



UNIVERSIDAD DE MATANZAS “CAMILO CIENFUEGOS”

FACULTAD DE INGENIERIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

Evaluación del impacto técnico-económico al procesar la mezcla de crudos Iranian-Merey o crudo Guafita en la unidad de destilación atmosférica instalada en la Refinería Camilo Cienfuegos.

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

Autor: Ing. Yaneisis Sabina Almaguer.

Tutor: Dr. Luis Ernesto Arteaga Pérez.

Matanzas

2013

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha



DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Yaneisis Sabina Almaguer, me declaro como única autora del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Nombre y Apellidos. Firma

DEDICATORIA

A mi mimma Kiro por haberme apoyado en todo momento, por sus consejos, sus valores, por la motivación constante que me ha permitido ser una persona de bien, pero más que nada, por su amor.

A mi madre por su ayuda y constante cooperación.

A mi hija por ser el motivo y razón de mi vida.

A Naudis por su apoyo incondicional.



AGRADECIMIENTOS

A todas las personas que participaron e hicieron posible el presente trabajo, muchas gracias por su apoyo y enseñanza.

A Yenislely Acosta Marimón y Jose Angel por su colaboración y ayuda en el uso y manejo del simulador de procesos Petro Sim.

Al Dr. Fernando Piñón Yanes por asesorar esta investigación.

Al Dr. Luis Ernesto Arteaga tutor de esta investigación, por la orientación, el seguimiento y la supervisión continúa de la misma.

En especial mi más profundo y sincero agradecimiento a mi amigo Naudis por su total apoyo, entrega, confianza y cariño.

Un agradecimiento muy especial merece la comprensión, paciencia y el ánimo recibidos de mi familia y amigos.

A todos ellos, muchas gracias.

SÍNTESIS

El presente trabajo muestra los resultados de la simulación de la unidad de destilación atmosférica, sección 100, para determinar si la planta se encuentra en condiciones de asumir técnicamente una nueva estrategia de producción utilizando esta vez crudos Guafita y la mezcla *Iranian-Merey* con composiciones diferentes a las tratadas anteriormente y si es factible económicamente procesar estos crudos. Para llevar a cabo la investigación se recopila información tomada del proceso real usando la interface Exaquantum y resultados de laboratorio, así como las fichas técnicas de cada equipo del proceso para elaborar un modelo de simulación utilizando el simulador de procesos Petro-SIM. A partir de la comparación de los resultados de la simulación con los obtenidos del proceso real se valida el modelo con desviaciones menores que 10 %, ajustándose adecuadamente a las condiciones operacionales de la instalación. La realización de este proyecto investigativo permite conocer los flujos, composiciones y condiciones termodinámicas de los productos obtenidos de la refinación de los crudos simulados. Se calcula el margen de refino a partir de los datos de rendimiento de la simulación de cada crudo y se comparan obteniéndose que la variante más favorable desde el punto de vista económico es procesar el crudo Guafita.

SYNTHESIS

The present work shows the results of the simulation of the atmospheric distillation unit, section 100, to determine if the plant is technically able to take on a new strategy this time production using Guafita crude oil and Iranian-Merey mixture with different compositions to the discussed above and if economically feasible process these crude oil. To carry out research collects information taken from the actual process using the interface Exaquantum and laboratory results, as well as the technical specifications of each process equipment to develop a simulation model using the process simulator Petro-SIM. From the comparison of the simulation results obtained with the actual process model is validated with deviations of less than 10%, suitably adjusting the operating conditions of the installation. The completion of this research project allows us to know the flows, compositions and thermodynamic conditions of the products obtained from the refining of crude simulated. Margin is calculated from refining performance data from the simulation of each crude and compares the variant yielding more favorable from economic viewpoint is Guafita process crude.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1: Análisis bibliográfico.....	4
1.1 Composición y caracterización de crudos del petróleo.....	4
1.1.1 Propiedades que definen la calidad de un crudo.....	5
1.1.2 Especificaciones del crudo que se procesa en la Refinería Camilo Cienfuegos....	7
1.2 Generalidades del proceso de destilación atmosférica.....	7
1.2.1 Destilación atmosférica en el destilado de un crudo.....	10
1.2.2 Pruebas a realizar para la caracterización de los hidrocarburos.....	13
1.2.3 Especificaciones fundamentales que regulan la calidad de los productos combustibles.....	14
1.2.4 Parámetros termodinámicos que gobiernan la destilación atmosférica.....	17
1.3 Torres de destilación.....	17
1.3.1 Equipos principales de una torre de destilación.....	17
1.3.2 Columna de platos.....	19
1.3.2.1 Eficiencia de plato.....	19
1.3.2.2 Relación de reflujo.....	20
1.3.3 Columnas empacadas.....	20
1.3.3.1 Empaques.....	21
1.4 Dispositivos internos de una torre.....	21
1.4.1 Platos.....	21
1.4.2 Bajantes.....	23
1.4.3 Espaciamiento entre platos.....	24
1.4.4 Vertedero.....	25
1.5 Modelos de propiedades termodinámicas.....	25
1.5.1 Selección de los modelos de propiedades termodinámicos.....	27
1.6 Aspectos básicos sobre simulación.....	28
1.6.1 <i>Softwares</i> utilizados en la simulación de plantas de refinación de petróleo.....	30
1.7 Conclusiones Parciales.....	31
CAPÍTULO 2: Metodología de investigación.....	32

2.1	Descripción del caso de estudio.....	32
2.1.1	Descripción de las secciones de la torre T-102.....	36
2.2	Recopilación de datos.....	37
2.3	Pasos para obtener el modelo para la simulación de la sección de destilación atmosférica.....	37
2.4	Validación del modelo de simulación.....	49
2.4.1	Análisis de sensibilidad.....	50
2.5	Utilizar el modelo para la simulación del problema investigado.....	51
2.6	Evaluación técnico económica.....	51
2.6.1	Evaluación técnica.....	51
2.6.2	Determinación del margen de refino.....	52
CAPÍTULO 3: Análisis de los resultados.....		54
3.1	Diagrama de simulación de la sección de destilación atmosférica.....	54
3.2	Resultados de la validación del modelo.....	58
3.2.1	Resultados del análisis de sensibilidad.....	61
3.3	Análisis de los resultados de la simulación.....	65
3.3.1	Análisis comparativo de la mezcla <i>Iranian Light</i> – Merey y el crudo Guafita con la mezcla Mesa – Merey.....	65
3.3.2	Simulación de la planta de destilación atmosférica corriendo el crudo Guafita y la mezcla <i>Iranian Light</i> -Merey.....	65
3.3.3	Análisis técnico de los resultados de la simulación.....	70
3.3.4	Análisis económico de los resultados de la simulación.....	72
3.4	Conclusiones Parciales.....	74
CONCLUSIONES.....		75
RECOMENDACIONES.....		76
BIBLIOGRAFIA.....		77
ANEXOS.....		80

INTRODUCCIÓN.

El petróleo es la fuente de energía y productos de uso general más importante y valioso del mundo actual. Su uso desmedido ha provocado el agotamiento de gran número de yacimientos y la determinación del final de su disponibilidad en un futuro próximo por lo que la gestión eficiente en todas las etapas de refinación es una tarea ingenieril de alta responsabilidad.

La Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos", ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos, es la mayor unidad petrolífera en Cuba, fue una de las principales inversiones que se iniciaron en la década del 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética y se mantuvo fuera de operación hasta que recientemente, bajo los acuerdos alcanzados mediante la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) de integración latinoamericana, se decide la reactivación de la refinería y la industria petroquímica en el país prevista en dos fases: la primera poner en explotación algunas de las unidades existentes y una segunda fase encaminada a la profundización de la conversión y su rentabilidad económica. El 21 de Diciembre de 2007 se pone en marcha la Refinería "Camilo Cienfuegos" convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país.

En la refinería el esquema de refinación primario está constituido por una unidad de destilación atmosférica compuesta por cuatro torres: destilación atmosférica, desgasolinadora, despojadora y estabilizadora, una unidad de reformación catalítica, una planta MEROX de tratamiento a turbocombustible, una planta de GLP y una hidrofinadora de diesel.

En la etapa de expansión se pretende llevar a cabo el montaje de plantas de destilación profunda, craqueo e hidrocraqueo catalítico, reformación catalítica de lecho fluidizado, etc.

Desde su reinauguración en el año 2007 las instalaciones de la planta han venido procesando mezclas de crudos (Merey 16 y Mesa 30) provenientes de Venezuela. Como parte del desarrollo de la segunda fase de la reactivación de la industria petroquímica en el país se necesita alternativas de suministro de materias primas, con el fin de asegurar un abastecimiento abundante.

Pero es conocido que en todos los yacimientos no se encuentran crudos con las mismas propiedades por lo que ha surgido el siguiente:

Problema Científico:

Existe incertidumbre en la factibilidad técnico-económica al procesar la mezcla de crudos *Iranian-Merey* o crudo Guafita como materia prima en la unidad de destilación atmosférica instalada en la Refinería Camilo Cienfuegos.

Hipótesis: Es posible evaluar el impacto técnico-económico que provoca el cambio de la dieta de crudo en la unidad de destilación atmosférica en la Refinería Camilo Cienfuegos mediante modelación y simulación.

Objetivo General: Evaluar el impacto técnico-económico ante un cambio de la dieta de crudo en la operación de la unidad de destilación atmosférica, en la Refinería Camilo Cienfuegos.

Objetivos Específicos:

1. Realizar un análisis bibliográfico relacionado con los sistemas de destilación de crudos y simuladores de proceso.
2. Construir el modelo de simulación en Petro-SIM para la unidad de destilación atmosférica.
3. Validar el modelo de simulación de la unidad de destilación atmosférica.
4. Realizar el análisis de sensibilidad del modelo de simulación obtenido.
5. Estudiar el comportamiento de la unidad de destilación atmosférica mediante modelación y simulación a través del simulador Petro-SIM al procesar una mezcla de crudos *Iranian Light-Merey 16* o crudo Guafita.
6. Realizar un análisis técnico-económico al procesar la mezcla de crudos *Iranian-Merey* o crudo Guafita.

Breve descripción de la estructura del trabajo:

Capítulo 1 Análisis bibliográfico, donde se resume la composición y caracterización de los petróleos crudos, se especifican las características del crudo que se procesa actualmente en la refinería Camilo Cienfuegos, se hace una breve referencia al proceso de destilación atmosférica, así como los parámetros de proceso más importantes y el control de éstos. Se mencionan los *softwares* más utilizados en la simulación de plantas de refinación de petróleo y se describen los ensayos utilizados para recolectar datos en el desarrollo de la investigación.

Capítulo 2 Metodología de investigación, donde se describe el caso de estudio, se detalla la metodología a seguir para la recolección de los datos necesarios, construcción y validación del modelo de simulación. Seguidamente se definen los pasos de la simulación intuitiva e interactiva de una nueva variedad de crudos con características diferentes a la mezcla de crudos procesados actualmente.

Capítulo 3 Análisis de los resultados, donde se muestran los resultados obtenidos al validar el modelo y simular el caso de estudio. Se realiza un análisis de los mismos para llevar a cabo la evaluación técnico económica del impacto ante el cambio de la dieta de crudo.

ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO

En este capítulo se resume la composición y caracterización de los petróleos crudos, se especifican las características del crudo que se procesa actualmente en la refinería Camilo Cienfuegos, se hace una breve referencia al proceso de destilación atmosférica, así como los parámetros de proceso más importantes y el control de éstos. Se mencionan los *softwares* más utilizados en la simulación de plantas de refinación de petróleo y se describen los ensayos utilizados para recolectar datos en el desarrollo de la investigación.

1.1. Composición y caracterización de crudos del petróleo.

Debido al origen tan diverso del petróleo, ya sea por organismos de los procesos naturales inicialmente existentes como por las condiciones del proceso de transformación, los crudos de petróleo presentan una enorme variedad.

Desde el punto de vista químico, se encuentran diferencias de éstos en cuanto a composición hidrocarbonada, propiedades físicas y presencia de impurezas y heteroátomos. Los principales elementos químicos de los crudos son los siguientes:

Carbono: 84-87 % peso.

Hidrógeno: 11-14 % peso.

Azufre: 0-5 % peso.

Nitrógeno: 0-02 % peso.

Los petróleos crudos también pueden clasificarse en función del tipo de cadenas orgánicas hidrocarbonadas predominantes, que serían: parafinas (alcanos C_nH_{2n+2}), naftenos (cicloalcanos C_nH_{2n}) y aromáticos C_nH_n . Así mismo, el peso molecular medio de las cadenas que componen los crudos es sumamente variable, desde las más simples (parafinas ligeras) hasta las más complejas (compuestos aromáticos polinucleares), sumamente difíciles de procesar. (Muñecas, 2005).

La proporción de hidrocarburos ligeros a pesados tiene un impacto muy importante en el precio del crudo, ya que guarda relación directa con el costo de tratamiento y el rendimiento de los productos finales de gasolinas, gasóleos, etc. que se obtienen en la refinería.

En varios lugares del mundo son reconocidos diferentes crudos de referencia: en Europa es el Brent del Mar del Norte, mientras que en Estados Unidos es el West-Texas. Los crudos más pesados son: *Iranian heavy*, Maya, Marlim etc. Los que tienen un precio de mercado inferior.

1.1.1 Propiedades que definen la calidad de un crudo.

Una serie mínima de propiedades permiten un conocimiento básico, primario, de la calidad de un crudo, se trata de su densidad, contenido en azufre y curva TBP. El conocimiento de estas propiedades permite una diferenciación entre los crudos en términos de ligero o pesado según el valor de API, rendimientos en destilación mediante su curva TBP y el contenido en azufre que permite una primera valoración de sus dificultades de procesamiento. (Lluch Urpí, 2008).

La densidad de un crudo es un indicador de su composición hidrocarbonada. En general se mide en grados API definidos por la fórmula:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{Sp.Gr\ 60/60^{\circ}F} - 131,5 \quad (1.1)$$

La densidad en °API se define a partir de la densidad relativa, peso específico 60/60°F que se refiere al cociente entre la densidad del crudo a 60°F (15.5 °C) y la del agua también a esa temperatura. Físicamente, la densidad °API da una idea de la composición más o menos ligera de un crudo, que será más ligero cuanto mayor es su °API, con mayor proporción de destilados ligeros y por lo tanto más favorable para la obtención de productos destilados de mayor valor añadido como gasolinas y gasóleos mediante un esquema de refino simple, mientras que un crudo con menor °API, más pesado, necesitará de un esquema de refino más complejo que incluya procesos de conversión para obtener los mismos destilados. Los crudos ligeros están en el rango de 43 a 30 °API, y los pesados de 23-10 °API. La determinación de la densidad se realiza mediante el ensayo normalizado ASTM-D1298 o ensayo equivalente en otras normas nacionales o internacionales.

El contenido en azufre de un crudo es otro factor importante, ya que se trasladará casi en su totalidad a los productos de refino, que están sometidos a fuertes restricciones de calidad respecto a su contenido. Será necesario eliminarlo de forma adecuada mediante una serie de procesos industriales que encarecen la operación, por esta razón, los crudos de bajo

azufre necesitarán unos procesos más suaves y normalmente su valoración en el mercado será superior al de alto azufre.

El azufre puede presentarse como ácido sulfhídrico y mercaptanos en fracciones más ligeras, como sulfuros cíclicos y tiofenos en las fracciones intermedias y como moléculas aún más complejas en las fracciones pesadas. Una terminología que a veces se presta a confusión, clasifica a los crudos en dulces y agrios en función de su contenido en azufre, inferior al 0.5 % para los primeros y superior al 2 % para los segundos. El resto serían intermedios. En cualquier caso, los compuestos de azufre, además de tóxicos y corrosivos, provocan el envenenamiento de los catalizadores del refino, por lo que se eliminan en reactores de HDS (hidrodesulfuración). (Muñecas, 2005).

Los rendimientos de las diferentes fracciones que se pueden obtener del crudo son muy importantes, y estos rendimientos vienen dados por la curva de destilación, que se puede obtener experimentalmente en el laboratorio siguiendo normas estándar ASTM.

El mejor método es la medida de lo que se conoce como curva TBP (Punto Verdadero de Ebullición) según el método ASTM D-2892-03 , que emplea una columna de fraccionamiento de 14 a 18 platos teóricos, con una relación de reflujo de cinco : uno y que permite la destilación de productos hasta una temperatura final equivalente de 400 °C. La temperatura final equivalente se utiliza para referir los datos obtenidos a presiones por debajo de la ambiente a la destilación a 760 mm Hg.

Una gran ventaja de disponer del dato de destilación TBP es que permite segregar cortes de productos y obtener cantidad suficiente de cada uno de ellos (0.2-0.5 litros) como para caracterizar sus propiedades. Otra ventaja de este tipo de destilación es que pueden obtenerse fracciones con intervalo de ebullición muy estrecho, determinar sus respectivos rendimientos, caracterizarlas por separado (determinado, por ejemplo azufre en cada corte) luego proceder a recombinarlas y determinar las propiedades de la mezcla. Esto permite una gran flexibilidad y margen de maniobra que no es posible de hacer en la unidad industrial, pero que es de suma utilidad para la optimización de la operación.

Otra forma rápida de clasificar un crudo se basa en el cálculo del factor de Kuop o factor de caracterización de Watson, definido como:

$$Kuop = \frac{\sqrt[3]{TBP_m}}{SpGr_{60/60} F} \quad (1.2)$$

Donde TBP_m es la temperatura media de ebullición del crudo en ° Rankine, y el peso específico se obtiene a 60/60 °F al igual que para los °API. Los valores de Kuop de los crudos oscilan entre los 12-13 para crudos parafínicos, 10.5-11.5 para los nafténicos y menor que 10.5 los aromáticos. (Dawe, 2000).

Otra serie de parámetros que son fundamentales en el crudo por ejemplo para su transportación, almacenamiento y trasiego son: la viscosidad, el punto de congelación o vertido, el punto de inflamación. En función de las condiciones de procesamiento son importantes tener en cuenta: el contenido de sales, el contenido de agua, sedimentos y metales así como la acidez y corrosión.

1.1.2. Especificaciones del crudo que se procesa en la Refinería Camilo Cienfuegos.

Normalmente los crudos se utilizan puros, la optimización de la producción o la propia logística exige su mezcla previa antes de su procesamiento. De un estudio de factibilidad económico se obtuvo que 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 (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.

Puesto que el petróleo crudo es una mezcla de hidrocarburos, sus componentes tienen diferentes puntos de ebullición (es decir, diferentes presiones de vapor), la destilación es el proceso más adecuado para proceder a su separación, agrupándose los productos obtenidos en una serie de corrientes o cortes, por intervalos de punto de ebullición. El tipo exacto de procesamiento ya depende de cada refinería y de su esquema de refino. En general, puede afirmarse que en las refinerías el procesamiento directo del crudo conlleva a tres etapas: pre tratamiento, destilación atmosférica y destilación al vacío. (Gary, Handwerk, 1994)

1.2. Generalidades del proceso de destilación atmosférica.

La destilación es un proceso físico de transferencia de materia y energía entre una fase líquido y una fase de vapor. Los componentes más ligeros (mayor presión de vapor) se concentran en la fase vapor y los más pesados (menor presión de vapor) se concentran en

la fase líquida, hasta que se alcanza un equilibrio termodinámico, que únicamente es función de la temperatura y de la presión del sistema.

Para alcanzar este equilibrio, las columnas de destilación a escala industrial disponen de una serie de bandejas o platos diseñados para alcanzar rápidamente este 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. A su vez, como el plato inferior está más caliente, se produce un flujo de vapor ascendente hacia el plato superior que tiene que difundir a través de la capa de líquido, estableciéndose finalmente un equilibrio dinámico. En general, un proceso de destilación se trabaja a presión fija en el tope de la torre (sea atmosférica o a vacío), existiendo un gradiente de temperaturas y presión a lo largo de la altura de la columna. (Muñecas, 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.

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*.

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 del 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.

1.2.1. Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.

La destilación constituye la primera etapa del refinado 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” en los que se recogen los líquidos condensados. La temperatura de la columna es alta en el fondo y más fría en cabeza de forma que cada plato tiene una temperatura inferior a la del situado inmediatamente debajo. La destilación se realiza a una presión ligeramente superior a la atmosférica. El calor necesario para la destilación lo proporciona un horno al que 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.

Debido a la presencia de sales inorgánicas (cloruro sódico, magnésico y otras, que producirían corrosión en el sistema), el crudo debe ser desalado antes de su procesamiento, porque tal como se encuentra en el tanque todavía contiene una serie de impurezas que podrían dañar seriamente al equipamiento utilizado, así como a la propia calidad de los

productos obtenidos. Este desalado se consigue por mezcla con agua para disolver las sales. (Cortazar, Triana, Carro, 2000).

La mezcla se calienta a una temperatura entre 120 y 150 °C de forma que no se sobrepase su punto de vaporización a la presión de trabajo. Se produce una separación entre las fases orgánica e inorgánica, en la que se encuentran disueltas las sales, con la ayuda de unos aditivos específicos y posteriormente la fase acuosa se decanta mediante la acción de un campo electrostático. Toda esta operación se realiza en un equipo denominado desalador. (Lluch, 2008).

Después del desalador, se pueden presentar varias configuraciones, según exista o no una columna pre flash antes del horno de crudo. En el primer caso, el crudo se calienta intercambiando calor con las extracciones calientes que salen de la propia columna de destilación hasta unos 170 – 200 °C y se introduce en un vaporizador o pre flash que trabaja entre dos y cinco atmósferas. Producida la vaporización, los ligeros se introducen directamente a la columna de fraccionamiento y el líquido se alimenta al horno. Con esta operación se reduce el caudal de líquido al horno con el consiguiente ahorro energético y de dimensionamiento del mismo. En el caso de no existir la columna de pre flash, la totalidad del crudo se alimenta al horno, en el que el crudo incrementa su temperatura hasta unos 330 – 370 °C. El crudo caliente se introduce en la parte inferior de la torre atmosférica en la denominada “zona flash”, a 350 °C y a aproximadamente una atmósfera en la que parte de las fracciones del crudo vaporizan ascendiendo los vapores por la columna a través de los platos perforados situados en su interior, a medida que ascienden se van enfriando hasta que en función de su volatilidad condensan en el plato correspondiente. A medida que el plato rebosa, el líquido va descendiendo plato a plato intercambiando calor con los vapores ascendentes. Las fracciones más pesadas condensan en los platos inferiores y las más ligeras en los de la parte alta de la columna. A diferentes alturas de la columna unos platos especiales permiten la extracción lateral, fuera de la columna, del líquido.

En la parte superior de la columna, los vapores la abandonan y condensan mediante aerorefrigerantes o con agua de refrigeración. El líquido de cabeza se recoge en un acumulador, en este se producen unos incondensables, es el gas ácido formado por metano, etano y sulfhídrico que se envía al sistema de *fuel* gas y el líquido se envía, parte como reciclo de cabeza y parte a la columna estabilizadora para separar el gas licuado del petróleo (propano y butano) de la nafta. El reciclo de cabeza de la torre sirve para proveer

el reflujo necesario para la condensación de las fracciones ligeras ascendentes. (Ramos, 1997).

Para que el fraccionamiento funcione correctamente es necesario un flujo de líquido frío descendente. En la parte superior de la columna este líquido es el reciclo del acumulador de cabeza. A lo largo de la columna el reflujo se obtiene con el reciclo de las extracciones laterales, después de que éstas hayan perdido parte de su calor latente en el intercambio con la alimentación. El reflujo frío se introduce en la columna en un punto superior al de su extracción de forma que siempre entre en contacto con los vapores calientes. El número de reflujos depende de las extracciones laterales, normalmente entre tres y cuatro.

En la columna estabilizadora se produce la separación del gas licuado del petróleo, mezcla de propano y butano, de la nafta. Esta última se redestila en una fraccionadora adecuada en la que se obtienen dos productos: la nafta ligera por la cabeza y la nafta pesada por el fondo.

La nafta ligera tiene un punto inicial de destilación equivalente al de los pentanos y un punto final entre los 60 a 90 °C, dependiendo de las necesidades en la formulación de gasolinas comerciales. La nafta pesada tiene como punto inicial el de final de la nafta ligera y como punto final entre 140 y 180 °C. El corte de nafta pesada es función de las necesidades de gasolinas y las de keroseno de aviación.

La fracción más ligera de las extracciones laterales es la primera extracción o keroseno con un intervalo de destilación aproximado entre 160 – 260 °C. Puesto que el fraccionamiento no es ideal, después de abandonar la columna la corriente se somete a una torre despojadora lateral para eliminar los restos de hidrocarburos más ligeros. El despojado puede ser con arrastre de vapor de agua o bien mediante calentamiento con un rehervidor. Los vapores de hidrocarburo se reciclan a la columna de fraccionamiento mientras que el líquido constituye en parte la extracción neta de la columna y parte el reciclo frío. (Varadi., y France, 1999).

La segunda y tercera extracción atmosférica la constituyen el diesel y el *gasoil* atmosférico con un intervalo de destilación global entre los 240 – 360 °C. Al igual que el caso de la primera extracción, una torre despojadora permite la eliminación de ligeros y ajuste del punto de inflamación de las extracciones. La segunda extracción suele tener un punto final del orden de los 300°C, mientras que el punto final de la tercera extracción viene limitada por las propiedades de destilación y de frío para cada crudo, el punto de niebla y el *POFF*,

suelen ser de las más críticas en la formulación de gasóleos comerciales y normalmente son limitantes en el punto final de la tercera extracción ya que el valor de estas propiedades aumenta a medida que aumenta el punto final de destilación. (Delgado, Arrabal, y Aguirre, 2005).

Las columnas de destilación de crudo suelen disponer también de una cuarta extracción, con un intervalo de destilación muy corto, entre cinco y diez °C, entre 360 – 370 °C y con un rendimiento sobre crudo del orden del 2 % volumen, dependiendo de la temperatura de corte y el crudo cuya finalidad es asegurar un valor adecuado de las características de frío de la tercera extracción.

