



UNIVERSIDAD DE MATANZAS “CAMILO CIENFUEGOS”

FACULTAD DE INGENIERIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

**Evaluación de la torre rectificadora de destilación
atmosférica con la dieta de crudo actual.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de
refinación de petróleo.**

Autor: Lic. Maryví Morlote Hernández.

Tutor: MSC. Eduardo Antonio Figueredo García.

Matanzas

2012

Nota de aceptación

Presidente del Tribunal Firma

Miembro del Tribunal Firma

Miembro del Tribunal Firma

Miembro del Tribunal Firma

Declaración de autoridad

Yo, Maryví Morlote Hernández, me declaro como única autora de este trabajo realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo y autorizo que el mismo sea utilizado por la misma.

DEDICATORIA

A mis padres por educarme en la vida.

A mi esposo por su apoyo incondicional.

A mis dos hijas por su lealtad y paciencia.

AGRADECIMIENTOS

Mi agradecimiento a mi familia por comprender y apoyar mis estudios.

Doy gracias a mi esposo y los amigos que me ayudaron incondicionalmente en todo mi trabajo.

Doy gracias a Serguei Varela Pared por asesorar mis estudios de Evaluación de la torre de destilación atmosférica en Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos".

Síntesis

En este trabajo, se evalúa la torre de destilación atmosférica T-102 de la Refinería Camilo Cienfuegos, para identificar las zonas de solapamiento y los parámetros operacionales a cambiar. Se recopila información con muestras tomadas de la planta usando el software exaquantum y resultados de laboratorio, así como las fichas técnicas de cada equipo que intervienen en el proceso para elaborar el modelo a simular aplicando el simulador de procesos PRO II. Además se valida el modelo, con resultados menores del 10 %. Variando la temperatura se elimina el solapamiento y se logra mayor cantidad de productos con un mejor valor agregado garantizando mejorar los ingresos de la empresa por este concepto. Se calcula el margen de refino comparando los resultados antes y después del cambio en la torre teniendo en cuenta los precios promedio de cada producto para el año 2011 obteniéndose \$1050703.70 de ganancia. Se anexan todos los datos necesarios para el mismo.

Synthesis

In this paper, we evaluate the atmospheric distillation tower T-102 of the Camilo Cienfuegos refinery, to identify areas of overlap and operational parameters to change. Information is collected on samples taken from the plant using the software exaquantum and laboratory results, as well as the technical specifications of each team involved in the process to develop the model to simulate the process simulator using PROO II. The model was validated with results below 10 %. By varying the temperature and eliminates the overlap is achieved more products with added value by ensuring better improve company revenue for this item. Calculate the refining margin by comparing results before and after the change in the tower taking into account the average prices of each product for 2011 obtained \$ 1,050,703.70. Are annexed all necessary data for the same.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCION.....	1
CAPITULO 1: Fundamentación Teórica.....	4
1.1 Generalidades de los procesos de destilación.....	4
1.1.1 Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.....	8
1.2 Parámetros termodinámicos de la destilación atmosférica.....	9
1.3 Tipos de torres.....	10
1.4 Grado de separación (gap) y solapamiento (overlap).....	12
1.5 Simulador PRO-II con PROVISION.....	14
1.5.1 Estructura del programa.....	15
1.5.2 Métodos termodinámicos.....	17
1.6 Ensayos ASTM utilizados.....	20
1.7 Conclusiones parciales.....	22
CAPITULO 2: Diseño Metodológico.....	23
2.1 Descripción del caso de estudio.....	23
2.1.1 Desalación eléctrica.....	23

Tabla de Contenido.

2.1.2	Destilación atmosférica de la T-102.....	24
2.1.3	Nudo de mezcla.....	26
2.2	Metodología de evaluación de la columna de fraccionamiento.....	28
2.3	Metodologías para la simulación del caso de estudio.....	29
2.3.1	Pasos a seguir en la simulación.....	29
2.3.2	Principales equipos del sistema a tratar.....	33
2.4	Validación del modelo.....	42
2.5	Evaluación económica.....	44
CAPITULO 3: Análisis de los Resultados.....		47
3.1	Diagrama de simulación obtenido.....	47
3.1.1	Construcción del diagrama de flujo de información.....	49
3.2	Evaluación de la columna.....	51
3.3	Resultados de la validación del modelo.....	52
3.4	Análisis de los resultados de la simulación.....	53
3.5	Resultados del cálculo de margen de refino.....	55
CONCLUSIONES.....		57

Tabla de Contenido.

RECOMENDACIONES.....	58
BIBLIOGRAFIA.....	59
ANEXOS.....	61

INTRODUCCIÓN

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 (Dawe, 2000). En la refinería “Camilo Cienfuegos” la mezcla del crudo a utilizar como materia prima en la planta de destilación atmosférica (sección 100) está constituida por 12.35 % volumen del crudo Merey 16 y 87.65 % volumen del Mesa 30.

Actualmente la refinería “Camilo Cienfuegos” cuenta con un esquema de refinación primario constituido por una unidad de destilación atmosférica que cuenta con cuatro torres: desgasolinadora T-101, destilación atmosférica T-102, despojadora T-103 y estabilizadora T-104.

La destilación es un proceso de separación física, constituye la primera etapa del refino de un crudo, el objetivo es su vaporización parcial y separación por condensación a diferentes temperaturas de distintas fracciones. Se realiza en una columna de destilación o fraccionamiento en cuyo interior están dispuestas de forma ordenada una serie de “platos” recogiendo los líquidos condensados. (Muñecas, 2005). La temperatura de la columna es alta en el fondo y más fría en tope de forma que cada plato tiene una temperatura inferior a la del situado inmediatamente debajo. Esta se realiza a una presión ligeramente superior a la atmosférica. El calor necesario para este proceso lo proporciona un horno donde 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. (Cortázar, Triana, Carro, 2000)

Los hidrocarburos se separan en sus componentes por tener diferentes puntos de ebullición y el proceso de separación física permite obtener diferentes cortes o fracciones en una torre de destilación atmosférica pero en ellas pueden existir solapamientos (overlap) o brechas (gap), un overlap trae consigo la superposición de los puntos iniciales y finales entre los cortes afectando el funcionamiento de la columna, la calidad en la obtención de los productos de salida de mayor valor agregado y los ingresos.

Problema de investigación

¿Se podrá mejorar la eficiencia del funcionamiento de la columna fraccionadora en la destilación atmosférica?

Hipótesis de la investigación

Si se evalúa la torre fraccionadora a través de un modelo de simulación se podrá garantizar su funcionamiento eficiente.

Objetivo general

Analizar los parámetros operacionales que garanticen el funcionamiento eficiente de la columna.

Objetivos específicos

Realizar un análisis de la bibliografía relacionada con el tema de destilación atmosférica, sus parámetros operacionales y simulador de procesos.

Evaluar el grado de rectificación de la columna fraccionadora a través de la observación y análisis de la recolección de datos.

Ajustar el modelo de simulación a un caso de estudio.

Proponer condiciones operacionales que mejoren el funcionamiento de la torre fraccionadora.

Realizar un análisis económico a través del cálculo del margen de refino.

Breve descripción de la estructura del trabajo:

Capítulo 1 Fundamentación teórica.

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde se hace una breve referencia al proceso de destilación. Se comenta el Grado de separación (gap) y solapamiento (overlap). Se describe el software utilizado para confeccionar el modelo, para recolectar datos y los diferentes métodos termodinámicos utilizados en el desarrollo de la investigación.

Capítulo 2 Diseño metodológico.

En este capítulo se describe el caso de estudio, se explican las metodologías a seguir para la evaluación de la columna fraccionadora, la simulación de la planta de destilación atmosférica y su validación, así como la realización del cálculo.

Capítulo 3 Análisis de los resultados.

En este capítulo se presentan los resultados que se obtienen al aplicar las metodologías para la obtención y validación del modelo de la planta de destilación atmosférica y el cálculo del margen de refino.

CAPITULO 1

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde se hace una breve referencia al proceso de destilación. Se comenta el Grado de separación (gap) y solapamiento (overlap). Se describe el software utilizado para confeccionar el modelo, para recolectar datos y los diferentes métodos termodinámicos utilizados en el desarrollo de la investigación.

Generalidades de los procesos de destilación.

La industria de la refinación del petróleo ha experimentado expansiones y grandes cambios desde 1950. La materia prima básica para las refinerías es el petróleo o crudo. El petróleo puede definirse como una mezcla compleja de hidrocarburos que incluye gases con puntos de ebullición que van desde 0°C hasta compuestos asfálticos con puntos de ebullición superiores a los 600 °C. Es por esta razón que el petróleo debe someterse al proceso de refinación, donde generalmente, la primera etapa del proceso es la destilación. El proceso de separación más utilizado en la industria química es la destilación donde ocurre un proceso físico de transferencia de materia y energía entre una fase líquido y una fase de vapor dentro de una torre. Por lo general, el líquido y el vapor contienen los mismos componentes aunque en distintas proporciones. (Muñecas, 2005). El líquido se encuentra a su temperatura de burbuja, mientras que el vapor en equilibrio está a su temperatura de rocío. El efecto neto es un incremento en la concentración de los componentes más volátiles en la fase vapor y de los menos volátiles en la fase líquida. La evaporación y condensación involucran calores latentes de evaporación de cada componente y por ello, al calcular una destilación deben considerarse los efectos del calor. (Fong, 2005)

Según Marcilla, 1998, Coulson y Richardson, 2005 y Gómez, 2007, el predominio de la destilación sobre otras operaciones unitarias de separación de mezclas, a pesar de su baja eficiencia termodinámica, obedece a dos razones fundamentales, una de tipo cinético y otra de tipo termodinámico. Desde el punto de vista cinético, se trata de la operación que permite la mayor velocidad de transferencia de materia y desde el punto de vista termodinámico, hay que destacar que otras operaciones unitarias presentan una eficiencia todavía menor. Por otro lado, muchas de las operaciones de separación que implican cascadas de etapas de equilibrio se resuelven mediante la aplicación de los métodos de simulación o de diseño desarrollados para la rectificación.

Capítulo 1 Fundamentación Teórica.

Seader y Henley, 2000; Parkash, 2003 mencionan que la destilación como proceso de separación de mezclas líquidas homogéneas es el más difundido a nivel industrial, porque es el proceso de separación más estudiado, el más económico y por tanto, el más desarrollado tecnológicamente. El empleo de calor como medio de separación hace que el estudio de la destilación sea relativamente sencillo.

Además plantean que la destilación es utilizada cuando el grado de separación logrado por una vaporización parcial o una condensación parcial en una etapa resulta inadecuado, debido a que las diferencias de volatilidades entre las especies de la mezcla de alimentación no es suficientemente grande. Se puede lograr una separación satisfactoria por medio de destilación multietapa, sin necesidad de añadir un agente de separación de masa.

La destilación 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 fases. Los contactos son a menudo hechos en platos horizontales con 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 (Parkash. 2003). La alimentación a la columna de destilación se hace por 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. 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 condensación o algún medio de calentamiento, para proveer el vapor para el contacto, llamado *boil up*. Todo esto se observa en la Figura 1.1. (Tomada de Hernández, E. 2009).

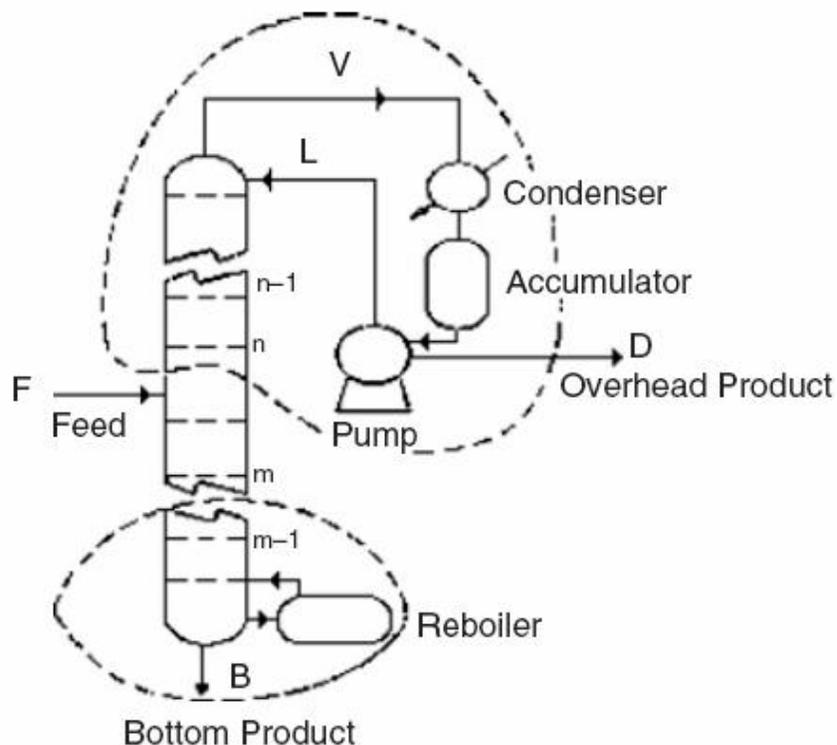


Figura 1.1 Esquema de una columna de destilación.

Por otra parte Marcilla, 1998, Coulson y Richardson, 2005 y Gómez, 2007 dicen que tradicionalmente, el estudio de la rectificación se aborda diferenciando entre el caso de las mezclas multicomponentes y las binarias. Esto se justifica, 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 claves que se pretende separar. 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.

Capítulo 1 Fundamentación Teórica.

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. (Dawe, 2000).

El equilibrio entre fases en el caso de mezclas multicomponentes no puede resolverse mediante representaciones gráficas de las propiedades, como ocurre con el caso de equilibrio líquido-vapor para mezclas binarias, o el equilibrio líquido-líquido para mezclas ternarias. El equilibrio líquido-vapor, depende principalmente de los parámetros termodinámicos, presión y temperatura del sistema. Las unidades se diseñan para que se produzcan estos equilibrios de forma controlada y durante el tiempo necesario para obtener los combustibles especificados.

Básicamente el proceso consiste en vaporizar los hidrocarburos del crudo y luego condensarlos en cortes definidos. Modificando fundamentalmente la temperatura, a lo largo de la columna fraccionadora. (Ramos, 1997).

La vaporización o fase vapor se produce en el horno y zona de carga de la columna fraccionadora. En el horno se transfiere la energía térmica necesaria para producir el cambio de fase y en la zona de carga se disminuye la presión del sistema, produciéndose la separación de la carga, obteniéndose la vaporización definitiva.

La fase líquida se logra con reflujos o reciclo de hidrocarburos retornados a la torre. Estos reflujos son corrientes líquidas de hidrocarburos que se enfrían por intercambio con crudo o fluidos refrigerantes. La función u objetivo principal de estos, es eliminar o disipar en forma controlada la energía cedida a los hidrocarburos en el horno, de esta manera se enfría y condensa la carga vaporizada, en cortes o fracciones de hidrocarburos específicas, obteniéndose los combustibles correspondientes.

Las columnas de destilación a escala industrial disponen de una serie de bandejas o platos diseñados para alcanzar rápidamente el equilibrio. En una columna de destilación atmosférica industrial, el número de platos oscila entre 20 y 50. Cada plato retiene un cierto nivel de

líquido. Cuando un exceso de vapor condensa y el plato rebosa, el líquido cae hacia el plato inmediatamente inferior. En general, un proceso de destilación se trabaja a presión fija (sea atmosférica o a vacío), existiendo un gradiente de temperaturas a lo largo de la altura de la columna. (Ramos, 1997).

Las fracciones del petróleo se obtienen a través de la separación física en grandes columnas de destilación a las que se alimenta el crudo.

Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.

Según Hernández, 2009 y otros autores (Jiménez, 2003; Abdel-Aal y Aggour, 2005; Branan, 2006; Fraser, 2008; Albright, 2009) la destilación por fraccionamiento, es una operación unitaria utilizada para separar mezclas en productos individuales. Incluye separación de componentes por volatilidad relativa. La dificultad de la separación está relacionada directamente con la volatilidad relativa de sus componentes y la pureza requerida de los productos.

Este proceso es el más antiguo y universal de la tecnología química. Prácticamente, todas las sustancias naturales y las sustancias producidas en reactores químicos son mezclas que no tienen las propiedades requeridas para utilizarlas como producto terminado. Estas mezclas deben ser separadas en componentes o grupos de componentes. Se basa principalmente en el hecho de que la composición del líquido en ebullición y del vapor sobre él es diferente. Así, si la temperatura de ebullición es baja (por ejemplo, la separación del aire), es necesario usar bajas temperaturas y conducir el proceso a altas presiones. Si es alta (por ejemplo, la separación de fracciones pesadas de hidrocarburos o metales), se debe utilizar calor a altas temperaturas y el proceso se lleva hasta el vacío. GPSA, 2004; Chohey, 2006.

