

**Universidad de Matanzas**  
**“Camilo Cienfuegos”**  
**Facultad de Ingenierías**  
**Departamento de Química e Ingeniería Química**



**TÍTULO: DISEÑO PRELIMINAR DE UNA COLUMNA DE  
DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE.**

**Trabajo de Diploma presentado en opción al título de  
Ingeniera Química**

Autora: Annalien Polledo González

Tutor: MSc. Camilo Cabrera Acevedo

Matanzas, Cuba, 2011



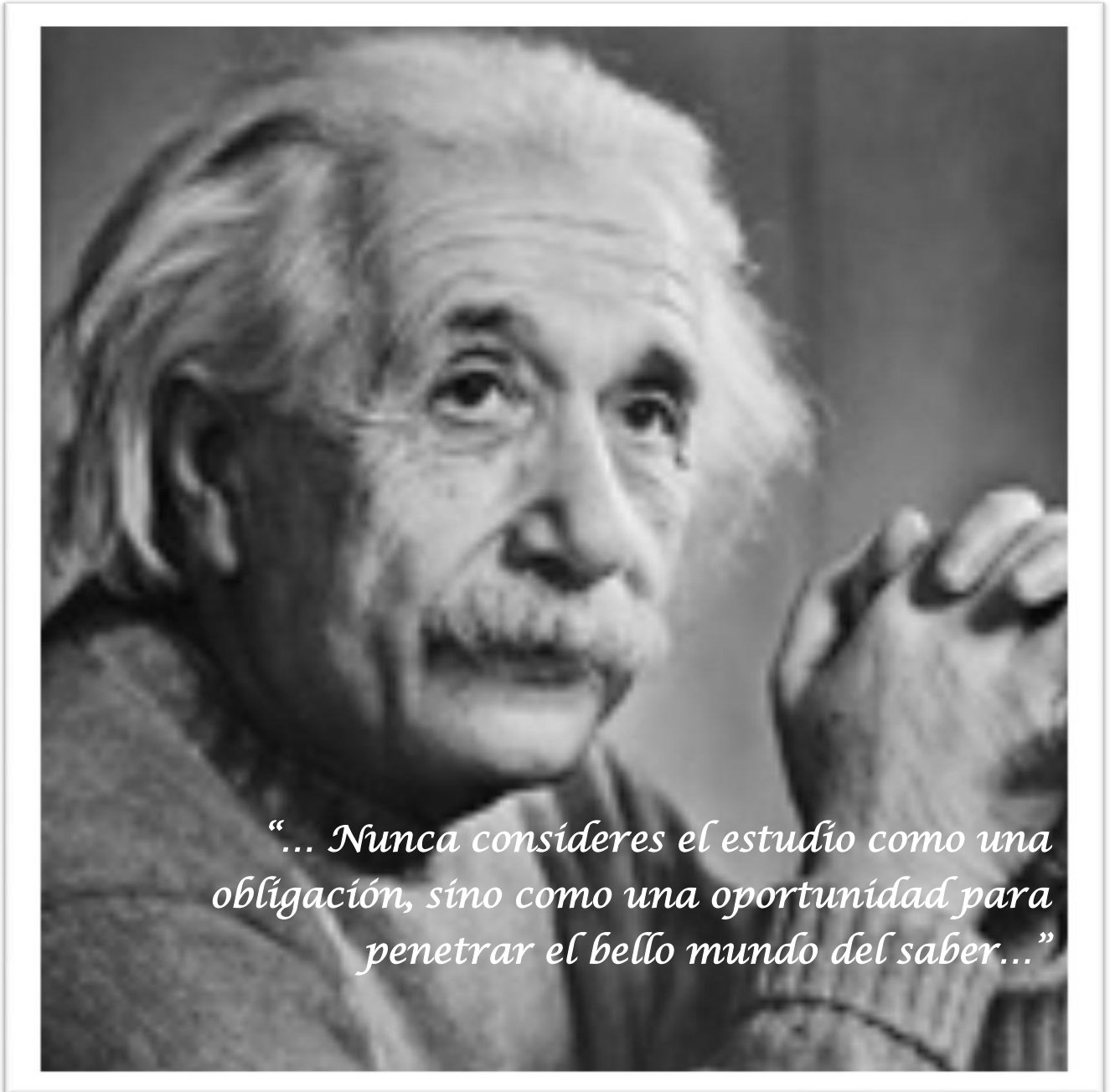
## **Declaración de Autoridad**

Yo, Annalien Polledo González, me declaro como única autora de esta investigación realizada en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniera Química y autorizo que la misma sea utilizada por la mencionada Institución como material de consulta. Para que así conste, debajo firma:

---

Annalien Polledo González.

## Pensamiento





## **Dedicatoria**

Dedico este Trabajo de Diploma a:

Mis abuelas Flora A Cintado y Adalia B Méndez que a pesar de no estar hoy en día a mi lado son mi principal motor impulsor en cada tarea ardua y útil que desempeño en la vida.

A mi tío Joel Julián Rabaza que no se encuentra a mi lado, por un trágico accidente; pero por su apoyo incondicional, por pensar en la PC cuando yo no tenía para realizar este trabajo de diploma.

Mis padres y familiares más allegados.

En fin, a todos.



## Agradecimientos

En nuestras vidas existen personas dispuestas a apoyarnos, dispuestas a estar ahí cuando más los necesitamos, personas capaces de guiar nuestros caminos sin importarles ni pedir nada a cambio.

Fueron muchos los que en este momento crucial de mi carrera, brindaron su apoyo incondicional, es por eso que esta página es importante para mí, pues aquí les va todo mi agradecimiento:

- Antes que nada agradecer a Dios nuestro señor y nuestro salvador por permitirme vivir para ver el logro de mis esfuerzos, por guiarme cuando creía que no había camino que tomar, por darme fuerzas y poner en mi camino a todas estas personas magnificas a las que agradeceré a continuación.
- A mis padres y hermanos, por la ayuda, el apoyo de todo tipo y la consideración brindada a lo largo de toda la carrera y específicamente durante la realización de este trabajo.
- A mi tutor, Camilo Cabrera Acebedo por guiarme y apoyarme en el desarrollo de este trabajo con la mayor disposición y empeño.
- A todos mis profesores por su contribución a mi formación como profesional.
- A mis compañeros de aula por apoyarme y estar ahí cuando los necesitaba, por ser incondicionales conmigo y sobre todo por tener muy por encima los valores de compañerismo y solidaridad.
- A todos los amigos que han contribuido de una forma u otra en la realización de este trabajo en especial a Víctor Hernández.
- A toda mi familia en específico a mi tía Carucha, a mi primo Jesús, a su papá Joel Julián y a mi abuelo Reynol por ser tan pacientes conmigo.
- A mi mejor amiga Adriatned por soportar mis malcriadeces todos los días, por apoyarme y darme fuerzas en cada situación en la que sentí venírseme el mundo encima, en fin, por ser uno de mis motores impulsores y por saber estar ahí para mí tanto en los momentos buenos como en los malos.
- A la Revolución ya que sin ellas quizás hoy no estuviese aquí donde estoy, por permitirme cursar mis estudios gratuitamente y con profesores tan bien preparados.



## Resumen:

El presente trabajo está dirigido a diseñar de forma preliminar una columna de destilación multicomponente que permita satisfacer la demanda de derivados del petróleo que se exige en una refinería. Se realiza una actualización de la temática de refinación y las etapas que la componen; la búsqueda de los parámetros de trabajo de los equipos principales y algunos auxiliares, un estudio de estos desde el punto de vista termodinámico y de la operación unitaria que en ellos ocurre, para llegar a la modelación y simulación de dicho proceso determinando con esto sus parámetros operacionales y los de diseño.

El diámetro de la columna obtenido es de 0,68 m y su altura de 13,54 m, llevando un total de 15 platos reales (10 ideales). Esta opera a una presión de 13,5 atm (200 psia), con una temperatura en el tope de 49 °C (118 °F) y de 171 °C (340 °F) en el fondo. Se determinó, por medio de balances de energía, que 132 057,1 kg/h es la cantidad mínima de vapor, necesario para vaporizar la mezcla de hidrocarburos en el rehervidor y que hacen falta como mínimo 19 000 m<sup>3</sup>/h de agua de enfriamiento para abastecer al condensador.

Para la simulación se escogió el modelo termodinámico de Peng-Robinson, llevándose a cabo con el simulador HYSYS, obteniéndose buenos resultados.

El costo de adquisición del equipo es de \$ 20 625,70 (USD)



## Abstract:

This work is aimed to a preliminary design of a multicomponent distillation column that reaches the demand of petroleum products required in a refinery. It was performed an update of the refining process and the steps it conformed up; the search for the working parameters of the mains and some auxiliaries equipments; the study of them from the thermodynamic point of view and the unit operation that occurs in them, to get the modeling and simulation of this process, identifying with it, its operational and design parameters.

The diameter of the column obtained is 0.68 m and the height is 13.54 m, carrying a total of 15 real steps (10 ideal). This operates at a pressure of 13.5 atm (200 psia) with a top temperature of 49 °C (118 °F) and 171 °C (340 °F) in the bottom. Was determined by energy balances, that 132 057,1 kg/h is the minimum flow of steam needed to vaporize the hydrocarbon mixture in the reboiler and that it takes at least 19 000 m<sup>3</sup>/h of cooling water to supply the condenser.

For the simulation was chosen the thermodynamic model of Peng-Robinson and it was carried out in the HYSYS software environment, obtaining good results.

The acquisition cost of the equipment is \$ 20 625.70 ( USD).





## Índice

No.	Temática	Pág.
	Introducción	1
	<b><u>Capítulo 1: Análisis Bibliográfico</u></b>	4
1.1	Refinación del petróleo	4
1.2	Caracterización de los procesos de refinación.	5
1.2.1	Caracterización de los procesos de refinación.	5
1.2.2	Procesos Catalíticos.	6
1.2.3	Proceso de conversión térmica.	7
1.3	Principales derivados de la refinación de Petróleo	7
1.3.1	Porcentajes de los distintos productos	9
1.4	Clasificación de crudos a tratar.	9
1.5	Características generales de la destilación	10
1.5.1	Destilación de mezclas multicomponentes	11
1.5.2	Número de torres de destilación necesarias	12
1.5.3	Aspectos determinantes para el diseño o el análisis de una columna de destilación multicomponente	12
1.5.4	Componentes Claves.	13
1.5.5	Métodos de diseño de torres de destilación multicomponentes.	13
1.5.5.1	Método Corto de Diseño Fenske – Underwood – Gilliland (FUG)	14
1.5.5.2	Método Corto de Diseño de grupo de Smith - Brinkley (SB)	15
1.5.5.3	Método Corto de Diseño de grupo de Kremser.	15
1.6	Operaciones de transferencia de masa.	16
1.6.1	Clasificación de las operaciones de transferencia de masa.	16
1.7	Operaciones de transferencia de calor	18
1.7.1	Mecanismos de la transferencia de calor.	18
1.7.2	Equipos de transferencia de calor	20
1.8	Termodinámica	20
1.8.1	Termodinámica del equilibrio de fases.	22
1.8.2	Criterios de equilibrio de fases	22
1.8.3	Fundamentos del comportamiento ideal - no ideal.	22
1.8.4	Modelos de propiedades termodinámicas	24
1.8.5	Selección de los modelos de propiedades termodinámicos.	24



1.9	Uso de simuladores como herramienta.	24
1.9.1	Simulación.	24
	<b>Conclusiones parciales del Capítulo 1</b>	27
	<b>Capítulo 2: Metodología de análisis</b>	28
2.1	Descripción del proceso.	28
2.2	Metodología aplicada en el diseño realizado	30
2.2.1	Procedimiento para los balances de materiales y energía.	32
2.3	Consideraciones termodinámicas de los procesos de separación.	34
2.3.1	Metodología para determinar el Punto de burbuja.	36
2.3.2	Metodología para determinar el Punto de rocío.	36
2.3.3	Selección del modelo termodinámico.	37
	<b>Conclusiones parciales del Capítulo 2.</b>	39
	<b>Capítulo 3: Análisis y diseño de la columna de destilación</b>	40
3.1	Planteamiento del problema de diseño y aspectos preliminares	40
3.2	Evaluación del diseño de la columna por el método Fenske – Underwood – Gilliland (FUG)	44
3.3	Balances de energía en el condensador y el rehervidor.	50
3.4	Evaluación del diseño de la columna utilizando el simulador HYSYS.	52
3.5	Costos de adquisición para el equipo diseñado.	56
	<b>Conclusiones parciales del capítulo 3.</b>	58
	<b>Conclusiones</b>	59
	<b>Recomendaciones</b>	60
	<b>Bibliografía</b>	61
	<b>Anexos</b>	65



## Introducción

A lo largo de la historia de la ingeniería química en Cuba, la formación del profesional graduado se mantiene vinculada a los estudios y conocimientos de las temáticas más actuales en el país (industria azucarera, de fertilizantes, láctea, del petróleo, entre otras esferas); en función de la especialidad a la que se haga referencia.

La ingeniería química es una especialidad, que estudia la transformación de las materias primas o la separación de la misma para obtener un producto deseado. En ella el ingeniero químico debe ser capaz de analizar, diseñar y llevar a cabo un proceso, así como el equipo utilizado en el mismo. Tiene que hacer operar las plantas con eficacia, seguridad y economía, teniendo en cuenta que sus productos han de cumplir las condiciones exigidas por los consumidores.

El tema de la necesidad de refinación de crudo (petróleo) para obtener sus productos derivados, cobra una mayor importancia y trascendencia en el mundo actual, ya que de diferentes formas esta materia prima la usamos cada día de nuestra vida. El petróleo proporciona fuerza, calor y luz; lubrica la maquinaria y produce asfalto para acondicionar la superficie de las carreteras; y de él se fabrica una gran variedad de productos químicos.

La primera pregunta que se hace uno alrededor del petróleo es la de: ¿qué se hace en una refinería de petróleo?

Una refinería es una planta que manufactura productos químicos y combustibles a partir del petróleo crudo como materia prima y cuyos productos finales son gasolina, queroseno, nafta, combustóleos, lubricantes, asfalto, azufre, gas y otros productos derivados útiles para el hombre; aunque la proporción en que se elaboran estos productos fue cambiando con el tiempo (Martin,1997).

Históricamente el refino de petróleo consistía en una destilación simple del crudo, en batch, de forma que los hidrocarburos de mayor punto de ebullición, se vaporizaban y condensaban posteriormente, separándose a continuación diferentes fracciones según su intervalo de destilación.



A finales del siglo XIX, las fracciones de gasolina y nafta se consideraban un estorbo porque no existía una gran necesidad de las mismas; la demanda de queroseno también comenzó a disminuir al crecer la producción de electricidad y el empleo de luz eléctrica. Sin embargo, la introducción del automóvil hizo que se disparara la demanda de gasolina, con el consiguiente aumento de la necesidad de crudo. A partir de ahí se desarrolló la destilación continua actual.

Puesto que el crudo de petróleo es una mezcla de hidrocarburos y sus componentes tienen diferentes puntos de ebullición, la destilación es el proceso más adecuado para proceder a su separación, agrupándose los productos obtenidos en una serie de corrientes o cortes, por intervalos de punto de ebullición. El tipo exacto de procesamiento ya depende de cada refinería y de su esquema de refino. En general, puede afirmarse que en las refinerías el procesamiento directo del crudo conlleva a tres etapas: un pre tratamiento, una destilación atmosférica y una destilación al vacío. Las restantes operaciones de purificación y enriquecimiento de los productos finales son derivadas de esta etapa inicial.

Cada refinería está diseñada para procesar crudos con características específicas, normalmente los crudos no se utilizan puros, la optimización de la producción o la propia logística exige su mezcla previa antes de su procesamiento.

Los crudos se clasifican atendiendo a su peso específico. Para ello se usa una unidad internacional llamada Grado A.P.I. (American Petroleum Institute) que define como Ligeros a los mayores de 30 °API; de 22° a 29° como Medianos; de 11° a 21° como Pesados y de 1° a 10° como Extra Pesados.

Nuestro país cuenta con diferentes plantas de refinación (C. Habana, Cienfuegos, Santiago de Cuba) con tecnologías que en algunos casos no han ido a la par con la modernización que ha experimentado esta industria en los últimos años, atendiendo a los avances científico-técnicos actuales, y con volúmenes de producción que no satisfacen la demanda nacional y de exportación, la que sería de favorable repercusión para la economía nacional.



En tal sentido se hace necesario contar con plantas que posibiliten incrementar la cantidad de petróleo a procesar y que lo hagan con mayor eficiencia que las existentes, considerando los diseños más actualizados a nivel internacional.

Al ser la torre de destilación la etapa inicial y principal del proceso de refinación, a partir de la cual se derivan el resto de las etapas, es primordial que el rediseño inicial lo sufra este equipo, así como el resto de los equipos y operaciones auxiliares que lo complementan. En tal sentido, la planta con que se cuenta procesa en la actualidad 35 000 toneladas de crudo por día y se requiere incrementar el volumen de producción a 50 000 Ton/día.

Por lo que podemos plantear como **problema** a enfrentar en el presente trabajo:

*El volumen de producción actual de la planta, no satisface la demanda de productos derivados de la refinación del petróleo.*

**Objetivo general:** *Realizar el diseño preliminar de una columna de destilación que garantice el incremento del volumen de producción a 50 000 Ton/día.*

**Objetivos específicos:**

1. Consultar la bibliografía relacionada con el tema de destilación y sus parámetros operacionales.
2. Determinar las principales variables que influyen en el proceso y el comportamiento desde el punto de vista termodinámico y de las operaciones unitarias que intervienen.
3. Estudiar el comportamiento de la unidad de destilación mediante modelación y simulación a través de Hysys.
4. Realizar el diseño preliminar de la unidad y comparar los resultados con los obtenidos por el simulador.
5. Realizar el cálculo del costo de adquisición de la propuesta.

Se trazan las siguientes **preguntas científicas** para solucionar el problema:

- ¿Qué elementos teóricos sustentan la propuesta?



- ¿Qué regularidades caracterizan el proceso que se diseña?
- ¿Qué acciones proponer para lograr el diseño adecuado de la columna de destilación?
- ¿Qué resultados podría esperarse una vez diseñada la columna?



## Capítulo 1: Análisis Bibliográfico.

Este primer capítulo representa la fundamentación teórica del trabajo, donde se realiza una breve referencia acerca del proceso de refinación del petróleo, así como las etapas que lo componen, uso de los catalizadores necesarios, caracterización de los crudos a tratar y principales derivados que este presenta. Además, se entra en detalles de las operaciones unitarias que se aplican en dicho proceso. Para el cumplimiento del mismo se consultó bibliografía disponible en diferentes fuentes como bases de datos remotas disponibles en Internet o en otros medios de información, revistas actualizadas, libros especializados en la temática, tesis doctorales, de maestrías y de grados, así como la aportada por la página Web de la Facultad de Ingenierías, de gran actualidad.

### 1.1 Refinación del petróleo.

Según Wuithier (1971) y Erij y Rudin (1988), para obtener productos de características precisas y utilizar de la manera más rentable posible las diversas fracciones presentes en el petróleo, es necesario efectuar una serie de operaciones de tratamiento y transformación que, en conjunto, constituyen el *proceso de refinación del petróleo*.

Por otra parte Torres y Castro (2002) indican que una refinería es una industria manufacturera donde se convierte el petróleo crudo y produce una variedad de derivados como se muestra en la figura 1.