Por el fondo de la columna, se obtiene el residuo no destilado por encima de los 370 °C, parte del mismo constituye la producción neta y parte se recicla al fondo de la columna que posee unos platos especiales que mediante la inyección de vapor por el fondo (uno a tres %) mejoran el fraccionamiento de esta zona vaporizando los ligeros. Su destino es la formulación de *fuel oil* o como alimentación a las unidades de destilación a vacío para la obtención de destilados a procesar en unidades de conversión. Desde el punto de vista de la formulación del *fuel oil*.

1.2.2. Pruebas a realizar para la caracterización de los hidrocarburos.

Dependiendo del tipo de hidrocarburo que se va a caracterizar, se pueden realizar diferentes pruebas, la mayoría de éstas basadas en el principio de la destilación; entre las más usadas se encuentran:

- **Destilación TBP, ASTM D–2892**

Durante esta prueba se realiza un buen fraccionamiento que conduce a temperaturas de ebullición exactas. Por esta razón, la destilación se conoce como destilación de punto de ebullición verdadero (TBP). Esta destilación discontinua utiliza una columna de quince etapas teóricas con una relación de reflujo de cinco a uno. La destilación TBP puede ser usada para crudos y para cualquier mezcla de petróleo excepto para LPG, naftas muy livianas y fracciones con puntos de ebullición mayores de 400°C (725°F). (PDVSA,1991).

- **Destilación ASTM D–86**

Es una técnica que se le aplica a las gasolinas naturales, naftas y otras fracciones provenientes de la destilación atmosférica; se utiliza para determinar la volatilidad de un

producto y la tendencia a producir vapores altamente explosivos. Es una destilación atmosférica sin reflujo y puede ser usada hasta 250°C. (PDVSA, 1991).

- **Destilación ASTM D-1160**

Permite prolongar la curva de destilación ASTM D-86 mediante la operación a 380°C de temperatura de líquido y presiones reducidas (entre 50 mmHg y 1 mmHg).

Este método permite determinar, a presión reducida, los rangos de temperatura de ebullición de productos de petróleo que pueden estar parcial o completamente vaporizados. (PDVSA, 1991).

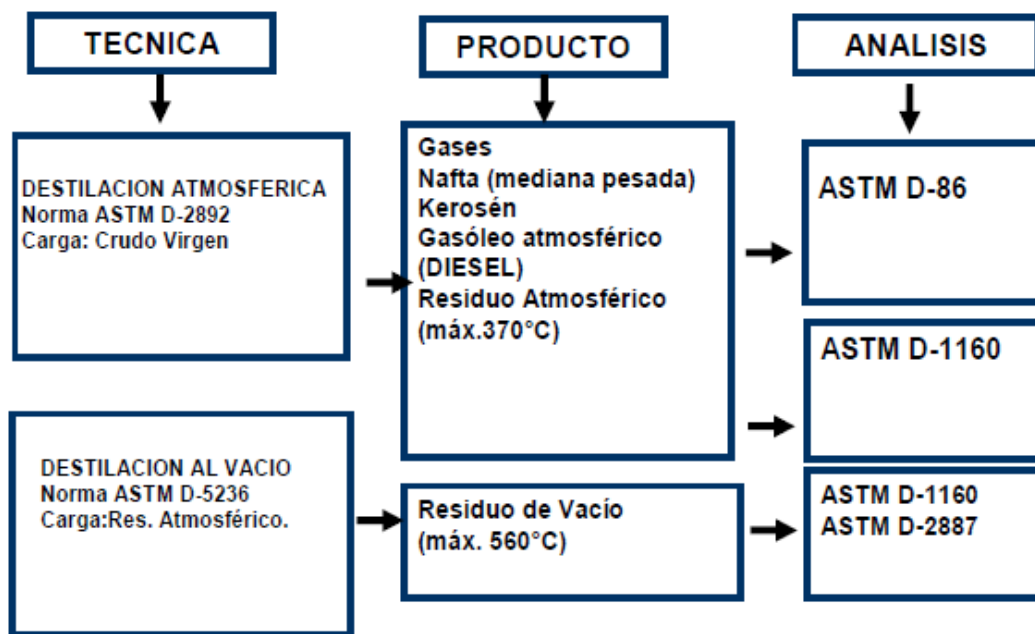


Figura 1.1. Esquema de las pruebas a realizar a los productos de destilación del petróleo. (Wikipedia Foundation Inc, 2003)

1.2.3. Especificaciones fundamentales que regulan la calidad de los productos combustibles.

Existen requerimientos de calidad que caracteriza cada producto combustible mediante análisis de certificación donde se verifican todos los parámetros regulados por las normas establecidas. Según Lluch, 2008 dentro de las especificaciones de calidad fundamentales se encuentran:

Azufre

Se ha descrito anteriormente, únicamente matizar que la distribución de azufre en un crudo es creciente a medida que aumenta el intervalo de destilación.

A medida que aumenta el intervalo de destilación aumenta también la complejidad de las moléculas que contienen estos átomos de azufre, consecuentemente los procesos de eliminación del azufre deberán ser también más severos. El azufre es un producto indeseado en los combustibles y en exceso actúa adversamente en la formación de carbón en la cámara de combustión. La presencia de altas cantidades de óxidos de azufre de los gases es causa de posible corrosión. Existen diferentes métodos de análisis según el tipo de muestra a analizar y el contenido de azufre de la misma. La Norma ASTM D 2622 “*Test Method for Sulphur in Petroleum Products by X-ray Spectrometry*” permite la medición de azufre en un amplio intervalo de valores.

Viscosidad

Ya se ha hablado anteriormente de ella. En las fracciones de petróleo se trabaja normalmente con viscosidades cinemáticas, medidas mediante viscosímetro. La viscosidad es función de la temperatura, de tal forma que a mayor temperatura menor viscosidad. La viscosidad crece también con la temperatura media de ebullición del producto.

Existen correlaciones y ábacos que permiten calcular la viscosidad de una fracción o producto a una temperatura determinada a partir de la viscosidad medida a dos temperaturas diferentes. Generalmente las viscosidades en los análisis de crudos se miden a 40 o 50 y 100°C o a 100 y 210 °C, según la viscosidad del producto.

En los productos de refino se trabaja con viscosidades medidas en cSt, en productos terminados, lubricantes, etc.

La Norma ASTM D 445 *Test Method for Kinematic Viscosity for Transparent and Opaque Liquids* permite la medición de esta característica.

Punto de congelación

Es la menor temperatura a la cual un fluido se mueve. Por debajo de ella en el producto precipitarán por congelación los hidrocarburos parafínicos que lo contienen e impedirán el movimiento del fluido.

La Norma ASTM D 97 “*Test Method for Pour Point of Petroleum Products*” permite la medición de esta característica.

Índice de Cetano

Para los Gasóleos de automoción el Número de Cetano, mide la facilidad de autoignición de un gasoil o componente del mismo. Su valor está directamente relacionado con el tipo de hidrocarburo, así los crudos de tipo parafínico tendrán un mayor cetano en su destilados medios que los de tipo nafténico.

El Número de Cetano debe medirse experimentalmente en un motor apropiado, existe una correlación que en función de la curva de destilación ASTM D86 y la Densidad del producto permiten calcular el denominado Índice de Cetano, que coincide con bastante aproximación con el Número de Cetano “natural”, es decir el obtenido sin el concurso de aditivos.

Existen dos tipos de correlaciones, la de dos variables, recogida en la Norma ASTM D 976 *“Test Method for Calculated Cetane Index of Distillate Fuels”* y de cuatro variables de la Norma ASTM D 4737 *“Test Method for Calculated Cetane Index by four variable Equation”*.

Punto de Inflamación

El punto de inflamación de un líquido combustible es la temperatura a la cual debe calentarse para producir una mezcla inflamable del vapor procedente del líquido calentado y aire, situada en la superficie y expuesta a una llama abierta. El punto de inflamación será menor cuanto mayor contenido en hidrocarburos gaseosos y volátiles contenga.

La determinación del Punto de Inflamación se realiza mediante el ensayo normalizado ASTM-D93 *“Test Flash Point by Pensky-Martens Closed Tester”*, o ensayo equivalente en otras normas nacionales o internacionales.

Punto de humo

Permite determinar la limpieza de combustión, en cuanto a la producción de humo, y se relaciona con la composición del combustible, en cuanto al tipo de hidrocarburo. Una cantidad alta de compuestos aromáticos produce un mayor punto de humo.

1.2.4. Parámetros termodinámicos que gobiernan 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 líquido-vapor, generalmente se trabaja a la menor presión posible, y por ende no se varía frecuentemente.

Temperatura de cabeza. 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 final de ebullición para cada una de las corrientes de extracción.

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 en la columna fraccionadora principal como en los strippers de los cortes laterales.

1.3. Torres de destilación.

1.3.1. Equipos principales de una torre de destilación.

- **Rehervidor**

Equipo cuyo propósito principal es la vaporización parcial o total de los líquidos que están en el fondo de la torre produciendo vapores que fluyen desde el fondo hacia el tope de la torre como reflujo. (Kister, 1990).

- **Pre calentador de la alimentación**

El propósito de este equipo es incrementar el flujo de vapor en la sección de la torre localizada por encima de la alimentación. El vapor en la torre puede ser producido en el rehervidor o en el pre calentador. El vapor generado por el rehervidor pasa por todos los platos de la torre, pero el vapor producido en el pre calentador solamente pasa por encima

del plato de alimentación. Para efectos de la separación el vapor del rehervidor es más efectivo, pero puede ser más económico suplir calor al precalentador que al rehervidor. La relación líquido/vapor en la alimentación frecuentemente es similar a la relación tope/producto de fondo. (Kister, 1990).

- **Condensador**

Este equipo o sistema, condensa total o parcialmente los vapores del tope de la torre. (Kister, 1990).

- **Tambor de reflujo**

El propósito del tambor de reflujo es proporcionar un flujo estable de reflujo y producto de tope. El tambor debe ser lo suficientemente grande como para absorber variaciones pequeñas en el flujo de condensación. También ayuda en la separación del vapor y del líquido y en algunos casos es usado para separar dos fases líquidas inmiscibles (normalmente agua líquida e hidrocarburos). (Kister, 1990).

En la figura 2.2 se aprecia la separación de las tres fases. En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel de líquido-líquido en la bota decantadora. Debe recordarse que el control de nivel líquido-líquido es más difícil y, a veces, menos confiable que el gas-líquido. El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador y el volumen de operación para el líquido pesado, lo contiene la bota decantadora. (Mago, 2004).

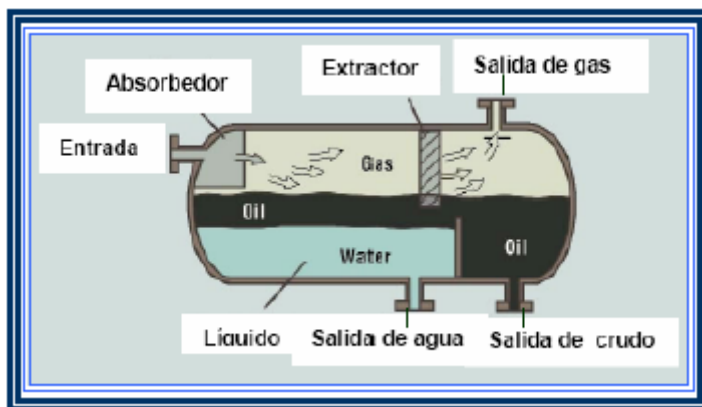


Figura 1.2. Separador trifásico (Mc.Cabe, Smith, Harriott, 1991).

1.3.2. Columna de platos.

Son columnas de contacto muy eficaces, que permiten establecer en contracorriente el flujo de fluidos líquido y vapor; una construcción típica de este género es una cámara, dentro de la cual se han montado un cierto número de placas circulares (platos) separadas por un determinado espaciamiento, tal como se observa en la figura 1.3.a (Brown , 1965).

Estos platos retienen cierta cantidad de líquido en su superficie, a través de la cual se hace burbujear el vapor que asciende desde el fondo, lográndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido y por lo tanto una buena transferencia de materia entre las fases. (Kister, 1990).

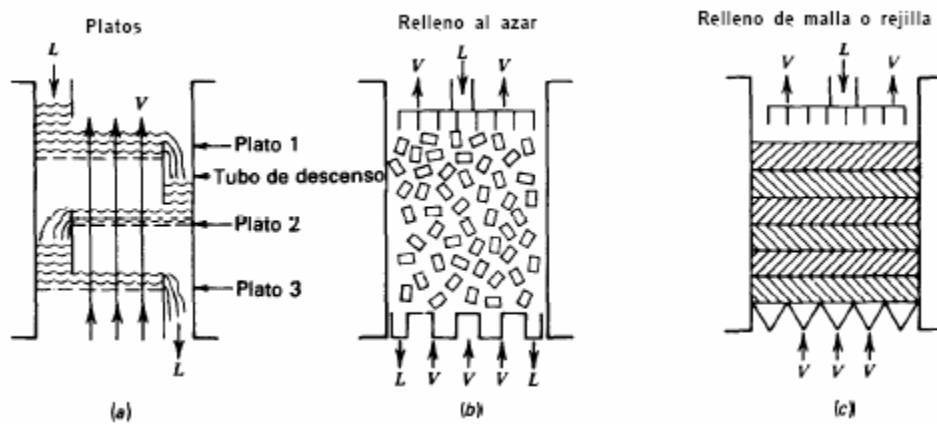


Figura 1.3. Dispositivos comerciales para transferencia de materia. a) Platos b) empaques al azar c) Empaques fijos (Brown, 1965).

1.3.2.1. Eficiencia de plato.

Las simulaciones de procesos son expresadas generalmente en términos de equilibrio o etapas teóricas, donde, el número real de platos requerido para una separación dada se calcula usando la eficiencia de los mismos, la cual no es más que la relación entre el número de etapas teóricas entre el numero de etapas reales. (Brown, 1965).

Se puede expresar como:

$$E_o = \frac{N_{ET}}{N_{ER}} \quad (1.2)$$

Donde:

E_o : Eficiencia total de la torre

N_{ET} : Número de etapas teóricas

N_{ER} : Número de etapas reales

Esta eficiencia es una medida de la efectividad del contacto líquido–vapor en el plato. Expresa la separación que se tiene realmente en comparación con la separación que se obtendría teóricamente en estado de equilibrio. Toma en cuenta la no idealidad del plato. El número de platos ideales (teóricos), es igual al número de platos no ideales (reales) multiplicado por la eficiencia del plato. (PDVSA, 1991).

Los platos de destilación operan entre 10 y 90 % de eficiencia. El trabajo del ingeniero de procesos es hacer que operen a la máxima eficiencia posible.

La baja eficiencia es causada por uno de estos dos factores: inundación o goteo. (Lieberman, 1997).

1.3.2.2. Relación de reflujo.

En una torre destiladora, el producto puede ser líquido, vapor o una mezcla, sin embargo el reflujo debe ser líquido. La relación entre el reflujo y el destilado separado es la que se conoce como relación de reflujo y tiene un efecto directo sobre el costo de la torre, el número de platos y su diámetro.

La relación de reflujo varía en cada caso y se basa en problemas económicos. Al aumentar la relación de reflujo, disminuye el número de etapas teóricas necesarias pero aumentan las exigencias de flujo interno, diámetro del equipo y consumo energético.

1.3.3. Columnas empacadas.

Una columna empacada común consiste en un envolvente cilíndrico que contiene un plato, el soporte para el material de empaque, un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación eficaz del empaque. Las columnas empacadas deben tener una buena distribución inicial del líquido a través de la sección transversal de la columna y una redistribución del líquido a diferentes intervalos de altura, que disminuyen al incrementarse el diámetro de la columna. Los empaques pueden estar ubicados al azar (Figura 2.3b) donde simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que semejan caer en forma aleatoria, y también pueden ser fijos (Figura 2.3c), los cuales se introducen de forma ordenada dentro de la torre. (Kister, 1990).

1.3.3.1. Empaques.

Son dispositivos que proporcionan un área de contacto más grande que los platos, se caracterizan por ser inertes a las corrientes de operación, son mecánicamente resistentes y tienen un relativo bajo costo. (Treybal, 1991).

Pueden ser colocados al azar, sin ningún orden, solo se arrojan dentro de la torre; o pueden ser estructurados, que son muy organizados y generan menos caída de presión. (Kister, 1990).

1.4. Dispositivos internos de una torre.

1.4.1. Platos.

Son dispositivos de superficie plana que facilitan el contacto entre los flujos de líquido y vapor dentro de torre, para lograr buena transferencia de calor y masa. Los tres tipos básicos de platos que existen, son los de válvula, los perforados y los tipos campana de burbujeo. (PDVSA, 1991).

Platos de válvulas

Son placas perforadas, donde cada perforación está equipada con un disco móvil, el cual se adapta al flujo de vapor, es decir, a flujos muy bajos el disco se acercará más a la perforación con el fin de prevenir que el líquido escurra por la misma. Proporcionan una caída de presión constante en amplios rangos de operación. En muchos casos, los platos con válvulas son utilizados para reemplazar los platos de campanas de burbujeo, por su mejor capacidad de eficiencia. (Brown, 1965).

Platos de campana de burbujeo

Son dispositivos similares a una campana o taza, las cuales son instaladas sobre el plato de forma invertida. Estas copas tienen perforaciones o espacios laterales de modo que exista espacio suficiente para permitir el paso del vapor proveniente del plato inmediato inferior. Su finalidad es hacer condensar cierto porcentaje de hidrocarburos, los más pesados, y por consiguiente llenando el espacio comprendido entre las copas y el plato que lo sostiene, empezando de esta manera a "inundar" el plato. La parte incondensable, el hidrocarburo volátil, escapará de esa copa por los espacios libres o perforaciones con dirección hacia el plato inmediato superior, en el que volverá a atravesarlo para entrar nuevamente en las copas instaladas en dicho plato, de manera que el proceso se repita cada vez que los vapores incondensables atraviesen un plato. Al final, en el último plato superior, se

obtendrá un hidrocarburo "relativamente" más ligero que los demás que fueron retenidos en las etapas anteriores, y que regularmente han sido extraídos mediante corrientes laterales. (Brown, 1965).

Platos perforados

Consisten en bandejas con pequeños orificios practicados en ellas, de dimensiones convenientes, (alrededor de 3/16 pulgadas de diámetro) y distribuidos en puntos equidistantes, diseñados para permitir el paso del vapor ascendente y ponerlo en íntimo contacto con una corriente de líquido descendente impidiendo que el mismo pueda escurrir por las perforaciones, aunque esto puede presentarse cuando el flujo de vapor disminuye considerablemente dentro de la torre. Entre los factores más importantes a considerar se tienen:

Diámetro de las perforaciones

Los diámetros de las perforaciones en platos industriales se encuentran entre 1/16 y 1 pulgada, este valor depende de:

La naturaleza del servicio

Perforaciones muy pequeñas no son aptas para servicios con alto riesgo de ensuciamiento o corrosión, porque bloquean el paso de los fluidos, generando una caída de presión muy alta e inundación prematura, aparte, los procesos de ensuciamiento y corrosión se presentan de modo no uniforme, afectando el contacto entre los flujos de líquido y vapor, y por ende la eficiencia de los platos. (Kister, 1990).

Hidráulica

Pequeñas perforaciones mejoran la capacidad del plato, pero esta mejora es relativamente pequeña, también reducen apreciablemente el arrastre en régimen de *spray* y a baja carga de líquido, pero esta mejora disminuye ante medianas o bajas cargas de líquido (mayor a 3 gpm/in) durante el régimen de espuma. (Kister, 1990).

Transferencia de masa

A menor tamaño de las perforaciones, resulta un mejor contacto entre líquido y vapor, y por consiguiente una mayor eficiencia.

Costos

Los platos con perforaciones grandes son más económicos porque requieren menor cantidad de huecos; aquellos agujeros con diámetros menores a 3/16 in, pueden requerir el uso de un taladro, lo cual suele ser más costoso que el uso de una perforadora. Como regla general, los platos de acero al carbón o aleaciones de cobre pueden ser perforados cuando el diámetro de la perforación es igual o mayor que el espesor del plato, para acero inoxidable, el diámetro de la perforación debe ser de 1,5 a 2 veces el espesor del plato. (Kister, 1990)

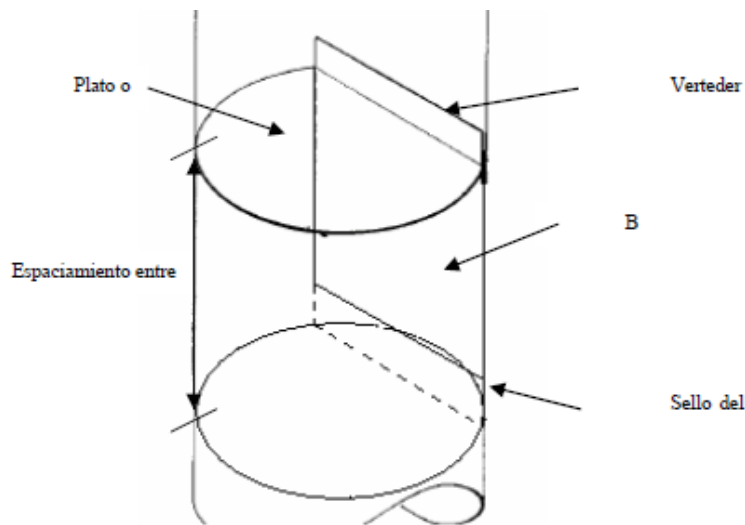


Figura 1.4. Características internas de una torre con platos (Kister H.1990)

1.4.2. Bajantes.

El paso del líquido del tope al fondo en una torre con platos ocurre básicamente a través de los bajantes, el líquido debe pasar de un plato a otro de alguna forma, esto depende del tipo de torre y de plato, una de las formas más utilizadas es a través de los bajantes, los cuales pueden ser en forma de diques o conductos de un plato a otro, o bien un simple corte en el plato, por donde baja el líquido. Entre las condiciones más importantes que deben cumplir está el hecho de no producir demasiada turbulencia en el plato inferior, así como no permitir que el gas suba por ellos (pues esto minimizaría el contacto en los platos). En la mayoría de los diseños de platos se utilizan bajantes tipo cordal; estos a su vez pueden ser rectos o inclinados, que se usan para ampliar el área de burbujeo en los platos. Cuando el uso de ese tipo de bajantes resulte en tener un área excesiva de bajante, se pueden usar bajantes de arco modificado. (Kister, 1990)

Número de pasos por plato

Dependiendo de los flujos y del diámetro de la torre, el flujo de líquido puede ser de uno, dos y hasta 4 pasos, como se observa en la figura 1.5. Una regla común para establecer el número de pasos para el desplazamiento del líquido de un plato a otro es la de restringir el mismo a un máximo de aproximadamente 8 gpm/in de longitud del vertedero. Usualmente las torres con 5 pies de diámetro o menos presentan un solo paso; debido a que la eficiencia disminuye considerablemente a medida que se aumenta el número de pasos, existen algunas situaciones donde se especifica un máximo de dos pasos por plato, en cuyo caso el flujo llegaría a un máximo de 20 gpm/in.

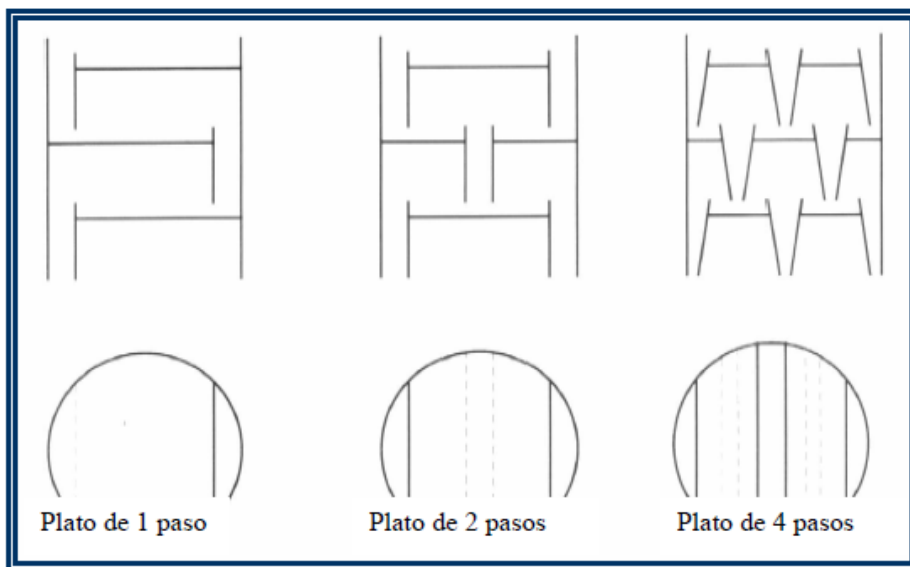


Figura 1.5. Tipos de bajantes convencionales (PDVSA.1991)

1.4.3. Espaciamiento entre platos.

Generalmente el espaciamiento entre platos se elige con base en la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo; posteriormente se verifica para evitar cualquier inundación y arrastre excesivo del líquido en el gas. (Kister, 1990)

A medida que se agranda el espaciamiento, la torre requerirá una mayor altura, pero esto a su vez permite un menor diámetro de la misma.

El espaciamiento en columnas industriales está entre 8 y 36 pulgadas, donde un valor de 24 pulgadas es el más común para torres con 4 pies de diámetro o más, aunque algunos diseñadores recomiendan un rango entre 24 y 36 pulgadas y un espaciamiento de 18 pulgadas es recomendado para columnas de 2,5 a 4 pies de diámetro. Finalmente, un espaciamiento menor a 18 pulgadas hace difícil el acceso para mantenimiento a la torre,

por lo cual generalmente estos valores no son recomendados, aunque en algunos casos se usa. (Kister, 1990)

1.4.4. Vertedero.

Están diseñados para mantener un nivel de líquido deseado en el plato, esto es, el líquido entra al bajante fluyendo por encima del vertedero, y la altura de éste controla directamente el nivel de líquido y su duración en el plato, este nivel de líquido debe ser suficientemente alto para proveer un buen contacto entre las fases y así incrementar la eficiencia. Por otro lado, a mayor altura del líquido en el plato, mayor será la caída de presión, flujo de arrastre y tendencia al goteo. Para la mayoría de los casos, una altura de derramadero entre 2 y 4 pulgadas dará buenos resultados.