Dentro de las ventajas que tiene la destilación sobre otros procesos de separación, se encuentra que a pesar de que la nueva fase difiere de la original por su contenido calórico, el calor se adiciona o extrae rápidamente sin dificultad. Existen limitaciones para utilizar la destilación como proceso de separación, por ejemplo, una de ellas consiste en que al crearse el gas mediante la aplicación de calor, inevitablemente se forman solamente componentes del líquido, por lo tanto, como el gas es químicamente muy parecido al líquido, el cambio en composición resultante de la distribución de los componentes entre las dos fases no es generalmente muy grande; y en algunos casos el cambio es tan pequeño que el proceso se hace

impráctico. Sin embargo, la separación directa es posible generalmente mediante la destilación, permite obtener productos puros que no requieren de un procedimiento posterior y han hecho de la destilación una de las operaciones más importantes con transferencia de masa. (Treybal, 1999).

El equipamiento primario empleado en este tipo de proceso son las columnas o torres de destilación, las cuales están diseñadas para ejecutar esta operación eficientemente.

Hay una gran variedad de configuraciones para las columnas de destilación. Este trabajo estudia las del tipo continuo que son las más comunes. Estas se pueden clasificar de acuerdo a:

- ✓ La naturaleza de la corriente de alimentación (binario si son solo dos componentes y multicomponente si son más de dos).
- ✓ El número de corrientes de productos (donde una alimentación extra es usada para ayudar con la separación).
- ✓ El tipo de composición interna (columna de bandeja o columna empacada).

Los componentes principales de una destilación típica son:

- ✓ Columna vertical donde la separación se lleva a cabo.
- ✓ Un rehervidor.
- ✓ Un condensador.
- ✓ Un recipiente de reflujo para contener el vapor condensado desde el tope de la columna. El reflujo es recirculado de nuevo a la columna (Arnold, 2000; Branam, 2006; Chokey, 2006; Fraser, 2008; Perry, 2008).

1.2. Parámetros termodinámicos de la destilación atmosférica.

Los parámetros termodinámicos que gobiernan la destilación son la temperatura y presión del sistema, por tal motivo consideramos como variables del proceso todas aquellas que puedan afectar el equilibrio entre las fases vapor-líquido.

Temperatura de transferencia: Esta es la máxima temperatura a la que se eleva el crudo para vaporizarlo, el rendimiento en destilados depende de esta variable.

Presión de trabajo: Es la presión a la cual se produce la operación. Si bien afecta directamente el equilibrio vapor-líquido, generalmente se trabaja a la menor presión posible, y por ende no se varía frecuentemente.

Temperatura de Tope: Es la temperatura en la zona superior de la columna fraccionadora, se controla con el reflujo de cabeza, este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido vapor.

Temperatura del corte: Es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de cabeza y reflujo circulante. Estos últimos tienen un efecto semejante al reflujo de cabeza y además precalientan el crudo, recuperando energía.

Inyección de vapor: El vapor o (incondensables) en las fraccionadoras disminuye la presión parcial de los hidrocarburos, estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquidos, favoreciendo la vaporización de los componentes más volátiles. Esto se aplica tanto en la columna fraccionadora principal como en los separadores de los cortes laterales.

Tipos de torres.

1. Torres de platos.

Las torres de platos son cilindros verticales fabricados de diferentes materiales, según las condiciones de corrosión, en el cual son montados un número determinado de platos circulares. En ambos lados de los platos se ubican conductos que permiten la entrada y salida del líquido de un plato a otro, denominados bajantes. (Treybal, 1999; Walas, 1990).

El vapor o gas asciende a través de orificios en los platos (mediante diferentes dispositivos) burbujeando a través del líquido para formar una espuma, se separan de ésta y pasa al plato superior.

El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo cruzado de las dos fases. El contacto entre ambas fases se localiza fundamentalmente sobre los platos. Aunque menos utilizadas existen columnas en las cuales el líquido y el gas en el plato se ponen en contacto a contracorriente, es decir no existen los bajantes. Aquí el gas y el líquido fluyen con pulsaciones, con el fin de que por una abertura dada pasen el gas y el líquido de modo intermitente.

Cada plato constituye una etapa, ya que los fluidos se ponen en contacto íntimo, se produce la difusión interface y los fluidos se separan.

Capítulo 1 Fundamentación Teórica.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y solo está determinado por el balance de masa y las consideraciones acerca del equilibrio.

La eficiencia del plato o etapa y por tanto, el número de platos reales se determina por el diseño mecánico utilizado y las condiciones de operación.

Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo.

A continuación se describen brevemente los platos frecuentemente utilizados en las torres de platos y sus principales áreas de aplicación. (Compañía PDVSA. 1995)

✓ **Platos tipo casquete de burbujeo**

Este plato se caracteriza por ser plano y perforado, con tubos pequeños en cada perforación, sobre estos tubos están colocados los casquetes (tazas invertidas). Esto le da la habilidad única de operar a bajas velocidades de vapor y líquido, por lo tanto, provee buena eficiencia y flexibilidad.

✓ **Platos perforados**

Este tipo de plato es plano y perforado. A velocidades bajas el líquido gotea y no hace contacto con todos los orificios del mismo, reduciendo considerablemente la eficiencia. Esto le da una flexibilidad operacional relativamente pobre, son fáciles de fabricar y bastante económicos.

✓ **Platos perforados sin bajante**

Estos platos poseen alta capacidad, moderada eficiencia y baja flexibilidad; sin embargo deben ser apropiadamente diseñados para las cargas a las cuales van a ser operados, de lo contrario no funcionarán satisfactoriamente.

Debido a la ausencia de bajante, ofrece mayor área de contacto, por lo tanto proporciona mayor capacidad que cualquiera de los platos más comunes. Son los más económicos, de fácil instalación y mantenimiento.

✓ **Platos tipo válvula**

En este tipo de plato cada orificio es del orden de 40 mm y tiene instalada una válvula, el vapor es reducido por la interrupción del paso de líquido por las válvulas. Estas pueden ser circulares o rectangulares, con o sin una estructura. El disco de la válvula sube con el aumento del flujo de vapor.

A medida que el flujo de vapor disminuye la apertura del disco disminuye, lo que evita el goteo del líquido a través de los orificios, dando a este plato su principal ventaja: buena operación a flujos bajos, es decir, que proporciona gran flexibilidad. Pueden ser usados cuando los requerimientos de flexibilidad son mayores de 3 a 1. Una desventaja es mayor caída de presión y mayor costo. El plato tipo válvula es el instalado en la torre T-102 de la refinería Camilo Cienfuegos.

✓ **Platos tipo surtidor**

Este plato es plano y posee perforaciones debido a la elevación de las llamadas lengüetas, las cuales se orientan en una elevación aproximada de 45°. La alta capacidad de manejo de líquido hace que sean la primera selección para servicios de transferencia de calor, destilación atmosférica, fraccionamiento primario en desintegración catalítica y desintegración con vapor.

2. Torres con rellenos o empaque

Se utilizan para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre estos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas. Son usadas para destilación, absorción de gases, y extracción líquido-líquido.

1.4. Grado de separación (gap) y solapamiento (overlap).

La variación de la temperatura de los cortes laterales en las torres de destilación atmosférica trae consigo solapamiento o brecha.

El overlap o gap definen el grado de separación relativo entre fracciones adyacentes. Se determina de la siguiente manera: según Cortasar, Triana, Carro, 2000.

$$\Delta T = T_{5\% \text{ corte pesado}} - T_{95\% \text{ corte ligero}} \quad (1.1)$$

Si el $\Delta T > 0$ hay una brecha o separación (gap)

Si el $\Delta T < 0$ hay un solapamiento (overlap)

Donde:

$T_{5\%P}$: temperatura en el punto inicial de ebullición ASTM (método de prueba estándar de América) del corte pesado.

$T_{95\%L}$: temperatura en el punto final de ebullición ASTM del corte liviano.

El gap es la diferencia positiva entre el punto inicial ASTM del corte pesado y el punto final ASTM del corte liviano.

Si la diferencia entre el punto inicial ASTM del corte pesado y el punto final ASTM del corte liviano es negativa recibe el nombre de overlap.

Relación entre la calidad del fraccionamiento y la curva ASTM para tres casos:(Cortasar, Triana, Carro, 2000)

- 1) Una perfecta separación provoca una gran brecha nombrada brecha máxima. Esta se muestra en la figura 1.2

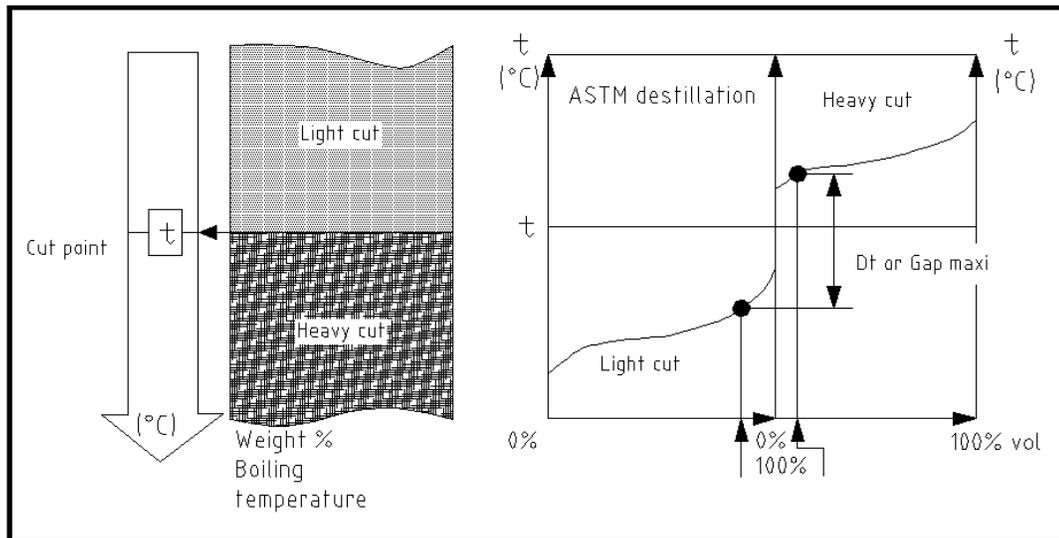


Figura 1.2 Brecha máxima.

- 2) Una separación real provoca una brecha media. Este tipo de brecha aparece en la figura 1.3.

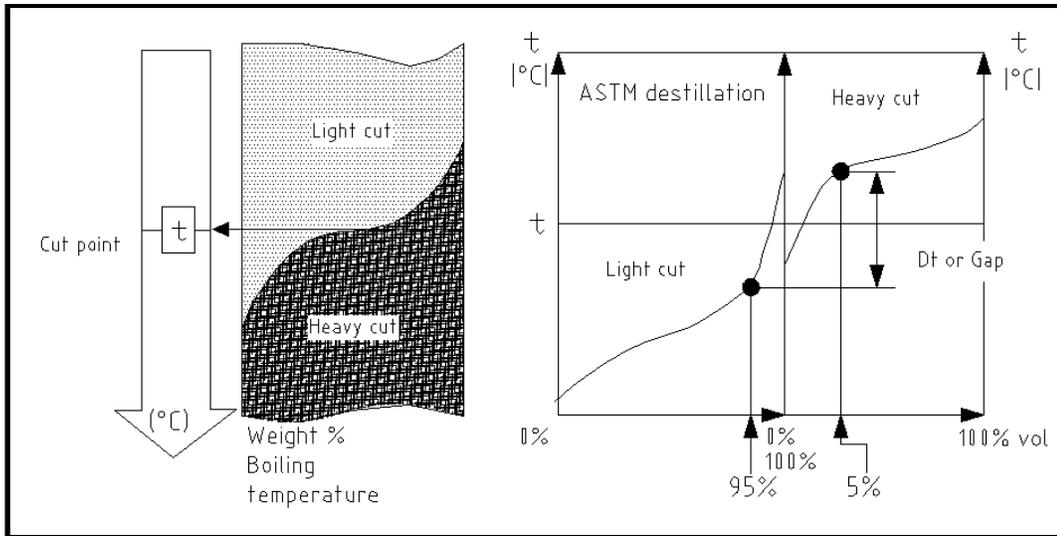


Figura 1.3 Brecha media.

3) Una mala separación provoca una superposición. Esta aparece en la figura 1.4.

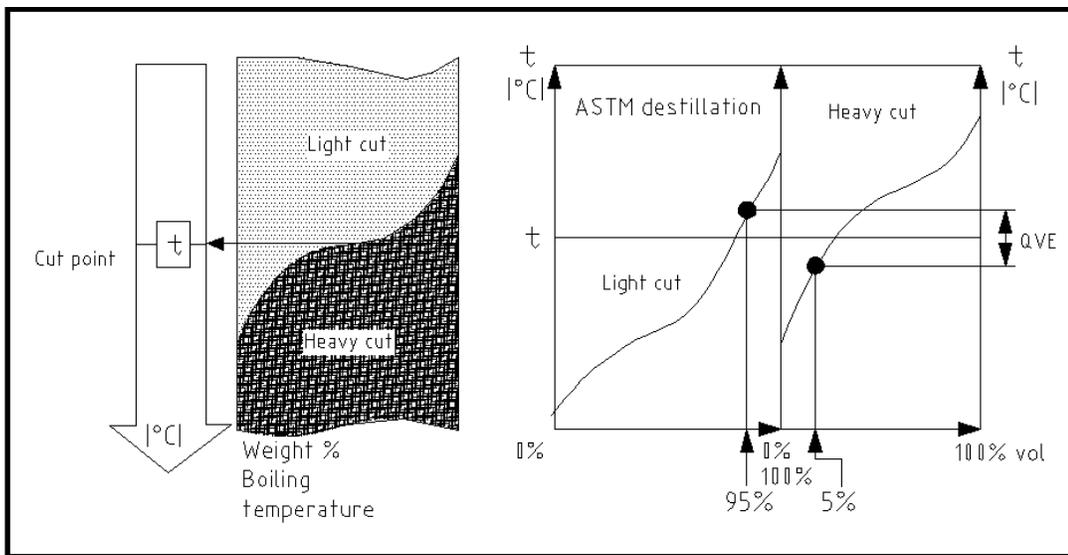


Figura 1.4 Superposición.

Debe notarse que en las unidades de destilación atmosférica, hay dos separaciones muy importantes y a las cuales se debe prestar mucha atención:

- ✓ La separación entre gasolina y keroseno debido a la reformación catalítica: una mala separación puede provocar la presencia de compuestos policíclicos en gasolinas pesadas los cuales son precursores de coque y por esto causantes de deposición de coque sobre el catalizador.

- ✓ Gas oil ligero y gas oil pesado debido a la diferencia de valor entre los dos.

En presencia de solapamiento la separación es ineficiente o difícil de lograr por lo que se utiliza un simulador de procesos para determinar los parámetros operacionales que garanticen el funcionamiento eficiente de la columna.

1.5. Simulador PRO-II con PROVISION.

PRO-II con PROVISIÓN es un programa de simulación de procesos muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general. Este programa permite modelar el comportamiento operacional de plantas químicas y cuantificar el efecto que tiene modificar los valores de ciertas variables sobre el proceso. Adicionalmente, tiene una amplia base de datos de propiedades de compuestos químicos, una gran variedad de métodos para la predicción de propiedades termodinámicas y utiliza técnicas avanzadas para la resolución de las operaciones unitarias. Mediante este programa se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor, mezcladores, columnas, reactores, compresores, bombas, tambores, separadores, divisores, ciclones, disolvedores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica. Adicionalmente, a través de las simulaciones de procesos, bien sea a condiciones de diseño u operación, es posible manipular los modelos matemáticos del proceso, realizando cambios sobre el mismo, sin necesidad de interferir con la actividad de la planta. (Martínez, et al. 2000).

El paquete profesional software PRO II con PROVISION, permite integrar la solución de cada una de las etapas de forma detallada con las ventajas destacadas a continuación:

- 1) Información compartida y sin fronteras.
- 2) Todas las aplicaciones utilizan modelos termodinámicos comunes.
- 3) Todas las aplicaciones emplean una misma tipología de diagrama de flujo.
- 4) Se puede lograr integración entre la simulación y el diseño.