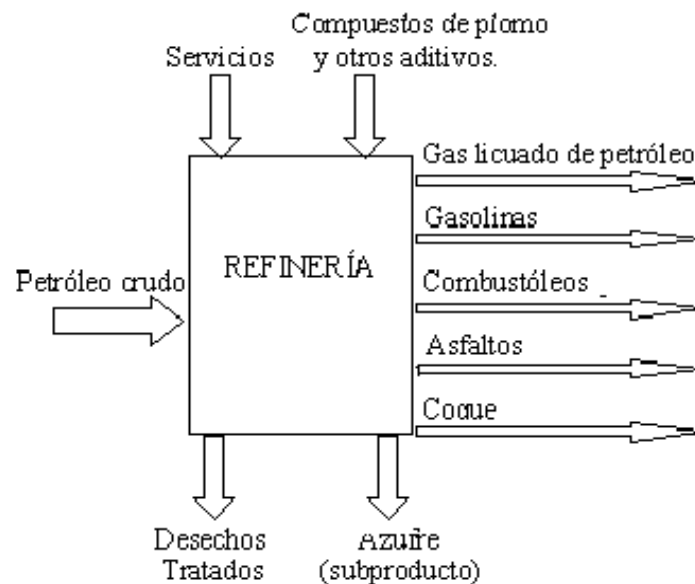


Figura 1: Entradas y salidas en una refinería.



Esto ocurre a través de una serie compleja de reacciones químicas y de cambios físicos que se pueden englobar básicamente en las seis siguientes operaciones principales: fracciona, desintegra, reforma, trata, combina y mezcla materiales para producir gasolina con o sin mejorado del octanaje, también llamado antidetonante, que es un compuesto oxigenado que se le adiciona a la gasolina, gas licuado de petróleo o gas LP, combustóleos, asfaltos, coque y azufre como subproducto, y agrega otros compuestos aditivos.

## **1.2. Caracterización de los procesos de refinación.**

Según Wuithier (1971) la refinación del petróleo consta de dos transformaciones dentro de las que se encuentran la primaria y la secundaria. Esta caracterización se mantiene por muchos años así lo plantean (Torres y Castro, 2002; Pollack y Selim, 2007) lo que indica que la teoría de los procesos de refinación del petróleo se mantiene a lo largo de su estudio y lo que cambia consigo es su tecnología a la hora de procesar el crudo de petróleo. A la transformación primaria pertenecen los procesos en que el petróleo se separa en fracciones, que se diferencian por sus límites de evaporación, y a la secundaria, los procesos de transformación térmica y catalítica, así como los de depuración de los productos derivados de petróleo. Es de ahí que podemos resumir que los procesos de refinación son:

- Separaciones Físicas.
- Procesos Catalíticos.
- Conversión Térmica.

### **1.2.1. Procesos de separaciones físicas.**

Los procesos de separación pueden definirse como aquellas operaciones que pueden transformar una mezcla de sustancias en dos o más productos que se diferencian uno de otro en sus composiciones (King, 1980; Rousseau, 1987; Garcell, 2002; Seader y Henley, 2000). Dentro de estas operaciones en las industrias de refinación del petróleo se encuentra la separación de gases y destilación, siendo esta última la operación fundamental en dicho proceso. Esta operación se aborda con mayor profundidad en el epígrafe 1.5 por ser la que se analizará en el presente trabajo.





## 1.2.2. Procesos Catalíticos.

La mayoría de las transformaciones químicas de los hidrocarburos del petróleo que tienen valor práctico se realizan en presencia de catalizadores. Los catalizadores permiten disminuir la energía de activación de las reacciones químicas y con ello, aumentar considerablemente su velocidad.

La producción de hidrógeno y el hidrotratamiento son etapas que tienen implícitos el proceso catalítico, pero este no es llevado a cabo sin la utilización de los catalizadores, ya que ellos modifican, profundamente, el mecanismo de ruptura de los enlaces entre átomos de carbono y aumenta la velocidad de transformación. Permite, así mismo, reducir la severidad de la reacción y en consecuencia, eliminar la mayor parte de las reacciones secundarias, productoras de gas, coque y residuos pesados con detrimento de la gasolina.

Los catalizadores pueden ser una arcilla natural o más frecuentemente un producto sintético como el aluminosilicato, cuyas propiedades físicas y químicas pueden ser mejoradas y controladas. En las figuras mostradas a continuación están presentes diversos tipos de catalizadores usados con fines específicos.



**Figura 2:** Catalizadores que se utilizan en la producción de hidrógeno



**a**

**b**

**c**

**d**

**Figura 3:** Catalizadores que se utilizan en la reformación de Gas Natural:(a)-  $\text{CoO}$  ( $\text{NiO}$ )- $\text{MoO}_3 / \alpha \text{Al}_2\text{O}_3$ ; (b)-  $\text{Ni} / \text{Al}_2\text{O}_3$ ; (c)-  $\text{Fe}_3\text{O}_4 / \text{Cr}_2\text{O}_3$  / óxidos metálicos (d)  $\text{Cu} / \text{ZnO} / \text{Al}_2\text{O}_3$ .



### 1.2.3. Proceso de conversión térmica.

El proceso de craqueo térmico, o pirólisis a presión, se desarrolló en un esfuerzo para aumentar el rendimiento de la destilación. En este proceso, las partes más pesadas del crudo se calientan a altas temperaturas bajo presión. Esto divide (craquea) las moléculas grandes de hidrocarburos en moléculas más pequeñas, lo que aumenta la cantidad de gasolina compuesta por este tipo de moléculas producida a partir de un barril de crudo. No obstante, la eficiencia del proceso se limita, porque debido a las elevadas temperaturas y presiones se deposita una gran cantidad de coque (combustible sólido y poroso) en los reactores. Esto, a su vez, exige emplear temperaturas y presiones aún más altas para craquear el crudo. Después se creó un proceso de coquización en el cual se recirculan los fluidos; el proceso funcionaba durante un tiempo mucho mayor con una acumulación de coque bastante menor. Muchos refinadores adoptaron este proceso de pirólisis a presión. (Morales; 1992)

### 1.3 Principales derivados de la refinación de Petróleo:

El petróleo crudo no tiene aplicaciones prácticas tal y como se obtiene de sus yacimientos. Sin embargo, sometido a las operaciones básicas de la industria de refinación, da lugar a un conjunto de productos de uso energético directo, otros con diferentes aplicaciones y algunos que son materia prima de la industria de síntesis orgánica y petroquímica. Según (Wuithier, 1971; Dávila, 2004 Pottellá, 2009), el rendimiento de cada producto que se obtiene en una refinería dependerá del crudo procesado y del sistema de refinación utilizado.

Entre los principales productos que se obtienen del proceso de refinación están los siguientes:

**Gas Licuado de Petróleo (GLP):** está constituido principalmente por hidrocarburos de tres y cuatro átomos de carbono que, a temperatura ambiente y a presión atmosférica, se encuentran en fase gaseosa y a presiones relativamente bajas pasan a fase líquida. Además, se puede encontrar etano, propileno, isobutanos e isobutenos, trazas de etano entre otros. Esta proporción está regulada en las especificaciones de cada país.

Desde el punto de vista comercial los principales hidrocarburos del GLP son el propano y el butano.



**Gasolinas:** Es el combustible utilizado en los automóviles, cuya composición química se trata de una mezcla de hidrocarburos entre  $C_4$  y  $C_{11}$ , que destilan entre los  $25\text{ }^{\circ}\text{C}$  y los  $220\text{ }^{\circ}\text{C}$  y en la que se incluye todo tipo de hidrocarburos; parafinas, isoparafinas, olefinas, aromáticos, naftenos, etc. Pueden contener componentes oxigenados como éteres derivados de metanol y etanol, como el éter metil-ter-butílico (MTBE), el éter metil-ter-amílico (TAME) y alcoholes puros como metanol y etanol en proporciones variables. Tiene también un contenido muy bajo, del orden de las partes por millón de azufre y nitrógeno. Además, es normal la presencia de aditivos de estabilidad, antidetonantes, anticongelantes, etc. La principal cualidad de las gasolinas es su Número de Octano, que mide la tendencia a la autoignición del combustible sometido a unas determinadas condiciones de compresión y temperatura.

**Gasóleos:** son el resultado de una mezcla de distintos componentes obtenidos en diferentes procesos de refino. Su intervalo de ebullición está comprendido, aproximadamente, entre  $160\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $360\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Su contenido de azufre es bajo en los gasóleos utilizados en automoción (10 ó 50 ppm), mientras que en el Gasoil de Calefacción se admiten contenidos más altos. Sus componentes principales son los kerosenos y destilados medios de la destilación directa del crudo, normalmente hidrodesulfurados, para rebajar su contenido de azufre a niveles de 10–50 ppm. Los procedentes de las unidades de conversión: media y profunda, *hydrocracking* y coquización también hidrodesulfurados.

**Gasolina de aviación:** Se obtiene principalmente de la fracción liviana del alquilato. Se usa como combustible de aviones con motor a pistón que requiere un octanaje mayor de 100.

**Kerosén:** Rango de destilación:  $140\text{--}230\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Se usa en iluminación, calefacción y cocina y como combustible de aviones con turbina. Propiedades importantes: estabilidad térmica y punto de humo.

**Diesel:** Rango de destilación:  $230\text{--}380\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Se usa en los motores de combustión interna, en calefacción y generación eléctrica. Propiedades más importantes: número de Cetano (valor de la calidad de ignición del combustible diesel), el contenido de azufre (efecto corrosivo) y la viscosidad.



**Residuales:** Uso como combustible en barcos, plantas industriales y generación de electricidad. Propiedades más importantes: viscosidad, contenido de azufre/metales y estabilidad.

**Bases lubricantes:** Parafínicas: Alto índice de viscosidad, alta estabilidad a la oxidación, punto de fluidez. Nafténicas: Mediano o bajo índice de viscosidad. Usados principalmente como aceites dieléctricos.

**Asfalto:** Mezcla de las fracciones más pesadas del crudo. Usado en pavimentación e impermeabilización. Propiedades importantes: viscosidad, penetración.

**Coque:** Producto del craqueo térmico de las fracciones pesadas del crudo. Sólido e irregular, de acuerdo al nivel de contaminantes (metales/azufre) tiene usos como combustible (hornos / caldera.), manufactura de ánodos (fábrica de aluminio) y electrodos (para hornos eléctricos de acerías).

**Parafinas:** Hidrocarburos saturados de cadena lineal con alto peso molecular, que cristalizan de las fracciones intermedias del petróleo.

**Gases:** Mezcla de Metano ( $\text{CH}_4$ ) y Etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), usados como combustible en hornos y calderas.

**Gasolina de motor:** Rango de destilación: 30 °C–200 °C. Se clasifican según el octanaje. Propiedades más importantes: volatilidad (presión de vapor) y octanaje.

### **1.3.1 Porcentajes de los distintos productos.**

En 1920, un barril de crudo, que contiene 159 litros, producía 41,5 litros de gasolina, 20 litros de queroseno, 77 litros de gasoil y destilados y 20 litros de destilados más pesados. Hoy, un barril de crudo produce 79,5 litros de gasolina, 11,5 litros de combustible para reactores, 34 litros de gasoil y destilados, 15 litros de lubricantes y 11,5 litros de residuos más pesados, aunque esto depende de la composición que tenga el crudo a procesar. (Dávila, 2004)

### **1.4 Clasificación de crudos a tratar.**

Cada refinera está diseñada para procesar crudos con características específicas, normalmente los crudos no se utilizan puros, la optimización de la producción o la propia logística exige su mezcla previa antes de su procesamiento. Estos se clasifican atendiendo a su peso específico (Castro, 1999). Para ello se usa una unidad internacional llamada American Petroleum Institute (Grado A.P.I. ) que define:



**Condensados Naturales:** son los mayores de 40.9 °API: Mezcla de hidrocarburos ligeros que pueden evaporarse a presión atmosférica.

**Livianos:** están en el rango de 30 a 49.9 °API: Parafínicos para propósitos generales o producción de lubricantes parafínicos.

**Medianos:** tienen un rango entre 22 y 29.9 °API: Parafínicos y/o nafténicos para propósitos generales.

**Pesados “A”:** están entre 14 y 21.9 °API: Nafténicos para propósitos generales.

**Pesados “B” (Extrapesados)** < - 13.9 °API: Nafténicos para propósitos generales o lubricantes nafténicos.

## 1.5 Características generales de la destilación:

Se le llama **destilación** a la operación mediante la cual se ponen en contacto, se mezclan y posteriormente se separan los componentes de una solución, debido a las diferencias entre las volatilidades relativas de estos. Esta operación resulta de gran importancia por permitir la separación y obtención, prácticamente puros, de compuestos presentes en mezclas de las más variadas composiciones, de ahí su amplio uso en las industrias químicas en la actualidad. (Treybal, 1999; Seader y Henley, 2000).

Frente a otras operaciones de transferencia de materia, la destilación presenta la gran ventaja de que no necesita la adición de otros componentes para efectuar la separación, como ocurre en el caso de extracción con disolventes. Además, la destilación como operación involucra múltiples contactos entre las fases líquidas y vapor que fluyen en contracorriente. Cada contacto consiste en el mezclado de las dos fases para promover la rápida distribución de las especies por transferencia de masa, seguido de la separación de las fases. Los contactos son a menudo hechos en platos horizontales en un arreglo vertical en una columna. El vapor, mientras fluye hacia arriba en la columna, se va enriqueciendo con las especies más volátiles. El líquido, por su parte, mientras fluye hacia abajo en la columna se enriquece con las especies menos volátiles. La alimentación a la columna de destilación se hace en un plato intermedio, casi siempre cerca de la parte media de la columna. La parte de la columna que se encuentra por arriba de la alimentación se denomina sección de enriquecimiento o de rectificación, y la parte por debajo de la alimentación es llamada sección de agotamiento. (Seader y Henley, 2000).



El vapor de la alimentación asciende por la columna, mientras que el líquido desciende. El líquido es requerido para hacer contactos con el vapor de arriba del plato de alimentación, y el vapor es requerido para hacer contactos con el líquido por debajo de la etapa de alimentación. Frecuentemente, el vapor de la parte superior de la columna es condensado en un condensador con agua de enfriamiento o un refrigerante para proveer el líquido requerido para el contacto de fases, llamado reflujo. De manera similar, el líquido del plato inferior de la columna es enviado a un rehervidor, donde es calentado por vapor de agua o algún medio de calentamiento, para proveer el vapor para el contacto, llamado *boilup*.

Asimismo Marcilla (1998), Coulson y Richardson (2005) y Gómez (2007) plantean que tradicionalmente, el estudio de la rectificación se aborda diferenciando entre el caso de las mezclas multicomponentes y las binarias. Esto se justifica, en primer lugar, por el hecho de que los métodos gráficos, que resultan tan útiles en el diseño de procesos de destilación de mezclas binarias, no pueden aplicarse en el caso de mezclas multicomponentes, donde por tanto es necesario el desarrollo de métodos algebraicos diferentes. Además el planteamiento del problema también es diferente ya que el número de variables que se puede especificar permite que en el caso de las mezclas binarias sea posible llegar a conocer con exactitud cuál va a ser la composición de los productos deseados, mientras que en el caso multicomponente, sólo se podrá conocer la composición de los dos componentes clave que se pretende separar. Por tanto, no serán directamente aplicables los criterios en que se basan los métodos clásicos de Ponchon-Savarit o de McCabe-Thiele, que deberán ser modificados o sustituidos por otros. Esta es una situación común para todos los procesos de separación en los que el equilibrio entre las fases implicadas no pueda representarse gráficamente en un plano (equilibrio líquido-vapor en mezclas de más de dos componentes, equilibrio líquido-líquido en mezclas de más de tres componentes y equilibrio líquido-gas donde se reparte más de un componente), aunque se suele considerar como referencia el caso líquido-vapor.

Aunque se dispone de métodos rigurosos para la simulación o el diseño de operaciones de rectificación multicomponente desde los años 30, la resolución de estos problemas se abordó primero, de forma aproximada, mediante procedimientos gráficos o analíticos y hasta que no se dispuso de ordenadores potentes, no se desarrollaron adecuadamente los métodos rigurosos. En la actualidad no hay ningún tipo de conflicto entre ambos tipos



de métodos, y se combina la velocidad y precisión de los cálculos rigurosos realizados por los programas de ordenador para la simulación de columnas de rectificación con la utilidad analítica y visual de los métodos gráficos, reservándose los métodos analíticos aproximados para las etapas aproximadas del diseño.

## **1.5.1. Destilación de mezclas multicomponentes:**

Según Marcilla (1998), en muchas de las industrias químicas, existen procesos de destilación que incluyen la separación de más de dos componentes. Los principios generales para el diseño de estas columnas multicomponentes tienen mucha similitud con la del sistema binario. Se tiene un balance de masa para cada componente de la mezcla multicomponente. Los balances de entalpía o calor que se realizan son muy semejantes a los del caso binario. Los datos de equilibrio se usan para calcular los puntos de ebullición y de rocío, y también se utilizan los conceptos de reflujo mínimo y reflujo total como casos limitantes.

## **1.5.2. Número de torres de destilación necesarias.**

Según Treybal (1999), Seader y Henley, (2000) y Suárez (2006) en la destilación binaria, una torre se usa para separar los dos componentes A y B en componentes relativamente puros, con A en el destilado y B en el residuo. Sin embargo, en una mezcla de multicomponentes de  $n$  componentes, serán necesarios  $n - 1$  fraccionadores para la separación. Por ejemplo, para un sistema de tres componentes, A, B y C, donde A es el más volátil y C el menos volátil, se necesitan dos columnas. La alimentación de A, B y C se destila en la columna 1, y A y B se eliminan en el destilado y C en el residuo. Como la separación en esta columna se realiza entre B y C, el residuo que contiene C contendrá una pequeña cantidad de B y a menudo una cantidad despreciable de A (que se suele llamar componente traza). La cantidad del componente traza A en los fondos con frecuencia se puede despreciar si las volatilidades relativas son razonablemente grandes.

En la columna 2 se destila la alimentación de A y B; en el destilado, A contiene una pequeña cantidad del componente B y una cantidad mucho menor de C. El residuo que contiene B también estará contaminado con una pequeña cantidad de C y A. Como alternativa, la columna 1 se puede usar para eliminar el destilado de A, y B más C se alimentan a la columna 2 para la separación de B y C.



### 1.5.3. Aspectos determinantes para el diseño o el análisis de una columna de destilación multicomponente:

- Caudal, composición, presión y temperatura del alimento.
- Grado de separación deseado entre dos de los componentes.
- Presión de operación (que ha de ser inferior a la presión crítica de la mezcla)
- Pérdida de presión del vapor, especialmente para operaciones al vacío.
- Razón de reflujo mínima y razón de reflujo de operación.
- Mínimo número de etapas y número de etapas reales (eficiencia de la etapa).
- Tipo de condensador (total, parcial o una combinación de ambos).
- Tipo de rehervidor (total o parcial).
- Tipo de contacto (columna de platos, de relleno, o de ambos tipos).
- Altura de la columna.
- Plato de entrada del alimento.
- Diámetro de la columna.
- Dispositivos internos de la columna.

### 1.5.4. Componentes Claves.

Previamente al establecimiento del balance de materia preliminar resulta imprescindible la especificación de los componentes clave y de su distribución entre el destilado y las colas, que se debe realizar teniendo en cuenta las condiciones de operación y las características de la mezcla a tratar. Reciben el nombre de **componentes clave** aquellos dos componentes cuya separación se especifica; el más volátil es el clave ligero, y el menos volátil, el clave pesado. Normalmente el componente clave ligero (LK) y el componente clave pesado (HK) se eligen como el más ligero (más volátil) especificado en el residuo y el más pesado (menos volátil) especificado en el destilado. Los componentes más volátiles que LK reciben el nombre de componentes no clave volátiles (LLK o LNK) y los menos volátiles que HK reciben el nombre de no clave pesados (HHK o HNK). En ocasiones existen componentes de volatilidad intermedia entre la de LK y la de HK. Se dice que un componente está repartido cuando aparece simultáneamente en el destilado y en el residuo. Si existen componentes de volatilidad intermedia entre las de LK y HK, éstos se encontrarán repartidos. Los componentes LK y HK, así como otros **componentes repartidos**, aparecen tanto en el producto de tope como en el de fondo. Los componentes LLK aparecen prácticamente en su totalidad en el producto de tope (destilado), mientras que los HHK lo hacen en el de fondo (residuo).





