para crear una mezcla (“*blend*”) en este caso solo tenemos uno que se creó en el punto previo. Una vez hecho se va a instalar el crudo y nos va a pedir darle un nombre a esta corriente resultante.

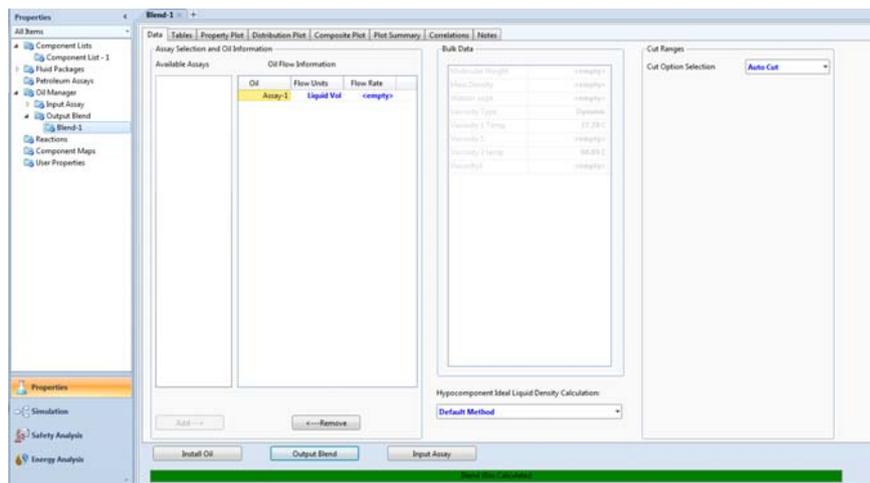


Imagen 5.7

Teniendo terminado la mezcla (“*blend*”) obtenemos una distribución del corte que obtuvimos.

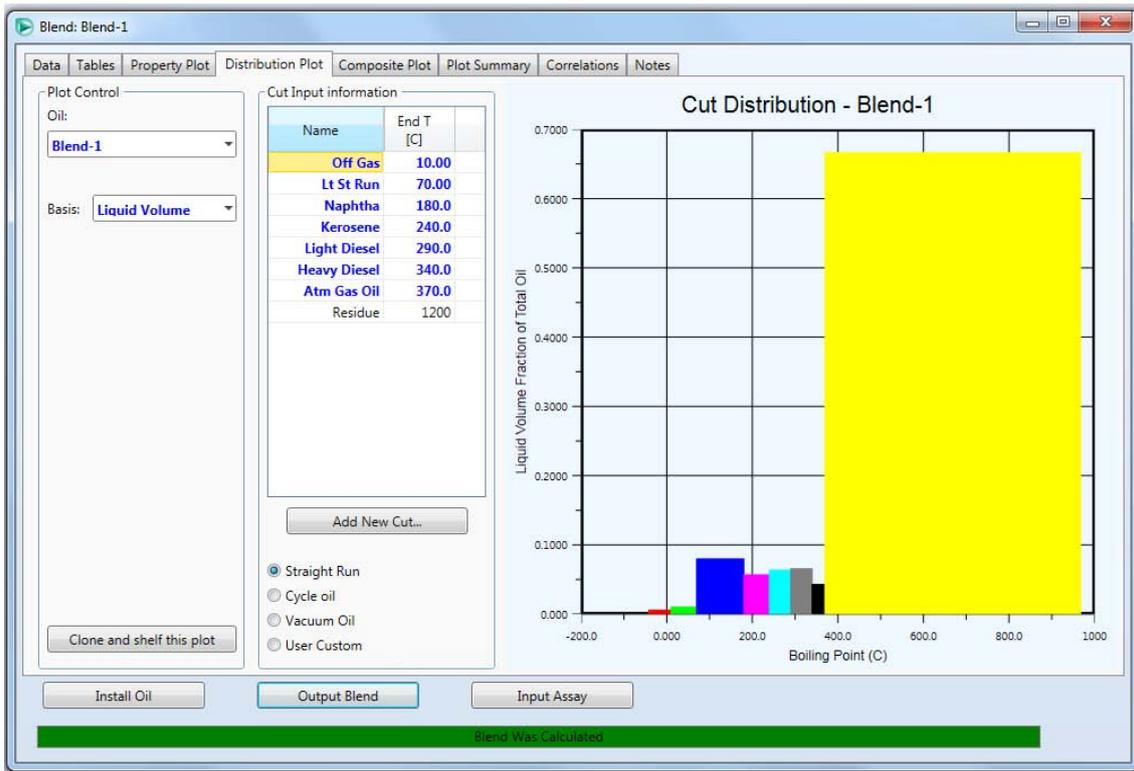


Imagen 5.8

Pasamos a la pestaña de simulación

Al pasar a la simulación va a estar la corriente que obtuvimos en la mezcla de salida (*"output blend"*) y a esta corriente le vamos a especificar la Presión y Temperatura las cuales se obtienen de los DFP's y agregamos el vapor que va a entrar a la columna

Se agrega la columna de destilación, la cual se va a seleccionar de la paleta de equipos. Seleccionamos en la pestaña de columnas, se va a utilizar un absorbedor con reflujo el cual nos va a pedir especificar número de platos, presión de operación y ubicación del plato alimentador.

La columna de destilación cuenta con tres agotadores y una salida lateral además de dos bombas de calor.

Por cada agotador que se tiene, en este caso tres, se va a agregar una corriente de vapor.

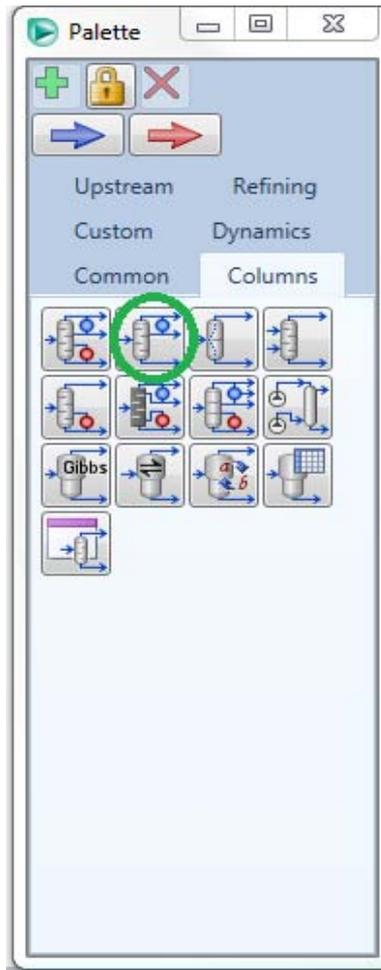


Imagen 5.9

Esta es la paleta que se utilizó al momento de seleccionar el tipo de columna

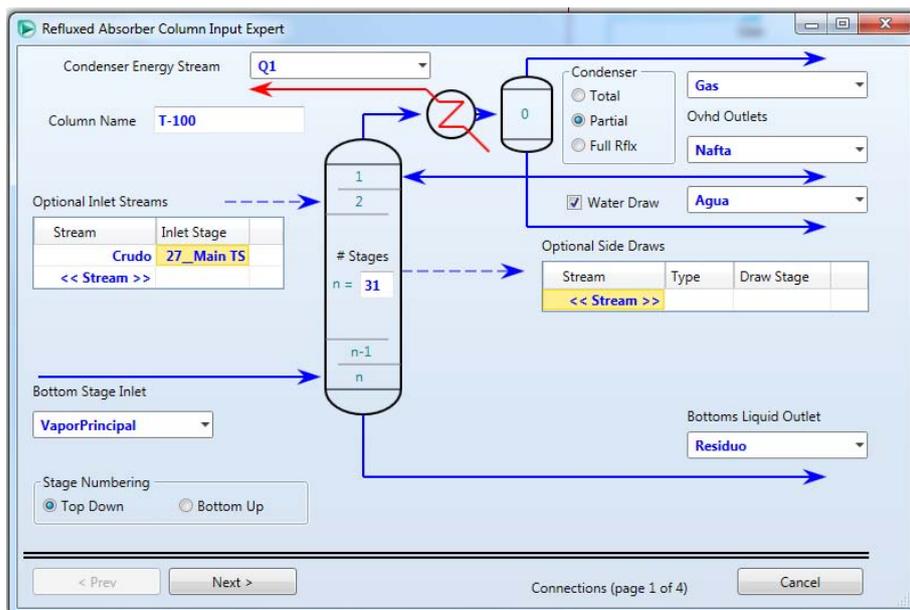


Imagen 5.10

Este es el menú donde se ingresan los datos de la columna atmosférica

Después de ingresar los datos se procede a conectar la columna con las salidas de los productos o en este caso con los agotadores que utiliza la columna, así como las bombas de calor (“*pump around*”).