Estos simuladores están concebidos fundamentalmente para analizar problemas de la industria petroquímica y sus derivados. El programa PRO II con PROVISION proporciona modelos para caracterizar los procesos de refinación de petróleo donde además de la simulación del proceso se pueden realizar casos de estudio relacionados con las alternativas de operación, la

cuantificación de los balances de masa y energía y nos da una visión un tanto acertada sobre como funciona el proceso. (Compañía Invensys SIMSCI ESSOR, 1996)

1.5.1. Estructura del programa.

✓ Sistema de unidades

El programa PRO-II con PROVISION ofrece una amplia gama de unidades disponibles tanto para la introducción de datos como para la impresión de los resultados. De manera que los datos se pueden introducir en sus unidades originales sin necesidad de convertirlos a las utilizadas por el programa.

✓ Datos generales

Es la primera sección en cualquier archivo de entrada de datos se presenta la información general de la simulación: título del proyecto, nombre del usuario, fecha, breve descripción del problema y sistema de unidades de los resultados.

Adicionalmente, permite establecer ciertos parámetros de cálculo y resolución de las operaciones unitarias, así como tolerancias para la convergencia de reciclo y selección de la información a presentar en el archivo de salida. (Compañía Invensys SIMSCI ESSOR.1996).

✓ Datos de los componentes

En esta sección se deben definir todos los componentes presentes en las corrientes de proceso del sistema a simular, bien sea componentes puros o pseudocomponentes. Se pueden seleccionar componentes puros de la base de datos propia del PRO-II con PROVISION, ya sean como compuestos comunes o de la lista general de componentes. Si el componente no está definido en la base de datos, se puede especificar proporcionándole ciertas propiedades tales como: peso molecular, presión, temperatura, volumen crítico y densidad. En el caso de crudos y fracciones de petróleo, éstas pueden ser caracterizadas en pseudocomponentes a partir de la curva de destilación y la gravedad específica.

Para esto se asocian los ensayos de laboratorio a una serie de componentes hipotéticos discretos (pseudocomponentes). A partir de esta información y correlaciones, se pueden predecir las propiedades termodinámicas y de transporte necesarias para modelar los fluidos o corrientes de proceso.

Si no se dispone de datos de destilación, los simuladores pueden generar una TBP (*true boilingpoint*) (verdadero punto de ebullición) promedio basado en las propiedades globales del

Capítulo 1 Fundamentación Teórica.

hidrocarburo: peso molecular, densidad. Sin embargo mientras más información se suministre, más exactas serán las propiedades predichas por el simulador, especialmente cuando se trabaja con crudos pesados.

Si se dispone de la curva de destilación y se suministran las propiedades físicas globales del hidrocarburo, se obtendrá una mejor predicción de las propiedades de los seudocomponentes y por ende de las corrientes de proceso. Lo ideal es disponer de curvas de laboratorio para el peso molecular, densidad y viscosidad, lo cual aumenta la exactitud de la predicción de propiedades.

A partir del ensayo del crudo o fracción de crudo, se puede caracterizar dicha corriente con la ayuda de un simulador de procesos, para ello se determina el número de cortes ó número de seudocomponentes para cada rango de punto de ebullición.

En general para establecer el número definitivo de seudocomponentes en una corriente, se verifica si el modelo construido en el simulador reproduce las características del crudo en estudio, determinando el porcentaje de desviación entre las propiedades calculadas y los datos de laboratorio. Normalmente se puede aceptar un porcentaje de desviación en las curvas de destilación del orden del margen de error del ensayo.

✓ Datos termodinámicos

En esta sección se especifican los métodos termodinámicos para el cálculo de: equilibrios de fases (constantes de equilibrio líquido - vapor y coeficientes de reparto entre fases líquidas), propiedades termodinámicas (entalpías y entropías), propiedades físicas (densidades del vapor y del líquido), propiedades de transporte (viscosidades y conductividades térmicas del vapor y líquido), tensión superficial. La selección del método termodinámico puede hacerse en arreglos predefinidos por el programa o seleccionando un método para cada propiedad requerida. También se pueden definir varios métodos termodinámicos y especificarlos para la operación unitaria que lo requiera.

✓ Datos de las corrientes

En esta sección se describen las corrientes de entrada y salida del proceso, definiendo su presión, temperatura, composición y flujo (molar, másico o volumétrico). La composición puede ser establecida en base a componentes puros o a seudocomponentes. También se puede definir una corriente con respecto a otra, en cuyo caso se conserva la composición, pudiéndose especificar nuevas condiciones de presión, temperatura y flujo.

✓ Datos de las operaciones unitarias

Por último, se introducen los datos de las operaciones unitarias a simular: intercambiadores de calor, separadores, bombas, columnas de destilación. Como datos de la operación unitaria se pueden suministrar las condiciones de operación, identificación de las corrientes de entrada y salida y valores iniciales usados en la primera iteración.

1.5.2. Métodos termodinámicos.

Una buena selección del método termodinámico es de vital importancia para la validación de las simulaciones. Esto se debe a que por medio de ecuaciones de estado, correlaciones generalizadas o métodos de actividad de líquido se pueden estimar propiedades termodinámicas (entalpías, entropías) y constantes de equilibrio (líquido-vapor ó líquido-líquido). Estimar con certeza estas propiedades permitirá la resolución rigurosa de los algoritmos de cálculos de las diversas operaciones unitarias.(Feliu, 2006).

Los procesos de destilación en la industria del petróleo pueden clasificarse en función de la presión de operación a la hora de definir el método termodinámico a emplear de forma tal que se obtengan resultados más confiables. Estos pueden ser:

1. Sistemas a baja presión

Incluye las unidades de destilación atmosféricas y al vacío. Para las unidades de destilación atmosféricas se recomienda el uso del método termodinámico GS (Grayson-Streed) y para las unidades de destilación al vacío, las correlaciones ofrecidas por el método Braun K10 resultan más apropiadas.

Incluye los fraccionadores de las unidades de craqueo catalítico fluidizado y de los procesos de coquización retardada.

2. Sistemas a alta presión

Para el caso de las unidades de finales ligeros, donde es apreciable el contenido de fracciones muy ligeras, se propone el uso de los métodos Peng-Robinson (PR), Soave-Redlich-Kwon (SRK).

PRO-II con PROVISION dispone de una gran diversidad de métodos termodinámicos para la estimación de equilibrios de fases y propiedades (termodinámicas, físicas, de transporte) aplicables en los procesos del petróleo, como lo son: Soave-Redlich-Kwong(SRK), Peng-Robinson (PR), Grayson-Streed (GS) y Braun K10 (BK10). (Feliu, 2006).

A continuación se presentan ciertas características de los métodos mencionados anteriormente:

Capítulo 1 Fundamentación Teórica.

1- Soave – Redlich – Kwong (S-R-K):

Las propiedades termodinámicas de una mezcla de hidrocarburos no ideales pueden ser estimadas por una simple ecuación de estado, siendo ésta válida para ambas fases (líquido y vapor). Dado que la ecuación de estado de Redlich – Kwong tiene solo dos parámetros, la exactitud con la cual se calcula la fase líquida es menor que para la fase vapor. Soave añade un tercer parámetro, el factor acéntrico de Pitzer para la ecuación de Redlich – Kwong. Esta modificación produce una buena predicción del equilibrio líquido – vapor para sustancias puras y mezclas. El modelo SRK es ampliamente usado para una variedad de mezclas de hidrocarburos livianos y medios (muy bueno entre C1 – C10, no mayores de C20) sobre un amplio rango de condiciones de procesos. Las constantes en este programa han sido usadas para producir resultados razonables para sistemas criogénicos, planta de gas, sistemas de refrigeración.

2- Peng – Robinsond (P-R):

La ecuación de Peng – Robinsond fue un intento para extender la ecuación de Van der Waals y así predecir las densidades de los líquidos con razonable exactitud. La forma es relativamente cercana a la ecuación de SRK y específicamente sirve para lograr la convergencia cerca del punto crítico. Aunque la exactitud de la densidad de los líquidos es un tanto mejor por PR en comparación con SRK; para el proceso se toma el método API si la ecuación Peng – Robinsond es seleccionada. Se aplica para producir resultados razonables en los mismos sistemas en los cuales se emplea el modelo Soave – Redlich – Kwong y sobre el mismo rango de operaciones. El rango de aplicación sugerido tanto para el SRK como para el PR es:

Presión: 0 – 500 psia

Temperatura: -460°F – 1200 °F (237.8⁰ C – 648.9⁰ C)

3- Grayson – Streed (G-S):

La correlación de Grayson – Streed usa la formulación original de Chao –Seader. Es bueno en simulaciones donde existen despropanizadoras, desbutanizadoras y desisobutanizadoras. En el programa PRO II, los coeficientes especiales para N₂, CO₂ y H₂S son incorporados en el programa. Los límites de trabajo para esta correlación son: (Compañía InvensysSIMSCI ESSOR, 1996)

Presión: menor que 3000 psia.

Temperatura: 0 – 800 °F (-20°C a 450 °C)

Capítulo 1 Fundamentación Teórica.

En el simulador PROII con PROVISION, cuando es seleccionado el sistema termodinámico (G-S) para llevar a cabo la simulación, son asumidos los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método de Grayson – Streed (G-S), para el cálculo de los valores de la constante de vaporización (K).
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entalpías, tanto del líquido como del vapor.
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entropías, tanto del líquido como del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido.
- Método de Soave – Redlich – Kwong, para el cálculo de la densidad del vapor.

4- Braun K-10 (BK10):

El método termodinámico Braun K-10 (BK10), es utilizado en simulaciones de condiciones de proceso en la refinación de hidrocarburos pesados a bajas presiones, es ideal para columnas de destilación al vacío. Posee los siguientes rangos de aplicación:

Presión: 0 – 100 Psia.

Temperatura: 100°F – 1600°F (37.8⁰C – 871.11⁰C).

Composición: C6 y mayores.

En el simulador PROII con PROVISION, cuando es seleccionado el sistema termodinámico (BK10) para llevar a cabo la simulación, son asumidos los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método de Braun K10 (BK10), para el cálculo de los valores de la constante de vaporización en el equilibrio (K).
- Método de Johnson - Grayson (JG), para el cálculo de las entalpías, tanto del líquido como del vapor.
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entropías, tanto del líquido como del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido.
- Método Ideal, para el cálculo de la densidad del vapor.

1.6. Ensayos ASTM utilizados.

En la industria de la refinación, en lo que se refiere a los crudos y sus fracciones, un análisis completo componente por componente no es práctico dado el gran número de estos. Por lo que para esto se utiliza la curva de destilación TBP, la cual permite determinar el punto de ebullición real de las distintas fracciones presentes; en el caso de tener fracciones de crudo se utilizan los ensayos estándar ASTM D86, D1160 y ASTM D-2887.

✓ Ensayo TBP

Las curvas de destilación normalizadas (TBP) permiten juzgar la calidad del fraccionamiento realizado en los cortes del petróleo. Además ciertos productos comerciales deben responder a especificaciones que incluyen respetar las fracciones destiladas a ciertas temperaturas (Himmelblau y Bischoff, 2000). En las unidades de destilación de los cortes petrolíferos en operación, las curvas se determinan en el laboratorio, a partir de las muestras recogidas en períodos regulares.

El cálculo de la TBP atmosférica es inmediato si se asume que esta destilación es perfecta (no es por supuesto la situación en la realidad). Se trata de ordenar los componentes según los puntos de ebullición crecientes y acumular los volúmenes determinados con ayuda de la densidad relativa estándar.

✓ Pruebas ASTM

ASTM D-86: Este método cubre la destilación de las gasolinas de motor y de aviación, de los solventes de puntos de ebullición especiales, de las naftas, éter de petróleo, kerosén, gasóleos, aceites combustibles destilados y de otros productos similares de petróleo.

Las destilaciones ASTM D-86 son pruebas rápidas y no costosas. Son llevadas a cabo a condiciones atmosféricas y un considerable craqueo de la muestra ocurre cuando la temperatura de 650 °F (343°C) es alcanzada. En este método se destila una muestra de 100 ml en las condiciones especificadas como apropiadas a su naturaleza. Se efectúan observaciones sistemáticas de las lecturas termométricas y de los volúmenes de condensado recogido y, a partir de estos datos, se calculan y se publican los resultados del ensayo. Las temperaturas no necesariamente corresponden al punto inicial de ebullición del material en la mezcla. El punto final es más bajo que el del material más pesado de la mezcla.

ASTM D-1160: Este método sirve para determinar a presiones reducidas, los rangos de temperaturas de ebullición de los productos del petróleo que se vaporizan parcial o totalmente a

una temperatura máxima del líquido de 400 °C (750 °F) y a presiones absolutas comprendidas entre 50 y 1 mmHg. La prueba de destilación D-1160 es mucho más compleja debido al sistema de vacío; sin embargo, el nivel de vacío puede variar a medida que transcurre la prueba. ASTM D-2887: Este tipo de ensayo de destilación, consiste en distribuir en rangos de ebullición, las fracciones de petróleo utilizando cromatografía de gas. Este método cubre la determinación de distribución de rango de ebullición de productos del petróleo. Es aplicable a productos de petróleo y fracciones de un punto final de 538 °C (1000 °F) o más bajos, a presión atmosférica. El método no está diseñado para ser usado con muestras de gasolina o componentes de gasolina.

1.7. Conclusiones parciales.

1. El proceso de destilación atmosférica permite obtener fracciones en las torres fraccionadoras.
2. El simulador de proceso PRO/II es una herramienta para el desarrollo, evaluación ó reactivación en procesos de la industria petrolera, pues permite evaluar de forma rápida y con alto nivel de confiabilidad estos procesos.
3. El método termodinámico Soave-Redlich-Kwong(SRK)es el adecuado para este tipo de unidad de proceso y proporciona excelentes resultados para hidrocarburos livianos y medios.

CATITULO 2

En este capítulo se describe el caso de estudio, se explican las metodologías a seguir para la evaluación de la columna fraccionadora, la simulación de la planta de destilación atmosférica y su validación, así como la realización del cálculo.

2.1. Descripción del caso de estudio.

La Sección 100 de la refinería Camilo Cienfuegos está diseñada para el procesamiento del petróleo no estable tipo Romashkino y destinada para procesar 57.048 BPD de crudo Mesa 30 y 7.952 BPD de crudo Merey 16, dando un total de 65000 BPD.

En el anexo 1 se muestran las características generales de estos crudos.

El proceso se efectúa por medio de métodos físico-químico, entre los químicos están la desalación y deshidratación y entre los físicos la rectificación y el intercambio de calor. Todo el proceso se verifica en dos etapas: (Compañía TIVENCA, 2007)

La desalación eléctrica.

La destilación atmosférica.

En este proceso se obtiene las siguientes fracciones:

- ✓ Pie 70 °C Inestable (alimentación a sección 400)
- ✓ Fracción 120-180 °C
- ✓ Fracción 180-230 °C
- ✓ Fracción 230-270 °C
- ✓ Fracción 270-350 °C y
- ✓ Fuel Oil (crudo reducido)

Algunas de estas fracciones al mezclarlas son inyectadas para otras secciones de la planta combinada o componentes de productos terminados, Estos son:

- ✓ Fracción 70-180 °C (gasolina, inyectada sección 200).
- ✓ Fracción 120-244 °C (turbocombustible Jet-A1 o gasolina para aviones).
- ✓ Fracción 180-350 °C (diesel).
- ✓ Fracción + de 350 °C (fuel- oil).

2.1.1. Desalación eléctrica.

El sistema de desalación eléctrica cuenta con dos etapas de desalación y un sistema de lavado con agua. (Compañía TIVENCA, 2007). A la entrada de la etapa de desalación eléctrica, se inyecta una solución de desmulsificante vapendemul 45 proveniente del bloque de reactivos químicos. Esto con la finalidad de ayudar la destrucción de la emulsión formada y lograr la desalación del crudo en el proceso.

Esta **1^{era} etapa**, cuenta con dos electrodeshidratadores (1,2-D-101), los cuales trabajan en paralelo. La alimentación a los mismos es a través de los inyectores (1,2-J-101), en donde se mezcla el crudo con agua salada proveniente del sistema de lavado.

La salida de ambos electrodeshidratadores se une en la línea 102/3, la cual es la alimentación de la **2^{da} etapa** de desalación. En esta línea se inyecta también solución de desmulsificante.

La operación de los electrodeshidratadores (1,2-D-102), de la **2^{da} etapa**, es similar al de la primera etapa. La alimentación a los mismos es a través de los inyectores (1,2-J-102), mezclando en los mismos el crudo con agua fresca proveniente del sistema de lavado.