1.5. Modelos de propiedades termodinámicas.

Para evaluar o diseñar cualquier operación de transferencia de masa y de calor es de gran importancia la selección de los modelos termodinámicos que representan al sistema pues permite el cálculo y evaluación de las propiedades, lo cual está estrechamente vinculado al comportamiento de las sustancias en el sistema analizado (Feliu, 2006). Estos sistemas termodinámicos se clasifican generalmente en ideales, aproximadamente ideales o semi-ideales y no ideales.

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

Para un sistema ideal la presión total se calcula como la suma de las presiones parciales mediante la Ley de *Raoult*. Los sistemas no ideales se apartan fuertemente en su comportamiento del que describen los modelos ideales simples y solo se pueden describir mediante métodos de estimación de propiedades termodinámicas que toman en cuenta las interacciones entre partículas, como son los efectos asociativos, el momento dipolar y otros que limitan la libertad de acción de las moléculas o condicionan en determinadas direcciones dicha libertad. Muchos sistemas no ideales se comportan de tal modo como consecuencia de su estructura química. La presencia de grupos fuertemente polares en sus moléculas, el gran tamaño de las mismas, su geometría y la posibilidad de ionizarse o asociarse entre sí hacen que muchos sistemas tengan un comportamiento no ideal en

cualquier condición física, es decir, para cualquier combinación posible de variables de estado en las que pueda existir el sistema como tal. (Scenna, 1999; Rodríguez, 2001).

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

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

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

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

Los modelos termodinámicos requieren:

- Extrapolación razonable: Nunca deben dar predicciones absurdas como densidades o capacidades caloríficas negativas.
- Bajo tiempo computacional: Para procesos de optimización y simulaciones dinámicas grandes, la carga computacional de los modelos de propiedades limita el tamaño y nivel de detalles de la simulación que puede ser desarrollada, por eso los trabajos para simplificar los modelos de propiedades y los algoritmos computacionales será muy útil.
- Buena precisión de la correlación: Necesaria para los diseños
- Parámetros robustos: Aunque no es una regla los modelos deben tener pocos parámetros y que estos no estén correlacionados entre sí.

- Consistencia termodinámica: Se hace necesaria para demostrar que los valores experimentales son válidos.

Las ecuaciones de estado se aplican a fluidos normales como nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono, hidrocarburos, dióxido de carbono, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno y a sustancias de baja polaridad aun a presiones altas. Tienen varias ventajas: son continuos en la región crítica (aunque es difícil de alcanzar convergencia), son continuos en la región de dos fases y predicen el equilibrio líquido vapor y se pueden derivar de una amplia gama de propiedades. Además trabajan con los mismos parámetros específicos en todo el intervalo de aplicación. Una desventaja es que no se pueden aplicar a mezclas con componentes polares, polímeros y electrolitos, aunque recientemente con el desarrollo en reglas de mezclado se ha podido extender la aplicación de las ecuaciones de estado a sistemas polares a presiones altas. (Martínez, 2000).

Los parámetros binarios de los modelos de coeficiente de actividad son válidos únicamente en el intervalo de temperatura y presión de los datos experimentales que se usaron para estimarlos, siendo esto una desventaja. Se debe tener mucho cuidado al aplicar estos modelos fuera del intervalo de validez de los parámetros, especialmente en el equilibrio líquido- líquido. Si no se dispone de parámetros binarios a bajas presiones (<10atm), a presiones más altas (>10atm y <20atm) para representar la fase vapor se puede utilizar una ecuación de estado válida a presiones altas (Martínez, 2000). Entre los modelos más comunes de coeficiente de actividad están los de *van Laar*, *NRTL* y más recientemente los modelos *UNIFAC* y *UNIQUAC* y algunas de sus extensiones.

1.5.1 Selección de los modelos de propiedades termodinámicos.

Los criterios a tomar en cuenta para una selección adecuada del modelo se basan en los siguientes: la naturaleza de los componentes (polaridad), idealidad o no idealidad de la mezcla, intervalo de composición, temperatura y presión y tipo de aplicación (equilibrio vapor – líquido, equilibrio líquido – líquido, una fase, etc.) (Martínez, 2000).

Las propiedades termodinámicas que permiten caracterizar el equilibrio líquido- vapor se calculan con Modelos de Ecuaciones de Estado (EOS), Modelos de Coeficientes de Actividad (Modelos Gamma) y Modelos Especiales (Correlaciones teóricas, empíricas o híbridas).

1.6. Aspectos básicos sobre simulación.

El desarrollo de simuladores de procesos a nivel mundial se ha desarrollado a pasos agigantados. Principalmente debido a tres aspectos; a) Computadoras con procesadores de mayor velocidad, interfaces gráficas que facilitan el manejo de gráficos, almacenamiento de gran cantidad de datos. b) Lenguajes de programación estructurados que facilitan que con pocas sentencias se realicen de forma más eficiente la solución de sistemas de ecuaciones y la misma simulación. c) El cálculo de propiedades de mezclas y componentes con menor desviación de los datos obtenidos experimentalmente. La ventaja que presenta la simulación de procesos es debido a que a partir de datos reales (los que se utilizaran para obtener un modelo matemático si no existe y/o validar los resultados obtenidos al resolver el modelo o la simulación en sí) se pueden obtener información que permitirán el análisis, la síntesis y la optimización, además no se requiere una gran cantidad de experimentos, lo que incrementa el costo y desestabiliza la operación de cualquier planta de proceso, ya que si el modelo utilizado es el adecuado, la reproducibilidad de resultados es excelente. (Trejo, 2008).

La simulación desde el punto de vista de la ingeniería química es la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico. Así como del dimensionamiento y la obtención de costos de los equipos involucrados en un proceso. Por último el efectuar la evaluación preliminar del proceso (Martínez, 2000).

Es sabido que en la simulación convergen diversas corrientes del saber, como es el análisis de los métodos numéricos para la solución de ecuaciones tanto algebraicas como diferenciales, el modelado de procesos, operaciones unitarias y fenómenos de transporte, estimación de propiedades fisicoquímicas, etcétera (Scenna, 1999).

Durante los últimos diez años, los paquetes de software que realizan cálculos simbólicos y numéricos junto con representaciones gráficas se han convertido en una herramienta indispensable para todos los ingenieros según (Scenna, 1999) y (Rodríguez, 2001). El gran potencial de las computadoras radica en su capacidad para hacer cualquier cosa que pueda describirse matemáticamente como una serie de operaciones y decisiones lógicas. (Himmelblau, 1997) afirma que para este fin se pueden utilizar diferentes programas:

1. **Programas de resolución de ecuaciones** de bajo costo (como *TK Solver Plus*, *Gauss9*), disponibles para microcomputadoras, para resolver balances de materia lineales y no

lineales. Es muy probable que tales códigos se ejecuten con mayor rapidez que los programas de hoja de cálculo, pero no tan rápidamente como los programas en **C** o en **FORTRAN**.

2. **Hojas de cálculo**, que son tal vez la herramienta numérica más ampliamente utilizada en la computación personal. Por esta razón, se ha tendido a ampliar las posibilidades de estos programas hasta adquirir algunas de las características de las otras herramientas de computadora y ya no están limitados a realizar cálculos en una matriz bidimensional de celdas. Hay un sinnúmero de paquetes de hojas de cálculo comerciales. (**LOTUS**, **EXCEL**, etc.) Las similitudes entre las hojas de cálculo comerciales son muchas. Todas ofrecen un administrador de situaciones que permite al usuario incluir varios conjuntos de suposiciones en una hoja de cálculo y permite cambiar de un conjunto de suposiciones a otro con rapidez a fin de poder comparar la solución de los problemas.

3. **Software interactivo**, el llamado software interactivo ha evolucionado desde códigos de computadora que sólo efectuaban manipulaciones de matrices hasta programas de gran alcance que combinan cálculos de matrices, análisis de datos, resolución de ecuaciones, gráficos y muchas otras funciones. Dos ejemplos representativos de este software son **MathCAD** y **MatLAB**. Estos códigos son más fáciles de usar que los códigos genéricos, los programas de simulación o los manipuladores simbólicos de los que hablaremos más adelante, pero su alcance no es tan amplio. La principal razón del éxito de estos códigos es que el lenguaje empleado para formular los programas es sencillo y se combina bien con las matemáticas que el usuario ya conoce. **MatLAB** cuenta también con un conjunto de paquetes de aplicación llamados “cajas de herramientas” que son bibliotecas de funciones y programas que resuelven problemas específicos.

4. **Programas de simulación de procesos** que aceptan información acerca de un proceso químico en el nivel del trazado de diagrama de flujos y realizan cálculos que proporcionan datos no sólo acerca de los flujos de materia y de energía, sino también sobre costos, disposición de tuberías, efectos de tiempo y otra información útil para el diseño y la operación. Estos códigos pueden simular el desempeño en estado estacionario (y en algunos casos en estado no estacionario) de plantas químicas integradas de gran tamaño que consisten en unidades de proceso interconectadas con flujos de reciclaje y sus fuentes. Con los programas de simulación podemos modelar toda una planta completa con tanta complejidad como deseemos. Es posible introducir la estructura del proceso en la computadora por medio de una interfaz gráfica y obtener la salida en forma de diagramas

de flujo o bien, informes escritos. Además, es necesario obtener de una base de datos las propiedades físicas apropiadas e información termodinámica.

1.6.1 Softwares utilizados en la simulación de plantas de refinación de petróleo.

- **Design II:** [WinSim Inc.] Este software fue desarrollado para aplicaciones en las industrias químicas, petroquímicas y refinerías. Permite realizar los balances de materia y energía para gran variedad de procesos incluyendo operaciones unitarias tales como reactores, intercambiadores de calor, quemadores y hornos, bombas, compresores y turbinas. La base de datos y las correlaciones para determinar las propiedades termodinámicas están fundamentalmente enfocadas a aplicaciones con hidrocarburos y plantas químicas.
- **ASPENPLUS** [Aspen Technology, Inc.] Este es un simulador gráfico de procesos de propósito general. Principalmente enfocado para la industria química y petroquímica. Incluye además, el análisis de costos e inversiones de los procesos y unidades. (www.aspentech.com)
- **ChemCAD III** [Chemstations, Inc.] Es un simulador de procesos para uso general. Su biblioteca de equipos incluye intercambiadores, bombas, compresores, turbinas y otros módulos. Además, el usuario puede configurar su propio módulo. Incluye módulos específicos para el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor, columnas de destilación y sistemas de tuberías. (<http://www.chemstations.net/products>)
- **HYSYS** [Aspen Technology, Inc.] Este paquete permite la simulación dinámica y en estado estacionario a través de interfase gráfica. Su mejor aplicación es para la industria petroquímica. Ofrece una optimización multivariables para el diseño de procesos de modelación dinámica integrada para el desarrollo de estrategias de control de procesos e interfase gráfica con software de control digital. (<http://www.aspectec.com/products>).
- **Petro-SIM** [KBC Advanced Technologies plc.] Desarrollado para analizar problemas específicos de la industria petroquímica, provee una simulación precisa de las columnas de crudo, columnas de vacío y fraccionadores principales. Es capaz de combinar modelos termodinámicos rigurosos diferentes en un único diagrama de flujo. Converge de forma fiable y rápida con gran exactitud en rendimientos y calidades de productos.

Cualquiera de los *softwares* mencionados cuenta con herramientas capaces de representar apropiadamente las operaciones unitarias que rigen los procesos de destilación. Para el

desarrollo de este trabajo será utilizado Petro-SIM ya que al ser diseñado específicamente para resolver problemas de la industria petroquímica cuenta con plantillas de procesos involucrados en este tipo de plantas que facilitan la elaboración detallada del diagrama de simulación.

1.7. Conclusiones Parciales

1. Una correcta caracterización de los crudos es esencial para el diseño del esquema de refinación y el equipamiento involucrado.
2. La destilación atmosférica revierte gran importancia ya que en esta etapa se obtienen los cortes que con posteriores tratamientos y mezclas conforman los diferentes combustibles.
3. Los platos de válvula son los más usados en procesos que involucran columnas destiladoras ya que abarcan un rango amplio de flujos y tienen mayor eficiencia.
4. De los software analizados Petro-SIM es el más apropiado para realizar la simulación de la planta de destilación atmosférica.

Metodología de investigación.

En este capítulo se describe el caso de estudio, se detalla la metodología a seguir para la recolección de los datos necesarios, construcción y validación del modelo de simulación. Seguidamente se definen los pasos de la simulación intuitiva e interactiva de una nueva variedad de crudos con características diferentes a la mezcla de crudos procesados actualmente.

2.1. Descripción del caso de estudio.

La unidad de destilación atmosférica (sección 100) de la refinería Camilo Cienfuegos procesa 65 000 barriles/día de una mezcla de crudos de origen venezolano Mesa 30 - Merey 16 en proporción 88%-12% respectivamente. Como resultado del proceso tecnológico se obtienen fracciones, las cuales, después de mezclarlas, constituyen la alimentación a otras unidades de procesamiento. En el anexo 2 se muestra el diagrama de flujo de la unidad de destilación atmosférica.

El crudo desalado es calentado en el segundo banco de intercambiadores. En esta etapa alcanza una temperatura de 222 °C al intercambiar primeramente con la fracción 270-350 y seguido con crudo reducido proveniente ambas corrientes de la torre de destilación atmosférica T-102. Luego del segundo banco de intercambiadores, el crudo calentado, a una presión de 6,1 kgf/cm² se dirige a la torre desgasolinadora. a alimentación a la torre se distribuye en varias entradas por los platos 6 al 9. Por el tope de la torre se obtiene la fracción PIE- 105, a una temperatura de 130 °C y a una presión de 3.0 kgf/cm² hacia los enfriadores por aire (1,2,3 A-101), gran parte se condensa y va al tambor de reflujo D-103 de la T-101 con una temperatura de 55°C. El reflujo es retornado desde el tambor de reflujo hacia el tope de la torre T-101 en una relación tal, capaz de mantener estable en el valor deseado la temperatura en esta sección de la torre. El exceso de reflujo va a enfriarse en el intercambiador por agua E-109 y constituye el inyecta a la torre estabilizadora T-104. En este tambor de reflujo se hacen extracciones de agua sulfhídrica que es enfriada y va hacia la planta de tratamiento de residuales.

Desde el fondo de la torre sale crudo desgasolinado, una parte pasa a través del horno rehervidor F-101/T-101 para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente al fondo de la torre T-101 por debajo del plato 1 con el objetivo de mantener la temperatura de trabajo de la columna. El exceso de fondo alimenta a la columna de destilación atmosférica

por los platos 6 y 8, luego de pasar por el horno F-101/T-102 que cuenta con tres cámaras para garantizar la temperatura de inyectos ($350\text{ }^{\circ}\text{C}$) y una presión de $6,2\text{ kgf/cm}^2$.

Por el tope de la torre se obtiene la fracción PIE-120 hacia los enfriadores por aire (1,2,3,4 A-102) a una temperatura de $110\text{ }^{\circ}\text{C}$ y a una presión de $0,7$ a $1,0\text{ kgf/cm}^2$. Esta se enfría hasta una temperatura de $55\text{ }^{\circ}\text{C}$ y va al tambor de reflujo de tope D-104/T-102. Desde el tambor de reflujo lo succiona la bomba P-106 y va hacia el enfriador por agua E-110. Posteriormente es retornada hacia el tope de la torre. En el tambor de reflujo se hacen extracciones continuas de agua sulfhídrica que se descarga a través de un enfriador hacia la planta de tratamiento de residuales.

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

- **La Fracción $120\text{-}180\text{ }^{\circ}\text{C}$** , se extrae por los platos 45 y 47 y va a la parte inferior de la primera sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura de $134\text{ }^{\circ}\text{C}$. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo vapor de agua sobrecalentado, la fracción ligera y los vapores de agua que salen del tope de la despojadora entran a la torre T-102 por el plato 48 a una temperatura de $132\text{ }^{\circ}\text{C}$. La fracción de fondo es bombeada por la P-107 hacia el enfriador por aire A-104 y posteriormente pasa al intercambiador por agua E-112 para finalmente llegar al nudo de mezcla.
- **La Fracción $180\text{-}230\text{ }^{\circ}\text{C}$** , se extrae de los platos 34 y 36 y va a la parte inferior de la segunda sección de la torre despojadora T-103 a una temperatura de $195\text{ }^{\circ}\text{C}$. Para despojar las fracciones ligeras es suministrado vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua sale del tope de la despojadora y entran a la torre T-102. Por el fondo la fracción es bombeada por la (P-108) hacia el enfriador por aire (A-105) para finalmente llegar al nudo de mezcla.
- **La Fracción $230\text{-}270\text{ }^{\circ}\text{C}$** , se extrae de los platos 22 y 24 y va a la parte inferior de la tercera sección de la torre despojadora T-103 a una temperatura de $252\text{ }^{\circ}\text{C}$. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua salen del tope de la despojadora y entran a la torre T-102. Por el fondo la fracción es bombeada por la (P-109) hacia el intercambiador (E-108) luego a dos secciones de los enfriadores (A-106 y A-109) para ir al nudo de mezcla.

▪ **La Fracción 270-350°C**, se extrae de los platos 12 y 14. Este corte se divide en dos ramales y va al 2^{do} banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado en los E-105, luego al enfriador por aire A-107 y posteriormente al nudo de mezcla.

De la torre T-102, se extraen tres reflujo circulantes, los que son aprovechados para ceder calor en el 1^{er} banco de intercambiadores y así precalentar el crudo, antes de su desalación.

Del fondo de la T-102, se extrae el crudo reducido (*fuel*) que cede calor en el segundo banco de intercambio al inyector de la T-101 después se dirige al primer banco de intercambiadores para ceder calor en contracorriente al crudo que se precalienta. Posteriormente el crudo reducido sale hacia los enfriadores por aire (1,2 A-108), luego va a dos enfriadores por agua (1,2 E-124) y finalmente sale al patio de tanques.

La torre (T-103) cuenta con tres secciones donde a cada una de ellas llegan las fracciones desde la torre de destilación atmosférica T-102.

La torre estabilizadora (T-104) es alimentada con el exceso de gas y reflujo de tope de la T-101 y T-102 los cuales forman la fracción 70-120 inestable que se recolecta en el tambor alimentador (D-105) para posteriormente ser precalentado hasta 164 °C en los intercambiadores (E-107 y E-108) antes de ser inyectado por el plato 31. Por el fondo del tambor alimentador se descarga el agua sulfhídrica hacia la planta de tratamiento de residuales luego de ser enfriada y por el tope los gases son enviados al cabezal de gas combustible.

Por el tope de la torre sale la fracción PIE-70 inestable que es enfriada y posteriormente pasa al tambor de reflujo de tope (D-106/T-104) para ser retornado al tope con una relación de reflujo.

El exceso PIE-70 es bombeado por la (P-116) al enfriador por agua (E-114). Posteriormente, va a la sección de finales ligeros.

Por el fondo de la torre T-104 la fracción 70-120 estable es recirculada por la bomba (P-115) a través del horno (F-101/T-104) para mantener el balance térmico en la torre.

La otra salida de la fracción 70-120 estable es por el fondo de la torre y va al intercambiador (E-107) donde precalienta el inyector y luego es enfriada por aire en el (A-110) y por agua en el intercambiador (E-113) y se dirige hacia el nudo de mezcla.

Reflujos circulantes de la torre T-102.

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

- El primer reflujo circulante, 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 0.8 kgf/cm². La descarga de la misma va a los intercambiadores (2,1E-101). Posteriormente va a dos secciones del enfriador (A-111), para luego retornarlo a la torre T-102 por 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 segundo reflujo circulante, 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 0.9 kgf/cm². La descarga de la misma va a los intercambiadores (2,1E-102). Posteriormente va a una sección del enfriador (A-111), para luego retornarlo a la torre T-102 por el plato 35 con una temperatura de 80°C. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire (A-111).
- El tercer reflujo circulante, se extrae por el plato 21 y es succionado por la bomba (P-113/R), con una temperatura de 290°C y una presión de 1,0 kgf/cm². La descarga de la misma va a los intercambiadores (2,1E-103). Posteriormente va a una sección del enfriador (A-106), para luego retornarlo a la torre T-102 por 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 proveniente del enfriador (A-106).

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 el corte 70-120°C y corte 120-180°C. A esta fracción se le denomina **Nafta virgen pesada** de inyecta a la sección 200 (Reformación catalítica) o al patio de tanque (MCP).

2. Fracción 120-230°C, se forma mezclando el corte 120-180°C y corte 180-230°C. A esta fracción se le denomina **Turbocombustible** que va al patio de tanque (MCP). Constituyendo el inyecto a la planta MEROX.

3. Fracción 120-270°C, se forma mezclando el corte 120-180°C, corte 180-230°C y corte 230-270°C. A esta fracción se le denomina **Kerosene**, que va a al patio de tanque (MCP).

4. Fracción 180-350 °C, se forma mezclando el corte 180-230°C, corte 230-270°C y corte 270-350°C. A esta fracción se le denomina **Diesel** que va a al patio de tanque (MCP), constituyendo el inyecto a la sección 300-1(Planta Hidrofinadora de Diesel).

En el anexo 2 se muestra el diagrama de flujo de la sección 100.

Para procesar el crudo en la planta de destilación atmosférica se tiene en cuenta el diseño de los equipos, sus internos y los parámetros operacionales, a continuación se explican todos estos aspectos de la torre de destilación atmosférica T-102.

2.1.1. Descripción de las secciones de la torre T-102.

La torre de destilación atmosférica T-102 está conformada por las siguientes secciones:

- Zona de tope.
- Zona de rectificación o fraccionamiento.
- Zona de fondo.

Zona de tope

Esta zona tiene 3400 mm de diámetro y 20mm de espesor. Está conformada por 12 platos de válvulas de un flujo, sus orificios tienen 40 mm de diámetro, el espesor del plato es de 3 mm. Los gases son condensados parcial o totalmente y almacenados en un tambor para luego retornar a la torre como reflujo para mantener la temperatura en esta zona.

Zona de rectificación o fraccionamiento

Esta zona tiene 4000 mm de diámetro y 22 mm de espesor. Está conformada por 39 platos de válvulas de dos flujos, sus orificios tienen 40 mm de diámetro, el espesor del plato es de 3 mm. Ocurre el fraccionamiento de los hidrocarburos obteniéndose los diferentes cortes laterales.

Zona de fondo

Esta zona tiene 3400 mm de diámetro y 32 mm de espesor. Está conformada por 6 platos de válvulas de dos flujos, sus orificios tienen 40 mm de diámetro, el espesor del plato es de 3 mm. Se obtiene *fuel oil* que es enfriado y enviado a tanque como producto terminado.

2.2. Recopilación de datos.

Se obtiene una data a partir de los análisis de laboratorio realizados periódicamente a las corrientes de alimentación y productos, así como corrientes intermedias de la unidad de destilación atmosférica, adicionalmente se cuenta con la secuencia de mediciones de parámetros operacionales tomadas por la instrumentación en el periodo observado. La data es tomada con una frecuencia diaria acotada en un año de operación. Se realiza un análisis estadístico determinando la media para cada especificación analizada en el laboratorio y cada parámetro de operación.

Cada equipo de la unidad de destilación atmosférica cuenta con una ficha que contiene sus datos técnicos de la cual se obtuvo la información necesaria para completar cada requerimiento del esquema de simulación.

2.3. Pasos para obtener el modelo para la simulación de la sección de destilación atmosférica.

1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI)

El DFI es la representación gráfica de algoritmos de procesos, muestra en forma modular y secuencial el flujo de información mediante documentación y reportes que intervienen en un proceso.

A partir del diagrama de flujo se obtiene el diagrama de simulación, el cuál es básicamente igual al de proceso, haciendo los flujos de masa y energía del proceso equivalente a flujos de información, es decir, 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)

Para definir una corriente de proceso se necesitan como datos el flujo, composición, temperatura y presión; en el caso de los equipos, los parámetros de diseño característicos. El

DFI del caso de estudio, unidad de destilación atmosférica, se muestra en las figuras 3.1 a la 3.5 del capítulo 3.

2. Determinación del orden de cálculo de los módulos.

La simulación debe comenzar por la unidad que tenga las corrientes de entradas definidas y que permita el cálculo de los restantes módulos de forma consecutiva. Para la simulación de la unidad de destilación atmosférica se comienza el cálculo por la bomba P-101 ya que la corriente de entrada a esta unidad está totalmente definida por los datos de *assays* de los crudos que se muestran en el anexo 3, así como las condiciones de temperatura, presión y flujo.

3. Definir los módulos a utilizar y la información requerida para el cálculo.

Para la simulación, el proceso puede ser representado como una serie de módulos en los que las ecuaciones y características de diseño que representan cada subsistema o equipo se combinan de forma que el módulo pueda resolverse independiente del resto del diagrama de flujo para que pueda usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo (por ejemplo: un intercambiador) que se puede codificar, analizar, depurar e interpretar por sí solo. Cada módulo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra o sale en el equipo físico. Por otro lado cada módulo cuenta con interconexiones declaradas tales que permita transferir de un módulo a otro la información respecto a las corrientes, composiciones, velocidades de flujo, coeficientes, etcétera.

La planta de destilación atmosférica está constituida por los módulos siguientes:

- **Modelo de intercambiadores (*Heat exchanger*)**

Petro-SIM usa la interface *Heat Exchanger Model* para solventar las operaciones de intercambio de calor. Este módulo es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), así como flujos de materiales del equipo. Los cálculos de intercambiadores de calor se sustentan en los balances de energía para los fluidos caliente y frío:

$$(M_{\text{cold}} (H_{\text{out}} - H_{\text{in}})_{\text{Cold}} - Q_{\text{leak}}) - (M_{\text{hot}} (H_{\text{in}} - H_{\text{out}})_{\text{hot}} - Q_{\text{loss}}) = \text{Error de Balance} \quad (2.1)$$

Donde:

M = Caudal

H = Entalpía

Q_{leak} = Pérdidas en fluido frío

Q_{loss} = Pérdidas en fluido caliente

Los subíndices *cold* y *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.

El error de balance es una especificación de intercambiador de calor que es igual a cero para la mayoría de las aplicaciones.

El total de calor transferido entre el tubo y los lados de concha puede definirse en términos del coeficiente de transferencia de calor global (U), el área disponible para el intercambio de calor (A), y la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD).

