



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUÍMICA

Simulación de la Planta Combinada de 150 000 BPD de crudo
Maya que se instalará en la Refinería "Lázaro Cárdenas" en
Minatitlán, Veracruz.

Tesis

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA

Gutierrez Campos, Diana Paulina

MEXICO, D.F.

2009





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: Celestino Montiel Maldonado

VOCAL: Profesor: Alejandro Villalobos Hiriart

SECRETARIO: Profesor: Martín Rivera Toledo

1er. SUPLENTE: Profesor: Euberto Hugo Flores Puebla

2° SUPLENTE: Profesor: Juan José Ruiz López

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Laboratorio de Simulación Y Optimización de Procesos (LSyOP).

Departamento De Ingeniería Química

Facultad De Química, UNAM

Asesor del Tema

Sustentante

I.Q.Celestino Montiel Maldonado

Paulina Gutiérrez Campos

Dedicatorias

A mi Mamá, porque con su valentía y fortaleza ha sido para mi un ejemplo de vida.

Gracias mami por todo el amor que me has dado, por cuidarme y escucharme, por estar conmigo en las buenas y en las no tan buenas, por tolerar mis arranques y sobretodo por haberme dado la vida. Eres una mujer llena de virtudes y te admiro mucho.

A mi hermana:

Gracias Dany por ser mi amiga y por estar conmigo siempre. Tienes un corazón de oro.

A mi abuelita:

Porque se que desde donde estás sigues mis pasos y me cuidas. Y porque mis logros siempre fueron un orgullo para ti. Gracias Lucita.

A mi Papá:

Porque sé en mi corazón lo mucho que me amas, gracias por transmitirme la vida.

A Gustavo:

Porque a tu lado he aprendido mucho, porque fuiste un gran apoyo en el desarrollo de este trabajo, porque me has dado grandes lecciones de vida, por tu apoyo, paciencia, amor y comprensión. Muchas gracias mi amor.

Agradecimientos

A mi querida Universidad Nacional Autónoma de México por darme la oportunidad de verme realizada como profesionista, por permitirme ser universitaria y por el apoyo que me dio para cumplir el sueño de estudiar en el extranjero. Hoy llevo los colores Azul y Oro con mucho orgullo grabados en el corazón.

A la Facultad de Química que durante 5 años fue mi segundo hogar y en la que viví tantas cosas que me dejaron grandes enseñanzas. En ella conocí a grandes maestros y muy buenos amigos que hacían que cada día tuviera un toque especial.

A mi asesor I. Q. Celestino Montiel Maldonado por darme la oportunidad de trabajar en este proyecto.

Al profesor I.Q. Alejandro Villalobos Hiriart por la excelente cátedra y bastos conocimientos que me transmitió y que al final sirvieron para dar forma a este trabajo.

Al profesor I.Q. Martín Rivera Toledo. Gracias por su apoyo y consejos que sirvieron para complementar este trabajo.

Y por último pero siempre primero: Gracias a Dios por la vida y por poner en mi camino situaciones y pruebas que me han formado para ser la mujer que hoy soy.

Índice

Glosario	1
Introducción	3
I. Antecedentes	5
A. Petróleo	6
i. Antecedentes Históricos	7
ii. Formación	9
iii. Propiedades y Clasificación	11
iv. Productos	14
B. Proceso de Refinación	15
i. Esquema Global de una Refinería	16
ii. Proceso de Separación	19
iii. Destilación a Presión Atmosférica	20
iv. Vapor de Agotamiento	21
v. Destilación al Vacío	27
C. Termodinámica	33
II. Refinería de Minatitlán	35
A. PEMEX. Un Poco de Historia	36
B. Estado de la refinería antes de la Reconfiguración	38
C. Proceso de Reconfiguración	40
D. Nueva planta combinada para refinación	43
i. Función de la Planta	43
ii. Tipo de Proceso	43
iii. Desalado	44
iv. Tren de Precalentamiento	45
v. Sección de Destilación Atmosférica	48
vi. Sección de Destilación al Vacío	55

III. Cálculos y Simulación de la planta combinada U10000	62
A. Procedimiento de Cálculo	63
i. Cálculos en la Sección Atmosférica	63
ii. Caracterización del Crudo	63
iii. El Ensayo del Crudo	64
iv. Cálculos en la Sección de Vacío	87
B. Procedimiento de Simulación en HYSYS	94
i. Torre Atmosférica	102
i. Torre de Vacío	109
i. Tren de Intercambio de Calor	111
C. Selección de Equipo	112
IV. Análisis de Resultados	118
A. Tablas Comparativas de Resultados	119
i. Precalentamiento	119
ii. Columna Atmosférica	124
iii. Columna de Vacío	129
B. Diagramas de la Simulación	134
C. Graficas de desempeño de las Unidades de Destilación	138
V. Conclusiones	144
VI. Recomendaciones	147
Anexos	150
Bibliografía	154

GLOSARIO.

Zona Flash: Sección en la torre de destilación de crudo en donde los vapores del crudo alimentado se separan del líquido sin evaporar. Los vapores suben a través de la columna para ser condensados por corrientes de reflujo a temperaturas bajas que bajan dentro de la torre. El vapor de arrastre entra a la zona flash en el fondo de la columna.

Overflow: Sección de la columna de destilación que se encuentra por encima de la Zona Flash.

Grado de Separación: Se define en términos de pureza de los productos o en términos de recuperación de los componentes. Mientras más grande sea el grado de separación, mayor será la recuperación y esto resultará en componentes más puros.

ASTM (American Society for Testing Materials) Método de análisis que consta de un aparato diseñado para bullir el líquido a analizar y condensar los vapores al mismo tiempo que son generados. Las temperaturas se registran mientras se lleva a cabo la destilación y se grafican contra el destilado recuperado. Consta de una sola etapa en equilibrio y sin reflujo. La separación de los componentes es muy pobre.

TBP (True Boiling Point): Es una gráfica de los puntos de ebullición de los componentes puros o de las fracciones de crudo. Se realiza usando un complejo aparato para destilación por lotes con 100 o más etapas en equilibrio y con un alto volumen de reflujo.

Vaporización Flash en Equilibrio (EFV): Cuando una mezcla se calienta sin permitir que el vapor se separe del líquido restante, el vapor ocasiona que las fracciones de la mezcla con puntos de ebullición altos se evaporen. La curva EFV de un petróleo se obtiene cuando se confina el líquido junto con el vapor hasta alcanzar el grado deseado de vaporización. El porcentaje evaporado se grafica contra la temperatura para varias corridas para obtener la curva EFV. La separación es más pobre que en la ASTM.

Introducción

En esta época de acelerados cambios a nivel global, en que la economía esta basada en la competencia entre mercados mundiales, se ha generado la necesidad de modificar los procesos para hacerlos mas eficientes. Con ello se pretende reducir los costos de producción para poder ofrecer precios más competitivos.

Analizando la situación actual de nuestra industria petrolera, es evidente que la mayor parte de los centros productivos fueron construidos hace ya varias décadas, y fueron diseñados con una mínima importancia en el consumo de energéticos y sin tratamiento de efluentes. Actualmente, no podemos ignorar estos factores ya que una disminución en el consumo de energía de producción así como el tratamiento de efluentes, pueden traducirse en un aumento en la eficiencia del proceso y la consecuente disminución en los costos de producción.

Para lograr esto, existen varias opciones entre las cuales están la adquisición de nuevas tecnologías o el mejoramiento de los procesos existentes.

Las condiciones en las que se encuentra nuestro país no han permitido la migración de los centros productivos hacia nuevas tecnologías de producción más eficientes y menos dañinas al ambiente, esto debido a la gran inversión que ello implicaría. Sin embargo, aún existe la opción de mejorar los procesos existentes y ésta, es la que se debe explotar al máximo ya que con un poco de ingenio se pueden obtener grandes beneficios.

Como ingenieros químicos, tenemos la obligación de desarrollar métodos basados en el análisis de procesos para fomentar el uso racional y eficiente de los recursos disponibles y con ello aumentar la productividad y rentabilidad de las plantas de producción.

Dentro del análisis de los procesos es posible representar, con ayuda de un simulador, las condiciones reales de operación y manipularlas de tal forma que se establezca una función objetivo para optimizar. Una vez encontrado el punto de mayor eficiencia, éste se toma como base para re-diseñar un proceso existente.

El objetivo de este trabajo de tesis es generar el esquema de simulación de la Planta de Destilación Combinada U10000 (crudo 100% Maya) de la Refinería Lázaro Cárdenas en Minatitlán, Veracruz mediante el uso del simulador de procesos HYSYS. Comparar los resultados de esta simulación con los resultados obtenidos en las bases de diseño del proyecto obtenidos por el IMP y demostrar que es posible reproducir dichos resultados. Con ello se evaluará el comportamiento de los equipos, la integración del proceso y la cantidad y composición de productos obtenidos.

CAPITULO I.

Antecedentes

En este capítulo se hará una recapitulación de los orígenes y formación del petróleo, hablaremos un poco de la historia del uso del mismo y se hará una breve descripción de sus propiedades físicas, clasificación química, composición y caracterización. También se hablará de los productos que se obtienen de la refinación del petróleo y el uso final de estos productos. Se hará también una descripción del proceso de separación de los productos y obtención final de los mismos

A. El Petróleo

El nombre de petróleo no describe la composición de una sustancia sino una mezcla de de compuestos orgánicos que incluyen un amplio rango que va de metano, con un solo átomo de carbono, hasta compuestos de hasta 200 átomos de carbono. Es una gran variedad de pesos moleculares y tipos de moléculas.

El petróleo también se conoce como crudo y es el producto de cambios naturales ocurridos a restos de materia orgánica a través de miles de años. Es un líquido que va de un color amarillo cristalino hasta negro, y que puede fluir fácilmente o ser difícil de transportar a temperatura ambiente. Los componentes principales del petróleo son mezclas de hidrocarburos, pero también contiene nitrógeno, oxígeno, azufre y algunos metales como vanadio, níquel y cromo. Puede también incluir gas natural y ceras minerales.

Generalmente se encuentra encerrado en los espacios que hay entre los granos de arena que forman las rocas llamadas areniscas, cuando estas areniscas son "petrolíferas", el petróleo se encuentra ocupando los poros de éstas al igual que el agua en una esponja. También es posible encontrar petróleo en otras rocas sedimentarias como las calizas y dolomitas.

Antecedentes Históricos del Petróleo

El petróleo se conoce desde la antigüedad y fue usado por primera vez hace más de 5000 años en diversas formas: como impermeabilizante para embarcaciones, como recubrimiento de paredes y como base para hacer pinturas; los nativos de América lo usaron como sustancia medicinal bajo el nombre de aceite Séneca.

Hace 2000 años, los árabes desarrollaron métodos para destilarlo. En China también está documentado cierto interés en el petróleo, cuando se halló en excavaciones para obtener sal. El interés en esta sustancia continuó hasta épocas más recientes cuando se descubrió que podía ser utilizado para iluminación y también con fines militares como combustible en la guerra.

Hacia 1800 se utilizaba como combustible para lámparas. Pero las aplicaciones que se le daban hasta antes de la segunda mitad del siglo XVIII eran escasas. Fue hasta 1859 que Edwin L. Drake perforó el primer pozo petrolero del mundo en Pensylvania, Estados Unidos. Fue también Drake quien amplió el mercado para el petróleo al destilarlo y obtener querosina, ésta sustituyó al aceite de ballena que se usaba como combustible para las lámparas en esa época.

En 1895 aparecieron los primeros automóviles y con ello se necesitó la gasolina, un nuevo combustible que en años posteriores se consumiría en grandes cantidades. En vísperas de la primera Guerra Mundial, antes de 1914, ya existían en el mundo más de un millón de vehículos que usaban gasolina. Actualmente, es muy difícil estimar con exactitud cuántos cientos de millones de vehículos de gasolina existen en el mundo.

Lógicamente, el consumo de petróleo crudo para satisfacer la demanda de gasolina ha crecido en la misma proporción. Se dice que en la década de 1957 a 1966 se usó casi la misma cantidad de petróleo que en los 100 años anteriores. Estas estimaciones también toman en cuenta el gasto de los aviones con motores de pistón.

Más adelante se desarrollaron los motores de turbina, empleados hoy en los aviones comerciales, civiles y militares. Estos motores usan un combustible similar al usado por las lámparas del siglo pasado, con la diferencia que tiene bajo contenido de azufre y baja temperatura de congelación, se le conoce con el nombre de turbosina.

Otra fracción del petróleo que sirve como energético son los gasóleos, antes de 1910 formaban parte de los aceites pesados de desperdicio de las refinerías. El consumo de los gasóleos como combustible se inició en 1910 cuando se sustituyó el carbón mineral por gasóleo en la flota británica debido a la superioridad calorífica, ya que el gasóleo genera aproximadamente 10 500 calorías/kg, mientras que un buen carbón sólo proporciona 7 000 calorías/kg.

Más tarde el uso del gasóleo se extendió en la marina mercante, en los generadores de vapor, en los hornos industriales y en la calefacción casera. El empleo del gasóleo se extendió también a los motores diesel cuando se logró separar esta fracción ligera de los gasóleos. La principal ventaja de los motores diesel en relación a los motores de combustión interna estriba en que tiene una mayor eficiencia, ya que producen más trabajo mecánico por cada litro de combustible: nuestros automóviles sólo aprovechan del 22 al 24% de la energía consumida, mientras que en los motores diesel este aprovechamiento es del 35%. Por lo tanto, los motores diesel encontraron aplicación en los barcos de la marina militar y mercante, en las locomotoras de los ferrocarriles, en los camiones pesados, y en los tractores agrícolas.

Formación del Petróleo

Protopetróleo es un término utilizado para nombrar al producto que resulta de los cambios iniciales que le ocurren a los precursores que dieron origen al petróleo.

Debido a la intensa actividad geológica de hace cientos de miles de años, las rocas sufrieron deformaciones que produjeron cavidades en las que se favoreció la acumulación de petróleo dando origen a un yacimiento o acumulación comercial de hidrocarburo.

Formación del Petróleo en los Océanos

En los océanos, el petróleo se formó a partir de los sedimentos marinos enterrados y debido a la acción de la presión y la temperatura.

De toda la biomasa marina, los microorganismos juegan el papel más importante, especialmente el plankton. El plankton es la fuente principal de materia orgánica en el mar, se encuentra acumulada en el fondo de océanos y lagos así como dispersa en el agua. La concentración de materia orgánica es mayor en el fondo de los océanos por la acción de la gravedad. El proceso de acumulación de minerales promueve una rápida captura de material orgánico así como su protección de la descomposición. Los organismos son recolectados en arcilla o minerales arenosos.

Aunque la materia orgánica contiene diversas sustancias, las de mayor interés en la subsiguiente formación del petróleo, son las "bituminosas". Los hidrocarburos dispersados en minerales sólidos en los mares son similares a los hidrocarburos del petróleo.

La migración del petróleo a través de los colectores sucede mientras éste no encuentre una "trampa", esto es, una capa en la corteza terrestre que impida la filtración. Si esto sucede el petróleo se empieza a acumular dando origen a un yacimiento. La figura 1.1 ilustra la localización típica del petróleo dentro de un yacimiento.

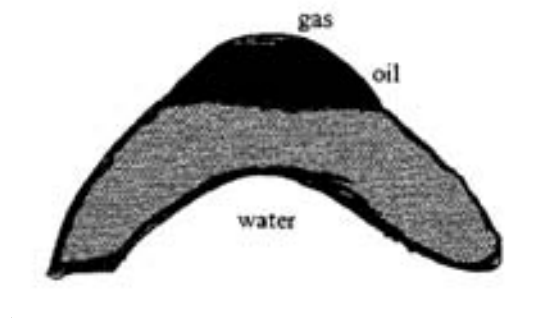


Fig. 1.1 Yacimiento de Petróleo

Dentro del yacimiento generalmente se encuentran acompañando al petróleo agua salada y gas natural. Como consecuencia de sus diferentes pesos específicos, encontramos al petróleo acumulado sobre el agua salada y por debajo del gas natural.

La composición del petróleo depende de: (1) la naturaleza del sedimento, (2) las condiciones del fondo marino (temperatura, presión y catalizadores presentes), (3) procesos naturales de separación en el petróleo formado y (4) la migración de líquidos y gases a lugares donde fueron atrapados formando yacimientos.

La composición del petróleo se basa en 5 elementos (Simanzhenkov, 1995):

- Carbono (83 - 87% peso)
- Hidrógeno (10 - 14% peso)
- Oxígeno (0.1 - 2% peso)
- Nitrógeno (0.05 – 1.5% peso)
- Azufre (0.05 - 6% peso)

Sin embargo esta composición elemental no determina el comportamiento ni propiedades del petróleo. Es su composición fraccionada lo que los determina.

La apariencia del petróleo varía desde un líquido incoloro ligero hasta un aceite negro y espeso. La gravedad específica varía de 57 a 10 ° API. No es de sorprenderse que la composición del petróleo varíe de un de un lugar a otro, de un yacimiento a otro en el mismo lugar o incluso de un nivel a otro dentro del mismo yacimiento. Esta variación se debe al peso molecular y al los tipos de moléculas presentes en el petróleo. Aunque las propiedades del petróleo tales como viscosidad, densidad, punto de ebullición y color varían entre los diferentes petróleos, el contenido de carbón es relativamente constante. Las especies moleculares varían de simples hidrocarburos hasta moléculas orgánicas complejas.

Propiedades Generales y Clasificación del Petróleo

Como el petróleo es una mezcla compleja de componentes orgánicos es técnicamente imposible separarlo en componentes individuales. En refinación, la separación de componentes puros está restringida a aquellos compuestos más ligeros que C₇. Una propiedad importante del petróleo es su composición fraccionada. Cada fracción es caracterizada por la temperatura a la cual comienza a bullir así como la temperatura final de ebullición. El fraccionamiento

se realiza por el método de rectificación. Las fracciones con puntos de ebullición hasta 350° C se separan a presión atmosférica mientras que aquellas con puntos de ebullición superiores se separan a vacío. Es por esto que en la industria los productos se identifican por rangos de ebullición y no por los compuestos que contienen.

De acuerdo con su composición molecular, el petróleo crudo se clasifica como: de base parafínica, nafténica, asfáltica o mixta. Las clasificaciones parafínica y asfáltica de uso corriente se basan en las propiedades del residuo obtenido con la destilación y son más descriptivos para la empresa refinadora, debido a que indican la naturaleza de los productos esperados y el proceso necesario para su producción. Para evaluar el crudo como materia prima de una refinería, se deben realizar pruebas analíticas y encontrar relaciones tomando en cuenta sus resultados.

En general, el petróleo consiste en hidrocarburos, asfaltenos y resinas, parafinas, azufre y ceniza. Hay 3 grupos principales de hidrocarburos en el petróleo: parafínicos, nafténicos y aromáticos. Además de olefinas, que se forman durante el proceso de deshidrogenación de parafinas y naftenos. La figura 1.2 esquematiza la clasificación del petróleo de acuerdo con su composición.

- ◆ Parafinas. Su fórmula general es C_nH_{2n+2} , correspondiendo a los alcanos. El más simple de las parafinas es el metano, seguido de etano, propano, butano, etc. El crudo contiene moléculas de hasta 70 átomos de carbono, además de los hidrocarburos parafínicos producidos por isomería. Pueden ser cadenas lineales o ramificadas.

- ◆ Olefinas. Su fórmula general es C_nH_{2n} y son aquellos que tienen al menos dos carbonos unidos por doble enlace, por lo que corresponden a los alquenos. Estos compuestos no están presentes de forma natural en el crudo, pero se forman durante su procesamiento, sin embargo, las olefinas son indeseables en los productos terminados debido a que los dobles enlaces son reactivos y los compuestos se oxidan y polimerizan fácilmente.
- ◆ Naftenos. Tienen la fórmula C_nH_{2n} . Son los hidrocarburos cicloparafínicos (cicloalcanos) en los que todos los enlaces disponibles de los átomos están saturados con hidrógeno. Estos compuestos se clasifican de acuerdo a su intervalo de ebullición y sus propiedades se determinan con ayuda de los factores de correlación. Son relativamente estables.
- ◆ Aromáticos. Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico, el cual aunque no se encuentra saturado, es muy estable. Algunos de los hidrocarburos aromáticos presentes en el crudo son el benceno, tolueno, etilbenceno, orto-xileno, meta-xileno, para-xileno, cumeno, naftaleno, etc.

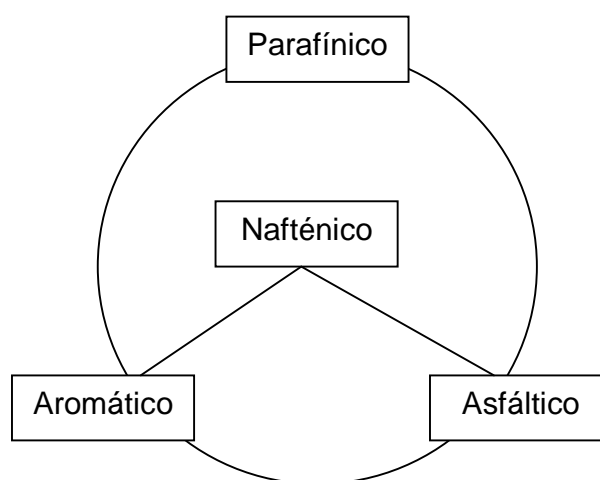


Fig.1.2 Diagrama de Composición del Petróleo

Productos del Petróleo

- Gases para síntesis química y combustible
- Gasolina para automóviles
- Turbosina para aviación
- Combustible Diesel para transporte
- Aceites combustibles residuales
- Lubricantes
- Parafinas y ceras

Después de esta breve recapitulación de la historia del desarrollo del petróleo, el análisis del uso de los combustibles provenientes de éste y la importancia económica que tiene, claramente se puede concluir que invertir en el mejoramiento de las tecnologías existentes en nuestros centros de producción, significa un mayor abasto de energéticos a un menor costo de producción para nuestro país.

B. Proceso de Refinación del Petróleo

De acuerdo con lo anterior, podemos afirmar que la importancia de obtener los productos del petróleo radica no solo en la necesidad de obtener mas y mejores combustibles para satisfacer la demanda, sino también en el hecho de que el petróleo tal como se obtiene del yacimiento no tiene un alto valor. Sin embargo al ser procesado, su valor se multiplica varias veces.

La refinación de petróleo se realiza haciendo pasar el crudo a través de una serie de procesos físicos y químicos de los cuales se genera una gran variedad de productos. En la destilación, los constituyentes del petróleo se separan sin alterar su composición, mientras que en el proceso de craqueo, las moléculas se rompen formando compuestos diferentes.

A través del tiempo, la calidad promedio del petróleo alimentado a las refinerías ha disminuido en 2 puntos en la escala de gravedad API, además del incremento en el contenido de azufre. Como consecuencia de ello, las refinerías han tenido que adaptarse para producir combustibles líquidos a partir del proceso de crudos de menor calidad. Por ello, es más importante que nunca investigar la composición y calidad de los crudos alimentados a las refinerías para dar al refinero indicaciones y opciones que pudieran ser requeridas para predecir el comportamiento del crudo al ser procesado.

Cuando una refinería evalúa su propio crudo para determinar el esquema de procesamiento más conveniente para la obtención de los productos requeridos, sus propios laboratorios proporcionan los datos referentes a la destilación y el procesamiento del crudo y sus fracciones.

Los principales productos de una Refinería son los siguientes:

- ◆ Gas combustible.
- ◆ Propileno
- ◆ Gas licuado de petróleo
- ◆ Gasolina.
- ◆ Combustibles para turbinas de gas
- ◆ Turbosina
- ◆ Destilados (combustibles diesel y gasóleo ligero).
- ◆ Combustóleos residuales.
- ◆ Aceites lubricantes.
- ◆ Aceites blancos.
- ◆ Preventivos de oxidación.
- ◆ Aceites para cables y transformadores.
- ◆ Grasas.
- ◆ Asfaltos.
- ◆ Negros de humo
- ◆ Coque
- ◆ Productos químicos, disolventes y otros.

Esquema Global de una Refinería

Una Refinería comúnmente sigue el diagrama de la figura 1.3. El crudo se bombea del almacenamiento para ser calentado en un sistema de intercambio contra las corrientes de domo y de las extracciones de calor de la unidad atmosférica. Posteriormente entra a los desaladores, el agua salada contenida en el crudo se separa y extrae por medio de precipitación electrostática. Después se envía al proceso de despuntado en donde se remueven los componentes ligeros.

Posterior al desalado y despuntado del crudo, el petróleo se hace pasar a través de un tren de intercambio de calor en donde aumenta su temperatura. Después pasa a través de un calentador a fuego directo para ser vaporizado parcialmente y llegar a la temperatura necesaria para ser alimentado a la unidad de destilación primaria, que opera a presión atmosférica.

En la unidad de destilación a presión atmosférica, se separan y obtienen como productos: butanos y el gas húmedo más ligero, todo el intervalo de naftas no estabilizadas, nafta pesada, querosina, diesel, gasóleo pesado atmosférico y residuo atmosférico.

El residuo es la fracción no destilable del petróleo. La temperatura de destilación está limitada hasta el punto de degradación térmica (350°C) pero es posible recuperar gasóleos con puntos de ebullición de hasta 565°C mediante destilación al vacío.

El residuo de la columna de destilación primaria se envía a un calentador a fuego directo para elevar su temperatura y posteriormente es alimentado a una segunda columna de destilación que opera a vacío. En esta columna se separa en una corriente superior de gasóleo de vacío y una corriente de fondo conocida como residuo de vacío, la cual se craquea térmicamente en un coquizador retardado para producir gas húmedo, gasolinas coquizadas, gasóleo y coque, o se alimenta a un reductor de viscosidad.

Los gasóleos de las unidades de destilación atmosférica, al vacío y del coquizador retardado se alimentan a las unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que destilan en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible.

Las corrientes de gasolina de la torre de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se alimentan a un reformador catalítico para mejorar su número de octano. Los productos del reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para su venta.

Las corrientes de gas húmedo de las unidades de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo, se fraccionan en la sección de recuperación de vapor en gas combustible, gas licuado de petróleo (LPG), hidrocarburos insaturados (propilenos, butilenos y penteno), butano normal e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la Refinería y el butano normal se mezcla para formar gasolina. Los hidrocarburos insaturados y el isobutano se envían a las unidades de alquilación para su procesamiento.

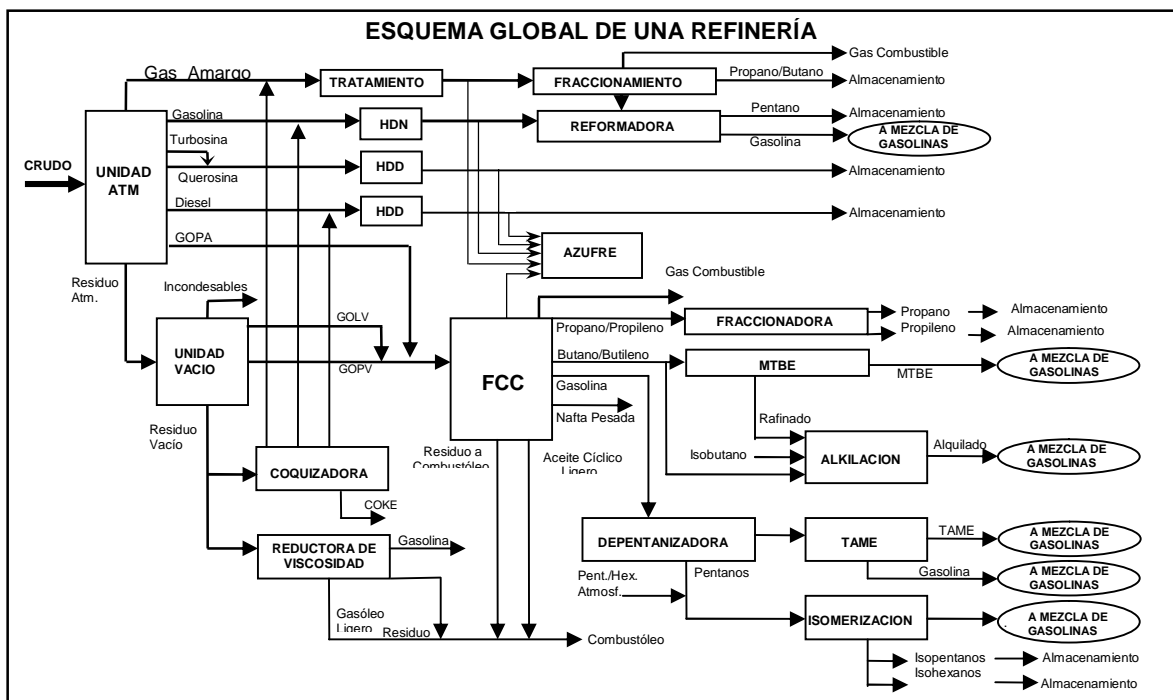


Fig.1.3 Esquema global de una Refinería

La unidad de alquilación utiliza ácido fluorhídrico como catalizador de la reacción de las olefinas con el isobutano para formar isoparafinas, cuyo punto de ebullición se encuentra en el intervalo de la gasolina. El producto denominado alquilado y con alto número de octano, se mezcla con las gasolinas especiales para automóviles y aviones.

Los destilados intermedios de las unidades de crudo, coquizador y de craqueo, se mezclan con los combustibles para motores y combustible para calefacción. En algunas Refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el residuo atmosférico provenientes del crudo con base nafténica o parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes.

Después de que se alimentan los naftenos en el desasfaltador con propano, el residuo atmosférico se procesa con los gasóleos pesados de vacío en una operación por etapas para producir materia base para aceites lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y desasfaltados obtenidos, se tratan mediante extracción con disolventes, eliminando los compuestos aromáticos pesados, para después desparafinarlos mejorando su punto de fluidez. Posteriormente, se tratan con arcillas especiales para mejorar su color y estabilidad antes de mezclarse para formar aceites lubricantes; Sin embargo, cada Refinería tiene su propio esquema de proceso, el cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda de producto.

El Proceso de Separación

El paso clave que da lugar a los procesos de producción de sustancias con alto valor agregado es la separación del crudo en fracciones o "cortes", que sirven como materias primas y son la base para los productos finales. Estas fracciones deben cumplir los requerimientos de destilación de los productos finales.

Normalmente hay 2 unidades que llevan a cabo el proceso de separación:

- Unidad de destilación atmosférica
- Unidad de destilación al vacío

En la industria del petróleo es utilizado el método de destilación diferencial o rectificación para la separación primaria del crudo en sus fracciones debido a que una destilación simple resulta ineficiente.

Destilación a presión atmosférica (Watkins, 1979, Jones, 1994)

En la unidad de destilación atmosférica se separan 5 fracciones y un residuo. El destilado más ligero no siempre es condensable y en ocasiones debe separarse en una fracción líquida y vapor. Una vaporización adicional, llamada *overflow* se utilizará para proporcionar el reflujo adecuado en la zona *flash*.

La figura 1.4 ilustra la configuración de una columna de destilación a presión atmosférica. Se observa una columna principal y otra columna que representa los agotadores laterales.

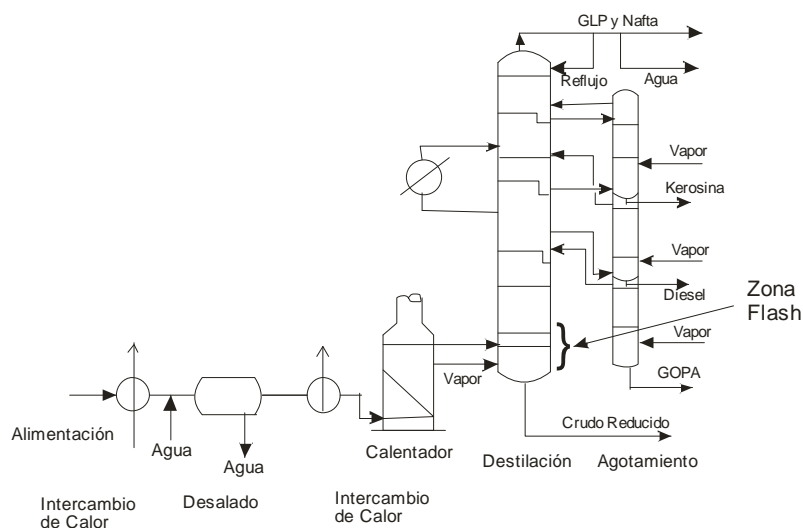


Fig.1.4 Unidad de Destilación Atmosférica

Debido al incremento continuo en la temperatura del crudo mientras mas material es vaporizado y debido a que la alimentación es calentada hasta la máxima temperatura permisible no es necesario usar un rehervidor en la destilación del crudo. Por esto, todos los productos deben ser vaporizados desde la zona de *flash*. El calor total requerido en el proceso debe estar contenido en la alimentación.