Los efluentes salinos del fondo de los electrodeshidratadores (1,2-D-101), de la primera etapa fluyen al tambor de solución salina (D-109). La salida es enfriada y va hacia la planta de tratamiento de residuales (PTR).

2.1.2. Destilación atmosférica de la T-102.

La línea que va al horno F-101/T-102, proveniente de la descarga de la bomba P-102/R se divide en tres para alimentar a cada sección de dicho horno. Por la línea proveniente del horno F-101/T-102 es alimentado por dos líneas el petróleo desgasolinado (fondo de T-101) a una temperatura de 354°C y una presión de 6,2 Kg/cm² a la torre de destilación atmosférica T-102, en el plato 6. (Compañía TIVENCA, 2007).

Tope de la torre T-102.

En la línea de salida del tope y en la línea de reflujo de la torre T-102, se inyecta al 2% inhibidor de corrosión, procedente del bloque de reactivos.

Por el tope de la torre sale la fracción pie 120°C hacia los enfriadores de aire 2,3,4-A-102 a una temperatura de 114°C y a una presión de 1,7 Kg/cm². Esta fracción se enfría hasta una temperatura 55°C y va al tambor de reflujo del tope T-102 (D-104).

Desde el tambor de reflujo (D-104), se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-102 (P-106/R), cuya descarga va al enfriador por aire 1-A-102, y de allí pasa al intercambiador, pie 120°C (E-110). Posteriormente sale de allí hacia el tope de la torre. En este tambor de reflujo D-104, el agua sulfhídrica se descarga hacia el enfriador E-120.

En el tambor D-104, el exceso va hacia el enfriador por aire 3-A-101. Luego pasa al enfriador (E-109) y la salida de este enfriador va al tambor D-105.

Fraciones de la Torre T-102.

De la torre T-102, se extraen tres cortes laterales:

- ✓ La Fracción 120-180°C, se extrae por los platos 45 y 47 y va a la parte superior de la primera sección de la torre despojadora T-103 a una temperatura 134 ° C y a una presión de 1,7 Kgf/cm².
- ✓ La Fracción 180-230°C, se extrae entre los platos 34 y 36 y va a la parte superior de la segunda sección de la torre despojadora T-103 a una temperatura 19°C y a una presión de 1,7 Kgf/cm².
- ✓ La Fracción 230-270°C, se extrae entre los platos 22 al 24 y va a la parte superior de la tercera sección de la torre despojadora T-103 a una temperatura 252°C y a una presión de 1,8 Kgf/cm².
- ✓ La Fracción 270-350°C, se extrae entre los platos 12 al 14 y va a la succión de la bomba P-110/R, a una temperatura de 313°C y una presión de 1,8 Kgf/cm². La descarga de dicha bombas se ramifica dos líneas que van a los 1,2-E-105, en el 2^{do} banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado. El flujo de esta fracción, va hacia los enfriadores por aire A-107 y A-109, para luego ir al nudo mezcla de la sección 100.

Reflujos recirculantes de la torre T-102.

De la torre T-102, se extraen tres reflujos recirculantes, los cuales se aprovecha para ceder calor en el I banco de intercambiadores y así precalentar el crudo, antes de su desalación.

- ✓ El 1^{er} reflujo recirculante, se extrae por el plato 43 y es succionado por la bomba P-111/R, con una temperatura de 169°C y una presión de 1,7 Kgf/cm². La descarga de la misma va al intercambiador 2-E-101 y posteriormente va al intercambiador 1-E-101. Posteriormente va a dos secciones del enfriador A-111, para luego retornarlo a la torre

T-102 en el plato 45 con una temperatura de 70°C. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire A-111.

✓ El 2^{do} reflujo recirculante, se extrae por el plato 32 y es succionado por la bomba P-112/R, con una temperatura de 216°C y una presión de 1,8 Kgf/cm². La descarga de la misma va al intercambiador 2-E-102 y posteriormente va al intercambiador 1-E-102. Posteriormente va a una sección del enfriador A-111, para luego retornarlo a la torre T-102 en el plato 35 con una temperatura de 70°C. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire A-111.

✓ El 3^{er} reflujo recirculante, se extrae por el plato 21 y es succionado por la bomba P-113/R, con una temperatura de 290°C y un presión de 1,8 Kgf/cm². La descarga de la misma va a intercambiador 2-E-103 y posteriormente va al intercambiador 1-E-103. Posteriormente va a una sección del enfriador A-106, para luego retornarlo a la torre T-102 en el plato 22 con una temperatura de 100°C. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire A-106. La línea de salida de la fracción 230-270°C va hacia el nudo de mezcla.

Fondo de la torre T-102.

Por el fondo de la torre (T-102), sale el crudo reducido a una temperatura 344°C y a una presión de 1,8 Kgf/cm² hacia la entrada del segundo banco de Intercambiadores y se ramifica en dos líneas, una línea entra en el 3-E-106, pasando posteriormente por el 2E-106 y 1E-106, la otra línea entra al 6E-106, pasando posteriormente por el 5E-106 y 4E-106.

A la salida de los intercambiadores 1,6-E-106, se dirige al primer banco de intercambiadores para ceder calor en contracorriente, al crudo que se precalienta en serie en los intercambiadores 1,2-E-104. Luego el crudo reducido sale hacia los enfriadores por aire 1,2 A-108, los cuales trabajan en operación normal en serie. Los mismos y dependiendo la condición del crudo reducido tienen la facilidad de trabajar en paralelo. La salida de estos enfriadores sale a patio de tanques al Título 29. La torre T-102 cuenta con una línea de vapor sobrecalentado. (Compañía TIVENCA, 2007).

2.1.3. Nudo de mezcla.

El nudo de mezcla es donde se forman las fracciones resultantes de la sección 100. Estas son:

1. Fracción 70-180°C, se forma mezclando los siguientes cortes:

- ✓ Corte 70-120°C, que viene por la línea 120/5.
- ✓ Corte 120-180°C, que viene por la línea 109/6.(I despojador)

A esta fracción se le denomina **Nafta** de Inyector que va a la sección 200 o al patio de tanque del área de movimiento de crudos y productos (MCP) al título 37.

2. Fracción 120-240 °C, se forma mezclando los siguientes cortes:

- ✓ Corte 120-180°C, que viene del I despojador.
- ✓ Corte 180-230°C, que viene del II despojador.

A esta fracción se le denomina **Turbo combustible** (Jet-A1) que va al patio de tanque de (MCP).

3. Fracción 180-350 °C , se forma mezclando los siguientes cortes:

- ✓ Corte 180-230°C, que viene del II despojador.
- ✓ Corte 230-270°C, que viene del III despojador.
- ✓ Corte 270-350°C, que viene proveniente del cuarto corte de la torre desgasolinadora T-102.

A esta fracción se le denomina **Diesel** que va al patio de tanque (MCP).

Todo este sistema se controla a través de dispositivos automáticos.

En la figura 2.1 se muestra el diagrama de flujo simplificado de la planta de destilación atmosférica.

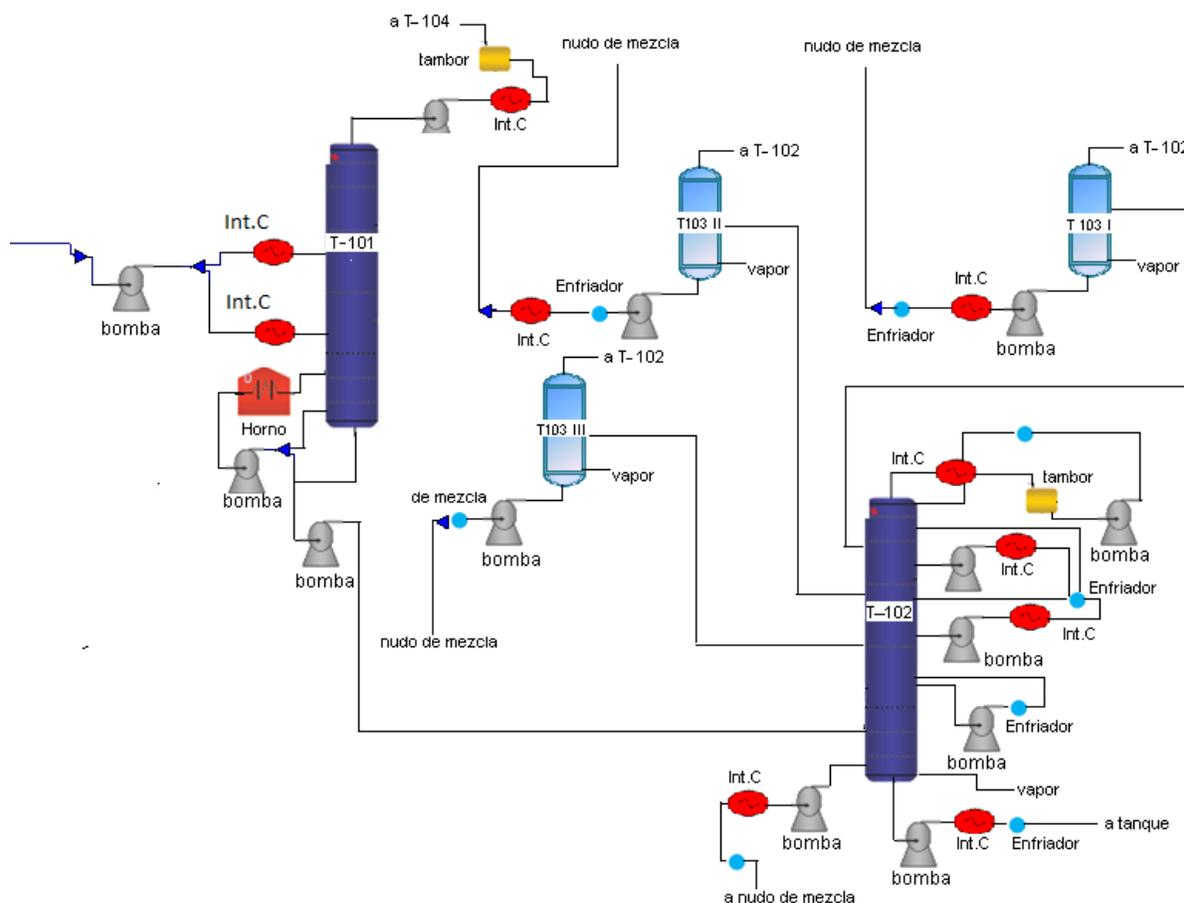


Figura 2.1 Diagrama de flujo simplificado de la planta de destilación atmosférica.

2.2. Metodología de evaluación de la columna de fraccionamiento.

Se realiza la evaluación de la columna para identificar si existe o no solapamiento a través de la observación y análisis del gráfico del sistema de control, además por detectar la válvula de reflujo del segundo corte prácticamente cerrada y por la recolección de la ASTM de las fracciones de la torre T-102 del laboratorio, la que se orienta realizar con el 5 y 95 % de volumen de destilación para corroborar los resultados. Esta curva aparece resumida en una tabla en el anexo 2.

2.3. Metodologías para la simulación del caso de estudio.

Para el desarrollo de esta tarea, se utiliza el simulador de procesos PRO II con PROVISION en su versión 6.0 desarrollado por SIMSCI ESSOR, el cual permite hacer una representación del proceso mediante ecuaciones. Los datos necesarios para operar el PRO/II se pueden proporcionar en casi cualquier orden, y PRO/II indica cuando faltan datos por suministrar requeridos por el sistema. Sin embargo, es deseable seguir un camino lógico a la hora de la introducción de los mismos. Por consiguiente, generalmente se recomienda comenzar por construir un diagrama de flujo secuencial de la simulación. (López, 1999).

2.3.1. Pasos a seguir en la simulación.

1. Dibujar el diagrama de flujo.

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. (Himmelblau, 1997).

Los diagramas de flujo se transforman en diagramas de flujo de información (DFI) para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa una operación o proceso.

- ✓ La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.
- ✓ La confección del diagrama de flujo de información se realiza fácilmente siguiendo de cerca el diagrama de flujo del proceso.
- ✓ Para la construcción del DFI se tienen en cuenta todos los equipos y operaciones que intervienen (por ejemplo las operaciones de mezclado y separación de corrientes).
- ✓ Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos.
- ✓ Varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo.

Se selecciona las operaciones unitarias necesarias (equipos de procesos) para los cálculos del diagrama de flujo. Las corrientes de procesos se conectan a los diferentes equipos siguiendo una lógica del proceso permitiendo el paso de información de una unidad a otra. (Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR. 1996).

2. Definir los componentes en su sistema.

La selección de los componentes del sistema permite adicionar los componentes puros del sistema con sus propiedades físicas asociadas.

Es mejor ordenar los componentes en el orden de volatilidad, empezando con el componente más ligero. Definiendo el agua como el primer componente en los sistemas de hidrocarburos/agua, luego se suministran los datos de los hidrocarburos. (Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR, 1996). En la siguiente tabla 2.1 se definen los componentes de la corriente de entrada.

Tabla 2.1 Componentes de la corriente de entrada.

Componentes	Porcentaje Molar
Etano (C ₂)	0,0136
Propano (C ₃)	1,1734
so-butano (I-C ₄)	1,5483
N-butano (N-C ₅)	2,9542
so-Pentano (I-C ₅)	4,2972
N-Pentano (N-C ₅)	4,3148
Hexano (C ₆)	0,0141
NBP 79	1,3651
NBP 92	1,6797
NBP 102	3,0058
NBP 115	4,7406
NBP 129	3,9587
NBP 142	3,5709
NBP 156 y más	67,3636

Una vez definidos los componentes puros PRO/II genera una serie de pseudocomponentes a partir de los ensayos (ASSAY) de las corrientes de crudos y los coloca al final de la lista de componentes. Esta información se usa por PRO/II para producir uno o más juegos de pseudocomponentes para representar la composición de cada corriente. (Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR, 1996).

3. Seleccionar el método termodinámico y propiedades de transporte.

Para muchos problemas de simulación, se pueden usar métodos predefinidos, según el tipo de proceso tecnológico en cuestión y/o los componentes del sistema. Introduciendo PRO/II

utiliza siempre el modelo predefinido a menos que en algún caso particular se especifique la utilización de otro modelo.(Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR, 1996).

Para realizar la simulación de la sección 100 (destilación atmosférica) de la refinería Camilo Cienfuegos se selecciona el modelo termodinámico Soave – Redlich – Kwong que es el método recomendado por las normas de PDVSA para las unidades destilación a presiones atmosféricas.

4. Suministrar datos para la corriente de entrada.

Aquí se proporcionan las condiciones térmicas, los flujos, y composiciones para la corriente de alimentación al proceso. El resto de las corrientes hereda las propiedades por conectividad del sistema(Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR.1996).Las corrientes pueden definirse a partir de ensayos de laboratorio. Típicamente, tales ensayos consistirían en datos de la destilación (TBP, ASTM), datos de gravedad específica (valor promedio del corte y una curva de gravedad), y los datos para el peso molecular, componentes ligeros, y propiedades físicas especiales específicas de la refinación tales como el contenido de azufre, el punto de inflamación.

Se suministran tres tipos de información fundamentalmente: la condición térmica de la corriente temperatura y presión, la proporción de flujo, y la composición de la misma.

Se define por el software el nombre de la corriente, si no se desea el propuesto, entonces el usuario puede utilizar el más conveniente.

Se selecciona el tipo de corriente, para el caso de estudio está compuesta a partir de la caracterización del ASSAY del crudo Mesa 30 y Merey 16. Además se deben introducir los valores de flujo de la corriente (volumen, cantidad de sustancia TBP, ligeros, API ó gravedad específica, azufre), las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentra la corriente como se muestra en la figura 2.2 para el Crudo Mesa-Merey.

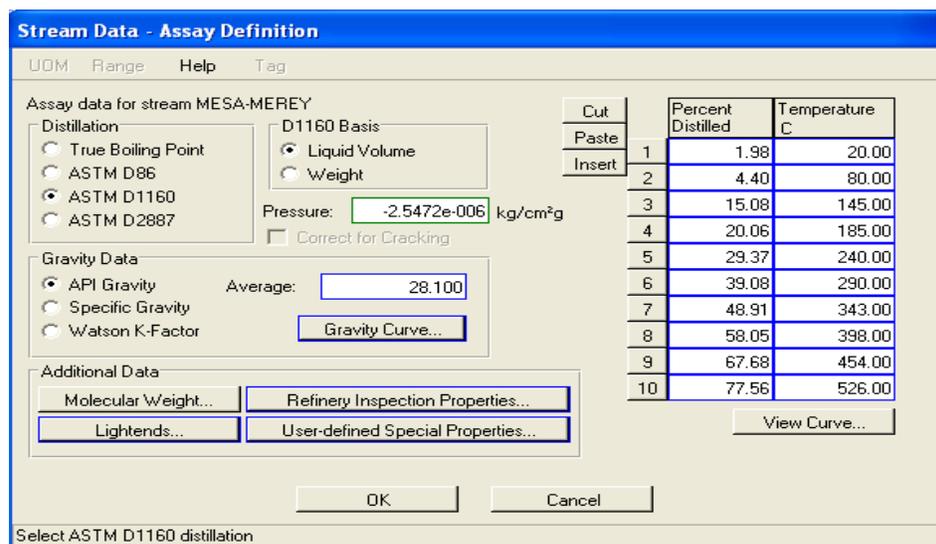


Figura 2.2 Ensayo de la mezcla de crudo (Assay).