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta TTM \cdot Ft \quad (2.2)$$

Donde:

Q: Calor transferido, kW

U = coeficiente global de transferencia de calor, kW/m²°C

A = Área de transferencia de calor, m²

ΔTTM = Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas, °C.

Ft = Factor de corrección de LMTD

La operación de un intercambiador de calor permite que la curva de calor para cada lado del intercambiador pueda ser dividida en intervalos. En lugar de calcular la energía transferida basada en las condiciones terminales del intercambiador, se calcula para cada uno de los intervalos, a continuación, se suman para determinar la transferencia global. El coeficiente de transferencia de calor y el área superficial a menudo se combinan para mayor comodidad en una sola variable denominada UA.

En las tablas 2.1 y 2.2 se muestran los parámetros de entrada de los intercambiadores de la sección de destilación atmosférica.

Tabla 2.1. Datos de los enfriadores por agua de tubo y coraza incluidos en el diagrama de simulación.

Equipo	Temperatura de entrada °C	Temperatura de salida °C	Variación presión (kg/cm ²)
E-101	143	59	1
E-102	212	50	1
E-103	269	88	1
E-104	185	133	0.5
E-105	296	156	0.2
E-106	318	185	0.7
E-109	70	43	1
E-113	55	40	1
E-114	59	36	1

Tabla 2.2. Datos de los intercambiadores de tubo y coraza incluidos en el diagrama de simulación.

Equipo	Temperatura de entrada °C		Temperatura de salida °C		Variación presión tubo (kg/cm ²)	Variación presión carcasa (kg/cm ²)
	FF	FC	FF	FC		
E-107	44	184	120	88	1	1
E-108	120	236	169	186	1	1

- **Modelos de enfriadores o calentadores (*COOLER/AIR COOLER/HEATER*)**

Estos módulos de la interface *heat exchanger model* son intercambiadores de calor de un solo lado. La corriente de entrada es enfriada (o calentada) hasta las condiciones de salida requeridas y la corriente de energía proporciona la diferencia de entalpía entre las dos corrientes. Estos módulos son muy útiles cuando solo interesa conocerse cuánta energía se necesita para enfriar o calentar una corriente de proceso con una utilidad, desconociendo las condiciones de dicha utilidad.

Los módulos *COOLER*, *AIR COOLER* y *HEATER* usan las mismas ecuaciones básicas; la diferencia fundamental es el signo convencional para el flujo de energía, en caso de que esta

sea especificada. Si se especifica la temperatura de salida el simulador determina el flujo de energía absoluto de la utilidad

- Para un *COOLER*, la entalpía o el flujo de calor de la corriente de energía será sustraído de la corriente de entrada en magnitud equivalente a la temperatura de salida especificada.
- Para un *AIR COOLER* es semejante al modulo *COOLER* especificando además la temperatura de entrada del aire.
- Para un *HEATER*, el flujo de calor de la corriente de energía será añadido a la corriente de entrada en magnitud suficiente para alcanzar la temperatura especificada para la corriente de salida.

- **Modelo de Bombas (*PUMP*).**

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. Se especifica la elevación de la presión o la presión de salida de la corriente. Si se conoce el Delta P, este valor es ignorado por el simulador de procesos.

Los cálculos se basan en la ecuación de potencia estándar que utiliza el aumento de presión, el caudal de líquido, y la densidad:

$$\text{Potencia Requerida}_{ideal} = \frac{(P_{out} - P_{in}) \times \text{Flujo}}{\text{Densidad Líquido}} \quad (2.3)$$

La ecuación anterior define la potencia ideal necesaria para elevar la presión del líquido al valor ideal.

El requisito de potencia real de la bomba se define en términos de eficiencia:

$$\text{Eficiencia}(\%) = \frac{\text{Potencia requerida}_{ideal}}{\text{Potencia requerida}_{actual}} \times 100\% \quad (2.4)$$

Combinando las expresiones anteriores obtenemos:

$$\text{Potencia Requerida}_{actual} = \frac{(P_{out} - P_{in}) \times \text{Flujo} \times 100\%}{\text{Densidad Líquido} \times \text{Eficiencia}(\%)} \quad (2.5)$$

Si la alimentación está totalmente definida, sólo deben especificarse dos de las variables de la bomba para el cálculo de todas las incógnitas:

- Presión de salida o caída de presión
- Eficiencia

La potencia ideal requerida (**W**), para incrementar la presión de un fluido incompresible es:

$$W = \frac{(P_2 - P_1)F(MW)}{\rho} \quad (2.6)$$

Donde:

P_1 = Presión de entrada

P_2 = Presión de salida

ρ = Densidad

F= Flujo molar

MW= Peso molecular

Para el cálculo de este módulo al tener definida la corriente de entrada, solo es necesario conocer la presión de descarga o la variación de presión de la bomba. En la tabla 2.3 se muestran los parámetros de entrada de las bombas incluidas en el modelo de simulación. Así queda definida la corriente de salida correspondiente.

Tabla 2.3. Parámetros de operación de las bombas de la sección de destilación atmosférica.

Bomba	Eficiencia (%)	Variación de presión (kg/cm ²)	Presión de descarga después de la válvula de control (kg/cm ²)
P-101	75	14.3	14.5
P-102	75	16.2	13.75
P-103	75	14.1	4.5
P-104	75	12.6	3.5
P-105	75	8.7	17.5
P-106	75	9.5	2.0
P-107	75	13.2	16.0
P-108	75	15.1	16.0
P-109	75	15.9	16.0
P-110	75	16.0	16.0

Bomba	Eficiencia (%)	Variación de presión (kg/cm ²)	Presión de descarga después de la válvula de control (kg/cm ²)
P-111	75	9.2	1.0
P-112	75	7.9	1.0
P-113	75	6.7	1.0
P-114	75	16.7	17.0
P-115	75	14.4	20.4
P-121	75	11.6	17.6

• **Modelo de columna.**

La solución de un problema de separación con múltiples etapas requiere de balances de masa, balances de energía y condiciones adecuadas de equilibrio en cada etapa del proceso. Las ecuaciones simples son a menudo básicas, pero la operación en contracorriente interconecta todas las etapas, originando un sistema de ecuaciones simultáneas no lineales (Amundson, N.R. y Pontinen, A.J.1958).

Las expresiones matemáticas que describen los procesos de separación en contracorriente con múltiples etapas y multicomponentes son derivados del balance de materiales y de energía alrededor del plato j del modelo (Amundson, N.R. y Pontinen, A.J.1958) (Figura 2.6). Se asume que en las etapas se ha alcanzado el equilibrio teórico, esto es:

M ecuaciones (balance de materiales)

$$M_{ij} = V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} - (V_j + SV_j) y_{i,j} - (L_j + SL_j) x_{i,j} + F_j z_{i,j} = 0 \quad (2.7)$$

E ecuaciones (relaciones de equilibrio)

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j} x_{i,j} = 0 \quad (2.8)$$

S ecuaciones (sumatorias de las fracciones molares)

$$S_j^x = \sum_{i=1}^{NC} x_{i,j} - 1 = 0 \quad (2.9)$$

$$S_j^y = \sum_{i=1}^{NC} y_{i,j} - 1 = 0 \quad (2.10)$$

H ecuaciones (balance de energía)

$$H_j = V_{j+1}H_{j+1} + L_{j-1}h_{j-1} - (V_j + SV_j)H_j - (L_j + SL_j)h_j + F_jH_j^F + Q_j = 0 \quad (2.11)$$

Estas ecuaciones son convencionalmente llamadas como ecuaciones MESH (Wang, J.C. y Henke, G.E.1966) donde $x_{i,j}$, $y_{i,j}$, $z_{i,j}$ son las fracciones molares en las corrientes líquida, vapor y de alimentación, respectivamente; $K_{i,j}$ es el factor de separación del componente i en la etapa j , el cual es definido como (Brunner, G.1998):

$$K_{i,j} = \frac{y_{i,j}}{x_{i,j}} = \frac{\hat{\phi}_{i,j}^L}{\hat{\phi}_{i,j}^V} \quad (2.12)$$

Donde $\hat{\phi}$ es el coeficiente de fugacidad del componente i en la fase líquida (L) o de vapor (V) en la etapa j ; L_j , V_j , SL_j y SV_j son las velocidades de flujos de las corrientes del líquido, vapor, lateral del líquido y lateral del vapor dejando la etapa j ; y h_j , H_j y H_j^F son las entalpías del líquido, vapor y de la alimentación respectivamente. Los coeficientes de fugacidad y las entalpías dependen de la temperatura (T_j), presión (N_j), composición de las corrientes del líquido ($x_{i,j}$) y del vapor ($y_{i,j}$) de la etapa j .

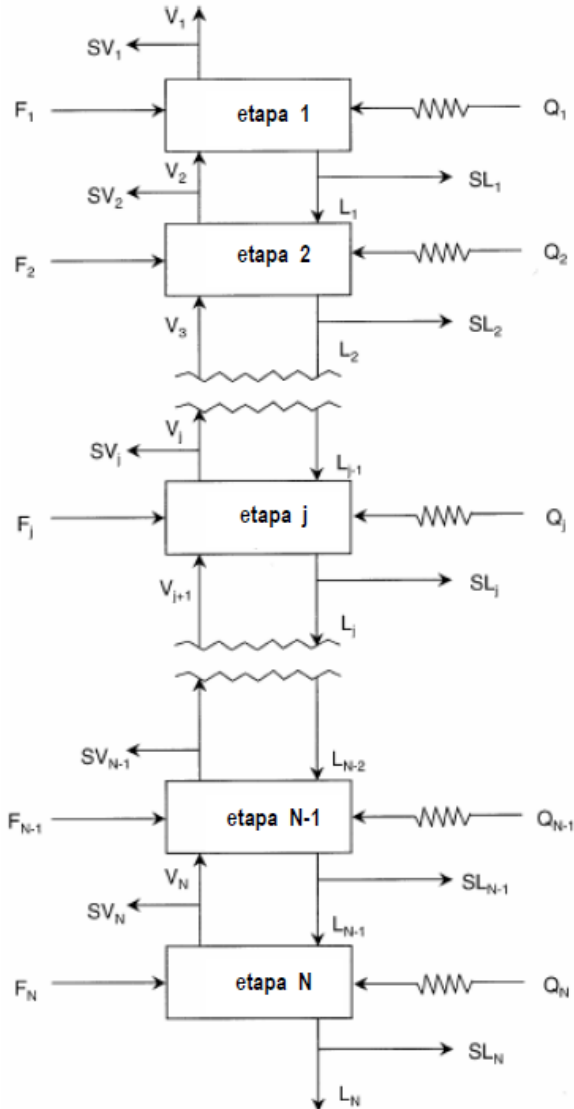


Figura. 2.1. Representación esquemática de un proceso en contracorriente de N etapas.

El conjunto de $N(2NC+3)$ ecuaciones (ecus. 2.7-2.11) deberían ser resueltas para las $N(2NC+3)$ incógnitas (L_j , V_j , T_j , $x_{i,j}$ y $y_{i,j}$).

De la ecu. (2.12), los coeficientes de fugacidad pueden ser calculados de acuerdo a la ecu. (2.13):

$$\ln \hat{\phi}_i^\lambda = \frac{1}{RT} \int_{v^{\lambda}}^{\infty} \left[\left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T, V, n_{i \neq j}} - \frac{RT}{v^\lambda} \right] dv - \ln Z^\lambda \quad (2.13)$$

Donde $\lambda = V$ (fase vapor) o L (fase líquida), v es el volumen molar, n es el número de moles totales, n_i es el número de moles del componente i , y Z^λ es el factor de compresibilidad ($Z^\lambda = Pv^\lambda/RT$).

Peng Robinson como paquete profesional.

La ecuación de estado Peng-Robinson (PR) es una ecuación cúbica construida a partir de la ecuación básica de van der Waals. Es una modificación de la ecuación de estado de Redlich-Kwong, aunque es generalmente superior en la predicción de las regiones críticas de fase y de densidades de líquido de cualquier material, especialmente los no polares (ej. las moléculas carbonadas) por lo que es muy aplicada en la industria petrolera.

La ecuación Peng-Robinson se expresa en los siguientes términos:

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (2.14)$$

Los coeficientes empíricos a y b y el factor α vienen de las siguientes relaciones, dependiente de la presión y temperatura crítica y el factor acéntrico:

$$a = \frac{0.45724 R^2 T_c^2}{p_c} \quad (2.15)$$

$$b = \frac{0.07780 RT_c}{p_c} \quad (2.16)$$

$$\alpha = \left(1 + \left(0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2\right) \left(1 - T_r^{0.5}\right)\right)^2 \quad (2.17)$$

Donde:

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (2.18)$$

ω es el factor acéntrico del compuesto.

En la tabla 2.4 se muestran los parámetros de entrada de las columnas involucradas en el proceso de destilación atmosférica.

Tabla 2.4. Estimados iniciales de los parámetros para las columnas incluidas en el diagrama de simulación.

Equipo	Número de platos	Presión de tope (kg/cm ² g)	Diámetro (m)	Espacio entre platos (m)	Temperatura de fondo (°C)	Temperatura de inyectó (°C)
T-101	19	3.0	1.5	0.8	265	222
T-102	57	0.75	4.0	0.7	330	350
T103 1 ^{er} corte	6			0.5	X	134
T103 2 ^{do} corte	6			0.5	X	195
T103 3 ^{er} corte	5			0.5	X	252
T-104	60	6.0	1.5	0.55	175	164

Adicionalmente se ofrecen estimados iniciales de las temperaturas y flujos de los reflujos circulantes.

- **Modelo mezclador (*MIXER*)**

Este módulo realiza un balance completo de materia y energía en el punto de 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.

- **Modelo reciclo (*RECYCLE*)**

El módulo *RECYCLE* instala un bloque teórico en una corriente del proceso que realiza las iteraciones hasta alcanzar la convergencia del sistema. Las condiciones de la corriente son transferidas hacia delante, en términos de solución hay valores asumidos en la corriente (Nafta ligera estable a E-107) y valores calculados en la corriente (Nafta ligera estable a *recycle*), corrientes de salida y entrada de este módulo respectivamente para las variables temperatura, presión y flujo. El simulador de procesos emplea un método de aproximaciones sucesivas para alcanzar la convergencia del sistema con la tolerancia especificada.

- **Modelo divisor (TEE)**

Esta es una operación de división que separa una corriente de alimentación en múltiples corrientes de producto con las mismas condiciones y composición que la corriente de entrada. Es usada para simular tuberías con conexiones tipo T y tubos múltiples. El único parámetro requerido para su simulación es la fracción de separación o los flujos de cada corriente de salida.

4. Definir el método termodinámico.

Es de vital importancia seleccionar el método termodinámico más adecuado por el cual se calculan las propiedades físicas de cada corriente. En el caso de estudio, sección de destilación atmosférica, los equipos principales son torres de destilación y las corrientes involucradas están compuestas por hidrocarburos.

Se selecciona la Ecuación de Estado de **Peng-Robinson** para definir termodinámicamente las corrientes involucradas en el proceso. Este es un excelente modelo para cálculos en sistemas reales de hidrocarburos. (Martinez, 2000, Rodriguez, 2001).

La figura muestra la ventana de selección del paquete termodinámico.

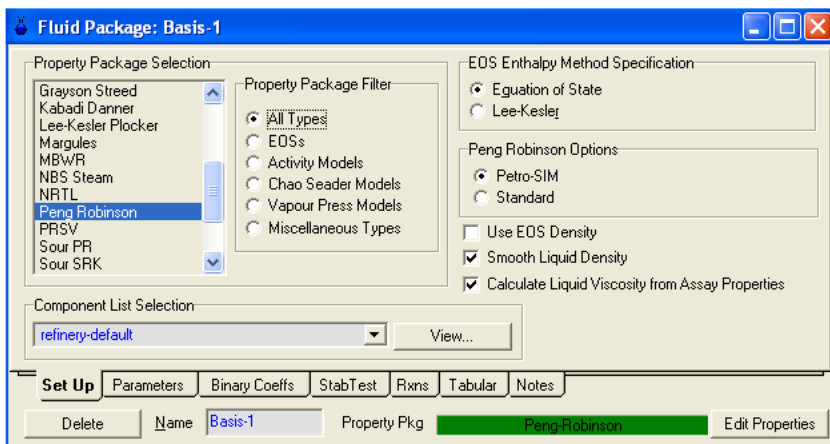


Figura 2.2. Selección del paquete termodinámico.

5. Ejecutar la simulación del proceso.

Una vez introducida la información de entrada para cada equipo del diagrama de simulación Petro-SIM señala mediante un código de colores que módulos están listos para ejecutar la simulación: rojo es indicativo de que la información es insuficiente, verde, listo para simular.

6. Analizar los resultados de la simulación.

Petro-SIM cuenta con una interface que permite exportar los resultados a una página Excel vinculándola con la propiedad a reportar desde cualquier corriente mostrando de forma interactiva las variaciones en los diferentes parámetros con cada corrida de la simulación. Esto permite analizar en conjunto los resultados calculados comparándolos con los datos de planta, calcular su desviación y realizar ajustes en las condiciones de operación para lograr parámetros de calidad.

2.4. Validación del modelo de simulación.

Para validar el modelo se simula la operación de destilación atmosférica para las condiciones de operación reales y se comparan los resultados del modelo con los parámetros reales calculándose el % de desviación que se comete al estudiar el sistema con el modelo obtenido. La diferencia entre los valores para los parámetros simulados y el promedio para la corrida real se determina como sigue:

$$\% \text{ Desviación} = \frac{\text{Proceso real} - \text{proceso simulado}}{\text{proceso simulado}} \times 100 \quad (2.19)$$

Se considera que desviaciones menores que un 10% indican que es posible utilizar el modelo obtenido de la unidad de destilación atmosférica para la predicción del comportamiento real del mismo.

Los datos primarios de los principales parámetros de torres son obtenidos de la base de datos del sistema de control de la planta de destilación atmosférica a la cual se accede mediante la interface Exaquantum y se acota en el periodo del año 2011. Se comprueba la factibilidad de utilizar el promedio de los datos obtenidos determinando el coeficiente de variación (CV), con el objetivo de ver si los valores de cada conjunto de datos están más o menos reagrupados alrededor de la tendencia central. A mayor dispersión, mayor valor tomará la desviación típica.

Valores de CV menores que 5 % indican poca dispersión de la población con respecto a la media. CV entre 5 % y 12 % indica una dispersión moderada y CV mayor de 12 % indica que el valor promedio no es representativo. Esto es:

$$CV = \frac{s}{\bar{x}} \cdot 100\% \quad (2.20)$$

donde:

S: desviación estandar

\bar{x} : media aritmética

En el anexo 4 se muestra el promedio mensual para cada parámetro de operación de las torres involucradas en el proceso de destilación atmosférica y en la tabla 2.5 aparece el promedio anual comparado para validar el modelo de simulación.

Tabla 2.5. Parámetros operacionales de las torres comparados para la validación del modelo de simulación de la planta de destilación atmosférica.

Parámetros	U/M	T-101	T-102	T103
Temperatura tope	°C	131,7	107,7	140
Temperatura fondo	°C	254,9	330,7	182,4
Temperatura plato 12-14	°C		327,5	
Temperatura plato 22-24	°C		273,2	
Temperatura plato 34-36	°C		209,3	
Temperatura plato 45-46	°C		149,1	
Presión del tope	kgf/cm ²	2,8	0,75	5,8
Flujo del fondo	m ³ /h	379	189	46
Temperatura alimentación	°C	214,5	350,6	169
Presión de alimentación	kgf/cm ²	5,1	3,5	7,0

2.4.1. Análisis de sensibilidad.

Se realiza un análisis de sensibilidad con el objetivo de conocer la respuesta del modelo (Cutlip, M.; Shacham, M. 1999) ante cambios de los parámetros de operación para verificar que esta sea lógica. Basados en el análisis bibliográfico y en criterios de especialistas del proceso se tiene en cuenta para el análisis de sensibilidad la temperatura y su incidencia en los parámetros de calidad.

- Temperatura de tope de la torre desgasolinadora T-101 donde se verifica la incidencia de este parámetro en el grado de separación de las fracciones ligeras y pesadas.

- Temperatura de los platos de extracción de la torre atmosférica T-102 donde se verifica su incidencia en el grado de separación y parámetros de calidad de los cortes del módulo T-102.
- Temperatura de tope de la torre estabilizadora T-104 donde se verifica la incidencia de este parámetro en el grado de separación de las fracciones ligeras y pesadas.

2.5. Utilizar el modelo para la simulación del problema investigado.

Utilizando el modelo validado, se definen dos variantes como corriente de alimentación a la P-101 la primera como una mezcla de los crudos *Iranian Light*- Merey 16 en proporción 72% - 28% respectivamente a partir de los datos de *assays* del crudo Merey 16, INTEVEP, junio 2005 y reporte H/CAMS para *Iranian Light* ajustado a los cortes de la refinería Camilo Cienfuegos. La segunda variante, crudo Guaffita, definida por los datos de *assays* que se muestran en el anexo 3, así como las condiciones de temperatura, presión y flujo.

Como resultado de la simulación de la sección de destilación atmosférica se obtiene el balance de materiales de la unidad así como las propiedades de cada corriente por lo que se cuenta con los datos necesarios para llevar a cabo la evaluación técnico económica del impacto ante el cambio de la dieta de crudo.

Se evalúa además la calidad de la separación en cada uno de los cortes cuando se procesa el crudo Guaffita y la mezcla de crudos *Iranian*-Merey para cada torre de la unidad de destilación atmosférica. Para ello se toma como base de análisis la destilación ASTM D86 utilizando la siguiente expresión para llegar a resultados concretos:

$$\Delta t = t_{5\% \text{ corte pesado}} - t_{95\% \text{ corte ligero}}$$

(2.21)

Si el $\Delta t > 0$: hay una brecha en el Δt °C

Si el $\Delta t < 0$: hay una superposición del Δt °C

2.6. Evaluación técnico económica.

2.6.1. Evaluación técnica.

La evaluación técnica de un proceso industrial está dada por la comprobación de la garantía que brinda el equipamiento instalado, para efectuar el rol que por su diseño y ubicación en la

planta en particular tiene para obtener un producto final dentro de los estándares que exige el mercado.

Este caso de estudio que incurre en la variación de la dieta a alimentar en la planta de destilación atmosférica tiene como influencia fundamental desde el punto de vista técnico afectaciones en la dinámica de fluidos por lo que se centra en evaluar la capacidad de bombeo mediante la comparación de los flujos nominal y máximo de cada bomba instalada en sectores que puedan generar cuellos de botella con el flujo que arrojan los resultados de la simulación para cada crudo.

2.6.2. Determinación del margen de refino.

La actividad económica de una refinería, sea cual sea su esquema de refino, tiene como prioridad generar un beneficio que trasladado a la cuenta de resultados de la compañía debe permitir, cubrir los gastos fijos 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 y generar un beneficio para los accionistas.

Se define como margen de refino, el resultado económico de la actividad de refino teniendo en cuenta únicamente sus costes variables. La función económica del margen viene definida por la expresión:

Margen = Valor económico de las ventas – Coste económico de las compras – Costes de operación a variables.

Matemáticamente esta expresión se puede configurar en la forma: (Lluch, 2008).

$$\begin{aligned} &+ \sum \text{Producto}_i * \text{Precio Producto}_i \\ &- \sum \text{Crudo}_j * \text{Coste del Crudo}_j \\ &- \text{Costes variables} \\ \hline &= \text{Margen de Refino} \end{aligned} \tag{2.22}$$

El término costes variables incluye el costo de la energía y productos químicos el cual se desprecia a los efectos de este trabajo al procesarse estos en la misma planta ya que se considera un gasto semejante para los crudos analizados al tener similar API, la diferencia fundamental es el contenido de azufre el cual se trata en las corrientes de productos mediante

procesos de endulzamiento o hidrotatamiento los cuales se encuentran fuera del alcance de la investigación. Dado los grandes volúmenes de materia prima y productos, las variaciones que pueda sufrir no son significativas.

Se calcula el margen de refino a partir de los datos de rendimiento de la simulación de cada crudo y se comparan para determinar la variante más favorable desde el punto de vista económico. Se utiliza el precio promedio para los productos y crudos, correspondiente al acumulado en el año 2012, reflejados en el anexo 5.

Análisis de los resultados.

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos al validar el modelo y simular el caso de estudio. Se realiza un análisis de los mismos para llevar a cabo la evaluación técnico económica del impacto ante el cambio de la dieta de crudo.

3.1. Diagrama de simulación de la sección de destilación atmosférica.

Las figuras 3.1 a la 3.5 representan el proceso de obtención del modelo de simulación de la sección de destilación atmosférica que se muestra en la figura 3.6.

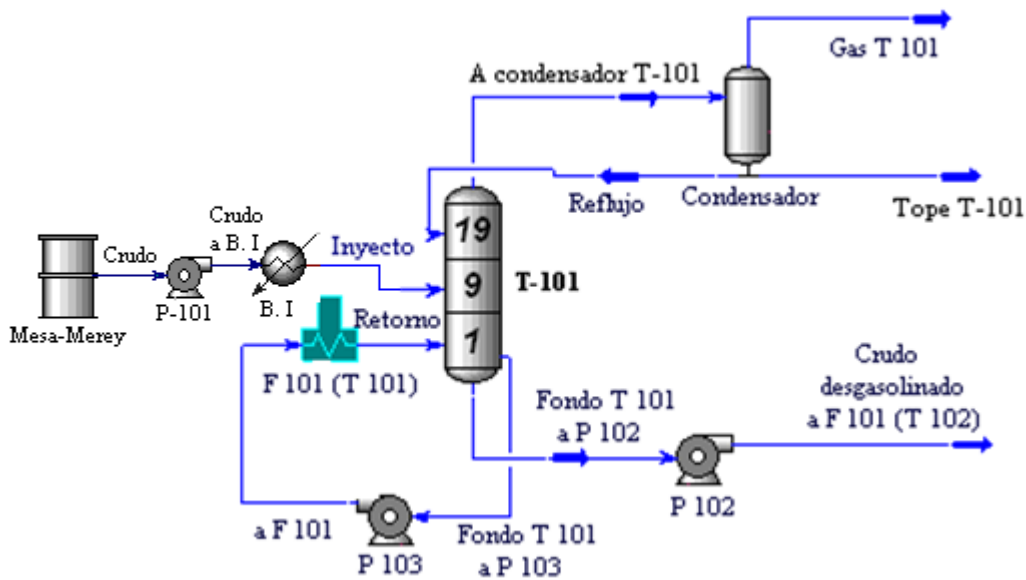


Figura 3.1. Diagrama de flujo de información de la torre desgasolinadora T-101.