Vapor de agotamiento

Es utilizado en la destilación del crudo para remover los ligeros de los productos. Cuando el producto sale de la torre principal contiene componentes ligeros de los vapores que pasan a través de los platos. Este se envía a un agotador lateral con vapor de agotamiento alimentado en el fondo para fluir a contracorriente con el líquido. Los agotadores normalmente tienen 4 platos que promueven el contacto entre el crudo y el vapor. Los ligeros son removidos por el vapor y la mezcla regresa a la columna principal. La figura 1.5 esquematiza una operación con vapor de agotamiento.

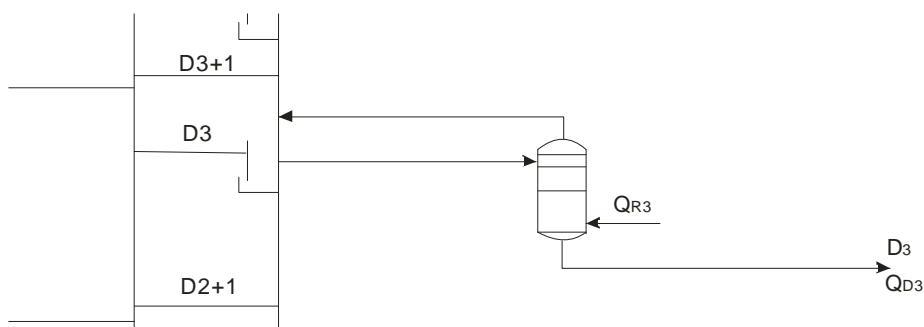


Fig.1.5 Agotador Lateral con vapor

Este tipo de columnas emplean una o varias recirculaciones externas que son enfriadas para remover calor parcialmente, llamadas *pumparound* o extracciones de calor. El líquido se extrae de un plato por encima de la salida lateral inferior, es enfriado y retornado al plato superior.

Esta técnica se emplea en puntos bajos e intermedios de la torre y genera calor disponible para el intercambio contra el crudo a dos niveles diferentes de temperatura. Tiene la ventaja de estabilizar el vapor y generar reflujo líquido a través de la sección que es generado reduciendo el flujo de líquido y vapor a través de la columna. La desventaja de este método es que se utilizan 3 platos para la remoción de calor que deben ser considerados como uno solo para propósitos de fraccionamiento. Esto se debe a que, desde el punto de vista de equilibrio, el líquido de la extracción de calor es ajeno a la zona donde es usado. Cada plato con extracción de calor cuenta como un tercio de plato. En la figura 1.6 se puede apreciar la ubicación de una extracción de calor.

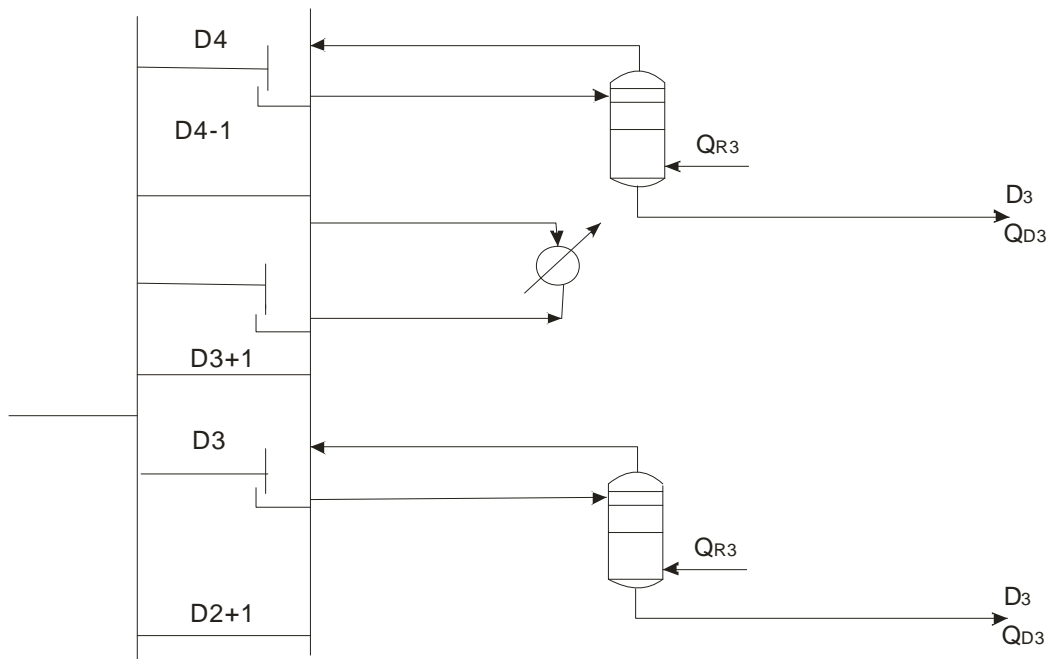


Fig.1.6 Extracción de Calor entre Agotadores Laterales

Grado de Separación: Se define en términos de pureza de los productos o en términos de recuperación de los componentes. Mientras más grande sea el grado de separación, mayor será la recuperación y esto resultará en componentes más puros.

Para un sistema dado, el requerimiento de etapas incrementa conforme el requerimiento de pureza aumenta, pero el requerimiento de reflujo incrementa muy poco cuando se ha alcanzado cierto nivel de pureza.

En condiciones de reflujo mayores al requerido, el requerimiento de etapas es directamente proporcional al grado de separación requerido.

En la refinería, se utilizan 2 términos para discutir la composición de los productos. El rango ASTM de ebullición define la composición general de la fracción y es una de las especificaciones clave de los destilados. Y el segundo término, *Gap*, define el grado relativo de separación entre las fracciones adyacentes. Se determina restando el 95% del volumen a la temperatura ASTM del 5% volumen a la temperatura ASTM de la fracción pesada adyacente.

$$(5-95)Gap = (t_{5H} - t_{95L})_{ASTM}, \text{ } ^\circ\text{F}$$

La figura 1.7 corresponde a la curva de Packie (Watkins, 1979) para fraccionamiento entre la fracción del domo y la salida lateral adyacente.

La nomenclatura para esta correlación es la siguiente:

1. L_N = Gal/h de reflujo del plato superior medido a 60°F líquido
2. D_N = Gal/h total de destilados al plato superior medido a 60°F líquido
3. N_T = número de platos en la sección, es decir:

$$M \text{ platos incluidos en } N = N - (M - 1) = N - M + 1$$

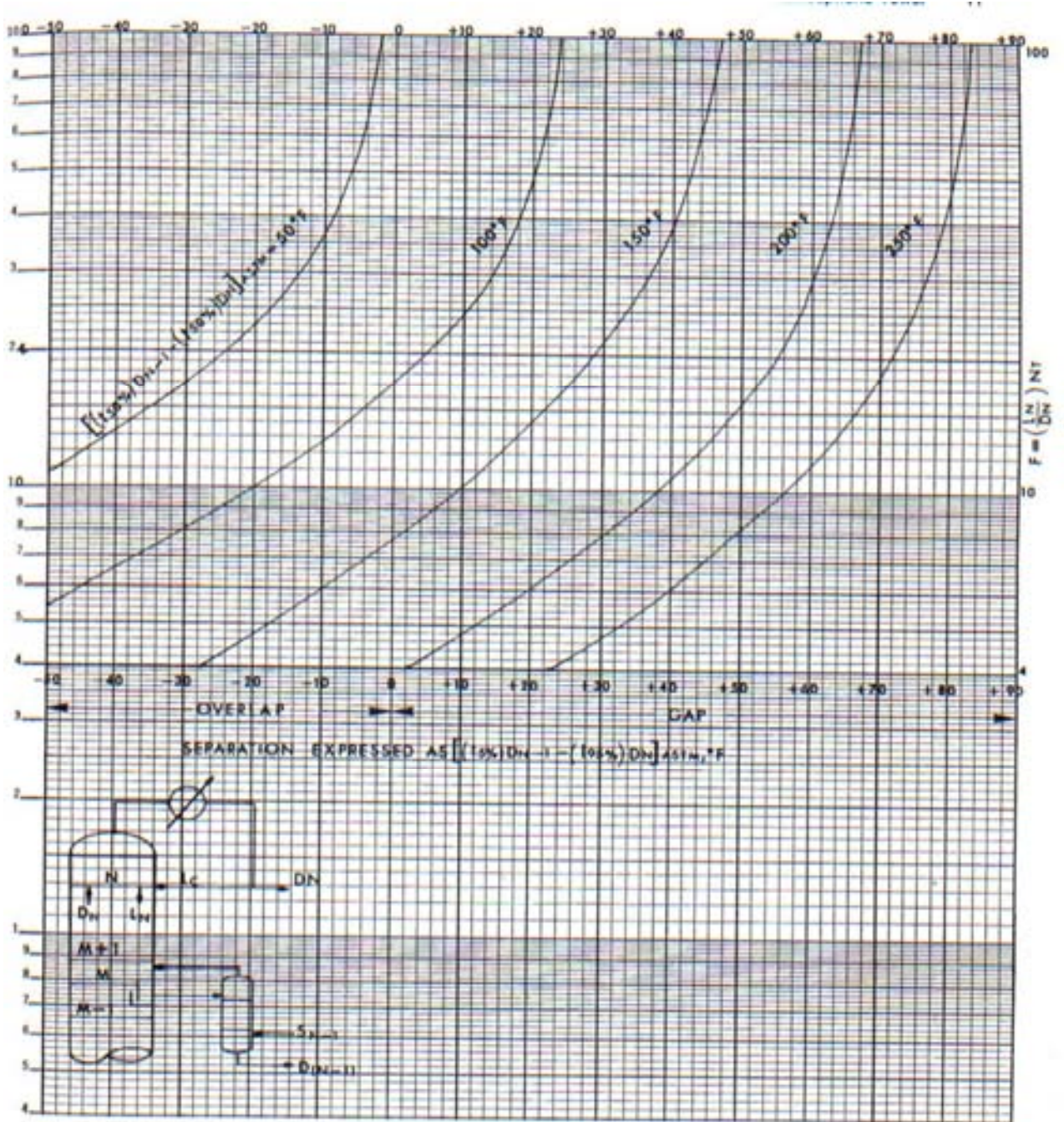


Fig.1.7 Fraccionamiento entre el domo total y el producto lateral superior, torres atmosféricas.(Watkins 1979)

La figura 1.8 corresponde a la curva de Packie para fraccionamiento entre los productos laterales.

La nomenclatura para esta correlación es la siguiente:

1. L_M = Gal/h de reflujo del plato superior con salida lateral medido a 60°F líquido
2. P_N = Gal/h total de productos en fase vapor, medidos a 60°F líquido, hacia el plato superior con salida lateral. Es decir, la corriente D_N más todos los productos ligeros.
3. N_T = número de platos en la sección, es decir:
$$M \text{ platos incluidos en } (N-1) = N - (M-1) = N - M + 1$$
4. $\Delta t(50\%) = (50\% \text{ de la temperatura ASTM del último producto lateral, } D_M) - (50\% \text{ de la temperatura ASTM del total de los productos más ligeros que } D_M)$

Packie definió el *grado de dificultad de separación* como la diferencia entre las temperaturas del 50% volumen ASTM de las fracciones de estudio.

También definió la *capacidad de separación del sistema* como la tasa de reflujo-a-alimentación en el primer plato con salida lateral calculado en base volumétrica, multiplicado por el número de platos en la sección. Este número se definió como *factor F*. En las secciones con extracción de calor, los platos se consideran sólo como un tercio de un plato de fraccionamiento.

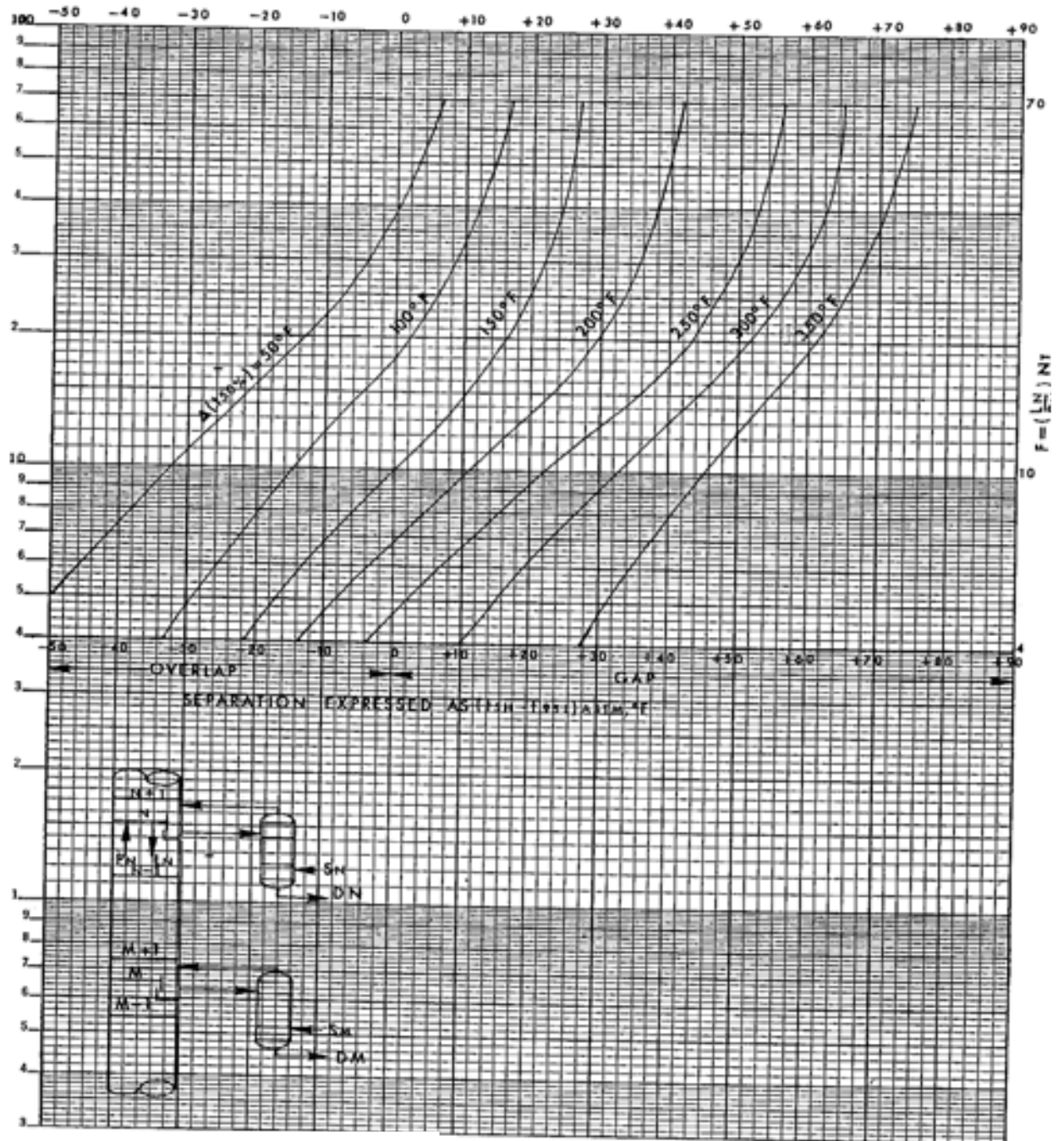


Fig.1.8 Fraccionamiento entre los productos laterales adyacentes. Torres atmosféricas de crudo.

(Watkins 1979)

Destilación al Vacío (Watkins, 1979, Jones, 1994)

Es claro que el propósito de una refinería es recuperar la mayor cantidad de destilado posible de un crudo dado. Sin embargo, existen excepciones como en el caso de la manufactura de asfaltos en donde se requieren grandes cantidades de combustibles de residuo.

El residuo atmosférico, llamado crudo reducido, aún contiene grandes cantidades de aceites destilables que pueden recuperarse en un proceso al vacío. El proceso de destilación al vacío sigue, en muchos aspectos, el patrón de una destilación atmosférica. Los vapores del destilado se condensan en la torre por transferencia de masa y energía con las corrientes de reflujo a menor temperatura que se mueven hacia el fondo de la torre. A niveles de operación de temperatura y vacío máximo en la zona flash, los puntos TBP de corte entre los destilados y el residuo pueden llegar a ser de 1075 a 1125 °F. Para un crudo con gravedad API de 30, los destilados de vacío pueden ser hasta el 30% volumen del crudo total.

Tipos de Operaciones en Destilaciones a Vacío

La función general de la torre de vacío es remover la máxima cantidad de destilados de la alimentación cumpliendo con las especificaciones del residuo y de los destilados.

La figura 1.9 corresponde a la configuración típica de una unidad de Destilación al Vacío.

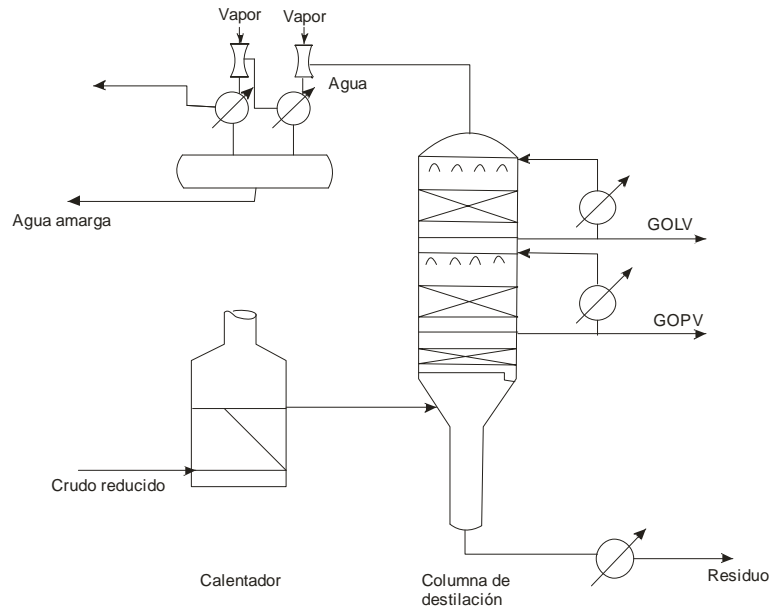


Fig1.9 Unidad de Destilación al Vacío

El criterio principal para producir fracciones lubricantes son la viscosidad, la ausencia de impurezas pesadas en el residuo, el color y el rango de ebullición. Estos productos deben estar libres de carbón Conradson. Este tipo de aceites lubricantes se refinan posteriormente con extracción con solventes y otros tipos de tratamiento incluyendo hidrotreamiento.

Los gasóleos usados como alimentación para craqueo catalítico deben estar limpios y requieren buena separación entre el destilado y el residuo. Estos aceites deben tener el mínimo de carbón Conradson y el contenido de metales debe estar estrictamente limitado.

La alimentación para hidrotreamiento de destilados debe estar lo más libre posible de carbón y materiales asfálticos, de lo contrario, ocurrirá mayor coquización en el catalizador y será necesaria la regeneración frecuente del catalizador.

Los combustibles destilados que no requieren procesamiento posterior, se especifican por gravedad API, viscosidad, contenido de metales y punto flash. También la destilación ASTM o TBP pueden ser usadas para definir la separación. Cuando se va a maximizar el destilado, la cantidad de gasóleo en el residuo debe ser minimizado. A esto se le conoce como operación pitch. En la operación de asfaltos, debe dejarse un poco de gasóleo en el residuo para proveer el grado apropiado de plasticidad.

La unidad de vacío también se puede definir determinando la cantidad del rendimiento de destilado que se producirá en los fondos, teniendo la gravedad deseada. El factor limitante es el económico, cuanto destilado se puede obtener a partir de un sistema dado, y se define en términos de la mínima posible presión de operación y la máxima temperatura permitida en la zona flash.

La clave de una operación satisfactoria es el máximo volumen de gasóleo limpio libre de contaminación por materiales mas pesados.

Operaciones para Combustible

La manufactura de destilados para combustibles o para alimentación de unidades de proceso posteriores no requiere un grado particular de fraccionamiento entre los cortes. Los cortes amplios son usualmente aceptables. Los destilados pueden ser condensados por una extracción de calor con reflujo.

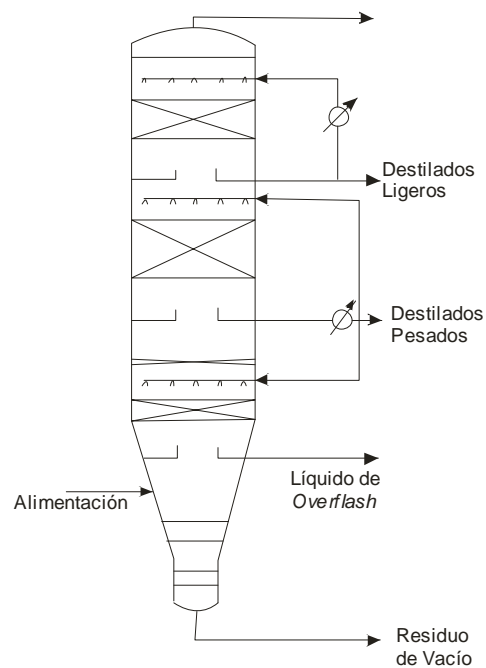


Fig.1.10 Torre de Vacío para Combustibles

La figura 1.10 muestra una columna típica para combustibles. No se utiliza vapor de agotamiento en el residuo de vacío ni en las corrientes laterales. A esto se le conoce como proceso de vacío "seco". El vacío es producido a través de un sistema de eyectores que succionan en el domo de la torre. El líquido de overflow vaporizado es condensado por un reflujo de la sección de destilado de vacío pesado. Esta extracción de calor se requiere para proveer una tasa adecuada de humedad en la sección de condensación de líquido de overflow. Si únicamente se utiliza reflujo, el líquido no es suficiente para dar un grado adecuado de humedad y puede haber coquización.

La carga térmica del condensador para el líquido de overflow se satisface por el líquido de bombeo y no por la extracción de calor. Esto es debido a dos cosas: otro sistema de extracción de calor requeriría una inversión adicional y además, los materiales que contaminan el gasóleo pesado de vacío se vaporizan hacia arriba de la zona flash.

Consideraciones económicas en el diseño de la Torre de Vacío (Watkins,1979)

Primero se selecciona la presión de operación óptima del sistema asumiendo que la máxima temperatura permisible en la zona flash se ha establecido.

1. Disminuyendo la presión parcial de los hidrocarburos en la zona flash, incrementa la producción de destilado.
2. Disminuyendo la presión total del sistema, disminuye la cantidad de vapor requerida para efectuar una vaporización dada. Si la presión del sistema se reduce a un nivel suficientemente bajo, es posible diseñar y operar una torre de vacío que no requiere vapor para reducir la presión parcial de los hidrocarburos. El vapor es usado en la torre de vacío únicamente para reducir la presión parcial de los hidrocarburos. El vapor se inyecta en la alimentación cuando aún se encuentra en el horno, justo cuando la carga se empezaría a vaporizar.
3. Incrementando la presión del sistema, incrementa el requerimiento de vapor y también incrementan los requerimientos de área en la sección transversal.
4. Disminuyendo la presión del sistema, incrementa el requerimiento de vapor para la producción de combustibles.

La presión óptima será la que minimice el uso total de vapor. La mínima presión práctica en el domo de la torre está en rango de 5mmHg absoluto.

Datos de Alimentación de la Unidad de Vacío

La carga de crudo reducido a la torre de vacío ha sido parcialmente procesada en la torre atmosférica y cierta información ha sido desarrollada. Sin embargo, es necesario desarrollar los datos de la alimentación flash del crudo reducido además de los cálculos desarrollados durante la sección de diseño en la sección atmosférica

Aunque la mayoría de las propiedades físicas para el crudo reducido y sus productos se pueden obtener del ensayo del crudo, la determinación de la curva TBP y su gravedad se deben medir en el laboratorio. Si no es posible, una aproximación de curva TBP de alimentación de la torre de vacío, se puede construir asumiendo el punto TBP del corte apropiado entre el producto de destilado neto atmosférico y los fondos.

C. Termodinámica

La predicción del comportamiento de las fases de un crudo es un problema clave dentro de la simulación. Es de especial interés utilizar un modelo termodinámico capaz de proveer estimaciones exactas de las propiedades de las fases en equilibrio (cantidad, densidad, entalpía). La caracterización termodinámica de los cortes pesados ha sido un campo de estudio de gran importancia y se ha determinado que usando funciones de distribución, las fracciones por encima de C_7 se pueden definir con pseudo-componentes para representar el comportamiento de la fracción pesada. El uso de pseudo-componentes tiene una gran ventaja: una vez definidos y equipados con una serie de (seudo) propiedades físicas, los pseudo-componentes se pueden tratar en la simulación como cualquier otro componente real.

Los parámetros de la ecuación de estado se calculan a partir del punto de ebullición promedio, peso molecular y gravedad específica. Los métodos para el cálculo de las propiedades de la fracción pesada del crudo están basados en la clásica ecuación de estado cúbica y se pueden implementar fácilmente en un software. Además, existe una amplia variedad de modelos termodinámicos y paquetes con métodos compatibles que se pueden usar típicamente con programas de simulación. Incluso se pueden utilizar modelos que requieran parámetros de interacción.

La ecuación de Peng-Robinson ha sido utilizada para estimar las propiedades de las fracciones pesadas del crudo con caracterizaciones consistentes para pseudo-componentes por encima de C_{20} . (L. Auaullée et al., 2000)

La ecuación de Peng-Robinson toma en consideración los parámetros de interacción entre hidrocarburos y además entre hidrocarburos y agua, ello permite que la ecuación se ajuste a los datos experimentales de la curva TBP.

Además, la ecuación de Peng-Robinson es ideal para trabajar con componentes no-polares, para cálculos de equilibrio líquido-vapor y para calcular densidades de líquido en sistemas de hidrocarburos.

Cuando algunos puntos TBP de un crudo son alimentados a HYSYS, el simulador utiliza estos puntos para extrapolar la curva de destilación y así obtener la curva completa. HYSYS utiliza la ecuación de Peng-Robinson para completar la curva interpolando y obtener así los pseudo-componentes. Estos pseudo-componentes se distribuyen a lo largo de toda la curva de la misma forma que los compuestos ligeros.

Con base en el análisis anterior, se decidió que la ecuación de Peng-Robinson es un modelo termodinámico confiable para trabajar en la generación del esquema de simulación de este proyecto.

CAPITULO II.

Refinería de Minatitlán

En este capítulo se hablará un poco acerca de la historia del petróleo en México y la formación de PEMEX. También se describe el estado de la Refinería Lázaro Cárdenas en Minatitlán antes de la Reconfiguración y el proceso de Reconfiguración de la misma. Además, contiene la descripción de la nueva planta combinada para refinación, llamada U10000, y explica detalladamente su operación y funcionamiento.

A. PEMEX. Un poco de Historia. (PEMEX Refinación, 2008)

Para poder hablar de la situación actual de cualquier compañía, es necesario conocer sus orígenes y motivo de su existencia. En la actualidad, PEMEX es el único organismo facultado para explotar el petróleo en México pero la situación no siempre fue ésta.

1901: El Presidente Porfirio Díaz expide la Ley del Petróleo con la que se impulsa la actividad petrolera, otorgando amplias facilidades a la inversión extranjera.

1917: La Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos determina el control directo de la Nación sobre todas las riquezas del subsuelo.

1918: Carranza estableció un impuesto sobre los terrenos petroleros para recuperar en algo lo enajenado por Porfirio Díaz, esto ocasionó la protesta de las empresas extranjeras.

1920: Existen en México 80 compañías petroleras productoras y 17 exportadoras, cuyo capital era integrado en un 91.5% anglo-norteamericanos.

1921: México se coloca como segundo productor mundial, gracias al descubrimiento de yacimientos terrestres de lo que se llamó la "Faja de Oro", al norte del Estado de Veracruz, que se extendían hacia Tamaulipas.

1934: Nace Petróleos de México, A. C., como encargada de fomentar la inversión nacional en la industria petrolera.

1938: El Presidente Lázaro Cárdenas del Río decreta la expropiación a favor de la Nación. El 7 de junio se crea Petróleos Mexicanos como organismo encargado de explotar y administrar los hidrocarburos en beneficio de la nación.

- 1971: Rudecindo Cantarell, pescador campechano, informa a PEMEX el descubrimiento de una mancha de aceite que brotaba desde el fondo del mar en la Sonda de Campeche. Ocho años después la producción del pozo Chac marcaría el principio de la explotación de uno de los yacimientos marinos más grandes del mundo: Cantarell.
- 1992: Se establece Petróleos Mexicanos como un órgano descentralizado de la Administración Pública Federal, responsable de la conducción de la industria petrolera nacional. Se crea un órgano Corporativo y cuatro Organismos Subsidiarios, con los cuales opera actualmente PEMEX:
- PEMEX Exploración y Producción (PEP)
 - PEMEX Refinación (PXR)
 - PEMEX Gas y Petroquímica Básica (PGPB)
 - PEMEX Petroquímica (PPQ)
- 2005: Durante los meses de abril, mayo y junio Petróleos Mexicanos produjo un promedio diario de tres millones 425 mil barriles de crudo. De estos exportó un millón 831 mil barriles a sus clientes en América, Europa y el Lejano Oriente. El resto se envió al sistema nacional de refinación.
- 2006: Petróleos Mexicanos se ha convertido en la empresa más grande de México y una de las petroleras más grandes del mundo, tanto en términos de activos como de sus ingresos.
- 2006: PEMEX lanza al mercado nacional la gasolina Premium Ultra Bajo Azufre.
- 2007: Se trabaja en la re-configuración de la refinería Lázaro Cárdenas, la más antigua del sistema nacional de refinación. Impulsa la recuperación de la industria petroquímica nacional y busca incrementar la producción de gas, para satisfacer la demanda del mercado doméstico y así, reducir las importaciones de este energético.
-

B. Estado de la Refinería antes de la Reconfiguración (www.ref.pemex.com, 2008)

La Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" se encuentra localizada en el municipio de Minatitlán, Veracruz y cuenta con una superficie de 800 hectáreas, estando ubicada junto al río Coatzacoalcos. En 1954 comienza la era moderna para la Refinería iniciándose la construcción de nuevas unidades de proceso con mayor capacidad, debido a esto la Refinería está integrada actualmente por 27 plantas y cuenta con una capacidad de refinación de 190,000 BPD.

La Refinería Lázaro Cárdenas nació en 1906 siendo la primera gran refinería de Latinoamérica. Actualmente desarrolla un completo proyecto de reconfiguración, que le permitirá afrontar los retos del siglo XXI, como un centro de trabajo moderno y rentable.

Hoy cuenta con 27 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Tiene una extensión de 800 hectáreas, donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar 190,000 barriles diarios de petróleo crudo y 30,000 barriles de líquidos de Mezcla de Butanos. Además cuenta con un sector ubicado en la Cangrejera Veracruz, donde existen 3 plantas que procesan diariamente 170,000 barriles de petróleo crudo tipo Maya.

El área de influencia, donde su producción abastece de combustible al mercado, incluye al sureste del país y parte de la demanda del Distrito Federal. Los estados que reciben energéticos de la Refinería Lázaro Cárdenas son: Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán y Quintana Roo.

En cuanto a su política de calidad, la Refinería ha implantado un sistema de aseguramiento de calidad basado en la norma ISO-9002/NMX-CC-004, con el fin de que sus procesos, productos y servicios satisfagan los requisitos de sus clientes dentro de un ámbito de seguridad, protección del ambiente, productividad, rentabilidad y mejoramiento continuo. Este sistema ha permitido obtener importantes resultados, al certificarse la totalidad de las líneas de producción del centro de trabajo.

C. Proceso de Reconfiguración (www.ref.pemex.com, 2008)

La reconfiguración que se está llevando a cabo en la Refinería, permitirá un aprovechamiento más adecuado de nuestros recursos naturales, ya que con las nuevas plantas será posible obtener, a partir de residuales, productos de mayor valor agregado y que producen menos emisiones al ser utilizados.

Desde el punto de vista social, el proyecto de reconfiguración prevé una inversión aproximada de 1,000 millones de dólares, lo que generará una importante derrama económica en la región sur de Veracruz, para compañías prestadoras de servicios y proveedores, además de fomentar la creación de numerosos empleos de manera directa e indirecta.

La reconfiguración atiende además, el objetivo de reducir las importaciones de gasolina del extranjero y apoya el cumplimiento de altas exigencias en la normatividad ambiental.

La Refinería elabora un total de 10 productos diferentes: 8 de ellos energéticos que son utilizados como combustible y petroquímicos básicos que son materias primas para la elaboración de numerosos materiales sintéticos.