La composición de los crudos que forman la mezcla Mesa 30 y Merrey 16 de inyecta a la unidad de destilación atmosférica aparece en las tablas 2.2 y tabla 2.3.

Tabla 2.2 Caracterización del crudo Mesa-30

Características Generales CRUDO MESA 30	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	30,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt):	8,3
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt):	6,3
Azufre (% Peso):	1,08
factor K_{UOP} :	11,9
Contenido de Parafina (% Peso):	5,3
Contenido de Sales (ptb):	7,2
H ₂ S Existente (ppm Peso):	< 1
Acidez (mgKOH/g):	0,028
Sodio (ppm Peso):	3,9
Vanadio (ppm Peso):	53
Níquel (ppm Peso):	9
Residuo Carbono Conradson (% Peso):	5,2

Tabla 2.3 Caracterización del crudo Merrey-16.

Características Generales CRUDO MEREY 16	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	16,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt):	461,8
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt):	206,8
Azufre (% Peso):	2,49
factor K_{UOP} :	11,6
Contenido de Parafina (%Peso):	2,4
Contenido de Sales (ptb):	27,0
H2S Existente (ppm Peso):	< 1
Acidez (mgKOH/g):	1,244
Sodio (ppm Peso):	15,0
Vanadio (ppm Peso):	295
Níquel (ppm Peso):	70
Residuo Carbono Conradson (%Peso):	11,5

5. Introducir las condiciones de operación de la unidad.

Esto se realiza introduciendo los datos para cada unidad de funcionamiento (equipamiento) del esquema de flujo diseñado previamente para acceder a sus ventanas de entrada de datos. Los códigos coloridos (rojos) indican qué datos usted debe proporcionar y qué datos tienen los valores predeterminados. (Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR.1996).

2.3.2. Principales equipos del sistema a tratar.

Para la simulación, el proceso se puede representar como un modelo en los que las ecuaciones y cada subsistema o equipo se codifican de modo que pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un modelo es un elemento individual del diagrama de flujo. Cada modelo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo o que sale de él.

A continuación se muestran los principales equipos que componen el esquema con la información asociada necesaria en cada caso. Una planta de destilación atmosférica está compuesta por varios módulos, los cuales son:

- ✓ **PUMP** (bombas)

- ✓ **HEAT EXCHANGER** (intercambiador de calor)
- ✓ **FIRE HEATERS** (horno)
- ✓ **COLUMN** (torre de destilación)
- ✓ **VALVE** (válvula)
- ✓ **MIXER** (mezclador)
- ✓ **SEPARATOR** (tambor separador)

Módulo PUMP:

Al igual que para las corrientes se puede aceptar la nomenclatura propuesta o asignar un código por el usuario. El módulo **PUMP** es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión desconocida, la temperatura o la eficiencia de la bomba. Si se conoce la variación de presión (*Delta P*), este valor es ignorado por el simulador de procesos. Los cálculos se basan en la ecuación de potencia de una bomba estándar usando la elevación de la presión, el flujo de líquido y la densidad de la sustancia.

$$Potencia\ requerida_{IDEAL} = \frac{(P_{SALIDA} - P_{ENTRADA}) \times F}{\rho} \quad (2.2)$$

Donde:

P: presión; kgf/cm²

F: flujo de líquido; kg/s

ρ: densidad del líquido; kg/m³

Nótese que la ecuación define la potencia ideal necesaria para elevar la presión de entrada del líquido. La potencia real requerida se define a partir de la eficiencia de la bomba:

$$\eta = \frac{Potencia\ requerida_{IDEAL}}{Potencia\ requerida_{REAL}} \times 100 \quad (2.3)$$

Donde:

η: eficiencia de la bomba; %

Combinando las dos ecuaciones, el cálculo de la potencia real requerida para la bomba quedará:

$$Potencia\ requerida_{REAL} = \frac{(P_{SALIDA} - P_{ENTRADA}) \times F}{\rho \times \eta} \quad (2.4)$$

Si la alimentación está completamente definida, se necesitará solo dos variables paracalcular todos los parámetros desconocidos:

- Presión de salida o caída de presión
- Eficiencia
- Potencia de la bomba

Los Parámetros aplicables al módulo **PUMP** son la eficiencia adiabática, la elevación de lapresión y la potencia de la bomba. Si se especifican las presiones de las corrientes deentrada y salida, el simulador de procesos calculará la elevación de la presión y si se leintroduce esta, calculará la presión de salida.

En la figura 2.3 aparecen los datos de la entrada del módulo PUMP.

PRO/II - Pump

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: P1 Description: P-101

Product Stream: L-101-2 Thermodynamic System: Default (SRK01)

Pressure Specification

Outlet Pressure: kg/cm²g

Pressure Rise: 20.000 kg/cm² Efficiency: 70.00 Percent

Pressure Ratio:

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.3Datos de entrada del módulo PUMP.

En la tabla 2.4 muestran los datos de entrada de las bombas.

Tabla 2.4 Datos de entrada de las bombas.

Bomba	Eficiencia (%)	Variación de presión(kg/cm ²)
P-102	70	16.2
P-103	70	14.1
P-104	70	12.6
P-105	70	8.7
P-106	70	9.5
P-107	70	13.2
P-108	70	15.1
P-109	70	15.9
P-110	70	16.0
P-111	70	9.2
P-112	70	7.9
P-113	70	6.7
P-114	70	16.7
P-115	70	14.4
P-116	70	14.4
P-401	70	25.0
P-402	70	17.6
P-403	70	15.1

Módulo HEAT EXCHANGER:

Este módulo representa los cálculos de balance de materia y energía de ambos lados del intercambiador, es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), los flujos de materiales del equipo.

Al escoger el modelo **HEAT EXCHANGER** para el análisis, se puede seleccionar el modelo *End Point*, un modelo ideal en contracorriente, *Weighted*, un método de evaluación en estado estacionario (**EE**) y un método de evaluación en estado dinámico (**ED**) para la simulación.

Los cálculos están basados en los balances de energía de los fluidos caliente y frío.

$$[F_{\text{cold}} * (H_{\text{out}} - H_{\text{in}})_{\text{cold}} - Q_{\text{leak}}] - [F_{\text{hot}} * (H_{\text{out}} - H_{\text{in}})_{\text{hot}} - Q_{\text{loss}}] = 0 \quad (2.5)$$

Donde:

F – flujo másico, kg/s.

H – entalpía, kJ/kg.

Q_{leak} – calor de escape, kW.

Q_{loss} – calor perdido, kW.

Los subíndices *coldy hot* designan a los fluidos fríos y calientes, así como *in* y *out* se refieren a las condiciones en la entrada y en la salida, respectivamente.

Se debe introducir el tipo de cálculo deseado para este equipo (evaluación - predicción, flujo de calor fijo, temperatura de salida de los tubos y temperatura de salida de la coraza). El número de tubos por coraza y/o el diámetro de la coraza o el área por coraza.

Como configuración se especifica la misma de acuerdo a los criterios de clasificación de la norma TEMA, para este caso todos son del tipo AES (cabezal móvil con un paso por la coraza y cabezal flotante con respaldo). Para los deflectores se define el tipo y el porcentaje del corte.

Los tubos se caracterizan a través de su diámetro externo e interno, su longitud y el arreglo. Como se muestra en la figura 2.4.

PRO/II - Rigorous Heat Exchanger

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: 1E-101 Description:

Calculation Type: Rating (Predictive)

Overall Configuration:

Number of Tubes/Shell:

Area/Shell: m²

Shell Inside Diameter: 606.00 mm

Products /Thermo... Configuration... Tubes...

Baffles... Film Coefficients... Pressure Drop...

Materials... Print Options... Nozzles...

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.4 Datos de entrada del módulo HEAT EXCHANGER.

En la tabla 2.5 se muestran los datos de entrada de los intercambiadores.

Tabla 2.5 Datos de entrada de los intercambiadores.

Capítulo 2 Diseño Metodológico.

equipo	diámetro coraza (mm)	diámetro tubos (mm)	longitud tubos(m)	diámetro fuera tubos (mm)	variación presión tubo (kg/cm ²)	variación presión carcasa (kg/cm ²)	calor específico (Kcal/hr.m ² ·K)
1E-101	606	16	6	20	1	0.5	244.12
2E-101	606	16	6	20	2	0.5	244.12
1E-102	606	20	6	25	1	0.5	244.12
2E-102	606	20	6	25	2	0.5	244.12
1E-103	800	16	6	20	1	1	244.12
2E-103	800	16	6	20	0.8	0.5	244.12
1E-104	800	16	6	20	0.5	0.5	244.12
2E-104	800	16	6	20	0.8	0.5	244.12
1E-105	610	16	6	20	0.2	0.5	244.12
2E-105	610	16	6	20	0.8	0.5	244.12
1E-106	800	20	6	25	0.7	1.3	244.12
2E-106	800	20	6	25	0.7	0.5	244.12
3E-106	800	20	6	25	0.3	1	244.12
4E-106	800	20	6	25	0.2	0.5	244.12
5E-106	800	20	6	25	1	0.3	244.12
6E-106	800	20	6	25	0.5	0.7	244.12
E-107	600	15	6.0960	20	1	1	244.12
E-108	500	15	6.0960	20	1	1	244.12
E-109	500	15	6.0960	20	1	1	244.12
E-110	500	20	6.0960	25	1	1	244.12
E-112	426	20	6.0960	25	1	1	244.12
E-113	426	15	6.0960	20	1	1	244.12
E-114	426	15	6.0960	20	1	1	244.12
1E-402	506	15	6.0960	20	1	1	244.12
2E-402	506	15	6.0960	20	1	1	244.12
E-412	325	15	6	20	1	1	244.12
E-413	275	20	6	25	1	1	244.12

Módulo FIRED HEATERS:

Es un módulo que se encuentra dentro de la clasificación de los equipos por transferencia de calor, se especifica con un margen del 10% del servicio normal. Este margen se refiere tanto al proceso como a una parte del recalentamiento de vapor. La eficiencia mínima es de un 90% la cual se alcanza por el precalentamiento del aire, al quemargas combustible o fuel. La relación de craqueode gas es 100kg/ h por1000m3 deresiduo atmosférico.

En la figura 2.5 que se muestra a continuación aparecen los parámetros de entrada del módulo *fired heaters*.

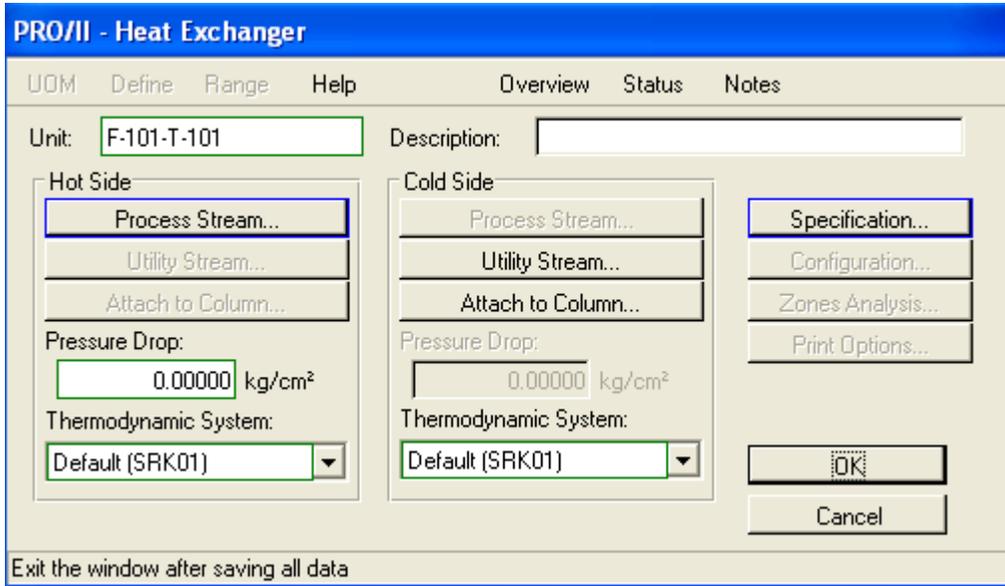


Figura 2.5 Datos de entrada del módulo *fireheaters*.

En la tabla 2.6 se muestran los datos de entrada de los hornos.

Tabla 2.6 Datos de entrada de hornos.

horno	temperatura (°C)
F101-T-102	350
F101-T-104	185

Módulo COLUMN:

El módulo **COLUMN** no es más que una columna de platos donde se realiza el fraccionamiento de los diferentes hidrocarburos en dependencia de sus temperaturas de ebullición. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondiente a la torre. Los cálculos se basan en los balances de materiales y energía dentro de una torre de platos:

$$N_A = k_y (y_{AG} - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_{AL}) \tag{2.6}$$

Donde:

N_A : Flujo molar de A en función de los coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

k_y y k_x : Coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

y_{AG} y x_{AL} : Composición para cada fase.

y_{Ai} y x_{Ai} : Composición en la interface.

Luego en función de los coeficientes globales de la transferencia de masa nos queda que:

$$N_A = K_y (y_{AG} - y_A^*) \quad (2.7)$$

Donde:

K_y :Coeficiente global de la transferencia de masa.

y_A^* :Composición en el equilibrio.

Como primer dato a introducir está el número de etapas teóricas de la columna, donde el primer plato corresponde al condensador de tope y el último al rehervidor de fondo, es importante aclarar que en nuestro caso de estudio la numeración de los platos es contrario o sea el primer plato corresponde al rehervidor de fondo y el último al condensador de tope. Además se definen los platos de alimentación y extracción y las corrientes que alimentan y salen de la columna.

Se introducen valores relativos al perfil de presiones (total o para cada uno de los platos) especificando el valor de la presión de tope y la variación de presión de la columna.

Para la hidráulica de los platos deben suministrarse las características de los platos, entre ellas el diámetro del plato, de la válvula, la altura del tabique de drenaje, la distancia entre platos, el espacio libre debajo del bajante.

También como dato importante se encuentran las especificaciones que se quieren obtener en dicha columna las que se muestran en la figura 2.6.

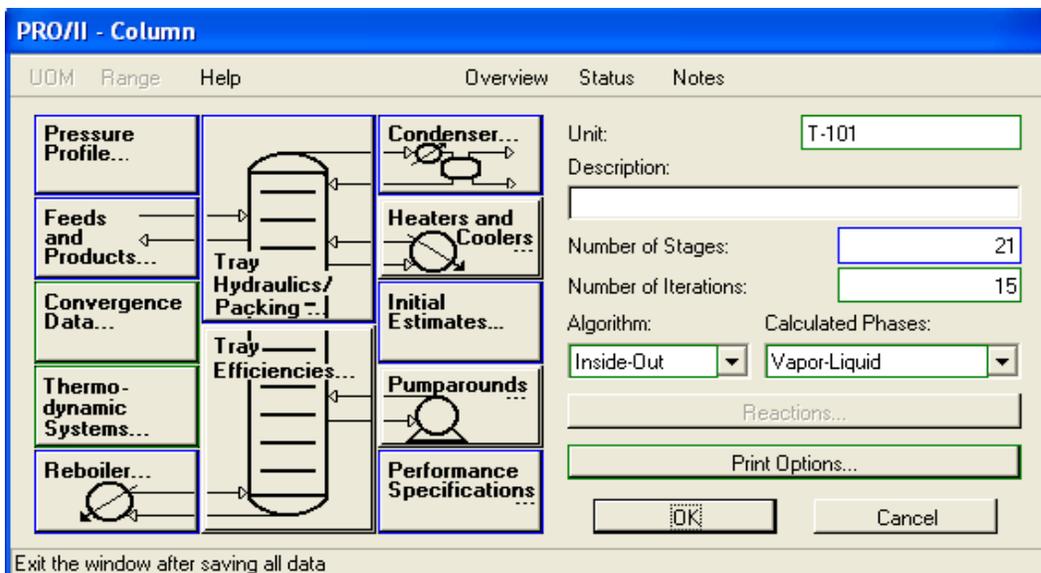


Figura 2.6 Datos de entrada del módulo columnn.