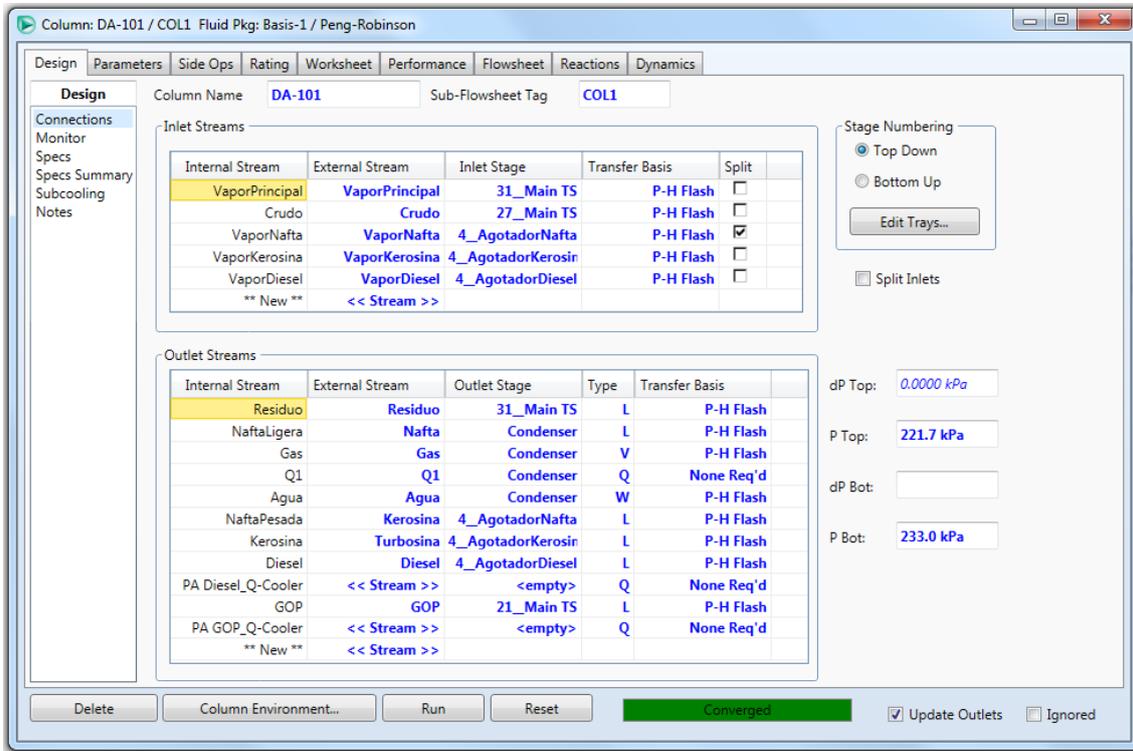


Imagen 5.11

Este es el menú donde aparecen todas las conexiones, tanto las entradas como las salidas

Regresamos a la columna atmosférica y en la pestaña que dice operaciones laterales (“*Side Ops*”) vamos a seleccionar agregar operaciones laterales (“*Side Ops Input Expert*”) y vamos a tener varias opciones de agregar algún agotador y se utiliza el agotador (“*Steam Stripped Side Stripper*”).

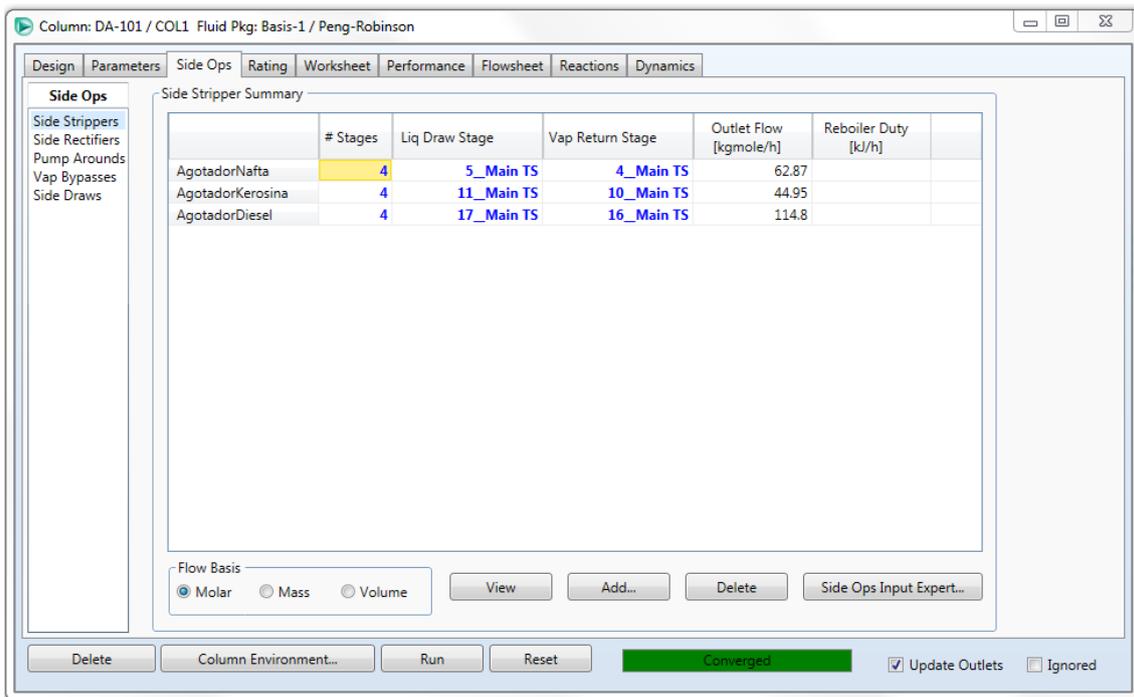


Imagen 5.12

De esa manera los tres agotadores, (Nafta, Kerosina y Diesel) son agregados.

Ahora se van a agregar las bombas de calor, en este caso se repetirá la selección agregar operaciones laterales (*“Side Ops Input Expert”*) solo que en este apartado se va a seleccionar conexiones de las bombas de calor (*“Pump-Around Conexions”*) donde podremos especificar el plato donde sale, así como al plato que regresa.

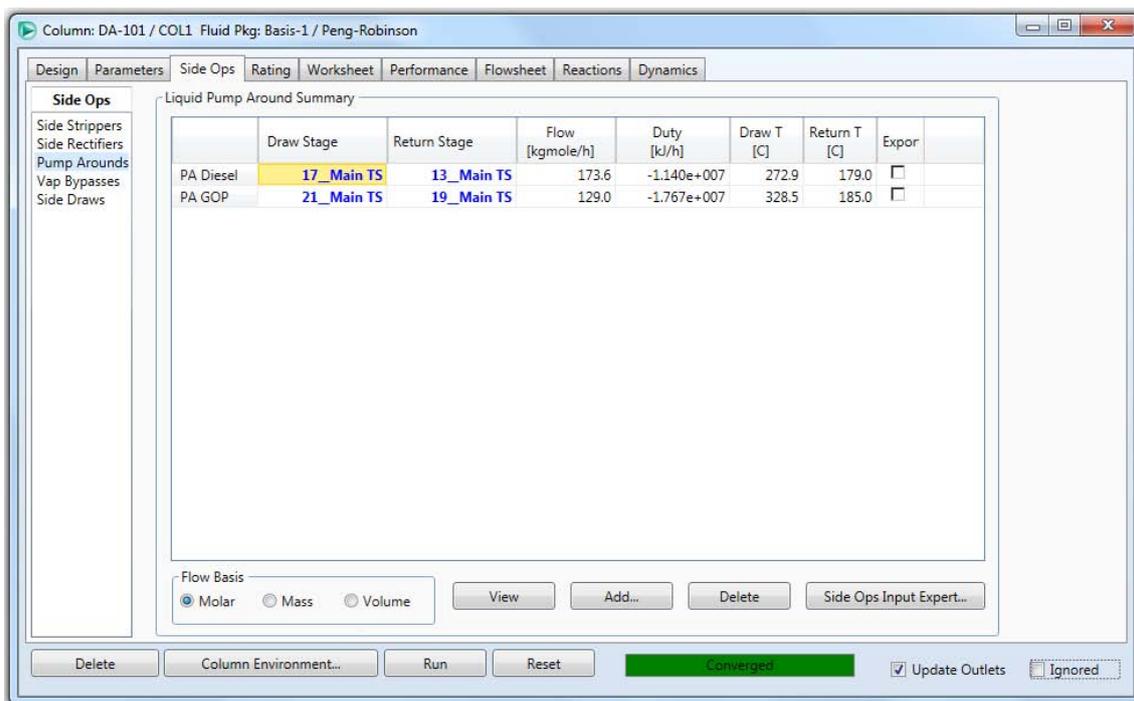


Imagen 5.13

Teniendo todas las conexiones listas se pueden especificar ciertas propiedades de la columna atmosférica, como temperaturas, cantidad de reflujo, destilado, producción de vapor, producción en los fondos, así como la cantidad de reflujo de cada una de las bombas de calor. En este caso, la propiedad que se va a ejemplificar es la especificación de la propiedad de la corriente (“*Steam Property Spec*”), la cual es la TBP al 95%.