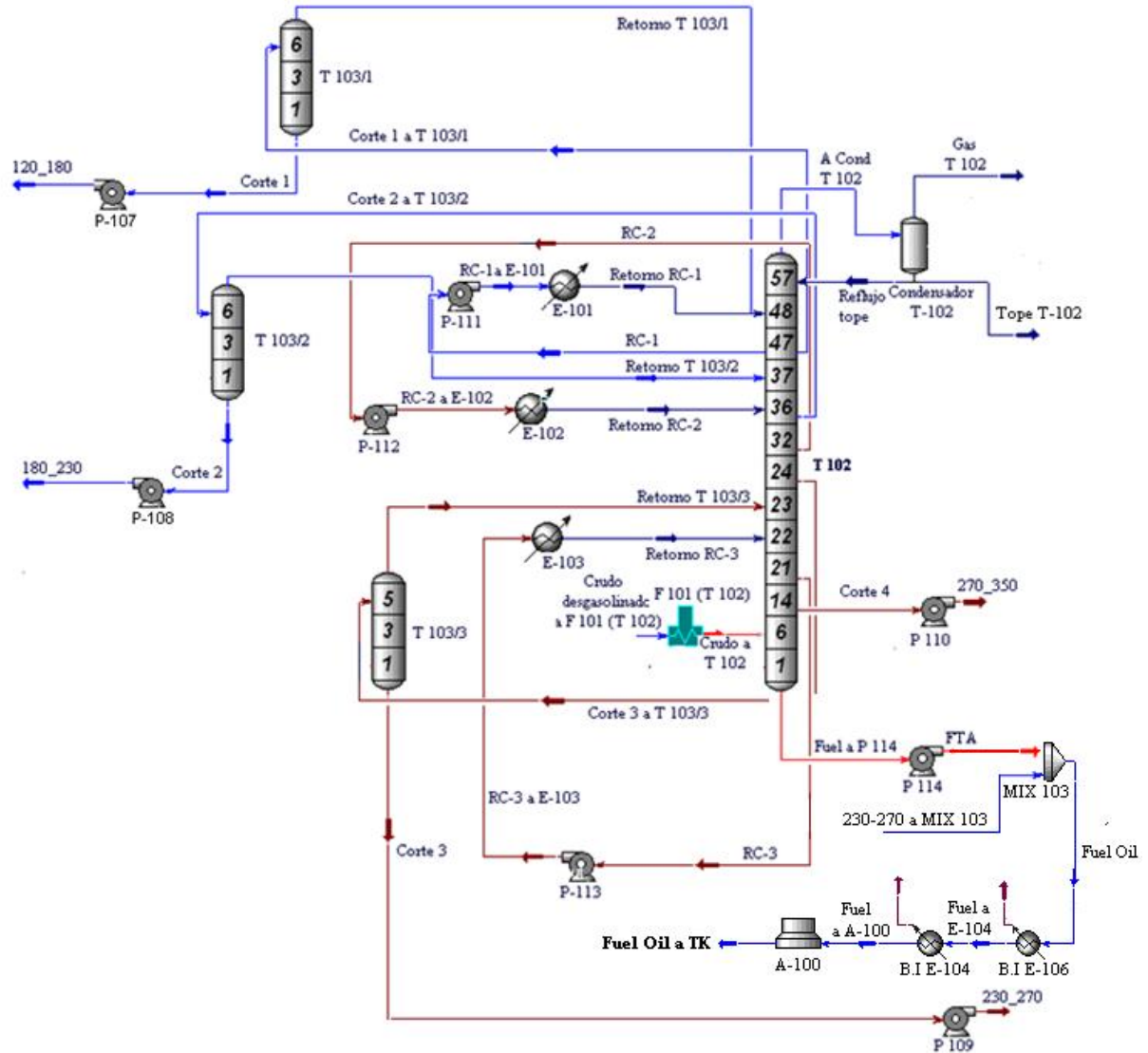


Figura 3.2. Diagrama de flujo de información de la torre atmosférica T-102.

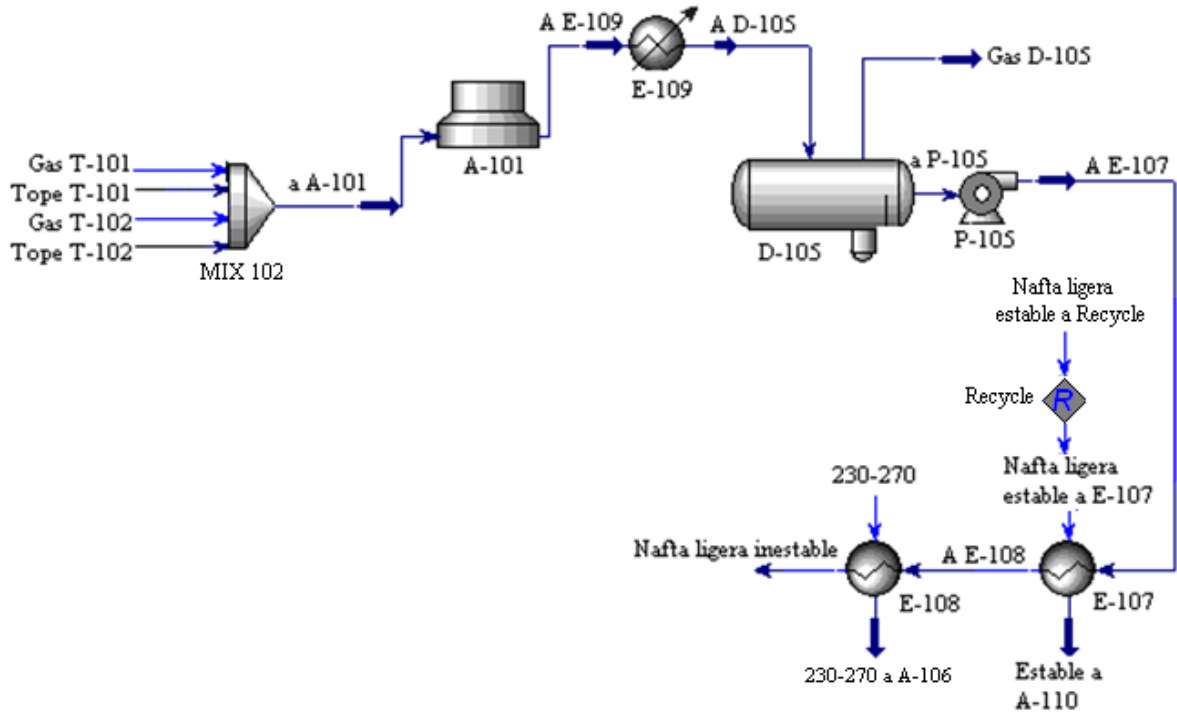


Figura 3.3. Diagrama de flujo de información de la sección de inyecta a la torre estabilizadora T-104.

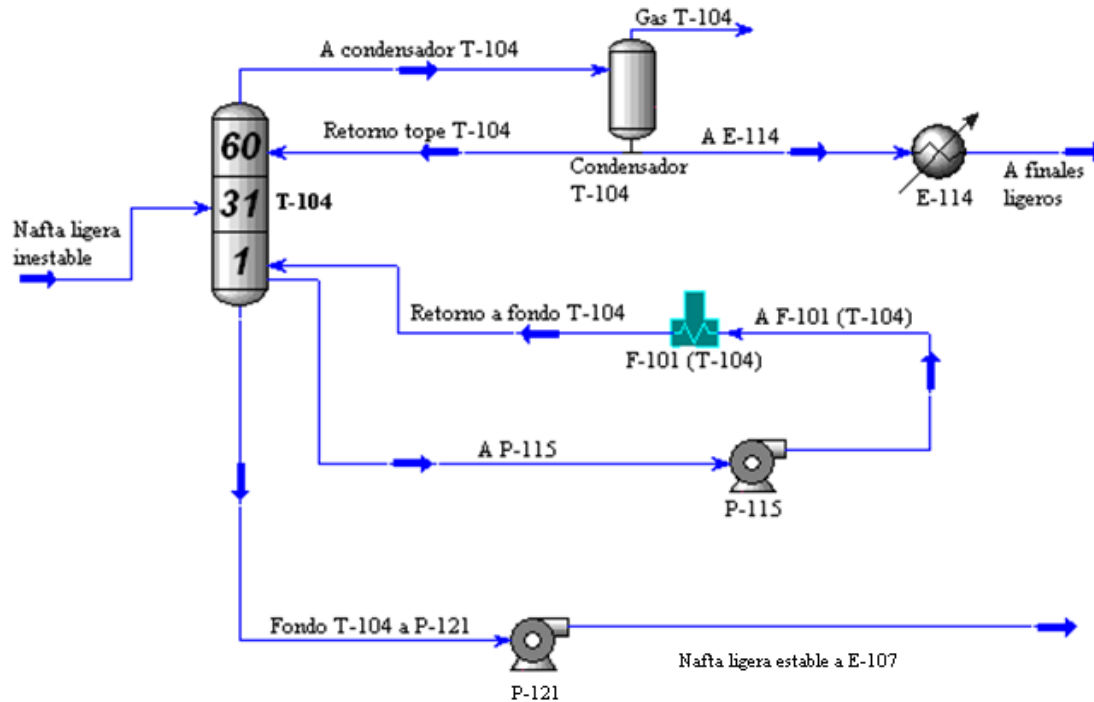


Figura 3.4. Diagrama de flujo de información de la torre estabilizadora T-104.

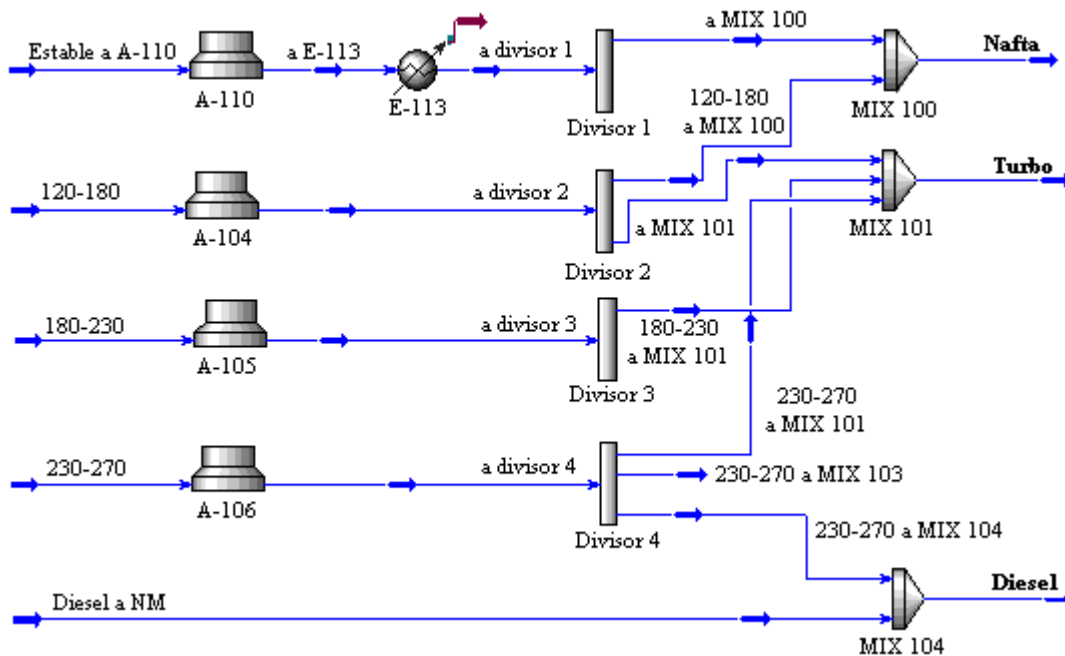


Figura 3.5. Diagrama de flujo de información del Nudo de Mezcla.

Tabla 3.2. Coeficiente de variación para parámetros de operación de la columna T-102.

Parámetros	U/M	Desv. Estándar	Media	CV (%)
Temperatura tope	°C	0.43	107.66	0.39
Temperatura fondo	°C	1.10	330.66	0.33
Temperatura plato 13	°C	1.30	327.47	0.40
Temperatura plato 23	°C	1.10	273.19	0.40
Temperatura plato 35	°C	0.57	209.27	0.27
Temperatura plato 45	°C	0.43	149.04	0.29
Presión del tope	kgf/cm ²	0.00	0.75	0.00
Temperatura alimentación	°C	0.58	350.62	0.17
Presión de alimentación	kgf/cm ²	0.16	3.54	4.58

Tabla 3.3. Coeficiente de variación para parámetros de operación de la columna T-104.

Parámetros	U/M	Desv. Estándar	Media	CV (%)
Temperatura tope	°C	0.60	122.3	0.49
Temperatura fondo	°C	0.98	182.39	0.54
Presión del tope	kgf/cm ²	0.07	5.8033	1.25
Temperatura alimentación	°C	1.19	168.95	0.71
Presión de alimentación	kgf/cm ²	0.26	7.09	3.69

Los valores del coeficiente de variación mostrados en las tablas 3.1, 3.2 y 3.3 están por debajo de 5%, lo que indica que existe poca dispersión en los datos primarios pudiéndose tomar la media como valor representativo de la población para proceder a la validación del modelo de simulación del caso de estudio.

Para llevar a cabo la validación del modelo de simulación de la sección de destilación atmosférica se comparan los valores de los parámetros de operación definidos para cada columna tomados del proceso real y los obtenidos por simulación como se muestra en las tablas 3.4, 3.5, 3.6.

Tabla 3.4. Comparación de los parámetros de la torre T-101 en el proceso real y simulado.

Parámetros	U/M	T-101	T-101 simulada	Desviación %
Temperatura tope	°C	131.7	131.50	0.15
Temperatura fondo	°C	254.9	253.60	0.51
Presión del tope	kgf/cm ²	2.8	2.81	0.36
Temperatura alimentación	°C	214.5	213.00	0.70
Presión de alimentación	kgf/cm ²	5.13	5.09	0.20

Tabla 3.5. Comparación de los parámetros de la torre T-102 en el proceso real y simulado.

Parámetros	U/M	T-102	T-102 simulada	Desviación %
Temperatura tope	°C	107.66	108.00	0.28
Temperatura fondo	°C	330.66	323.40	2.26
Temperatura plato 13	°C	327.47	302.50	8.26
Temperatura plato 23	°C	273.19	255.40	6.97
Temperatura plato 35	°C	209.27	194.80	7.44
Temperatura plato 45	°C	149.04	149.00	0.07
Presión del tope	kgf/cm ²	0.75	0.73	2.74
Temperatura alimentación	°C	350.62	351.00	0.11
Presión de alimentación	kgf/cm ²	3.54	3.48	0.57

Tabla 3.6. Comparación de los parámetros de la torre T-104 en el proceso real y simulado.

Parámetros	U/M	T-104	T-104 simulada	Desviación %
Temperatura tope	°C	122.30	122.50	0.16
Temperatura fondo	°C	182.39	184.50	1.14
Presión del tope	kgf/cm ²	5.8033	5.81	0.17
Temperatura alimentación	°C	168.95	169.00	0.00
Presión de alimentación	kgf/cm ²	7.09	6.99	0.14

En la comparación realizada entre las condiciones reales y los valores obtenidos mediante la simulación en las unidades que integran la sección de destilación atmosférica, se observa en los parámetros comparados, que no existen desviaciones superiores a 10 %, por lo que se

considera que el modelo de simulación obtenido reproduce el proceso real y es adecuado para realizar el estudio de la sección de destilación atmosférica de la refinería Camilo Cienfuegos.

3.2.1. Resultados del análisis de sensibilidad.

Para el análisis de sensibilidad se tiene en cuenta el estudio de tres módulos por separado como se explica en el epígrafe 2.4.1.

1. Columna T-101.

En la tabla 3.7 se muestra el resultado de la variación de la propiedad destilación TBP de las fracciones ligeras y pesadas, en función del cambio en la temperatura de tope.

Tabla 3.7. Influencia de la variación de la temperatura de tope en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones ligeras y pesadas en la torre T-101.

Temp. Tope (°C)	Corriente Tope T-101			Corriente Fondo T-101		
	Dest. 5% (°C)	Dest. 95% (°C)	Flujo (m ³ /h)	Dest. 5% (°C)	Dest. 95% (°C)	Flujo (m ³ /h)
107.2	27.878	100.79	30.015	123.14	476.9	388.5
118.3	27.878	117.38	35.013	130.12	477.21	383.49
131.4	27.878	139.84	39.992	133.1	477.51	378.51
144.9	27.878	157.67	44.982	133.39	477.82	373.52
165.1	27.878	187.26	49.996	133.61	478.13	368.5

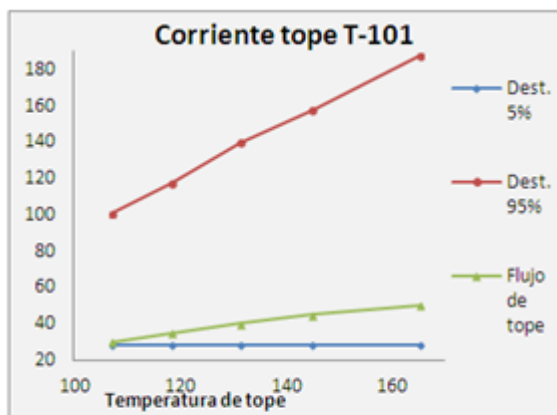


Figura 3.7. Influencia de la variación de la temperatura de tope en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones ligeras en la torre T-101.

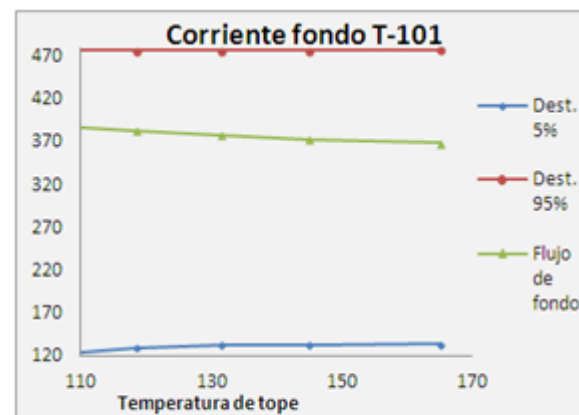


Figura 3.8. Influencia de la variación de la temperatura de tope en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones pesadas en la torre T-101.

Como se observa, al aumentar la temperatura de tope de la columna de destilación T-101 la temperatura a la que se obtiene el 5% de destilado de la corriente de tope permanece constante ya que esta porción ya está incluida por debajo de la temperatura de tope, por otro lado la

temperatura a la que se obtiene el 95% de destilado aumenta ya que pasan a formar parte de la composición de la corriente de tope componentes con mayor temperatura de ebullición, adicionalmente aumenta el flujo de tope lo que es consecuente con la respuesta que se obtiene en el proceso real ante una situación semejante.

En la corriente de fondo, la temperatura a la que se obtiene el 5% de destilado aumenta ya que al aumentar la temperatura de tope, los componentes con menor temperatura de ebullición que forman parte de esta son arrastrado a la parte superior, por consecuencia disminuye el flujo de fondo comportándose de forma semejante a la misma situación en el proceso real.

2. Columna T-102.

En la tabla 3.8 se muestra el resultado que indica la influencia de la variación de temperatura de los platos de extracción en el contenido de azufre y en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones de petróleo de la T-102.

Tabla 3.8. Influencia de la temperatura de los platos de extracción en el azufre y en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones de petróleo obtenidas en la T-102.

	Temperatura (°C)	Dest. 5% (°C)	Dest. 95% (°C)	Flujo, m ³ /h	Azufre (% peso)
Fracción Nafta	141.4	151.45	166.62	13	0.0098
	144.7	153.94	169.71	20	0.014
	147.1	155.14	172.23	25	0.019
Fracción Turbo	184.6	173.96	233.82	40	0.11
	186.2	174.89	244.52	45	0.13
	187.8	175.74	252.5	50	0.16
Fracción Kero	247.4	236.15	303.59	50	0.69
	248.1	236.41	307.36	55	0.71
	249.9	237.13	318.56	65	0.75
Fracción Diesel	297	280.91	343.97	40	1.03
	297.5	281.81	360.43	52	1.08
	298.6	285.53	370.76	60	1.13

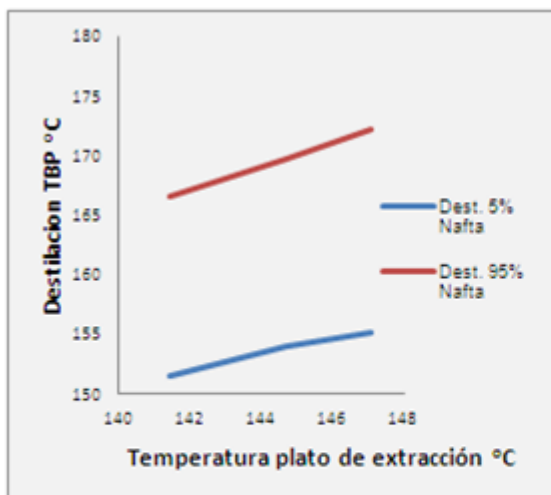


Figura 3.9. Influencia de la temperatura del plato de extracción 47 en la destilación TBP al 5 y 95 % del corte de nafta en la T-102.

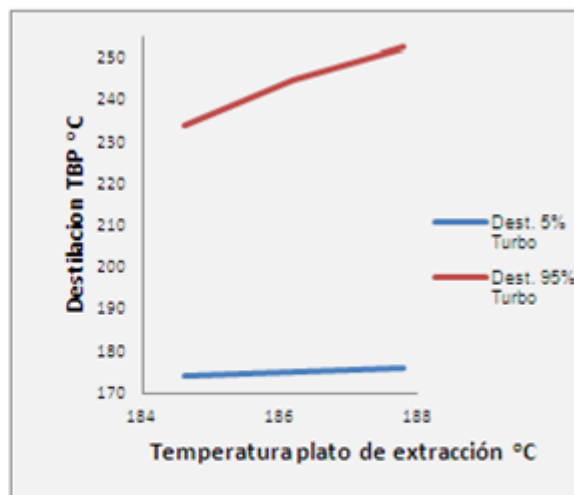


Figura 3.10. Influencia de la temperatura del plato de extracción 36 en la destilación TBP al 5 y 95 % del corte de turbo en la T-102.

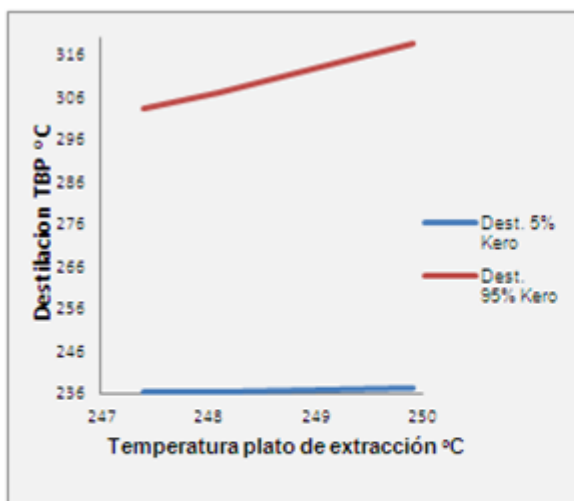


Figura 3.11. Influencia de la temperatura del plato de extracción 24 en la destilación TBP al 5 y 95 % del corte de kero en la T-102.

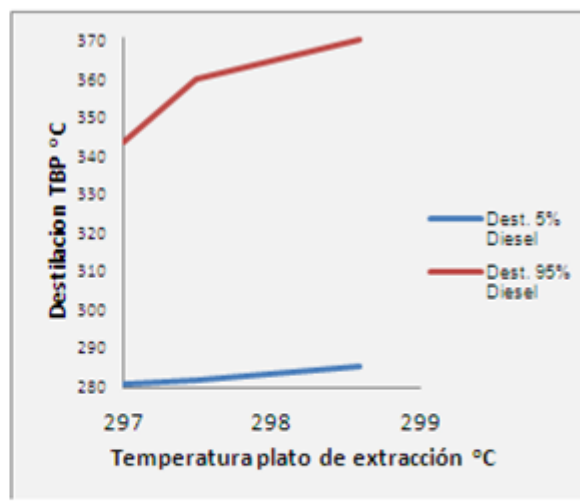


Figura 3.12. Influencia de la temperatura del plato de extracción 14 en la destilación TBP al 5 y 95 % del corte de diesel en la T-102.

En los datos obtenidos de la columna de destilación atmosférica T-102 se observa como al aumentar la temperatura de los platos de extracción las temperaturas a la que se obtiene el 5 y 95 % de destilado en cada corte se desplazan hacia valores superiores obteniéndose fracciones más pesadas con un contenido de azufre superior lo cual es consecuente con la respuesta que se obtiene al realizar una variación semejante en el proceso real.

3. Columna T-104.

En la tabla 3.9 se muestra el resultado de la variación de las propiedades (flujo y destilación TBP de las fracciones ligeras y pesadas, en función del cambio en la temperatura de tope.

Tabla 3.9. Influencia de la variación de la temperatura de tope en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones ligeras y pesadas en la torre T-104.