Los componentes que aparecen sólo en el destilado o sólo en el residuo se dice que son **componentes no repartidos**.

## 1.5.5. Métodos de diseño de torres de destilación multicomponentes.

Los métodos de cálculo en destilación multicomponentes pueden dividirse en dos categorías generales que atienden al tipo de problema con el que se trabaja. Así se habla de métodos de operación (simulación) cuando se requiere encontrar la separación que se produce en una columna con un número de pisos predeterminado y en unas condiciones dadas, y por otro lado, de los métodos de diseño que tratan de determinar la mejor configuración de la columna para cumplir con unas especificaciones de separación dadas.

La mayoría de los procesos de destilación a nivel industrial involucran mezclas de más de dos componentes. Es por esto que el desarrollo del método de diseño para torre de destilación es de gran importancia. En la actualidad existen métodos cortos o

aproximados y métodos rigurosos disponibles para el diseño de columnas de destilación.

Estos dos métodos se usan para desarrollar la relación entre el número de bandejas, las relaciones líquido - vapor y las composiciones del producto.

**Métodos aproximados o cortos:** son aquellos métodos útiles para estudiar un gran número de casos con gran rapidez, para ayudar a orientar al diseñador, para determinar las condiciones óptimas aproximadas o para proporcionar información con respecto a los estimados de costos. Entre ellos se pueden encontrar:

- Método de grupo de Smith - Brinkley (SB)
- Método de Fenske - Underwood - Gilliland (FUG)
- Método de grupo de Kremser.

**Métodos rigurosos:** consisten en una determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y energía y las relaciones de equilibrio correspondientes para cada etapa. Dado que se obtiene un conjunto de ecuaciones no lineales que interaccionan entre sí fuertemente, la resolución es compleja y tediosa y requiere de la ayuda de ordenadores. Estos métodos son:



- Método de Lewis y Matheson
- Método de Thiele y Geddes

El uso de métodos rigurosos ha ido ganando terreno en el diseño de columnas simples, debido al uso de los programas computacionales que disminuyen el tiempo de cálculo. A pesar de esto, los métodos aproximados siguen siendo empleados para el diseño preliminar, estudios paramétricos para establecer condiciones óptimas y para el estudio de síntesis. (Fuentes, 2005; Coulson y Richardson, 2005).

### **1.5.5.1. Método Corto de Diseño Fenske – Underwood – Gilliland (FUG):**

El método de diseño aproximado recibe el nombre de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) ya que utiliza la ecuación de Fenske para el cálculo del número mínimo de platos, el método de Underwood para el cálculo del reflujo mínimo y para relacionar el número de platos teóricos y la razón de reflujo se utiliza el método de Gilliland, que hace uso del número mínimo de platos y de la razón de reflujo mínima.

Éste supone volatilidades relativas, flujos molares constantes en la torre, pérdidas de calor despreciables, entre otras cosas. Para alimentaciones de mezclas multicomponentes, es necesario la especificación de dos componentes claves, su distribución en el fondo y en el tope de la torre, el plato de alimentación, la relación de reflujo y el perfil de presiones de la torre. (Seader y Henley 2000; Caicedo, 2004; Coulson y Richardson, 2005; Hernández, 2009)

Características del método:

- Útil fundamentalmente para el diseño de columnas, aunque también sirve para evaluar el comportamiento de columnas ya existentes.
- Parte del conocimiento de la localización óptima del plato de alimentación.
- Supone flujos molares constantes (el reflujo mínimo calculado es mucho menor que el reflujo mínimo real).
- Sirve para calcular los flujos y las composiciones de los productos cuando se han especificado los requerimientos de recuperación de uno o dos componentes.
- Se pueden determinar las temperaturas del tope y del fondo de la columna.

### **1.5.5.2. Método Corto de Diseño de grupo de Smith - Brinkley (SB)**

Características del método:



- Útil para evaluar el comportamiento de columnas ya existentes.
- Funciona bien cuando se tiene un rehervidor parcial o hay una entrada de calor por el fondo.
- Se debe conocer el número de platos totales.
- Sirve para encontrar el plato óptimo de alimentación cuando se especifican los requerimientos de recuperación.
- Sirve para calcular las composiciones de los productos cuando se han especificado el plato de alimentación y el flujo de los productos.
- El empleo de valores de  $K$  eficaces es muy útil cuando los coeficientes de distribución varían mucho a lo largo de la columna. (Caicedo, 2004)

### 1.5.5.3. Método Corto de Diseño de grupo de Kremser.

Este método se utiliza para sistemas multicomponentes, formados por cascadas (para absorción) de etapas donde las dos fases, que se ponen en contacto se circulan en contracorriente. Además sirve para relacionar las composiciones de las corrientes de entrada y salida de las cascadas con el número de etapas de equilibrio que se requieren, debido a que consideran solamente un tratamiento global de las etapas de la cascada, sin tratar los cambios detallados de temperatura y composición en las etapas individuales. (Perry, 1989; Seader y Henley, 2000).

## 1.6. Operaciones de transferencia de masa.

Un grupo de operaciones para la separación de componentes de mezclas está basado en la **transferencia de materia** desde una fase homogénea a otra. Contrariamente a las separaciones puramente mecánicas, estos métodos utilizan diferencias en la presión de vapor o la solubilidad, en vez del tamaño o la densidad de las partículas (McCabe; Smith y Harriott, 1991). La fuerza impulsora para la transferencia es la existencia de una diferencia de concentración o un gradiente de concentración entre las corrientes, de la misma forma que una diferencia de temperatura o un gradiente de temperatura constituye la fuerza impulsora para la transmisión de calor. La importancia de esta operación es vital para cualquier industria química.

### 1.6.1 Clasificación de las operaciones de transferencia de masa.



Según Treybal (1999) a partir de las características de las fases y el fenómeno en que se basa el proceso de separación, las operaciones de transferencia de masa se pueden agrupar en la forma siguiente:

**a. Contacto directo de las dos fases inmiscibles:**

- Gas - Líquido (absorción, humidificación, destilación).
  - ♥ Absorción: Operación de gran importancia en la depuración de gases y por tanto en la protección del ambiente.
  - ♥ Humidificación: Operación muy difundida en el enfriamiento de agua, mediante el contacto directo de agua de proceso con aire atmosférico. Hay una transferencia simultánea de calor y masa.
  - ♥ Destilación: Separación de soluciones líquidas, de vapores o mezclas líquido-vapor mediante el intercambio múltiple de los componentes entre las fases líquidas y vapor. Ejemplo: Obtención de etanol puro a partir de fermentados; separación de las diferentes fracciones del petróleo.
- Gas - Sólido (secado, adsorción)

Secado: Eliminación de la humedad contenida en determinados materiales por contacto con corrientes de gases calientes. Ejemplo. Secado de azúcar, de fertilizantes, etc.

  - ♥ Adsorción: Separación de uno o más componentes (pueden ser impurezas) de soluciones gaseosas o líquidas por contacto con sólidos adsorbentes. Ejemplo: Purificación de gases.
- Líquido - Líquido (extracción por solvente): Separación de un componente de una fase líquida inmiscible. Ejemplo: Separación de acetona del agua por contacto con tetracloruro de carbono.
- Sólido - Líquido (lixiviación, adsorción, cristalización)
  - ♥ Lixiviación (extracción sólido-líquido): Separación de uno o más componentes de una fase sólida por disolución en un solvente adecuado. Ejemplo: Separación del níquel y el cobalto de los restantes componentes del mineral reducido en Nicaro por contacto con una disolución de  $\text{CO}_2$  y  $\text{NH}_3$ . Imbibición en los centrales azucareros.
  - ♥ Adsorción: El mismo principio ya estudiado pero con un líquido. Ejemplo: Decoloración de licores de azúcar con carbón activado.



Estas operaciones de contacto entre dos fases inmiscibles se clasifican a su vez en operaciones directas e indirectas.

- Operaciones directas. Producen dos fases a partir de una disolución de una sola fase mediante la adición o la extracción de calor. Ejemplo: Destilación, cristalización.
- Operaciones indirectas: Implican la adición de una sustancia extraña para lograr el objetivo. Ejemplo: absorción, adsorción, secado.

## **b. Fases separadas por una membrana**

El empleo de membranas permite la separación por retención, ya que no todos los componentes pueden atravesar un tipo de membrana o lo hacen con diferentes velocidades. La forma o mecanismo mediante el cual los componentes pasan a través de la membrana dependen de las características de éstas. Muy utilizada en la biotecnología.

## **c. Contacto directo de fases miscibles**

Son poco usadas desde el punto de vista industrial, aunque se emplean en laboratorios con objetivos muy importantes como el de separación de isótopos radioactivos.

## **d. Uso de fenómenos interfaciales**

Las sustancias que al disolverse producen disoluciones de baja tensión superficial cuando se les hace burbujear un gas tienden a concentrarse en la interfase o espuma formada, lográndose así una separación. Esta operación se conoce como separación por espumación y se ha empleado para separar detergente de agua.

## **1.7 Operaciones de transferencia de calor**

**La transferencia de calor** es aquella ciencia que busca predecir la transferencia de energía que puede ocurrir entre cuerpos materiales, como resultado de una diferencia de temperatura. La ciencia de la transferencia de calor no sólo trata de explicar cómo puede ser transferida la energía calorífica, sino también trata de predecir la rapidez a la que se realizará este intercambio bajo ciertas condiciones especificadas. (Holman, 1986)

Según Kern (1999) **la transferencia de calor** es la ciencia que trata las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. La ciencia de la transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor. Cuando se vaporiza un gramo de agua o se condensa un gramo de vapor, el cambio de energía en los dos procesos es



idéntico. La velocidad a la que cualquiera de estos procesos puede hacerse progresar con una fuente o receptor independiente es, sin embargo, inherentemente muy diferente. Generalmente, la vaporización es un fenómeno mucho más rápido que la condensación.

**Naturaleza del flujo de calor:** Cuando dos objetos que están a temperaturas diferentes se ponen en contacto térmico, el calor fluye desde el objeto de temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja. El flujo neto se produce siempre en el sentido de la temperatura decreciente. (McCabe; Smith; Harriott, 1991).

## 1.7.1 Mecanismos de la transferencia de calor.

En la determinación de los mecanismos de la transferencia de calor hay varios autores que coinciden en sus criterios, ya que plantean que hay tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, aun cuando muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o tres. Estas son, **conducción, convección y radiación**. (Kern, 1999; McCabe; Smith, Harriott, 1991 y Holman, 1986).

**Conducción:** Si existe un gradiente de temperatura en una sustancia el calor puede fluir sin que tenga lugar un movimiento observable de la materia. El flujo de calor de este tipo recibe el nombre de conducción. En sólidos metálicos la conducción del calor resulta del movimiento de los electrones no ligados y existe una estrecha relación entre la conductividad térmica y la conductividad eléctrica. En los sólidos que son malos conductores de la electricidad, y en la mayor parte de los líquidos, la conducción del calor se debe al transporte de la cantidad de movimiento de las moléculas individuales a lo largo del gradiente de temperatura. En gases la conducción se produce por el movimiento al azar de las moléculas, de forma que el calor se «difunde» desde regiones más calientes hasta otras más frías. El ejemplo más común de conducción es el flujo de calor en sólidos opacos, tales como la pared de ladrillo de un horno o la pared metálica de un tubo.

**Convección:** Cuando una corriente o una partícula macroscópica de fluido cruza una superficie específica, tal como el límite de un volumen de control, lleva consigo una determinada cantidad de entalpía. Tal flujo de entalpía recibe el nombre de **flujo convectivo de calor** o simplemente **convección**. Puesto que la convección es un fenómeno macroscópico, solamente puede ocurrir cuando actúan fuerzas sobre la partícula o la corriente de fluido y mantienen su movimiento frente a las fuerzas de



fricción. La convección está estrechamente relacionada con la mecánica de fluidos. De hecho, desde el punto de vista termodinámico, la convección no es considerada como un flujo de calor, sino como una densidad de flujo de entalpía. La identificación de la convección con el flujo de calor es una cuestión de conveniencia, debido a que en la práctica es difícil separar la convección de la conducción verdadera, cuando ambas se engloban conjuntamente bajo el nombre de convección. Ejemplos de convección son la transferencia de entalpía por los remolinos del flujo turbulento y por la corriente de aire caliente que circula a través y hacia fuera de un radiador ordinario. La convección puede clasificarse en convección natural y convección forzada en dependencia de las fuerzas que actúan para favorecer la transferencia de calor:

- Convección natural: Es cuando las corrientes son la consecuencia de las fuerzas de flotación generadas por diferencias de densidad, que a su vez se originan por gradientes de temperatura en la masa del fluido.
- Convección forzada: Es cuando las corrientes se ponen en movimiento por la acción de un dispositivo mecánico, tal como una bomba o un agitador y el flujo es independiente de los gradientes de velocidad.

**Radiación.** Radiación es la palabra que se utiliza para designar la transmisión de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas. Si la radiación pasa a través de un espacio vacío, no se transforma en calor ni en otra forma de energía. Sin embargo, si en su camino encuentra material, la radiación se transmitirá, reflejará o absorberá. Solamente la energía absorbida es la que aparece como calor y esta transformación es cuantitativa. Por ejemplo, el cuarzo fundido transmite prácticamente toda la radiación que incide sobre él; una superficie opaca pulimentada o un espejo reflejan la mayor parte de la radiación incidente; una superficie negra o mate absorbe la mayor parte de la radiación que recibe y la energía absorbida es transformada cuantitativamente en calor. (McCabe; Smith; Harriott, 1991)

## 1.7.2 Equipos de transferencia de calor

El equipo de transferencia de calor se define por las funciones que desempeña en un proceso. Los intercambiadores recuperan calor entre dos corrientes en un proceso. El vapor y el agua de enfriamiento son servicios y no se consideran en el mismo sentido que las corrientes de proceso recuperables. Los calentadores se usan primariamente para calentar fluidos de proceso, y generalmente se usa vapor con este fin, aun cuando en las



refinerías de petróleo el aceite caliente recirculado tiene el mismo propósito. Los enfriadores se emplean para enfriar fluidos en un proceso, el agua es el medio enfriador principal. Los condensadores son enfriadores cuyo propósito principal es eliminar calor latente en lugar de calor sensible, Los hervidores tienen el propósito de suplir los requerimientos de calor en los procesos de destilación como calor latente.

En las industrias de refinación del petróleo se pueden encontrar diversidad de tipos de intercambiadores de calor, dentro de los que se encuentran:

1. Intercambiadores de tubos y coraza.
2. Intercambiadores de placas
3. Intercambiadores de doble tubos. (Kern, 1999; Holman, 1986)

• **Intercambiador de tubo y coraza.**

Los intercambiadores de tubo y coraza constituyen la parte más importantes de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos, en general, el intercambiador de tubo y coraza, consiste en una serie de tubos lineales colocados dentro de un tubo muy grande llamado coraza y representan la alternativa a la necesidad de una gran transferencia de calor. (Kern, 1999).

• **Intercambiadores de placas.**

Existen intercambiadores de tipo de placa en varias formas: en espiral, de placa (y armazón), de aleta con placa soldada y de aleta de placa y tubo. (Montero y Segundo, 2008).

## **1.8. Termodinámica.**

Según Pons (1990); Mondeja, Ruiz y Pons (2007) la termodinámica es la ciencia que estudia las leyes de las transformaciones de la energía, además permite establecer en qué dirección pueden transcurrir las diversas transformaciones físicas y químicas en unos u otros sistemas. El principio de estructuración de la termodinámica es simple.

Tres principios fundamentales rigen los procesos físicos y químicos, sirven de guía para su estudio y proporcionan, con su expresión cuantitativa, la base de los cálculos de la ingeniería química.

Primer Principio de la Termodinámica o Principio de la conservación y transformación de la energía: plantea que la energía no se crea ni se destruye, solamente pasa de una forma a otra en las diversas transformaciones físicas y químicas. Es decir, la cantidad de energía de un sistema cualquiera aislado se conserva invariable, por lo que se podría





decir que la suma de las variaciones de los diferentes tipos de energía de un estado inicial a uno final debe ser revertida en la generación de calor o la realización de un trabajo mecánico, o ambas.

Para un *sistema cerrado*, donde además de la variación de la energía potencial ( $\Delta E_P$ ) y de la cinética ( $\Delta E_C$ ) se cuenta con la variación de la energía almacenada por las moléculas y demás partículas, denominada energía interna ( $\Delta U$ ), el Primer Principio se expresa por la ecuación siguiente:

$$\Delta U + \Delta E_P + \Delta E_C = Q - W \quad (\text{ec. 1.1})$$

La mayoría de los procesos en la industria química son procesos con flujo, por lo que además de la energía interna, también varía la energía de flujo entre la entrada y la salida ( $\Delta PV$ ), siendo de uso común el empleo de otra función termodinámica conocida por *entalpía*, la que agrupa a las anteriormente mencionadas por la ecuación:

$$\Delta H = \Delta U + \Delta PV \quad (\text{ec. 1.2})$$

quedando expresada la ecuación 1.1 de la forma siguiente:

$$\Delta H + \Delta E_P + \Delta E_C = Q - W \quad (\text{ec. 1.3})$$

No obstante, el primer principio no permite predecir la espontaneidad de un proceso y mucho menos en qué grado ocurrirá, ni tampoco permite calcular el estado de equilibrio de una reacción química y cómo es afectado éste por la temperatura y la presión. O sea, que trata de las cantidades y los flujos de energía involucrados en los procesos, pero no permite determinar el sentido de estos procesos.

Luego de los trabajos de varios científicos tratando de dar explicación a estos fenómenos, surge la propiedad termodinámica extensiva *entropía* como una *medida de la no disponibilidad de la energía*, de tal forma que un aumento en la no disponibilidad de la energía o una degradación de esta son cuantitativamente expresadas por un correspondiente aumento de entropía.

El Segundo Principio de la Termodinámica es cualitativo y ofrece un criterio termodinámico sobre espontaneidad y equilibrio. Posee diferentes enunciados y complementa al primer principio postulando la dirección del intercambio energético, señalando la irreversibilidad de los procesos espontáneos y la imposibilidad de transformar totalmente el calor en trabajo. Matemáticamente se expresa de forma diferencial como:

$$Q = T \cdot dS \quad (\text{ec 1.4})$$



- El Tercer Principio, no conduce a nuevos conceptos, a diferencia del primer y segundo principios, pero su aplicación conduce a resultados que pueden ser verificados en la práctica, lo que le confiere la categoría científica de ley, a pesar de que algunos autores no lo consideran como tal.

Un enunciado del Tercer Principio se expresa como: Toda sustancia posee una entropía positiva dada y a medida que su temperatura se aproxima a cero Kelvin, su entropía tiende a cero. (Pons, 1990; Mondeja, Ruiz y Pons 2007).

## **1.8.1. Termodinámica del equilibrio de fases.**

La termodinámica del equilibrio de fases es un tópico fundamental para la industria química, porque trata de darle la fundamentación al proceso que ocurre cuando existe contacto entre fases y sirve de base para el diseño o la evaluación de los equipos donde está presente.