Actualmente, para dar cumplimiento a la misión y objetivos de Pemex Refinación, los programas de producción se orientan hacia objetivos originales del centro de trabajo, centrándose en la elaboración de energéticos, permitiendo que las instalaciones hermanas de Pemex Petroquímica asuman gradualmente la función de elaborar petroquímicos básicos.

La rentabilidad de este proyecto de reconfiguración según el Ing. Luis Ramírez Corzo, director General de PEMEX en el sexenio de Fox, será superior al 16% y contribuirá a la disminución de importación de gasolina en un 39% en dos años.

La reconfiguración de la refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, permitirá procesar 150 mil barriles diarios adicionales de crudo pesado, el cual representa 70 por ciento de la producción nacional.

Al señalar lo anterior, Ramírez Corzo precisó que esta magna obra, la cual contará con una inversión global de 2,194 millones de dólares, tendrá un alto impacto social, ecológico y económico y posee importantes implicaciones estratégicas. La obra estará concluida a mediados de 2008.

La reconfiguración repercutirá en una producción adicional de gasolina, diesel y turbosina de alrededor de 95 mil barriles diarios, lo cual permitirá disminuir las importaciones de gasolinas, al pasar de 231 mil barriles diarios en 2005 a 139 mil en 2008, lo que significa 39 por ciento menos, y a 63 mil en 2012, fortaleciendo la posición de México en el panorama energético mundial.

De manera adicional, estos combustibles serán más limpios y de mejor calidad, por lo que se contribuirá a la disminución de su impacto ambiental.

Con este proyecto la refinería aumentará, en los próximos tres años, la producción de gasolinas en casi 60 mil barriles diarios, equivalente a 131%, al incrementar de 45 mil a 65 mil barriles la elaboración de Pemex Magna, además que producirá al día 39 mil barriles de Premium, que actualmente no se produce en estas instalaciones.

El valor anual de la producción total de combustibles se incrementará en casi 2 mil millones de dólares.

En general, el proyecto incluye la construcción de 11 nuevas plantas de proceso y servicios auxiliares, así como un nuevo oleoducto de 30 pulgadas y un gasoducto de 12 pulgadas de diámetro, ambos con una longitud de 17 kilómetros.

A 100 años de su fundación, la refinería de Minatitlán está siendo modernizada con el último estado del arte de la tecnología.

La construcción de planta combinada U100000 forma parte del proyecto de reconfiguración de la refinería, y tiene como propósito incrementar la producción en 150000 BPD de crudo Maya procesado. Con esto se pretende incrementar la producción de combustibles.

C. Nueva Planta Combinada para Refinación (IMP)

Función de la planta

La unidad de destilación combinada U10000 que se instalará en la refinería como parte del proceso de reconfiguración, tiene como propósito fraccionar crudo Maya 100%, en gas húmedo, nafta inestabilizada, turbosina, querosina, diesel, gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío.

Los primeros 6 productos se destilan a presión atmosférica, en tanto que los 2 siguientes, por la alta temperatura que requieren para destilarse a presión atmosférica son destilados al vacío. El residuo es el material no volátil del petróleo.

Tipo de proceso

El proceso es una destilación fraccionada con vapor de agotamiento a presión atmosférica y al vacío, con extracciones de calor ("pumparounds")

El crudo Maya se recibe de tanques de almacenamiento a 27 kg/cm²_man y 28.0°C y fluye a través de dos trenes independientes paralelos de intercambiadores de calor, con objeto de elevar su temperatura hasta 307°C, aproximadamente.

Por las elevadas caídas de presión a través de toda la serie de intercambiadores de calor y los calentadores a fuego directo por los que pasa el crudo, el bombeo se efectúa en tres etapas. La primera se efectúa con las bombas de crudo del área de tanques localizada fuera de límite de batería (L.B.) de la planta.

La alimentación de Crudo tiene una válvula controladora que mantiene una presión constante en la segunda etapa de las Desaladoras. Enseguida, el crudo pasa a través de intercambiadores de calor, que aprovechan el calor de los diversos productos y extracciones de calor de las torres de destilación atmosférica y al vacío.

Los intercambiadores de calor aumentan su caída de presión a medida que se van ensuciando, por lo que la válvula controladora de presión aportará la presión adicional requerida tomando una posición de mayor apertura. Al final de la primera parte del tren de precalentamiento, el crudo es alimentado a un sistema de desalado de dos etapas:

Desalado

El crudo se mezcla con agua desflemada en una válvula diseñada específicamente para este propósito. La adición de desemulsionante químico, auxiliar del desalado electrostático, se inyecta en la entrada de cada etapa de desalado en función del espesor de la interfase. El desalado se efectúa en dos etapas en serie, adicionando agua fresca en la corriente de crudo que se alimenta a la segunda etapa de donde, una vez separada, se maneja mediante la Bomba de Agua a la Primera Etapa de Desalado. Finalmente, el agua salada de la primera etapa cede calor al agua fresca en un Intercambiador Salmuera/Agua para Desalado y se envía a control de nivel de interfase a tratamiento de efluentes vía drenaje aceitoso, previo paso por el aerofriador de Salmuera.

Se obtiene una remoción de sal en cada etapa del 90% para un total de 99%. El tipo de desalado es el "bioeléctrico", que es un arreglo con tres electrodos, alimentación dual y flujo radial horizontal entre los tres electrodos. Este tipo de desalado es necesario por la alta densidad, viscosidad y contenido de sal del crudo Maya.

El agua para desalado se recibe en L.B. y se envía a control de flujo con la bomba de agua para desalado y posteriormente a tres intercambiadores de calor en serie para elevar su temperatura antes de mezclarse con el crudo en la entrada de la segunda etapa de desalado.

Tren de precalentamiento

En la línea de salida del crudo de la segunda etapa de desalado, se agrega un dispersante de asfaltenos para evitar el ensuciamiento de los intercambiadores de calor, causado por residuos carbonosos y poliméricos producto de las altas temperaturas. Después, el crudo se rebombeea en un arreglo de control de presión que actúa a un sistema de variación de la velocidad del motor para suministrar la energía que el sistema necesite.

Cuando el tren de precalentamiento está limpio, la caída de presión es baja y el ajuste a la variación de frecuencia en el motor será baja, y se ajusta conforme aumenta la caída de presión. En caso de falla en el sistema de variación de frecuencia, la presión se controla con una válvula que se abre a medida que los intercambiadores de calor se van ensuciendo y la caída de presión va aumentando.

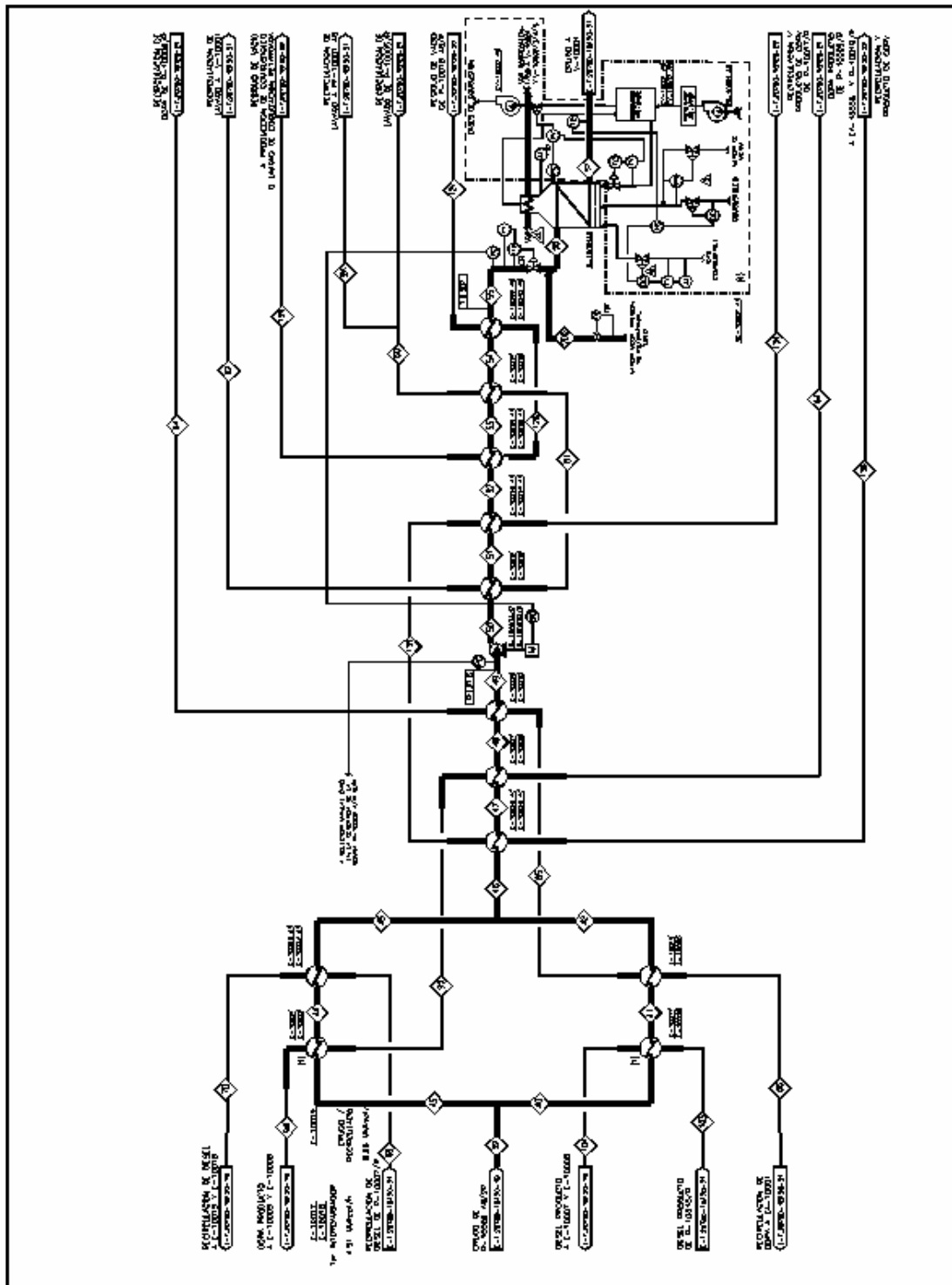
El bombeo puede operar con cualquiera de estos sistemas de control mediante un selector manual.

Enseguida, el crudo continúa aumentando su temperatura mediante el intercambio de calor con: Diesel, Recirculación de GOPA, GOPA, Recirculación de Diesel, Producto y Recirculación de GOPV, GOPA y Recirculación de GOPA.

El crudo se rebombee para atravesar la tercera parte del tren y los calentadores a fuego directo. El flujo de la bomba se regula mediante los controladores de flujo en la entrada de los Calentadores de Crudo y por un variador de velocidad del motor que regula la presión en un punto corriente arriba de las válvulas de control de flujo. A medida que los intercambiadores se van ensuciando, la caída de presión del crudo aumenta, y el variador de velocidad deberá incrementar la velocidad para evitar que la presión caiga. En esta tercera parte, el crudo intercambia calor con: Recirculación de lavado, Producto de Recirculación de GOPV, Residuo de Vacío, Recirculación de Lavado y con Residuo de Vacío.

Es importante mantener la presión a un mínimo de 20kg/cm^2 para mantener el crudo en fase líquida en la mayor proporción posible, corriente arriba de las válvulas reguladoras.

Fig.2.1 Esquema del Tren de Intercambio de Calor (Ver Anexo 1)



Calentadores de crudo

El crudo desalado y precalentado se distribuye a los dieciséis pasos de los calentadores de crudo a fuego directo, por medio de controladores de flujo ubicados en los ocho serpentines de cada calentador a fuego directo. Se mezcla con un flujo controlado de vapor sobrecalentado de media presión, que tiene la finalidad de incrementar la velocidad del crudo a través de los tubos y disminuir la temperatura de pared para evitar la formación de coque en el interior de los tubos del calentador.

En los calentadores, el crudo se vaporiza parcialmente hasta una temperatura de 377°C. En un serpentín ubicado en la zona de convección del calentador se sobrecalienta vapor de baja o en caso de una excesiva caída de presión en la columna se usa vapor de media, alimentado a control de flujo en la torre atmosférica y en los agotadores de los productos. Para tener alta eficiencia térmica, los calentadores cuentan con un sistema de precalentamiento de aire.

Columna de Destilación Atmosférica y Agotadores de Productos

A la salida de los calentadores, el crudo parcialmente vaporizado se alimenta a la Columna de destilación atmosférica. En el fondo de la columna se añade vapor de agua sobrecalentado para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y agotar el residuo.

Como se muestra en la figura 2.2, en esta primera columna de destilación se separan y obtienen como productos: Nafta por condensación de vapor del domo, Turbosina, Querosina, Diesel y Gasóleo Pesado Atmosférico (GOPA) en cada una de las 4 extracciones laterales, y Residuo Atmosférico en el fondo de la torre.

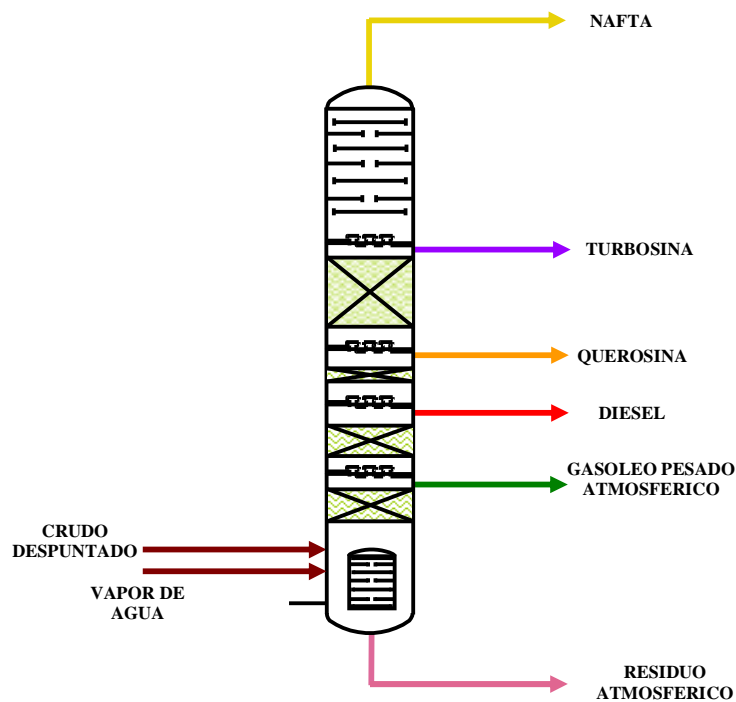


Fig.2.2 Columna de destilación Atmosférica

La sección de rectificación de la columna está compuesta por una serie de zonas de condensación por contacto directo (extracciones de calor) y de fraccionamiento. La extracción de calor proporciona el reflujo interno (líquido) que es fraccionado en la zona inmediata inferior para obtener las especificaciones del producto de la sección correspondiente.

El calor contenido en la fase vapor de la alimentación es retirado sucesivamente a medida que asciende a lo largo de la columna. Se tienen las siguientes extracciones de calor:

- ◆ 4a Extracción de calor (Líquido Lavado)
- ◆ 3a Extracción de calor (GOPA)
- ◆ 2a Extracción de calor (Diesel)
- ◆ 1a Extracción de calor (Querosina)
- ◆ Condensador 1a etapa
- ◆ Condensador 2a etapa

a) La cuarta extracción de calor en la torre atmosférica (lavado) retira calor de la torre tomando un líquido caliente del fondo del lecho empacado No.2 y lo retorna frío a la parte superior del mismo lecho. Una parte de este líquido caliente extraído se enfría precalentando el crudo. El líquido frío que regresa a la torre en la parte superior del lecho empacado No.2 condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes calientes. La otra parte del líquido condensado del fondo de la segunda cama se alimenta caliente al filtro de lavado atmosférico y posteriormente a la zona de lavado (lecho empacado No.1) localizado debajo de la zona de extracción de calor y desciende hasta la zona de alimentación, lavando los vapores de alimentación. El líquido remanente en el fondo del lecho empacado No.1 denominado "overflash" con alto contenido de metales y carbón se extrae, se mide y se alimenta a la zona de agotamiento del residuo. El flujo de "overflash" se establece entre 2 y 3% volumen del flujo de los destilados y se controla ajustando la carga térmica extraída, controlando el flujo de recirculación y la diferencia de temperaturas entre el suministro y el retorno de la extracción de calor.

b) La tercera extracción de calor (gasóleo pesado), retira el calor de la torre atmosférica de la misma manera que en la cuarta extracción. El líquido caliente se enfría precalentando el crudo. El líquido frío que retorna condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes. Este líquido condensado se alimenta como reflujo en la zona de fraccionamiento de GOPA y desciende hasta el plato de extracción del producto. El gasóleo pesado se alimenta a un agotador de GOPA, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo del agotador. El control de la extracción de calor es igual al descrito en el inciso anterior, pero con la adición de un enfriador de aire que sólo operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor.

c) La segunda extracción de calor es diesel y opera de la misma forma que la descrita anteriormente. El líquido caliente se enfría precalentando el crudo. El líquido frío que retorna condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes. Este condensado se alimenta como reflujo en la zona de fraccionamiento de diesel y desciende hasta el plato de extracción de producto. El diesel se alimenta al agotador de diesel, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado, alimentado en el fondo del agotador. El control para la extracción de calor es semejante al descrito en el inciso b, donde el aerofriador solo operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor.

d) La primera extracción de calor (querosina) es similar. Se extrae líquido caliente que se enfría precalentando al crudo. El líquido frío retorna a la torre y condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes. Este líquido se alimenta como reflujo en la zona de fraccionamiento de querosina y desciende hasta el plato de extracción de producto. La querosina se alimenta al agotador de querosina donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado, alimentado al fondo del agotador. El control para la extracción de calor es semejante al descrito en el inciso b. El aerofriador solo operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor.

La zona superior de la torre atmosférica consta de 14 platos para el fraccionamiento entre la turbosina y la gasolina. Para la separación se dispone de reflujo que se condensa en la primera etapa de condensación de los domos y se alimenta al plato No.1. La turbosina se extrae del plato 14 y se alimenta al agotador de turbosina, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo del agotador.

La corriente de vapor de domos de la torre atmosférica está formada por la gasolina producto, el reflujo y el vapor adicionado en los fondos de la torre y en los agotadores laterales. El arreglo de condensación es en dos etapas para lograr una máxima recuperación de calor a favor del crudo. El líquido condensado se separa de la fase vapor en el acumulador de la primera etapa de condensación y retorna como reflujo al plato No.1 de la columna atmosférica.

La gasolina y el agua condensadas se separan en el acumulador de la segunda etapa de condensación.

Para controlar el efecto de las variaciones de temperatura del crudo en los tanques, se tiene un control de nivel de la primera y la segunda etapa de condensación, en donde se tiene un sistema de bombeo y tuberías para llevar líquido de un tanque a otro.

La condensación de la segunda etapa de domos contra el crudo está asegurada por los condensadores con aire y agua que le siguen y complementan.

La gasolina amarga e inestabilizada y el agua amarga se envían a L.B. Los gases incondensables son enviados a control de presión a desfogue. En caso de darse la condensación total de la gasolina, la presión del sistema será mantenida por introducción de gas combustible.

Los productos laterales de la torre atmosférica, turbosina, querosina, diesel y gasóleo pesado, una vez ajustadas sus propiedades y especificaciones en sus respectivas torres agotadoras, se bombea hacia L.B. Cuando la temperatura lo permite, intercambian calor con el crudo en el tren de precalentamiento.

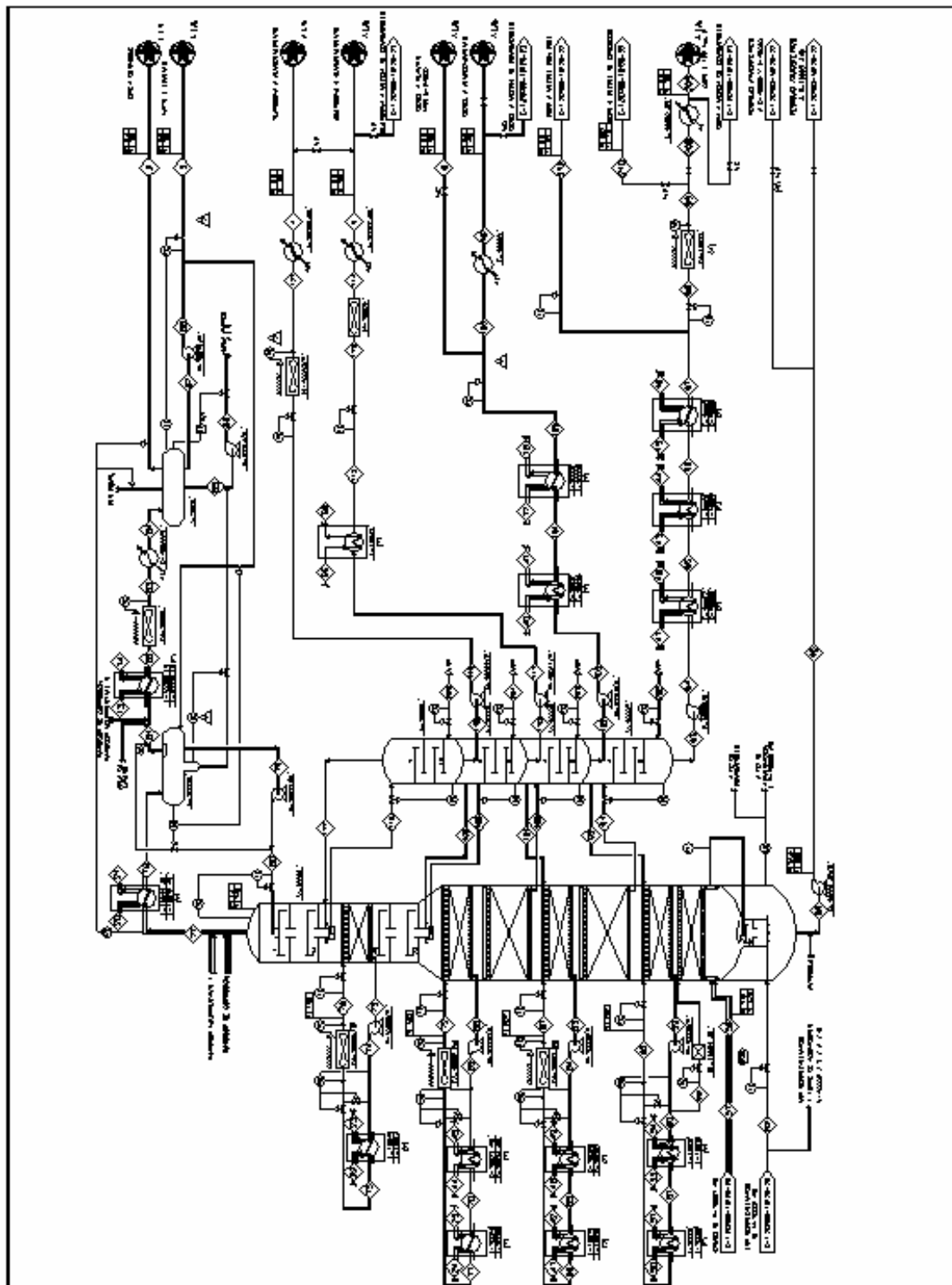


Fig. 2.3 Esquema de la Columna de Destilación Atmosférica (Ver Anexo2)

El diesel se envía dos intercambiadores crudo/diesel sucesivamente, después se envía a control de flujo y finalmente a L.B. Si la planta de coquización retardada estuviese fuera de operación, y la planta combinada continuara operando, el diesel podrá ser enviado como componente de la mezcla de diluyente interno para la formulación de combustóleo junto con el residuo de vacío, si no hubiera diluyente externo. Si existe diluyente externo, puede ser enviado caliente a la planta de hidrosdesulfuración para tratamiento o a través del enfriador de agua para almacenamiento.

El GOPA deja la torre agotadora y se envía a tres intercambiadores de calor Crudo/GOPA en serie, a la salida de estos equipos, por medio de dos corrientes de proceso simultáneas, se envía a FCC. Cuando la planta de FCC esté fuera de operación el GOPA puede ser enviado a almacenamiento en L.B.

En caso de que la planta de coquización retardada salga de operación y la planta combinada continuara operando, el GOPA puede ser enviado como componente de la mezcla de diluyente para la formulación de combustóleo junto con el residuo de vacío, si no hubiera diluyente externo. Si existe diluyente externo, el GOPA podrá ser enviado caliente a almacenamiento en L.B.

En la corriente de salida a L.B. de cada uno de los agotadores se dispone de un enfriador con agua, además de los equipos necesarios para lograr las condiciones de operación a las que son requeridos.

Sección de destilación al Vacío

Tiene el propósito de recuperar el material destilable del residuo atmosférico que, por su alta temperatura de ebullición, sufriría descomposición térmica si fuera destilado a presión atmosférica.

De acuerdo con la figura 2.4, en la columna de vacío el residuo atmosférico se separa en 2 corrientes de gasóleo: un Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV) y un Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV) y el fondo de la torre es el Residuo de Vacío.

El objetivo de esta planta es obtener gasóleos de un rendimiento equivalente a una temperatura de corte TBP de 565°C.

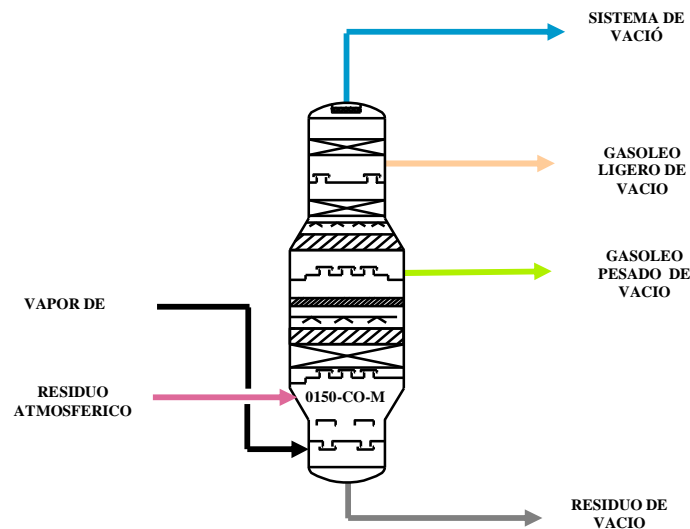


Fig. 2.4 Columna de destilación al Vacío

Con esto se tiene un rendimiento de residuo de vacío de 31% volumen sobre el ensayo de crudo Maya de septiembre de 1995.

La recuperación adicional de gasóleos sobre los rendimientos tradicionales permitirá a la refinería un mejor balance económico por aumento de la carga a FCC y disminución de la carga a coquización o su envío a preparación de combustóleo.

Para lograr este rendimiento se diseñó un sistema de destilación de corte profundo a alto vacío (10 mmHg absoluto en el domo), el uso de vapor en la torre para agotamiento y un calentador para abatir la temperatura de salida, empaques de alta capacidad, baja caída de presión y un distribuidor de alimentación para minimizar el arrastre de residuo.

El residuo atmosférico se envía al calentador de residuo atmosférico a través de controladores de flujo en cascada con el nivel del fondo de la torre atmosférica. Se inyecta vapor de agua de media presión para aumentar la velocidad del fluido y tener un bajo tiempo de residencia y con ello evitar la coquización en el interior de los tubos del calentador. En un serpentín en la zona de convección del calentador se sobrecalienta vapor de agua de baja presión saturado para ser utilizado en la zona de agotamiento de residuo de la torre de vacío. El residuo atmosférico se vaporiza parcialmente para ser alimentado a la torre de vacío.

La zona de alimentación opera da 24mmHg. La mezcla líquido-vapor entra a través de un distribuidor de alimentación diseñado para minimizar el arrastre de residuo con los vapores ascendentes.

Arriba de la alimentación, los vapores ascendentes entran en contacto con un líquido de lavado que tiene como propósito eliminar los contaminantes arrastrados del vapor ascendente, azufre, nitrógeno, carbón y metales, y conducirlos con el líquido que abandona esta zona ("overflow") a la zona de agotamiento de residuo. Esta zona de lavado está formada por una sección de empaque que se caracteriza por su baja caída de presión. Los vapores que ascienden de la zona de lavado, se alimentan a la zona de condensación de gasóleo pesado de vacío, que es un condensador de contacto directo en un lecho de empaque estructurado. El líquido de enfriamiento es gasóleo pesado de recirculación que se extrae caliente de la tina de extracción localizada en el fondo del lecho de empaque. Este gasóleo de empaque se divide en: 1) líquido de lavado que se retorna a la zona inferior de la torre a control de flujo y, 2) la corriente de recirculación y producto que se enfría cediendo su calor al crudo en el tren de precalentamiento. Después del intercambio en el tren, esta corriente se divide en dos:

- a) La recirculación fría que pasa por el enfriador y el filtro de recirculación de GOPV para retornar. Como ruta alterna, el GOPV se envía hacia la mezcla de gasóleos a almacenamiento o en caso de requerirse, hacia la planta de hidrosulfuración.

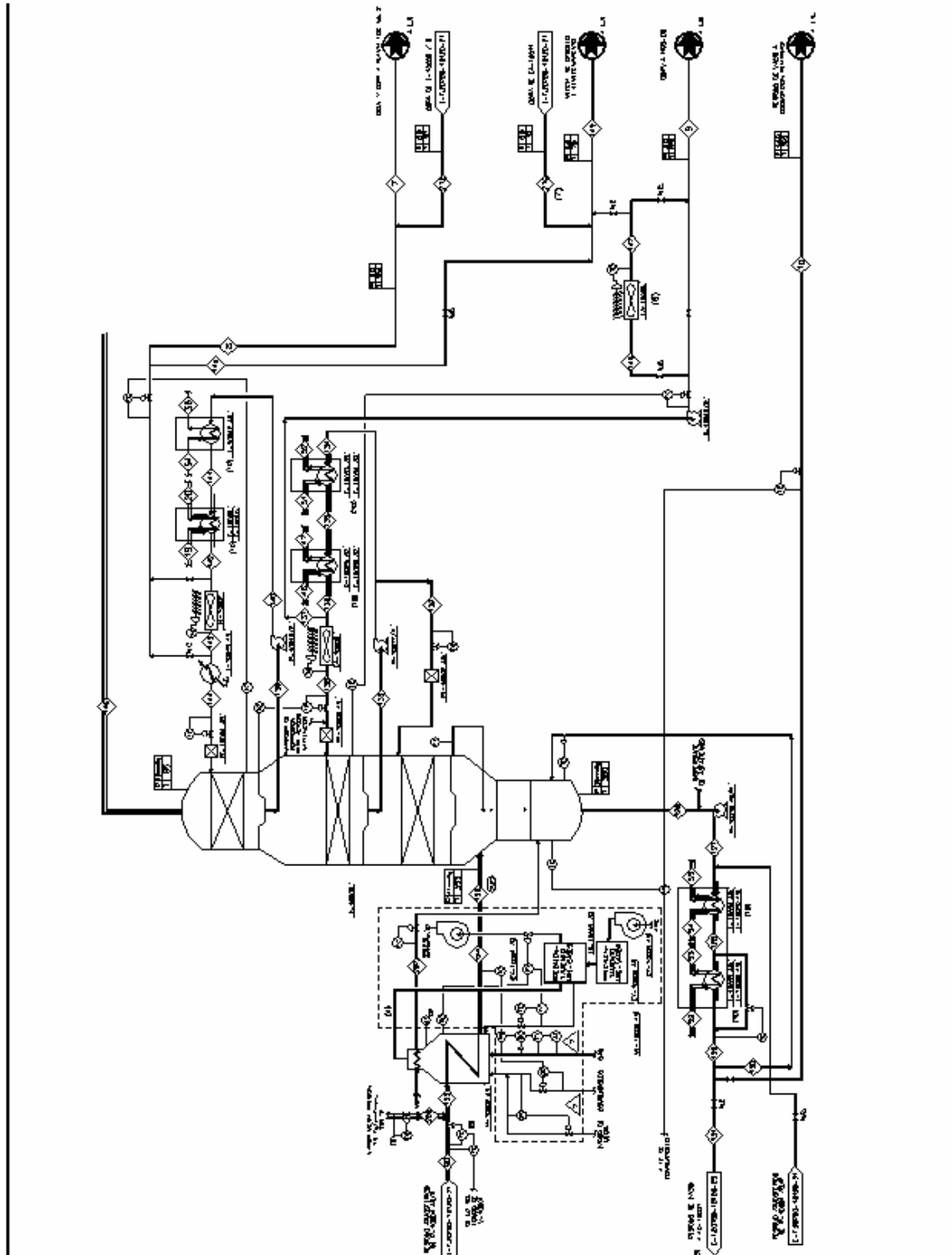
- b) El GOPV producto que se envía a control de flujo en cascada con nivel de la tina de extracción a la planta HDS de gasóleos. Como ruta alterna, el GOPV se envía hacia la mezcla de gasóleos a almacenamiento o en caso de requerirse hacia la planta de HDS.