A continuación se muestra la tabla 2.7 y 2.8 donde se recogen los datos de entrada de las columnas.

Tabla 2.7 Datos de entrada de las torres.

equipos	número de platos	iteración	presión tope (kg/cm ²)	variación de presión (kg/cm ²)	flujo por plato (m ³ /h)								
					1	14	21	25	37	46	58	62	
T-101	21	15	3	0.5	40.9		379.0						
T-102	58	15	0.75	0.8		31.3		41.8	75.93	32.9	224.8		
T-103 1 ^{er} corte	6				28								
T-103 2 ^{do} corte	6			0.9	36.1								
T-103 3 ^{er} corte	5			1	65.3								
T-104	62	15	10	0.5	27.3								52.5
T-401	72	15	17.5	0.7	5.25								21.9

Tabla 2.8 Datos de la temperatura de las torres.

equipo	temperatura por platos (°C)				
	1	2	20	tope	fondo
T-101	55	142	265	142	265
T-102				108	321
T-104	35	80		80	175
T-401				88	155

Módulo VALVE:

Esta operación realiza un balance de materiales y energía entre las corrientes de entrada y salida del módulo **VALVE**. Para el cálculo se asume que en la operación hay variación de la presión. Las siguientes variables pueden ser especificadas por el usuario para esta operación. Para el cálculo del módulo se requieren solo tres de ellas:

- Temperatura de entrada.
- Presión de entrada.
- Temperatura de salida.

- Presión de salida.
- Caída de presión.

Módulo MIXER:

Este módulo realiza un balance completo de materia y energía en el punto mezcla. Si se conocen las propiedades de las corrientes de entrada (temperatura, presión, flujo y composición), las propiedades de la corriente de salida serán calculadas automáticamente de forma rigurosa.

Módulo SEPARATOR:

El módulo **SEPARATOR** es básicamente un tanque separador instantáneo (*flash*). La presión a la cual se realiza la separación es a la menor presión de la alimentación menos la caída de presión a través del equipo. Este módulo puede usar una corriente conocida para calcular las propiedades de las corrientes de salida. Los parámetros a especificar son:

- La composición de un producto.
- La temperatura o la presión de una corriente de salida.

Para cada uno de los equipos que conforman el esquema se obtienen los datos de sus características constructivas a partir de las fichas técnicas que obran en las Refinerías.

6. Ejecutar la simulación del proceso.

El simulador PRO/II usa códigos coloridos para identificar cuándo se ha proporcionado la información suficiente para realizar los cálculos. Cuando no aparece ningún equipo ni corriente señalado en color rojo, esto indica que se está listo para ejecutar la simulación.

7. Analizar los resultados de la simulación.

El PRO/II ofrece una gran variedad de reportes de salida para analizar los resultados de la simulación. Estos permiten responder las siguientes preguntas: ¿Los resultados calculados son razonables? ¿Cómo son los resultados obtenidos comparados con los datos de la planta? ¿Las diferencias pueden reconciliarse? ¿Se necesitan los datos más precisos para una mejor caracterización del alimento? ¿El modelo termodinámico utilizado es adecuado?

2.4. Validación del modelo.

Esta simulación se realiza con los datos de la torre T-102 recogidos usando el software exaquantum, mediante el cual se accede a una base de datos de los parámetros operacionales que registra el sistema de control de la planta de destilación atmosférica diariamente durante

el año 2011, estos datos aparecen en el anexo 3, y se analiza estadísticamente a través de la media y el coeficiente de variación por la fórmula siguiente:

$$CV = \frac{S}{X} \cdot 100 \quad (2.1)$$

Donde:

CV (coeficiente de variación)

S (desviación estándar)

X (media)

Cuando el coeficiente de variación es <5% hay poca dispersión agrupándose los valores alrededor del valor central o media.

Cuando el coeficiente de variación está entre 5 y 12 hay dispersión moderada se puede considerar el valor promedio para trabajar esa variable.

Cuando el coeficiente de variación > 12 hay mucha dispersión y no se recomienda trabajar en la media.

Para validar el modelo utilizado se realiza una comparación de los parámetros operacionales reales en la planta entre los datos de la simulación utilizando el PRO II para la torre T-102 de la sección 100. Este cálculo se realiza a través de la fórmula siguiente:

$$\% \text{Error} = \frac{\text{Proceso real} - \text{proceso simulado}}{\text{proceso simulado}} * 100 \quad (2.8)$$

El error calculado debe ser menor del 10%, para que el modelo se ajuste.

Los parámetros a comparar en la validación aparecen en la tabla 2.9 y en ella además está el promedio de los datos reales de operación de la torre T-102 anual.

Tabla 2.9 Parámetros operacionales utilizados para validar el modelo de simulación en la torre T-102.

torre destilación atmosférica T-102			
	parámetros	proceso real	unidades
1	temperatura de tope	107.7	°C
2	temperatura de fondo	331	°C
3	temperatura del plato12-14	327.3	°C
4	temperatura del plato 22-24	273.1	°C
5	temperatura del plato34-36	209.8	°C
6	temperatura del plato45-46	149.1	°C
7	presión del tope	0,75	kgf/cm ²
8	flujo del fondo	189	m ³ /h
9	temperatura de alimentación	350.6	°C
10	presión de alimentación	3.5	kgf/cm ²

2.5. Evaluación económica.

La actividad económica de una refinería, sea cual sea su esquema de refino, tiene como prioridad generar un beneficio que debe permitir, cubrir los gastos fijos y estructurales y su amortización, permitir la inversión en la propia estructura física de la refinería para mantener y adaptar, en cada momento, su esquema de refino a la demanda en cantidad y calidad de su mercado. (Marcilla, Rivera, y Gómez, 2001).

Se define como margen de refino, el resultado económico de la actividad de refino, teniendo en cuenta únicamente sus costos variables. La función económica viene definida por la expresión: (Lluch, 2000).

$$\sum \text{ptos} * \text{precio ptos} - \sum \text{crudo} * \text{costo crudo} - \text{costos variables} = \text{Margen de refino} \quad (2.9)$$

Donde:

\sum ptos : sumatoria de los productos.

ptos: productos.

Del análisis de cada uno de los componentes de la ecuación de margen se puede deducir que el primer y segundo sumando están directamente relacionados entre sí, ya que la cantidad y el tipo de producto obtenido para un esquema de refino dado será función del crudo procesado. Esto hace que, hasta cierto punto, el margen sea independiente del valor absoluto del costo del

crudo y dependiente a su vez de la relación existente en cada momento entre el costo del crudo y el de los productos. (Lluch, 2000).

El primer sumando correspondiente al valor de las ventas, puede incrementarse en la medida que, para un determinado crudo, se obtengan los productos de mayor valor añadido, esto se consigue utilizando esquemas de conversión ya que en términos absolutos el precio de los destilados: gasolinas, kerosenos y gasóleos siempre será superior al precio de venta de los productos residuales como el fueloil.

En cuanto al segundo sumando, hay que disminuir en lo posible el valor de las compras utilizando crudos de menor costo. Normalmente un crudo de menor costo significa un crudo pesado y de alto azufre. El procesamiento de crudos de este tipo exige esquemas de refino con mayor severidad de conversión.

El tercer sumando lo constituyen los costos variables, son los consumos de energía y productos químicos necesarios para poder transformar el crudo en productos. Desde el punto de vista de las energías hay que buscar la máxima eficiencia energética de las unidades y normalmente es independiente a menos que existan cuellos de botella en el sistema, del tipo de crudo procesado. Desde el punto de vista de los productos químicos, los crudos con mayor necesidad de tratamiento químico y catalítico tendrán un mayor costo de operación. Este sumando se desprecia en el trabajo porque el valor que existe de estos costos es de la sección completa que incluye dos plantas y no es posible conocer solo la planta de destilación atmosférica, además en los dos casos analizados, la torre con solapamiento y sin solapamiento, el gasto es el mismo.

El cálculo del margen de refino es el resultado de una actividad real en un período de tiempo o por unidad de materia prima utilizada, el resultado en este caso es contable ya que se conocerá cual ha sido la cantidad y precio de venta de los productos vendidos y la cantidad y costo de la materia prima comprada. (Lluch, 2000).

Para los productos, los precios a aplicar dependerán del mercado en que se vaya a vender. Una refinería trabaja preferentemente para cubrir un mercado local y una vez cubierto el mismo vender los excedentes al mercado de exportación. En base a ello el precio a utilizar para los productos dependerá del mercado. (Lluch, 2000).

La evaluación económica se realiza mediante el cálculo de margen de refino utilizando los datos de flujo de cada producto de salida y del crudo de alimentación, el promedio de los

precios de cada uno de ellos en el mercado comparándose las ganancias que se obtienen cuando la torre tiene solapamiento y cuando se elimina este. Los datos necesarios para este cálculo aparecen en el anexo 4, anexo 5 y anexo 6.

CAPITULO 3

En este capítulo se presentan los resultados que se obtiene al aplicar las metodologías para la obtención y validación del modelo de la planta de destilación atmosférica y el cálculo del margen de refino.

3.1. Diagrama de simulación obtenido.

La obtención del modelo de la planta de destilación atmosférica se realiza según las metodologías desarrolladas en el Capítulo II (Epígrafe 2.3).

A continuación se muestra en la figura 3.1 el diagrama de flujo construido para simular la planta de destilación atmosférica, siendo necesario adicionar nuevos módulos o equipos al diagrama de flujo simplificado de la planta que aparece en la figura 2.1 del capítulo 2 como son válvulas, mezcladores de corriente y separadores de corrientes, los cuales no aparecen físicamente en el diagrama de proceso de la planta.

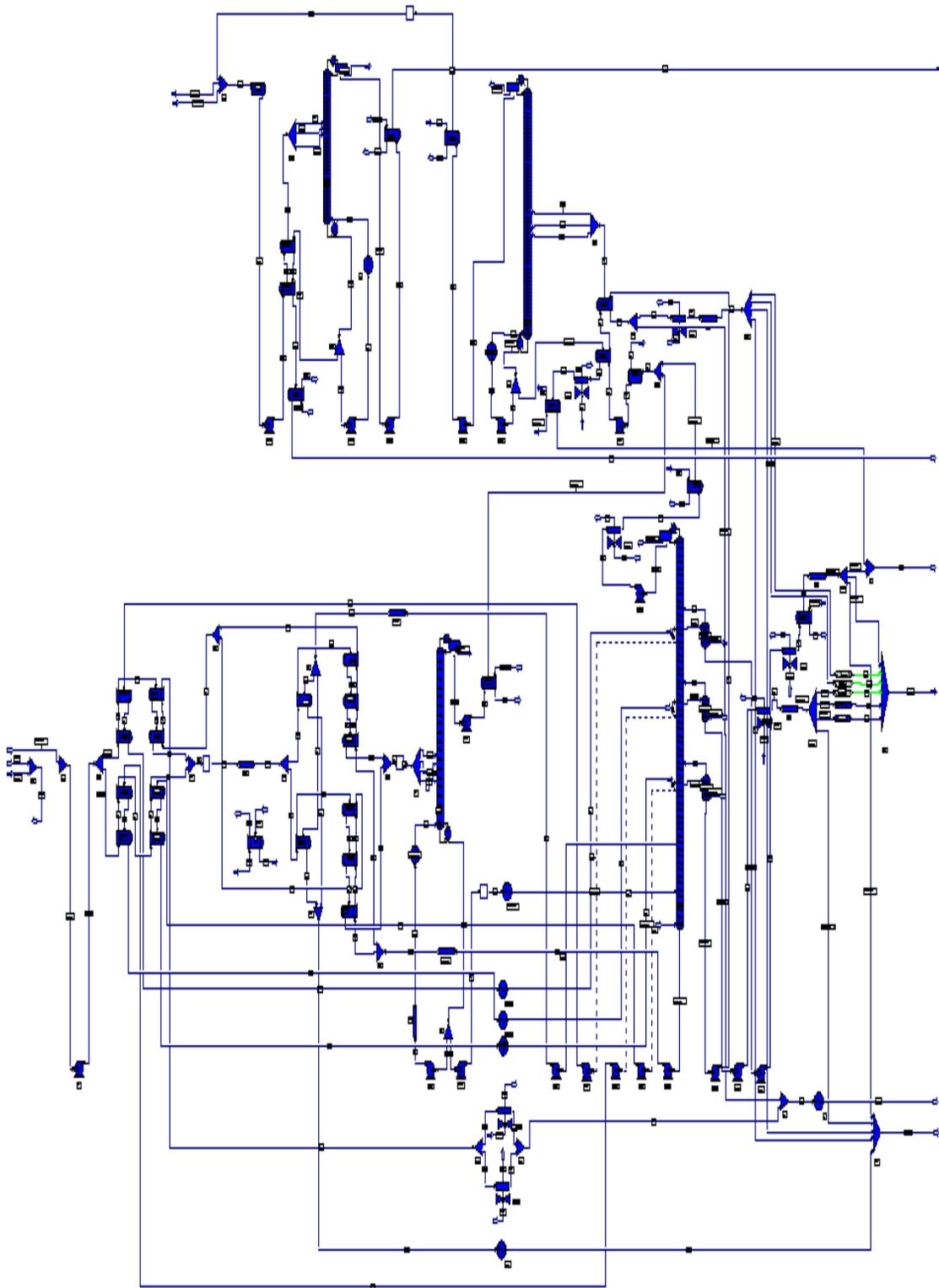
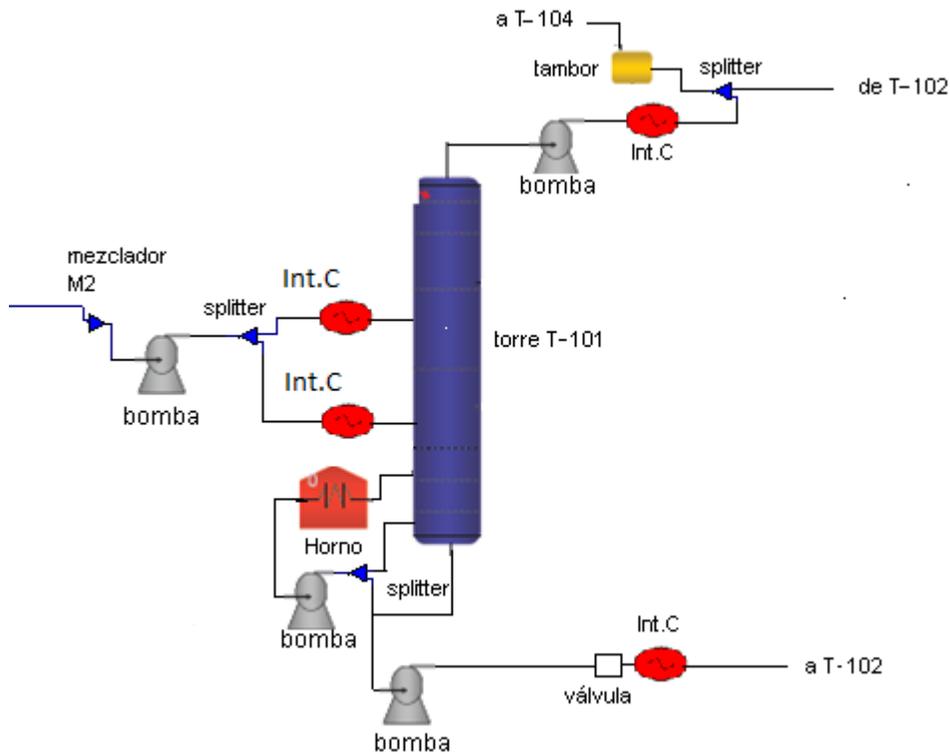


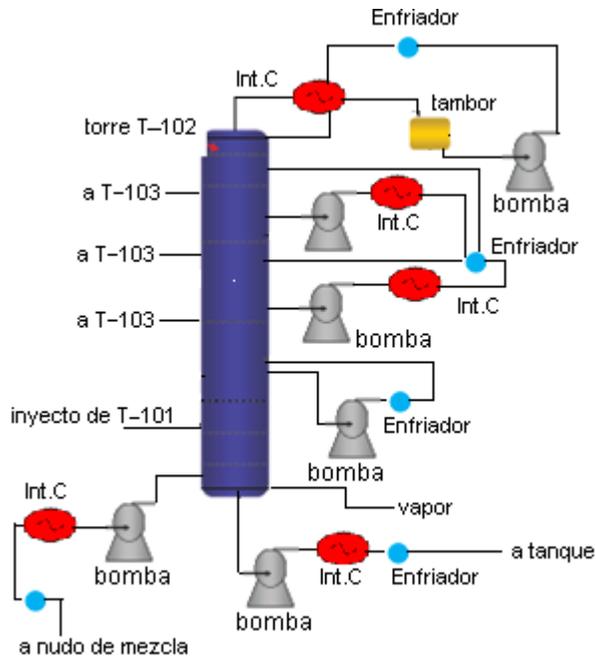
Figura 3.1 Diagrama de simulación de la planta de destilación atmosférica.