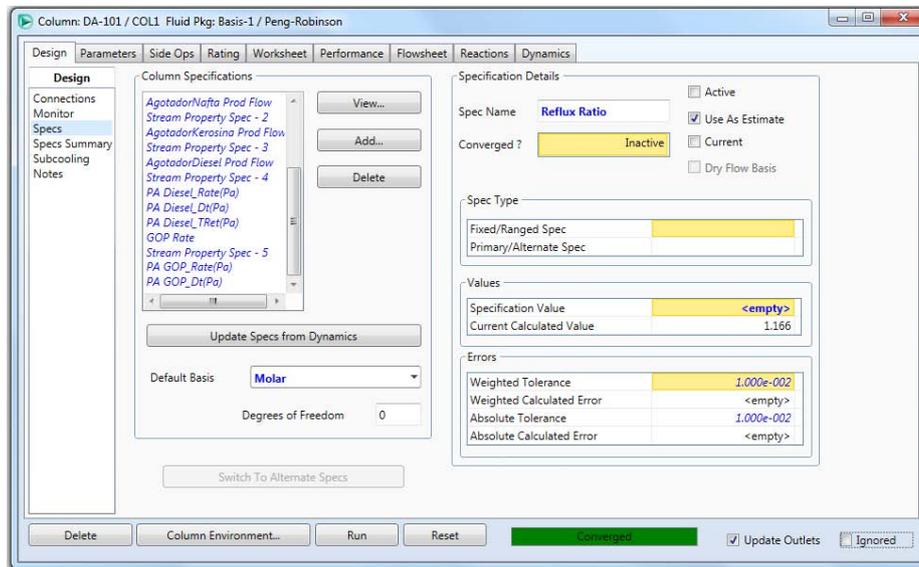


Imagen 5.14

Ese es el menú de especificaciones, ahí podemos encontrar varias propiedades a especificar en una columna atmosférica, van de las más sencillas como fijar temperaturas, flujos, cargas (energía), hasta propiedades más específicas como la que se utiliza para esta columna en específico.

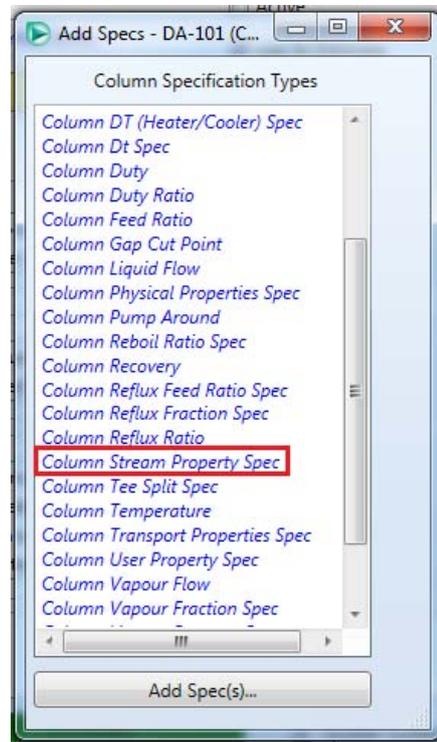


Imagen 5.15

Después de seleccionar la propiedad, pasaremos a especificar el tipo de propiedad que utilizaremos, en este caso es de Petróleo y es la TBP al 95%

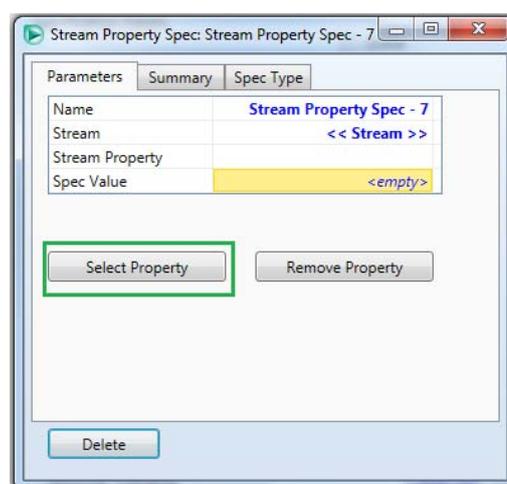


Imagen 5.16

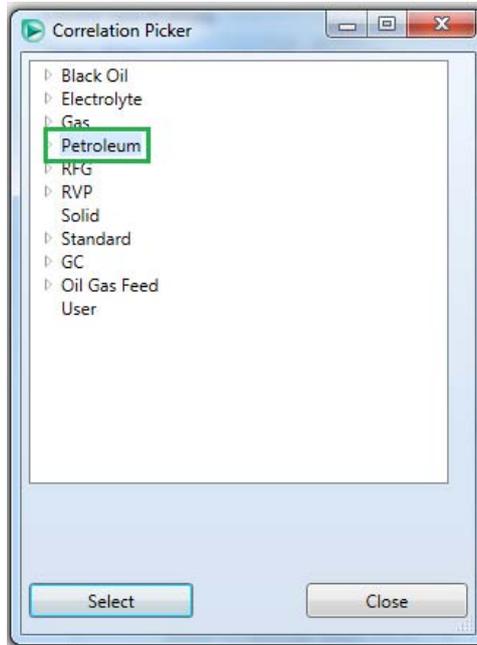


Imagen 5.17

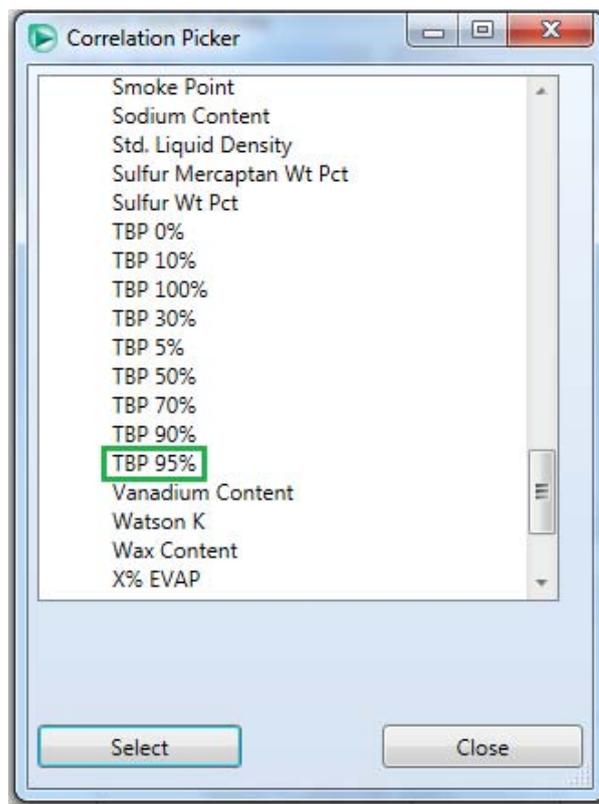


Imagen 5.18

Una vez seleccionada esta propiedad y especificando las demás características de la columna, la torre va a converger.