Los vapores remanentes de la zona de gasóleo pesado ascienden a la zona de condensación de gasóleo ligero de vacío, que es un condensador de contacto directo en un lecho empacado. El líquido de enfriamiento es gasóleo ligero que se extrae de la tina de extracción del fondo del lecho de empaque estructurado. Este gasóleo ligero se enfría en el tren de precalentamiento en los intercambiadores Crudo/ Recirculación de GOLV y GOLV/Agua para desalado y se divide en dos corrientes: a) la recirculación que continúa por los aerofriadores y filtro de recirculación, para retornar a 45°C a control de flujo en la parte superior de lecho empacado donde condensa al gasóleo ligero de producto ; y b) el GOLV producto que se envía a mezclarse con el GOPA proveniente del cambiador de crudo y enviarse a FCC, ó frío, de la salida del aerofriador, se envía a la mezcla de gasóleos para almacenamiento.

Los hidrocarburos condensables e incondensables generados por la desintegración térmica en las paredes de los tubos de los calentadores de residuo atmosférico, el vapor de agua alimentado al calentador y al fondo de la torre y los gases inertes infiltrados al sistema se extraen por el domo de la torre de vacío mediante los paquetes de vacío, que son sistemas de eyectores de tres etapas en serie, para garantizar una presión de 10mmHg en el domo de la torre.

El medio motriz es vapor de agua de media presión. En el pozo caliente se colecta el agua condensada e hidrocarburos recuperados que son separados y enviados a L.B.

Fig. 2.5 Esquema de la Columna de Destilación al Vacío (Ver Anexo 3)



Los gases incondensables se envían a quemar en los calentadores de residuo atmosférico y de carga, o cuando la presión lo permita, a desfogue.

La fracción líquida de la alimentación y el líquido de "overflow" descienden por los 7 platos de la zona de agotamiento, donde contactan con vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo, vaporizando el material ligero disuelto en el residuo. El líquido agotado es el residuo de vacío, que llega al fondo de la torre y se bombea hacia el tren de precalentamiento de crudo para disminuir su temperatura en los intercambiadores Crudo/Residuo de vacío. Finalmente es enviado a la planta de coquización retardada en L.B, en caso de rechazo de esta planta, se mezcla con un diluyente para obtener combustóleo, y ser enviado a almacenamiento.

El residuo de vacío del fondo de la columna se enfría con una recirculación de residuo frío para evitar la descomposición térmica, coquización y aumento de flujo de gases y condensables en el sistema de eyectores. La temperatura se controla sobre el flujo de residuo de recirculación.

Sección de enfriamiento de Residuo y Preparación de Combustóleo.

En caso de que la planta coquizadora salga de operación, la planta combinada debe bajar su capacidad al 60% y el residuo producido se envía a enfriamiento y preparación de combustóleo.

El residuo de vacío se mezcla con diluyente, ACL en el caso de provenir de L.B. o querosina, GOPA y Diesel como diluyente interno, con un relacionador de flujo, la mezcla se homogeniza y se enfría para enviarse a almacenamiento.

El flujo de diluyente se recibe en el tanque de balance de diluyente que se mantiene presurizado con gas combustible. El diluyente demandado por el relacionador de flujo se envía con la bomba de diluyente con base al flujo de residuo para preparar combustóleo.

CAPÍTULO III.

Cálculos y Simulación de la Planta Combinada U10000

La primera parte de este capítulo describe el procedimiento para calcular las torres de destilación de la unidad de destilación a presión atmosférica y al vacío. En la segunda parte, se detalla el proceso de simulación de la planta combinada de destilación así como la construcción del tren de intercambio de calor. Incluye también la información básica del crudo Maya que debe tenerse para llevar a cabo cualquiera de los 2 procedimientos.

A. Procedimiento de Cálculo

CALCULOS DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA

La alimentación de la columna es el petróleo crudo. El primer paso es caracterizar el crudo para facilitar los cálculos posteriores. La información mínima requerida es (a) curva TBP del crudo, (b) curva API del crudo, (c) análisis de ligeros.

Caracterización del Crudo

Debido a que no es posible realizar un análisis por componente del petróleo crudo, es necesario que la composición de éste sea aproximada por una destilación de punto real de ebullición (*True Boiling Point*) o destilación TBP. Este método está basado en una destilación por lotes usando una gran cantidad de etapas y alto reflujo, de este modo la temperatura en cualquier punto de la curva temperatura-volumen representa el punto exacto (real) de ebullición del hidrocarburo presente en ese porcentaje de volumen.

Las destilaciones TBP se realizan en el petróleo crudo y no en sus fracciones, los productos y fracciones intermedias del crudo se analizan por medio de una destilación rápida. Estos procedimientos fueron desarrollados por la *American Society for Testing Materials* y se les conoce como destilaciones ASTM. Estos métodos son destilaciones por lote rápidas que no utilizan platos ni reflujo entre el calentamiento y el condensador. El único reflujo disponible es el que se genera debido a la pérdida de calor del aparato.

El propósito de correr diversos tipos de destilación es caracterizar la composición del material de estudio.

El Ensayo del Crudo

El ensayo de un crudo es la recopilación de datos de laboratorio y de una planta piloto que define las propiedades de un crudo en particular. Un ensayo debe contener como mínimo una curva *True Boiling Point* (TBP) y una curva de gravedad específica.

Un ensayo completo del crudo debe contener además:

1. Propiedades del crudo como: gravedad, viscosidad, contenido de azufre, etc.
2. Curva TBP, gráfica de gravedad a volumen medio, viscosidad, azufre
3. Análisis de ligeros hasta C_8 o C_9
4. Propiedades de las fracciones (nafta, destilados medios, gasóleos y residuos)
5. Propiedades de los destilados para lubricantes
6. Propiedades de los asfaltos
7. Curva EFV a presión atmosférica

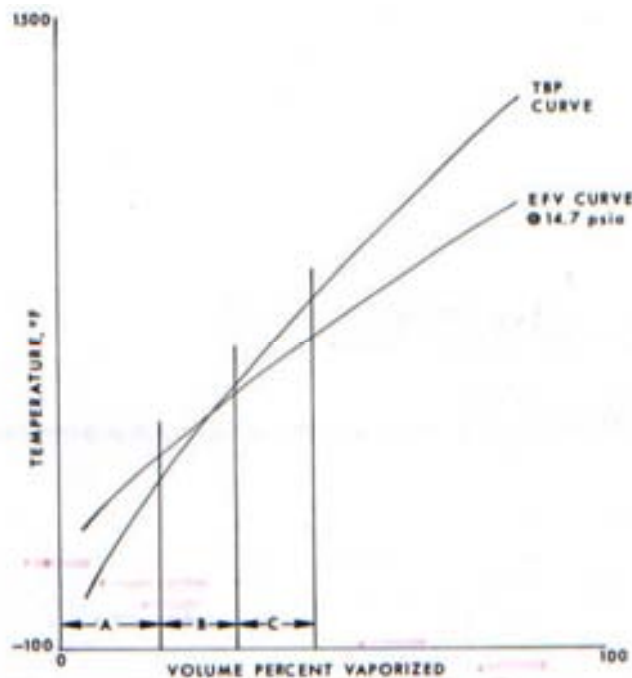


Fig.3.1 Curvas TBP y EFV para un crudo típico

Curva TBP (True Boiling Point): Es una gráfica de los puntos de ebullición de los componentes puros o de las fracciones de crudo. Se realiza usando un complejo aparato para destilación por lotes con 100 o más etapas en equilibrio y con un alto volumen de reflujo.

Destilación ASTM: Es un aparato diseñado para ebullición del líquido a analizar y condensar los vapores al mismo tiempo que son generados. Las temperaturas se registran mientras se lleva a cabo la destilación y se grafican contra el destilado recuperado. Consta de una sola etapa en equilibrio y sin reflujo. La separación de los componentes es muy pobre.

Vaporización Flash en Equilibrio (EFV): Cuando una mezcla se calienta sin permitir que el vapor se separe del líquido restante, el vapor ocasiona que las fracciones de la mezcla con puntos de ebullición altos se evaporen. La curva EFV de un petróleo se obtiene cuando se confina el líquido junto con el vapor hasta alcanzar el grado deseado de vaporización. El porcentaje evaporado se grafica contra la temperatura para varias corridas para obtener la curva EFV. La separación es más pobre que en la ASTM.

La figura 3.1 muestra las curvas TBP y EFV para un crudo típico y en la figura 3.2 se pueden apreciar las curvas de destilación ASTM, TBP y EFV para una fracción ligera de crudo. (Watkins, 1979)

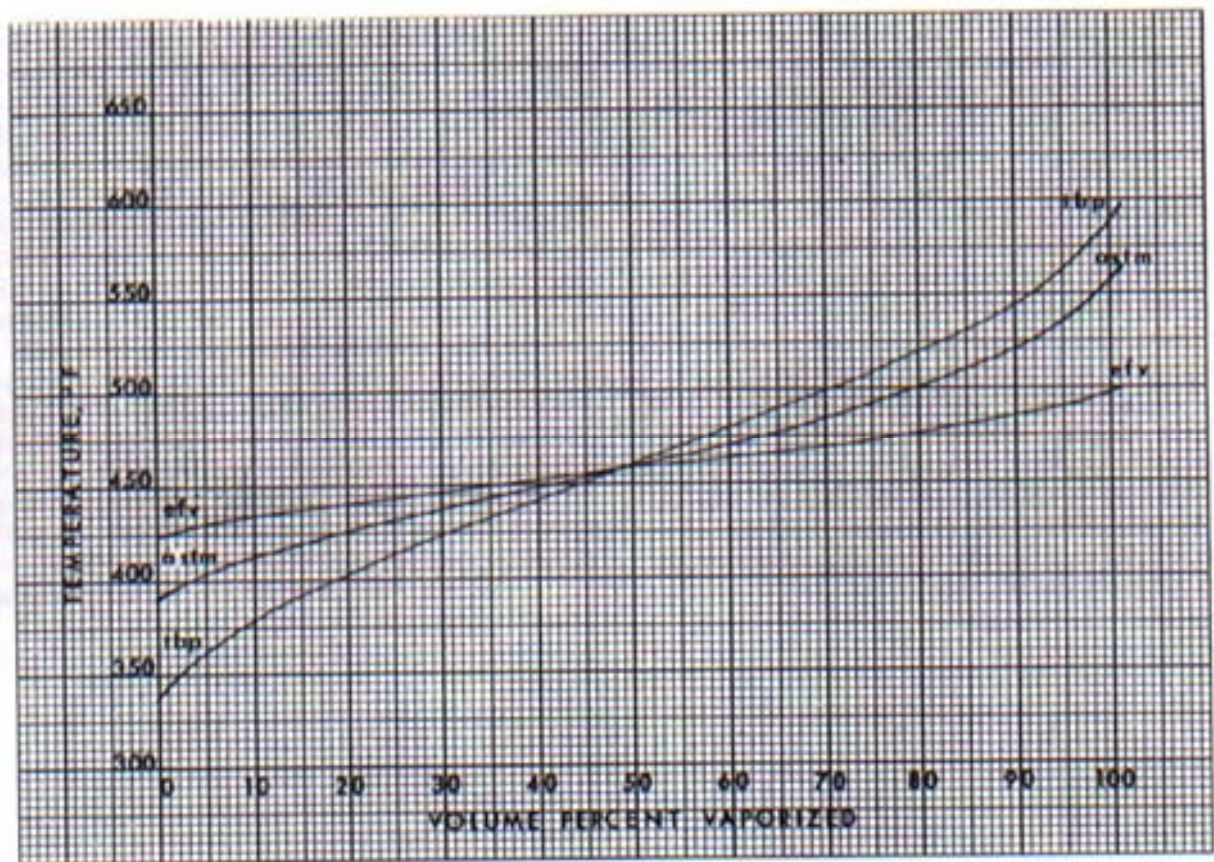


Fig.3.2 Curvas ASTM, TBP y EFV para una fracción ligera de Crudo

Obtención de la curva TBP a partir de una destilación ASTM

Se debe tener:

- La destilación ASTM para cada producto
- El flujo de cada producto y el flujo de crudo

La mayoría de las unidades de destilación toman el corte de nafta como el producto del domo de la columna. Este corte contiene todos los ligeros y naturalmente el rango de naftas. Los gases ligeros están en solución y por ello no es posible preparar una destilación ASTM directamente. Normalmente los datos de una destilación ASTM se hacen sobre la nafta estabilizada y un análisis aparte se usa para determinar la composición de la fracción ligera.

La destilación ASTM se tabula con las temperaturas para TIE, 10%, 30%, 50%, 70%, 90% y TFE. Las temperaturas entre la inicial y la final son leídas como el % volumen de destilado respectivo para cada punto.

Las curvas TBP para cada producto se dividen en pseudo componentes y los rangos de estos componentes se establecen en base a la temperatura. Cuando se identifica un componente se debe utilizar en todas las curvas de destilación de los productos donde exista este rango en específico.

El porcentaje de volumen de cada pseudo componente se identifica para cada producto. Esto proporciona el porcentaje de cada pseudo componente en el crudo. El volumen acumulado de cada uno se puede relacionar a una temperatura de corte y como consecuencia a una curva TBP.

Otros Conceptos Importantes:

Gravedad API: Es una expresión de la densidad del crudo y se refiere a la densidad a 60°F.

Presión de Vapor Reid: Es una prueba de laboratorio para determinar la presión de vapor de la gasolina natural a 100°F

Puntos Flash: Es la temperatura a la cual el vapor del crudo explotaría.

Número de Octano: Es una medida de la resistencia de la gasolina a detonar en el cilindro de un motor. Mientras mayor sea esta resistencia, mayor la eficiencia del combustible para producir trabajo.

Viscosidad: Es una medida de la resistencia del crudo al flujo interno y es un indicador de sus cualidades lubricantes.

Seudo Componentes

No es posible separar los componentes de un petróleo en los procesos comerciales pero grupos de estos componentes se producen para cumplir con los requerimientos de los productos de la refinería. Se les llaman "cortes" y se pueden identificar por rangos. Estos cortes se pueden definir dividiéndolos en seudo componentes relacionando sus propiedades y comparándolos con componentes reales e identificados. La figura 3.3 muestra la distribución de seudo componentes en el volumen destilado para las fracciones del crudo.

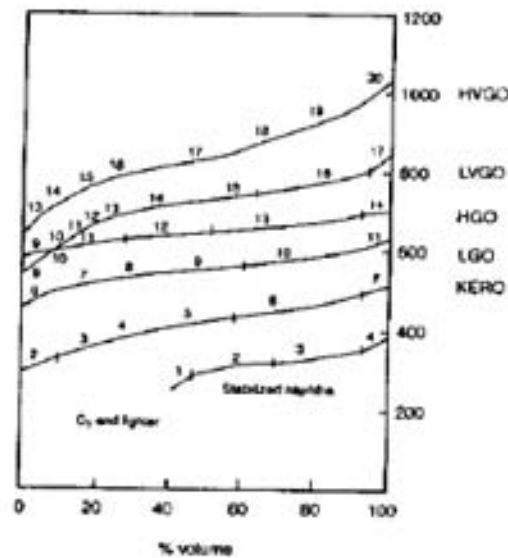


Fig.3.3 Seudo Componentes

Terminología

Punto de Corte: Temperatura en la curva TBP que representa el límite de la fracción.

Punto Final: Cuando una fracción se produce comercialmente, el punto de ebullición final en la curva TBP será mayor que el punto de corte, a esto se le llama punto final.

Criterios de Separación en el fraccionamiento de Petróleo

El fraccionamiento del crudo es un procedimiento muy distinto a los procedimientos de destilación de compuestos discretos, los métodos de análisis son empíricos o están basados en criterios empíricos. Hay 2 términos muy importantes cuando hablamos de separación de crudos pesados:

Grado de Separación: Se puede definir en términos de la pureza de los productos o en términos de recuperación de componentes. Mientras más grande es el grado de separación, mayor será la recuperación del componente ligero.

Grado de Dificultad de Separación: Dificultad relativa para separar 2 componentes.

Método para Caracterizar Petróleo Crudo (Watkins 1979):

Dado:

- Curva TBP completa del crudo a presión atmosférica
- Gravedad del crudo
- Análisis de los componentes ligeros

Calcular:

- Por ciento volumen contra por ciento peso
 - Por ciento volumen medio contra peso molecular
1. Calcular el factor de caracterización, K
 - a. Calcular el punto de ebullición del volumen promedio (VABP) usando el 20, 50 y 80 por ciento de las temperaturas TBP
 - b. Calcular la pendiente de 10 al 70 de toda la curva TBP
 - c. Convertir VABP a ABP
 - d. Calcular la K como función de la curva ABP y la gravedad API
 2. Asumiendo que K permanece constante, calcular el peso molecular y la gravedad API para cortes de algunos rangos de ebullición
 - a. Para el rango TBP (TIE hasta 200°F), calcular ABP, gravedad API y el peso molecular. Basado en 100 barriles de crudo calcular y tabular:
 - Barriles de vapor
 - Libras de vapor
 - Moles de vapor
 - Peso molecular del vapor
 - b. Para el rango TBP (200 a 300°F), repetir el inciso 2a
 - c. Para el rango TBP (300 a 400°F), repetir el inciso 2^a hasta cubrir todo el rango.
 - d. A partir de los cálculos graficar
 1. Por ciento volumen contra peso molecular
 2. Por ciento volumen medio contra peso molecular de vapor
 3. Calcular la curva EFV a presión atmosférica para el crudo. Graficar esta curva en la misma gráfica que la curva TBP.
-

Balance de Materia

Definir el balance de materia es el primer paso y el más importante en cualquier problema de diseño. Se determina por las características requeridas de los productos o por la cantidad de vaporización de crudo que ocurrirá a las condiciones de temperatura y presión existentes en la zona flash.

Económicamente hablando, es mejor maximizar el rendimiento de destilado en la sección atmosférica para minimizar la carga en la sección de vacío.

En la práctica, el rendimiento relativo del destilado entre la columna atmosférica y la de vacío debe ser establecido en base al punto de vista económico y debe resolverse antes de comenzar el trabajo de diseño.

Rendimientos Totales de destilado

Se obtiene calculando la vaporización del crudo que ocurrirá a las condiciones de temperatura y presión parcial de los hidrocarburos existentes en la zona de flash. El vapor total que sale de la zona de flash corresponde al vapor alimentado y los productos agotados del líquido de alimentación.

Procedimiento para establecer las condiciones de la zona flash

Es esencial conocer las condiciones de la zona flash para evaluar el desempeño de la columna y para solucionar problemas.

Zona Flash: Sección en la torre de destilación de crudo en donde los vapores del destilado se separan del líquido sin evaporar. Los vapores suben a través de la columna para ser condensados por corrientes de reflujo a temperaturas bajas que bajan dentro de la torre. El vapor entra a la zona flash en el fondo de la columna.

Para calcular las condiciones en la zona flash (Speight, 1998)

Paso 1 Establecer la presión total en la zona flash. Comúnmente se establece en el nivel mínimo posible para maximizar la vaporización del crudo o bien, si se desea menos vaporización, minimizará la temperatura de operación. Se determina como la suma de la presión en el tambor de reflujo y las caídas de presión combinadas a través de los condensadores y platos por encima de la zona flash. La mayoría de las torres tienen de 25 a 35 platos entre la zona flash y el domo. La caída de presión permisible es de 0.1 a 0.2 psi por plato.

Paso 2 Definir la cantidad de vapor a utilizar para agotamiento en los fondos. Normalmente se usan 1.2lb de vapor por Galón de producto.

Paso 3 Calcular los moles/h de vapor que salen de la zona flash. Esto será los moles totales de producto mas una cantidad llamada *overflow*. El overflow nunca se extrae como producto pero es un mecanismo para transferir calor adicional a la torre y proveer reflujo adecuado. Se mide como un porcentaje del volumen de alimentación de crudo a la torre.

Paso 4 Establecer la cantidad de overflow. Normalmente será 3-5% volumen del crudo por encima del punto de corte del producto total. Esto es, si se desea evaporar 54% del crudo total como productos destilados debemos operar a una temperatura suficiente para evaporar 57-59% del crudo. El crudo se debe alimentar a la temperatura máxima permisible.

Una buena aproximación para proveer la máxima flexibilidad de operación es necesario diseñar la torre atmosférica en base a la máxima temperatura del crudo y cero overflow.

Paso 5 Construir la curva de vaporización flash en equilibrio. Establecer el punto de corte para incluir el overflow a condiciones atmosféricas.

Cálculo de los Rendimientos Totales de los Destilados (Watkins,1979)

Se basa en tener la máxima temperatura del crudo al salir del horno. La secuencia de cálculo es la siguiente:

1. Convertir las curvas EFV de 14.7 psia a las presiones que se establecieron para la salida del horno y a la entrada de la zona flash
2. Encontrar el % volumen vaporizado como punto 1 en la figura 3.4 a las condiciones de T y P a la salida del horno. A partir del ensayo del crudo, calcular el peso del crudo evaporado. Usando el peso de las fases líquido y vapor, calcular la carga térmica de la mezcla. $Q_1=Q_{F0}$
3. Determinar la vaporización a la entrada de la zona flash como el punto 2 en la figura 3.4. Este es un procedimiento a prueba y error que requiere asumir una nueva temperatura en la entrada de la zona flash para determinar el nuevo porcentaje de vaporización y después calcular el contenido de calor hasta satisfacer el criterio:

$$Q_1=Q_2 \text{ o } Q_{F0}=Q_{FZ1}$$

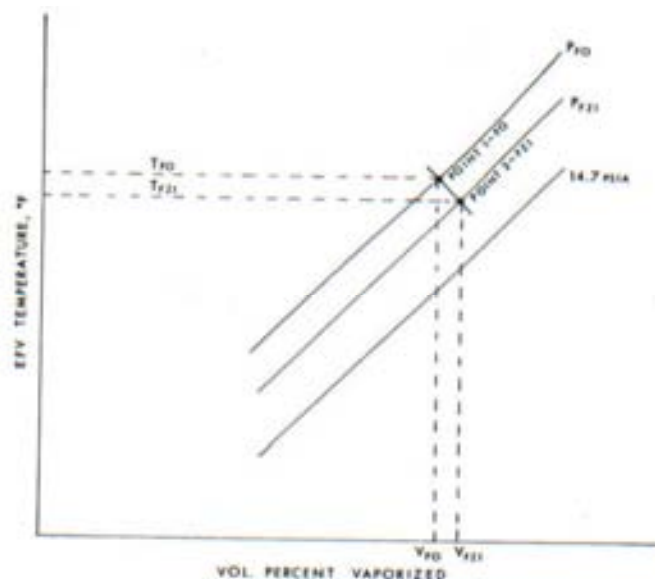


Fig3.4 Curvas EFV para el crudo a 14.7 psia, presión de entrada en la zona flash (P_{FZ1}) y presión a la salida del horno P_{F0})

4. Establecer el valor del overflash. Este líquido regresa a la zona flash del plato inmediato superior y se mezcla con el líquido de alimentación. La suma de estos líquidos es la alimentación al plato superior de la sección de agotamiento.
5. Establecer el flujo de vapor de agotamiento. Encontrar el porcentaje de volumen de alimentación a la sección de agotamiento que será vaporizado. El vapor total que sale de la zona de flash es la suma de la alimentación de vapor y el vapor agotado. A partir de esto, calcular el volumen, peso y cantidades molares del vapor que sale de la zona de flash.
6. Los fondos de la columna es la alimentación menos el total de los destilados ya que el overflash contenido el vapor que sale de la zona flash se condensa debajo de la primera extracción y se retorna a la zona flash donde es agotado.

$$W = F - \sum D_i \text{ lb/h} \quad V_{\text{alimentado}} > \sum V_{\text{productos}}$$

7. Calcular el balance de energía alrededor de la zona flash y de la sección de agotamiento del fondo
8. Calcular la entalpía de la mezcla de hidrocarburos y vapor de agua que salen de la zona flash. En un diagrama de entalpía encontrar la temperatura que corresponde a ese valor. ESTA ES LA TEMPERATURA EN LA ZONA DE FLASH.
9. Calcular y tabular las cantidades externas de calor en la zona flash
10. Tabular las cantidades y propiedades de los hidrocarburos alrededor de la zona flash
11. El rendimiento total del destilado es el vapor de hidrocarburos que dejan la zona flash menos el overflash

La siguiente figura corresponde al balance de materia y energía de la zona flash.

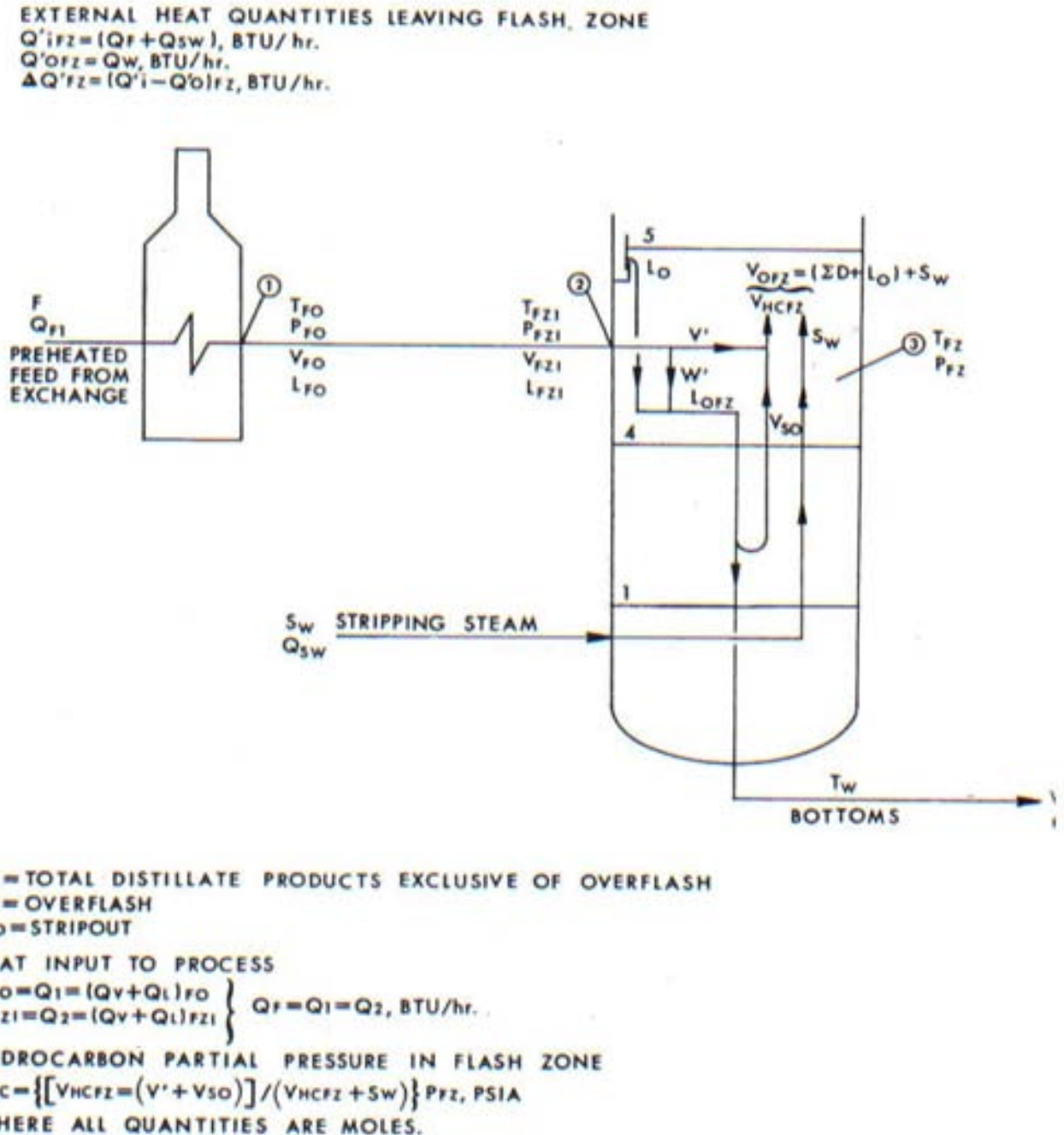


Fig3.5 Balance de Materia y Energía en la zona Flash (Watkins, 1979)

Rendimiento de los Productos

En general, hay que determinar las propiedades de destilación de los productos deseados y aplicar estas propiedades a la curva TBP del crudo para estimar los rendimientos volumétricos. Dado que la cantidad de productos depende del crudo alimentado, el estudio de rendimientos debe realizarse en un crudo ligero y uno pesado ya que el crudo ligero definirá las bases del diseño de la sección atmosférica y el pesado la sección de vacío. Las operaciones de producción se deben calcular para ambos crudos, esto permite alternar entre maximizar la nafta, el destilado ligero o el pesado. Estos estudios definen las variaciones en el balance de materia y energía para satisfacer los requerimientos además, son necesarios para el óptimo diseño del tren de intercambio de calor, las torres y los hornos.

En este punto ya se han calculado los hidrocarburos vaporizados que salen de la zona de flash y la cantidad de overflow, el destilado ya se conoce.

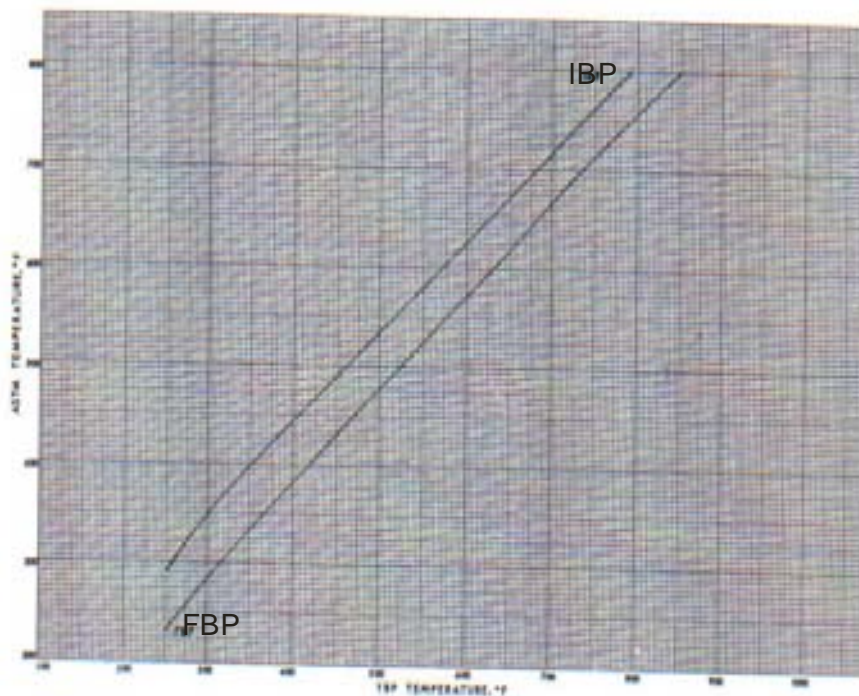


Fig3.6 Relación entre los puntos iniciales y finales de ebullición de las curvas ASTM y TBP

1. *Volumen de Corte TBP*: Es el punto de rendimiento volumétrico entre 2 fracciones.
2. *Punto de Corte TBP*: La temperatura TBP que corresponde al volumen TBP de corte.
3. *Traslape TBP*: Punto TBP final de la fracción ligera – Punto TBP final de la fracción pesada

Datos Iniciales del Crudo

Se define el balance de materia especificando el volumen de las fracciones hasta el destilado pesado. Se debe incluir la destilación ASTM y otras propiedades físicas de las corrientes.

Destilaciones ASTM de los Productos

Se especifican las destilaciones ASTM para las corrientes laterales hasta el destilado pesado y el punto ASTM final para el producto del domo. Se deben determinar los puntos TBP de corte entre el domo y el producto lateral más ligero.