Temp. Tope °C	Corriente Tope T-104			Corriente Fondo T-104		
	Dest. 5%	Dest. 95%	Flujo, m3/h	Dest. 5%	Dest. 95%	Flujo, m3/h
114.4	0.877	68.35	16.000	75.714	142.32	50.990
122.5	0.877	84.195	18.999	71.343	143.08	47.992
133.9	0.877	100.98	22.999	68.067	144.15	43.992
139.1	0.877	108.75	25.000	67.436	144.72	41.991

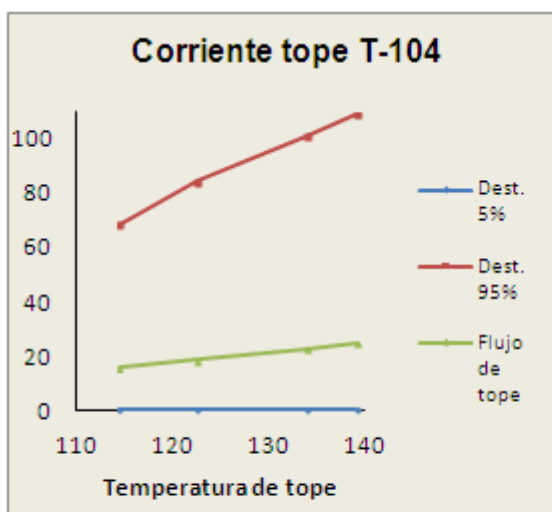


Figura 3.13. Influencia de la variación de la temperatura de tope en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones ligeras en la torre T-104.

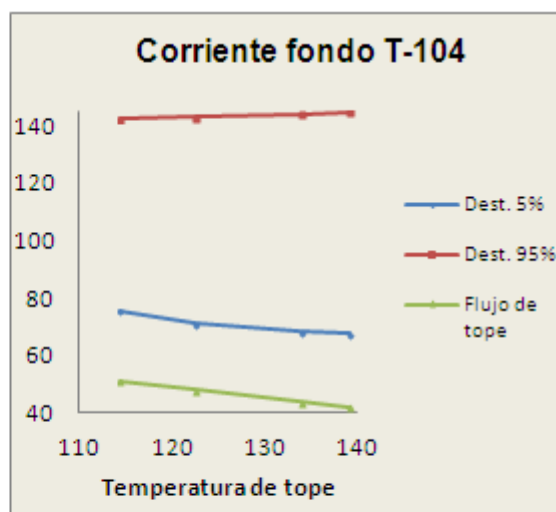


Figura 3.14. Influencia de la variación de la temperatura de tope en la destilación TBP al 5 y 95 % de las fracciones pesadas en la torre T-104.

La operación de la torre de destilación T-104 es semejante a la T-101, son destilaciones *flash* y como se observa en los datos obtenidos al variar la temperatura de tope presentan un comportamiento similar. La explicación a las variaciones observadas para la T-101 es aplicable para la T-104.

3.3. Análisis de los resultados de la simulación.

3.3.1. Análisis comparativo de la mezcla *Iranian Light* – Merey y el crudo Guafita con la mezcla Mesa - Merey.

En la Tabla 3.10 se reportan los parámetros fundamentales del crudo Guafita y las mezclas del crudo Merey con los crudos Mesa 30 e *Iranian Light*. Como aspectos a destacar tenemos que la mezcla *Iranian Light*-Merey contiene 28 %vol del crudo Merey, mayor contenido de azufre y mayor viscosidad que la mezcla Mesa-Merey y Guafita, aunque similar API.

Tabla 3.10. Propiedades del crudo Guafita y las mezclas Mesa–Merey e *Iranian Light*–Merey.

Parámetro	Mesa-Merey	<i>Iranian Light</i> -Merey	Guafita
Proporción de Merey (% vol)	12	28	---
API	28.4	27.9	27.0
SPG	0.8848	0.8874	0.8927
Azufre (%P)	1.23	1.77	0.92
Viscosidad (Cst a 50 °C)	9.44	11.71	9.07
Viscosidad (Cst a 100 °C)	2.96	3.59	2.91

3.3.2. Simulación de la planta de destilación atmosférica corriendo el crudo Guafita y la mezcla *Iranian Light*-Merey.

En las tablas 3.11a 3.16 aparecen los valores establecidos de los parámetros de operación fundamentales para cada corrida simulada en la sección de destilación atmosférica.

Corrida 1

Premisas: Se simula la corrida de crudo Guafita obteniendo *fuel oil* de viscosidad 650 cst y los productos dentro de las especificaciones de calidad normadas para la refinería Camilo Cienfuegos.

Corrida 2

Premisas: Se simula la corrida de crudo Guafita obteniendo *fuel oil* de alta viscosidad y los productos dentro de las especificaciones de calidad normadas para la refinería Camilo Cienfuegos.

Corrida 3

Premisas: Se simula la corrida de la mezcla de crudos *Iranian-Merey* obteniendo *fuel oil* de viscosidad 650 cst y los productos dentro de las especificaciones de calidad normadas para la refinería Camilo Cienfuegos.

Corrida 4

Premisas: Se simula la corrida de la mezcla de crudos *Iranian-Merey* obteniendo *fuel oil* de viscosidad 650 cst y los productos dentro de las especificaciones de calidad normadas para la refinería Camilo Cienfuegos excepto el contenido de azufre en la corriente de turbo.

Corrida 5

Premisas: Se simula la corrida de la mezcla de crudos *Iranian-Merey* obteniendo *fuel oil* de alta viscosidad y los productos dentro de las especificaciones de calidad normadas para la refinería Camilo Cienfuegos excepto el contenido de azufre en la corriente de turbo.

Tabla 3.11. Parámetros de operación fundamentales establecidos para la corrida 1 y 2.

Parámetros	Corrida 1				Corrida 2		
	U/M	T-101	T-102	T-104	T-101	T-102	T-104
Temperatura tope	°C	96	108	105.0	96	108	105
Temperatura fondo	°C	251.5	335.6	180.9	251.5	335.6	180.9
Temperatura plato 13	°C		305.4			305.3	
Temperatura plato 23	°C		245.2			245.1	
Temperatura plato 35	°C		186.5			185	
Temperatura plato 45	°C		152.6			150.5	
Presión del tope	kgf/cm ²	2.4	0.73	5.8	2.4	0.73	5.8
Temperatura alimentación	°C	213.1	351.0	145	213.1	351.0	145

Tabla 3.12. Parámetros de operación fundamentales establecidos para la corrida 3 y 4.

Parámetros	Corrida 3				Corrida 4		
	U/M	T-101	T-102	T-104	T-101	T-102	T-104
Temperatura tope	°C	96	108	105.0	100	90	105
Temperatura fondo	°C	251.5	335.6	180.9	237.7	335.7	168.6
Temperatura plato 13	°C		305.4			312	
Temperatura plato 23	°C		245.2			258.7	
Temperatura plato 35	°C		186.5			195	
Temperatura plato 45	°C		152.6			145	
Presión del tope	kgf/cm ²	2.4	0.73	5.8	2.8	0.73	5.8
Temperatura alimentación	°C	213.1	351.0	145	193	351	145

Tabla 3.13. Parámetros de operación fundamentales establecidos para la corrida 5.

Parámetros	U/M	T-101	T-102	T-104
Temperatura tope	°C	100	90	105
Temperatura fondo	°C	237.7	337.0	169.0
Temperatura plato 13	°C		315.1	
Temperatura plato 23	°C		264.3	
Temperatura plato 35	°C		198.7	
Temperatura plato 45	°C		145.2	
Presión del tope	kgf/cm ²	2.8	0.73	5.8
Temperatura alimentación	°C	193.0	351	145

En las tablas 3.14-3.16 se muestran los valores de los parámetros de calidad fundamentales, para cada producto combustible, obtenidos en la simulación de cada corrida en la sección de destilación atmosférica. Los parámetros de calidad establecidos para los productos que se obtienen en la refinería Camilo Cienfuegos se muestran en el anexo 6.

Tabla 3.14. Parámetros de calidad para los productos obtenidos en las corridas 1 y 2.

Parámetros	Corrida 1				Corrida 2			
	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel
Azufre (% wt)	0,0038	0,043	0.631	1,29	0,0039	0,045	0,664	1,387
Temp. Flash (°C)		49,91	73,74			52,32	75,07	
Pto. congelación (°C)		-65				-64,06		
Pto de humo (mm)		20				20		
Ind. Cetano			51,217				51,14	
Viscosidad (cst a 50 °C)				653				32 639

Al analizar los resultados obtenidos para cada parámetro de calidad al correr crudo Guafita en la unidad de destilación atmosférica, se observa en el caso 1 como todos los productos cumplen con los estándares de calidad según las normas establecidas por CUPET para estos derivados del petróleo. En el caso de la corrida 2, se cumple igualmente con los parámetros de calidad para cada producto excepto la viscosidad del fuel oil que se deja libre considerando una posible inclusión de una torre de destilación a vacío en el esquema de refinación.

Tabla 3.15. Parámetros de calidad para los productos obtenidos en las corridas 3 y 4.

Parámetros	Corrida 3				Corrida 4			
	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel
Azufre (% wt)	0,057	0,149	1,31	2,44	0,064	0,25	1,4	2,44
Temp. Flash (°C)		40,052	73,45			39,52	77,77	
Pto. congelación (°C)		-56				-51,62		
Pto de humo (mm)		20,59				20,5		
Ind. Cetano			49,22				50,813	
Viscosidad (cst a 50 °C)				650,38				651,2

Tabla 3.16. Parámetros de calidad para los productos obtenidos en la corrida 5.

Parámetros	Corrida 5			
	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel
Azufre (% wt)	0,065	0,307	1,38	2,86
Temp. Flash (°C)		47,246	80,69	
Pto. congelación (°C)		-49,57		
Pto de humo (mm)		20,01		
Ind. Cetano			51,41	
Viscosidad (cst a 50 °C)				26 916

Al analizar los resultados obtenidos para cada parámetro de calidad al correr la mezcla de crudos Iranian Light - Merey en la unidad de destilación atmosférica, se observa como en el caso 3, el contenido de azufre es la característica limitante para la producción de turbocombustible con el esquema de refinación actual. En los casos 4 y 5 se deja libre la característica contenido de azufre en todos los cortes considerando la posible inclusión de un hidrofinador para el producto turbo ya que para la nafta y el diesel se cuenta con plantas destinadas a este fin. Adicionalmente en el caso 5 se deja libre la viscosidad del fuel oil considerando además la posible inclusión de una torre de destilación atmosférica en el esquema de refinación actual.

En las tablas 3.18 a la 3.20 se muestra la calidad del fraccionamiento medida a través del grado de separación para los cortes que se obtienen en la destilación flash (torre desgasolinadora y estabilizadora) y en la destilación atmosférica al procesar los crudos Guafita y la mezcla de crudos *Iranian*-Merey para cada corrida simulada en la unidad de destilación atmosférica.

Tabla 3.18. Grado de separación obtenido al realizar las corridas 1 y 2.

Análisis ASTM D86 para corrida 1				Análisis ASTM D86 para corrida 2		
Torre desgasolinadora. T-101				Torre desgasolinadora.T-101		
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Fondo-Tope	147,1	96,01	51,09	147,1	96,03	51,07
Torre destilación atmosférica.T-102				Torre destilación atmosférica.T-102		
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Tope-120-180	155,3	145,5	9,8	153	145,5	7,5
120-180:180-230	189,7	179,5	10,2	186,8	178,8	8
180-230:230-270	238,7	223	15,7	238,6	222,1	16,5
230-270:270-350	299,2	296,7	2,5	299,1	296,5	2,6
270-350:+350	375.2	362.6	12.6	375.2	362.6	12.6
Torre estabilizadora. T-104				Torre estabilizadora.T-104		
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Fondo-Tope	88,53	75,32	13,21	88,55	75,31	13,24

Tabla 3.19. Grado de separación obtenido al realizar las corridas 3 y 4.

Análisis ASTM D86 para corrida 3				Análisis ASTM D86 para corrida 4		
Torre desgasolinadora. T-101				Torre desgasolinadora.T-101		
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Fondo-Tope	144,3	94,06	50,24	144,3	94,06	50,24
Torre destilación atmosférica.T-102				Torre destilación atmosférica.T-102		
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Tope-120-180	148,7	138,7	10	135,3	121,8	13,5
120-180:180-230	177,6	171,6	6	194,7	173,9	20,8
180-230:230-270	226,4	205,6	20,8	256,1	240	16,1
230-270:270-350	304,1	297,6	6,5	310,7	315,5	-4,8
270-350:+350	365.4	365.3	0.1	368.1	368.4	-0.3
Torre estabilizadora. T-104				Torre estabilizadora.T-104		
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Fondo-Tope	91,49	61,41	30,08	85,69	61,02	24,67

Tabla 3.20. Grado de separación obtenido al realizar la corrida 5.

Análisis ASTM D86 para corrida 5			
Torre desgasolinadora.T-101			
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Fondo-Tope	144,3	94,06	50,24
Torre destilación atmosférica.T-102			
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Tope-120-180	135,7	122,1	13,6
120-180:180-230	196,7	174,4	22,3
180-230:230-270	264,8	250	14,8
230-270:270-350	314,5	325,5	-11
270-350:+350	376.6	374.5	2.1
Torre estabilizadora.T-104			
Cortes	T (5% pesado)	T(95% ligero)	$\Delta T(^{\circ}C)$
Fondo-Tope	85,87	61,05	24,82

Al analizar la calidad de la separación cuando se procesa el crudo Guafita y la mezcla de crudos *Iranian-Merey* para cada variante se puede apreciar que en las columnas desgasolinadora y estabilizadora la separación se realiza de forma eficiente ya que existe una brecha entre las corrientes de tope y fondo lo que indica que estas torres pueden operar bajo el régimen de condiciones establecido para llevar a cabo la refinación primaria de los crudos objeto de estudio. En el caso de la columna de destilación atmosférica al procesar el crudo Guafita para los dos casos simulados y la mezcla de crudos *Iranian-Merey* para la corrida 3 se logra un grado de separación eficiente observándose una brecha de temperaturas entre los cortes consecutivos que se obtienen en esta columna. Sin embargo al evaluar el grado de separación de la columna de destilación atmosférica al procesar la mezcla de crudos *Iranian-Merey* para las corridas simuladas 4 y 5 existe superposición entre el tercer y cuarto corte, luego, esta situación no afecta el proceso de refinación de forma global ya que estos cortes se mezclan íntegramente para formar el diesel como producto final de la destilación primaria.

3.3.3. Análisis técnico de los resultados de la simulación.

Ya visto, que las columnas de destilación involucradas en el proceso de refinación primaria instalado en la refinería Camilo Cienfuegos responden adecuadamente desde el punto de vista hidrodinámico y energético ante las variantes analizadas, centramos el análisis técnico en el respaldo hidráulico que brinda el sistema de bombeo periférico que garantiza el inyectivo y la

evacuación de crudo y productos respectivamente, así como las recirculaciones internas. En la tabla 3.19 se compara el flujo máximo de cada bomba con los flujos obtenidos a partir de cada corrida analizada para un inyector máximo de 444 m³/h.

Tabla 3.19. Registro de flujo de las bombas involucradas en el proceso de destilación primaria.

Código	Función	Flujo máx. (m ³ /h)	Flujo corrida 1 (m ³ /h)	Flujo corrida 2 (m ³ /h)	Flujo corrida 3 (m ³ /h)	Flujo corrida 4 (m ³ /h)	Flujo corrida 5 (m ³ /h)
P-101	Inyector crudo a T-101	444	444	444	444	444	444
P-102	Inyector a T-102	465	428.6	428.6	406.4	406.4	406.4
P-103	Reflujo caliente T-101	145	128	128	128	128	128
P-105	Inyector nafta a T-104	72,4	51.77	51.77	62.6	45.72	46.16
P-107	Fr.120-180°C a nudo de mezcla	37	19.20	16.97	19.1	37.13	37.13
P-108	Fr.180-230°C a nudo de mezcla	47	32.93	35.0	21.24	47.74	55.17
P-109	Fr.230-270°C a nudo de mezcla	35	67.9	67.9	79.57	58.35	58.35
P-110	Fr.270-350°C a nudo de mezcla	70	58.35	58.35	50.92	42.48	42.44
P-111	I reflujo circulante	120	118	118	118	115	115
P-112	II reflujo circulante	115	60.0	60.0	80.0	60.0	60.0
P-113	III reflujo circulante	71	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0
P-114	Salida fondo T-102	251	213.91	214.08	204.62	202.79	195.09
P-115	Reflujo fondo T-104	185	130	130	130	130	130
P-121	Fr.70-120°C a nudo de mezcla	50	43.44	43.42	44.32	31.05	31.38

Al realizar un análisis comparativo de los resultados expuestos en la tabla 3.19 se infiere que los crudos analizados presentan alto rendimiento de destilados medios, luego, tenemos que para todas las corridas analizadas, el flujo de la corriente fracción 230-270 es superior al máximo capaz de evacuar la bomba P-109 que envía este producto al nudo de mezcla, en caso de implementar cualquiera de las variantes es obligatorio la sustitución de este equipo. Por otro lado, para las corridas 4 y 5, el flujo de fracción 120-180 es ligeramente superior, (0.13 m³/h), al máximo de la bomba P-107 que envía este producto al nudo de mezcla. Este valor se encuentra dentro del 10% de error asumido para el modelo de simulación, adicionalmente los sistemas de bombeo tienen un sobrediseño de 10% por encima del flujo máximo, por lo que asumimos que esta bomba puede responder positivamente ante condiciones extremas de operación. También para la corrida 4, el flujo de fracción 180-230 es ligeramente superior al máximo para la bomba P-108 que evacua esta corriente hacia el nudo de mezcla, para este caso ocurre semejante a la bomba P-107 en las corridas 4 y 5, por lo que esta desviación es asumida del mismo modo. Para la corrida 5, el flujo de fracción 180-230 también es superior

al máximo para la bomba P-108, en caso de implementarse esta variante es obligatoria la sustitución de este equipo.

3.3.4. Análisis económico de los resultados de la simulación.

En la tabla 3.20 y el gráfico de la figura 3.15 se muestran los resultados de rendimientos volumétricos obtenidos para cada caso objeto de estudio.

Tabla 3.20. Rendimiento de productos obtenido para cada caso simulado.

Productos	Rendimiento (% Volumen)					
	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	Corrida 5	Mesa-Merey
GLP	1,86	1,86	4,12	3,28	3,30	4,54
Nafta	11,93	12,44	11,69	14,02	14,10	15,79
Jet fuel	9,56	9,02	7,36	6,63	13,68	10,75
Diesel	21,37	28,39	17,38	16,05	22,70	20,77
Fuel oil	55,22	48,21	58,11	57,79	44,01	48,16

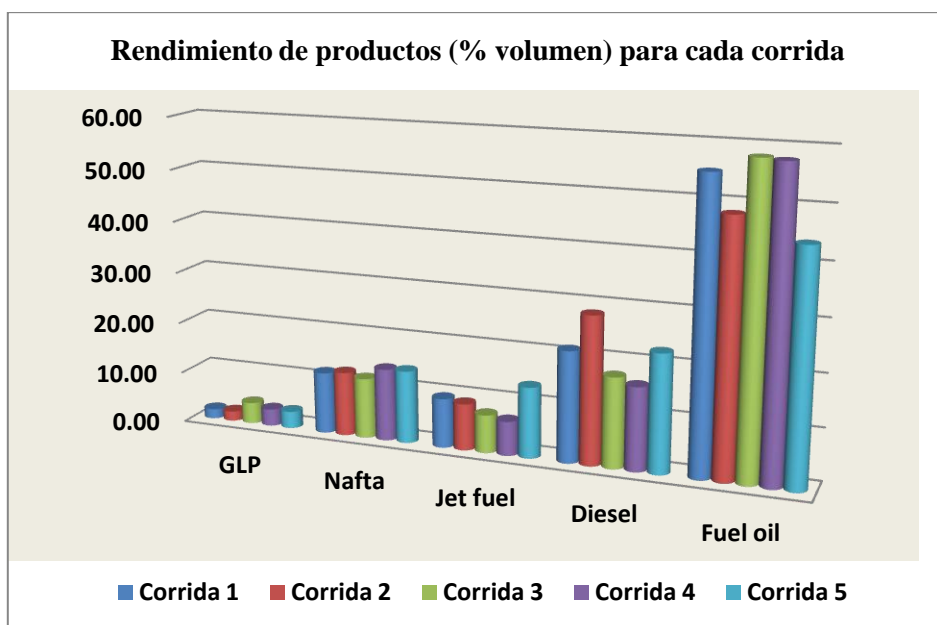


Figura 3.15. Representación gráfica del rendimiento volumétrico para cada caso simulado

Como se observa en los resultados de los rendimientos volumétricos obtenidos para cada caso de estudio y presentados en la tabla 3.20 y la figura 3.15 existe una variación apreciable para cada corrida.

El rendimiento de GLP aumenta para los casos que incluyen el crudo Iranian Light ya que este presenta un alto contenido de ligeros

El rendimiento de nafta pesada se encuentra limitado fundamentalmente por el punto final de ebullición y el contenido de azufre. Se observa que cuando se flexibiliza el contenido de azufre para los diferentes cortes (Caso 2, 4 y 5) aumenta el rendimiento de este corte.

El rendimiento de turbo desciende en gran medida para los caso 3 y 4 debido a que se produce fuel oil de 650 cst que demanda gran cantidad de productos ligeros, en este caso el corte de kero y turbo para lograr la especificación de viscosidad.

El rendimiento de diesel aumenta al liberar la especificación de viscosidad del fuel oil ya sea corriendo crudo Guafita o la mezcla de crudos Iranian Light – Merey debido a que se puede incorporar a este corte la fracción kero en su totalidad.

El rendimiento de fuel oil disminuye considerablemente en la medida que se flexibiliza la especificación de viscosidad permitiendo un aumento del rendimiento de productos claros impactando positivamente en la economía del proceso de refinación.

Luego, se realiza el cálculo del margen de refino para cada variante analizada. Los resultados obtenidos y los volúmenes de productos para una corrida de 2632.28 bbl/h de crudo se muestran en la tabla 3.21.

Tabla 3.21. Volúmenes de productos y margen de refino para cada caso simulado.

		Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	Corrida 5	Mesa-Merey
	Precios, \$/bbl	104.79	104.79	107.077	107.077	107.077	105.066
	Productos	productos bbl/h					
GLP	64.957	49.05	49.08	108.32	86.21	86.99	119.51
Nafta	116.424	313.96	327.35	307.60	368.93	371.27	415.71
Jet fuel	129.609	251.67	237.53	193.73	174.54	360.09	283.05
Diesel	125.701	562.51	747.42	457.58	422.48	597.54	546.74
Fuel oil	100.880	1453.45	1268.97	1529.62	1521.19	1158.39	1267.71
Margen de refino, \$/bbl		5.26	6.92	-0.79	-1.56	2.15	4.90

Como se observa en los resultados obtenidos del cálculo del margen de refinación, no es factible económicamente procesar la mezcla de crudos *iranian light* – Merey ya que presenta un balance negativo excepto la variante de obtener a partir de este, *fuel oil* de alta viscosidad y turbocombustible con alto contenido de azufre, para ello sería necesario la instalación de una unidad de destilación al vacío y un hidrofinao de turbo, luego, tenemos que, procesar el crudo Guafita se presenta como la variante que brinda mayores utilidades ya que tiene la mejor relación entre el precio del crudo y los productos. Al comparar las corridas realizadas para el crudo Guafita tenemos que la variante de procesar crudo Guafita obteniendo *fuel oil* de alta viscosidad es la más atractiva, luego, con esto se incurre en la necesidad de instalar una unidad de destilación al vacío para procesar el fondo atmosférico. Finalmente, la variante de procesar crudo Guafita obteniendo *fuel oil* con viscosidad 650 cst es la que se presenta como más factible económicamente ya que con el esquema de refinación instalado en la refinería Camilo Cienfuegos se obtiene productos con las especificaciones de calidad normadas para el consumo nacional y las exportaciones de combustibles.

3.4. Conclusiones parciales.

1. El modelo de simulación obtenido es capaz de reproducir el proceso de destilación atmosférica instalado en la refinería Camilo Cienfuegos con un error menor de 10%.
2. Al variar los parámetros de operación de la planta de destilación atmosférica en el modelo de simulación, la respuesta que se obtiene es consecuente con una variación semejante en el proceso real.
3. Para todas las variantes analizadas las columnas de destilación responden adecuadamente desde el punto de vista hidrodinámico y energético.
4. Los crudos analizados presentan elevado rendimiento de destilados medios.
5. Procesar el crudo Guafita se presenta como la variante más favorable desde el punto de vista económico.

CONCLUSIONES

1. El modelo de simulación obtenido es capaz de reproducir el proceso de destilación atmosférica instalado en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos con un error menor de 10 %.
2. El modelo de simulación obtenido responde adecuadamente ante variaciones en las condiciones de operación de acuerdo a una situación similar en el proceso real.
3. El equipamiento principal instalado, encabezado por las columnas de destilación, responde positivamente desde el punto de vista hidrodinámico y energético al procesar tanto la mezcla de crudos *Iranian light*-Merey como el crudo Guafita.
4. Al procesar la mezcla de crudos *Iranian light*-Merey se hace necesario la sustitución de las bombas P-109 y P-108 de extracción de los cortes Kero y Turbo respectivamente.
5. Al procesar el crudo Guafita se hace necesario la sustitución de la bomba P-109 de extracción del corte Kero.
6. La variante más favorable desde el punto de vista económico es la corrida de crudo Guafita obteniendo fuel oil de alta viscosidad con la necesidad de instalar una unidad de destilación al vacío para procesar el fondo atmosférico.
7. Para el esquema de refinación actual instalado en la refinería Camilo Cienfuegos la variante de procesar crudo Guafita obteniendo fuel oil con viscosidad 650 cst es la que se presenta como más factible económicamente.
8. No es factible económicamente procesar la mezcla de crudos *Iranian light* – Merey.

RECOMENDACIONES

- 1- Analizar el comportamiento de las unidades de procesos aguas abajo de la refinería Camilo Cienfuegos para el procesamiento del crudo Guafita.
- 2- Analizar la implementación de una unidad de destilación al vacío y evaluar su comportamiento al procesar el crudo Guafita mediante simulación.