Cuando dos fases se ponen en contacto, tienden a intercambiar sus constituyentes y sus propiedades (temperatura, presión, etc.) hasta que la composición de cada fase alcanza un valor constante y sus propiedades se igualan; cuando se alcanza este estado se dice que las fases están en equilibrio. Las composiciones de equilibrio de las dos fases a menudo son muy diferentes una de la otra y es precisamente esta diferencia la que hace posible la separación de mezclas por destilación, extracción, y otras operaciones de contacto entre fases. (Mondeja D. *et al*, 2007).

## **1.8.2. Criterios de equilibrio de fases**

Para un sistema cerrado constituido por varias fases, cada una de las cuales es un sistema abierto, las propiedades globales deben satisfacer las condiciones de equilibrio o lo que es lo mismo, que cada una de las fases tenga igual presión y temperatura, y por lo tanto iguales propiedades termodinámicas como el potencial químico, la fugacidad, etc.

## **1.8.3. Fundamentos del comportamiento ideal - no ideal.**

Para evaluar o diseñar cualquier operación de transferencia de masa y de calor es de gran importancia la selección de los modelos termodinámicos que representan al sistema pues permite el cálculo y evaluación de las propiedades, lo cual está estrechamente vinculado al comportamiento de las sustancias en el sistema analizado. Estos sistemas termodinámicos se clasifican generalmente en ideales, aproximadamente ideales o semi-ideales y no ideales.



Un sistema se estima que tiene comportamiento **ideal** cuando el diámetro de las partículas que lo forman no varía, se considera que no existe interacción entre éstas, al mezclar sus componentes prácticamente no varía el volumen de la solución ( $\Delta V_{\text{mezcla}} = 0$ ) y se puede despreciar el calor de formación ( $\Delta H_{\text{mezcla}} = 0$ ). Como puede observarse, son sistemas teóricos que en la realidad son muy difíciles de encontrar. Para un sistema **ideal** la presión total se calcula como la suma de las presiones parciales mediante la Ley de Raoult.

Los sistemas **semi-ideales** son aquellos en los que pueden tener éxito los modelos **ideales**, tales como la ley de gases ideales, la ley de Henry y otras. En estos modelos simples no se toman en cuenta las interacciones entre partículas (Scenna, 1999).

Los sistemas **no ideales** se apartan fuertemente en su comportamiento del que describen los modelos ideales simples y sólo se pueden describir mediante métodos de estimación de propiedades termodinámicas que toman en cuenta las interacciones entre partículas, como son los efectos asociativos, el momento dipolar y otros que limitan la libertad de acción de las moléculas o condicionan en determinadas direcciones dicha libertad. Muchos sistemas no ideales se comportan de tal modo como consecuencia de su estructura química. La presencia de grupos fuertemente polares en sus moléculas, el gran tamaño de las mismas, su geometría y la posibilidad de ionizarse o asociarse entre sí hacen que muchos sistemas tengan un comportamiento no ideal en cualquier condición física, es decir, para cualquier combinación posible de variables de estado en las que pueda existir el sistema como tal. (Scenna, 1999; Rodríguez, 2002).

Otros sistemas no se apartan o sólo se apartan poco del comportamiento ideal en determinadas condiciones, pero cuando se cambia el estado del sistema modificando sustancialmente los valores de sus variables de estado, comienzan a comportarse de modo progresivamente menos ideal, para terminar siendo no ideales en condiciones extremas (Scenna, 1999).

La no idealidad de las mezclas está determinada, en orden de importancia, por la existencia de fuerzas intermoleculares (polar y no polar), por las diferencias en tamaño y forma de las moléculas (factor acéntrico), y finalmente por las condiciones de presión y temperatura (Martínez, 2000).



## 1.8.4. Modelos de propiedades termodinámicas

Un modelo es la representación de un objeto o sistema de una forma diferente al mismo, con la finalidad de ayudar a entender mejor el objeto o sistema. Un modelo de un objeto, puede ser una réplica exacta del mismo o puede ser la abstracción de las propiedades más sobresalientes del objeto.

Los modelos de ecuaciones de estado relacionan el volumen molar o la densidad, la temperatura y la presión, usualmente referidas como ecuaciones de estado. La más simple de ellas es la ecuación del Gas Ideal, la cual se aplica sólo a bajas presiones o altas temperaturas, porque se desprecia el volumen ocupado por las moléculas y las fuerzas intermoleculares entre estas.

La ecuación de *Van der Waals* fue la primera aproximación a la formulación de una ecuación de estado para un gas real, pero la misma mantiene aun sus posibilidades futuras de uso. Además hoy tienen un amplio uso las derivaciones del modelo original de *van der Waals*, como son las ecuaciones de *Peng-Robinson*, *Redlich –Kwong* y *Wilson*, entre otras.

## 1.8.5. Selección de los modelos de propiedades termodinámicos.

Según (Martínez, 2000), la selección del modelo termodinámico apropiado para el proceso de refinación del petróleo, es una decisión crucial para el éxito de la simulación. Los criterios a tomar en cuenta para una selección adecuada se basan en los siguientes aspectos:

- Naturaleza de los componentes (polaridad), idealidad o no idealidad de la mezcla.
- Intervalo de composición, temperatura y presión.
- Tipo de aplicación (equilibrio vapor – líquido, equilibrio líquido- líquido, una fase, etcétera).

## 1.9. Uso de simuladores como herramienta.

### 1.9.1. Simulación.

La simulación se puede explicar como el tratar de imitar una cosa verdadera por medio de un modelo y una computadora. Simulación, es el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y conducir experimentos con este modelo, con el propósito de entender el comportamiento del sistema o de evaluar varias estrategias para la operación del mismo.

La simulación es una metodología experimental que busca:



- Describir el comportamiento de un sistema.
- Construir teorías e hipótesis que ayuden a la mejor comprensión del comportamiento observado.
- El uso de estas teorías para establecer predicciones de comportamientos futuros (efectos producidos por cambios en el sistema o en su método de operación).

Los lenguajes de programación han experimentado un continuo perfeccionamiento, sin embargo, aún así ha disminuido su uso entre los profesionales no informáticos, dada la necesidad de dominar la sintaxis del lenguaje para poder lograr el objetivo que se propone. Esto indudablemente es desfavorable para ellos pues al competir con los programas auxiliares (hojas de cálculo electrónico y programas matemáticos) que se comercializan en la actualidad se observan innumerables ventajas para estos últimos, pues permiten realizar cálculos rigurosos con un mínimo de programación.

Hoy en día un problema de simulación puede resolverse de la siguiente forma:

1. Utilizando un lenguaje de programación general.
2. Utilizando hojas de cálculo electrónico.
3. Utilizando programas matemáticos.
4. Utilizando un simulador de procesos industriales.

Un gran número de simuladores se han desarrollado en la misma medida en que estos han mejorado, comercializándose hoy en día un gran número de ellos que permiten llegar a una solución rigurosa de problemas en estado estacionario y algunos en estado dinámico. Las diferencias fundamentales están marcadas en cuanto al número de operaciones unitarias que simulan y la cantidad de componentes en sus bases de datos. Simular un proceso por medio de una computadora hace posible la experimentación controlada en situaciones donde experimentos serían imprácticos o prohibitivos por su costo. Las funciones de un modelo matemático son generalmente consideradas como las de predicción y comparación para que, de una manera lógica, se puedan pronosticar ciertos resultados.

Cualquier planta de destilación puede ser simulada para mejorar las respuestas del proceso. Esto se hace por medio de un dispositivo o controlador que hace llegar una retroalimentación a las entradas del sistema. Para el caso de la destilación, podría ser una mejora en la pureza de los elementos o compuestos a destilar.



En los últimos años han sido empleados diferentes simuladores, los que en algunos casos han tenido mayor éxito para un tipo específico de proceso y otros que ha sido posible aplicarlos prácticamente a cualquier proceso de la industria química. Entre estos los que más se han destacado se reseñan a continuación.

- **Softwares utilizados en la simulación de plantas de destilación atmosférica de crudo. Design II:** (WinSim Inc.), Design II fue desarrollado para industrias petroquímicas, químicas y refinerías. Permite realizar los balances de materia y energía para una variedad de procesos e incluye operaciones unitarias como: reactores químicos y de equilibrio, intercambiadores de calor, calentadores, bombas, compresores y turbinas. Un extensivo conjunto de propiedades termodinámicas y correlaciones están disponibles y enfocadas en las aplicaciones de los químicos y los hidrocarburos.
- **ChemCAD III:** (Chemstations, Inc.), es un programa de simulación de procesos general. Cuenta con una librería de equipos que incluye intercambiadores de calor, bombas, compresores, calentadores y expansores / turbinas y además el usuario puede añadir operaciones personalizadas.
- **HYSYM:** (Hyprotech, Ltd.), HYSYM es una hoja interactiva y gráfica para el diseño de plantas y la evaluación en la industria del gas, las refinerías, la industria petroquímica y la industria química. El programa incluye operaciones para intercambiadores de calor, compresores, separadores de dos y tres fases, válvulas y varios reactores. Además tiene la capacidad de realizar análisis Pinch.
- **ASPEN PLUS:** (Aspen Technology, Inc.), ASPEN PLUS es un sistema de simulación de proceso con una base gráfica. Aunque primeramente fue concebido para industrias químicas y petroquímicas, se puede utilizar para analizar sistemas de plantas de fuerza. Tiene incluidos modelos para determinar el funcionamiento de los diferentes componentes, realiza análisis financieros incluyendo estimaciones de capital, costos de operación y rentabilidad.
- **HYSYS:** (Hyprotech, Ltd.), HYSYS proporciona la posibilidad de la integración entre modelos dinámicos y en estado estacionario a través del uso de interfaces gráficas. Este es el que mejor satisface a la industria petrolera pero puede ser usado para cualquier sistema de generación de energía. HYSYS permite realizar



optimizaciones multivariadas para diseño de procesos, integra modelos dinámicos para el desarrollo de estrategias de control y una conexión con software de control de sistemas digitales. (Technology, A. *ASPEN PLUS*)

En la actualidad la Aspen Technology, Inc. se fundió con la Hyprotech, Ltd. creando un simulador mucho más potente (el ASPEN- HYSYS), que abarca las ventajas que poseían los simuladores precedentes.

### **Conclusiones parciales del Capítulo 1:**

1. La unidad de destilación constituye la operación principal en el procesamiento del petróleo pues de ella depende la eficiencia de la planta, además de consumir una notable cantidad de energía.
2. El carácter preliminar de este análisis no permite profundizar en los métodos de optimización que se utilizan en este trabajo.
3. El método de diseño más usado para sistemas multicomponentes es el propuesto por Fenske-Underwood-Gilliland (FUG).
4. Debido a todas las posibilidades que brinda, el simulador de procesos HYSYS [Aspen Technology, Inc.] es el seleccionado como herramienta para realizar la simulación de la columna de destilación multicomponente que se diseña en el presente trabajo.



### **Capítulo 2: Metodología de análisis**

En este capítulo se realiza una breve descripción del proceso que se desarrollará como caso de estudio, una explicación detallada de la metodología utilizada para realizar el diseño preliminar de la columna de destilación de petróleo crudo, así como las herramientas de análisis que se utilizarán para ello.

#### **2.1. Descripción del proceso.**

En este trabajo se realiza el estudio de la unidad de destilación primaria de crudo, perteneciente a la refinería de petróleo de la provincia de Cienfuegos. Esta unidad es la que inicia el proceso de refinación del petróleo y su función es separar los diferentes componentes del crudo para obtener diversos productos derivados.

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

En este caso el crudo desgasolinado se alimenta al horno en su totalidad, incrementando su temperatura hasta unos 330–370 °C. El crudo caliente se introduce en la parte inferior de la torre atmosférica en la denominada “zona flash”, a una temperatura de 354 °C y a aproximadamente 1 atm, por el plato 6. En la que parte de las fracciones del crudo vaporizan ascendiendo los vapores por la columna a través de los platos perforados situados en su interior, a medida que ascienden se van enfriando hasta que en función de su volatilidad condensan en el plato correspondiente. A medida que el plato rebosa, el líquido va descendiendo plato a plato intercambiando calor con los vapores ascendentes. Las fracciones más pesadas condensan en los platos inferiores y las más ligeras en los de la parte alta de la columna. A diferentes alturas de la columna unos platos especiales permiten la extracción lateral, fuera de la columna, del líquido.

En la parte superior de la columna, los vapores la abandonan y condensan mediante aerorefrigerantes o con agua de refrigeración. El líquido de cabeza se recoge en un acumulador, en éste se producen unos incondensables, es el gas ácido formado por metano,





etano y sulfhídrico que se envía al sistema de Fuel Gas y el líquido se envía, parte como reciclo de cabeza y parte a la columna estabilizadora para separar el propano y butano (GLP) de la Nafta. El reciclo de cabeza de la torre sirve para proveer el reflujo necesario para la condensación de las fracciones ligeras ascendentes.

Para que el fraccionamiento funcione correctamente es necesario un flujo de líquido frío descendente. En la parte superior de la columna este líquido es el reciclo del producto de tope, también denominado reflujo. A lo largo de la columna el reflujo se obtiene con el reciclo de las extracciones laterales, “*pump around*”, después de que éstas hayan perdido parte de su calor latente en el intercambio con la alimentación, la que va actuando como medio de enfriamiento mientras se precalienta. El reflujo condensado se introduce en la columna en un punto superior al de su extracción de forma que siempre entre en contacto con los vapores calientes. El número de reflujo depende de las extracciones laterales, que normalmente se realizan entre tres y cuatro.

La fracción más ligera de las extracciones laterales es la 1<sup>ra</sup> extracción o Keroseno con un intervalo de destilación aproximado entre 120–180 °C y se extrae por los platos 45 y 47. Puesto que el fraccionamiento no es ideal, después de abandonar la columna la corriente se somete a un “*stripping*” lateral para eliminar los restos de hidrocarburos más ligeros. El “*stripping*” puede ser con arrastre de vapor de agua o bien mediante calentamiento con un “*reboiler*”; el control del “*stripping*” se efectúa con el valor del Punto de Inflamación de la extracción. Los vapores del hidrocarburo se reciclan a la columna de fraccionamiento mientras que el líquido constituye en parte la extracción neta de la columna y parte el reciclo frío o “*pump around*”.

Las 2<sup>da</sup> y 3<sup>ra</sup> extracciones atmosféricas constituyen el Diesel y el Gasoil atmosférico con un intervalo de destilación global entre los 180–270 °C, lo que ocurre entre los platos 34 y 36, y entre los platos 22 al 24 respectivamente. Al igual que el caso de la 1<sup>ra</sup> extracción, un *stripping* permite la eliminación de ligeros y el ajuste del Punto de Inflamación de las extracciones.

La 4<sup>ta</sup> extracción, con un intervalo de destilación entre 270-350 °C, se extrae entre los platos 12 al 14 y con un rendimiento sobre crudo del orden del 2% vol, dependiendo de la



temperatura de corte y el crudo y cuya finalidad es asegurar un valor adecuado de las características de frío de la 3<sup>ra</sup> extracción.

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

En el [Anexo1](#) se muestra el diagrama de flujo correspondiente.

### 2.2. Metodología aplicada en el diseño realizado

Para el diseño de la columna existen diferentes métodos aproximados o métodos de “*Shortcut*”:

- Método de Kremser
- Método de grupo de Smith–Brinkley (SB)
- Método de Fenske–Underwood–Gilliland (FUG)

Estos métodos aparecen descritos en el Capítulo I, se emplean en algunos simuladores.

Para el caso de mezclas multicomponentes, el más utilizado es el **Método de Fenske–Underwood–Gilliland (FUG)**. Este consiste en un algoritmo de cálculo que combina diferentes ecuaciones propuestas por los autores de dichos métodos para la determinación del reflujo y las etapas necesarias en la destilación de sistemas multicomponentes. (Seader, J. D and Henley, E. J., 2000).

El método de diseño se realizó siguiendo las ecuaciones/correlaciones siguientes:

**Ecuación de Fenske, para el cálculo del número de etapas mínimas con reflujo total.**

$$N_{Min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{D,LK}}{x_{B,LK}} \right) * \left( \frac{x_{B,HK}}{x_{D,HK}} \right) \right]}{\log \alpha_{LK,HK}} \quad \text{Ec 2.1}$$

o bien



$$N_{Min} = \frac{\text{Log}\left[\left(\frac{d_{LK}}{b_{HK}}\right) \cdot \left(\frac{b_{HK}}{b_{LK}}\right)\right]}{\text{Log}\alpha_{LK, HK}} \quad \text{Ec 2.2}$$

Donde:  $N_{min}$ . es el número de etapas mínimas, d- el flujo de destilado, b- el flujo de fondo; x- la composición; D- el destilado, B los fondos, LK- el componente clave ligero, HK el componente clave pesado,  $\alpha$  la volatilidad relativa.

Una vez calculada las etapas mínimas se puede proceder a calcular la distribución de los componentes no claves mediante la siguiente expresión:

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \cdot \alpha_{HK}^{N_{Min}}} \quad \text{Ec 2.3}$$

para la corriente de los fondos, o bien

$$d_i = \frac{f_i \cdot \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \cdot \alpha_{HK}^{N_{Min}}}{1 + \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \cdot \alpha_{HK}^{N_{Min}}} \quad \text{Ec 2.4}$$

para la corriente del destilado, donde f es el flujo de alimentación, i el componente i. (Seader, J. D and Henley, E. J., 2000).

**Ecuación de Underwood (1948), para el cálculo del reflujo mínimo con etapas infinitas.**

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_{i, HK} \cdot X_{F_i}}{\alpha_{i, HK} - \Phi} \quad \text{Ec 2.5}$$

y

$$1 + R_{Min} = \sum \frac{\alpha_{i, HK} \cdot X_{D_i}}{\alpha_{i, HK} - \Phi} \quad \text{Ec 2.6}$$

Donde: q es la condición térmica de alimentación, F- la alimentación,  $R_{min}$ - la relación mínima de reflujo,  $\Phi$ - parámetro ajustable.

Estas ecuaciones se resuelven simultáneamente para hallar el valor de  $\Phi$  debe encontrarse entre los valores de  $\alpha$  de los componentes clave. Con este valor se calcula el reflujo mínimo. (Seader, J. D and Henley, E. J., 2000).



**Correlación de Gilliland: para el cálculo de etapas reales a reflujo de operación.**

$$\frac{N-N_{Min}}{N+1} = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1+54,4x}{11+117,2x} \right) * \left( \frac{x-1}{x^{0,5}} \right) \right] \quad \text{Ec 2.7}$$

donde:

$$X = \frac{R-R_{Min}}{R+1} \quad \text{Ec 2.8}$$

Donde R es la relación de reflujo, N en número de etapas.

**Correlación de Kirkbride, para el cálculo de número de platos en la sección de agotamiento y la sección enriquecimiento.**

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[ \left( \frac{z_{HK,F}}{z_{LK,F}} \right) \left( \frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \left( \frac{B}{D} \right) \right]^{0,206} \quad \text{Ec 2.9}$$

donde,

$N_R$ : es el número de etapas en la sección de enriquecimiento.

$N_S$ : es el número de etapas en la sección de agotamiento.

$X_{HK,F}$  fracción molar del clave pesado en la alimentación.

$X_{LK,F}$  fracción molar del clave ligero en la alimentación.

$X_{HK,D}$  fracción molar del clave pesado en el destilado.

$X_{LK,B}$  fracción molar del clave ligero en los fondos.

### 2.2.1. Procedimiento para los balances de materiales y energía.

Existen diferentes métodos o procedimientos empleados en los estudios que deben realizarse en las distintas etapas de un proceso productivo, la mayoría basados en las leyes que gobiernan las distintas operaciones que forman el proceso. Sin embargo, en cualquiera de las etapas, es imprescindible conocer cuantitativamente cuáles son los flujos materiales que entran y salen de una forma u otra en los diferentes equipos o elementos que



constituyen la planta. Este conocimiento se logra mediante los balances de materiales, que se basan a su vez en las mediciones que se efectúan en distintos puntos del proceso.