Procedimiento para estimar rendimientos (Watkins, 1979)

1. Convertir la destilación ASTM a TBP para las corrientes laterales
 2. El punto ASTM final del domo se convierte a TBP usando la correlación del diagrama 3.6
 3. Convertir el punto ASTM inicial del GOPA a punto inicial TBP.
 4. Calcular los puntos TBP de corte entre las fracciones y determinar los rendimientos volumétricos.
-

Especificaciones Generales

1. El balance de materia debe estar basado en 2 crudos, pesado y ligero. Debe tener la alternativa de maximizar la nafta, el destilado ligero o el pesado. El destilado total está basado en la temperatura máxima del crudo al salir del horno. Los rangos ASTM de ebullición sugeridos están en la tabla 3.7
2. El criterio de separación ASTM (5-95) Gap están dados en la tabla 3.8

Separation Criteria for Atmospheric Tower Products	
Separation	(5 – 95) Gap, °F
Light naphtha to heavy naphtha	+ 20 to + 30
Heavy naphtha to light distillate	+ 25 to + 50
Light distillate to heavy distillate	0 to + 10
Heavy distillate to atmospheric gas oil	0 to + 10

Fig3.7 Criterio de Separación para productos de la Torre Atmosférica (Watkins, 1979)

Recommended ASTM Boiling Ranges for Products Atmospheric Tower			
Product	Max. Naphtha	Operation Max Light Dist.	Max Heavy Dist.
Light naphtha	250 – 275 EP	Same	Same
Heavy naphtha	400 EP	325 EP	325 EP
Light distillate	375 – 600	300 – 600	300 – 550
Heavy distillate	575 – 675	575 – 675	525 – 675
Atmospheric gas oil	Determined by allowable oil temperature		

Fig3.8 Rangos ASTM recomendados para productos de la Torre Atmosférica (Watkins, 1979)

Propiedades de los Productos

En este punto, los rendimientos de los productos y las destilaciones TBP y ASTM ya fueron estimados. Para completar el balance de materia es necesario definir algunas otras propiedades.

1. Graficar las curvas ASTM para los destilados y calcular las (5-95) Gap
2. Calcular las curvas EFV a 14.7 psia para los destilados
3. Establecer el vapor de agotamiento del agotador de GOPA en 10lb/barril de producto agotado y estimar el destilado con la figura 3.9.

El balance de materia en el agotador y las propiedades de la alimentación líquida y el vapor se establecen de la siguiente manera:

- a. El producto agotado del fondo es la corriente de producto
 - b. El porcentaje de alimentación removido por agotamiento está dado en la figura 3.9. Definiendo
$$SF = \text{fracción agotada}$$
$$D = \text{volumen de producto agotado}$$
$$D' = \text{alimentación al agotador}$$
 - c. Las propiedades de alimentación al agotador se determinan calculando el porcentaje de volumen-medio y leyendo la gravedad API en el ensayo del crudo
 - d. La propiedades del vapor agotado de salida se calculan de la diferencia entre la alimentación y el líquido agotado
4. A partir de los datos del ensayo del crudo, calcular las gravedades y los pesos moleculares de todos los productos incluyendo los vapores agotados y la alimentación a los agotadores

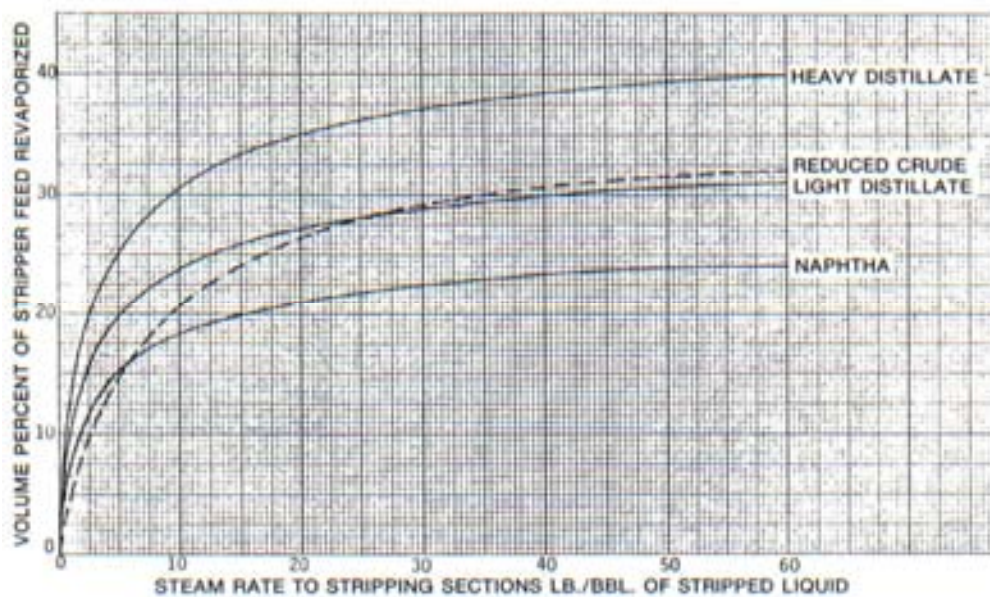


Fig.3.9 Agotamiento con Vapor en una torre Atmosférica

5. Calcular la separación líquido-vapor del producto del domo a las condiciones de temperatura y presión parcial de los hidrocarburos en el tambor de reflujo. El procedimiento es el siguiente:
 - a. El análisis de ligeros y la curva TBP parcial del domo se combinan en una curva TBP total
 - b. La curva TBP se divide en pseudo componentes que se tabulan como volumen, peso y cantidades molares
 - c. Debido a que hay presencia de agua en el tambor de reflujo, el vapor será agua saturada a la temperatura de salida del condensador T_R . Calcular la presión parcial de los hidrocarburos en la fracción vapor del destilado como P'_{HC} .
 - d. A las condiciones de T_R y P'_{HC} , realizar un cálculo flash para la corriente de domo definiendo la separación líquido-vapor. Definir la composición del líquido y el vapor
 - e. Realizar una curva TBP para el destilado y convertirla en una destilación ASTM

- f. Calcular y tabular la distribución de vapor para el proceso como vapor saliendo con el destilado y como agua amarga
- g. Asumir el número de platos para las secciones de separación en la torre y definir el número total de platos y los platos con extracción. Graficar las gravedades y pesos moleculares de los líquidos saliendo de los platos asumiendo que las propiedades varían de forma lineal entre los platos con extracción.

Proceso de Diseño (Watkins, 1979)

Pasos Iniciales

1. Completar el balance de materia y energía
2. Completar el perfil de temperatura y presión
3. Dibujar la ubicación y número total de platos
4. Tener la tasa de reflujo en flujo volumétrico para todos los platos con salida lateral y para el plato superior

Consideraciones Internas de Reflujo

Con el balance de materia dado, es una propiedad inherente a este tipo de torres que cuando el flujo de reflujo interno esté al máximo, la temperatura de la columna también lo esté. Cualquier modificación que remueva calor del sistema, disminuirá las temperaturas de la torre. Para un requerimiento dado de separación expresado como (5-95) Gap, un balance de materia expresado en términos de diferencia de temperatura ASTM 50 en % volumen y un número dado de platos en la sección de separación, existe un valor llamado F que es el producto de número de platos y la tasa de reflujo en la sección. Existe un reflujo mínimo permitido para el número de platos especificado y la separación requerida.

La figura 3.10 corresponde al balance de materia y energía en una columna de separación a presión atmosférica con extracciones de calor y agotadores laterales operados con rehervidor.

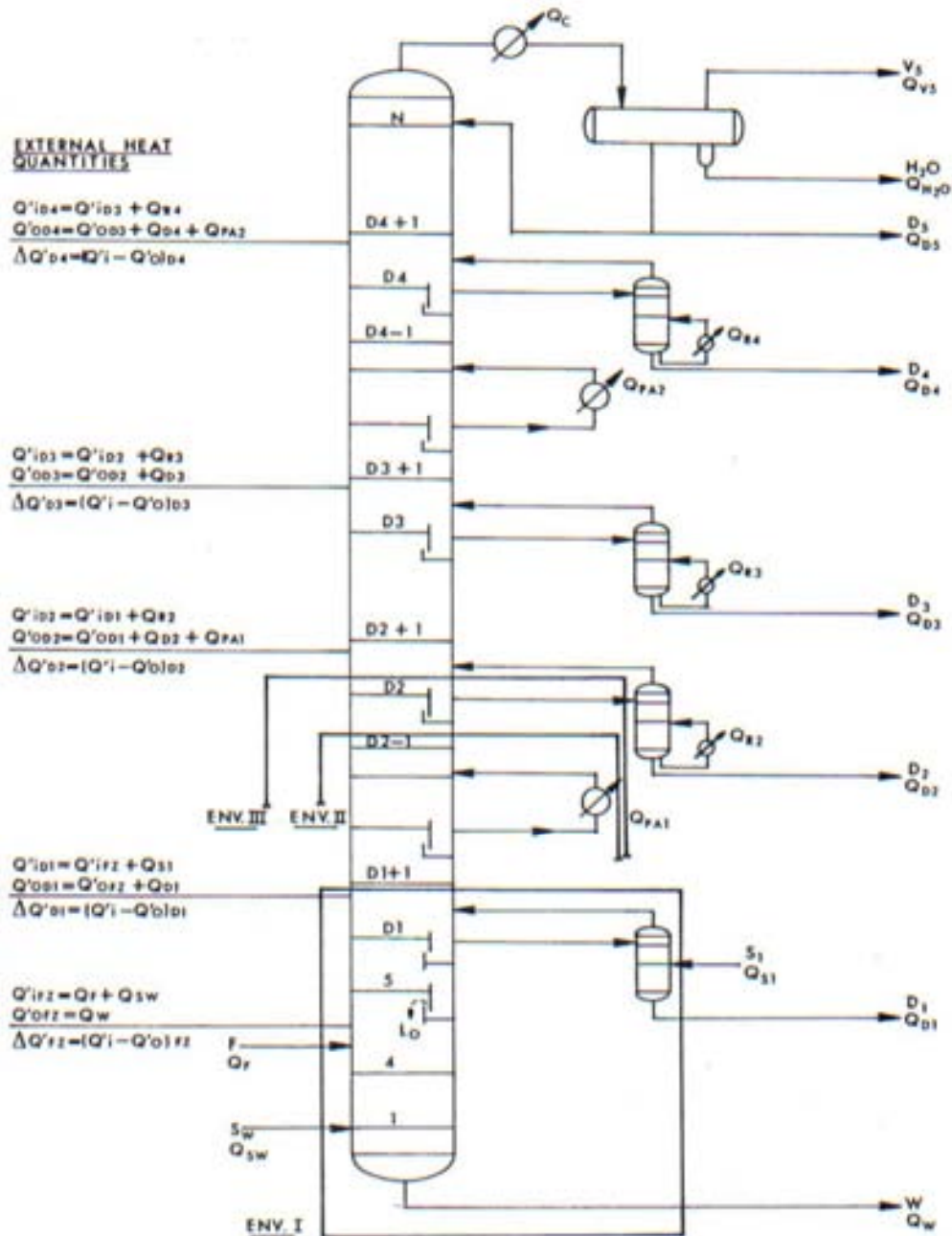


Fig3.10 Resumen del Balance de Materia y Energía – Torre Atmosférica

Cálculo del Reflujo Mínimo

Basado en el análisis de Packie (Watkins, 1979), calcular el reflujo mínimo en los platos con salidas laterales para lograr la separación requerida. Se realiza para 2 casos:

- a. Asumir que no hay extracciones de calor. El número de platos para el factor F de Packie es el número de platos en la sección
- b. En cada sección de la torre, asumir un sistema de remoción de calor de 3 platos. Estos platos equivalen a un solo plato. El número de platos se reduce para el cálculo del factor F.

Estimar Reflujo hacia los platos con salida lateral a Reflujo Mínimo

1. Comparar el reflujo de operación con requerimiento mínimo de reflujo para secciones con extracción de calor, seleccionar las secciones de la columna para ubicar las extracciones de calor.
2. Determinar el reflujo a los platos con salida lateral como función del flujo total de todos los platos con salida lateral
3. Para todas las secciones, asumir que el cambio en los flujos de los platos con salida lateral será el mismo que se estimó en el paso 2.
4. Del paso 3, calcular el reflujo interno que cae de los platos con salida lateral, tomando en cuenta la ubicación de las extracciones de calor.

Estimar las Temperaturas de los platos con salida lateral a Reflujo Mínimo (Watkins, 1979)

1. Calcular las temperaturas de los platos para el caso de reflujo mínimo. Al realizar estos cálculos ignorar, en el vapor total, la presencia del producto que será removido en el siguiente plato superior de la torre.
2. Graficar el perfil de temperatura-presión para la torre.

Estimar las Temperaturas de Operación para Diseño

El reflujo de una salida superior en una sección con extracción de calor, será el mínimo. Estimar las temperaturas de los platos con salida lateral y graficar este perfil en la gráfica de temperatura-presión que se construyó después de estimar las temperaturas de los platos con salida lateral (punto 2 sección anterior).

Primer Plato con Producto de Salida Lateral

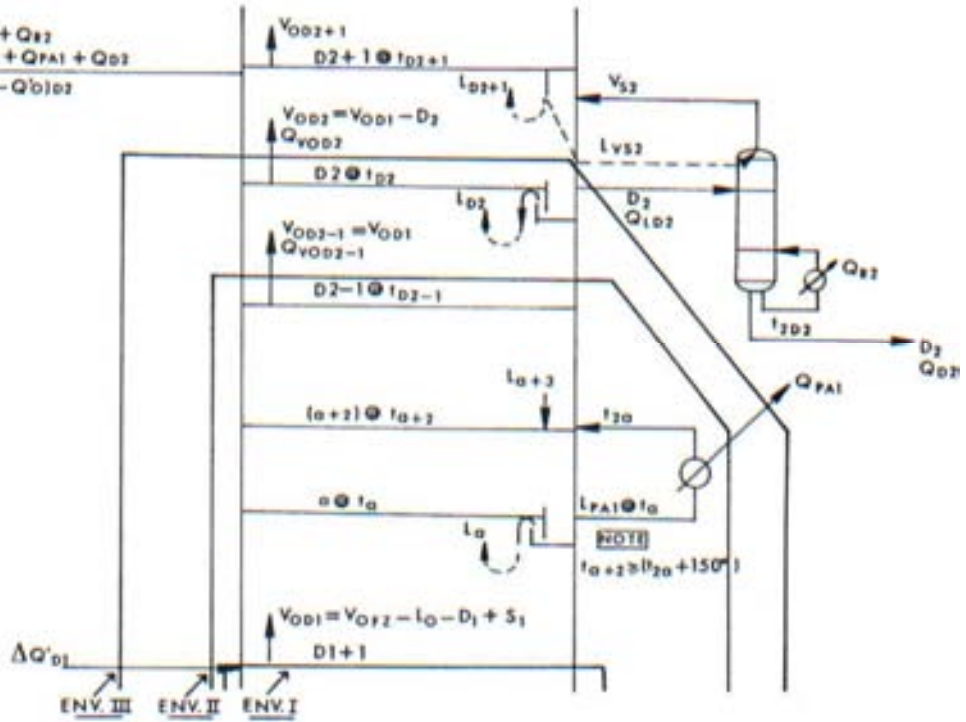
Como no hay extracción de calor entre la zona flash y el plato de la primera salida lateral, el balance en el plato se calcula de acuerdo con el ENV I de la figura 3.11

EXTERNAL HEAT QUANTITIES

$$Q'_{iD2} = Q'_{iD1} + Q_{R2}$$

$$Q'_{oD2} = Q'_{oD1} + Q_{PA1} + Q_{D2}$$

$$\Delta Q'_{D2} = (Q'_{iD2} - Q'_{oD2})$$



HEAT BALANCE EQUATIONS

(1) ABOVE TRAY (D2-1) - ENVELOPE II

$$Q_R = L_{D2} (H_{fD2-1} - h_{fD2})$$

$$Q_R = \Delta Q'_{D1} - (Q_{VD2-1} + Q_{PA1}) \Rightarrow Q_{PA1} = \Delta Q'_{D1} - L_{D2} (H_{fD2-1} - h_{fD2}) - Q_{VD2-1}$$

(2) ABOVE TRAY D - ENVELOPE III

$$Q_R = \Delta Q'_{D1} - (Q_{VD2} + Q_{LD2} + Q_{PA1})$$

$$Q_{LV52} = (LV52)(C) (T_{D2} - T_{D2+1})$$

$$q''_R = (H_{fD2} - h_{fD2+1})$$

$$L_{D2+1} = (Q_R - Q_{LV52}) / q''_R$$

(3) PUMPAROUND CIRCULATION RATE

$$L_{PA1} = Q_{PA1} / (h_{fD2} - h_{f2a}) = Q_{PA1} / (C) (T_a - T_{2a})$$

HYDROCARBON PARTIAL PRESSURE ABOVE TRAY D2

$$P'_{HC} = (P_{fD2}) [(L_{D2+1}) / (L_{D2+1} + V_{D2} - D_3)]$$

Fig3.11 Balance de Materia y Energía en el plato de la penúltima extracción lateral (Watkins, 1979)

Segundo Plato con producto de Salida Lateral

Se asume que existe una extracción de calor entre la primera y la segunda salida lateral. Los balances de materia y energía se determinan con los balances que se muestran en los ENV II y ENV III de la figura 3.10. Una visión expandida de esta sección así como las ecuaciones se muestran en la figura 3.11. La secuencia de cálculo es la siguiente:

Balance sobre el plato (D2 – 1) ENV II (Watkins, 1979)

1. Calcular la carga térmica de los vapores y el vapor de agua que salen del plato (D2 – 1).
2. Operando a reflujo mínimo, el calor del reflujo encima del plato (D2 – 1) se establece como la cantidad que puede ser absorbida por el reflujo disponible.
3. El calor que debe ser removido en el circuito de extracción de calor se encuentra a partir de las cantidades de calor conocidas.

Balance sobre el plato D2 ENV III (Watkins, 1979)

1. Calcular el calor del reflujo sobre el plato D2
 2. Calcular el calor absorbido por el líquido al pasar a través del plato con salida lateral. Este líquido es vaporizado nuevamente en el agotador lateral
 3. Calcular la capacidad para remover calor del reflujo disponible desde el plato superior hacia el plato con salida lateral
 4. Calcular el reflujo requerido para absorber el exceso de calor encima del plato D2
-

5. Calcular la presión parcial de los hidrocarburos presentes en el vapor del vapor total que sale del plato con salida lateral sin contar la presencia de producto que será removido en el siguiente plato superior.
6. Convertir el punto de burbuja a presión atmosférica del producto líquido, que fluye hacia el agotador, a su presión parcial
7. Calcular el efecto del calor en el agotador lateral
8. Calcular y tabular las cantidades de líquido y vapor que van a la base del plato (D2 + 1)
9. Calcular y tabular las cantidades externas de calor a la base del plato (D2 + 1)
10. Asumir que el líquido que regresa de la extracción de calor es 150°F mas frío que la temperatura del plato al cual se está regresando

CALCULOS EN LA COLUMNA DE VACÍO

Datos de alimentación de la unidad de vacío

El siguiente procedimiento se utiliza para obtener la información necesaria:

1. Usando el procedimiento de Packie (Watkins 1979), calcular la curva EFV atmosférica del crudo reducido.
2. Convertir la curva EFV atmosférica a los diferentes niveles de presión reducida por debajo de los 5 mmHg absoluto.
3. Usando los datos de Maxwell, calcular el peso molecular promedio y el factor de caracterización K para el crudo reducido.

Si no hay disponible un ensayo detallado, las propiedades se pueden estimar asumiendo que el valor de K es constante para todos los destilados.

Balance de Materia

El balance de materia para el diseño se determina calculando cuanto aceite puede ser extraído a partir de la carga a la temperatura y presión óptima de la zona flash, o bien, a partir de la separación relativa destilado-residuo requerido para producir la calidad requerida.

Operación Pitch para Combustibles (Watkins, 1979)

La Figura 3.12 describe una operación típica para producir un máximo de destilados y un mínimo de residuos a partir de crudo reducido como alimentación.

Los requerimientos para el diseño del sistema son:

1. Establecer el punto de corte TBP entre el destilado y el residuo en 1100°F.
2. Establecer el porcentaje de recuperación de gasóleo ligero de vacío

La secuencia para calcular el balance de materia es:

1. El punto 1 anterior establece el total del rendimiento del destilado al 81.2% volumen del crudo.
2. Se debe establecer la cantidad de *overflow* dependiendo del grado de pureza requerido.
3. El punto 2 de arriba establece el rendimiento del gasóleo ligero de vacío y del gasóleo pesado de vacío.

4. Debido a que esta torre opera como una serie de condensaciones en equilibrio, las propiedades de los productos se calculan de la siguiente manera:
 - a. A partir de la curva EFV atmosférica del crudo reducido, tabular las curvas EFV de los productos y convertirlas a ASTM y TBP.
 - b. Las gravedades de las corrientes se obtienen del ensayo del crudo y los pesos moleculares se calculan

Cálculos base en la zona Flash de la Columna

1. El balance de materia total se ha desarrollado incluyendo el *overflow* y la descomposición de los hidrocarburos que son producidos a altas temperaturas.
2. La temperatura máxima en la zona flash se ha establecido.
3. La presión en el domo de la columna ha sido establecida.

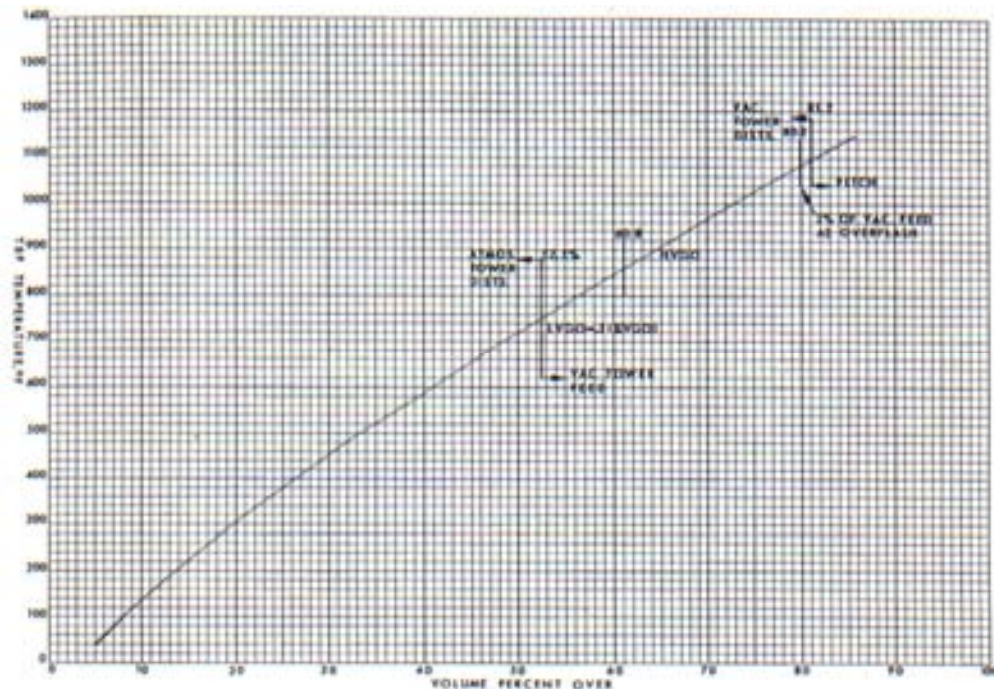


Fig3.12 Curva Temperatura TBP – Rendimiento, Operación Pitch para Combustibles Watkins(1979)

Presión en la Zona Flash

Para determinar la presión en la zona flash es necesario primero establecer los platos en las secciones de la torre y después asumir las caídas de presión a través de estas secciones.

Una vez que la configuración interna se ha establecido, la presión mínima en la zona flash se establece añadiendo ésta caída de presión a la presión del domo que se estableció anteriormente.

Requerimientos de Vapor

Si la presión parcial de los hidrocarburos, P'_{HC} excede el valor mínimo de la presión total, entonces no hay necesidad de añadir vapor y se tendrá una torre de vacío "seca".

Si la presión P'_{HC} es menor que la mínima presión total calculada, entonces será necesario el vapor auxiliar.

Cantidades de Calor

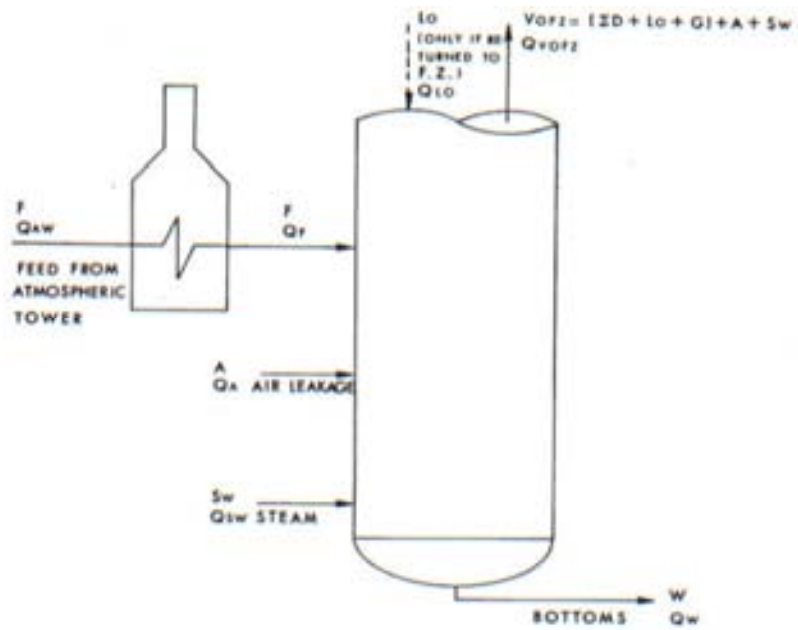
Los cálculos necesarios para definir el balance de calor en la base de la torre se muestran en la figura 3.13. Esta figura explica el cálculo del calor total de alimentación y la carga térmica del horno. Si el líquido de *overflow* condensado se retorna al sistema, ya sea como exceso de flujo del plato de salida a la zona flash o como recirculación del plato de salida al horno. Debe tomarse en cuenta para el balance de materia. Si sale del sistema como corriente de producto, no debe verse como alimentación de calor en la zona flash.

EXTERNAL HEAT QUANTITIES LEAVING FLASH ZONE

$$Q'_{fz} = (Q_f + Q_a + Q_{sw}), \text{ BTU/HR.}$$

$$Q'_{ofz} = Q_w, \text{ BTU/HR.}$$

$$\Delta Q'_{fz} = (Q'_i - Q'_o)_{fz}, \text{ BTU/HR.}$$



ZD = TOTAL DISTILLATE PRODUCTS EXCLUSIVE OF OVERFLASH.

Lo = OVERFLASH.

G = HYDROCARBON DECOMPOSITION GAS.

HEAT BALANCE EQUATIONS

$$Q_f = [(Q'_{ofz} + Q_w) - (Q_a + Q_{sw} + Q_{lo})], \text{ BTU/HR.}$$

$$Q_{furn} = (Q_f - Q_{aw}), \text{ BTU/HR.}$$

Fig3.13 Balance de Materia y Energía en la zona flash

Cálculos del balance de materia y energía en la torres para producción de combustibles

El siguiente procedimiento debe ser completado en este punto

- ◆ Establecer el balance de materia global incluyendo salida de aire y la descomposición de los hidrocarburos en gas.
- ◆ Establecer el perfil de presión a través de la torre.

Realizar los cálculos de requerimiento de vapor en la zona flash y el requerimiento de calor de la torre

Perfil de temperatura

Establecer la temperatura de las corrientes de líquido y vapor en puntos clave de la torre. Estas temperaturas no requieren aproximaciones a prueba y error. La carga total de vapor a la torre, se genera en la torre flash y no hay reflujo interno en equilibrio. Todo el calor es removido por el reflujo de la extracción de calor. Las temperaturas del vapor se pueden estimar a partir de las curvas EFV del crudo en el grado apropiado de vaporización y a la presión parcial del hidrocarburo. Las temperaturas del líquido se establecen convirtiendo el punto de burbuja de los productos a presión atmosférica a las presiones parciales existentes por encima de los platos con salida lateral.

Las temperaturas de los productos y de las corrientes de reflujo se establecen tomando en cuenta las relaciones temperatura-viscosidad de estos aceites tan pesados.

La figura 3.14 muestra las relaciones entre los balances de materia y energía para esta torre.

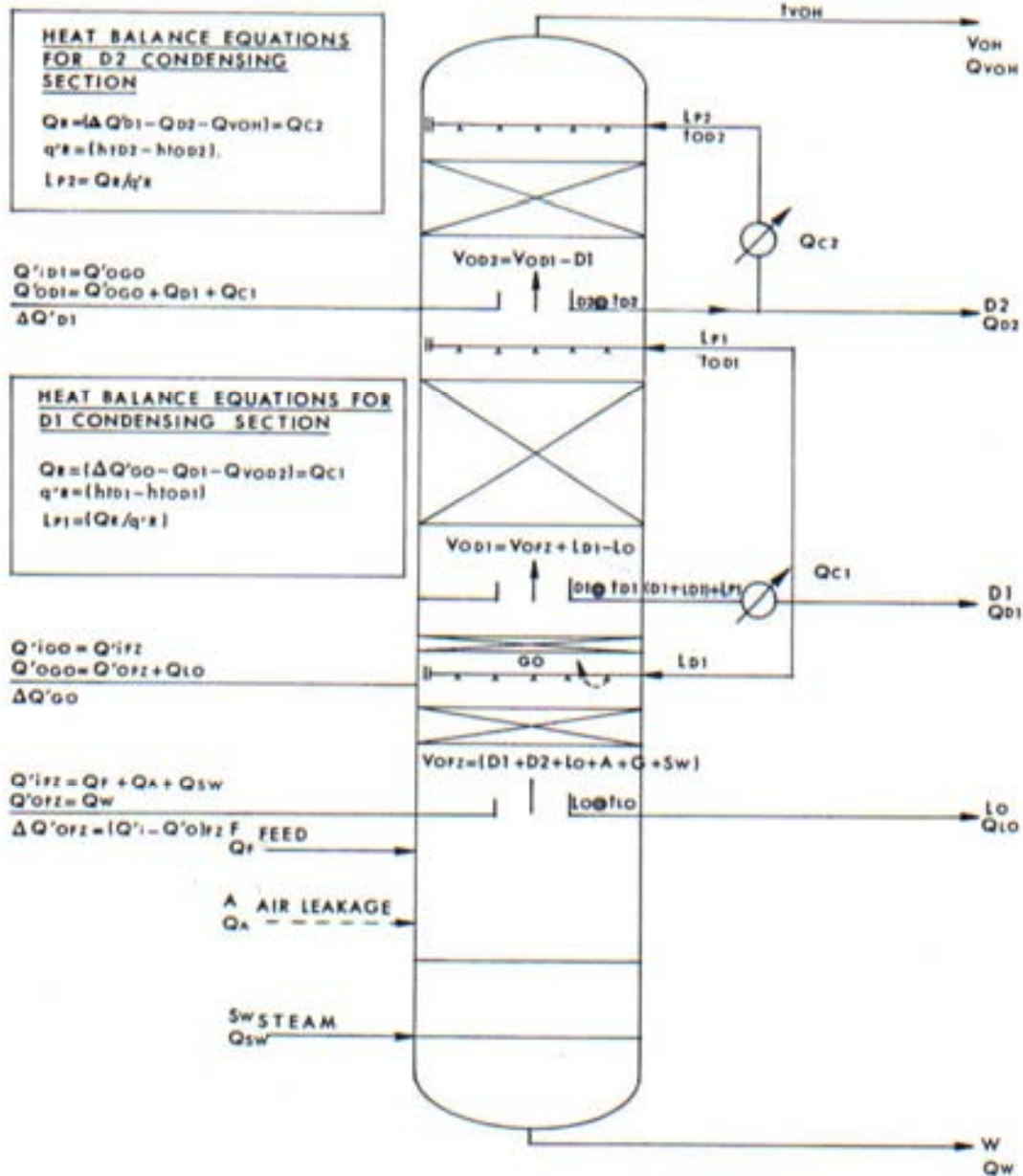


Fig3.14 Resumen del Balance de Materia y Energía (Watkins, 1979)

B. Procedimiento de Simulación en HYSYS

HYSYS es un simulador de procesos diseñado para la refinación de petróleo, procesamiento de gas de industrias químicas, petroquímicas e industrias de combustibles sintéticos. Cuenta con una amplia base de datos de propiedades físicas, químicas y termodinámicas de una numerosa cantidad de compuestos. Tiene cargados paquetes termodinámicos para el cálculo de propiedades que se utilizan de acuerdo con la naturaleza de los componentes presentes en el proceso.

Los métodos en los que se clasifican estos paquetes termodinámicos son:

- ◆ Ecuaciones de Estado
- ◆ Modelos de Actividad
- ◆ Modelos semi-empíricos Chao-Seader
- ◆ Modelos de Presión de vapor

Con base en la selección del paquete termodinámico adecuado y especificando ciertas condiciones, HYSYS utiliza métodos numéricos de aproximación para calcular las condiciones de las corrientes no especificadas así como el comportamiento y desempeño de los equipos al llegar a la convergencia.

HYSYS tiene también la flexibilidad de permitir al usuario modificar las condiciones dadas, seleccionar otros criterios de cálculo, cambiar las especificaciones de productos y/o alimentación, y rehacer los cálculos de manera simple y rápida.