BIBLIOGRAFÍA

1. Amundson, N.R. y Pontinen, A.J., 1958. Multicomponent distillation. Calculations on a large scale computer. *Ind. Eng.Chem.*, v. 50, p. 730.
2. Brown R. 1965 “Operaciones básicas de la ingeniería química”, Editorial Marín, primera edición, España.
3. Brunner, G., 1998. Industrial process development. Countercurrent multistage gas extraction (SFE) processes. *J. of Supercritical Fluids*, v. 13, p. 283-301.
4. Cortazar,O., Triana, C., Carro, D., 2000. ”Fundamentos de Destilación”.
5. Coulson, J.M. & Richardson, J.F., 2005. *Chemical Engineering. II, V. Unit Operations*”.4th ed. Pergamon Press. Oxford.
6. Cutlip, M.; Shacham, M., 1999. *Problem solving in chemical engineering with numerical methods*. NJ (USA): Prentice Hall, PTR.
7. Chemstations *CHEMCAD*. Chemstations Co. Disponible en Internet:<<http://www.chemstations.net/products/>>.
8. Dawe, R.A., 2000. “Modern Petroleum Chemistry”. John Wiley & Sons, Nueva York.
9. Delgado, J., Arrabal, L. y Aguirre, M. Á., mayo 2005. “Desarrollo de un combustible diesel adaptado a los nuevos motores”. *Ingeniería Química*.
10. Feliu Gil, J.A. Julio/Agosto.2006. “Importancia de la termodinámica en la simulación”, *Ingeniería Química*, No. 426.
11. Gary, J.H y Handwerk, G. E. 1994. “Petroleum Refining, Technology and Economics”. Third Edition.
12. Gómez, A. *Aplicación de Operaciones de Separación. Métodos Aproximados*. 2007 [online]. Disponible en:
http://www.cervantesvirtual.com/servlet/SirveObras/12260956449007178532624/004845_4.pdf.
13. Henley, E.J y Seader, J.D., 2000. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*. [on line]. México: Reverté Ediciones, S.A. 840 p. ISBN 968-6708-28-6.

14. Himmelblau, D.M., 1997. Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química (6ta Ed.), Prentice-Hall Hispanoamericana, Naucalpan de Juárez (México), ISBN 968-880-802-4, 724 p.
15. KBC Advanced Technologies plc; 281/293-8200; www.kbc.com
16. Kister H., 1990. "Distillation Operation", Editorial McGraw- Hill, primera edición, New York
17. Liberman, N. y Liberman. E., 1997. "A working guide to process equipment" Editorial McGraw-Hill.
18. Lluch Urpí, J., 2008. Tecnología y Margen de Refino del Petróleo, 1º ed., Ed. Díaz de Santos, España.
19. Mago, Y., 2004. "Desarrollo de un modelo de simulación que represente el comportamiento de la unidad de reformación catalítica de nafta de la refinería Puerto La Cruz" Tesis de grado, Universidad de Oriente, Barcelona, Venezuela
20. Marcilla, D. Rivera, E. Aquino, L. y Gómez, W., 1998. Economía de Refinación. CUPET.
21. Martínez, V. E. A., 2000. *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. México: Plaza y Valdez.
22. Mc.Cabe W., Smith J., 1991. Harriott P., "Operaciones unitarias en ingeniería química". Editorial McGraw-Hill, España.
23. Muñecas Vidal, M. Á., Mayo.2005. "Caracterización y tratamiento del crudo de petróleo", Ingeniería Química, pág.87-93.
24. PDVSA, 1991. "Manual de diseño de proceso. torres de fraccionamiento", Petróleos de Venezuela S.A, Caracas.
25. Parkash, S., 2003. Refining Processes Handbook.
26. Ramos Carpio, M.A., 1997 "Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica". Fundación Fomento Innovación Industrial. Madrid.
27. Rodríguez, J., 2001 Introducción a la Termodinámica Universidad Tecnológica Nacional (Argentina), 950-42-0136-4.
28. Scenna, N., 1999. *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. Argentina:Universidad Tecnológica Nacional, 950-42-0022-2.

29. Technology, A. *Aspen Plus*. Aspen Technology, Inc. Disponible en Internet en: www.aspentech.com.
30. Technology, A. *ASPEN PLUS*. Aspen Technology Co. [Citado el 5 de noviembre de 20]. Disponible en Internet en: <http://www.aspentech.com/products/>.
31. Trejo Tapia José Adrián, García González Juan Manuel. Revista Investigación Científica, 4, No. 2, Nueva época. Mayo - Agosto 2008 ISSN 1870-8196)
32. Treybal, R. E., 1991. Operaciones con Transferencia de Masa. Editorial McGraw-Hill.
33. Varadi, T. y France. E., 1999. "New Kerosene Mercaptan Oxidation Process", Hydrocarbon Technology International.
34. Wang, J.C. y Henke, G.E., 1966. Tridiagonal matrix for distillation. Hydrocarbon Process. v. 45 (8), p. 155.
35. Wikipedia Foundation Inc., 2003. Disponible en <http://es.wikipedia.org>.

ANEXOS

Anexo 1. Características generales de los crudos mesa 30 y merey 16.

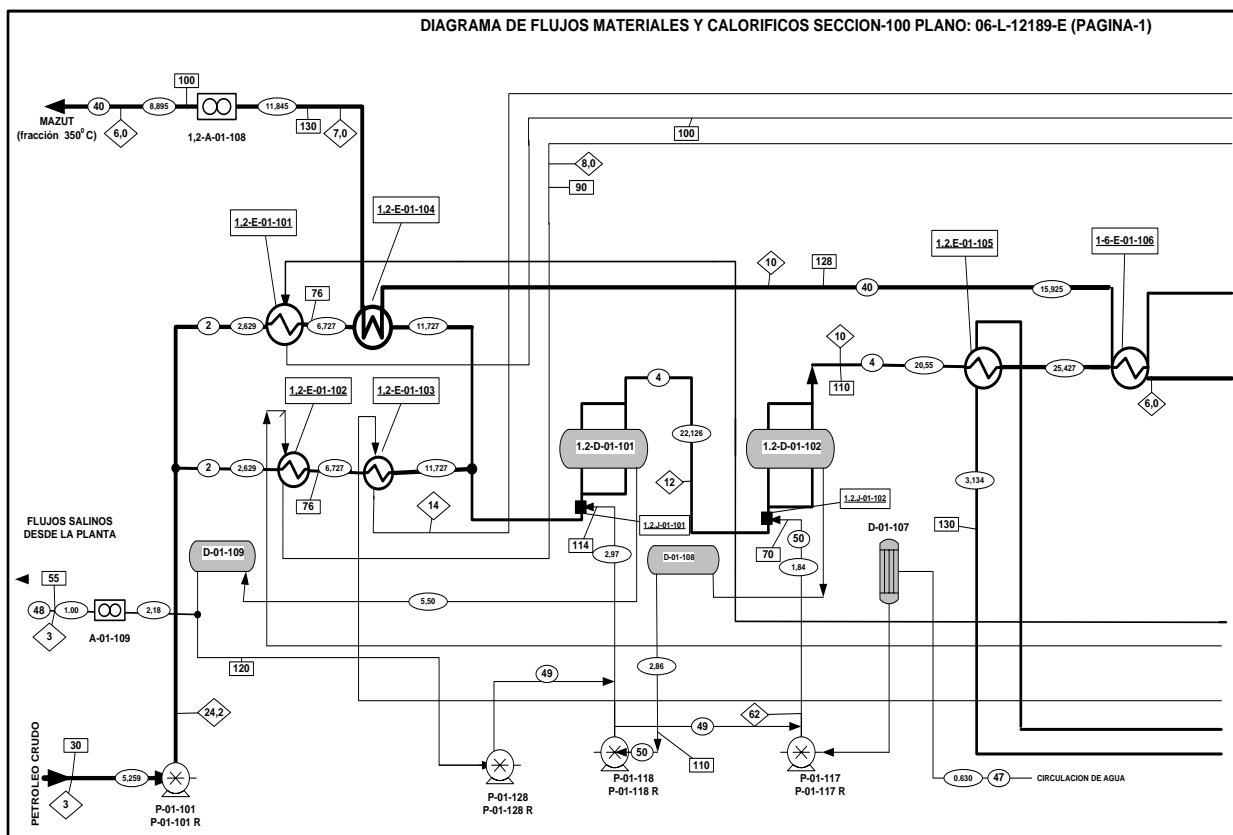
Características Generales CRUDO MESA 30	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	30,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt):	8,3
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt):	6,3
Azufre (% Peso):	1,08
factor K_{UOP} :	11,9
Contenido de Parafina (% Peso):	5,3
Contenido de Sales (ptb):	7,2
H ₂ S Existente (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

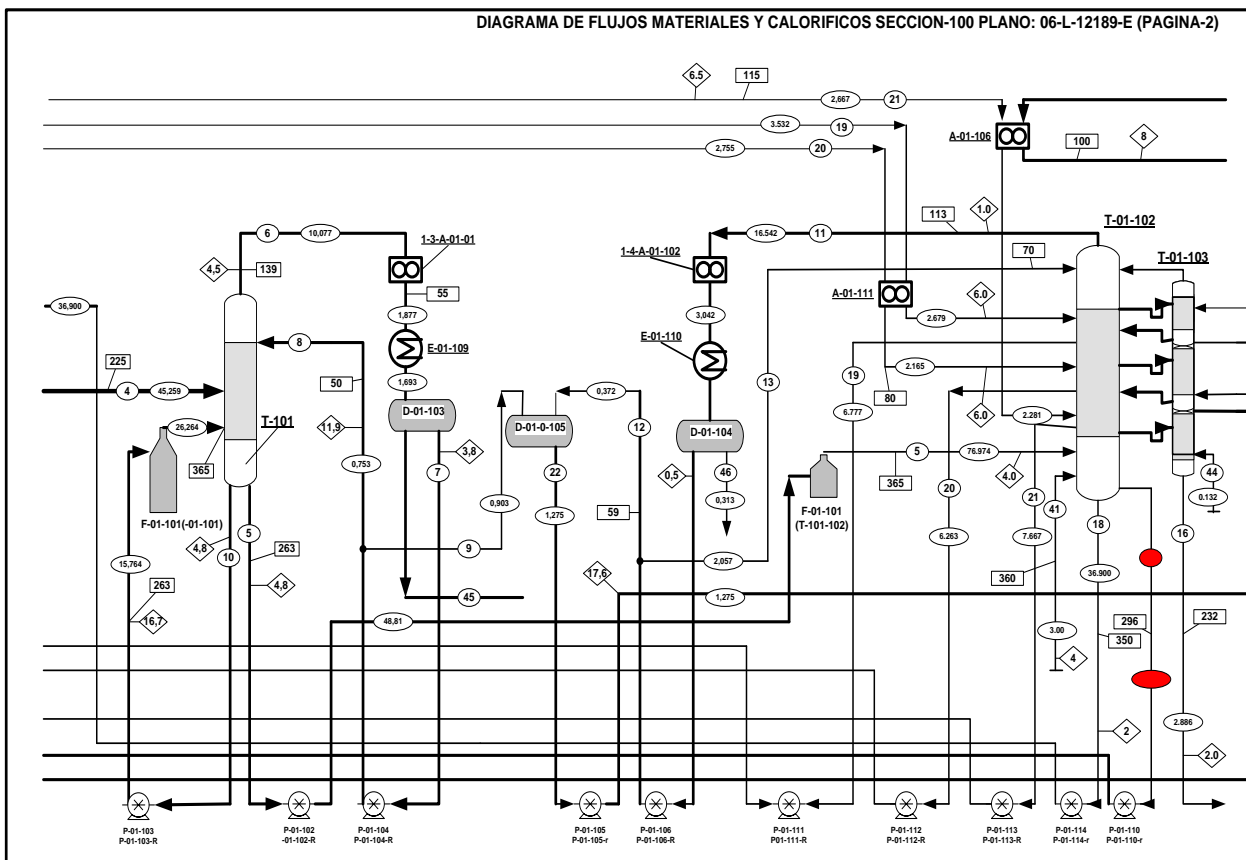
Características Generales CRUDO MEREY 16	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	16,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt):	461,8
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt):	206,8
Azufre (% Peso):	2,49
factor K_{UOP} :	11,6
Contenido de Parafina (%Peso):	2,4
Contenido de Sales (ptb):	27,0
H ₂ S Existente (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

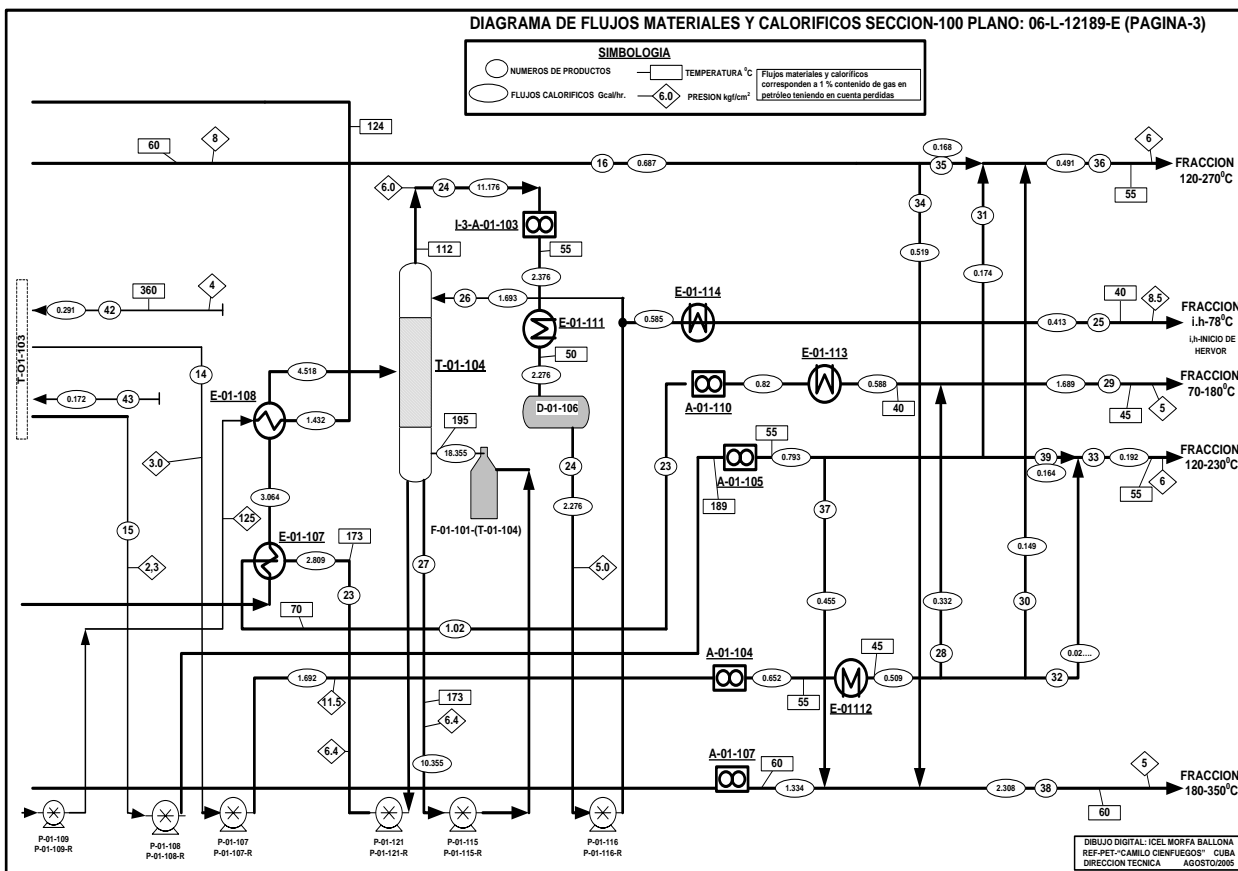
La composición molar de la mezcla de dichos crudos es la siguiente:

Componentes	Porcentaje Molar
Etano (C ₂)	0,0136
Propano (C ₃)	1,1734
Iso-butano (I-C ₄)	1,5483
N-butano (N-C ₄)	2,9542
Iso-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

Anexo 2. Diagrama de flujo del caso de estudio.








Anexo 3. Datos de assays para la mezcla de crudos (Mesa-Merery, Iranian-Merery) y crudo Guafita

CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO		HIDROCARBUROS LIVIANOS				INFORMACIÓN GENERAL										
CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO		CROMATOGRAFÍA DE GASES				LOS DATOS ANALÍTICOS EN ESTA HOJA REPRESENTAN LOS RESULTADOS DE UNA EVALUACIÓN COMPLETA REALIZADA EN OCTUBRE DEL 2007										
CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO		CROMATOGRAFÍA DE GASES				INFORMACIÓN GENERAL										
GRAVEDAD API 60 ° F	API	28,1														
GRAVEDAD ESPECÍFICA 60/60 ° F	Adim	0,8866														
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 100 ° F	cSt	12,85														
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 140 ° F	cSt	8,75														
AZUFRE	% Peso	1,27														
PUNTO DE FLUIDEZ	° C	< -42														
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN K (UOP)	Adim	11,7														
PRESIÓN DE VAPOR REID	100 F, psi	5,09														
PUNTO DE INFLAMACIÓN	° C	< -3,0														
AGUA EN CRUDOS		< 0,1														
SEDIMENTOS POR EXTRACCIÓN	% m/m	0,01														
AGUA Y SEDIMENTOS	% v/v	< 0,05														
CLORUROS INORGÁNICOS	ppm P/P	< 1														
FRACCIONES		DESTILACIÓN														
FRACCIONES		° C	PIE-20	20-80	80-145	145-185	185-240	240-290	290-343	343-398	398-454	454-526	343+	398+	454+	526+
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN K (UOP)	Adim	11,7														
RENDIMIENTO EN EL CRUDO	% Peso		1,28	1,85	8,99	5,02	8,07	9,37	9,72	9,26	9,98	10,48	55,70	46,44	36,46	25,98
RENDIMIENTO EN EL CRUDO	% Vol		1,98	2,42	10,68	5,58	8,71	9,71	9,83	9,14	9,63	9,88	51,09	41,95	32,32	22,44
RENDIMIENTO ACUMULADO	% Peso		1,28	3,13	12,12	17,14	25,21	34,58	44,30	53,56	63,54	74,02	100,00	100,00	100,00	100,00
RENDIMIENTO ACUMULADO	% Vol		1,98	4,40	15,08	20,66	29,37	39,08	48,91	58,05	67,68	77,56	100,00	100,00	100,00	100,00
RENDIMIENTO PROMEDIO ACUMULADO	% Vol		0,99	3,19	9,74	17,87	25,02	34,23	44,00	53,48	62,87	72,62				
GRAVEDAD ESPECÍFICA 60/60 ° F	Adim	0,8866	0,5701	0,6743	0,7430	0,7938	0,8181	0,8520	0,8729	0,8974	0,9184	0,9403	0,9620	0,9800	1,0078	1,0261
GRAVEDAD API A 60 F	API	28,1	116,7	78,3	58,9	46,7	41,4	34,5	30,6	26,1	22,5	18,9	15,5	12,8	8,9	6,4
DESTILACIÓN ASTM		D 7169	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D1160	D1160	D1160	D7169	D7169	D7169	D7169
PIE	° C	36,9	38,7	76,9	145,3	182,0	240,0	295,5	360,3	378,5	440,0	332,8	343,2	408,3	490,1	
* 5% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	104,0	43,7	90,6	151,2	192,0	249,0	302,0	364,2	393,3	453,4	355,4	386,1	444,5	521,5	
* 10% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	138,2	44,9	93,1	153,1	195,0	250,0	302,5	368,4	399,7	459,3	370,9	409,0	464,2	539,4	
* 20% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	208,2	46,2	96,5	154,8	199,0	252,0	303,4	370,2	407,7	466,2	403,4	440,2	494,7	568,3	
* 30% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	263,9	47,4	99,6	156,8	202,0	254,0	304,6	373,1	414,5	476,6	433,6	471,6	522,8	595,2	
* 40% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	314,2	48,9	103,1	158,5	205,0	256,0	305,7	374,7	418,4	484,0	466,8	505,6	554,8	624,4	
* 50% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	364,0	50,6	107,1	160,6	208,0	258,0	307,1	377,3	424,6	488,4	504,7	545,7	589,1	653,3	
* 60% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	417,3	52,6	111,6	162,8	211,0	260,0	308,3	382,9	435,4	493,8	550,9	592,3	627,3	686,6	
* 70% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	471,7	55,4	116,5	165,4	215,0	263,0	310,5	389,2	440,5	505,1	606,3	642,6	666,8		
* 80% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	542,6	58,8	122,5	168,9	220,0	266,0	313,3	396,3	446,6	514,6	665,3	693,0	716,3		
* 90% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	635,3	63,2	129,4	173,9	226,0	270,0	317,4	410,1	460,5	527,1					
* 95% [D-86 D-1160 %VOL D-7169 %OFF]	° C	675,1	66,6	134,0	178,2	232,0	273,0	321,7	420,1	470,3	538,8					
PFE	° C	707,8	103,5	144,6	190,1	238,0	278,0	325,2	430,9	481,6	553,2					
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 100 F	cSt	12,85			0,802	1,380		6,358								
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 104 F	cSt	12,29														
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 122 F	cSt															
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 140 F	cSt	8,75			0,733	1,085	1,876	3,651	8,820	21,72	93,01					
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 180 F	cSt				0,892		1,367	2,377	4,871	10,34	32,90	92,6	210,9	1365,0		
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 210 F	cSt						1,116	1,818	3,364	6,748	18,27	44,66	91,29	460,1	9439	
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 275 F	cSt											14,78	23,09	80,88	585,3	
VISCOSIDAD ABSOLUTA 60 ° C	Poise													86,6	7090	
MERCAPTANOS (Como S)	ppm P/P	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	2,3	8,6	< 0,1								
AZUFRE	% Peso	1,27	0,0020	0,0027	0,0212	0,120	0,593	1,010	1,360	1,403	1,597	1,910	2,046	2,230	2,420	
CORROSIÓN A LA LAMINA DE COBRE	50 C/3h		1a	1b	2c	3a										
PUNTO DE FLUIDEZ	° C	< -42			< -42	< -42	< -39	-12	12	30	42	3	15	33	63	
PUNTO DE NUBE	° C				< -30	< -30	-14	-2	18							
PUNTO DE INFLAMACIÓN	° C	< -3,0			11,0	59,0	103,0	150,0	182,5	209	262	234	260	306	344	


Mezcla Mesa 30-Merrey 16 continuación.

PRESIÓN DE VAPOR REID	psi	5,09	10,96	2,21	0,13											
CLORUROS INORGÁNICOS	ppm P/P	<1	<1	<1	<1	<1										
CLORO TOTAL	ppm P/P		<10	<10	<10	<10										
NÚMERO DE NEUTRALIZACIÓN	mgKOH/g	0,21			<0,1	<0,1	<0,1	0,19	0,26	0,33	0,33	0,37	0,34	0,38	0,36	
ASFALTENOS	% Peso	3,0								<0,5	<0,5	5,1	6,5	8,7	11,3	
RON, CLARO	Octanos			61,0	53,0											
MON, CLARO)	Octanos			61,0	53,0											
AROMÁTICOS (HPLC)	% Peso					7,74	26,61	31,72	38,74	43,01	46,83					
SATURADOS (HPLC)	% Peso					92,26	71,85	66,88	59,34	52,77	43,13					
RESINAS (HPLC)	% Peso					0,00	1,54	1,39	1,92	4,22	10,04					
AROMÁTICOS - FIA	% vol			13,1	16,8	17,6	25,0									
SATURADOS - FIA	% vol			86,0	82,0	80,0	72,0									
OLEFINAS - FIA	% vol			0,9	1,2	2,4	3,0									
PARAFINAS - PONA	% Peso			37,56	20,31	16,82										
PARAFINAS - PONA	% vol			38,69	21,98	18,21										
ISO PARAFINAS - PONA	% Peso			50,59	29,36	29,48										
ISO PARAFINAS - PONA	% vol			51,15	31,17	31,41										
NAFTENOS - PONA	% Peso			10,87	34,28	21,56										
NAFTENOS - PONA	% vol			9,41	33,10	21,10										
AROMÁTICOS - PONA	% Peso			0,99	15,73	28,77										
AROMÁTICOS - PONA	% vol			0,75	13,43	25,98										
N + A	% Peso			11,86	50,01	50,33										
N + A	% vol			10,16	46,53	47,08										
PUNTO DE HUMO	mm					24,0	22,0	18,0								
PUNTO DE CONGELACIÓN	°C					< -75	-49,5	-30								
NÚMERO LUMINÓMETRO (CALCULADO)	Adim					54,2	48,1	38,8								
NAFTALENOS	% Peso					0,06	1,81	7,18								
ÍNDICE DE REFRACCIÓN A 20°C(67°C)	Adim					1,4375	1,4530	1,4725	1,4840	1,4840	1,4945	1,5055				
RELACIÓN CARBONO / HIDRÓGENO	Adim			5,45	6,05	6,40	6,56	6,67	6,76	7,11	7,41	7,50				
NITRÓGENO TOTAL	ppm P/P	2400						56	270	1030	1753	2654	4257	4919	5921	7322
NITRÓGENO BÁSICO	ppm P/P								153	364	662	956	1170			
COLOR ASTM	Adim								L1,5	L2,5	L7,5	L>8				
COLOR SAYBOLT	Adim			>30	+21	+22	+21	+19								
ESTABILIDAD DEL COLOR (después)	Adim (48h)					+22	+20	+17								
PUNTO DE ANILINA	°C					47,25	56,75	60,75	69,95	77,35	78,75	83,45				
ÍNDICE DE CETANO	Adim					31,4	41,1	44,9								
NÚMERO DE CETANO	Adim					34	40,0	41,1	47,6	48,1						
RESIDUOS DE MICROCARBÓN	% Peso	5,64									<0,1	0,66	9,4	11,5	15,9	23,0
CENIZAS	% Peso	0,0175											0,024	0,039	0,046	0,060
VANADIO	ppm P/P	71									<0,5	<0,5	124	149	203	275
NIQUEL	ppm P/P	17									<0,5	<0,5	30	35	48	64
SODIO	ppm P/P	<5,00											<5,00	<5,00	<5,00	
HIERRO	ppm P/P	<5,00											<5,00	<5,00	<5,00	<5,00
PENETRACION A 25 °C, 100 g, 5 s	1/10 mm															37
PUNTO DE ABLANDAMIENTO	°C															54,7