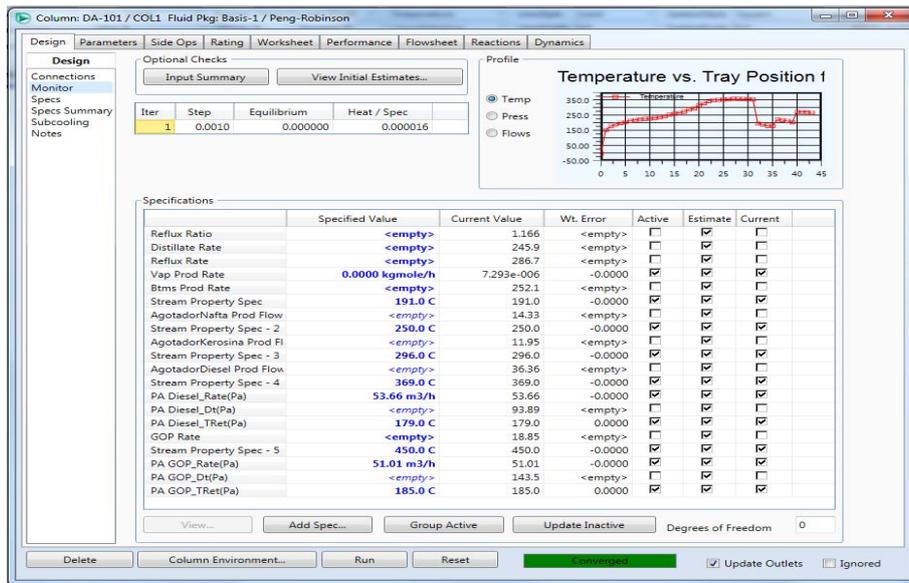


Imagen 5.19

Al terminar la simulación de la columna atmosférica, se abre la misma y se observa como ha convergido toda la columna, junto con sus salidas, agotadores y bombas de calor. Quedando de la siguiente manera:

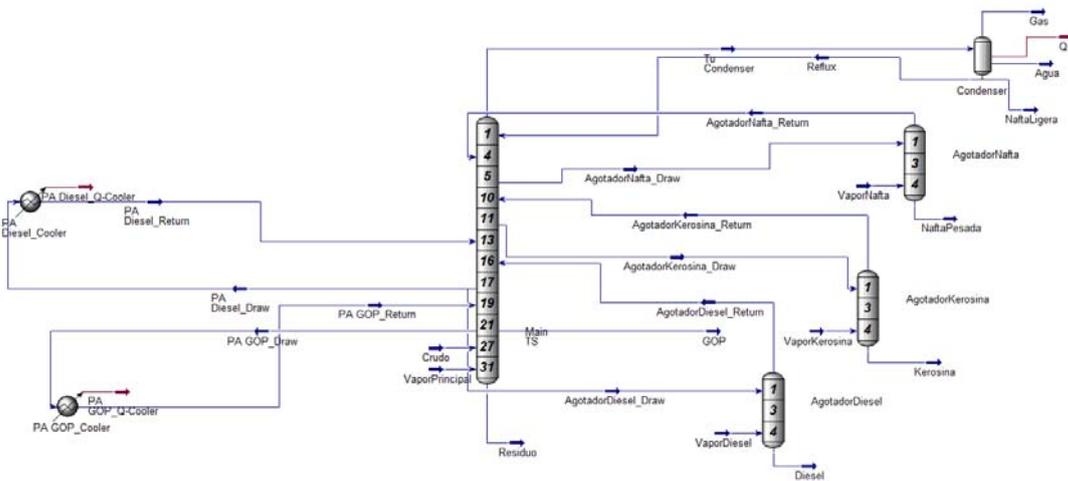


Imagen 5.20

Teniendo resuelta la columna atmosférica vamos a pasar a la columna de vacío, de acuerdo al Diagrama de Flujo de Proceso, sigue un horno a fuego directo pero al no tener las especificaciones correspondientes se utilizó un calentador donde solo se tenía que especificar la temperatura a la que tenía que entrar el residuo de la columna atmosférica a la columna de vacío, ya que la temperatura a la que salió de la columna atmosférica era la especificada en el DFP.

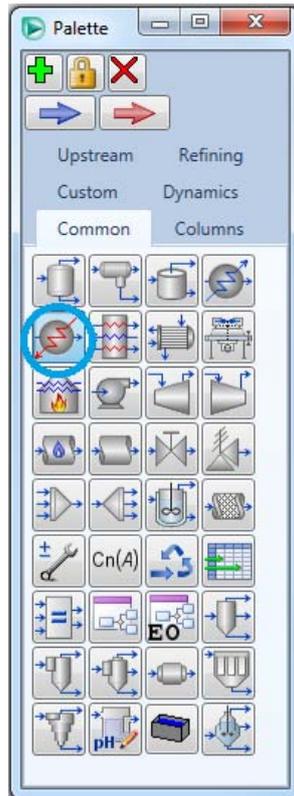


Imagen 5.21

Una vez teniendo la alimentación de la columna de vacío a la temperatura requerida, se va a especificar la columna de vacío.

Esta vez se utilizara una columna diferente a la columna atmosférica ya que esta vez se utilizara una Absorbedor donde se especifica el número de platos, la presión de operación y la ubicación del plato de alimentación.

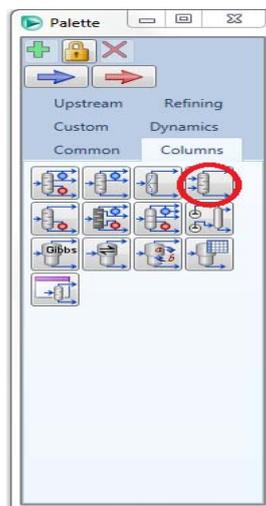


Imagen 5.22

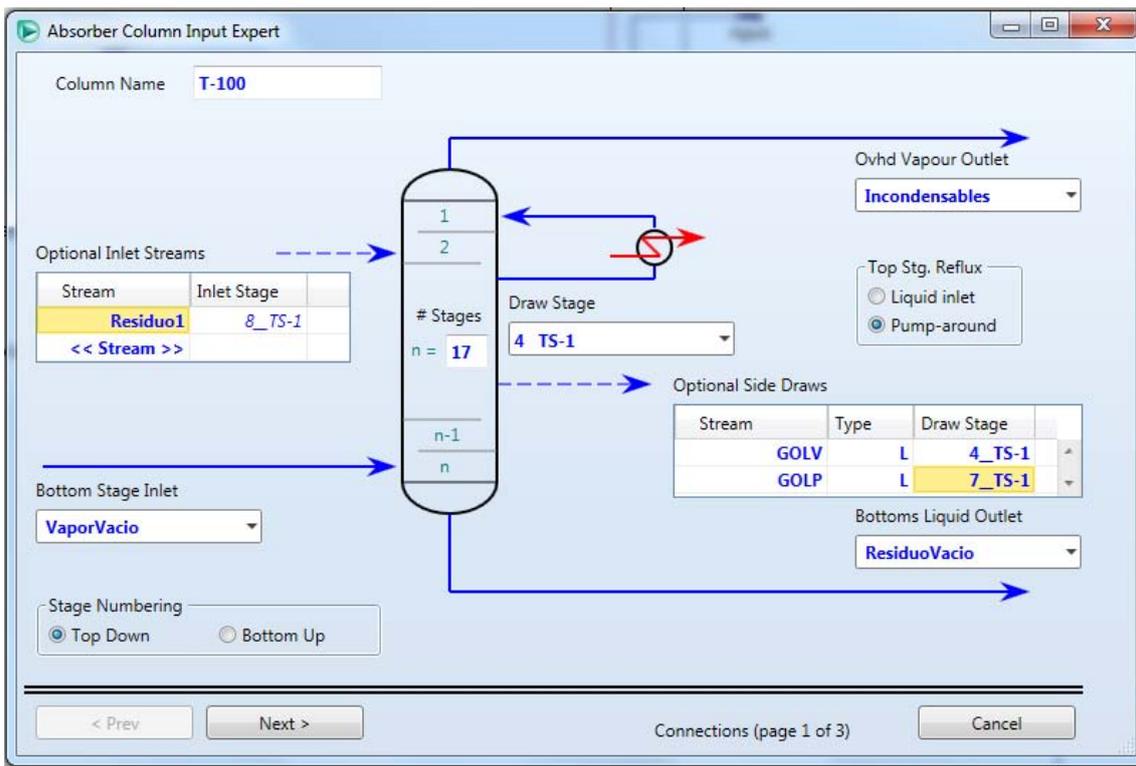


Imagen 5.23

Este es el menú donde se ingresaran los datos que se requieren, las entradas y las salidas, una vez completado da la opción de ingresar la presión.