Teniendo un estimado del desempeño del proceso, se puede hacer una evaluación construyendo la simulación del proceso completo o de alguno de los equipos. Con esto podemos dimensionar la magnitud de un proyecto e incluso estimar costos.

Para iniciar una simulación en HYSYS es necesario:

1. Crear un sistema de unidades: HYSYS tiene predeterminados distintos paquetes de unidades y cuenta con la facilidad de elegir alguno, clonarlo y editarlo de acuerdo a las necesidades del proyecto. En este caso se utilizó la temperatura en °C, la presión en Kg/cm²_man, el flujo volumétrico en BPD y la densidad másica en grados API.
2. Elegir el paquete termodinámico a utilizar. El modelo termodinámico seleccionado para este proyecto fue la Ecuación de Peng-Robinson debido a que es ideal para cálculos de equilibrio líquido-vapor y para calcular densidades de líquido en sistemas de hidrocarburos, además permite trabajar con Seudo Componentes.
3. Caracterizar el crudo: Alimentación Crudo Maya 100%
 - ◆ Gravedad API de 21.44
 - ◆ Factor de caracterización K UOP de 11.22
 - ◆ Curva de destilación TBP del crudo
 - ◆ Composición de Ligeros

Alimentación: Crudo Maya que se recibe para alimentación al tren de Intercambio Calor después del proceso de desalado y despuntado.

Condiciones:

Presión 38.1 Kg/cm²_g

Temperatura 28 °C.

El primer equipo a resolver es la torre de destilación atmosférica ya que no depende de los resultados del tren de intercambio de calor para su resolución.

Flujos utilizados como datos:

- ◆ Alimentación de crudo
- ◆ Producto de los agotadores laterales
- ◆ Nafta condensada del vapor del domo de la columna
- ◆ Recirculación en las extracciones de calor
- ◆ Salidas laterales en la torre de vacío

Temperaturas utilizadas como datos:

- ◆ Temperatura a la salida de los hornos
- ◆ Temperatura en domo y fondo de ambas columnas
- ◆ Temperatura de retorno de las extracciones de calor
- ◆ Esquema del tren de de intercambio de calor

Además, las corrientes de vapor de agotamiento son conocidas

Datos Necesarios Para Generar el Esquema de Simulación

Corriente	Flujo (BPD)
Alimentación de Crudo	150,000
Agotador de Turbosina	14,759
Agotador de Kerosina	4,500
Agotador de Diesel	15,750
Agotador de GOPA	11,227
Nafta condensada	25,832

Tabla 3.15

Corriente	Flujo (BPD)	Temp. (°C)
Retorno	37,970	150
Retorno Diesel	54,871	150
Retorno GOPA	44,551	207
Retorno de Lavado	26,146	267
Retorno GOLV	28,596	45
Retorno GOPV	60,979	220
Líquido de lavado	13,576	308

Tabla 3.16

	Temp.(°C)
Salida del 1er Horno	400
Salida del 2do Horno	399
Domo Columna Atm.	148
Fondo Columna Atm.	365
Domo Columna Vac.	65
Fondo Columna Vac.	360

Tabla 3.17

Los rendimientos aproximados de los productos que se esperan obtener como resultado del fraccionamiento atmosférico y al vacío son:

Producto	BPD	%vol. Líquido
Nafta	25,825	17.22
Turbosina	14,755	9.84
	4,500	3
Diesel	15,750	10.5
GOPA	11,215	7.48
GOLV	12,990	8.5
GOV	18,690	12.46
Residuo de vacío	46,275	31
Total de productos líquidos	150,000	100

Tabla 3.18 Balance de Materia global

Ensayo del Crudo Maya

CRUDO MAYA	
% volumen	Temp TBP, ° C
0	0
5	76
10	118
15	156
20	194
25	232
30	268
35	305
40	341
45	379
50	418
55	459
60	500
64.3	538

Tabla 3.19 Resumen de la Destilación TBP

RESUMEN DE LA DESTILACION TBP CRUDO MAYA

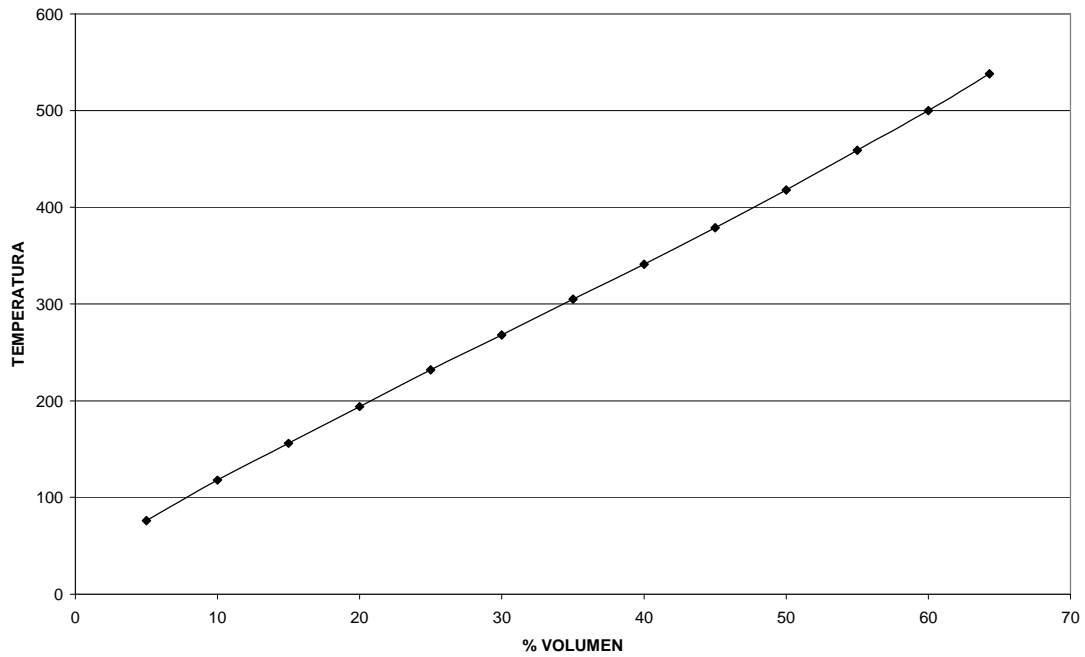


Fig. 3.20 Destilación TBP Crudo Maya

Componente	Rend. % Vol Crudo	Rend. % Peso Crudo
Metano	0.013	0.005
Etano	0.061	0.029
Propano	0.157	0.105
i Butano	0.058	0.039
n- Butano	0.361	0.232
Total	0.65	0.41

Tabla 3.21 Análisis de los Componentes Ligeros

PROPIEDAD	VALOR
Gravedad API	21.44
Fcator de Caracterización, K	11.73
Azufre Total, %Peso	3.64
Viscosidad Cinemática, cSt @:	
15.6°C	354.61
21.1°C	269.04
25.0°C	220.5

Tabla 3.22 Propiedades del Crudo Maya

PROPIEDAD	NAFTA
Gravedad API	62.75
Azufre Total, %Peso	0.018
Analisis Cromatográfico, % Vol	
Parafinas	32.13
Isoparafinas	32.05
Olefinas	0.57
Naftenos	17.93
Aromáticos	14.66
Pesados	0
No Identificados	2.66
Saturados	0

Tabla 3.23 Propiedades de las Fracciones del Crudo Maya

PROPIEDAD	TURBOSINA		DIESEL
Gravedad API	44.16	39.46	36.34
Azufre Total, %Peso	0.632	1.22	1.6
Analisis FIA, % Vol			
Olefinas	0	0	0
Aromáticos	24.46	26.34	27.32
Saturados	75.54	73.66	72.68

Tabla 3.23 (continuación)

PROPIEDAD	GOPA
Gravedad API	25.49
Azufre Total, %Peso	2.64
Tipos de Carbones, % Peso	
Parafínicos	53
Nafténicos	22
Aromáticos	25

Tabla 3.23 (continuación)

DESTILACION ASTM D-86, °C	NAFTA	TURBOSINA	QUEROSINA	DIESEL	GOPA
TIE	48	163	207	172	243
5	70	166	212	186	264
10	77	171	217	198	281
20	88	180	226	220	308
30	98	190	233	241	332
40	107	198	240	255	356
50	115	204	246	267	381
60	123	213	252	283	406
70	130	222	257	299	433
80	138	231	264	319	461
90	151	241	271	340	490
95	159	248	276	350	506
TFE	164	252	280	357	512

Tabla 3.24 Resumen de la destilación ASTM para las Fracciones del Crudo Maya

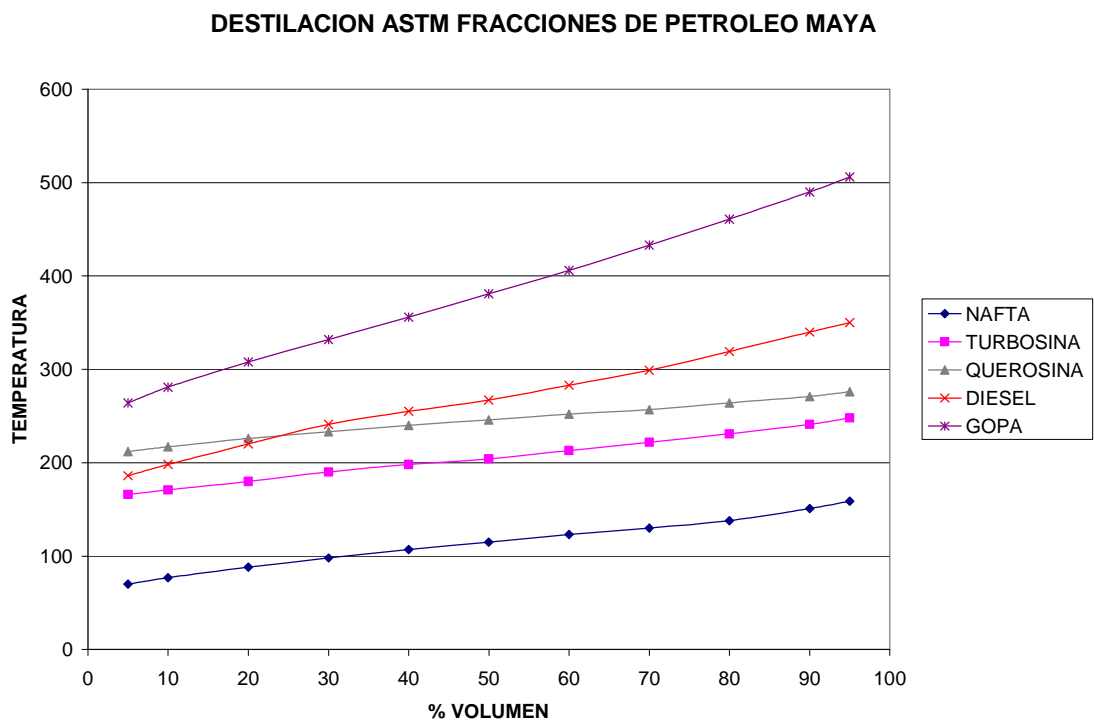


Fig. 3.25 Destilación ASTM Fracciones de Petróleo Maya

Para llevar a cabo la generación del esquema de simulación se siguieron los siguientes pasos:

TORRE ATMOSFÉRICA

1. Se creó una lista de componentes que incluye los componentes ligeros y agua.



Fig3.26 Lista de Componentes en HYSYS

2. En la lista de los paquetes termodinámicos, se seleccionó la ecuación de Peng-Robinson para el cálculo de propiedades.

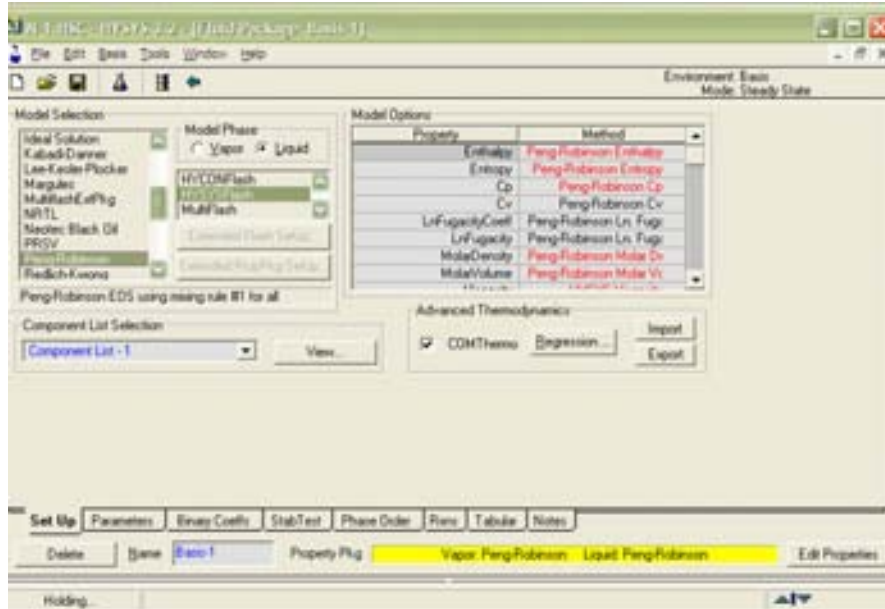


Fig3.27 Paquete Termodinámico

3. Dentro del ambiente denominado "Oil Environment" se realizaron las siguientes acciones:

- a. En la pestaña de *assay*, se creó un nuevo ensayo denominado crudo Maya. Se alimentaron los datos de composición de ligeros, destilación TPB del crudo y propiedades de bulbo del crudo Maya.



Fig3.28 Ensayo del Crudo

- b. Una vez calculados los ensayos, en la pestaña *cut/blend* se determinó el flujo volumétrico del crudo en BPD.

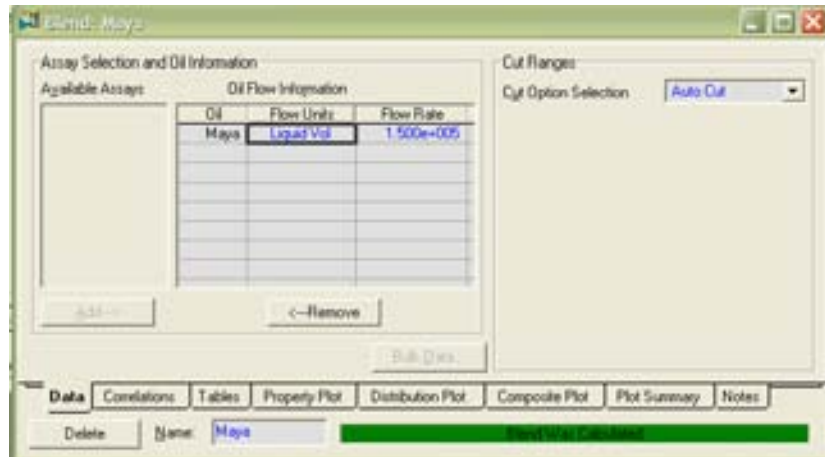


Fig3.29 Flujo de Petróleo

- c. En la pestaña *Install Oil*, se definió el nombre de la corriente que representa al crudo en la simulación. Con esta acción se instala el crudo y se crea la corriente.

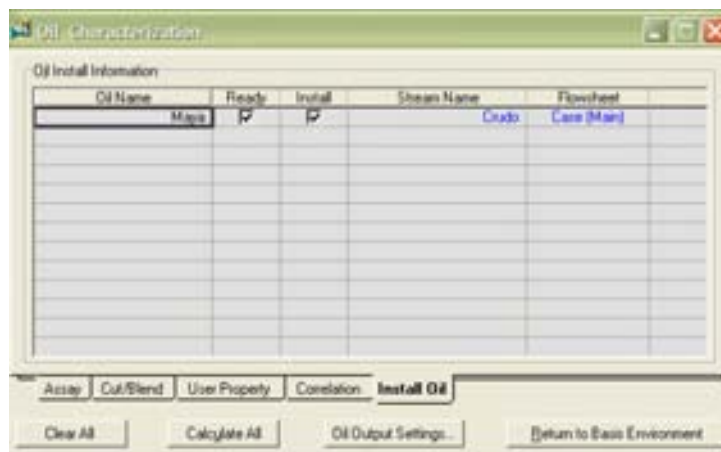


Fig3.30 Instalación del crudo

- d. Finalmente, dar clic en *calculate all*

4. Posteriormente en el ambiente de simulación, se procedió a construir la torre de destilación atmosférica.
5. Se eligió una torre sin rehervidor y condensador operando a reflujo total.

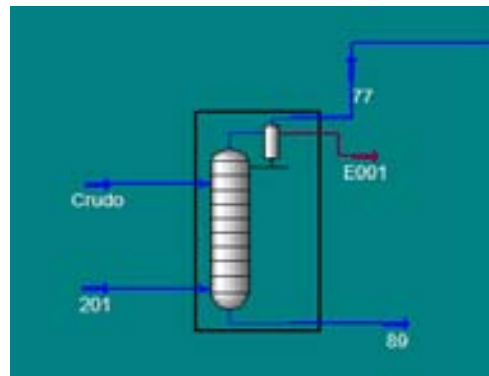


Fig3.31 Torre Atmosférica

6. Se especificaron las corrientes de entrada (crudo, vapor de agua) y de salida (vapor de domo y fondo)

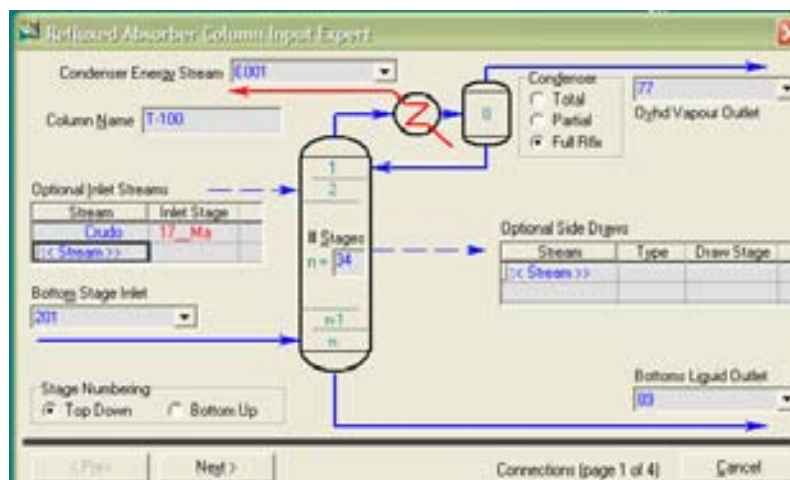


Fig3.32 Conexiones de la Torre

7. Una vez hechas todas las conexiones, se procedió a definir las condiciones de temperatura y presión para domo y fondo de la columna.
8. Para correr la columna, únicamente se definió la cantidad de vapor que sale por el domo. Con esta variable definida se tienen cero grados de libertad.

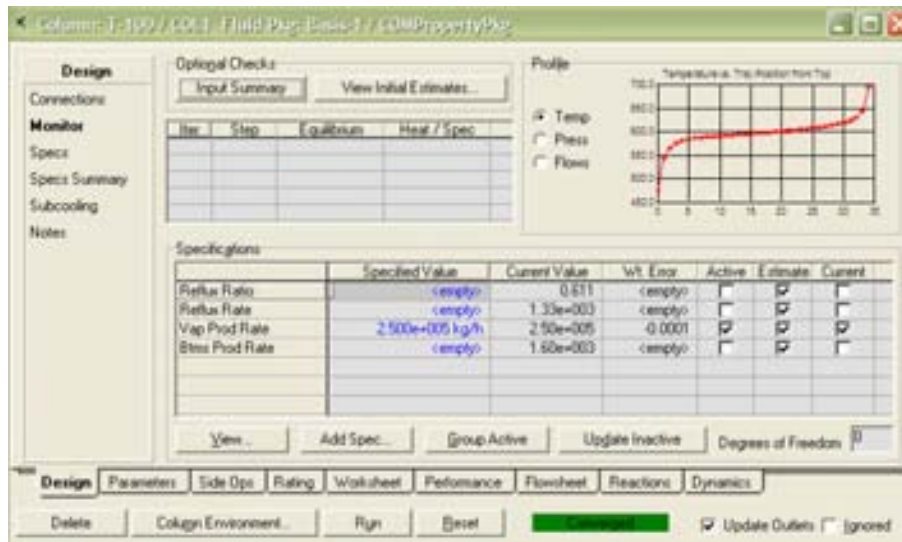


Fig3.33 Desempeño inicial de la Columna

9. Se corrió la columna con la finalidad de converger, si esto no ocurre en las primeras iteraciones, se modifica el flujo de vapor hasta lograr la convergencia.
10. Una vez que la torre fue calculada, se fueron añadiendo uno a uno los equipos laterales: extracciones de calor y agotadores.
11. Para agotadores laterales:
 - a. Se agrega el equipo
 - b. Se define el flujo de salida de producto
 - c. Se define el plato de salida y el plato de retorno de la torre principal
 - d. Se define el número de etapas del agotador

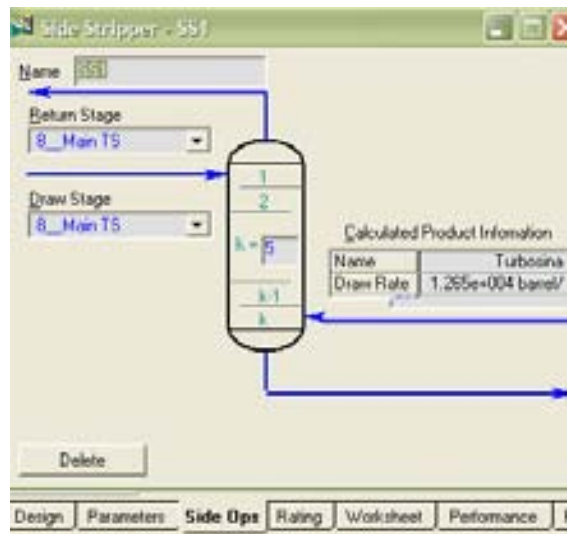


Fig3.34 Construcción de un Agotador Lateral

12. Para extracciones de calor:

- a. Se agrega el equipo
- b. Se define el flujo de líquido a enfriar
- c. Se define la temperatura de retorno
- d. Se define el plato de descarga y de retorno a la torre principal

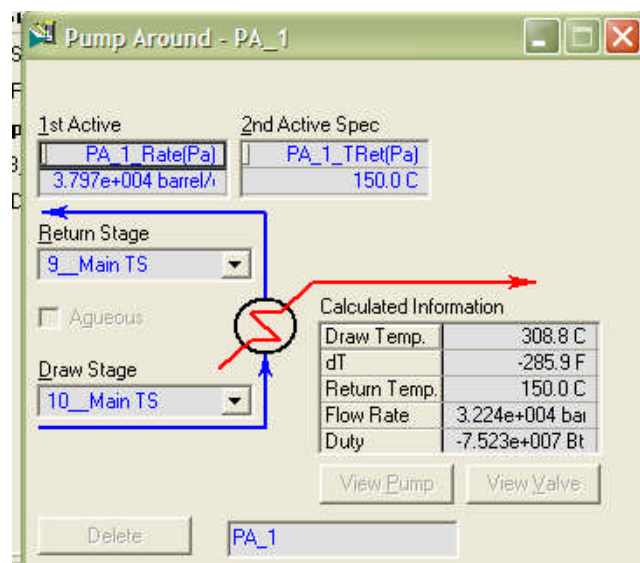


Fig3.35 Construcción de un sistema de Extracción Lateral

13. Tanto los agotadores laterales como las extracciones de calor deben convergir en las primeras iteraciones. Si esto no ocurre así, se deben cambiar los valores estimados iniciales: flujo de producto, flujo de líquido a enfriar y/o la temperatura de retorno en el agotador lateral o la extracción de calor respectivamente.
14. Cada equipo, extracción de calor o agotador lateral, debe correr y convergir de manera independiente, es decir, se debe construir uno por uno paso a paso para facilitar la convergencia final de la torre.

TORRE DE VACÍO

1. Una vez resuelta la columna de destilación atmosférica, el residuo o crudo reducido, se hace pasar a través de una bomba, se mezcla con una corriente de vapor y posteriormente se expande en una válvula para reducir su presión.
2. El crudo reducido es mezclado con una corriente de vapor de agua y posteriormente es alimentado a un calentador a fuego directo. Se vaporiza parcialmente y eleva su temperatura para alimentarse en el séptimo plato de la columna de destilación a vacío.
3. Para la unidad de destilación al vacío, se eligió una torre sin condensador ni rehervidor pero con una extracción de calor en el domo de la torre para proveer el reflujo necesario.

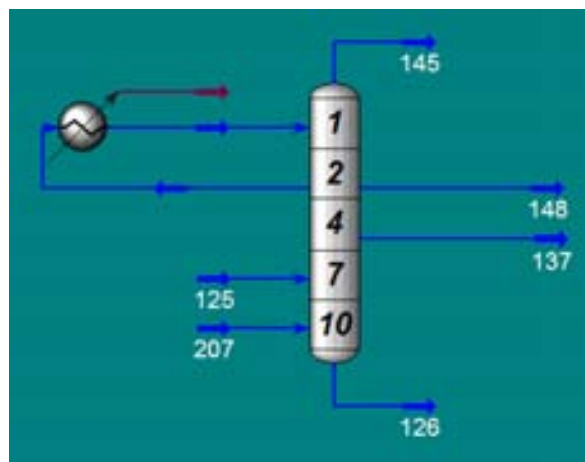


Fig3.36 Esquema de la Columna de Destilación al Vacío

4. Se establecieron las corrientes de alimentación: crudo reducido y vapor de agotamiento, y las corrientes de salida: vapor de domo, residuo de vacío y las 2 corrientes laterales correspondientes al GOLV y GOPV respectivamente.

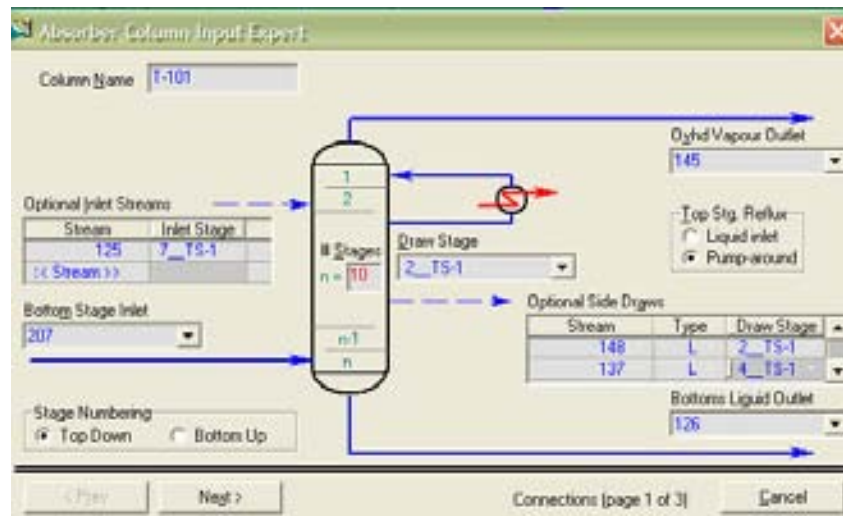


Fig3.37 Construcción de la Torre de Vacío

5. Una vez que se han hecho todas las conexiones, se definen la temperatura y presión en el domo y fondo de la columna.
6. Se corre al columna estableciendo los siguientes parámetros:
 - a. Flujo del líquido a enfriar en la extracción de calor del domo
 - b. Temperatura de retorno de este líquido
 - c. Flujo de descarga de la corriente de GOLV
 - d. Flujo de descarga de la corriente de GOPV
7. Si la columna no converge en las primeras iteraciones, se deben modificar los estimados iniciales de los parámetros establecidos hasta lograr la convergencia.
8. Posteriormente se añaden simultáneamente las 2 extracciones de calor y se resuelven con el procedimiento descrito en la sección de la columna atmosférica.

TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR

1. Una vez resueltas ambas columnas, se tienen los productos de la destilación del crudo, las cuales se van a almacenar previo enfriamiento de las mismas.
2. Para enfriar las fracciones del petróleo, estas corrientes se hacen pasar a través del tren de intercambio de calor con el crudo "frío". Con ello, el crudo se precalienta, enfriando las corrientes calientes. Esto permite también la disminución de la carga térmica en horno que se localiza justo antes de la columna atmosférica.
3. Para generar el tren de intercambio de calor, se hace el arreglo conectando las corrientes conforme a los planos. Una vez conectadas, se asegura que la diferencia en las temperaturas de entrada y salida de la corriente fría y caliente tenga un ΔT de por lo menos 10 grados, para evitar el "cruce" de temperaturas y se "corre" la simulación especificando una de las temperaturas de salida en cada intercambiador de calor.

C. Selección de Equipo

El agotamiento con vapor se realiza en columnas en etapas. Una columna en etapas es un recipiente cilíndrico vertical a presión en el que el vapor y el líquido, que se encuentran a contracorriente, entran en contacto en una serie de etapas o platos. El líquido fluye a través de cada plato inundándolo y cuando llega a la altura del borde y la rebasa, escurre por acción de la gravedad al plato inferior.

El vapor fluye hacia arriba a través de las aberturas de cada plato, burbujeando en el líquido que se encuentra inundando el plato. Cuando las aberturas son solo huecos, ninguna de los 5 regímenes de flujo a dos fases ocurre. El régimen más común y favorecido es el *régimen espuma* en el que la fase líquida es continua y el gas pasa en forma de aviones o en serie de burbujas.

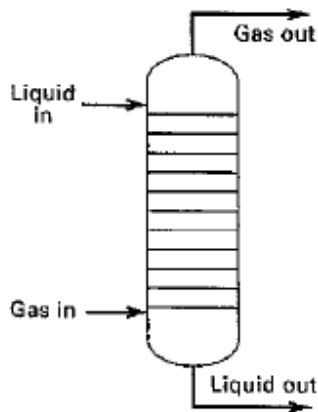


Fig3.38 Columna de Agotamiento por Etapas

Idealmente, el líquido no arrastra burbujas de vapor al plato inferior ni el vapor se lleva gotas de líquido al plato superior.



Fig3.39 Régimen espuma para contacto en el plato

Con un buen nivel de contacto entre el líquido y el vapor, se alcanza el equilibrio entre el vapor que sale y la fase líquida. Las aberturas más comunes en el plato para el paso del vapor son las perforaciones, las válvulas y las capuchas de burbujeo. Las más simples son las perforaciones, que van de 1/8 a 1/2 pulgada de diámetro, llamados platos perforados. Un plato con válvulas tiene aberturas más grandes, de 1 a 2 pulgadas de diámetro. A cada hueco se le ajusta una válvula, que consiste en una tapa con patas o una jaula que define la altura verticalmente y mantiene la ubicación horizontal de la válvula. Si no hay flujo de vapor, cada válvula cubre un hueco. Si el flujo de vapor incrementa, la válvula se eleva, proveyendo una abertura más grande para que el vapor fluya en el líquido creando una especie de espuma. Un plato de capucha de burbujeo consiste en una capucha arreglada de 3 a 6 pulgadas de diámetro, montada sobre y debajo de un elevador concéntrico de 2 a 3 pulgadas de diámetro. La capucha tiene cortes rectangulares alrededor. El vapor fluye a través de la abertura del plato hacia el elevador y sale por los cortes de la capucha en el líquido para formar una espuma.