3.1.1. Construcción del diagrama de flujo de información.

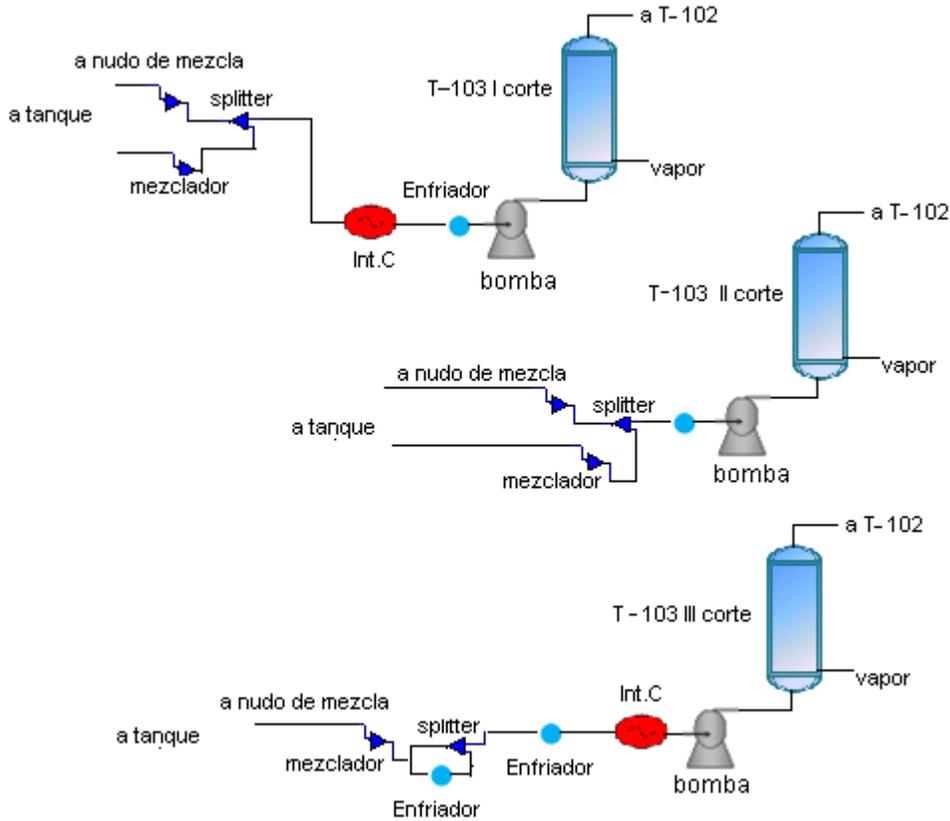
Para la obtención del diagrama de flujo de la planta de destilación atmosférica se construyen los DFI. El diagrama de flujo de información de la planta de destilación atmosférica se muestra a continuación en las Figuras 3.2, 3.3, 3.4 y 3.5.



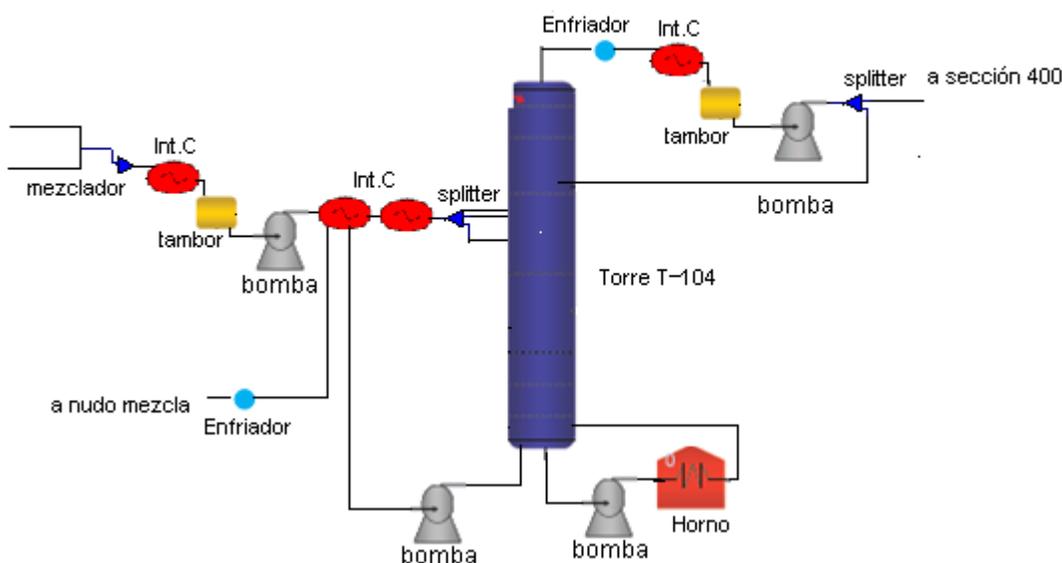
Figuras 3.2 Diagrama de flujo de información de T-101.



Figuras 3.3 Diagrama de flujo de información de T-102.



Figuras 3.4 Diagrama de flujo de información de T-103.



Figuras 3.5 Diagrama de flujo de información de T-104.

3.2. Evaluación de la columna.

En la tabla 3.1 se muestran los datos de la ASTM obtenida en el laboratorio y a través de la fórmula 1.1 que aparece en el epígrafe 1.4 se calcula la existencia del solapamiento y los resultados están en la tabla 3.2.

Tabla 3.1 ASTM de las fracciones de la torre T-102.

ASTM D86	fracción 70-120	fracción 120-180	fracción 180-230	fracción 230-270	fracción 270-350
1%	70.03	101.6	155.9	200.02	300.4
5%	85.12	140.3	157.36	239.87	309.8
10%	91.56	142.6	188.9	253.02	336.78
30%	100.62	142.9	203.8	266.9	340.2
50%	100.5	143.5	213.9	276.5	341.63
70%	121.8	147.99	223.36	286.9	346.89
80%	131.9	157.8	235.3	280.65	349.8
95%	140.05	168.2	242.98	310.2	415.69
98%	150.25	180.2	252.98	311.25	450.5

Tabla 3.2 Resultados de variación de temperatura de los cortes de la T-102.

fracciones	ΔT
70-120	0.25
120-180	-10.84
180-230	-3.11
230-270	-0.4

A partir de los resultados de estas dos tablas se demuestra que existe solapamiento en el segundo, tercer y cuarto corte porque la variación de temperatura es menor que cero, esto trae consigo que se obtengan menor cantidad de productos de mayor valor agregado, disminución de las ganancias de la empresa y un funcionamiento de la torre inadecuado es por ello que se hace necesario eliminar el solapamiento pues así se revierte la situación.

3.3. Resultados de la validación del modelo.

Para verificar la calidad y confiabilidad del modelo, se comparan los resultados obtenidos en el simulador, con los empleados como base. En tal sentido es de vital importancia que estos datos sean confiables y consistentes.

Los resultados del cálculo del coeficiente de variación, explicado en el epígrafe 2.4, se muestran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Resultados del cálculo del coeficiente de variación.

parámetros	desviación estándar	media	coeficiente de variación
temperatura de tope	0,50	107,7	0,46
temperatura de fondo	1,27	331,0	0,38
temperatura del plato 12-14	1,35	327,3	0,41
temperatura del plato 22-24	0,00	273,1	0,00
temperatura del plato 34-36	0,84	209,8	0,40
temperatura del plato 45-46	0,32	149,1	0,21
presión del tope	0,00	0,750	0,00
flujo del fondo	0,58	189,0	0,31
temperatura de alimentación	0,82	350,6	0,23
presión de alimentación	0,05	3,50	1,43

En esta tabla 3.3 se demuestra que existe poca dispersión porque el coeficiente de variación es menor que 5 por lo los valores están agrupados alrededor del valor medio.

Capítulo 3 Análisis de los resultados.

El modelo simulado se valida comparando los parámetros operacionales reales con los datos de la simulación y se calcula el margen de error. Los resultados obtenidos aparecen en las tablas 3.4.

Tabla 3.4 Comparación de los datos reales de operación con la simulación.

torre destilación atmosférica T-102.					
	parámetros	proceso simulado	proceso real	unidades	% error
1	temperatura tope	108	107.7	°C	0.28
2	temperatura fondo	329.6	331	°C	0.42
3	temperatura plato12-14	325	327.3	°C	0.71
4	temperatura plato 22-24	272.5	273.1	°C	0.22
5	temperatura plato34-36	208.3	209.8	°C	0.72
6	temperatura plato45-46	148.5	149.1	°C	0.40
7	presión del tope	0,75	0,75	kgf/cm ²	0
8	flujo del fondo	188	189	m ³ /h	0.53
9	temperatura de alimentación	350	350.6	°C	0.17
10	presión de alimentación	3.5	3.5	kgf/cm ²	0

En la tabla 3.4 los % de error están por debajo del 10% lo que significa que el modelo se ajusta al modelo real.

3.4. Análisis de los resultados de la simulación.

Los resultados de la simulación de la torre T-102 cuando hay solapamiento aparecen en la tabla 3.5.

Tabla 3.5 Resultados de la simulación de la torre con solapamiento.

ASTM D86 a 760 MM HG (LV)	FR-70-120	FR-120-180	FR-180-230	FR-230-270	FR-270-350
1%	70.0	100.6	155.1	191.6	280.24
5%	84.3	136.1	178.0	240.7	324.06
10%	91.5	142.4	188.6	252.3	339.32
30%	100.5	141.6	202.9	266.8	340.12
50%	110.0	141.9	212.8	276.3	341.02
70%	121.6	146.9	222.8	286.6	343.58
90%	131.7	157.7	236.5	303.6	346.89
95%	141.1	167.8	243.0	310.9	350.58
98%	150.1	180.1	251.0	321.9	352.89

En la tabla 3.5 se muestra los resultados de la simulación de la torre de destilación atmosférica T-102, que bajo las condiciones de operación actuales no se alcanza un grado de rectificación

capaz de garantizar la calidad suficiente que asegure la composición deseada en los productos finales en cuanto a temperatura inicial y final. Por otro lado el grado de inserción de un corte dentro del adyacente no permite llevar a rendimiento máximo un producto que según las fluctuaciones en los precios del mercado mundial garanticen a la refinería ganancias superiores de acuerdo al limitado esquema de refinación. Con el objetivo de revertir esta situación se decide variar los parámetros operacionales de la torre T-102, para ello se incrementa el reflujo en la torre para bajar las temperaturas de los cortes 180-230 y 230-270 para desplazar esa superposición y simular la torre con estos cambios, los resultados se muestran en la tabla 3.6.

Tabla 3.6 Especificaciones obtenidas de la torre T-102 sin solapamiento.

ASTM D86 a 760 MM HG (LV)	FR-70-120	FR-120-180	FR-180-230	FR-230-270	FR-270-350
1%	70.0	102.1	157.1	206.1	311.23
5%	84.1	136.4	179.29	244.14	324.057
10%	91.2	142.4	189.6	254.4	339.22
30%	100.1	141.5	203.5	268.1	352.96
50%	109.4	141.8	213.2	277.2	381.0
70%	121.1	146.8	223.2	287.2	382.54
90%	131.7	157.7	236.7	304.0	364.20
95%	142.5	167.9	242.56	311.77	388.56
98%	152.8	180.1	251.0	321.9	391.50

Se observa en la tabla 3.6 como luego de implementar las variaciones de parámetros operacionales de la torre de destilación atmosférica T-102 en el modelo de simulación, se logra desplazar las temperaturas iniciales de los cortes 120-180, 180-230 y 230-270 garantizando la inexistencia de solapamiento entre el corte principal para la producción de turbocombustible 180-230 y las fracciones adyacentes. El punto de mira se centro fundamentalmente en esta fracción debido a que presenta el precio más favorable en el mercado mundial en adición de su bajo costo de producción con respecto al diesel y la nafta a los que se les incorporan el costo de hidrofinación y reformación respectivamente y conforman los productos que le siguen en la escala de precios.

3.5. Resultados del cálculo de margen de refino.

Se calcula el margen de refino con la metodología explicada en el capítulo 2 epígrafe 2.5 con los datos que aparecen en los anexos 4, 5 y 6 para la torre cuando hay solapamiento los cuales se muestran en la tabla 3.7.

Tabla 3.7 Cálculo de margen de refino con solapamiento.

	GLP	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel-oil
M3/h	3.1	62.7	38.1	97.8	185.4
Bl/h	19.50	394.37	239.64	615.14	1166.13
\$/h	1503.84	48318.21	32018.30	80435.71	123738.05
\$/Día	36092.16	1159637.0	768439.20	1930457.0	2969713.20
\$/Año	13173638.40	423267505.0	280480308.0	704616805.0	1083945318.0
Margen de refino	2505483461.6				

En la tabla 3.7 se aprecia que se obtiene mayor cantidad de nafta y menos turbo por existir solapamiento en este corte de la torre y con ello disminuyan las ganancias debido a que el turbo es el producto de salida de mayor valor agregado y la nafta aunque le sigue en la escala de precios su costo aumenta debido al gasto en que se incurre en el proceso de reformación para obtener la gasolina.

Cuando se elimina el solapamiento también se calcula el margen de refino con la metodología explicada en el capítulo 2 epígrafe 2.5 con los datos que aparecen en los anexos 4, 5 y 6 obteniéndose los resultados que aparecen en la tabla 3.8.

Tabla 3.8 Cálculo de margen de refino sin solapamiento.

	GLP	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel-oil
M3/h	3.1	63.1	38.6	96.9	185.4
bls/h	19.50	396.89	242.79	609.48	1166.13
\$/h	1503.84	48626.96	32441.60	79823.60	123738.05
\$/Día	36092.16	1167047.04	778598.40	1915766.40	2969713.20
\$/Año	13173638.40	425972169.70	284188416.0	699254736.0	1083945318.0
Margen de refino	2506534165.3				

Capítulo 3 Análisis de los resultados.

En la tabla 3.8 se aprecia que se obtiene mayor cantidad de turbocombustible al ser eliminado el solapamiento en este corte(180-230)de la torre y con ello aumentan las ganancias pues el turbo es el producto de salida de mayor valor agregado.

Se calcula la diferencia entre el margen de refino obtenido cuando la torre tiene solapamiento en los cortes 120-180, 180-230 y 230-270 y cuando se eliminan estos dando como ganancia \$1050703.7 en el período del año 2011. Esto evidencia que al eliminar el solapamiento en la torre de destilación atmosférica T-102 se logra obtener mayor cantidad de productos de mayor valor agregado, mejora el funcionamiento de la torre y con ello se incrementan las ganancias de la empresa.

CONCLUSIONES

1. A través del método de recolección y análisis se observa que existe solapamiento entre el segundo, tercer y cuarto corte afectando el funcionamiento eficiente de la columna de destilación atmosférica.
2. Se obtiene un modelo de simulación con el software PRO II con PROVISION de la torre fraccionadora que representa adecuadamente los parámetros reales del proceso con errores menor de un 5 %.
3. Al disminuir la temperatura del corte se comprueba con el modelo simulado que se elimina el solapamiento obteniendo mayor cantidad de nafta, turbo y diesel.
4. A través del cálculo de margen de refino se obtiene \$1050703.70 cuando no hay solapamiento en el período del año 2011.