El **balance de materiales** es usado como elemento fundamental en el análisis de proceso. La caracterización de la planta y la identificación de sus problemas exigen la realización de balances globales o generales y de balances por cada sección o bloque tecnológico de la instalación, lo cual tiene una incidencia importante sobre su efectividad técnico-económica y sobre la calidad del producto final.

El balance de materiales general de la instalación ofrece información que permite identificar problemas importantes de la planta, pues este refleja solamente los flujos materiales de las corrientes de entrada y salida de la planta; sin embargo, el mismo no permite analizar en detalle lo que ocurre en las distintas operaciones que conforman el proceso, puesto que en este tipo de balance no se indican los flujos materiales de las corrientes intermedia del proceso productivo, lo cual resulta de hecho imprescindible para lograr una caracterización más completa de la planta y una profundización de las apreciaciones y conclusiones que con un carácter preliminar se obtiene del balance de materiales general. Resulta por lo tanto indispensable, hacer balances de materiales por cada una de las secciones del proceso. (Himmenblau, D.M., 1997).

Al igual que en el caso de los balances de materiales generales, existirán dos tipos de balances de materiales por sección:

- Balance de materiales globales o totales, en los que se indican los flujos materiales totales de las corrientes de entrada y salida de cada sección.
- Balances de materiales por componentes, en los que se establecen los flujos materiales de los componentes fundamentales de interés en las corrientes de entrada y de salida a cada sección.

El **balance de energía**, por otra parte, está basado en la Primera Ley de la Termodinámica, la cual expresa matemáticamente de forma simplificada que  $Q - W = \Delta H$ , para un sistema abierto, fluyente, en estado estacionario y al que se le pueden despreciar las variaciones de energía cinética y potencial. En tal sentido se tiene que para resolver un balance de energía se deben conocer las entalpías en las diferentes etapas por las que transcurre el proceso.



Para determinar la entalpía de una corriente conviene recordar que la entalpía es una función de estado que depende solamente de las condiciones iniciales y finales, no del camino recorrido, y que se toma un estado de referencia a partir del cual se mide el cambio de entalpía ocurrido.

Es una práctica actual, muy utilizada en los simuladores seleccionar un estado de referencia estándar, común para todos los componentes y por lo tanto para todas las corrientes. Así se parte para el cálculo de las entalpías estándar de formación con una temperatura de referencia de 298 K (25°C) y la presión de una atmósfera.

Para cada corriente puede plantearse que:

$$H_{(i)} = F_{(i)} * \sum h_j * z_{(i,j)} \quad \text{Ec 2.10}$$

donde:

$H_{(i)}$  es la entalpía de la corriente  $i$ , en kcal/h.

$F_{(i)}$  es el flujo molar de la corriente  $i$ , en kmol/h.

$z_{(i,j)}$  es la composición molar del componente  $j$  en la corriente  $i$ .

$h_j$  es la entalpía molar del componente  $j$ , Kcal/kmol.

$$h_j = h^{\circ}j0 + \Delta H_j \quad \text{Ec 2.11}$$

Donde:

$h^{\circ}j0$  es la entalpía de formación a temperatura de 298 K y una atmósfera (calor de formación  $\Delta H^{\circ}f_j$ )

$\Delta h_j$  es la variación de entalpía por la que el componente  $j$  pasa de la temperatura de referencia a la temperatura del sistema.

Si no hay cambio de fases:

$$\Delta H_j = \int C p_i * dT \quad \text{Ec 2.12}$$



Donde:  $C_{pj}$  es el calor específico de  $j$  en el estado físico considerado.

Así, para cada componente:

$$H_j = h^{\circ} j 0 + \int C_{p_i} * dT \quad \text{Ec 2.13}$$

De existir cambios de fase deben añadirse los calores latentes correspondientes.

Si se conoce que el calor específico de una sustancia es:

$$C_{p_i} = a_j + b_j * T + c_j * T^2 + d_j * T^3 \quad \text{Ec 2.14}$$

Se puede calcular el de la mezcla  $C_{pm}$  por la fórmula:

$$C_{p_m} = \frac{\int C_{p_j} * dT}{(T - 298)} \quad \text{Ec 2.15}$$

así, la entalpía molar del componente  $j$  quedaría:

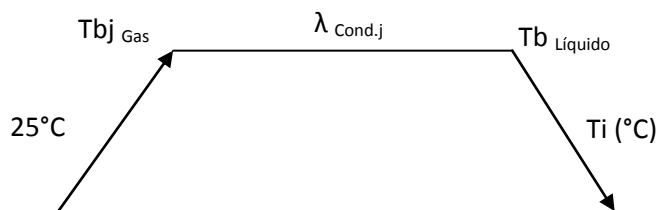
$$h_j = \Delta H^{\circ} f_j + C_{p_{jm}} * (T - 298) \quad \text{Ec 2.16}$$

Resultando:

$$\Delta h_j = a * (T_2 - T_1) + \frac{b}{2} * (T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3} * (T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4} * (T_2^4 - T_1^4) \quad \text{Ec 2.17}$$

Observar que debe calcularse la  $h_j$  para cada componente de la corriente y después con en flujo molar y las composiciones calcular las entalpías de la corriente,  $H_i$ .

Al calcular  $h_j$  hay que considerar los cambios de estados que ocurran desde el estado estándar (0) 25°C, hasta el estado final del sistema, por lo que debe hacerse el camino termodinámico correspondiente.





Un aspecto importante a tener en cuenta en los balances de materiales y energía es la definición del estado físico de las especies involucradas en una corriente, las cuales pueden estar en fase líquida, vapor o en equilibrio líquido–vapor, para lo cual será necesario determinar la temperatura de burbuja o de rocío.

### 2.3. Consideraciones termodinámicas de los procesos de separación.

En el análisis de proceso usando las modernas herramientas computacionales como son los simuladores, es de vital importancia la selección de los modelos termodinámicos, que permiten el cálculo y/o estimación de propiedades como pueden ser: constante de equilibrio, presiones de vapor, viscosidades, etc., lo cual está estrechamente vinculado al comportamiento de las sustancias en el sistema analizado. Los criterios a tomar en cuenta para una selección adecuada del modelo se basan en los siguientes aspectos (Martínez, V. H. et al., 2000):

- ❖ Naturaleza de los componentes (polaridad), idealidad o no polaridad de la mezcla.
- ❖ Intervalo de composición, temperatura y presión.
- ❖ Tipo de aplicación (equilibrio vapor–líquido, equilibrio líquido–líquido, una fase, etc.)

Los sistemas termodinámicos son generalmente clasificados en ideales, aproximadamente ideales o semi-ideales y no ideales. Los sistemas semi-ideales son aquellos en los que pueden tener éxito los modelos ideales (que pertenecen a sistemas teóricos que existen en la realidad), tales como la ley de gases ideales, la ley de Henry, la ley de Dalton y otras. En estos modelos simples no se toman en cuenta las interacciones entre partículas.

Los sistemas no ideales se apartan fuertemente en su comportamiento del que describen los modelos ideales simples y sólo se pueden describir mediante métodos de estimación de propiedades termodinámicas que toman en cuenta las interacciones entre partículas, como son los efectos asociativos, el momento dipolar y otros que limitan la libertad de acción de las moléculas o condicionan en determinadas direcciones dicha libertad.

Muchos sistemas no ideales se comportan de tal modo como consecuencia de su estructura química. La presencia de fuertes grupos polares en sus moléculas, el gran tamaño de las mismas, su geometría y la posibilidad de ionizarse o asociarse entre sí hacen que muchos sistemas tengan un comportamiento no ideal en cualquier condición física, es decir, para





cualquier combinación posible de variables de estado en las que puede existir el sistema como tal.

Otros sistemas no se apartan o sólo se apartan poco del comportamiento ideal en determinadas condiciones, pero cuando se cambia el estado del sistema modificando sustancialmente los valores de las variables de estado, comienzan a comportarse de modo progresivamente menos ideal para terminar siendo no ideales en condiciones extremas (Scenna, N. J., 1999).

La no idealidad de las mezclas está determinada, en orden de importancia, por la existencia de fuerzas intermoleculares (polar y no polar), por las diferencias de tamaño y forma de las moléculas (factor acéntrico), y finalmente por las condiciones de presión y temperatura.

En general las propiedades termodinámicas que permiten caracterizar el equilibrio líquido–vapor se calculan con:

- Modelos de Ecuaciones de Estado (EOS).
- Modelos de Coeficientes de Actividad (Modelos Gamma).
- Modelos Especiales (Correlaciones teóricas, empíricas o híbridas).

Estos modelos se obtienen a partir de la expresión general de la constante de equilibrio ( $K_i$ ) dada por la relación de la composición del componente 1 (más volátil) en la fase vapor y en la fase líquida respectivamente, como se muestra en la ecuación 2.18.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad \text{Ec 2.18}$$

A partir de esta expresión y aplicando el criterio de equilibrio en función de las fugacidades se obtienen las ecuaciones generales para los modelos EOS y modelos Gamma siendo respectivamente las siguientes expresiones (Seader, J. D.; Henley, E. J., 2000):

$$K_i = \frac{\Phi_{il}}{\Phi_{iv}} \quad \text{Ec 2.19}$$

Donde:

$\Phi_{il}$  : Coeficiente de fugacidad parcial del componente  $i$  en la fase líquida.



$\Phi_{iv}$  : Coeficiente de fugacidad parcial del componente i en la fase vapor.

$$K_i = \frac{\gamma_i f_{il}}{\Phi_{iv} P} \quad \text{Ec 2.20}$$

Donde:

$f_{il}$  : Fugacidad del componente puro del componente i en la fase líquida.

$\gamma_i$  : Coeficiente de actividad del componente i en la fase líquida.

A partir de la constante de equilibrio K, se puede calcular:

- Puntos de burbujas a la presión de operación a una composición conocida.
- Puntos de rocío a la presión de operación a una composición conocida.
- Composiciones de las corrientes, conocidos los puntos de burbuja o rocío.

### 2.3.1. Metodología para determinar el Punto de burbuja.

- Se iguala la composición de la alimentación ( $Z_i$ ) a la composición de la fase líquida ( $x_i$ ), quedando:  $x_i = Z(i,j)$ .
- Se asume una temperatura de burbuja.
- Se chequea en la siguiente expresión:
- $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$  Ec 2.21
- Si no chequea se vuelve al punto b.

### 2.3.2. Metodología para determinar el Punto de rocío.

- Se iguala la composición de la alimentación ( $Z_i$ ) a la composición de la fase vapor ( $y_i$ ), quedando:  $y_i = Z(i,j)$ .
- Se asume una temperatura de rocío.
- Se chequea en la siguiente expresión:
- $\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1$  Ec 2.22
- Si no chequea se vuelve al punto b.



### 2.3.3. Selección del modelo termodinámico.

En función del comportamiento de las fases a separar se estimará el valor de  $K$ , así se tienen soluciones que se desvían fuertemente de una solución ideal, pero fundamentalmente para la fase líquida, pudiéndose considerar ideal la fase vapor, como sucede en el presente caso, por ejemplo.

Es conocido que no existe una regla precisa para estimar el grado de no idealidad, aunque se tienen los criterios dados por Frank, O. (1997) y referenciados por Martínez, V.H., et. Al, (2000), los cuales dan una regla útil para determinar el comportamiento de un sistema en ideal o real y son:

1. Las mezclas de isómeros usualmente forman soluciones ideales.
2. Mezclas de hidrocarburos alifáticos de punto de ebullición cercanos pueden ser considerados ideales por debajo de una presión de 10 atm.
3. Mezclas de compuestos similares en peso moleculares y estructura con frecuencia no se desvían de manera importante de la idealidad (por ejemplo, compuestos con anillos, compuestos insaturados, naftenos, etc.).
4. Mezclas de alifáticos simples con compuestos aromáticos se desvían moderadamente de la idealidad.
5. Componentes “inertes” tales como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{N}_2$ , etc., presentes en mezclas de componentes más pesados, tienden a comportarse no idealmente con respecto a los otros componentes.
6. Mezclas de componentes polares y no polares son siempre altamente no ideales.
7. Las mezclas azeotrópicas y la separación de fases representan el grado más alto de no idealidad.

En el diagrama del tipo *árbol de decisión*, dado por Carlson, E.C. (1996), mostrado en la figura 2.1, y referido por Martínez, V. H. (2000), se muestra una metodología que facilita la selección del modelo termodinámico atendiendo a aspectos relacionados anteriormente como:

- Polaridad de la mezcla.



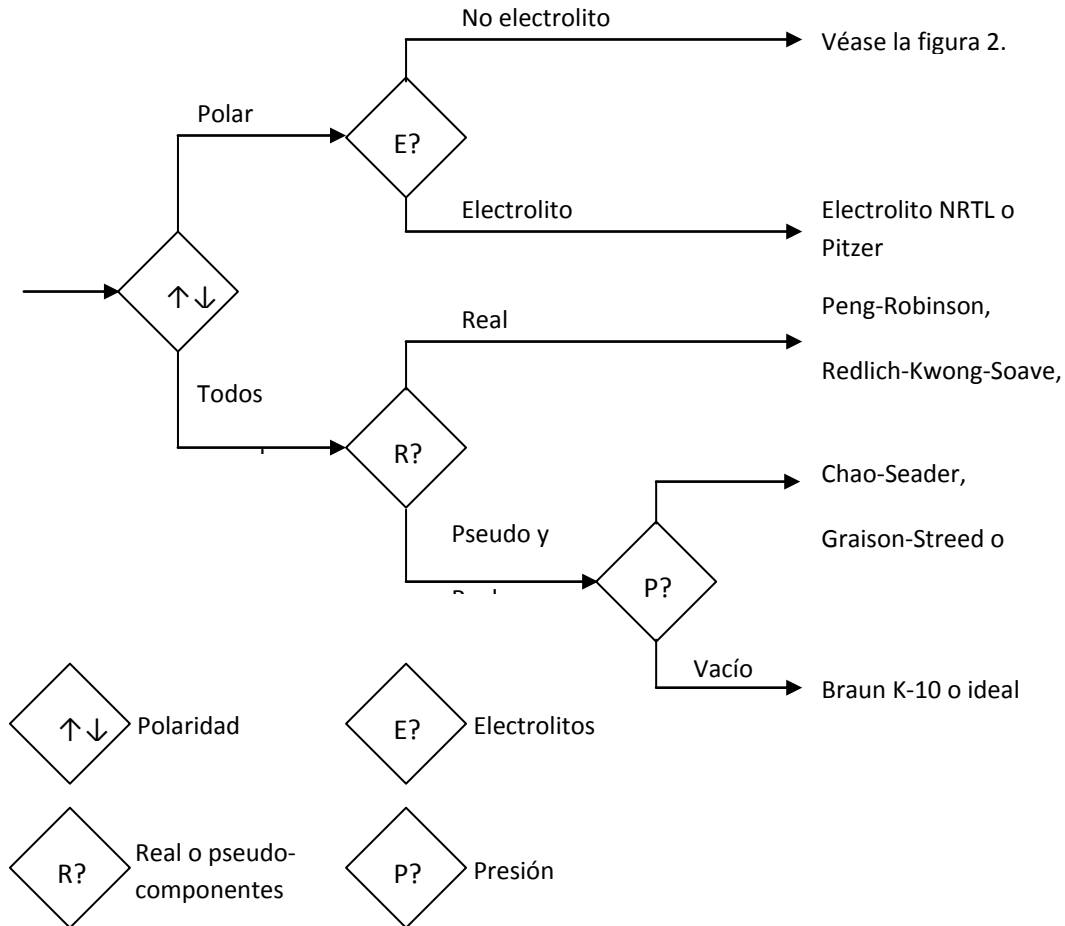
- Mezcla real y/o presencia de pseudos componentes.
- Sustancias electrolíticas.
- Presión de operación (altas o bajas presiones).
- Existencias de parámetros de interacción binarios.
- Tipo de aplicación.

El diagrama mostrado en la figura 2.1 representa solamente los primeros pasos en la selección, ya que este lo conforman 3 diagramas, pero los otros restantes no constituyen interés para el presente trabajo al estar relacionados con electrolitos, sustancias polares y otras no vinculadas al mismo.

Tomando en cuenta que los hidrocarburos que constituyen el petróleo conforman una mezcla de sustancias no polares, la que a su vez puede considerarse que tiene un comportamiento real en fase líquida, aun a bajas o moderadas presiones, debido a la gran variedad de tamaños de las moléculas y a la diversidad de valores del factor acéntrico, casi siempre diferentes de cero, por lo que, siguiendo la propuesta del árbol de selección de Carlson mostrado en la figura 2.1, a este tipo de mezcla se le pudieran aplicar los modelos termodinámicos de Peng-Robinson (PR), Redlich-Kwong-Soave (RKS), Lee-Kesler-Plocker (LKP), PR-BM y RKS-BM, aunque también podrían dar buenos resultados los modelos universalmente conocidos de Margules, Van-Laar y Wilson.

Entre estos es seleccionado el modelo de Peng-Robinson (PR), ya que se conoce que brinda buenos resultados para este tipo de mezcla y es utilizado por una amplia gama de autores.

Atendiendo a la presión de trabajo, la fase vapor será considerada como ideal y en tal sentido se emplearán los modelos de ecuaciones de estado (EOS) para su solución.



**Fig. 2.1. Diagrama tipo árbol de selección propuesto por Carlson para la selección de modelos termodinámicos. Primeros pasos para la selección.**

**Conclusiones parciales del Capítulo 2.**

1. Para el diseño de la columna de destilación multicomponente fue seleccionado el método aproximado de Fenske–Underwood–Gilliland (FUG), el más comúnmente empleado en estos casos.
2. Fueron propuestas las metodologías para la determinación de los puntos de rocío y burbuja en el tope y fondo de la columna.
3. Las valoraciones termodinámicas arrojaron que este tipo de mezcla tiene un comportamiento no ideal en su fase líquida, seleccionando el modelo propuesto por Peng-Robinson (PR) para su descripción y se considera comportamiento ideal en la fase vapor, para la cual se emplearán los modelos de ecuaciones de estado (EOS).



## Capítulo 3: Análisis y diseño de la columna de destilación

En este capítulo se realiza el diseño preliminar de la columna de destilación para un sistema multicomponente, siguiendo la metodología propuesta en el capítulo precedente, además se analizan los resultados obtenidos y se determinan los costos económicos preliminares del diseño propuesto.

### 3.1 Planteamiento del problema de diseño y aspectos preliminares

La evaluación por el método FUG se concentra específicamente en la torre de destilación. A la misma se le quiere aumentar la capacidad de procesamiento de 37875 a 49237.5 toneladas por día, debido a que la demanda de los productos no se satisface con lo que se producía anteriormente. Los crudos que se emplean en la refinería para conformar la mezcla que sirve como alimento son el Mesa 30 y el Mery 16 el cual es importado de Venezuela, con 28.1° API y bajo contenido de azufre.