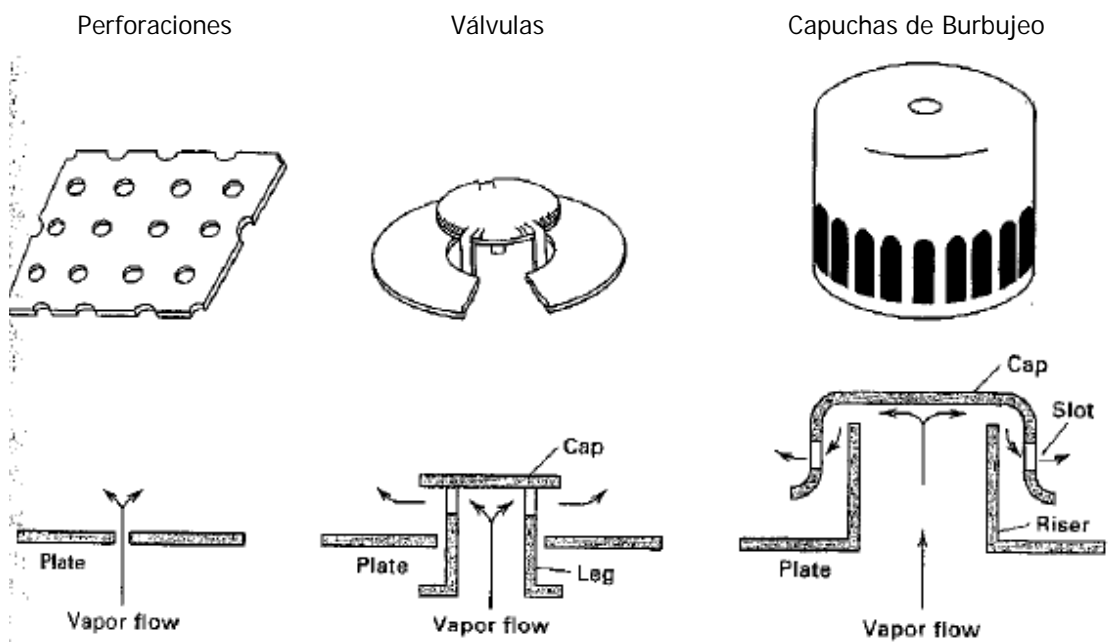


Fig3.40 Tipos de abertura en el plato para el paso de vapor en el líquido

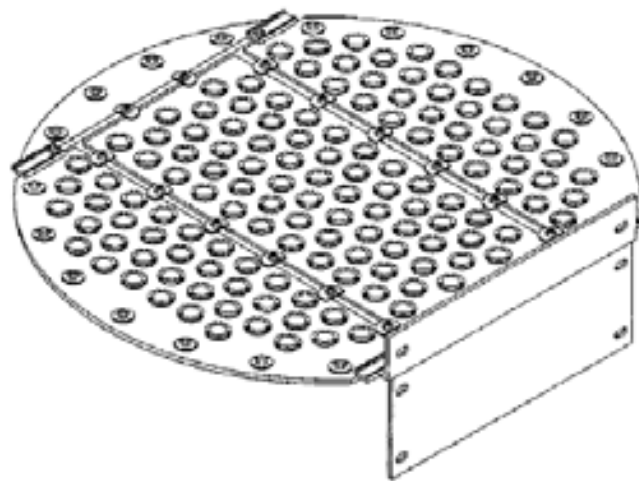


Fig3.41 Vista superior de un Plato con Válvulas

Table 6.2 Comparison of Types of Trays

	Sieve Trays	Valve Trays	Bubble-Cap Trays
Relative cost	1.0	1.2	2.0
Pressure drop	Lowest	Intermediate	Highest
Efficiency	Lowest	Highest	Highest
Vapor capacity	Highest	Highest	Lowest
Typical turndown ratio	2	4	5

Fig3.42 Comparación de los tipos de platos

Eficiencia de Etapas

Los métodos para determinar los requerimientos de absorción y agotamiento por etapa asumen equilibrio respecto a los balances de materia y energía. Para determinar el número de platos real, el número de etapas en equilibrio debe ser ajustado con la eficiencia de etapa (eficiencia de plato).

El concepto de eficiencia de etapa es aplicable a equipos en donde las fases entran en contacto y luego se separan, esto es, cuando se identifican etapas discretas.

La aproximación mas simple para columnas en etapas es aplicar una eficiencia general por etapa definida como:

$$E_0 = N_t / N_a$$

Donde:

E_0 es la fracción de la eficiencia total de la etapa, usualmente menor a 1.0

N_t es el número calculado (teórico) de etapas

N_a es el número real de etapas requerido.

La eficiencia total de la etapa es una función compleja de:

1. La geometría y el diseño de los platos
2. El flujo y dirección de las corrientes líquido y vapor
3. La composición y propiedades de las corrientes líquido y vapor

Para flujos cercanos a la capacidad límite, E_0 depende de de las propiedades físicas de las corrientes líquido y vapor.

Los valores de E_0 se pueden predecir por cualquiera de los siguientes métodos:

1. Comparación de los datos de desempeño de columnas industriales para sistemas similares
2. Uso de los modelos de eficiencia empíricos derivados de datos de columnas industriales
3. Uso de modelos semi-teóricos basados en las tasas de transferencia de masa y energía
4. Datos de escalamiento de datos obtenidos con plantas piloto

Estos métodos se pueden aplicar para diversos métodos de separación líquido-vapor como son la destilación, absorción y agotamiento.

Diámetro de Platos

Para un flujo dado de líquido, en una columna de platos perforados, existe un flujo máximo de vapor mas allá del cual la columna empieza a inundarse debido a un remanente de líquido en el borde de descarga. Si esta condición se mantiene, el vapor arrastra líquido al salir de la columna. La inundación en el borde de descarga es ocasionada por el líquido remanente y esto sucede debido a que los bordes de descarga tienen un área de sección transversal inadecuada que no permite el flujo de líquido. Esto raramente ocurre cuando el área de sección transversal es por lo menos el 10% del área de sección transversal total de la columna y el espacio entre los platos es por lo menos 24 pulgadas.

CAPITULO IV. Análisis de Resultados

En este capítulo se hizo un análisis a detalle de las corrientes que están involucradas a lo largo del proceso. Se hace la comparación entre los resultados obtenidos a partir de la simulación en HYSYS y los resultados expuestos en las bases de diseño de la Planta Combinada U10000. También se incluyen los diagramas de cada sección del proceso que se obtuvieron en el simulador así como las gráficas de desempeño de las columnas de destilación.

A. Tablas Comparativas de Resultados

De acuerdo con el esquema de la refinería, la primera parte del proceso es el tren de intercambio de calor. Los resultados obtenidos se muestran a continuación y se puede apreciar la comparación con los resultados del IMP:

Tablas de la sección de precalentamiento de crudo

Nombre	HYSYS	IMP	% Error	HYSYS	IMP	% Error
	CRUDO	CRUDO		40	40	
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	140	140	0.25%	140	140	0.25%
Presión (Kg/cm ² _g)	38.1	38.1	0.00%	38.1	38.1	0.00%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	917,234	0.23%	459,679	458,617	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.00%	75,000	75,000	0.00%

Nombre	HYSYS	IMP	% Error	HYSYS	IMP	% Error
	41	41		42	42	
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	157	159	1.07%	180	191	5.66%
Presión (Kg/cm ² _g)	34.5	34.5	0.00%	31.9	31.9	0.09%
Flujo Masico (Kg/h)	459,679	458,617	0.23%	459,679	458,617	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	75,000	75,000	0.00%	75,000	75,000	0.00%

Nombre	HYSYS	IMP	% Error	HYSYS	IMP	% Error
	43	43		44	44	
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	140	140	0.25%	153	154	0.65%
Presión (Kg/cm ² _g)	38.1	38.1	0.00%	34.5	34.5	0.00%
Flujo Masico (Kg/h)	459,679	458,617	0.23%	459,679	458,617	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	75,000	75,000	0.00%	75,000	75,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	45	45	% Error	46	46	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	178	189	5.77%	179	190	5.71%
Presión (Kg/cm ² _g)	31.6	31.6	0.13%	31.6	31.6	0.13%
Flujo Masico (Kg/h)	459,679	458,617	0.23%	919,359	917,234	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	75,000	75,000	0.00%	150,000	150,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	47	47	% Error	48	48	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	217	220	1.50%	224	225	0.58%
Presión (Kg/cm ² _g)	27.7	27.7	0.02%	26.3	26.3	0.02%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	917,234	0.23%	919,359	917,234	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.00%	150,000	150,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	49	49	% Error	50	50	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	231	238	2.90%	232	238	2.58%
Presión (Kg/cm ² _g)	21.6	21.6	0.23%	46.0	46.0	0.00%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	917,234	0.23%	919,359	917,234	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.00%	150,000	150,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	51	51	% Error	52	52	% Error
Fracción Vapor	0	0		0		
Temperatura (°C)	242	245	1.36%	250	263	4.91%
Presión (Kg/cm ² _g)	42.8	42.8	0.11%	36.9	36.9	0.08%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	917,234	0.23%	919,359	917,234	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.00%	150,000	150,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	53	53	% Error	54	54	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	269	277	2.78%	286	286	0.11%
Presión (Kg/cm ² _g)	32.3	32.3	0.03%	28.2	28.2	0.04%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	917,234	0.23%	919,359	917,234	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.00%	150,000	150,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	55	55	% Error	56	56	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	306	306	0.16%	306	302	1.32%
Presión (Kg/cm ² _g)	22.0	22.0	0.05%	17.4	17.4	0.00%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	917,234	0.23%	919,359	917,234	0.23%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.00%	150,000	150,000	0.00%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	69	69	% Error	70	70	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	364	236	54.09%	180	187	3.70%
Presión (Kg/cm ² _g)	12.7	12.7	0.24%	11.8	11.8	0.08%
Flujo Masico (Kg/h)	49,492	307,819	83.92%	49,492	307,819	83.92%
Flujo Volumetrico (BPD)	8,795	54,871	83.97%	8,795	54,871	83.97%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	103	103	% Error	104	104	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	275	256	7.45%	200	173	15.34%
Presión (Kg/cm ² _g)	11.8	11.8	0.09%	11.7	11.7	0.25%
Flujo Masico (Kg/h)	84,591	91,420	7.47%	84,591	91,420	7.47%
Flujo Volumetrico (BPD)	14,500	15,750	7.93%	14,500	15,750	7.93%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	94	94	% Error	95	95	% Error
Fracción Vapor	0			0	0	
Temperatura (°C)	351	316	10.83%	268	254	5.37%
Presión (Kg/cm ² _g)	20.2	20.2	0.05%	20.1	20.1	0.05%
Flujo Masico (Kg/h)	67,653	68,084	0.63%	67,653	68,084	0.63%
Flujo Volumetrico (BPD)	11,001	11,227	2.01%	11,001	11,227	2.01%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	96	96	% Error	64	64	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	189	173	9.04%	311	299	3.75%
Presión (Kg/cm ² _g)	20.0	20.0	0.25%	11.6	11.6	0.26%
Flujo Masico (Kg/h)	67,653	68,084	0.63%	134,873	261,069	48.34%
Flujo Volumetrico (BPD)	11,000	11,227	2.02%	23,087	44,551	48.18%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	65	65	% Error	66	66	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	276	258	6.72%	206	207	0.24%
Presión (Kg/cm ² _g)	11.3	11.3	0.26%	11.0	11.0	0.27%
Flujo Masico (Kg/h)	134,873	261,069	48.34%	134,873	261,069	48.34%
Flujo Volumetrico (BPD)	23,087	44,551	48.18%	23,087	44,551	48.18%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	134	134	% Error	135	135	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	308	308	0.14%	294	278	5.68%
Presión (Kg/cm ² _g)	14.3	14.3	0.21%	13.1	13.1	0.00%
Flujo Masico (Kg/h)	483,374	510,983	5.40%	483,374	510,983	5.40%
Flujo Volumetrico (BPD)	75,370	79,679	5.41%	75,370	79,679	5.41%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	136	136	% Error	60	60	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	226	226	0.02%	369	354	4.39%
Presión (Kg/cm ² _g)	11.3	11.3	0.27%	10.7	10.7	0.38%
Flujo Masico (Kg/h)	483,374	510,983	5.40%	188,892	160,221	17.90%
Flujo Volumetrico (BPD)	75,370	79,679	5.41%	30,000	26,146	14.74%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	61	61	% Error	62	62	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	291	305	4.48%	246	267	8.05%
Presión (Kg/cm ² _g)	10.1	10.1	0.40%	8.7	8.7	0.34%
Flujo Masico (Kg/h)	188,892	160,221	17.90%	188,892	160,221	17.90%
Flujo Volumetrico (BPD)	30,000	26,146	14.74%	30,000	26,146	14.74%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	127	127	% Error	128	128	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	382	361	5.99%	324	320	1.06%
Presión (Kg/cm ² _g)	31.0	31.0	0.00%	29.3	29.3	0.00%
Flujo Masico (Kg/h)	329,125	444,206	25.91%	329,125	444,206	25.91%
Flujo Volumetrico (BPD)	47,374	63,419	25.30%	47,374	63,419	25.30%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	129	129	% Error	105	105	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	269	292	7.91%	200	173	15.34%
Presión (Kg/cm ² _g)	27.5	27.5	0.00%	11.7	11.7	0.25%
Flujo Masico (Kg/h)	329,125	444,206	25.91%	84,591	91,420	7.47%
Flujo Volumetrico (BPD)	47,374	63,419	25.30%	14,500	15,750	7.93%

	HYSYS	IMP	
Nombre	210	210	% Error
Fracción Vapor	0	0	
Temperatura (°C)	188	173	9.04%
Presión (Kg/cm ² _g)	20.0	20.0	0.25%
Flujo Masico (Kg/h)	67,653	68,084	0.63%
Flujo Volumetrico (BPD)	11,001	11,227	2.01%

De acuerdo con los resultados anteriores, se observa que para las corrientes que corresponden al calentamiento del crudo (40-56), la temperatura del crudo va aumentando de manera similar a lo largo del intercambio de calor para alcanzar una temperatura de alimentación al horno de: 306 °C para HYSYS y 302°C para el IMP.

Las corrientes 68, 69, 70 y 72 corresponden a la segunda extracción de calor de la columna atmosférica. El flujo en BPD obtenido de HYSYS tiene una diferencia significativa respecto al resultado del IMP debido a que a la temperatura de la columna en el plato 16 (271°C), la extracción de 8,795 BPD, que retornarán a la columna principal a una temperatura de 150°C, es suficiente para condensar el Diesel.

Exactamente lo mismo sucedió con las corrientes 63, 64, 65, 66 y 67, que corresponden a la tercera extracción de calor de la columna atmosférica, de acuerdo con los resultados de HYSYS la temperatura del líquido extraído en el plato 22 (327°C) es suficientemente alta para que el flujo requerido para condensar el GOPA sea menor.

De igual forma, en la cuarta extracción de calor hay una diferencia considerable en las corrientes 59, 60, 61 y 62 entre los resultados del IMP y lo obtenido en HYSYS, esto se debe también a la diferencia de temperaturas en la columna a la altura del plato 28.

Las corrientes 127, 128 y 129 tienen un porcentaje de error alto debido a que el volumen de combustible que no se logró recuperar en los agotadores laterales, se recupera en el fondo de la columna como parte del residuo atmosférico.

El resto de las corrientes tienen un porcentaje de error igual o menor al 15% que es considerablemente aceptable.

La segunda parte del proceso es el fraccionamiento a presión atmosférica.

Tabla de resultados para la columna de destilación atmosférica

VAPOR DE AGOTAMIENTO

Nombre	HYSYS	IMP	% error	HYSYS	IMP	% error
	Crudo	Crudo		201	201	
Fracción Vapor	0.7	Mix		1	1	
Temperatura (°C)	400	375	6.7%	343	343	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.9	1.9	1.7%	2.5	2.5	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	919,359	919,359	0.0%	4,500	4,500	0.0%
Flujo Volumetrico (BPD)	150,000	150,000	0.0%	N/A	N/A	

Nombre	HYSYS	IMP	% error	HYSYS	IMP	% error
	202	202		203	203	
Fracción Vapor	1	1		1	1	
Temperatura (°C)	343	343	0.0%	343	343	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	2.5	2.5	1.3%	2.5	2.5	1.3%
Flujo Masico (Kg/h)	2,464	2,464	0.0%	2,676	2,721	1.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	N/A	N/A		N/A	N/A	

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	204	204	% error	205	205	% error
Fracción Vapor	1	1		1	1	
Temperatura (°C)	343	343	0.0%	343	343	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	2.5	2.5	1.3%	2.5	2.5	1.3%
Flujo Masico (Kg/h)	3,147	3,147	0.0%	2,682	2,682	0.0%
Flujo Volumetrico (BPD)	N/A	N/A		N/A	N/A	

En las tablas de vapor de agotamiento no hay diferencias considerables debido a que los flujos máscicos del vapor se tienen como datos.

SALIDAS

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	77	77	% error	89	89	% error
Fracción Vapor	1	1		0	0	
Temperatura (°C)	133	148	10.5%	399	364	9.5%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.1	1.1	4.3%	1.8	1.8	1.6%
Flujo Masico (Kg/h)	122,738	274,335	55.3%	551,557	524,440	5.2%
Flujo Volumetrico (BPD)	24,177	53,049	54.4%	83,066	78,021	6.5%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	118	118	% error	110	110	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	197	168	17.4%	211	203	3.7%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.2	1.4	13.4%	1.4	1.5	9.9%
Flujo Masico (Kg/h)	79,256	80,633	1.7%	25,420	25,258	0.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	14,550	14,759	1.4%	4,500	4,500	0.0%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	102	102	% error	93	93	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	274	255	7.4%	350	316	10.8%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.5	1.5	2.0%	1.6	1.6	2.1%
Flujo Masico (Kg/h)	84,591	91,420	7.5%	67,653	68,084	0.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	14,500	15,750	7.9%	11,001	11,227	2.0%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	119	119	% error	111	111	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	198	168	17.5%	211	203	3.7%
Presión (Kg/cm ² _g)	10.7	10.7	0.2%	11.7	11.7	0.2%
Flujo Masico (Kg/h)	79,256	80,633	1.7%	25,420	25,258	0.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	14,550	14,759	1.4%	4,500	4,500	0.0%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	103	103	% error	94	94	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	275	256	7.5%	351	316	10.8%
Presión (Kg/cm ² _g)	11.8	11.8	0.1%	20.2	20.2	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	84,591	91,420	7.5%	67,653	68,084	0.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	14,500	15,750	7.9%	11,001	11,227	2.0%

Las diferencias en la corriente 77 se deben a que la temperatura en el domo de la torre en la simulación de HYSYS (133°C) es menor a la que se obtuvo en los resultados del IMP (148°). Debido a esto, en los resultados del IMP se tiene una mayor cantidad de agua e hidrocarburos en forma de vapor en el domo de la torre. Sin embargo, al condensar el vapor del domo de la torre y separar el agua amarga, se obtuvo un total de 22,641 BPD de Nafta en HYSYS mientras que en los resultados del IMP se obtuvieron 25,832 BPD, lo cual nos da un error del 12.35 % que es aceptable.

Las corrientes 118 y 119 corresponden a la Turbosina producto que se obtuvo del primer agotador lateral y el error de 17.5% corresponde a la temperatura, la cual se corrige en la sección de enfriamiento para enviar a almacenamiento el producto.

El resto de las corrientes en la sección de destilación atmosférica tienen un % de error menor o igual a 13.4% lo cual es aceptable.

EXTRACCIONES DE CALOR Y AGOTADORES

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	73	73	% error	76	76	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	233	200	16.5%	150	150	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.3	1.3	0.4%	9.6	9.6	0.1%
Flujo Masico (Kg/h)	186,534	209,318	10.9%	186,534	209,318	10.9%
Flujo Volumetrico (BPD)	33,841	37,970	10.9%	33,841	37,970	10.9%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	68	68	% error	72	72	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	271	235	15.1%	150	150	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.4	1.4	0.8%	9.8	9.8	0.3%
Flujo Masico (Kg/h)	49,537	307,819	83.9%	49,537	307,819	83.9%
Flujo Volumetrico (BPD)	8,777	54,871	84.0%	8,777	54,871	84.0%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	67	67	% error	63	63	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	201	207	2.7%	327	299	9.4%
Presión (Kg/cm ² _g)	10.0	10.0	0.1%	1.5	1.5	1.1%
Flujo Masico (Kg/h)	69,465	261,069	73.4%	69,465	261,069	73.4%
Flujo Volumetrico (BPD)	11,772	44,551	73.6%	11,772	44,551	73.6%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	62	62	% error	59	59	% error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	267	267	0.0%	393	353	11.1%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.6	8.7	81.1%	1.6	3.4	51.6%
Flujo Masico (Kg/h)	63,374	160,221	60.4%	63,374	214,371	70.4%
Flujo Volumetrico (BPD)	9,932	26,146	62.0%	9,932	34,983	71.6%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	116	116	% error	117	117	% error
Fracción Vapor	0	0		1	1	
Temperatura (°C)	210	179	17.0%	208	177	17.8%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.2	1.3	2.7%	1.2	1.3	5.1%
Flujo Masico (Kg/h)	89,872	92,385	2.7%	11,296	14,434	21.7%
Flujo Volumetrico (BPD)	16,557	17,020	2.7%	2,110	2,666	20.9%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	108	108	% error	109	109	% error
Fracción Vapor	0	0		1	1	
Temperatura (°C)	259	214	21.1%	240	211	13.8%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.4	1.4	1.5%	1.4	1.4	3.8%
Flujo Masico (Kg/h)	44,043	28,979	52.0%	21,770	4,572	376.1%
Flujo Volumetrico (BPD)	7,856	5,197	51.2%	3,832	827	363.6%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	100	100	% error	101	101	% error
Fracción Vapor	0	0		1	1	
Temperatura (°C)	299	268	11.7%	292	265	10.4%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.5	1.4	4.8%	1.5	1.4	4.7%
Flujo Masico (Kg/h)	112,165	106,657	5.2%	30,250	17,959	68.4%
Flujo Volumetrico (BPD)	19,381	18,499	4.8%	5,285	3,160	67.2%

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	91	91	% error	92	92	% error
Fracción Vapor	0	0		1	1	
Temperatura (°C)	359	328	9.4%	357	325	9.7%
Presión (Kg/cm ² _g)	1.6	1.5	3.9%	1.6	1.5	3.9%
Flujo Masico (Kg/h)	76,324	80,276	4.9%	9,523	14,657	35.0%
Flujo Volumetrico (BPD)	12,504	13,345	6.3%	1,633	2,490	34.4%

Respecto a las corrientes 116 y 117, éstas se refieren al primer agotador lateral de la columna de destilación atmosférica. La temperatura en el plato 8 del la columna de destilación atmosférica en la simulación de HYSYS es mayor que en los resultados del IMP, debido a esto, hay una mayor proporción de vapor respecto al líquido en esta etapa para alimentar la salida al agotador lateral.

Posteriormente se lleva a cabo el procesamiento del crudo reducido en la sección de separación al vacío.

Tabla de resultados para la columna de destilación al vacío

Nombre	ENTRADAS		% Error	ENTRADAS		% Error
	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	125	125		207	207	
Fracción Vapor	1	1		1	1	
Temperatura (°C)	399	399	0.1%	343	343	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	40.6 _{mmHg}	40.6 _{mmHg}	0.1%	2.5	2.5	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	554,704	527,587	5.1%	4,196	4,196	0.0%
Flujo Volumetrico (BPD)	83,542	78,497	6.4%	635	634	0.1%

Nombre	SALIDAS		% Error	SALIDAS		% Error
	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	145	145		148	148	
Fracción Vapor	1	1		0	0	
Temperatura (°C)	134	65	106.1%	196	70	180.3%
Presión (Kg/cm ² _g)	9.7 _{mmHG}	10 _{mmHG}	0.1%	11.4	11.9	4.2%
Flujo Masico (Kg/h)	29,585	7,665	286.0%	79,616	80,083	0.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	5,105	1,162	339.5%	12,996	12,996	0.0%

Nombre	SALIDAS		% Error	SALIDAS		% Error
	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	137	137		126	126	
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	307	226	35.7%	381	360	5.8%
Presión (Kg/cm ² _g)	11.0	11.3	2.4%	31.1 _{mmHg}	31.1 _{mmHg}	0.0
Flujo Masico (Kg/h)	120,573	119,923	0.5%	329,125	444,206	25.9%
Flujo Volumetrico (BPD)	18,700	18,700	0.0%	47,374	63,419	25.3%

El perfil de temperatura en la columna de destilación al vacío es claramente mas elevado en la simulación de HYSYS que en los resultados obtenidos por el IMP. Debido a esto la corriente 145, que corresponde al vapor que sale por el domo de la columna, tiene un flujo másico mucho mayor en la simulación de HYSYS que en los resultados del IMP. Este perfil de temperatura también ocasiona que las fracciones que se obtienen del crudo reducido tengan intervalos de corte a temperaturas más altas y por lo tanto sería de esperarse que las fracciones de

GOLV y GOPV tuvieran una gravedad API muy baja. La gravedad API que se tiene en el GOLV es de 21.2 y en el GOPV es de 13.85, lo cual es aceptable y no genera un problema para la obtención de estos productos. Como el flujo volumétrico que se obtuvo de los productos (GOLV y GOPV) mediante la simulación con HYSYS es igual al flujo volumétrico obtenido por el IMP, el % de error que se presenta en la temperatura de las corrientes 137 y 148 no tiene mayor relevancia y puede ser corregido en la sección de enfriamiento de los productos.

Debido a que en la simulación con HYSYS una gran parte del volumen salió de la torre como vapor a través del domo de la columna, la corriente 126 que corresponde al fondo de la torre presenta una gran diferencia con respecto a los resultados que se obtuvieron por el IMP.

EXTRACCIONES DE CALOR

	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
Nombre	138	138	% Error	133	133	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	199	220	9.5%	307	308	0.3%
Presión (Kg/cm ² _g)	9.6	9.9	2.6%	14.4	14.6	1.4%
Flujo Masico (Kg/h)	199,880	391,059	48.9%	287,590	598,046	51.9%
Flujo Volumetrico (BPD)	31,000	60,979	49.2%	44,600	93,255	52.2%

	HYSYS	IMP	
Nombre	132	132	% Error
Fracción Vapor	0	0	
Temperatura (°C)	308	308	0.1%
Presión (Kg/cm ² _g)	14.0	14.3	2.3%
Flujo Masico (Kg/h)	87,689	87,064	0.7%
Flujo Volumetrico (BPD)	13,600	13,576	0.2%

Evidentemente los flujos de las extracciones de calor que se obtuvieron con la simulación en HYSYS (corrientes 138 y 133) son mucho menores que los que se obtuvieron de los resultados del IMP, esto va de la mano con el hecho de que el perfil de temperatura en HYSYS sea mucho mayor que el del IMP.

Una parte adicional del proceso es la condensación del vapor de domo de la columna atmosférica para la obtención de Nafta.

CONDENSADORES PARA NAFTA						
	HYSYS			HYSYS		
Nombre	78	78	% Error	81	81	% Error
Fracción Vapor	0.85	0.85		1	1	
Temperatura (°C)	115	115	0.2%	114	114	0.1%
Presión (Kg/cm ² _g)	0.7	0.7	0.4%	0.7	0.7	0.4%
Flujo Masico (Kg/h)	122,738	274,335	55.3%	92,750	159,107	41.7%
Flujo Volumetrico (BPD)	24,177	53,049	54.4%	18,370	30,926	40.6%

	HYSYS			HYSYS		
Nombre	84	84	% Error	85	85	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	38	38	0.0%	38	38	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	0.6	0.4	38.5%	0.6	0.4	70.6%
Flujo Masico (Kg/h)	92,750	159,107	41.7%	10,139	33,693	69.9%
Flujo Volumetrico (BPD)	18,370	30,926	40.6%	1,534	5,093	69.9%

	HYSYS			HYSYS		
Nombre	87	87	% Error	88	88	% Error
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	38	38	0.0%	38	38	0.5%
Presión (Kg/cm ² _g)	0.6	0.4	70.6%	8.9	8.9	0.1%
Flujo Masico (Kg/h)	82,604	125,414	34.1%	82,604	125,414	34.1%
Flujo Volumetrico (BPD)	16,834	25,832	34.8%	16,834	25,832	34.8%

	HYSYS		
Nombre	3	3	% Error
Fracción Vapor	0	0	
Temperatura (°C)	60	38	55.5%
Presión (Kg/cm ² _g)	6.0	6.0	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	112,592	125,414	10.2%
Flujo Volumetrico (BPD)	22,641	25,832	12.4%

La corriente 78 corresponde a la corriente 77 con diferencia en la temperatura en la fracción vapor. De acuerdo con los resultados obtenidos con el simulador, a partir de la corriente 78 parcialmente vaporizada, se separa la fase líquida en la corriente 81 la cual recupera el 24.44% de hidrocarburos. En los resultados obtenidos por el IMP, la corriente 81 recupera 42.01% de hidrocarburos. La corriente 84 corresponde a la condensación total de la corriente 81. Posteriormente la corriente 84 se alimenta a un separador de 3 fases en la que el vapor es prácticamente cero para ambos casos (HYSYS e IMP), la corriente 85 corresponde al volumen de agua amarga recuperada y la corriente 88 junto con el fondo del primer separador de 2 fases, formarán la Nafta producto.

Finalmente se tienen los siguientes productos:

Nombre	PRODUCTOS		% Error	PRODUCTOS		% Error
	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
	NAFTA			TURBOSINA		
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	38	38	0.9%	38	38	0.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	6.0	6.0	0.0%	6.0	6.0	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	112,592	125,414	10.2%	79,256	80,633	1.7%
Flujo Volumetrico (BPD)	22,641	25,832	12.4%	14,550	14,759	1.4%

Nombre	PRODUCTOS		% Error	PRODUCTOS		% Error
	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
	QUEROSINA			DIESEL		
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	38	38	0.0%	93	93	0.2%
Presión (Kg/cm ² _g)	6.0	6.0	0.0%	6.0	6.0	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	25,420	25,258	0.6%	84,591	91,420	7.5%
Flujo Volumetrico (BPD)	4,500	4,500	0.0%	14,500	15,750	7.9%

Nombre	PRODUCTOS		% Error	PRODUCTOS		% Error
	HYSYS	IMP		HYSYS	IMP	
	GOPA			GOLV		
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	70	70	0.0%	91	70	30.0%
Presión (Kg/cm ² _g)	6.0	6.0	0.0%	6.0	6.0	0.0%
Flujo Masico (Kg/h)	67,653	68,084	0.6%	79,616	80,083	0.6%
Flujo Volumetrico (BPD)	11,001	11,227	2.0%	12,996	12,996	0.0%

Nombre	HYSYS IMP		% Error	HYSYS IMP		% Error
	GOPV			RES VAC		
Fracción Vapor	0	0		0	0	
Temperatura (°C)	226	226	0.2%	268	360	25.5%
Presión (Kg/cm ² _g)	16.9 _{mmHg}	10.3 _{mmHg}	64.1%	27.5 _{mmHg}	31 _{mmHg}	11.3%
Flujo Masico (Kg/h)	120,573	119,923	0.5%	329,125	444,206	25.9%
Flujo Volumetrico (BPD)	18,700	18,700	0.0%	47,374	46,276	2.4%

De los cuales, las diferencias en temperatura y presión se pueden corregir al enviar los productos a almacenamiento.

Las diferencias en el volumen de productos, entre los resultados obtenidos con el simulador HYSYS y los obtenidos por el IMP presentan un % de error menor o igual al 12.4%.

B. Diagramas de la Simulación

De acuerdo con las bases de diseño de la planta combinada U10000, se generó el esquema del tren de intercambio de calor para el precalentamiento del crudo. Consta de 24 intercambiadores de calor de diversas corrientes contra el petróleo crudo, 4 divisores de flujo, 3 mezcladores de corrientes y 2 bombas. Este esquema se muestra en la Figura 4.1.