RECOMENDACIONES

1. Analizar la aplicación de la propuesta para eliminar el solapamiento en la torre de destilación atmosférica.

BIBLIOGRAFÍA

1. Abdel-Aal&Aggour. 2005. Petroleum and gas field processing. Marcel Dekker Inc.
2. Albright, Lyle F. 2009. Albright's Chemical Engineering Handbook. CRC Press.
3. Arnold, K. 2000. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. Editorial Gulf Publishing Company, Houston.
4. Branan, C.R. 2006. Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico. Mc Graw-Hill Interamericanas Editores. S.A. México: Primera edición en español, abril.
5. Compañía TIVENCA.2007Reglamento Tecnológico Sección 100.
6. Compañía PDVSA.1995. Manual de Diseño de Proceso.
7. Compañía Invensys SIMSCI ESSOR, 1996. Keyword Input Manual Simulation.
8. Cortázar,O. Triana, C. Carro, D. 2000. Fundamentos de Destilación.
9. Coulson, J.M. & Richardson, J.F. 2005. Chemical Engineering. II, V. Unit Operations".4^{ta} ed. Pergamon Press. Oxford.
10. Chopey, Nicolás P. 2006. Handbook of Chemical Engineering Calculations. A Gulf Professional Publishing.
11. Dawe, R.A.2000. Modern Petroleum Chemistry. John Wiley & Sons. Nueva York.
12. Feliu Gil, J.A.2006. Modelización Perspectivas de la simulación de proceso. Ingeniería Química. No 415. Julio/Agosto.
13. Fong, I. A. 2005.El Petróleo y su proceso de Refinación.
14. Fraser, R. et al. 2008. Mass and Heat Transfer. Cambridge University Press.
15. Gómez, A. 2007. Aplicación de Operaciones de Separación. Métodos Aproximados. [online]. Disponible en:
http://www.cervantesvirtual.com/servlet/SirveObras/12260956449007178532624/0048_45_4.pdf.
16. GPSA. 2004. Electronic Data Book.
17. Hernández, E. 2009.Optimización de los parámetros de operación de la Torre Debutanizadora instalada en la Planta Energas - Varadero. Tesis presentada en opción al título de Máster en Ciencias, Matanzas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
18. Himmelblau, D.M. y Bischoff, K.B. 2000. Análisis y simulación de procesos. Alemania: Springer.

19. Jiménez, A. 2003. Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Reverté, S.A.
20. López, L.1999. Simulación y diseño de la unidad de destilación atmosférica para un sistema fraccionador de crudo. Barquisimeto: UNEXPO.
21. LluchUrpí, José. 2000. Tecnología y margen de refino.
22. Marcilla, D. Rivera, E. Aquino, L. y Gómez, W. 1998. Economía de Refinación. CUPET.
23. Martínez, V.H. Alonso, P.A. López, J. Salado, M. y Rocha, J.A.2000. Simulación de procesos en Ingeniería Química. Febrero.
24. Muñecas Vidal, M. Á.2005. Caracterización y tratamiento del crudo de petróleo. Ingeniería Química. Mayo. pág.87-93.
25. Parkash, S. 2003. Refining Processes Handbook.
26. Perry, Robert H. 2008.Perry's Chemical Engineer's Handbook. McGraw-Hill.
27. Ramos Carpio, M.A.1997. Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica. Fundación Fomento Innovación Industrial. Madrid.
28. Seader, D; Henley, J. 1998. Separation Process Principles. John Wiley&Sons, Inc. New York.
29. Treybal, R. 1999. Operaciones con Transferencia de Masa. Mc Graw Hill. Segunda edición. Nueva York, USA.
30. Walas, S. 1990. Phase Equilibrium in Chemical Engineering. Butter-Worth Publishers.

Anexo 1 Tablas de la composición de los crudos y la mezcla.

La composición molar de la mezcla de dichos crudos es la siguiente:

Caracterización del crudo Mesa-30.

Características Generales CRUDO MESA 30	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	30,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt)	8,3
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt)	6,3
Azufre (% Peso)	1,08
factor K_{UOP}	11,9
Contenido de Parafina (% Peso)	5,3
Contenido de Sales (ptb)	7,2
H ₂ S Existente (ppm Peso)	< 1
Acidez (mgKOH/g)	0,028
Sodio (ppm Peso)	3,9
Vanadio (ppm Peso)	53
Níquel (ppm Peso)	9
Residuo Carbono Conradson (% Peso)	5,2

Caracterización del crudo Merey-16.

Características Generales CRUDO MEREY 16	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	16,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt)	461,8
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt)	206,8
Azufre (% Peso)	2,49
factor K_{UOP}	11,6
Contenido de Parafina (%Peso)	2,4
Contenido de Sales (ptb)	27,0
H ₂ S Existente (ppm Peso)	< 1
Acidez (mgKOH/g)	1,244
Sodio (ppm Peso)	15,0
Vanadio (ppm Peso)	295
Níquel (ppm Peso)	70
Residuo Carbono Conradson (%Peso)	11,5

Composición de la mezcla.

Componentes	Porcentaje Molar
Etano (C ₂)	0,0136
Propano (C ₃)	1,1734
so-butano (I-C4)	1,5483
N-butano (N-C5)	2,9542
so-Pentano (I-C5)	4,2972
N-Pentano (N-C5)	4,3148
Hexano (C6)	0,0141
NBP 79	1,3651
NBP 92	1,6797
NBP 102	3,0058
NBP 115	4,7406
NBP 129	3,9587
NBP 142	3,5709
NBP 156 y más	67,3636

Anexo 2 ASTM del laboratorio de las fracciones.

Dato del laboratorio de la ASTM de la torre T-102.

AST M D86	fracción 70-120	fracción 120-180	fracción 180-230	fracción 230-270	fracción 270-350
1%	70.03	101.6	155.9	200.02	300.4
5%	85.12	140.3	157.36	239.87	309.8
10%	91.56	142.6	188.9	253.02	336.78
30%	100.62	142.9	203.8	266.9	340.2
50%	100.5	143.5	213.9	276.5	341.63
70%	121.8	147.99	223.36	286.9	346.89
80%	131.9	157.8	235.3	280.65	349.8
95%	140.05	168.2	242.98	310.2	415.69
98%	150.25	180.2	252.98	311.25	450.5

Anexo 3 Resultados del software exaquantum.

Promedio mensual de los resultados del software exaquantum.

Enero	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107.2
2	temperatura fondo	°C	332
3	temperatura plato 12-14	°C	327
4	temperatura plato 22-24	°C	273
5	temperatura plato 34-36	°C	209.8
6	temperatura plato 45-46	°C	149.1
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188
9	temperatura de alimentación	°C	350.6
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.5

Febrero	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107
2	temperatura fondo	°C	329.6
3	temperatura plato 12-14	°C	325
4	temperatura plato 22-24	°C	273.5
5	temperatura plato 34-36	°C	210.3
6	temperatura plato 45-46	°C	148.5
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	189.5
9	temperatura de alimentación	°C	350
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.4

Marzo	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	108
2	temperatura fondo	°C	328.9
3	temperatura plato 12-14	°C	328.2
4	temperatura plato 22-24	°C	273
5	temperatura plato 34-36	°C	209.3
6	temperatura plato 45-46	°C	149.5
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188.8
9	temperatura de alimentación	°C	350.5
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.6

Abril	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107.2
2	temperatura fondo	°C	330.5
3	temperatura plato 12-14	°C	328
4	temperatura plato 22-24	°C	273.8
5	temperatura plato 34-36	°C	208.9
6	temperatura plato 45-46	°C	148.8
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	189.1
9	temperatura de alimentación	°C	350.4
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.7

Mayo	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107.6
2	temperatura fondo	°C	332.4
3	temperatura plato 12-14	°C	327.5
4	temperatura plato 22-24	°C	275.5
5	temperatura plato 34-36	°C	209.5
6	temperatura plato 45-46	°C	149.4
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	189.6
9	temperatura de alimentación	°C	350.2
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.3

Junio	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	108.2
2	temperatura fondo	°C	329.9
3	temperatura plato 12-14	°C	329
4	temperatura plato 22-24	°C	274.5
5	temperatura plato 34-36	°C	208.8
6	temperatura plato 45-46	°C	148.8
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188.4
9	temperatura de alimentación	°C	351
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.8

Julio	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107.9
2	temperatura fondo	°C	331.02
3	temperatura plato12-14	°C	327.1
4	temperatura plato 22-24	°C	272.5
5	temperatura plato34-36	°C	209.1
6	temperatura plato45-46	°C	149.2
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	189
9	temperatura de alimentación	°C	352
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.5

Agosto	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	108
2	temperatura fondo	°C	330.8
3	temperatura plato12-14	°C	326
4	temperatura plato 22-24	°C	271.9
5	temperatura plato34-36	°C	208.6
6	temperatura plato45-46	°C	148.4
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188.6
9	temperatura de alimentación	°C	350.9
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.6

Septiembre	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107.5
2	temperatura fondo	°C	330.7
3	temperatura plato12-14	°C	328
4	temperatura plato 22-24	°C	273.8
5	temperatura plato34-36	°C	209.7
6	temperatura plato45-46	°C	149.6
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188.3
9	temperatura de alimentación	°C	350.8
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.8

Octubre	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	108
2	temperatura fondo	°C	329.8
3	temperatura plato12-14	°C	326.9
4	temperatura plato 22-24	°C	272.5
5	temperatura plato34-36	°C	208.3
6	temperatura plato45-46	°C	148.5
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188.7
9	temperatura de alimentación	°C	350
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.4

Noviembre	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	108.1
2	temperatura fondo	°C	330.1
3	temperatura plato12-14	°C	327
4	temperatura plato 22-24	°C	271.6
5	temperatura plato34-36	°C	209.3
6	temperatura plato45-46	°C	149.5
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188
9	temperatura de alimentación	°C	351
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.5

Diciembre	parámetros	unidades	proceso
1	temperatura tope	°C	107.2
2	temperatura fondo	°C	332.2
3	temperatura plato12-14	°C	329.9
4	temperatura plato 22-24	°C	272.7
5	temperatura plato34-36	°C	209.3
6	temperatura plato45-46	°C	149.2
7	presión del tope.	kgf/cm ²	0,75
8	flujo del fondo	m ³ /h	188.2
9	temperatura de alimentación	°C	350
10	presión de alimentación	kgf/cm ²	3.4

Anexo 4 Precios del crudo y productos.**Precio del crudo.**

Precio crudo \$/BL			
	MESA 30	MEREY 16	MEZCLA 28
PROM / TOTAL	\$ 114.77	\$ 106.81	\$ 112.80

Precios de los productos.

Precio de productos \$/BL					
	GLP	NAFTA VP	TURBO JET A1	DIESEL 0.5	FUEL OIL 450
PROMEDIO AÑO	77.12	122.52	133.61	130.76	106.11

Anexo 5 Especificaciones obtenidas simulando la torre con solapamiento.

Resultados de la simulación de la T-102 con solapamiento.

StreamName		L-101-1	GLP	NVL	NVP	TURBO	DIESEL	FOIL	HK-70	FR-70-120	FR-120-180	FR-180-230	FR-230-270	IVCL
Temperature	C	30.0	62.8	67.3	38.5	55.2	104.8	50.0	89.2	214.3	147.6	192.4	260.7	317.1
Pressure	KG/CM2G	4.0	28.6	15.2	7.5	10.0	10.0	12.0	10.0	10.5	0.8	0.9	1.0	1.4
Std LV Rate	M3/HR	387.0	3.1	9.8	52.9	38.1	97.8	185.4	12.9	23.4	32.5	46.1	48.5	38.3
Mercaptan Content	PPM	11.9	0.0	0.4	4.3	5.6	7.6	17.2	0.3	3.7	4.8	5.6	7.3	8.5
Naphthalene Content	PCT	17.4	0.0	0.2	0.3	2.5	10.4	30.3	0.1	0.6	0.1	2.6	8.8	14.9
Freeze Point Temperature	C	46.7	n/a	244.6	-71.7	-49.9	-5.3	148.7	-251.7	-75.1	-69.0	-49.4	-17.4	23.7
Smoke Point (MM)		14.4	0.0	5.2	28.2	22.4	17.2	8.1	3.9	30.2	26.6	22.2	18.0	14.4
CetaneNumber		43.9	0.0	2.9	28.7	39.6	45.3	51.2	2.2	25.5	31.2	39.8	44.9	47.8
Sulfur Content	PCT	1.251	0.000	0.000	0.010	0.193	0.840	1.950	0.000	0.004	0.015	0.198	0.740	1.141
Flash Point Temperature	C	-3.3	-100.0	-48.7	-2.8	46.3	65.4	170.9	-75.5	-9.1	20.5	50.0	86.1	88.2
Total Std. Liq. Sp. Gravity		0.890	0.545	0.628	0.752	0.818	0.863	0.978	0.608	0.731	0.769	0.819	0.858	0.885
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C													
1%		2.6	-74.1	18.7	76.4	151.1	156.6	339.6	-37.0	70.0	100.6	155.1	191.6	158.5
5%		107.5	-59.8	20.0	94.5	170.5	204.9	367.3	-21.8	84.3	136.1	178.0	240.7	250.0
10%		149.1	-43.8	24.2	104.3	184.6	229.8	381.3	-4.0	91.5	142.4	188.6	252.3	279.7
30%		246.4	-24.8	36.7	125.3	201.1	267.6	441.7	12.4	100.5	141.6	202.9	266.8	322.7
50%		343.9	-17.2	33.8	132.8	211.8	288.8	504.4	30.1	110.0	141.9	212.8	276.3	338.0
70%		452.8	-8.1	37.2	139.1	222.2	312.4	563.0	34.0	121.6	146.9	222.8	286.6	352.1
90%		626.5	-4.9	48.9	150.3	236.2	355.3	769.2	42.5	131.7	157.7	236.5	303.6	381.0
95%		747.2	0.1	60.6	161.6	242.8	372.9	831.0	58.5	141.1	167.8	243.0	310.9	391.0
98%		825.2	0.1	67.6	174.0	250.8	397.5	831.3	65.0	150.1	180.1	251.0	321.9	405.0

Anexo 6 Especificaciones obtenidas simulando la torre sin solapamiento.

Resultados de la simulación de la T-102 sin solapamiento.

StreamName		L-101-1	GLP	NVL	NVP	TURBO	DIESEL	FOIL	HK-70	FR-70-120	FR-120-180	FR-180-230	FR-230-270	IVCL
Temperature	C	30.0	62.8	67.3	38.8	55.8	100.9	50.0	89.2	213.9	149.0	193.8	259.6	317.1
Pressure	KG/CM2G	4.0	28.6	15.2	7.5	10.0	10.0	12.0	10.0	10.5	0.8	0.9	1.0	1.4
Std LV Rate	M3/HR	387.0	3.1	9.8	53.3	38.6	96.9	185.4	12.9	23.1	33.2	46.6	47.7	38.2
Mercaptan Content	PPM	11.9	0.0	0.4	4.3	5.6	7.6	17.2	0.3	3.7	4.8	5.6	7.3	8.5
Naphthalene Content	PCT	17.4	0.0	0.2	0.3	2.6	10.5	30.3	0.1	0.6	0.1	2.6	8.9	14.9
Freeze Point Temperature	C	46.7	n/a	-	-71.7	-49.7	-4.8	148.7	-	-75.2	-69.0	-49.2	-16.7	23.8
Smoke Point (MM)		14.4	0.0	5.2	28.1	22.3	17.1	8.1	3.9	30.2	26.6	22.2	17.9	14.4
CetaneNumber		43.9	0.0	2.9	28.7	39.6	45.3	51.2	2.2	25.4	31.2	39.8	45.0	47.8
Sulfur Content	PCT	1.251	0.000	0.000	0.010	0.196	0.847	1.950	0.000	0.004	0.015	0.200	0.750	1.142
Flash Point Temperature	C	-3.3	100.0	-48.7	-2.7	47.2	66.3	170.9	-75.5	-9.2	20.8	51.0	90.1	88.2
Total Std. Liq. Sp. Gravity		0.890	0.545	0.628	0.753	0.818	0.863	0.978	0.608	0.730	0.769	0.819	0.859	0.885
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C													
1%		2.6	-74.1	18.7	76.6	151.9	157.0	339.6	-37.0	70.0	102.1	157.1	206.1	158.0
5%		107.5	-59.8	20.0	94.6	172.1	206.6	367.3	-21.8	84.1	136.4	179.8	244.9	250.1
10%		149.1	-43.8	24.2	104.5	186.0	231.6	381.3	-4.0	91.2	142.4	189.6	254.4	279.9
30%		246.4	-24.8	36.7	125.5	201.9	268.7	441.7	12.4	100.1	141.5	203.5	268.1	323.0
50%		343.9	-17.2	33.8	132.9	212.3	289.6	504.4	30.1	109.4	141.8	213.2	277.2	338.2
70%		452.8	-8.1	37.2	139.3	222.6	313.0	563.0	33.9	121.1	146.8	223.2	287.2	352.3
90%		626.5	-4.9	49.0	150.6	236.4	355.6	769.2	42.3	131.7	157.7	236.7	304.0	381.0
95%		747.2	0.1	60.6	161.7	242.9	373.0	831.0	58.4	142.5	167.9	243.1	311.3	391.0
98%		825.2	0.1	67.6	174.2	250.8	397.4	831.3	65.0	152.8	180.1	251.0	321.9	404.8