De tal forma, la corriente de alimentación queda conformada por la mezcla de 43213.86 toneladas de Mesa 30 y 6023.64 toneladas de Mery 16, dando un total de 49237.5 toneladas. La composición molar resultante de la mezcla de dichos crudos se puede observar en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1** *Composición del alimento*

Componentes	Flujo molar, (Kmol/h)	Fracción molar, $X_F$ (%)
Metano (C <sub>1</sub> )	173.94	0.0016
Etileno	833.79	0.0114
Etano (C <sub>2</sub> )	1128.46	0.0165
Propileno	1147.67	0.0234
Propano (C <sub>3</sub> )	12698.38	0.2131
i-butano (I-C <sub>4</sub> )	6403.54	0.1614
n-butano (N-C <sub>4</sub> )	4624.13	0.1810
i-Pentano (I-C <sub>5</sub> )	3304.39	0.1262
n-Pentano (N-C <sub>5</sub> )	369.37	0.0147
n-Hexano (C <sub>6</sub> )	2858.19	0.1321
n – Heptano (C <sub>7</sub> )	970.50	0.0480
n-Octano (C <sub>8</sub> )	65.74	0.0034
n-Nonano (C <sub>9</sub> )	563.40	0.0391
Decano (C <sub>10</sub> )	380.26	0.0282



La determinación de los dos componentes claves, es otro de los aspectos preliminares para realizar la separación de una mezcla multicomponentes. El clave ligero (LK) es el componente más ligero en el producto de fondo en una cantidad significativa. El clave pesado (HK) es el componente más pesado en el producto de tope en una cantidad significativa; es decir el más volátil es el clave ligero, y el menos volátil, el clave pesado. Normalmente son adyacentes uno al otro y para facilitar el cálculo se asume en el balance de materiales que todos los más ligeros que el clave ligero son productos de tope y la mayoría de los más pesados que el clave pesado son productos de fondo.

En el caso de la columna que nos concierne, se desea obtener menos de 5% en volumen de i-pentano en el fondo y alrededor de 2% en volumen de n-butano en el destilado.

Una vez especificada la calidad de los productos y comprobada la viabilidad de la separación, ya no es posible dar más especificaciones de composición de los productos. Sin embargo, para iniciar el diseño aproximado de la columna se requiere la composición completa de los productos, y para esto se realiza el balance preliminar de materia, cuyos resultados se arrojan en la tabla 3.2.

**Tabla 3.2 Balance preliminar completo.**

Componentes	En el destilado ( $X_D$ )		En el fondo ( $X_B$ )	
	Fracción molar, %	Flujo molar (Kmol/h)	Fracción molar, %	Flujo molar (Kmol/h)
Metano (C1)	0,008	199,528	-	-
Etileno	0,033	833,790	-	-
Etano (C2)	0,045	1128,462	-	-
Propileno	0,045	1142,791	-	-
Propano (C3)	0,394	9915,808	-	-
i-butano (i-C4)	0,226	5697,569	-	-
n-butano (n-C4)	0,241	6069,617	0,034	319,454
i-Pentano (i-C5)	0,007	179,437	0,364	3409,304
n-Pentano (n-C5)	-	-	0,045	420,549
n-Hexano (C6)	-	-	0,336	3145,317
n - Heptano (C7)	-	-	0,105	982,989



n-Octano (C <sub>8</sub> )	-	-	0,007	62,506
n-Nonano (C <sub>9</sub> )	-	-	0,067	625,786
Decano (C <sub>10</sub> )	-	-	0,043	407,712

Como se puede apreciar, el LK es el n-C<sub>4</sub> y el HK es el i-C<sub>5</sub>. Existen dos importantes consideraciones que pueden afectar el tamaño y el costo de la columna de destilación, ellos son el grado de separación y la volatilidad. Un alto grado de separación puede aumentar el tamaño de la torre, reducir la cantidad de producto, etc. El factor de separación  $S_F$  da una idea acerca de esto, el que se calcula a través de la ecuación 3.1:

$$S_F = \left( \frac{x_D}{x_B} \right)_{LK} \left( \frac{x_B}{x_D} \right)_{HK} \quad \text{Ec. 3.1}$$

Tomando en cuenta las composiciones de los componentes claves que se obtuvieron en la tabla 3.2, se obtiene un factor de separación de:

$$S_F = 361$$

La volatilidad es expresada como la volatilidad relativa ( $\alpha$ ) y es calculada como la relación de los valores de las constantes de equilibrio (K) de dos componentes, en este caso de los claves:

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Para esto se debe determinar la presión de operación de la columna, y el tipo de condensador se puede establecer siguiendo el procedimiento que se describe en el anexo 2. Estos dependen del medio de enfriamiento disponible para el condensador. El producto de tope estará en condiciones de punto de burbuja para un producto líquido y en condiciones de punto de rocío para un producto vapor. El medio de enfriamiento es agua, recurso de bajo costo de adquisición, gran abundancia y altos valores de capacidad calorífica.

Siguiendo la metodología planteada en el capítulo 2 para el cálculo de la temperatura de burbuja, se debe cumplir la ecuación 2.17



### Capítulo 3. Análisis y diseño preliminar de la columna



Utilizando la composición estimada del destilado en la tabla 3.2, se calcula la presión del punto de burbuja del destilado a 120 °F (48,9 °C) por cálculo iterativo según la metodología planteada. Este procedimiento conduce a los siguientes resultados mostrados en la tabla 3.3 que aparece a continuación:

**Tabla 3.3 Resultados de la determinación del punto de burbuja en el destilado.**

Componentes	Constante de equilibrio a 50 °C (K50 °C)	$y_i = K_i * x_i$
Metano (C1)	12,5	0,099
Etileno	4,57	0,151
Etano (C2)	3,15	0,141
Propileno	1,28	0,058
Propano (C3)	1,135	0,447
i-butano (I-C4)	0,515	0,117
n-butano (N-C4)	0,365	0,088
i-Pentano (I-C5)	0,165	0,001
$\sum y_i = \sum K_i * x_i$		1,002

De tal manera, se obtuvo que la presión de operación de la columna es 205 psia, la cual determina el tipo de condensador con que opera la columna, en este caso le corresponde un condensador total. Asumiendo una caída de presión de 5 psia para el condensador, la presión en la parte superior de la columna será  $(205 + 5) = 210$  psia; y dejando una caída de presión de 5 psi para la columna, la presión en el fondo de la columna será  $(210 + 5) = 215$  psia. Además resultó que la volatilidad relativa del fondo es  $\alpha = 1.554$

Según Bachelor (1957), para determinar la temperatura del destilado, se fija una presión media, en este caso 200 psia para toda la columna y se obtiene una temperatura de (118 °F), aplicando la misma metodología explicada anteriormente. En la tabla 3.4 se presentan los resultados obtenidos.



**Tabla 3.4 Resultado de la temperatura en el destilado para una presión de 200 psia.**

Componentes	Constante de equilibrio a 200 psia ( $K_{200}$ )	$y_i = K_i * x_i$
Metano (C1)	12	0,095
Etileno	4,09	0,135
Etano (C2)	2,8	0,126
Propileno	1,18	0,054
Propano (C3)	1	0,394
i-butano (I-C4)	0,48	0,109
n-butano (N-C4)	0,34	0,082
i-Pentano (I-C5)	0,28	0,002
$\sum y_i = \sum K_i * x_i$		0,997

De tal modo, con un cálculo del punto de burbuja para la composición de las colas a 200 psia conduce a una temperatura de 340 °F (171 °C) y la volatilidad relativa  $\alpha = 2.212$ .

Para definir la temperatura de burbuja de los productos del fondo se tomó como patrón de comparación la temperatura pseudocrítica, que no es más que la temperatura de la mezcla calculada mediante la sumatoria de la composición molar, ya sea del vapor o del líquido específico por la temperatura crítica de cada componente; si la temperatura de fondo es menor que la temperatura pseudocrítica como en este caso (340 °F < 487.98 °F), la temperatura calculada es la correcta; es decir no hay descomposición de los productos de fondo. En la tabla 3.5 se presentan los resultados obtenidos:



**Tabla 3.5 Resultados del cálculo de la temperatura del fondo de la columna**

Componentes	Constante de equilibrio a 200 psia ( $K_{200}$ )	$y_i = K_i * x_i$
n-butano (n-C4)	2,3	0,078
i-Pentano (i-C5)	1,48	0,538
n-Pentano (n-C5)	1,35	0,061
n-Hexano (C6)	0,8	0,268
n – Heptano (C7)	0,42	0,044
n-Octano (C8)	0,23	0,002
n-Nonano (C9)	0,148	0,010
Decano (C10)	0,09	0,004
$\sum y_i = \sum K_i * x_i$		1,005

### 3.2. Evaluación del diseño de la columna por el método Fenske – Underwood – Gilliland (FUG)

El algoritmo de cálculo correspondiente se muestra en el anexo 3 y en el capítulo precedente. Los parámetros principales para el diseño de una columna fraccionadora son el número mínimo de etapas y la relación de reflujo.

El número mínimo de etapas de equilibrio se obtiene cuando la columna proporciona la separación deseada en condiciones de reflujo total. La deducción requiere sólo de la utilización del valor de la constante de equilibrio ( $K$ ) y la consideración de igualdad de fracciones molares entre las etapas. Esto afirma que el número mínimo de etapas de equilibrio depende del grado de separación de los dos componentes clave y de su volatilidad relativa.

Tomando el valor calculado para el factor de separación ( $S_F = 361$ ) y haciendo uso de la ecuación 2.1, se obtuvo el número mínimo de etapas de equilibrio.

$$N_{\min} = 10 \text{ etapas}$$



Para los resultados obtenidos se determinó la volatilidad relativa promedio mediante la siguiente expresión:

$$\alpha_{LK,HK} = \sqrt{\alpha_{LK} * \alpha_{HK}} \quad \text{Ec. 3.3}$$

$$\alpha_{LK,HK} = 1.854$$

La distribución de los componentes no claves varía dependiendo de que la columna opere a reflujo total, a reflujo mínimo o a reflujo intermedio. Una vez que se conoce  $N_{\text{mín}}$ , las ecuaciones 2.3 y 2.4 (Fenske) permiten calcular las fracciones molares  $X_D$  y  $X_B$  para todos los componentes no clave. Estos valores proporcionan una primera aproximación a la distribución real de los productos cuando se utiliza un número de etapas superior al mínimo y, obviamente, permiten calcular las temperaturas de las etapas de cabeza y de cola. Esto se puede ver en la tabla 3.6.

**Tabla 3.6: Resultados de no distribución de los componentes**

Componentes	En el destilado ( $X_D$ )		En el fondo ( $X_B$ )	
	Cantidad alimentado	Distribución de componentes no claves ( $b_i$ )	Cantidad alimentado	Distribución de componentes no claves ( $d_i$ )
Metano (C1)	199,5285	203,055	-	-
Etileno	741	837,317	-	-
Etano (C2)	1075,1	1131,988	-	-
Propileno	1530,1	1146,317	-	-
Propano (C3)	17738,5	9919,334	-	-
i-butano (i-C4)	11791,65	5701,096	-	-
n-butano (n-C4)	6069,6171	6073.144	319,453	248,884
i-Pentano (i-C5)	179,4371	182.964	3409,304	2656,165
n-Pentano (n-C5)	-	-	420,549	327,647
n-Hexano (C6)	-	-	3145,316	2450,494
n – Heptano (C7)	-	-	982,989	765,839
n-Octano (C8)	-	-	62,506	48,698
n-Nonano (C9)	-	-	625,786	487,546
Decano (C10)	-	-	407,712	317,645

## Capítulo 3. Análisis y diseño preliminar de la columna



Para calcular la relación de reflujo mínimo, Underwood (1948) presenta un método ampliamente utilizado en cálculos rápidos. Asume la volatilidad relativa y el flujo molar constantes. Utiliza dos ecuaciones, la primera relaciona la composición, condición térmica de la alimentación y la volatilidad relativa a la temperatura promedio de la columna para un factor ( $\Phi$ ) que se sustituye en la segunda ecuación. El factor ajustable o lo mismo que raíz común de ( $\Phi$ ) es determinado por un proceso de tanteo y error por la ecuación 2.5; hasta obtener una raíz que cumpla la condición  $\alpha_{LK} \cdot x_{HK} > \Phi > 1$ . Esto ocurre cuando solamente se distribuyen dos componentes clave. Se obtiene entonces la relación de reflujo interno ( $R_{\min}$ ) utilizando la expresión 2.6.

Para la expresión 2.5, la condición térmica de la alimentación ( $q$ ) es 0.1334; por lo que  $1 - q = 0.8666$

A la temperatura promedio de la columna (244 °F) se determina la constante de equilibrio y la volatilidad relativa. En la tabla 3.7 se presentan los resultados obtenidos.

**Tabla 3.7 Determinación de la constante de equilibrio ( $K$ ) y la volatilidad relativa ( $\alpha$ )**

Componentes	Fracción molar, $X_F$ (%)	Constante de equilibrio $K_{244}$	Volatilidad relativa $\alpha_i$
Metano ( $C_1$ )	0.0016	9	5.479
Etileno	0.0114	7.89	4.804
Etano ( $C_2$ )	0.0165	7.67	4.669
Propileno	0.0234	6.9	4.201
Propano ( $C_3$ )	0.2131	3.64	2.216
i-butano (I- $C_4$ )	0.1614	2.2	1.339
n-butano (N- $C_4$ )	0.1810	1.79	1.089
i-Pentano (I- $C_5$ )	0.1262	1	0.608
n-Pentano (N- $C_5$ )	0.0147	0.86	0.524
n-Hexano ( $C_6$ )	0.1321	0.42	0.256
n – Heptano ( $C_7$ )	0.0480	0.21	0.128



n-Octano (C <sub>8</sub> )	0.0034	0.15	0.091
n-Nonano (C <sub>9</sub> )	0.0391	0.059	0.036
Decano (C <sub>10</sub> )	0.0282	0.033	0.020

Seguidamente con la metodología planteada anteriormente se determinan los valores del parámetro ajustable ( $\Phi$ ); este debe encontrarse entre los valores de  $\alpha$  de los componentes clave. Para el mismo se dispone la tabla 3.8 con los resultados obtenidos.

**Tabla 3.8 Determinación del parámetro ajustable**

Componentes	$\frac{X_{Fi}}{(\alpha_i - \Phi)/\alpha_i}$		
	$\Phi=1.65$	$\Phi=1.958$	$\Phi=2.008$
Metano (C <sub>1</sub> )	0,002	0,0024	0,0024
Etileno	0,017	0,0186	0,0188
Etano (C <sub>2</sub> )	0,025	0,02742	0,0279
Propileno	0,0373	0,0419	0,0428
Propano (C <sub>3</sub> )	0,721	1,2987	1,4929
i-butano (I-C4)	-0,975	-0,4214	-0,3858
n-butano (N-C4)	-0,419	-0,2586	-0,2435
i-Pentano (I-C5)	-0,081	-0,0618	-0,0595
n-Pentano (N-C5)	-0,007	-0,0058	-0,0056
n-Hexano (C6)	-0,026	-0,0212	-0,0205
n – Heptano (C7)	-0,004	-0,0036	-0,0034
n-Octano (C8)	-0,0002	-0,00022	-0,00022
n-Nonano (C9)	-0,0009	-0,00077	-0,00075



Decano (C10)	-0,00036	-0,00031	-0,0003
$\Sigma$	-0,7115	0,6153	<u>0.8651</u>

Por otra parte, una vez determinado el parámetro ajustable  $\Phi = 2.008$ , se resuelve simultáneamente la ecuación (2.6) y se obtiene  $R_{\min}$ . En la tabla 3.9 se aprecia el cálculo de la relación mínima de reflujo.

**Tabla 3.9 Resultados del cálculo de la relación mínima de reflujo**

Componentes	$X_D$	$\alpha_i$	$\frac{X_{Di} * \alpha_i}{\alpha_i - \Phi}$
Metano (C1)	0,008	8,043758044	0.003
Etileno	0,033	2,940797941	0.029
Etano (C2)	0,045	2,027027027	0.043
Propileno	0,045	0,823680824	0.065
Propano (C3)	0,394	0,73037323	2.438
i-butano (i-C4)	0,226	0,331402831	-0.782
n-butano (n-C4)	0,241	0,234877735	-0.288
i-Pentano (i-C5)	0,007	0,106177606	-0.004

or tanto:

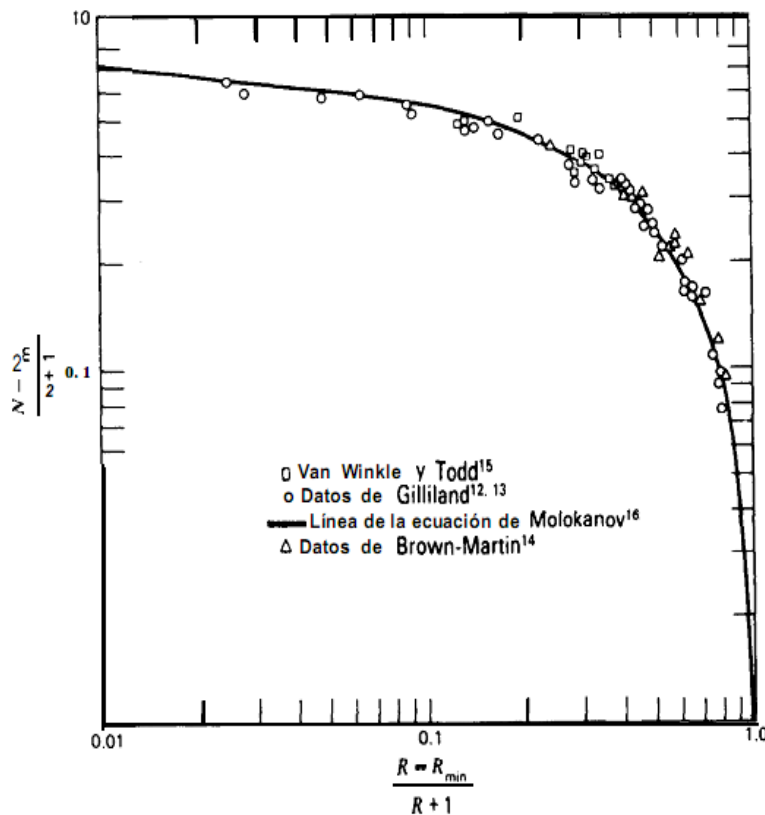
$$R_{\min} + 1 = 2.575$$

$$R_{\min} = 1.575$$

Para alcanzar una separación especificada entre dos componentes clave, tanto la relación de reflujo como el número de etapas teóricas tienen que ser superiores a sus valores mínimos. La correlación de mayor éxito y más sencilla de este tipo es la desarrollada por Gilliland, ligeramente modificada después por Robinson y Gilliland. La correlación se muestra en la figura 3.1, donde las tres series de puntos de datos, que están basados en cálculos exactos, son los puntos originales de



Gilliland y los puntos para sistemas multicomponentes de Brown y Martin y de Van Winkle y Todd.



**Figura 3.1 Correlación de Gilliland**

(Tomada de Seader, J. D. y Henley, E. J., 2000)

Este procedimiento se resume en las ecuaciones 2.7 y 2.8 respectivamente obteniéndose los siguientes resultados:

A partir de los valores de  $R_{\min.} = 1,575$  y de la relación de reflujo real ( $R = 3$ ), se obtiene  $X = 0,3562$ ; sustituyendo en la ecuación 2.7 se determina  $N - N_{\min.} / N + 1 = 0,3407$  y finalmente se alcanza un número de **15 etapas necesarias**.

Para la determinación del número de platos en la sección de agotamiento y en la sección de enriquecimiento, se realiza una aproximación razonable de la misma en la etapa óptima de alimentación, también puede obtenerse utilizando la ecuación empírica 2.9.





Conociendo la distribución de productos calculada en la tabla 3.6, se considera que es una buena aproximación de las composiciones del destilado y las del fondo para las condiciones de reflujo real y admitiendo que el número necesario de etapas sea 15. Entonces se puede determinar que; la relación  $N_R/N_S = 1,4554$  ofrece 8,88 etapas por encima del plato de alimentación y 6,11 para la sección de agotamiento aproximadamente, incluyendo el rehervidor. Por lo que se puede ubicar la etapa de alimentación en la novena etapa.