Terminando de llenar el menú anterior pasamos a especificar las conexiones

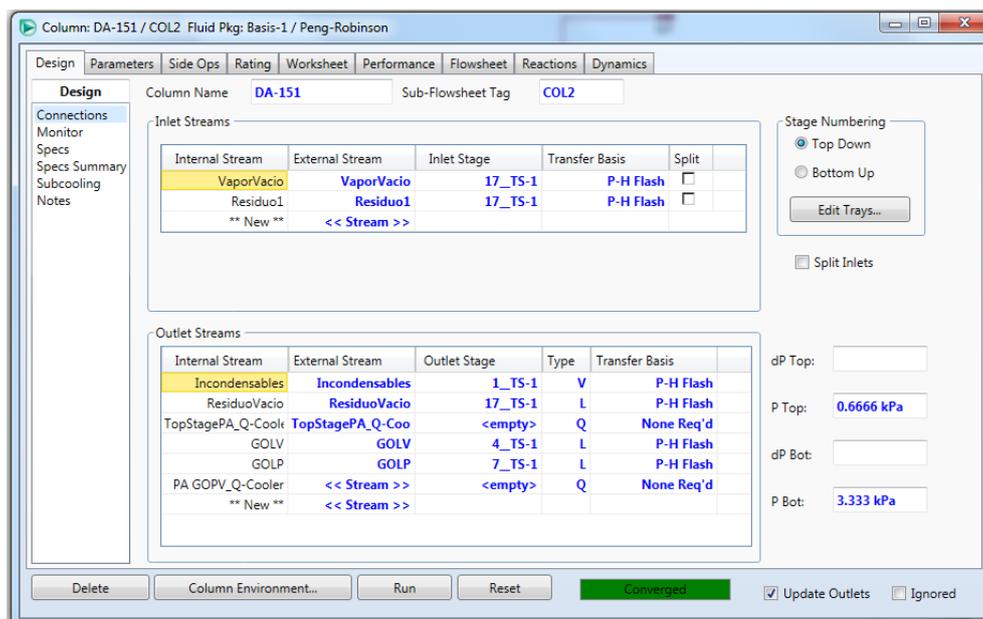


Imagen 5.24

Esta vez con la columna seleccionada tenemos una bomba de calor dentro de nuestra columna, así que solo se va a agregar una más, repitiendo los pasos de la columna atmosférica, que es agregar operaciones laterales (“*Side Ops Input Expert*”) solo que en este apartado se va a seleccionar Conexiones de Bombas de Calor (“*Pump-Around Connections*”) donde podremos especificar el plato donde sale, así como al plato que regresa.

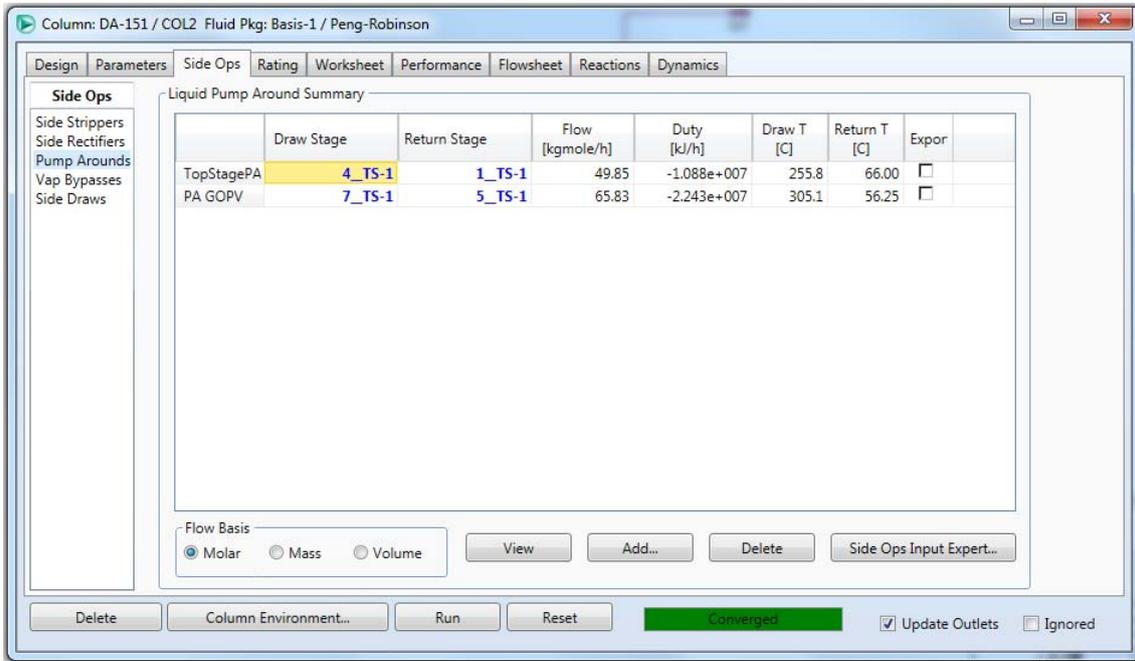


Imagen 5.25

Teniendo todas las conexiones terminadas, se van a especificar propiedades para hacer converger la columna. En este caso se repiten los pasos de la columna atmosférica en este apartado, la propiedad que se va a utilizar es la especificación de la propiedad de la corriente (“*Steam Property Spec*”), la cual es la TBP al 95%, como en la columna atmosférica.

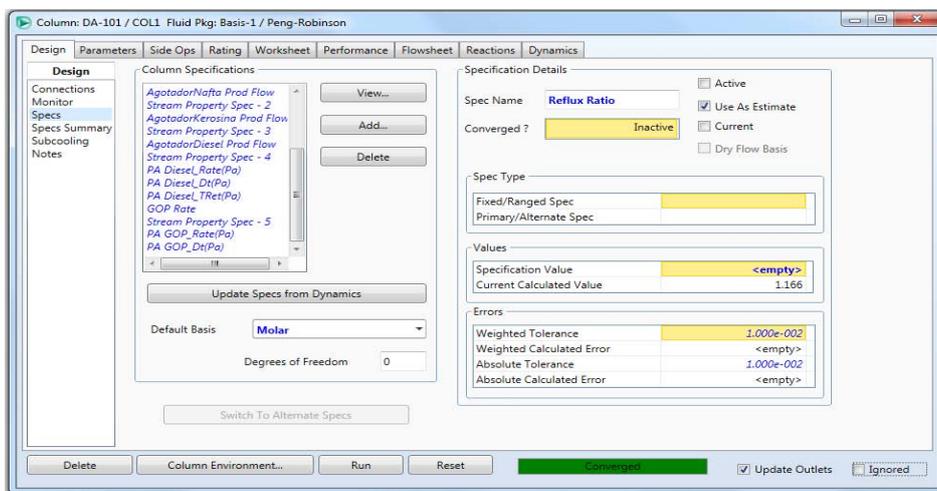


Imagen 5.26

Al terminar este paso se tiene la columna lista para simularla, se hace la correspondiente simulación y nos va arrojar como resultado que va a converger.