El esquema de la unidad de destilación a presión atmosférica consta de una columna principal de 34 etapas, 4 agotadores laterales para la obtención de productos (Turbosina, Diesel y GOPA) y 4 extracciones de calor para proveer el flujo necesario de líquido a lo largo de la torre principal. Además, un condensador a reflujo total en el domo de la torre para la obtención de Nafta. El diagrama es el siguiente:

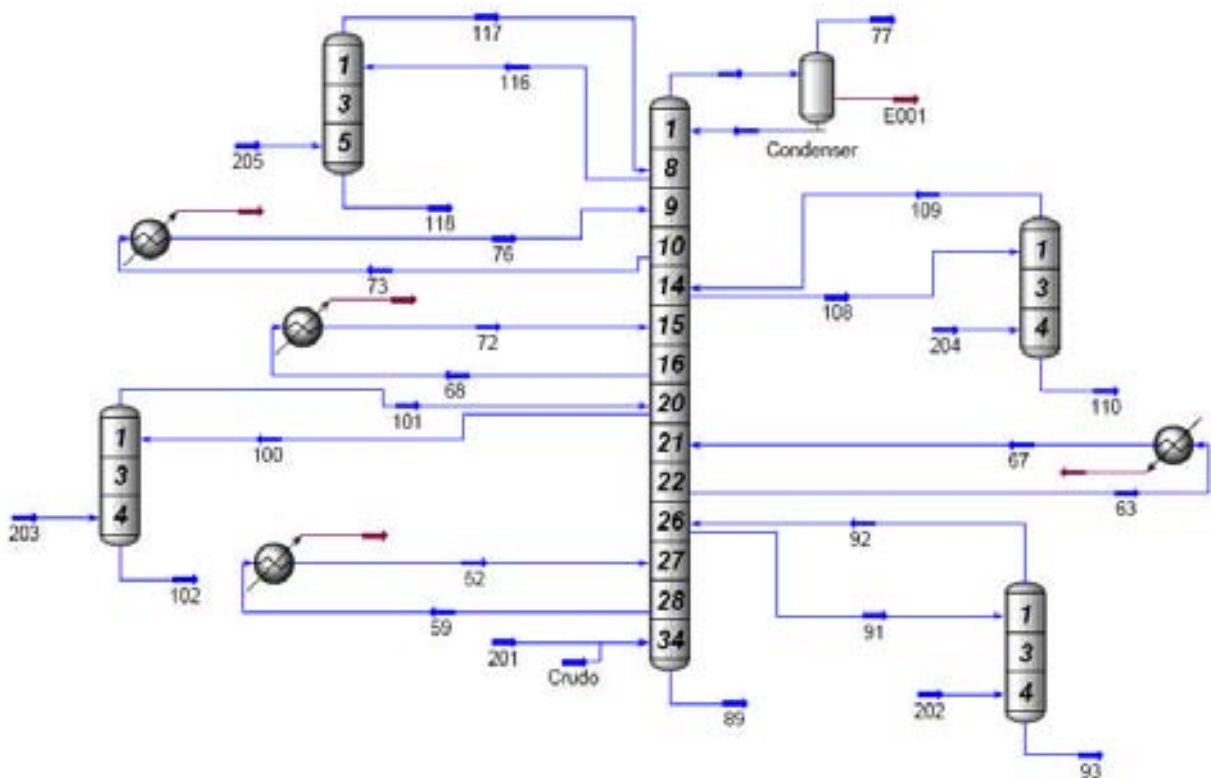


Fig4.2 Columna de Destilación Atmosférica

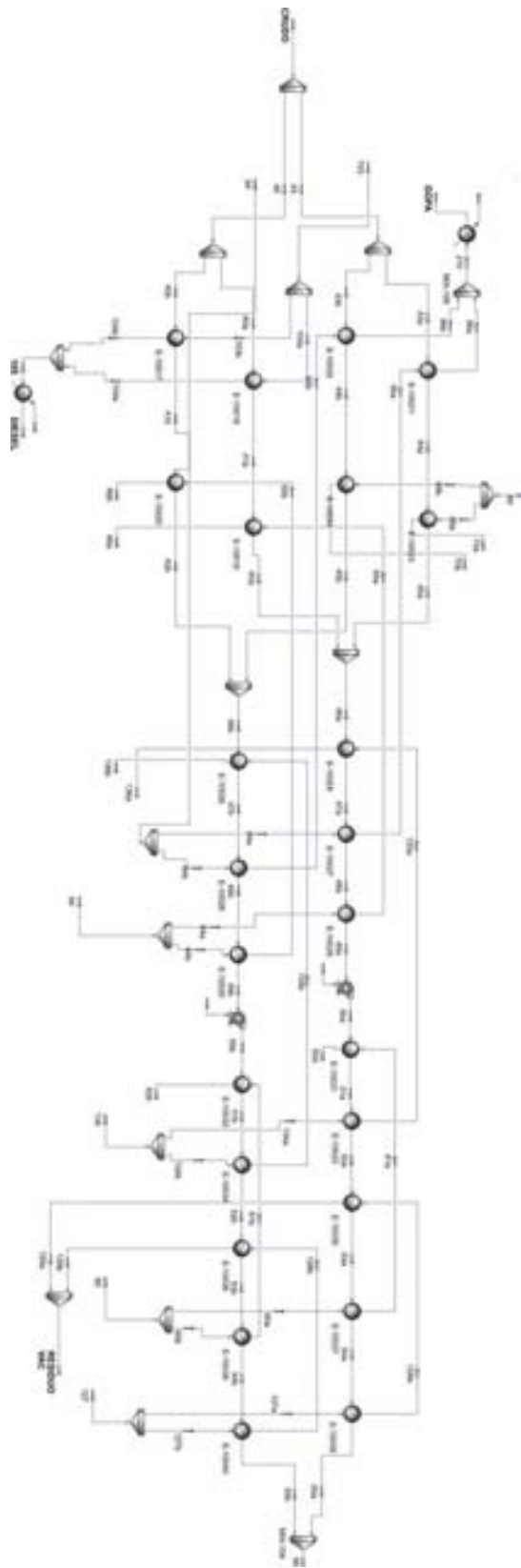


Fig4.1 Esquema del Tren de Intercambio de Calor

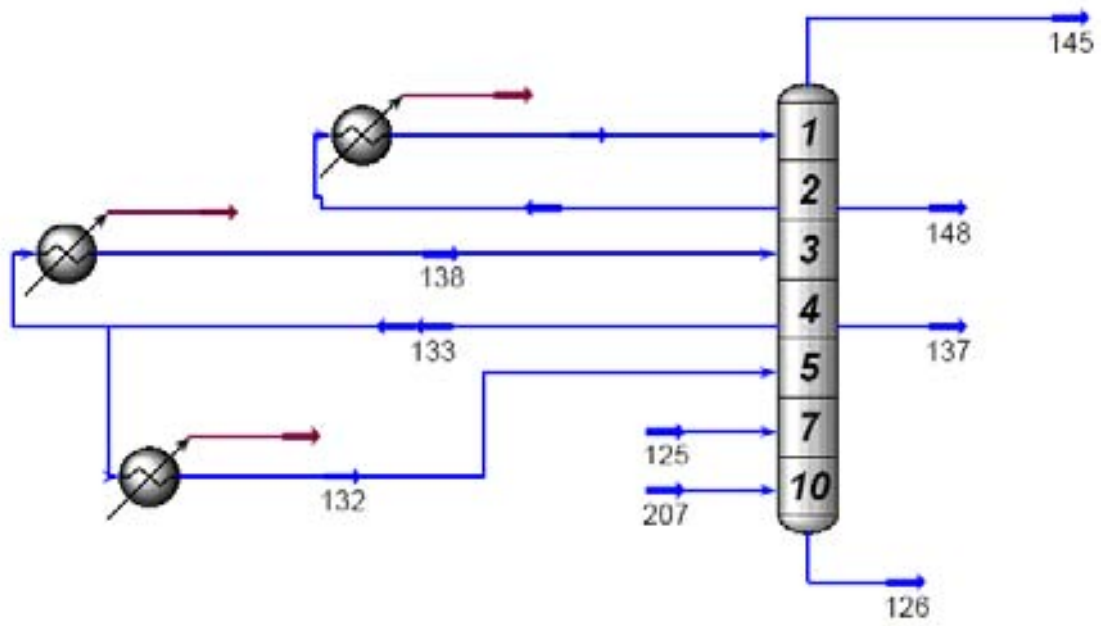


Fig4.4 Columna de Destilación al Vacío

C. Gráficas de desempeño de las Columnas de Destilación

Las figuras 4.5 y 4.8 corresponden a los perfiles de temperatura de las columnas de destilación atmosférica y al vacío, respectivamente.

En la figura 4.5, se observa la disminución de la pendiente de la gráfica en las etapas donde se retorna líquido "frío" proveniente de las extracciones de calor. Esto se debe a que en esos platos se mezcla una corriente de menor temperatura, con el líquido que estaba en equilibrio con el vapor, y esto produce una perturbación térmica perceptible en la gráfica de desempeño. La temperatura incrementa conforme descendemos a lo largo de la columna, teniendo la máxima temperatura en el fondo de la misma. Los escalones que se observan a partir de la etapa 35, corresponden a cada uno de los 4 agotadores laterales que se tienen en la torre. En estos agotadores, la temperatura también incrementa de domo a fondo.

Las figuras 4.6 y 4.9 muestran los perfiles de presión, el perfil es prácticamente lineal con la menor presión en el domo y la mayor en el fondo de la columna. En la figura 5.6 se observa a partir de la etapa 35 la presión de operación de cada uno de los agotadores laterales.

La figura 4.7 corresponde a la distribución del líquido y el vapor a lo largo de la columna. Como se puede observar, el flujo de líquido disminuye en aquellos platos que tienen salida de líquido para el agotador lateral y aumenta considerablemente en los platos de retorno de las extracciones de calor. Los flujos mayores tanto de líquido como de vapor se tienen en la parte superior de la columna y van disminuyendo al acercarse al fondo.

Temperature vs. Tray Position from Top

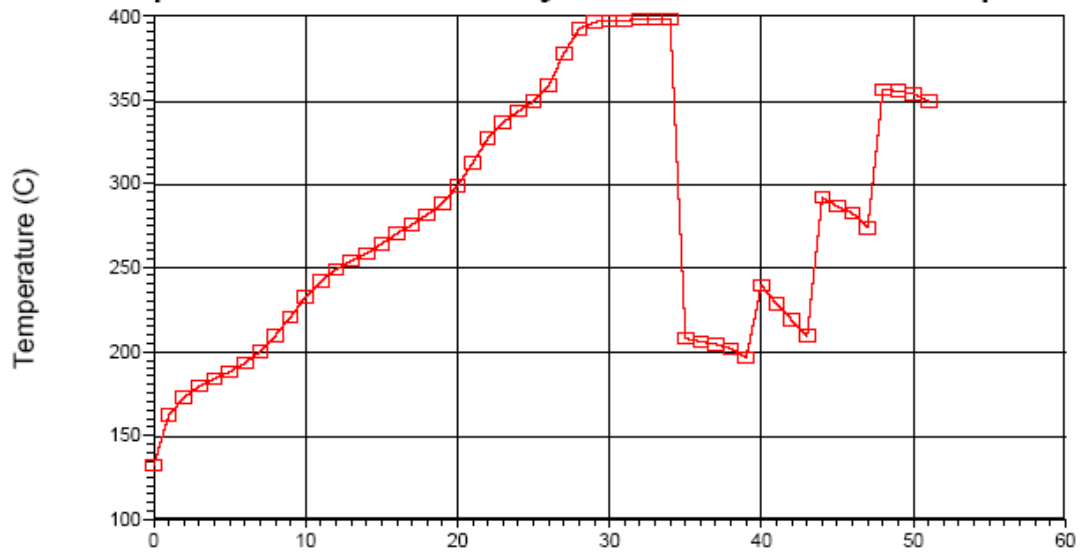


Fig4.5 Perfil de Temperatura Columna Atmosférica

Pressure vs. Tray Position from Top

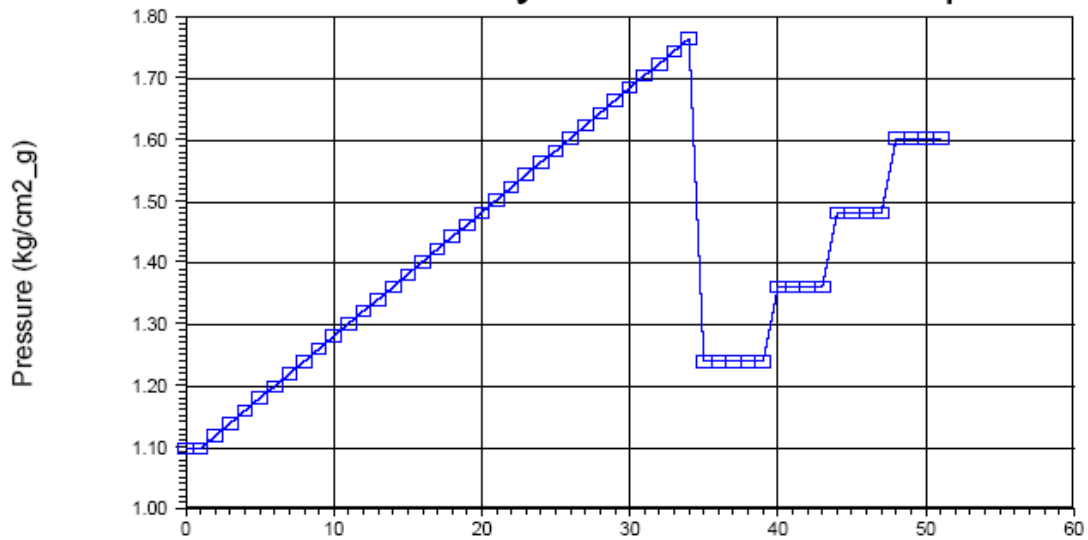


Fig4.6 Perfil de Presión Columna Atmosférica

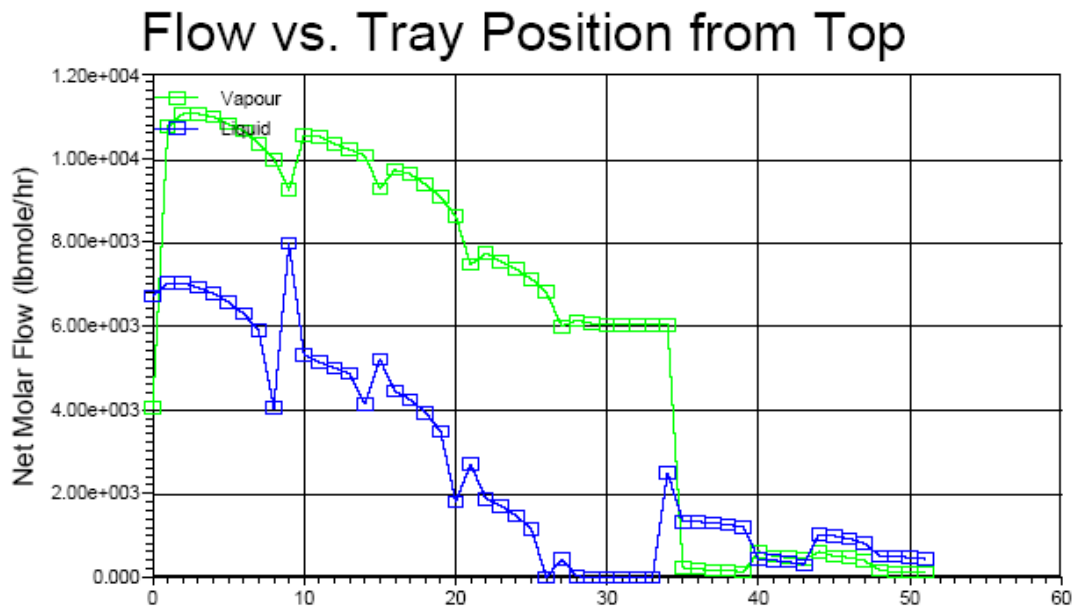


Fig.4.7 Perfil de Flujos Columna Atmosférica

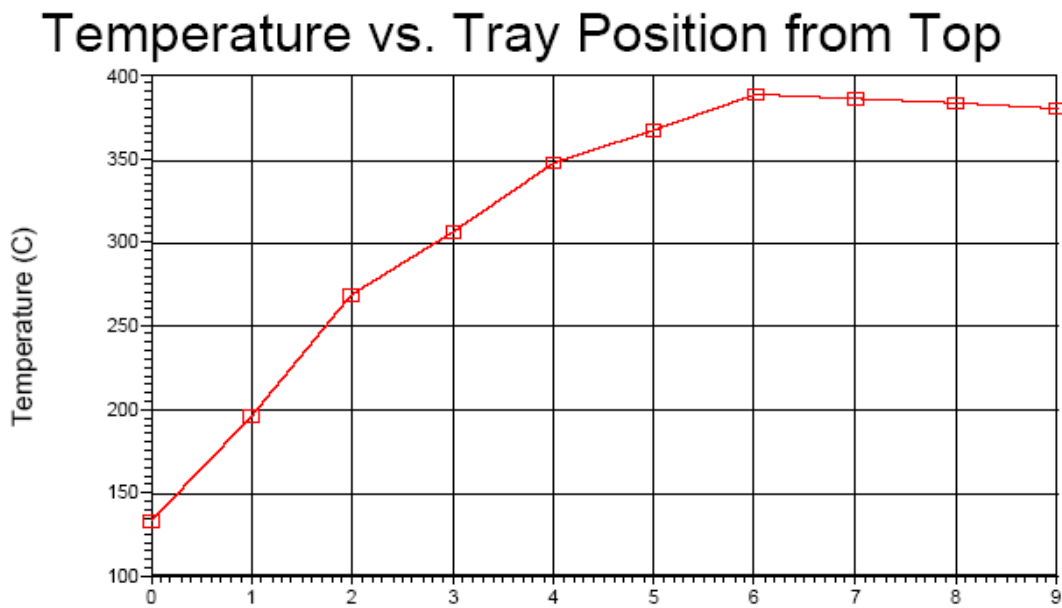


Fig.4.8 Perfil de Temperatura Columna de Vacío

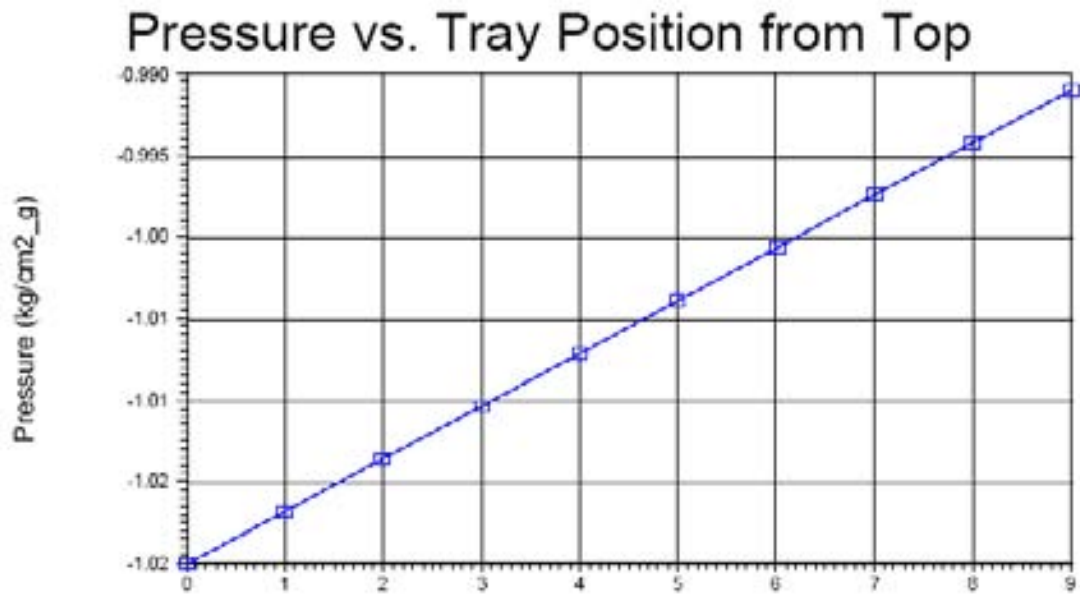


Fig4.9 Perfil de Presión Columna de Vacío

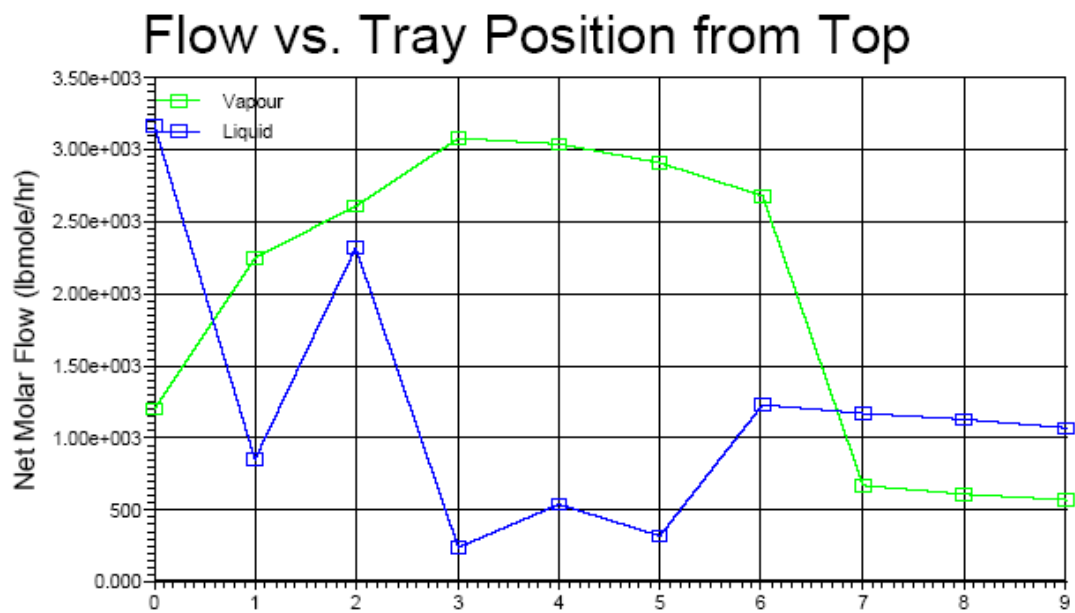


Fig4.10 Perfil de Flujos Columna de Vacío

Comparación del Volumen de Productos Obtenido

PRODUCTO	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR
NAFTA	25,832	22,640	12.36%
TURBOSINA	14,759	14,550	1.42%
KEROSINA	4,500	4,500	0.00%
DIESEL	15,750	14,500	7.94%
GOPA	11,227	11,000	2.02%
RES ATM	78,021	83,070	6.47%
GOLV	12,996	12,996	0.00%
GOPV	18,700	18,700	0.00%
RESIDUO	46,276	47,370	2.36%
Σ PRODUCTOS	150,040	146,256	2.52%

Tabla 4.11 Comparación de volumen de productos

En la tabla anterior se observa que la distribución del volumen obtenido de productos es muy similar a lo que se obtuvo en las bases de diseño del IMP. Se alimentaron 150 000 BPD de Crudo Maya y de acuerdo con la tabla anterior, el volumen líquido final corresponde a 146,256 BPD, esto se debe al flujo de vapor que sale por el domo de columna de vacío (corriente 145). Sin embargo, el volumen y las proporciones obtenidas de los productos corresponden al desempeño típico que tendría una planta combinada de destilación.

Con base en el análisis que se hizo corriente por corriente en la primera parte de este capítulo, es claro que se puede mejorar el desempeño en algunos puntos de las torres de destilación atmosférica y de vacío, y a su vez, mejorar el rendimiento de los productos.

Tabulando el porcentaje de agua presente en las corrientes que corresponden a los productos, tenemos lo siguiente:

Producto	%H ₂ O	
	HYSYS	IMP
NAFTA	4.07%	0.10%
TURBOSINA	3.08%	1.72%
	4.96%	1.79%
DIESEL	2.88%	1.60%
GOPA	2.16%	1.68%
GOLV	0.01%	0.01%
GOPV	0.00%	0.01%

Y el total de BPD de agua amarga recuperada en el domo de la columna de destilación atmosférica queda como sigue:

	IMP	HYSYS	Error
AGUA AMARGA	5,093	1,534	69.88%

Esto habla de presencia de grandes cantidades de agua en las corrientes producto, lo cual debe ser disminuido para que los productos obtenidos cumplan con las especificaciones requeridas. Los valores de referencia tomados para esta comparación son los resultados obtenidos por el IMP.

CAPÍTULO V. Conclusiones

Se generó el esquema de simulación de la planta combinada U10000 con ayuda del simulador de procesos HYSYS. La construcción de esta simulación estuvo fundamentada en las bases de diseño del proyecto, calculadas por el IMP, y fue posible reproducir el diseño de los equipos, el acoplamiento del proceso y el arreglo del tren de intercambio de calor. Las condiciones de operación de las unidades de fraccionamiento tuvieron una desviación que provocó un porcentaje de error máximo del volumen obtenido de productos del 12.4% para la Nafta.

Cabe mencionar que las especificaciones requeridas de los productos no fueron satisfactoriamente alcanzadas debido a que los porcentajes de agua presentes son muy elevados. Esto se debió en parte a que la calidad del vapor alimentado a la columna atmosférica no fue suficiente para lograr llegar en forma de vapor de agua al domo de la columna y contrario a esto, en cada extracción de calor, una parte del vapor presente en la etapa de retorno fue condensado. Aunado a esto, una gran parte del vapor alimentado para agotamiento en los equipos laterales, se condensó y salió junto con las corrientes de producto.

También es importante mencionar que una fracción de los hidrocarburos que debieron haber sido arrastrados a etapas superiores de la columna de destilación atmosférica quedaron como líquido en el fondo de la torre y fueron extraídos como crudo reducido. Aun cuando a lo largo de la columna se tiene un perfil de temperatura mayor en la simulación obtenida con HYSYS, en algunos casos no hay suficiente vapor que ayude al arrastre de los componentes ligeros hacia etapas superiores para que mediante las corrientes de retorno a menor temperatura puedan condensarse y obtener así el volumen de productos deseado en los agotadores laterales.

Debido a que HYSYS es un tipo de simulador que realiza los cálculos conforme los equipos son construidos y la información es alimentada, se pudo dar seguimiento al comportamiento del crudo al mismo tiempo que se hacía pasar por cada una de las diferentes etapas del proceso. Es decir, se registraron los cambios en la fracción vapor, temperatura, presión y composición. Esto permitió el rastreo de componentes ligeros y componentes hipotéticos en las corrientes, con ello se facilitó el acercamiento a la separación de los productos deseados y por lo tanto, la convergencia de los equipos.

La planta combinada de destilación U10000 fue diseñada para procesar una alimentación de crudo 100% Maya. Por lo anterior, HYSYS resultó ser una herramienta muy adecuada para el objetivo del proyecto que fue, demostrar que se pueden obtener los productos descritos en las bases de diseño con ayuda de un simulador de procesos con una interfaz amigable.

El simulador de procesos HYSYS es un software de ingeniería muy adecuado para el proceso que se lleva a cabo en nuestro proyecto, está diseñado para operaciones con mezclas de hidrocarburos y especialmente para la industria del refinado de petróleo, esto genera un ambiente de trabajo amigable, fácil de comprender y sencillo de usar.

Además, la secuencia de generación del esquema de simulación que utiliza HYSYS, tiene un orden claro y lógico.

Respecto a la construcción de equipos de operaciones unitarias, HYSYS establece una serie de pasos que nos llevan de la mano y que van de acuerdo con el procedimiento de diseño. Esto proporciona un nivel de confiabilidad alto y la seguridad de que si detectamos un error podemos solucionarlo a tiempo evitando así arrastrarlo a las siguientes etapas.

Teniendo un caso base sobre el cual se va trabajando, se construyen los equipos de acuerdo con las posibilidades que el simulador nos permita y una vez diseñados los equipos, HYSYS nos da la posibilidad de modificarlos de acuerdo a las necesidades de temperatura, presión, volumen o composición que el proyecto requiera. De esta manera se puede lograr cumplir con las especificaciones de los productos.

El objetivo principal se cumplió al generar el esquema de simulación de la planta combinada U10000 de 150 000BPD de crudo Maya con resultados favorables.

CAPÍTULO VI.

Recomendaciones

Es necesario tomar en cuenta que la información que HYSYS nos da, es el resultado de los datos que nosotros alimentamos y de los modelos seleccionados. Por ello es muy importante que los datos del ensayo del crudo sean correctos, que el tipo de crudo se pueda fraccionar en los productos que estamos queriendo obtener, que las condiciones de alimentación vayan acorde con las recomendaciones (temperatura máxima del crudo para evitar el craqueo, presencia de fracción de crudo vaporizado) y que las condiciones de operación estén basadas en un diseño previo o se adecuen a criterios establecidos. En el caso de las unidades de destilación, las operaciones laterales deben ser colocadas conforme lo recomendado en el proceso de diseño de torres de destilación.

Cuando está corriendo la simulación para lograr la convergencia, HYSYS nos da información en tiempo real a través de gráficos ayuda a comprender lo que está ocurriendo con la temperatura, presión y flujos de líquido/vapor.

Una buena práctica es monitorear el desempeño a lo largo de las columnas de destilación en base a los gráficos de flujo de líquido y vapor contra número de plato, y el gráfico de temperatura contra número de plato. Esto nos ayudará a tomar decisiones cuando la convergencia no se logra o simplemente cuando se requiere tener mayor volumen de productos. Además, es necesario conocer las variables que modifican las condiciones para facilitar la convergencia. Por ejemplo, la manipulación de la temperatura de retorno de las extracciones de calor permite tener un mayor o menor flujo de líquido en la etapa de retorno y esto a su vez permite tener una mayor cantidad de volumen disponible para extraer en el agotador correspondiente.

Todas estas herramientas que HYSYS pone al alcance, ayudan a simplificar el proceso de introducir la información, obtener resultados y controlar las variables.

Una parte del problema del agua arrastrada con los productos puede resolverse utilizando vapor de agotamiento con una mayor presión.

Para tener la fotografía completa, sería importante hacer la simulación de la planta a partir de los desaladores, para esto es importante contar con la composición y cantidad de las sales disueltas en el crudo. Además, también es recomendable completar el esquema de simulación con un sistema de eyectores para el procesamiento de los gases que salen por el domo de la columna de destilación al vacío.

Es recomendable también que en un futuro este proyecto cuente con una etapa posterior en la que se evalúe la operación de la planta en términos de alimentación. Esto quiere decir que con base en la simulación que se construyó, se corran pruebas con HYSYS modificando la alimentación de 2 formas:

1. Alimentando diferentes volúmenes de crudo para encontrar la carga máxima y mínima permisible con la que puede operar la planta con el diseño actual.
2. Alimentar crudo Maya con gravedades específicas que estén dentro de su intervalo de Grados API.

Esta etapa no está considerada en este alcance y serviría para identificar cuales son los equipos limitantes y en donde se presentan "cuellos de botella."

ANEXOS

En esta parte se incluyen los diagramas completos obtenidos del IMP de cada una de las secciones del proceso.

ANEXO 1.

Diagrama de la sección de Intercambio de Calor.

ANEXO 2.

Diagrama de la sección fraccionamiento a Presión Atmosférica.

ANEXO 3.

Diagrama de la sección fraccionamiento al Vacío.

Bibliografía

1. Gary, J.H., Handwerk, G.E. y Kaiser, Mark J., *Petroleum Refining, Technology and Economics* 5^a ed. (USA: CRC Press, 2007)
2. Jones, A., *Petroleum Refinery* (New York: Marcel-Dekker, 1975)
3. Jones, D.S.J., *Elements of Petroleum Processing* 2^a ed. (England: John Wiley & Sons, 1994)
4. Kaes L., Gerald, *Some Practical Aspects of Modeling Crude Oil Distillation* (USA, 2003)
5. Maples, Robert E., *Petroleum Refinery Process Economics* 2^a ed. (USA: Penwell, 2000)
6. Perry, R.H. y Green, W. *Chemical Engineer's Handbook* (USA: McGraw Hill, 1999)
7. Seader, J.D., Henley, Ernest J., *Separation Process Principles* 2^a ed. (USA: John Wiley & Sons, 2006)
8. Simanzhenkov, Vasily, *Crude Oil Chemistry* 2^a ed. (New York: Marcel Dekker Inc., 1995)
9. Speight, James G., *Petroleum Chemistry and Refining* 3^a ed. (USA: Taylor & Francis, 1998)

10. Watkins, R.N., *Petroleum Refinery Distillation* 2^a ed. (Houston: Gulf Publishing Co. Book Division, 1979)
11. Wauquier, Jean-Pierre, *El Refino de Petróleo* (España: Diaz Santos, 2004)
12. Avauillée, L., Duchet-Suchaux, P., Durandea, M., Jaubert, J.N., "A new approach in correlating the oil thermodynamic properties" *Journal of Petroleum Science and Engineering* 30 (February 2001) 43-65
13. Eckert, Egon, Vanek, Tomás, "New approach to the characterisation of petroleum mixtures used in the modelling of separation processes" *Computers and Chemical Engineering* 30 (October 2005) 343-356
14. Hernández, Alma, "Análisis del Comportamiento de la Planta Combinada No. 2 de la Refinería Miguel Hidalgo, para el Manejo de Crudo (Maya)" (Tesis de licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 2007)
15. García O., Vianey, "Generación del Esquema de Simulación de la Planta Combinada No.1 de la Refinería de Tula, Hidalgo" (Tesis de licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 1998)
16. Romero P., Claudia, "Generación del Esquema de Simulación de la Planta Combinada No.2 de la Refinería de Tula, Hidalgo" (Tesis de licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 1998)
17. Villalobos H., Alejandro, "Módulo IV: Plantas Combinadas de Destilación de Petróleo Crudo" (Facultad de Química, UNAM. Tula de Hidalgo, 2005)

18. Instituto Mexicano del Petróleo, "Planta Combinada U-10000 Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Minatitlán, Ver." (Paquete de Ingeniería Básica, Agosto 2003)
19. PEMEX, Historia de PEMEX. (en línea, disponible en <http://www.pemex.com/index.cfm?action=content§ionID=1&catID=10004>; Internet; consultado el 18 de Julio de 2008)
20. PEMEX Refinación, Historia de la Refinería General Lázaro Cárdenas. (en línea, disponible en <http://www.ref.pemex.com/octanaje/23laza.htm>; Internet; consultado el 29 de Junio de 2008)
21. HYSYS Plant Tutorials. "Refining Tutorial" Simulation Basis. HYPOTECH Ltd.
22. Hysys User's Guide. HYPOTECH Ltd. Version 1.1.1996.