Para estimar la altura y el diámetro de una columna de destilación Heaven desarrolló estas ecuaciones:

$$D_c = \left[ \left( \frac{4}{\pi V} \right) D(R + 1)(22.2) \left( \frac{T_{vr}}{273} \right) \left( \frac{1}{P} \right) \left( \frac{1}{3600} \right) \right]^{1/2} \quad \text{Ec. 3.4}$$

$$H_c = 0.61 \left( \frac{N}{\eta} \right) + 4.42 \quad \text{Ec. 3.5}$$

**Donde:**

$D_c$ : es el diámetro de la columna (m).

$H_c$ : es la altura de la columna.

$D$ : es el flujo de destilado, Kmol / h (25167,002)

$T_{vr}$ : es la temperatura de rocío del vapor en el condensador en K (323.15 K)

$R$ : la razón de reflujo (3).

$P$  es la presión de la columna en atm (13.6 atm).

$N$ : el número de etapas teóricas para el reflujo dado (10).

$V$  es la velocidad del vapor en el tope y se calcula por

$$V = 0.761 \left( \frac{1}{P} \right)^{1/2} \quad \text{Ec. 3.6}$$



$\eta$  eficiencia de las etapas calculada por

$$\eta = \frac{N_{ideal}}{N_{real}} * 100 \quad \text{Ec. 3.7}$$

$$\eta = 67\%$$

N: es el número de platos.

Finalmente,  $D_c = 0.68\text{m}$  y  $H_c = 13.54\text{m}$ .

### 3.3. Balances de energía en el condensador y el rehervidor.

De forma general la cantidad de calor intercambiado (Q) se calcula por la ecuación del balance de energía:

$$Q_{ced} = Q_{abs} + Q_{perd} \quad \text{Ec. 3.8}$$

Donde:

$Q_{ced}$ : calor cedido; (kcal /h).

$Q_{abs}$ : calor absorbido; (kcal /h).

$Q_{perd}$ : calor perdido; (kcal /h).

#### Balances de energía en el condensador.

Se calcula el calor cedido ( $Q_{ced}$ ) por los vapores que salen por el tope de la columna y entran al condensador (fluido caliente), usando los datos conocidos del problema y aplicando la primera ley de la termodinámica, por la ecuación 3.9, teniendo en cuenta que sólo ocurre el cambio de fase de estos y que al ser un condensador total, esta ecuación es aplicable al flujo completo de vapores que entra al mismo:

$$Q_{ced} = \sum n_{destilado} * \lambda_{condensación} \quad \text{Ec. 3.9}$$



$$Q_{ced} = -186\,430\,339 \text{ kcal/h}$$

Conociendo que el medio de enfriamiento empleado en el condensador es el agua, se desea saber el flujo necesario para garantizar la condensación de los vapores y que la variación de temperatura de ésta se encuentre en el rango entre 20°C a la entrada y 30°C a la salida. Aplicando la primera ley se tiene la siguiente expresión:

$$Q_{abs} = F_{agua} C_{p_{agua}} (t_{salida} - t_{entrada}) \quad \text{Ec. 3.10}$$

Para el cálculo del calor transferido, se asumirá que no existen pérdidas de calor y así el flujo de agua calculado será el mínimo posible a emplear, debiendo ser tomado en la práctica un valor superior a este, tomando en cuenta la posible eficiencia del equipo.

El despeje de la expresión queda:

$$F_{agua} = \frac{Q_{ced}}{C_{p_{agua}} (t_{salida} - t_{entrada})} \quad \text{Ec. 3.11}$$

$$F_{agua} = 18\,643\,033,95 \text{ kg/h}$$

Donde:

$F_{agua}$ : flujo de agua de enfriamiento; (kg/h)

$C_{p_{agua}}$ : Capacidad calorífica del agua líquida; ( $C_{p_{agua}} = 1 \text{ kcal/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$ ) (Pons, 1990)

Se tiene que la cantidad de agua mínima necesaria para condensar totalmente los vapores en el condensador bajo las condiciones predeterminadas es de 18 643 033,95 kg/h. Considerando que la densidad del agua a temperatura ambiente es de  $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ , se debe abastecer aproximadamente 19 000 m<sup>3</sup>/h.

### Balances de energía en el rehervidor.

Se calcula el calor absorbido ( $Q_{abs}$ ) por el líquido que abandona el fondo de la columna y entra al rehervidor, usando los datos conocidos del problema y aplicando la primera ley de la termodinámica, por la ecuación 3.12, teniendo en cuenta que sólo ocurre el cambio de fase de la



mezcla que lo compone y que al ser un rehervidor total, esta ecuación es aplicable al flujo completo que entra al mismo:

$$Q_{abs} = \sum n_{fondo} * \lambda_{vaporización} \quad \text{Ec. 3.12}$$

$$Q_{abs} = 63\,668\,592,7 \text{ kcal/h}$$

Conociendo que el medio de calentamiento empleado en el rehervidor es un vapor saturado a 10 atm y que al ceder la energía sólo cambia de fase, para conocer el flujo necesario que garantice la vaporización de la mezcla se asume que no existen pérdidas de calor y así el flujo calculado será el mínimo posible a emplear. Aplicando la primera ley se tiene la siguiente expresión:

$$Q_{ced} = F_{vapor} * \lambda_{condensación} \quad \text{Ec. 3.13}$$

El despeje de la expresión queda:

$$F_{vapor} = \frac{Q_{abs}}{\lambda_{condensación}} \quad \text{Ec. 3.14}$$

$$F_{vapor} = 132\,057,1 \text{ kg/h}$$

Donde:

$F_{vapor}$ : flujo de vapor saturado; (kg/h)

$\lambda_{condensación}$ : Calor de condensación del vapor; (kcal/kg·°C)

Por las tablas de vapor (Keenan, 1988) a la presión  $P= 10$  atm, se tiene que  $\lambda= 2015,3$  kJ/kg = 482.12 kcal/kg·°C.

### 3.4. Evaluación del diseño de la columna utilizando el simulador HYSYS.



Para desarrollar la evaluación de la columna utilizando el simulador HYSYS y así obtener el Diagrama de Flujo de Información deben seguirse los pasos que se indica a continuación:

### 1. Definición de la termodinámica.

Para implementar un Caso de Estudio con el simulador HYSYS de procesos es necesario, ante todo, realizar la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente. Esto se realiza según el Árbol de decisión de Carlson comentado en el capítulo 2.

Se selecciona la Ecuación de Estado de *Peng-Robinson* para definir termodinámicamente las corrientes de gases, el cual es un excelente modelo para cálculos en sistemas reales de hidrocarburos.

### 2. Definir la corriente *Alimento*

La corriente *Alimento* es el flujo de alimentación que entra a la columna de destilación. Teniendo el flujo, la temperatura, la presión y la composición (Figura 3.4) queda definida la corriente *Alimento*.

HYSYS dispone de una columna de destilación simple con reflujo que utiliza el método de Fenske – Underwood - Gilliland para estimativos de etapas mínimas y reflujo mínimos. Esta columna se denomina “Shortcut Distillation”.

1. Abriendo un nuevo caso se define el paquete de fluidos:
  - Definir la termodinámica adecuada. Con anterioridad fue argumentada la selección de la ecuación de estado de Peng-Robinson, ampliamente utilizadas para aplicaciones petroleras, de gases y petroquímicas
  - Componentes, los utilizados en el cálculo manual.
2. Se coloca una corriente con el nombre de “Alimento” con las especificaciones ya citadas:



Worksheet	Stream Name	Alimento	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.13340	0.13340	0.86660
	Temperature [C]	100.00	100.00	100.00
	Pressure [atm]	17.573	17.573	17.573
	Molar Flow [kgmole/h]	34540	4607.6	29932
	Mass Flow [kg/h]	2.2857e+006	2.2880e+005	2.0569e+006
	Liquid Volume Flow [m3/h]	3800	426.8	3374
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3.420e+004	-2.280e+004	-3.595e+004
	Molar Entropy [kcal/kgmol-K]	33.239	38.942	32.361
	Heat Flow [kcal/h]	-1.1812e+09	-1.0505e+08	-1.0762e+09
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	3747	426.9	3320

Figura 3.2. Corriente de alimentación.

- Se activa en la paleta de objetos el “Shortcut Column”. Se desplegará su ventana de propiedades. Se conecta la corriente “Alimento” en el *inlet*, se definen la nomenclatura del destilado, fondos, carga de condensador y carga del rehervidor.

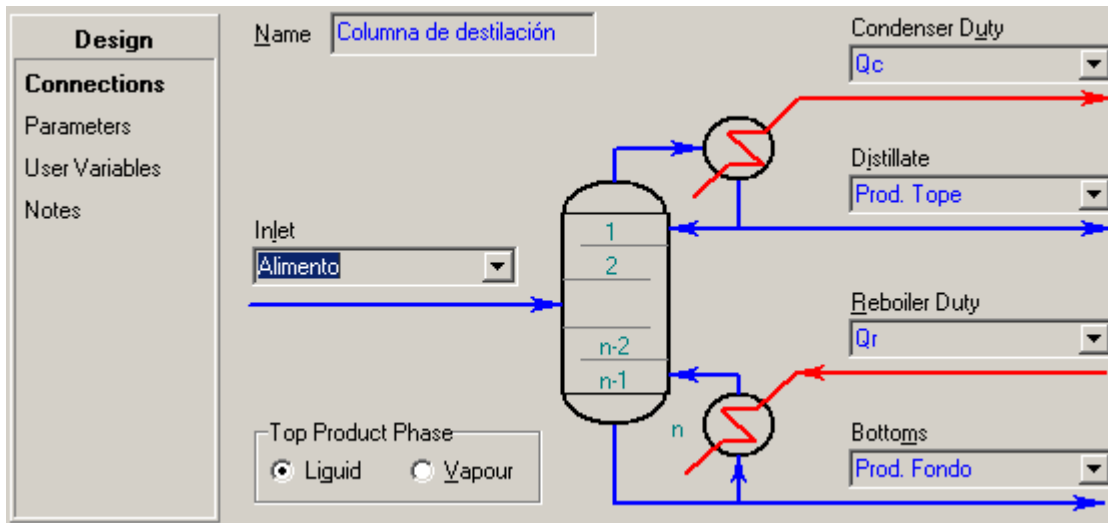


Figura 3.3. Conexiones a la columna.

- En “Parameters” se definen los claves ligero y pesado y la presión de operación de la columna. Inmediatamente el programa calcula el reflujo mínimo por Underwood:



Design							
Connections							
<b>Parameters</b>							
User Variables							
Notes							
<b>Components</b> <table border="1"> <thead> <tr> <th>Component</th> <th>Mole Fraction</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Light Key in Bottoms</td> <td>n-Butane 0.0340</td> </tr> <tr> <td>Heavy Key in Distillate</td> <td>i-Pentane 0.0070</td> </tr> </tbody> </table>		Component	Mole Fraction	Light Key in Bottoms	n-Butane 0.0340	Heavy Key in Distillate	i-Pentane 0.0070
Component	Mole Fraction						
Light Key in Bottoms	n-Butane 0.0340						
Heavy Key in Distillate	i-Pentane 0.0070						
<b>Pressures</b> <table border="1"> <tbody> <tr> <td>Condenser Pressure</td> <td>17.000 atm</td> </tr> <tr> <td>Reboiler Pressure</td> <td>17.508 atm</td> </tr> </tbody> </table>		Condenser Pressure	17.000 atm	Reboiler Pressure	17.508 atm		
Condenser Pressure	17.000 atm						
Reboiler Pressure	17.508 atm						
<b>Reflux Ratios</b> <table border="1"> <tbody> <tr> <td>External Reflux Ratio</td> <td>3.000</td> </tr> <tr> <td>Minimum Reflux Ratio</td> <td>1.028</td> </tr> </tbody> </table>		External Reflux Ratio	3.000	Minimum Reflux Ratio	1.028		
External Reflux Ratio	3.000						
Minimum Reflux Ratio	1.028						

**Figura 3.4. Parámetros a definir.**

- En “Performance”, HYSYS ya ha calculado el número mínimo de etapas mediante la ecuación de Fenske, así como las temperaturas de tope y de fondo:

Performance							
<b>Trays</b> <table border="1"> <tbody> <tr> <td>Minimum Number of Trays</td> <td>11.301</td> </tr> <tr> <td>Actual Number of Trays</td> <td>15.472</td> </tr> <tr> <td>Optimal Feed Stage</td> <td>9.592</td> </tr> </tbody> </table>		Minimum Number of Trays	11.301	Actual Number of Trays	15.472	Optimal Feed Stage	9.592
Minimum Number of Trays	11.301						
Actual Number of Trays	15.472						
Optimal Feed Stage	9.592						
<b>Temperatures</b> <table border="1"> <tbody> <tr> <td>Condenser [C]</td> <td>51.39</td> </tr> <tr> <td>Reboiler [C]</td> <td>190.0</td> </tr> </tbody> </table>		Condenser [C]	51.39	Reboiler [C]	190.0		
Condenser [C]	51.39						
Reboiler [C]	190.0						

**Figura 3.5. Número mínimo de etapas.**

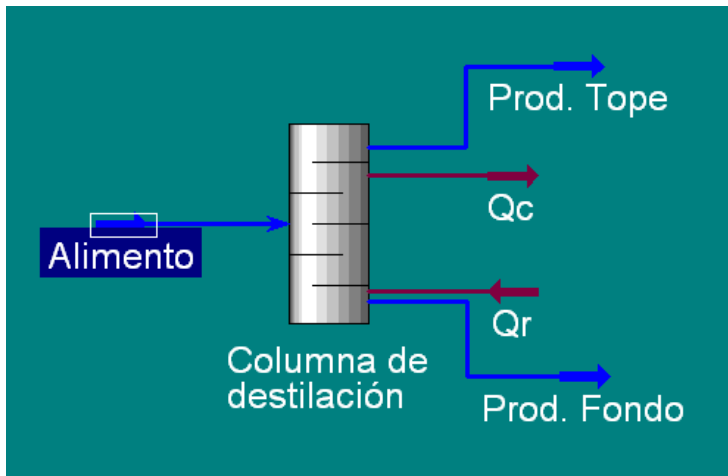
- Se recurre a “Parameters” una vez más y se introduce el reflujo de operación y entonces el cálculo se ha completado. El programa mostrará parámetros que expresan el desempeño de la columna, tales como el número de etapas, los flujos materiales y cargas en los intercambiadores:



Performance	
Trays	
Minimum Number of Trays	11.301
Actual Number of Trays	15.472
Optimal Feed Stage	9.592
Temperatures	
Condenser [C]	51.39
Reboiler [C]	190.0
Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	83271.015
Rectify Liquid [kgmole/h]	62453.261
Stripping Vapour [kgmole/h]	78663.379
Stripping Liquid [kgmole/h]	92385.625
Condenser Duty [kcal/h]	-340688152.722
Reboiler Duty [kcal/h]	370543307.713

**Figura 3.6. Parámetros finales de la columna.**

7. El diagrama final es:



**Figura 3.7. Diagrama final en HYSYS.**

8. Balance de materiales estimado por HYSYS:





	Alimento	Prod. Tope	Prod. Fondo
Methane	0.0154	0.0255	0.0000
Acetylene	0.0112	0.0186	0.0000
Ethane	0.0163	0.0271	0.0000
Propene	0.0231	0.0383	0.0000
Propane	0.2101	0.3485	0.0000
i-Butane	0.1591	0.2612	0.0043
n-Butane	0.1784	0.2736	0.0340
i-Pentane	0.1244	0.0070	0.3025
n-Pentane	0.0146	0.0002	0.0364
n-Hexane	0.1302	0.0000	0.3278
n-Heptane	0.0473	0.0000	0.1191
n-Octane	0.0034	0.0000	0.0086
n-Nonane	0.0386	0.0000	0.0971
n-Decane	0.0278	0.0000	0.0700

**Figura 3.8. Balance de materiales.**

Como puede observarse, los resultados obtenidos de la simulación por el software HYSYS tienen concordancia con los calculados por el método de Fenske – Underwood – Gilliland (FUG), tanto en lo que respecta al número de platos (teóricos, reales y de alimentación), a las temperaturas del condensador y del rehervidor, y a las composiciones de las corrientes de salida, estando en todos los casos ligeramente por encima de los cálculos.

### 3.5. Costos de adquisición para el equipo diseñado.

La elección del equipo industrial adecuado se ve afectada por consideraciones de los costos de cada equipo. Para esto se determina su costo de adquisición lo que permite tener una idea de con qué se cuenta para su implementación.

En este caso se calcula el costo de adquisición de la columna de destilación y para esto se cuenta con los índices de costos (en USD) que aparecen en la tabla 3.10; fueron tomados del Costo de la Chemical Engineering.

**Tabla 3.10 Índices de costo.**

Índices de costos	Valor
Índices de costo (2010)	550.8
Índices de costo (1988)	342.5
Índices de costo (1968)	113.7



### ➤ Costo de la Torre de Destilación

Para el cálculo del costo de la torre de destilación es necesario conocer el costo de cada una de las partes que la componen, siendo determinado por la ecuación:

$$C_{\text{adq}} = C_{\text{torre}} + C_{\text{platos}} + C_{\text{rehervidor}} + C_{\text{condensador}}$$

#### • Costo de la torre.

$$C_{\text{torre}} = 550.89 * \frac{Ic\ 2010}{Ic\ 1968} * D^{1.3} \quad \text{Ec. 3.15}$$

$$C_{\text{torre}} = 1\ 793.84 \$$$

Donde:

$C_{\text{adq}}$ : Costo de adquisición (\$)

Ic 1968: Índice de costo patrón del año 1968.

Ic 2010: Índice de costo actualizado para todos los equipos hasta el 2010.

#### • Costo de los platos.

$$C_{\text{platos}} = N * 278.44 * \frac{Ic\ 2010}{Ic\ 1988} * D^{1.1} \quad \text{Ec. 3.16}$$

$$C_{\text{platos}} = 4\ 394.57 \$$$

Donde:

N: Número de platos reales

D: Diámetro de la torre (m)

Ic 1988: Índice de costo patrón (\$)

#### • Costo del rehervidor.

$$C_{\text{rehervidor}} = 485.02 * \frac{Ic\ 2010}{Ic\ 1968} * A_r^{0.58} \quad \text{Ec. 3.17}$$

$$C_{\text{rehervidor}} = 7263,57 \$$$



**Donde:**

$A_r$ : Área del rehervidor de la torre de destilación ( $m^2$ )

• **Costo del condensador.**

$$C_{\text{condensador}} = 550.89 * \frac{I_c 2010}{I_c 1968} * A_c^{0.58}$$

Ec. 3.18

$$C_{\text{condensador}} = 7173,74 \$$$

**Donde:**

$A_c$ : Área del condensador de la torre de destilación ( $m^2$ )

Una vez conocidos los costos de las partes integrantes de la columna se procede al cálculo del costo de adquisición de ésta:

$$C_{\text{adq}} = C_{\text{torre}} + C_{\text{platos}} + C_{\text{rehervidor}} + C_{\text{condensador}}$$

$$C_{\text{adq}} = 20\ 625,70 \$$$

### Conclusiones parciales del capítulo 3:

1. Se aplicó el método de FUG para la determinación de los parámetros de diseño.
2. Se determinaron los parámetros de operación de la columna, con una presión de trabajo de 13,5 atm (200 pisa), una temperatura en el tope de 49 °C (118 °F) y de 171 °C (340 °F) en el fondo.
3. Se obtuvieron los parámetros de diseño de la columna de destilación, resultando necesarias 15 etapas reales, un diámetro de 0,68 m y una altura de 13,54 m, para satisfacer la alimentación para la cual fue diseñada.