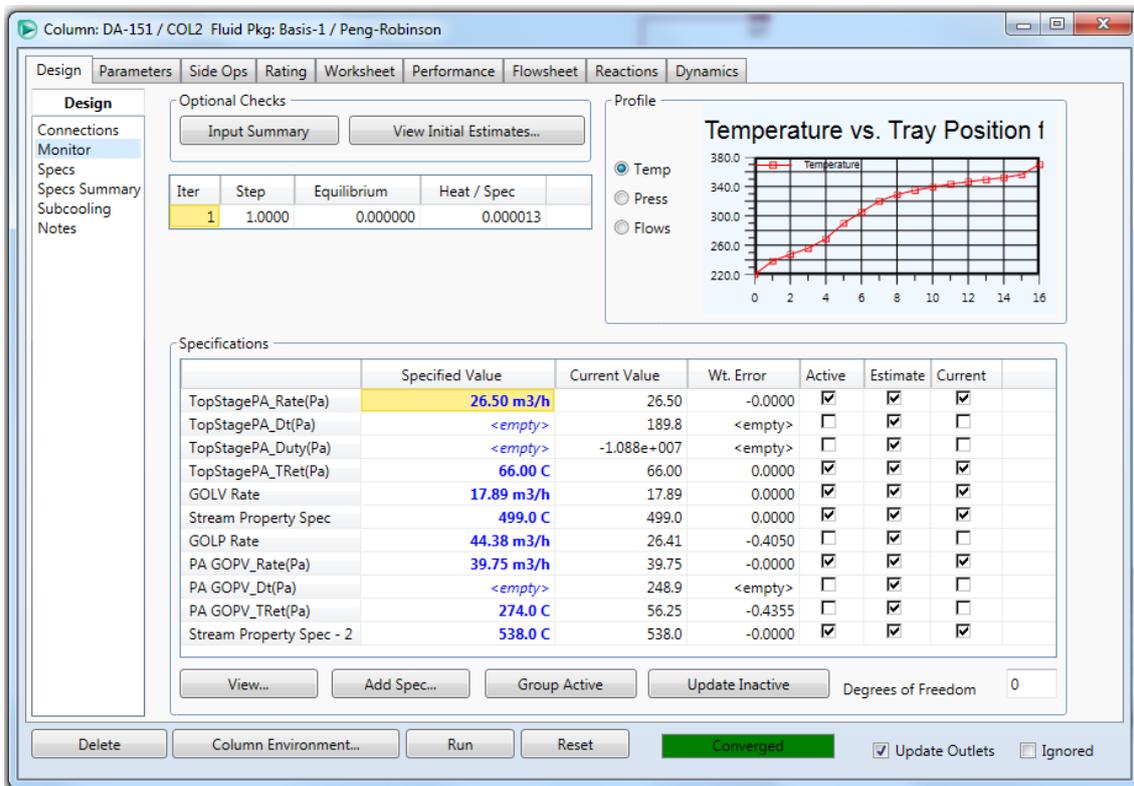


Imagen 5.27

Al terminar la simulación de la columna atmosférica, se abre la misma y se observa como ha convergido toda la columna, junto con sus salidas, y bombas de calor. Quedando de la siguiente manera:

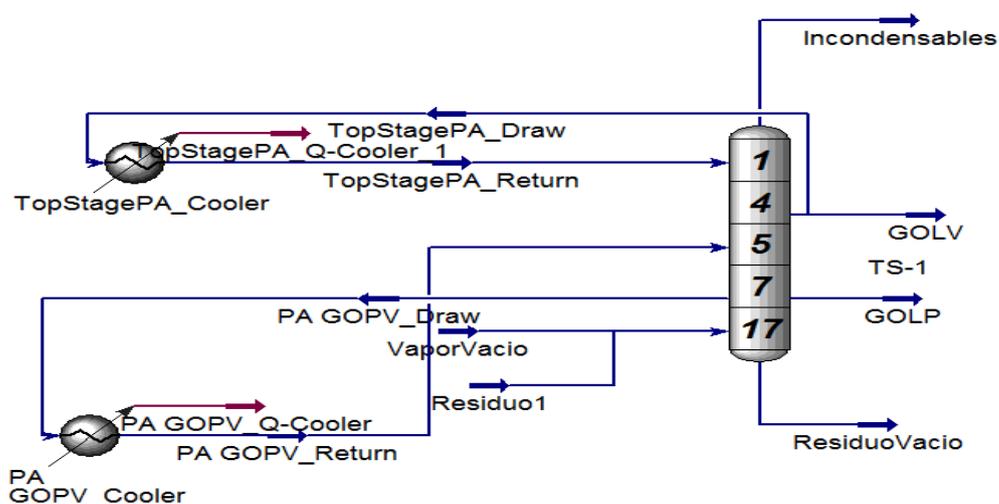


Imagen 5.28

# Capítulo 6

## Análisis de Resultados

## 6. Análisis de Resultados

Una vez terminada la simulación de ambas torres, es necesario determinar si los productos que se obtuvieron de ellas son adecuados comparados con los datos reportados y saber si caen dentro del rango de cada uno de los productos.

Para esta comparación se utilizó la curva ASTM-D86, ya que es la que permite observar que cada fracción obtenida cumple con la composición deseada, lo cual nos permite tener un mejor control en los productos obtenidos.

Un parámetro más a considerar es el TBP, ya que este nos da los rangos de temperatura de corte en los que deben de caer los productos de la columna y los datos de comparación se obtuvieron de la literatura.

A continuación se presentan las gráficas y tablas de cada uno de los productos pero como primera tabla son los datos de la TBP obtenidos comparados con los datos de la literatura.

### 6.1 Comparación TBP

TBP			
	Teórica	HYSYS	Cumple
Nafta primaria	194°C	191°C	SI
Querosina	272°C	265°C	SI
Turbosina	300°C	296°C	SI
Diésel	322°C	334°C	SI
Gasóleo	439°C	440°C	SI
GOLV	535°C	530°C	SI
GOPV	+535°C	553°C	SI

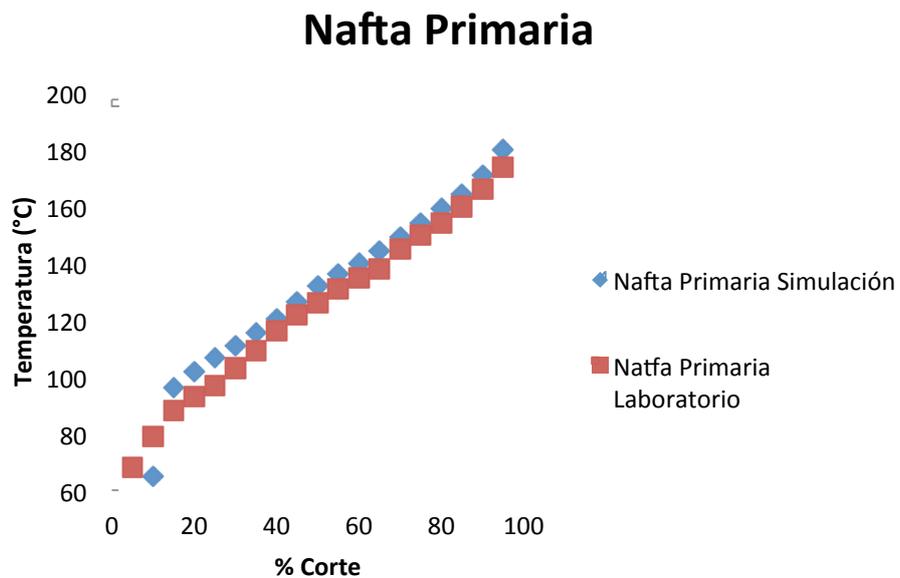
Después de esta tabla se va a presentar los datos de cada uno de los productos de ambas columnas, de destilación y de vacío, y la ecuación que se va a utilizar para saber el % de Error es:

$$\%error = \left| \frac{X_{Diseño} - X_{HYSYS}}{X_{Diseño}} \right| \times 100$$

## 6.2 Nafta Primaria

Nafta Primaria			
% Corte	Simulación	Laboratorio	% Error
10	64.99	79	21.56
15	95.97	88	8.30
20	101.82	93	8.66
25	106.52	97	8.94
30	110.77	103	7.01
35	115.41	109	5.55
40	120.48	116	3.72
45	126.32	122	3.42
50	132.00	126	4.54
55	136.19	131	3.81
60	140.01	135	3.58
65	144.37	138	4.41
70	149.06	145	2.72
75	154.00	150	2.60
80	159.28	154	3.31
85	164.52	160	2.75
90	170.86	166	2.85
95	179.89	174	3.27

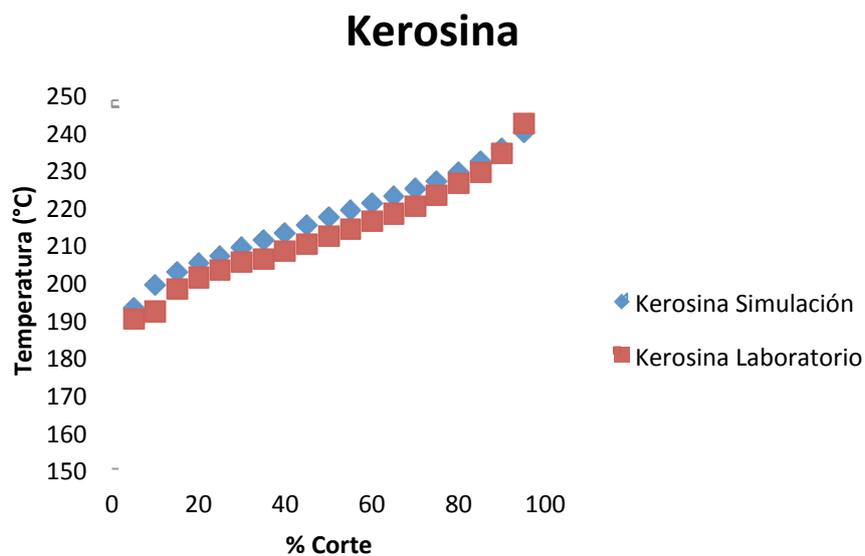
□



### 6.3 Kerosina

Kerosina			
% Corte	Simulación	Laboratorio	% Error
5	192.80	190	1.45
10	198.90	192	3.47
15	202.39	198	2.17
20	204.82	201	1.87
25	206.83	203	1.85
30	209.01	205	1.92
35	211.03	206	2.38
40	212.94	208	2.32
45	214.91	210	2.28
50	216.90	212	2.26
55	218.89	214	2.23
60	220.90	216	2.22
65	222.77	218	2.14
70	224.57	220	2.04
75	226.62	223	1.60
80	229.03	226	1.32
85	231.90	229	1.25
90	235.34	234	0.57
95	239.68	242	0.97