Mezcla Iranian L-Merey

 Calgary, Alberta CANADA		Case Name: F:\ANALISIS IRANIAN LIGHT CIENFUEGOS\MEZCLAS\MEZCLA IR			
		Unit Set: NewUser1			
		Date/Time: Thu Apr 21 14:50:04 2011			
Report : Iranian L.-Merey					
Properties					
		IBP-70	70-120	120-180	180-250
12	Percent weight yield (wt %)	4.089 *	5.796 *	7.622 *	10.01 *
13	Percent volume yield (vol %)	5.730 *	7.021 *	8.667 *	10.92 *
14	Specific gravity	0.6333 *	0.7326 *	0.7904 *	0.8134 *
15	API gravity	91.94 *	61.64 *	49.81 *	42.46 *
16	Initial cut point (C)	-70.00 *	70.00 *	120.0 *	180.0 *
17	Distillation ASTM D86_5 vol % (C)	-5.080 *	93.17 *	141.1 *	199.9 *
18	Distillation ASTM D86_10 vol % (C)	20.56 *	94.00 *	141.0 *	201.5 *
19	Distillation ASTM D86_50 vol % (C)	40.00 *	100.5 *	152.2 *	214.3 *
20	Distillation ASTM D86_90 vol % (C)	59.47 *	109.3 *	164.4 *	229.4 *
21	Distillation ASTM D86_95 vol % (C)	61.34 *	110.6 *	168.4 *	231.9 *
22	Final cut point (C)	70.00 *	120.0 *	180.0 *	250.0 *
23	Distillation ASTM D1160_5 vol % (C)	-19.79 *	91.81 *	140.6 *	202.1 *
24	Distillation ASTM D1160_10 vol % (C)	10.98 *	92.30 *	140.7 *	203.5 *
25	Distillation ASTM D1160_50 vol % (C)	34.80 *	98.24 *	152.7 *	218.1 *
26	Distillation ASTM D1160_90 vol % (C)	57.37 *	107.6 *	165.7 *	234.8 *
27	Distillation ASTM D1160_95 vol % (C)	58.82 *	108.7 *	167.5 *	237.0 *
28	Viscosity (Kinematic)_37.7776 C (cSt)	0.2212 *	0.4092 *	0.8795 *	1.701 *
29	Viscosity (Kinematic)_50 C (cSt)	0.2209 *	0.3813 *	0.7427 *	1.383 *
30	Viscosity (Kinematic)_90 C (cSt)	0.2207 *	0.3612 *	0.6541 *	1.189 *
31	Viscosity (Kinematic)_82.2222 C (cSt)	0.2202 *	0.3235 *	0.5084 *	0.8867 *
32	Viscosity (Kinematic)_98.8889 C (cSt)	0.2198 *	0.3004 *	0.4307 *	0.7329 *
33	Viscosity (Kinematic)_135 C (cSt)	0.2191 *	0.2612 *	0.3182 *	0.5162 *
34	Mercaptan sulphur content (wt %)	1.024e-002 *	1.371e-002 *	4.429e-003 *	1.760e-003 *
35	Sulphur content (wt %)	1.256e-002 *	5.291e-002 *	7.786e-002 *	9.307e-002 *
36	Flash point ASTM/PMCC (C)	-88.39 *	-9.561 *	27.55 *	72.32 *
37	Smoke point (mm)	---	---	---	---
38	Nitrogen content (wt %)	2.283e-006 *	1.231e-005 *	2.089e-005 *	2.941e-005 *
39	Cetane index ASTM D4737	66.93 *	30.09 *	33.30 *	45.43 *
40	Cetane number ASTM D4737	80.28 *	26.58 *	30.06 *	45.25 *
41	Conradson carbon content (wt %)	---	---	---	---
42	Asphaltenes content (wt %)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
43	Vanadium content (ppmw)	0.0000 *	0.0000 *	3.053e-020 *	1.818e-015 *
44	Nickel content (ppmw)	0.0000 *	0.0000 *	2.380e-018 *	4.344e-014 *
45	Copper content (ppmw)	---	---	---	---
46	Sodium content (ppmw)	---	---	---	---
47	Iron content (ppmw)	---	---	---	---
		250-270	270-350	+350	
49	Percent weight yield (wt %)	2.914 *	12.70 *	56.87 *	
50	Percent volume yield (vol %)	3.094 *	12.99 *	51.61 *	
51	Specific gravity	0.8438 *	0.8678 *	0.9780 *	
52	API gravity	36.19 *	31.56 *	13.19 *	
53	Initial cut point (C)	250.0 *	270.0 *	350.0 *	
54	Distillation ASTM D86_5 vol % (C)	253.8 *	285.4 *	382.8 *	
55	Distillation ASTM D86_10 vol % (C)	253.9 *	287.0 *	391.8 *	
56	Distillation ASTM D86_50 vol % (C)	254.2 *	299.7 *	517.5 *	
57	Distillation ASTM D86_90 vol % (C)	255.0 *	320.6 *	717.8 *	
58	Distillation ASTM D86_95 vol % (C)	255.4 *	324.5 *	759.1 *	
59	Final cut point (C)	270.0 *	350.0 *	870.0 *	
60	Distillation ASTM D1160_5 vol % (C)	271.9 *	292.1 *	375.2 *	
61	Distillation ASTM D1160_10 vol % (C)	272.0 *	293.6 *	385.7 *	
62	Distillation ASTM D1160_50 vol % (C)	272.1 *	308.3 *	527.8 *	
63	Distillation ASTM D1160_90 vol % (C)	272.3 *	331.2 *	726.5 *	
64	Distillation ASTM D1160_95 vol % (C)	272.3 *	334.9 *	768.1 *	
KBC Advanced Technologies, plc.		Petro-SIM v2.0 (Build 51)			Page 1 of 2
					* Specified by user.

Mezcla Iranian L-Merey continuación.

1	 Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	F:\ANALISIS IRANIAN LIGHT CIENFUEGOS\MEZCLAS\MEZCLA IR		
2		Unit Set:	NewUser1		
3		Date/Time:	Thu Apr 21 14:50:04 2011		
4					
5					
6	Report : Iranian L.-Merey (continued)				
7	Properties				
8					
9					
10					
11		250-270	270-350	+350	
12	Viscosity (Kinematic)_37.7778 C	(cSt) 2.526 *	5.366 *	1.834e+004 *	
13	Viscosity (Kinematic)_50 C	(cSt) 2.037 *	3.985 *	5098 *	
14	Viscosity (Kinematic)_60 C	(cSt) 1.742 *	3.222 *	2088 *	
15	Viscosity (Kinematic)_82.2222 C	(cSt) 1.293 *	2.172 *	423.1 *	
16	Viscosity (Kinematic)_98.8889 C	(cSt) 1.068 *	1.703 *	167.2 *	
17	Viscosity (Kinematic)_135 C	(cSt) 0.7542 *	1.116 *	38.26 *	
18	Mercaptan sulphur content	(wt %) 1.146e-003 *	9.512e-004 *	4.738e-004 *	
19	Sulphur content	(wt %) 0.6216 *	1.217 *	2.745 *	
20	Flash point ASTM/PMCC	(C) 114.9 *	138.2 *	209.9 *	
21	Smoke point	(mm) ---	---	---	
22	Nitrogen content	(wt %) 6.754e-005 *	0.1059 *	0.1829 *	
23	Cetane index ASTM D4737	47.05 *	51.73 *	-2.870 *	
24	Cetane number ASTM D4737	47.53 *	54.44 *	4.307 *	
25	Conradson carbon content	(wt %) ---	---	---	
26	Asphaltenes content	(wt %) 0.0000 *	0.0000 *	2.898 *	
27	Vanadium content	(ppmwt) 9.470e-014 *	9.259e-010 *	179.8 *	
28	Nickel content	(ppmwt) 1.679e-012 *	5.208e-009 *	48.77 *	
29	Copper content	(ppmwt) ---	---	---	
30	Sodium content	(ppmwt) ---	---	---	
31	Iron content	(ppmwt) ---	---	---	

Crudo Guafita

System Information	
Grid Report File Name	Guafita 2007.hgr
Project Name	PROYECTO 0109
CRU File Source	Blend
CAL II Version	PC 9.21
Run Date	04/03/09

General Information	
Crude Name	Blend of 002 Crudes
CrudeID	Blend of 002 Crudes
Sulfur Type	Medium
Crude Type	Medium
Chemical Class	Intermediate
Assay Library	PDVSA

Whole Crude Properties	Entered	Calculated
API Gravity	26,9	27,0
Specific Gravity @60/60 deg	0,8933	0,8927
Crude Expansion (%)		0,07
Sulfur	0,87	0,92
Nitrogen	2272,5	1960,7
Hydrogen		

Crudo Guafita continuación.

Guafita	U/Mt	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16	C17
Initial Cut Point	° F	32,	175,	230,	290,	325,	360,	430,	470,	520,	560,	610,	690,	750,	810,	860,	910+
End Cut Point	° F	175,	230,	290,	325,	360,	430,	470,	520,	560,	610,	690,	750,	810,	860,	910,	n/a
Wt. Yield	WT%	2,23	2,14	4,14	2,54	2,58	5,83	3,65	4,71	3,95	5,21	8,34	6,00	5,83	4,75	4,37	33,73
Cum. Wt. Yield at End of Cut	WT%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
API Gravity	API	80,60	63,04	56,79	51,60	48,05	43,77	40,17	37,56	35,27	33,33	29,13	25,03	23,68	22,35	20,93	8,19
Specific Gravity 60/60 ° F		0,667	0,727	0,751	0,772	0,788	0,807	0,824	0,837	0,848	0,858	0,880	0,904	0,911	0,919	0,928	1,013
Density 15 ° C)	kg/l	0,667	0,727	0,751	0,772	0,787	0,80	0,823	0,836	0,848	0,858	0,880	0,903	0,911	0,919	0,927	1,012
Density 20 ° C)	kg/l	0,662	0,722	0,746	0,768	0,783	0,803	0,820	0,833	0,844	0,854	0,876	0,900	0,907	0,915	0,924	1,009
Sulfur	WT%	0,001	0,001	0,002	0,007	0,014	0,041	0,150	0,543	0,766	0,663	0,786	0,971	0,992	1,046	1,126	1,595
Oxygen Content	WT%																
Carbon	WT%	85,5	84,8	85,3	85,5	85,6	86,1	86,4	86,4	86,3	86,4	86,5	86,7	86,7	86,9	87,0	
VL% TBP - Initial Boiling Pt	° F	32,0	175,1	230,1	289,9	325,0	360,0	430,0	470,0	520,0	560,0	610,0	690,0	750,0	810,0	860,0	910,0
VL% TBP - 5%	° F	53,1	178,6	233,7	291,6	326,8	363,5	432,1	472,5	522,1	562,6	613,8	693,0	752,9	812,5	862,4	928,5
VL% TBP - 10%	° F	69,1	182,0	237,0	293,3	328,7	367,0	434,2	475,0	524,1	565,1	617,5	695,9	755,9	814,9	864,8	947,5
VL% TBP - 20%	° F	87,7	188,4	243,5	296,6	332,4	374,0	438,3	480,0	528,2	570,2	625,1	701,9	761,8	819,8	869,6	989,4
VL% TBP - 30%	° F	103,1	194,4	249,9	300,0	336,0	381,0	442,3	485,0	532,2	575,2	632,7	707,8	767,7	824,8	874,5	1036,
VL% TBP - 50%	° F	127,2	205,8	262,1	306,8	343,3	395,0	450,3	495,0	540,2	585,3	648,5	719,8	779,7	834,7	884,3	1142
VL% TBP - 70%	° F	148,9	216,5	273,6	313,8	350,3	409,1	458,2	505,0	548,2	595,3	664,8	731,8	791,8	844,7	894,4	1291
VL% TBP - 80%	° F	158,0	221,4	279,1	317,4	353,6	416,1	462,2	510,0	552,1	600,2	673,1	737,9	797,8	849,8	899,6	1397
VL% TBP - 90%	° F	166,8	226,0	284,6	321,2	356,8	423,1	466,1	515,0	556,1	605,1	681,6	743,9	803,9	854,9	904,8	1552
VL% TBP - 95%	° F	171,0	228,1	287,3	323,1	358,4	426,6	468,0	517,5	558,0	607,6	685,8	747,0	806,9	857,4	907,4	1696

VL% TBP - End Boiling Pt	° F	175,1	230,1	289,9	325,0	360,0	430,0	470,0	520,0	560,0	610,0	690,0	750,0	810,0	860,0	910,0	2012
ASTM Distillation Method	° F	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D1160	D1160	D1160	D1160	D1160	D1160	D1160
ASTM Initial Boiling Point	° F	85,9	196,0	250,0	299,1	333,8	376,5	435,7	476,4	521,4	567,2	620,6	698,3	758,3	817,0	866,9	943,5
ASTM 5% Point	° F	94,4	196,3	250,3	299,2	333,9	376,8	435,8	476,6	521,5	568,2	622,2	699,6	759,5	818,0	867,9	949,9
ASTM 10% Point	° F	100,5	196,9	250,9	299,3	334,1	377,4	436,0	476,9	521,8	569,8	624,4	701,4	761,3	819,5	869,3	962,7
ASTM 20% Point	° F	110,5	199,2	253,3	300,3	335,2	380,1	437,3	478,6	523,0	573,7	630,2	706,0	765,9	823,3	873,0	1000
ASTM 30% Point	° F	115,4	200,5	254,7	300,9	335,9	381,8	438,1	479,7	523,8	577,5	636,2	710,6	770,5	827,1	876,8	1043
ASTM 50% Point	° F	128,7	205,8	260,4	303,6	338,9	388,5	441,4	484,1	527,1	585,3	648,5	719,8	779,7	834,7	884,3	1142
ASTM 70% Point	° F	142,5	211,6	266,8	307,1	342,3	396,6	445,5	489,5	531,2	595,3	664,8	731,8	791,8	844,7	894,4	1291
ASTM 80% Point	° F	146,8	213,4	269,0	308,4	343,4	399,6	446,9	491,4	532,6	600,2	673,2	737,9	797,8	849,8	899,6	1396
ASTM 85% Point	° F	150,1	214,8	270,8	309,5	344,3	402,2	448,0	493,0	533,8	602,7	677,4	740,9	800,9	852,3	902,2	1468
ASTM 90% Point	° F	152,9	216,1	272,3	310,3	345,1	404,2	449,0	494,3	534,7	605,1	681,6	743,9	803,9	854,9	904,8	1552
ASTM 95% Point	° F	158,1	219,2	275,9	313,2	347,6	408,5	451,9	497,8	537,7	607,6	685,8	747,0	806,9	857,4	907,4	1726
ASTM End Boiling Pt	° F	165,9	224,6	282,2	318,5	352,3	415,8	457,2	503,8	543,0	610,0	690,0	750,0	810,0	860,0	910,0	2012
RON (clear)		57,1	55,9	57,5	71,0	84,4	102,8										
MON (clear)		57,8	51,9	52,3	68,3	82,9	103,4										
Reid Vapor Pressure	psi	5,84	4,03	1,65	0,33	0,15	0,03	0,02	0,02	0,02	0,02						
Naphthalenes	LV%				0,0	0,1	1,0	2,5	4,0	5,4	6,8						
Olefins	LV%																
Paraffins (Total)	LV%	70,9	59,3	52,3	52,8	53,7	54,1										
Paraffins (Iso)	LV%																
Paraffins (Normal)	LV%																
Naphthenes	LV%	28,1	38,5	41,7	28,3	16,2											

Aromatics	LV%	1,0	2,3	6,0	19,0	30,1	45,9										
N + 2A	LV%	30,12	43,02	53,71	66,20	76,34											
Flash Point (Chevron)	° F			57	93	119	151	196	226	260	291	331					
Freeze Point	° F						-81	-51	-26	0	21	54	83	86	98	114	
Smoke Point	mm						24,24	20,63	18,27	16,40	14,78						
Cetane Index (D976)					30,9	35,4	40,7	45,3	47,7	49,2	49,8	46,4	41,1				
Cetane Index (D4737-A)		45,2	30,8	34,7	36,1	38,1	41,6	45,9	49,3	52,7	56,3	56,2	56,6				
Cetane Index (D4737-B)		54,2	46,1	46,3	46,1	46,3	47,0	50,2	52,6	55,8	59,3	60,6	63,8				
Diesel Index							61,3	59,5	58,3	56,9	54,6	49,6	44,2	42,8	41,2	39,2	
Viscosity (15.5 ° C)	cSt				1,4	1,7	2,2	2,8	4,1	5,6	8,7	23,7	82,5	166,3	603,9	3352	3,2E+0 8
Viscosity (20 ° C)	cSt				1,3	1,5	2,0	2,6	3,7	5,0	7,6	19,6	63,5	121,8	401,2	1913	1,1E+0 8
Viscosity (25 ° C)	cSt				1,1	1,4	1,8	2,3	3,3	4,4	6,6	16,2	48,4	88,2	262,9	1075	3,6E+0 7
Viscosity (38 ° C)	cSt				0,9	1,0	1,4	1,9	2,5	3,5	5,1	10,3	28,9	43,2	104,0	307,3	3,0E+0 6
Viscosity (40 ° C)	cSt				0,8	1,0	1,3	1,8	2,4	3,3	4,8	9,7	25,8	38,0	87,5	235,6	2,1E+0 6
Viscosity (50 ° C)	cSt				0,8	0,9	1,2	1,5	2,0	2,7	3,7	7,3	16,3	24,6	50,6	118,1	4,2E+0 5
Viscosity (54 ° C)	cSt				0,7	0,8	1,1	1,4	1,9	2,5	3,4	6,5	13,9	20,5	40,3	87,4	2,2E+0 5
Viscosity (60 ° C)	cSt				0,7	0,8	1,0	1,3	1,7	2,3	3,1	5,7	11,6	16,9	31,7	65,5	1,1E+0 5
Viscosity (70 ° C)	cSt				0,6	0,7	0,9	1,2	1,5	2,0	2,6	4,5	8,6	11,8	20,2	35,8	3,3E+0 4
Viscosity (80 ° C)	cSt				0,5	0,6	0,8	1,1	1,3	1,7	2,3	3,7	6,7	8,8	14,0	22,4	1,2E+0

																		4
Viscosity (82 ° C)	cSt				0,5	0,6	0,8	1,0	1,3	1,7	2,2	3,6	6,3	8,2	12,9	20,4	9307	
Viscosity (93 ° C)	cSt				0,4	0,5	0,7	0,9	1,1	1,5	1,9	2,9	4,9	6,2	9,2	13,3	3510	
Viscosity (98 ° C)	cSt				0,4	0,5	0,6	0,9	1,0	1,4	1,8	2,7	4,4	5,5	7,8	11,0	2266	
Viscosity (100 ° C)	cSt				0,4	0,5	0,6	0,9	1,0	1,4	1,7	2,6	4,3	5,3	7,6	10,6	2083	
Viscosity (121 ° C)	cSt				0	0	1	1	1	1	1	2	3	3	5	6	517	
Viscosity (135 ° C)	cSt				0,3	0,4	0,4	0,6	0,7	1,0	1,2	1,7	2,4	2,8	3,5	4,2	245,5	
Viscosity (149 ° C)	cSt				0,3	0,3	0,4	0,6	0,7	0,9	1,1	1,4	2,0	2,3	2,8	3,2	130,0	
Viscosity (163 ° C)	cSt				0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,8	0,9	1,2	1,7	1,9	2,3	2,5	75,2	
Viscosity (190 ° C)	cSt				0,2	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,8	1,0	1,3	1,4	1,6	1,7	31,0	
Viscosity (218 ° C)	cSt				0,2	0,2	0,3	0,4	0,4	0,5	0,6	0,8	1,0	1,1	1,2	1,2	15,7	
Conradson Carbon	WT%										0,01	0,02	0,03	0,04	0,12	0,26	14,49	
Vanadium	ppm											0,017	0,028	0,044	0,075	0,112	167,9	
Nickel	ppm											0,061	0,074	0,100	0,134	0,177	138,3	

Anexo 4. Promedio mensual para cada parámetro de operación de las torres involucradas en el proceso de destilación atmosférica

Torre desgasolinadora-T-101													
Parámetros	U/M	Enero	Feb.	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Sep.	Oct.	Nov.	Dic.
Temperatura tope	°C	131,7	132,6	130,5	131,5	130,5	131,5	132,6	131,8	131,6	133,2	131,2	131,5
Temperatura fondo	°C	254,6	256,3	253,6	251,7	260,2	261,2	254,2	252,6	253,8	254,2	253,1	253,6
Presión del tope	Kgf/cm ²	2,76	2,9	2,7	2,8	2,7	2,9	3,1	2,8	2,85	3,1	2,7	2,8
Flujo del fondo	m ³ /h	379,2	381,3	378,1	378,6	379,7	380,2	377,8	378,1	379,5	378,2	380,3	377,8
Temperatura alimentación	°C	218,2	215,4	222,1	214,6	212,1	213,6	212,3	212,1	212,8	213,4	214,2	212,9
Presión de alimentación	Kgf/cm ²	5,26	5,12	5,05	5,09	5,14	5,3	5,02	5,12	5,19	5,25	4,98	5,02

Torre atmosferica-T-102													
Parámetros	U/M	Enero	Feb.	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Sep.	Oct.	Nov.	Dic.
Temperatura tope	°C	107,2	107	108	107,2	107,6	108,2	107,9	108	107,5	108	108,1	107,2
Temperatura fondo	°C	332	329,6	328,9	330,5	332,4	329,9	331	330,8	330,7	329,8	330,1	332,2
Temperatura plato 12-14	°C	327	325	328,2	328	327,5	329	327,1	326	328	326,9	327	329,9
Temperatura plato 22-24	°C	273	273,5	273	273,8	275,5	274,5	272,5	271,9	273,8	272,5	271,6	272,7
Temperatura plato 34-36	°C	209,8	210,3	209,3	208,9	209,5	208,8	209,1	208,6	209,7	208,3	209,3	209,3
Temperatura plato 45-46	°C	149,1	148,5	149,5	148,8	149,4	148,8	149,2	148,4	149,6	148,5	149,5	149,2
Presión del tope	Kgf/cm ²	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
Flujo del fondo	m ³ /h	188	189,5	188,8	189,1	189,6	188,4	189	188,6	188,3	188,7	188	188,2
Temperatura alimentación	°C	350,6	350	350,5	350,4	350,2	351	352	350,9	350,8	350	351	350
Presión de alimentación	Kgf/cm ²	3,5	3,4	3,6	3,7	3,3	3,8	3,5	3,6	3,8	3,4	3,5	3,4

Torre estabilizadora-T-104													
Parámetros	U/M	Enero	Feb.	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Sep.	Oct.	Nov.	Dic.
Temperatura tope	°C	141,2	140,6	138,9	139,2	141,3	139,6	138,4	141,8	140,9	138,5	139,1	140,5
Temperatura fondo	°C	183,5	182,8	181,3	181,6	183,9	181,7	180,9	183,4	183,1	181,6	182,1	182,8
Presión del tope	Kgf/cm ²	5,92	5,75	5,73	5,76	5,87	5,79	5,71	5,94	5,8	5,76	5,79	5,82
Flujo del fondo	m ³ /h	45,6	46,2	44,9	46,4	45,8	46,2	47,1	47,6	46,3	45,2	45,9	44,8
Temperatura	°C	170,2	168,9	167,8	168,6	171,2	168,9	167,6	170,2	169,6	167,1	168,4	168,9
Presión de alimentación	Kgf/cm ²	7,4	7,1	6,85	6,9	7,35	6,95	6,7	7,6	7,2	6,87	7,05	7,08

Anexo 5

Precio promedio para los productos, correspondiente al acumulado en el año 2012.

PRODUCTOS (PRECIOS VENTA TOTALES) (\$/bbl)					
Meses	GLP	Nafta VP	Turbo Jet A1	Diesel 0.8	Fuel oil 650
Enero	76,8674	116,1165	129,8060	125,2876	102,6938
Febrero	73,1704	123,4283	136,1667	132,1750	108,8913
Marzo	75,9753	127,5655	138,4458	134,1425	111,4216
Abril	74,7262	121,1786	136,6176	132,0537	108,4000
Mayo	63,1757	112,1116	121,8957	123,7156	98,3932
Junio	51,9911	100,2782	112,2238	109,5658	86,7156
Julio	52,2358	100,8983	123,9373	115,4367	91,3798
Agosto	57,5990	120,7378	133,1734	127,5296	99,3185
Septiembre	58,8709	125,5027	134,2105	131,3985	100,7026
PROMEDIO	64,957	116,424	129,609	125,701	100,880

Precio promedio para los crudos, correspondientes al mes de octubre.

Octubre	<i>Iranian Lt</i>	Merey 16	Mesa 30	Guafita	Mezcla <i>Iranian-Merey</i>	Mezcla <i>Mesa-Merey</i>
1/10/12	110,800	98,2185	107,560	106,000	107,277	106,439
2/10/12	110,700	95,9300	106,860	105,680	106,564	105,548
3/10/12	107,470	95,8240	101,960	100,410	104,209	101,224
4/10/12	108,425	96,8335	106,910	105,265	105,179	105,701
5/10/12	109,850	95,5170	104,930	103,240	105,837	103,800
8/10/12	110,350	96,1920	104,730	105,550	106,386	103,705
9/10/12	111,770	97,4215	107,170	104,980	107,752	106,000
10/10/12	113,355	97,8410	107,140	105,555	109,011	106,024
11/10/12	113,490	98,0005	108,280	106,690	109,153	107,046
12/10/12	112,150	97,4530	107,920	106,350	108,035	106,664
15/10/12	112,270	96,9450	107,920	106,470	107,979	106,603
16/10/12	112,620	96,3490	107,010	105,510	108,064	105,731
17/10/12	111,805	95,9340	105,720	104,005	107,361	104,546
18/10/12	110,805	96,4580	105,410	103,975	106,788	104,336
19/10/12	110,225	97,1510	103,360	102,165	106,564	102,615
Promedio	111,072	96,805	106,192	104,790	107,077	105,066

Anexo 6

Parámetros de calidad para los productos que se obtienen en la refinería Camilo Cienfuegos.

Parámetros	Parámetros Especificados			
	Nafta	Turbo	Diesel	Fuel
Azufre (% peso)	0.012	0.15 máx.	0.5-0.8	3.5 máx.
Temp. Flash (°C)		40 mín.	52 mín.	
Pto. congelación (°C)		-48 máx.		
Pto de humo (mm)		20		
Ind. Cetano			43 mín.	
Viscosidad (cst a 50 °C)				650