4. Se determinó que se deben suministrar por encima de los 132 057,1 kg/h de vapor, para garantizar la vaporización de la mezcla de hidrocarburos en el rehervidor y por encima de 19 000 m<sup>3</sup>/h de agua de enfriamiento en el condensador.
5. Se realizó la simulación de la columna por el software HYSYS, obteniéndose similitud con los resultados calculados.
6. Se determinó el costo de adquisición del equipo diseñado, partiendo de los costos de cada una de las partes componentes y apoyados en los índices de costos actualizados hasta el 2010, para el cual se obtuvo que la inversión aproximada sea de 20 625,70 \$ (USD).



### Conclusiones:

1. Se realizó el diseño preliminar de una columna de destilación multicomponente que garantiza el incremento del volumen de producción a 50 000 Ton/día.
2. Se determinaron los parámetros de operación de la columna, con una presión de trabajo de 13,5 atm (200 pisa), una temperatura en el tope de 49 °C (118 °F) y de 171 °C (340 °F) en el fondo.
3. Se obtuvieron los parámetros de diseño de la columna de destilación, resultando necesarias 15 etapas reales, un diámetro de 0,68 m y una altura de 13,54 m, para satisfacer la alimentación para la cual fue diseñada.
4. Se realizó la simulación de la columna por el software HYSYS, obteniéndose similitud con los resultados calculados.
5. Se determinó el costo de adquisición del equipo diseñado, partiendo de los costos de cada una de las partes componentes y apoyados en los índices de costos actualizados hasta el 2010, para el cual se obtuvo que la inversión aproximada sea de 20 625,70 \$ (USD).



### **Recomendaciones:**

- Continuar con la metodología de este trabajo para el diseño y simulación de los restantes equipos de la planta, y poder alcanzar los niveles de producción deseados.
- Realizar una simulación más rigurosa a la columna diseñada.



## Bibliografía:

1. Aspen Technology. 2008. Aspen HYSYS Documentation and Operations Guide. Disponible en Internet en: <http://www.aspentec.com/products/>
2. BACHELOR, J.B. 1957. *Petroleum Refiner*.
3. BENZ, S., FRANCESCONI, J. 2001. *Introducción al Uso del Simulador HYSYS*. Universidad Tecnológica Nacional: Rosario; Argentina.
4. BIRD, R.; WARREN, S.E. and EDWIN, L.N. 1992. *Fenómenos de Transporte*. Editorial Reverté, S.A. Ediciones Repla, S.A: Barcelona; España. ISBN 968-6165-02-9.
5. CASTRO, H. 1999. *Antecedentes de Refinación*. [en línea]. [Consulta diciembre, 2010]. Disponible en: [http:// www.cu/petroleo1.htm](http://www.cu/petroleo1.htm)
6. CHEMSTATIONS CHEMCAD. Chemstations Co. Disponible en Internet en: <http://www.chemstations.net/products/>.
7. DAVILA. 2004. *La exploración y explotación de petróleo*. [en línea]. [Consultado en enero, 2011]. Disponible en: [http://www.devon.esc.edu.ar/tp/medio\\_ambiente8.html](http://www.devon.esc.edu.ar/tp/medio_ambiente8.html).
8. ERIJ, V.N., M.G. Rudin. 1988. *Química y Tecnología del petróleo y del gas*. Editorial Mir: Moscú. ISBN 5-03-000698-2.
9. GARCELL, R. 2002. *Proceso de separación con operación de transferencia de masa en sistemas Gas-Líquido*. Universidad de Oriente: Santiago de Cuba.
10. HENLEY E.J. 2000. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*. Reverte Ediciones S.A: México. ISBN 968-6708-28-6.
11. HERNÁNDEZ E. 2009. *Optimización de los parámetros de operación de la Torre Debutanizadora instalada en la Planta Energás – Varadero*. Tesis de Maestría. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
12. HIMMELBLAU, D. 1997. *Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química (Sexta Edición)*. Prentice-Hall Hispanoamericana: Naucalpan de Juárez (México). ISBN 968-880-802-4.



13. HOLMAN, J. 1986. *Transferencia de Calor*. Compañía Editorial Continental: Tlhuaca (México). ISBN 968-26-0649-7.
14. INCROPERA, F.P. 2002. *Fundamentos de transferencia de calor*. Editorial Pearson Educación: México.
15. INCROPERA, F. P. 1996. "*Fundamentals of Heat and Mass Transfer*". John Wiley & Sons.
16. JIMÉNEZ, A. 2003. *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Reverté, S.A.
17. KEENAN, Keyes, F.G, Hill, P.G, Moore, J.G. 1988. *Steam Tables*. Combinado Poligráfico "Evelio Rodríguez Curbelo": Cuba.
18. KERN, D. 1999. *Procesos de Transferencia de Calor*. Compañía Editorial Continental: Tlhuaca (México). ISBN 968-26-1040-0.
19. KRASNOSCHIOKOV, E. and SUKOMEL, A. 1986. *Problemas de Termotransferencia*. Editorial Mir: Moscú.
20. LÓPEZ, Y. 2007. *Desarrollo de un modelo riguroso para el control operacional de un ciclo de vapor*, Tesis presentada en opción al Título de *Master* en "Termoenergética Industrial". Universidad de Matanzas.
21. MARCILLA, A. 1998. *Introducción a las Operaciones de Separación*. Publicaciones de la Universidad de Alicante: España.
22. MARTÍNEZ, V. 2000. *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. Plaza y Valdez: México.
23. McCABE, W.L., J.C. SMITH, P. HARRIOTT. 1991. *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. McGraw-Hill Interamericana de España. Madrid (España). ISBN 0-07-044828-0.
24. McCABE, W.L., J.C. SMITH, P.HARRIOTT. 2005. *Unit Operations in Chemical Engineering*. McGraw-Hill: Nueva York.
25. MONDEJA, D. H., A. Pons. 2007. *Termodinámica para Ingenieros Químicos*. Edición Félix Varela.





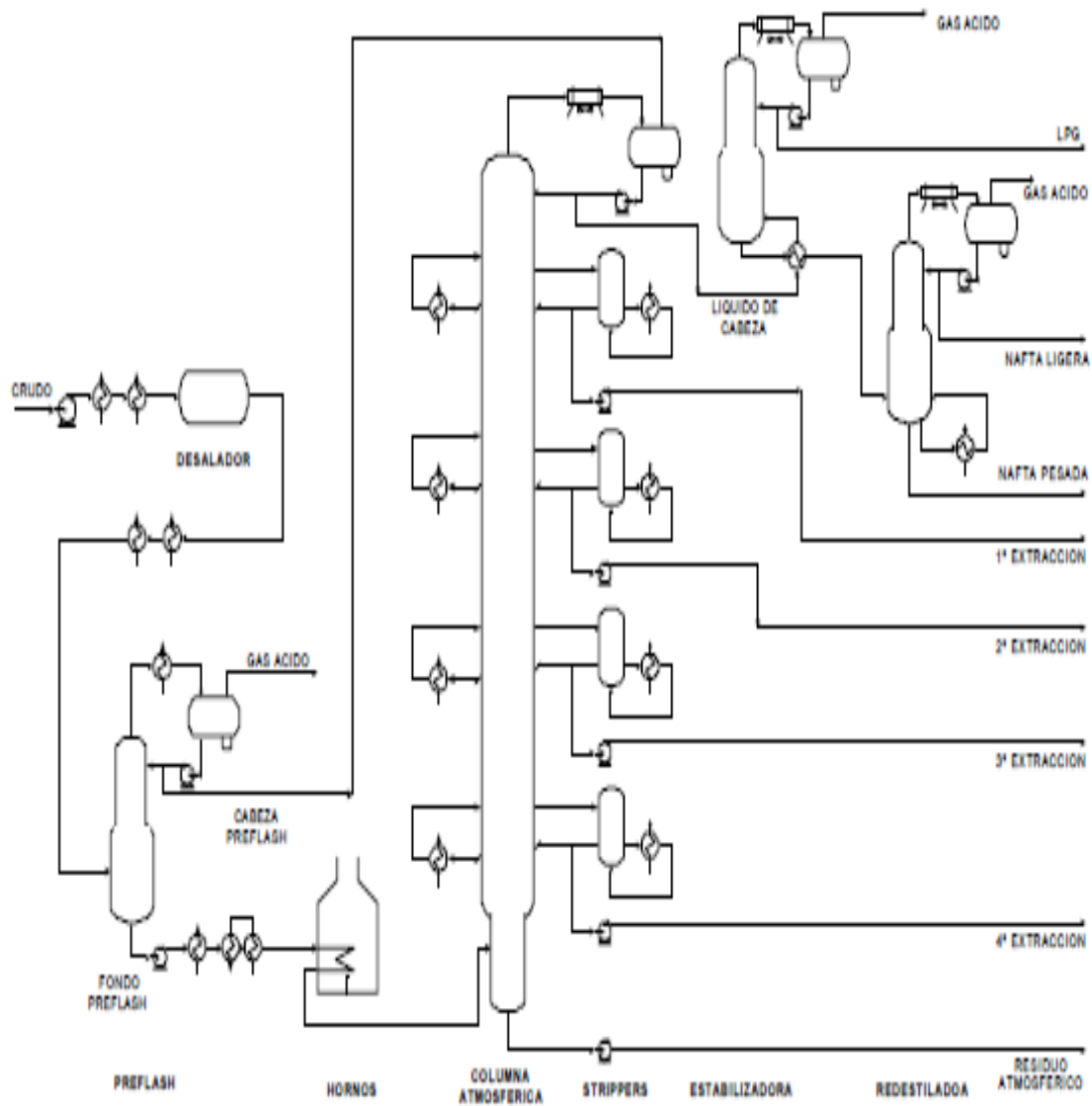
26. MORALES, I. 1992. *Historia de la industria petrolera*. [en línea]. [Consulta: enero, 2011]. Disponible en: <http://www.petrolero.org.ve/Pregunta.htm>
27. PEMEX. 2008. *Situación actual y perspectiva de la industria Nacional de Refinación*. Refinación [on line]. [consultado Noviembre, 2010]. Disponible en <http://www.pemex.com>.
28. PERRY, R. 2008. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. McGraw-Hill : Barcelona. ISBN 0-07-14229-43.
29. PONS. A.1990. *Introducción a la Ingeniería Química*. Editorial Pueblo y Educación 1985.
30. POTTELLÁ, M. 2009. *Desarrollo Histórico de la Prospección Petrolera*. [en línea]. [Consulta enero, 2011]. Disponible en: <<http://www.colorado.edu>>.
31. PRAUSNITZ, M.A. 2008. *Handbook of separation process technology*. John Wiley & Sons: New York. ISBN 0-471-89558-X.
32. REYES J. 1998. *Diseño de columnas de rectificación y extracción multicomponente. Cálculo del reflujo mínimo*, Universidad de Alicante.
33. ROBINSON, C. S., AND E. R. GILLILAND. 1950. *Elements of Fractional Distillation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
34. RODRÍGUEZ, J. 2001. *Introducción a la Termodinámica*. Universidad Tecnológica Nacional: Argentina. ISBN 950-42-0136-4.
35. SCENNA, N. 1999. *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. Universidad Tecnológica Nacional 1999: Argentina. ISBN 950-42-0022-02.
36. SEADER, J., Henley, E.J. 1998. *Separation Process Principles*. John Wiley & Sons, Inc: New York.
37. SELIN.F.E, P.a. 2007. *Petroleum Technology*. John Wiley & Sons. ISBN 978-0-470-13402-3.
38. SHILLING, R. 1999. *"Heat Transfer Technology" (soporte electrónico)*. Brown Fintube Company: Houston, Texas, U.S.A.



39. SHILLING, R. 2000. *"A new perspective on the impact of fouling on the performance of finned heat exchangers in comparison to heat exchangers without extended surfaces" (soporte electrónico)*. Brown Fintube Company: Houston, Texas, U.S.A.
40. TORRES .R, C. 2002. *Análisis y Simulación del Proceso de Refinación de Petróleo*. Instituto Politécnico Nacional: México. ISBN 970-18-7990-2.
41. TREYBAL, E. 1999. *Operaciones de transferencia de masa. (Segunda Edición)*. McGraw-Hill.
42. VAN WINKLE, M., and W. G. Todd. 1971. *Chemical Engineering*.
43. WinSim. 2006. *DESIGN II 8.31*. WinSim Inc. [on line]. [consultado Febrero, 2008]. Disponible en [http: www.winsim.com/products/html](http://www.winsim.com/products/html)
44. WUITHIER, P. 1971. *El petróleo: Refino y Tratamiento Químico*. Ediciones Cepsa S.A., Madrid, España. Tomo I.



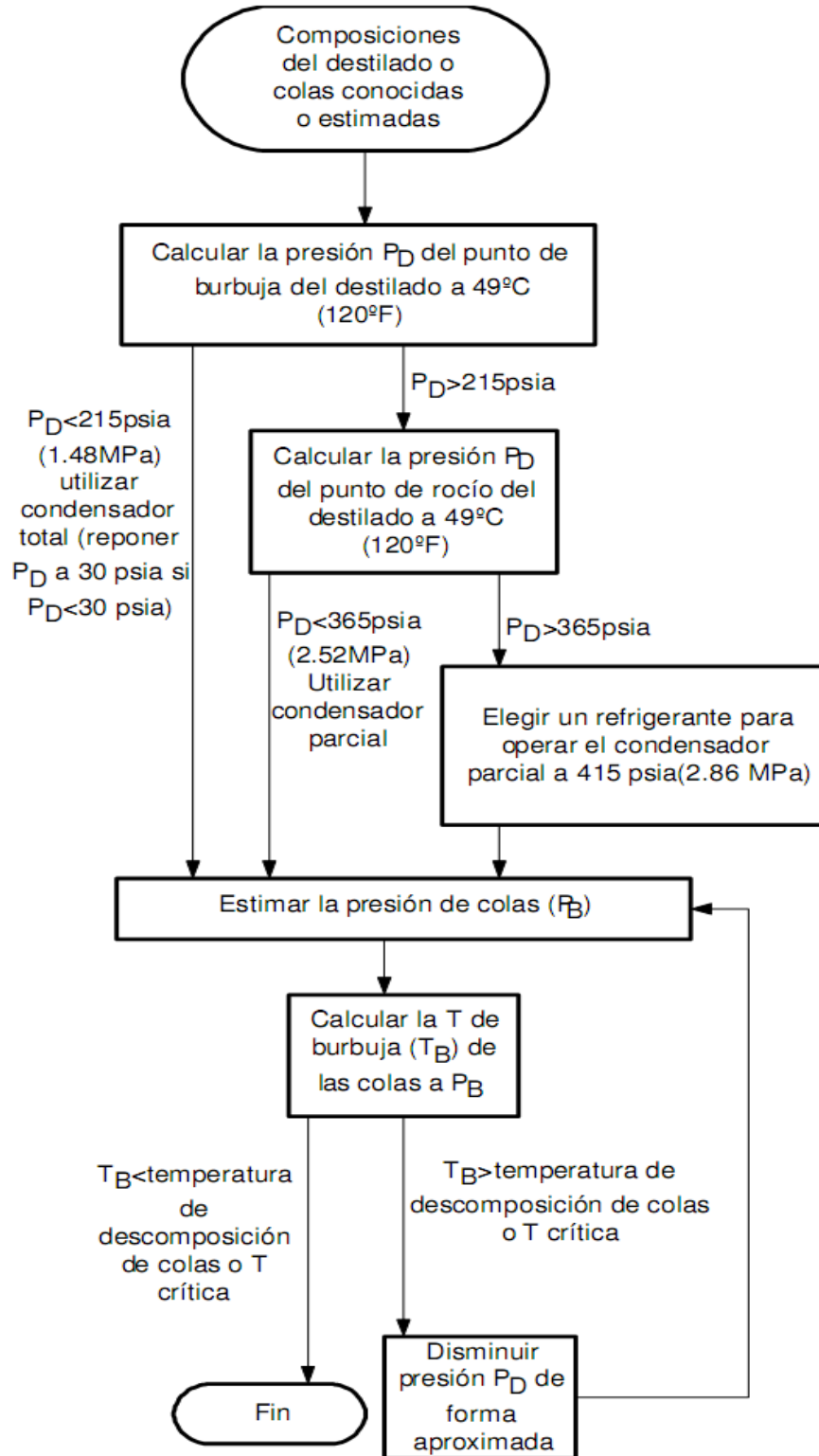
**Anexo 1: Diagrama de flujo de la unidad de destilación atmosférica presentado como Caso de Estudio.**



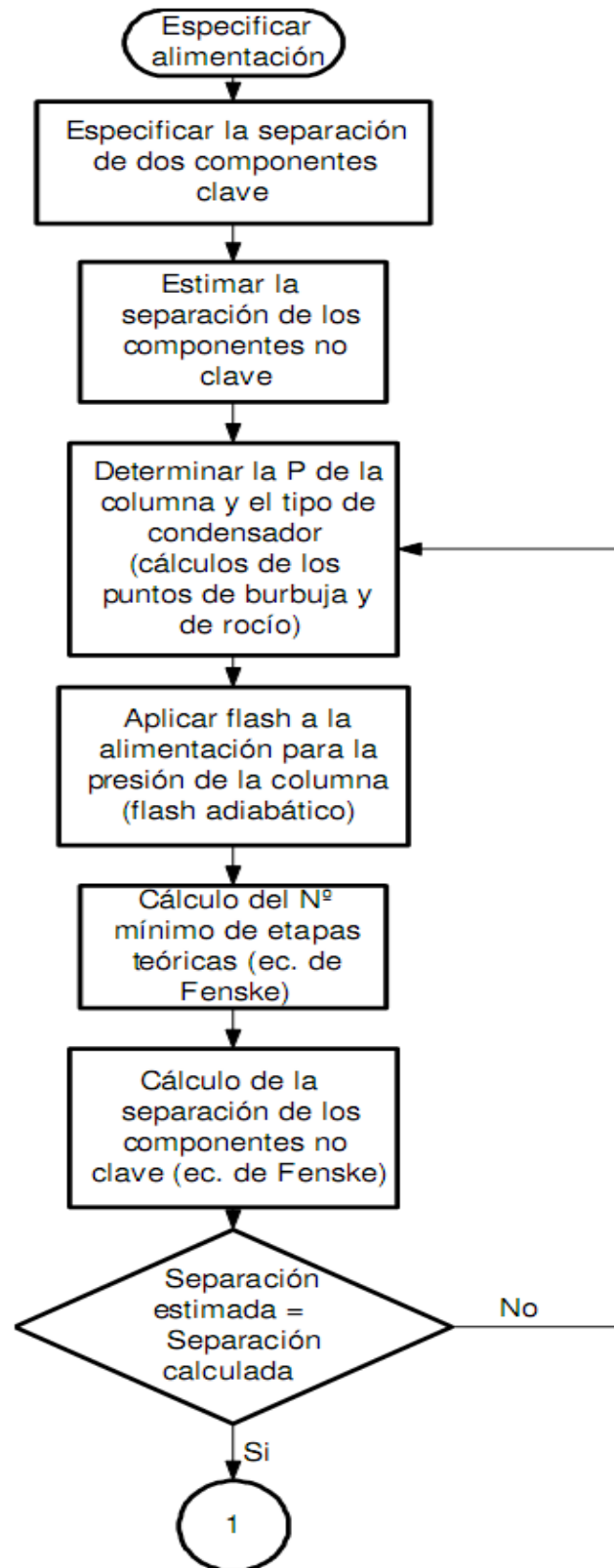


---

**Anexo 2: Diagrama para el cálculo de la presión y el tipo de condensador**



Anexo 3: Algoritmo de solución del método (FUG).





### Anexo 3: Continuación