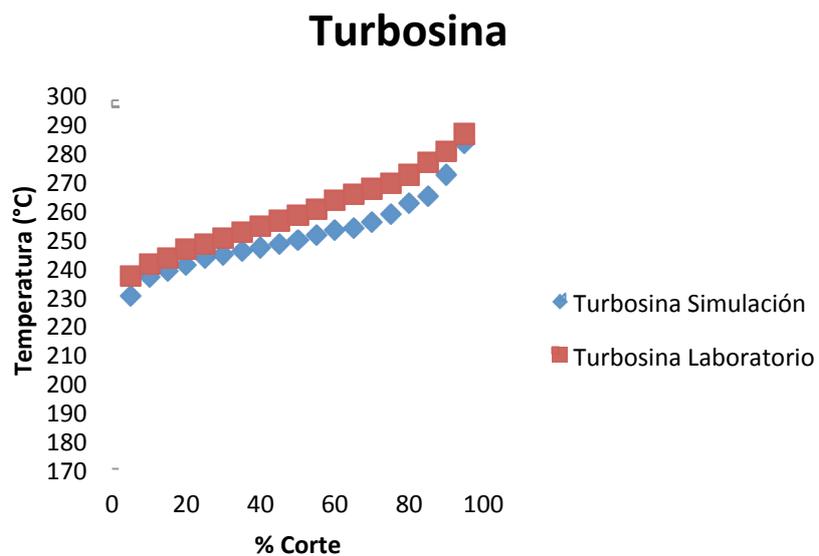
□



## 6.4 Turbosina

Turbosina			
% Corte	Simulación	Laboratorio	% Error
5	229.91	237	3.08
10	236.52	241	1.89
15	238.51	243	1.88
20	240.55	246	2.27
25	243.05	248	2.03
30	244.21	250	2.37
35	245.55	252	2.63
40	246.77	254	2.93
45	247.96	256	3.24
50	249.18	258	3.54
55	250.77	260	3.68
60	252.65	263	4.10
65	253.39	265	4.58
70	255.49	267	4.50
75	258.15	269	4.20
80	262.11	272	3.77
85	264.44	276	4.37
90	271.91	280	2.98
95	282.64	286	1.19

□

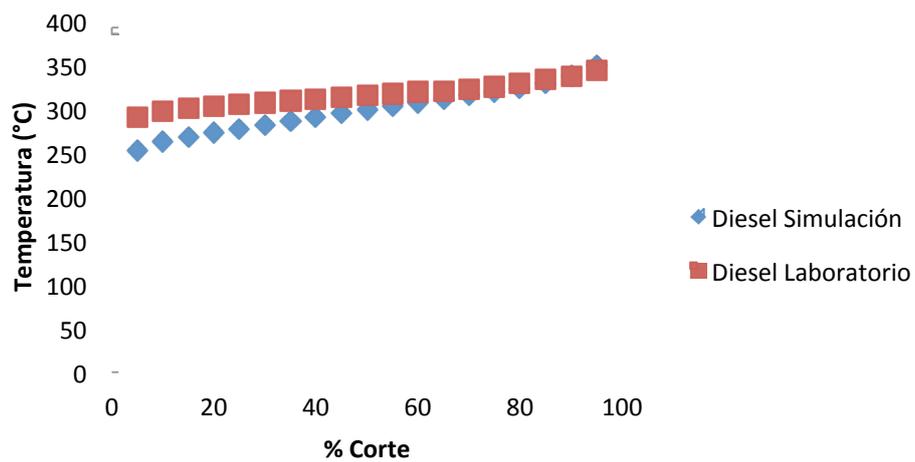


## 6.5 Diésel

Diésel			
% Corte	Simulación	Laboratorio	% Error
5	252.34	290	14.92
10	262.30	297	13.23
15	267.51	301	12.52
20	272.40	303	11.23
25	276.85	305	10.17
30	281.16	307	9.19
35	285.51	309	8.23
40	289.95	311	7.26
45	294.33	313	6.34
50	298.60	315	5.49
55	302.73	317	4.71
60	306.67	319	4.02
65	310.63	320	3.02
70	314.63	322	2.34
75	318.96	325	1.89
80	323.67	329	1.65
85	329.30	334	1.43
90	337.60	337	0.18
95	349.68	343	1.91

□

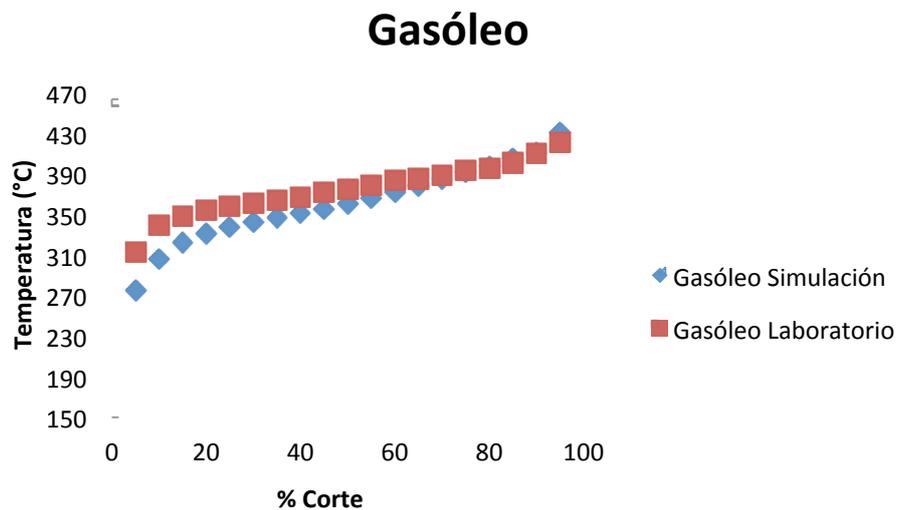
### Diésel



## 6.6 Gasóleo

Gasóleo			
% Corte	Simulación	Laboratorio	% Error
5	275.10	313	13.78
10	305.64	339	10.92
15	322.03	348	8.07
20	330.93	354	6.97
25	337.28	358	6.14
30	342.46	361	5.41
35	346.94	364	4.92
40	351.25	367	4.48
45	355.62	372	4.61
50	360.44	375	4.04
55	365.74	379	3.62
60	371.76	383	3.02
65	378.14	385	1.81
70	384.68	389	1.12
75	391.09	393	0.49
80	397.59	396	0.40
85	405.11	401	1.01
90	411.78	410	0.43
95	430.79	421	2.27

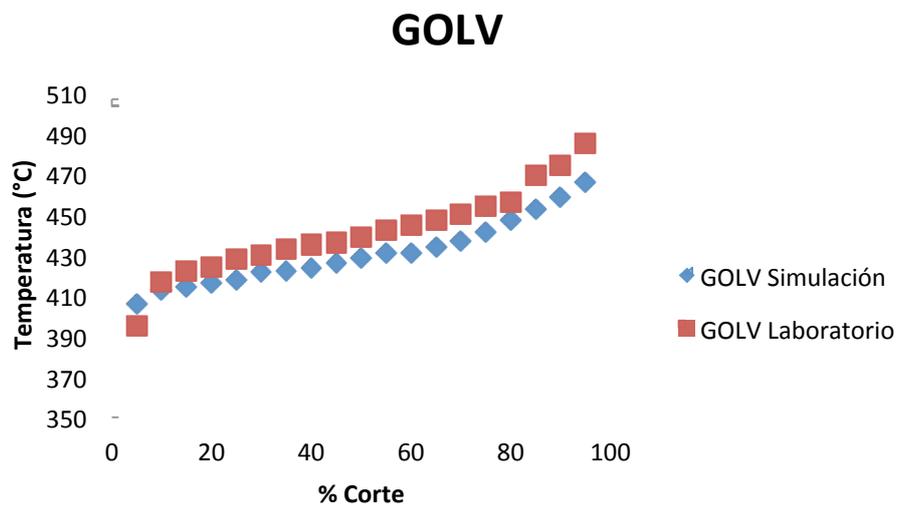
□



## 6.7 GOLV

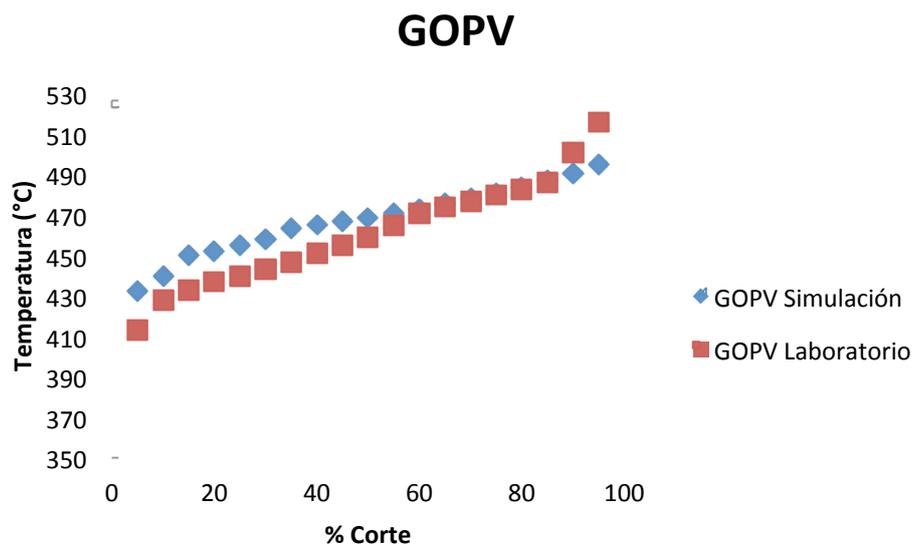
% Corte	GOLV		% Error
	Simulación	Laboratorio	
5	405.75	395	2.65
10	412.78	417	4.31
15	414.37	422	0.63
20	416.16	424	1.40
25	417.96	428	1.45
30	421.60	430	1.52
35	422.36	433	1.81
40	423.57	435	2.23
45	426.05	436	2.10
50	428.54	439	1.74
55	431.02	442	1.85
60	431.03	445	2.55
65	433.83	447	2.58
70	437.14	450	2.25
75	441.17	454	2.00
80	446.95	456	1.58
85	452.73	469	0.72
90	458.51	474	2.29
95	465.64	485	1.79

□



## 6.8 GOPV

GOPV			
% Corte	Simulación	Laboratorio	% Error
5	432.27	413	4.46
10	439.88	428	2.70
15	450.11	433	3.80
20	452.43	437	3.41
25	455.18	440	3.34
30	457.94	443	3.26
35	463.27	447	3.51
40	465.28	451	3.07
45	466.90	455	2.55
50	468.71	459	2.07
55	470.93	465	1.26
60	473.19	471	0.46
65	475.54	474	0.32
70	478.05	477	0.22
75	480.79	480	0.16
80	483.81	483	0.17
85	487.18	486	0.24
90	490.97	501	2.04
95	495.22	516	4.20



## 6.9 Análisis

Al tener los datos de la simulación se puede apreciar como los datos que se utilizaron para la misma fueron de vital importancia, ya que al tener información mas actualizada disponible se logra una mejor representación del proceso, en este caso se aprecian valores de errores elevados en el diesel, una de las probables causas es que los datos utilizados en este trabajo son de mas de 2 años y en este caso, la simulación contendrá errores que se acarrean desde la composición del crudo ya que año con año esta tiende a cambiar de manera importante y otra causa importante de esto fue que al especificar el reflujo se esta condicionando la temperatura de ebullición ya que al aumentar o disminuir el reflujo se modifica la temperatura de ebullición de la corriente de corte.

El trabajo que se realizó en esta simulación sirve para representar el proceso de la torre atmosférica y la de torre de vacío, así como las herramientas con las que cuenta el simulador para especificar las condiciones a las que se asume operan las columnas y que de esta manera se obtengan productos de calidad, así como las condiciones a las que se puede esperar la salida de los productos en las que estas condiciones nos dan la posibilidad de saber los productos deseables en la destilación.

La sensibilidad del modelo que se simuló tuvo sus grandes problemas en los cambios de volumen de los productos, ya que a lo que se le dio gran prioridad a las especificaciones de los productos obtenidos para poder asegurar las características teóricas de estos.

Se observo que al especificar ciertas condiciones de los productos, el esquema presento cambios drásticos en los resultados

Los mayores inconvenientes presentes en este trabajo fueron en el diesel ya que se fijo la temperatura de ebullición, lo que hace que el simulador busque una cantidad de reflujo que permita que exista una cantidad pertinente de componentes volátiles, es decir, si se aumenta el flujo del liquido extraído se reducirá la cantidad de reflujo, lo que ocasiona que el liquido es mas rico en componentes menos volátiles que termina en una temperatura de ebullición mas alta y esto es porque el simulador calcula cierto numero de cortes y en estos parámetros basa sus cálculos.

# Capítulo 7

## Conclusiones

## 7. Conclusiones

El objetivo principal se cumplió a cabalidad, que fue simular la Torre Atmosférica DA-101 y Torre de Vacío DA-151 de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Minatitlán, Veracruz con datos reales de operación. Y para comparar los datos que se obtuvieron de la planta con los datos que resultaron de la simulación se utilizaron las curvas TBP y ASTM D86, con las cuales se pudieron tener las condiciones para tener mejor calidad en los productos.

Tomando en cuenta los resultados obtenidos podemos considerar que la simulación es correcta considerando las limitaciones de las especificaciones de algunos equipos, sobretodo uno muy importante como el horno a fuego directo, la consideración que el crudo que se alimentó a la columna atmosférica no haya pasado por el proceso de despunte. El % de error promedio de los productos fue pequeño tomando en cuenta las consideraciones ya mencionadas.

La mayoría de datos de las torres fueron obtenidos de los DFP, así como de manuales de la Planta Primaria No. 5, hojas de diseño de algunos equipos. Al hacer la caracterización del crudo los datos que se utilizaron eran de 2012, un par de años previos a la realización de esta simulación lo que puede traer como consecuencia que el crudo alimentado actualmente sea diferente.

Como consecuencia de lo antes mencionado el esquema puede ser utilizado de manera conjunta con las otras unidades de la planta para obtener un mejoramiento energético, así como cambiar condiciones de las columnas para una mejor calidad en los productos obtenidos.

La ventaja de utilizar simulaciones es que no habría necesidad de realizar un paro en la planta para poder probar las diferentes condiciones que se pueden cambiar, con esto se puede apreciar la verdadera utilidad de este tipo de programas; en especial ASPEN-HYSYS ya que ofrece basta información de los equipos que se utilizan durante una simulación.

# Capitulo 8

## Bibliografía

## **8. Bibliografía**

1. Gary J.H., Handwek, G.E., y Kaiser, Mark j. "Petroleum Refining Technology and Economics", 5a Edition, (USA: CRC Press 2007)
2. Perry R.H., Chemical Engineer's Handbook, (USA: McGraw Hill, 1999)
3. Speight James G., Petroleum Chemistry and Refining, 3a ed. (USA: Taylor & Francis, 1998)
4. Watkins R.N., Petroleum Refinery Distillation, 2a Ed., (Houston: Gulf Publishing Co. Book Division, 1979)
5. David S. J. Jones, Peter P. Pujadó, Handbook of Petroleum Processing, (Netherlands, Springer, 2006)
6. Leprince P, Petroleum Refining, Tomo 3 Conversion Processes (France, Technip, 1998)
7. J.P Wauquier, El Refino del Petroleo (France, Technip, 1994)
8. Gonzales R. Cesar., "Criterios de Diseño para la Simulación de una Torre de Destilación Atmosférica para Procesar Crudo Istmo y Maya" (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 2013)
9. Garduza B. Rafael., "Estudio de la operación de la planta combinada primaria 5 (atmosférica)-preparadora de carga 2 (vacío) para mejorar su eficiencia energética, en la Refinería General Lázaro Cárdenas del Río" (Tesis de Maestría en Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, 2010)