

**UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRIGUEZ”**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA**  
**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**



**TRABAJO DE DIPLOMA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**Título:** Evaluación de crudo para la mezcla Mellitah Blend y Merrey 16 en la unidad de Destilación Atmosférica de la Refinería Cienfuegos S.A.

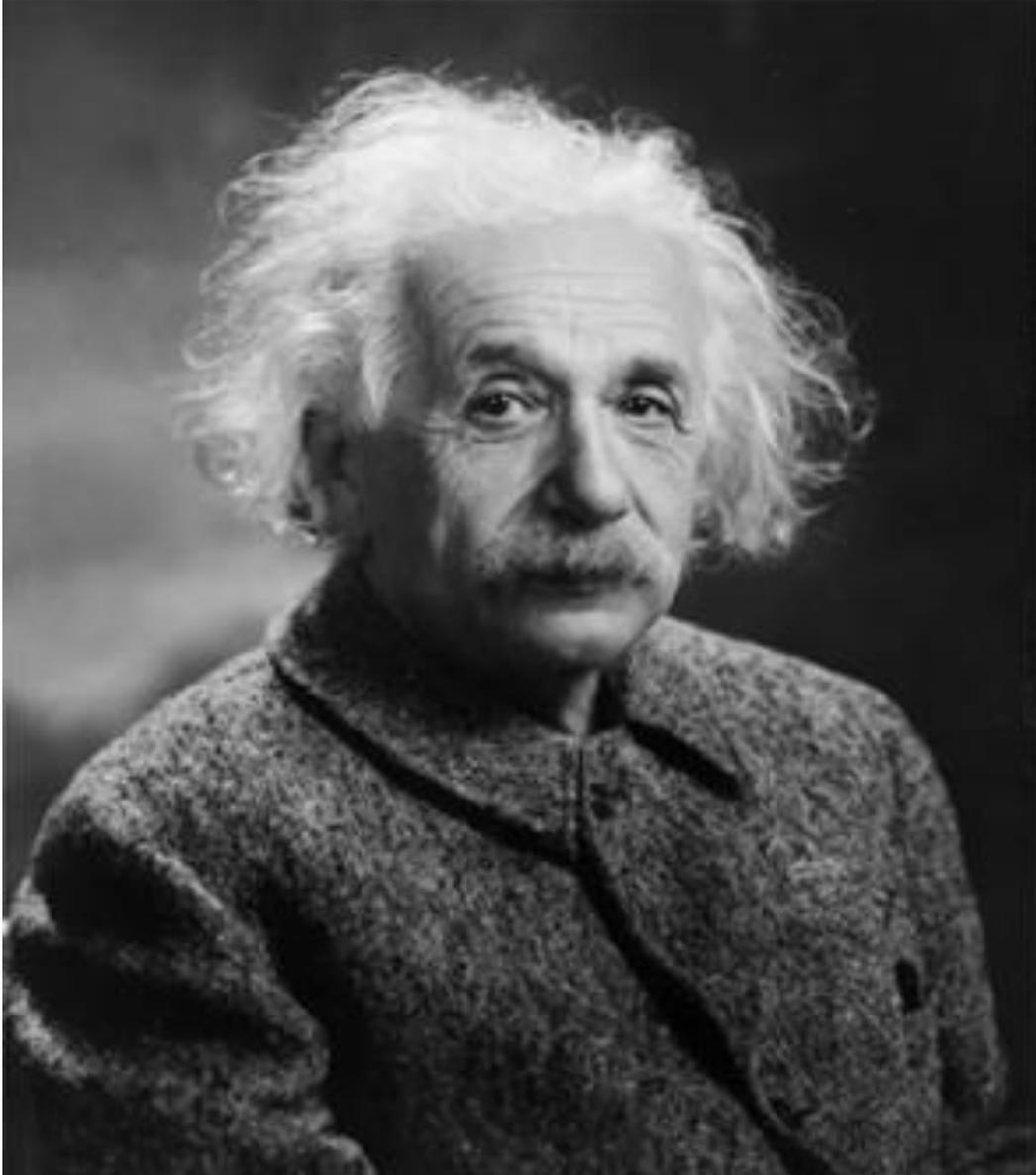
**Autor:** Maikel Abreus Medina

**Tutores:** MSc. Roxana Cortés Martínez

**Ing. Juan Carlos Díaz Fach**

**Cienfuegos, 2021**

## **Pensamiento científico**



**En los momentos de crisis, solo la imaginación es más importante que el conocimiento.**

**Albert Einstein.**

## **Agradecimientos**

### **A mis padres Onélida y Anselmo**

Por guiarme en cada paso de este importante proyecto.

### **A mi hermana Meylin**

Por aconsejarme todo este tiempo de investigación.

### **A mis amigos José Dariel, Luis Dael, Carlos Enrique y Henry**

Por brindarme toda su ayuda y su gran humildad en los momentos más difíciles de estos cinco años.

### **Al resto de todos mis compañeros de grupo**

Porque cada uno jugó un papel importante para que este proyecto saliera adelante.

### **A mi tutor Juan Carlos Díaz**

Por asesorar mi investigación y confiar en mí para que este proyecto pudiera presentarse.

### **A mi tutora Roxana Cortés**

Por sus críticas constructivas, paciencia y confianza

### **Al resto de mi familia**

Por tanto aliento para que este sueño se hiciera realidad.

### **A todos ustedes muchas gracias**

## **Dedicatoria**

### **A mis padres Onélida y Anselmo**

Porque en el día de hoy se sientan tan orgullosos de mi como yo de ellos y ser mi fuente de inspiración en estos años de tanto estudio y esfuerzo.

### **A mis Hermanas Meylin y Dayana**

Por estar presente en cada momento de esfuerzo y sacrificio

### **A mi prima Dayana**

Por estar siempre al pendiente de cualquier dificultad

### **A mis amigos Luis Dael, José Dariel, Carlos Enrique y Henry**

Por su apoyo incondicional en los momentos buenos y malos

## **Resumen**

El presente trabajo se desarrolló en la Refinería Cienfuegos S.A, específicamente en la Unidad de Destilación Atmosférica con el fin de evaluar el crudo para la mezcla Mellitah Blend y Merey 16 como materia prima a procesar en la torre de destilación. La destilación es un proceso físico de transferencia de masa y energía entre una fase líquido y una fase de vapor. Los componentes más ligeros se concentran en la fase vapor y los más pesados 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 permitiendo obtener los cortes y productos deseados. Se realizó un profundo análisis bibliográfico sobre la destilación atmosférica y la simulación de procesos. Se caracterizó la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 de acuerdo a su ASSAY para verificar como influye los rendimientos y calidades de sus cortes en la torre de destilación. Se evaluó la mezcla Mellitah Blend y Merey 16 atendiendo a las características definidas en ASSAY y las condiciones operacionales diseñadas para esta unidad. Además, se llevó a cabo la simulación de proceso mediante el software Petro Sim para simular el comportamiento de las variables operacionales al introducir las características de la mezcla Mellitah Blend y Merey 16. En los resultados se definió si es posible procesar la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 en la Unidad Destilación Atmosférica de la Refinería Cienfuegos S.A.

**Palabras claves:** destilación atmosférica, crudo de petróleo, simulación

## **Abstract**

This work was developed in Cienfuegos Refinery S.A, specifically in the Atmospheric Distillation Unit in order to evaluate the crude for the Mellitah Blend and Merey 16 mixture as raw material to be processed in the distillation tower. Distillation is a physical process of mass and energy transfer between a liquid phase and a vapor phase. The lightest components are concentrated in the vapor phase and the heaviest are concentrated in the liquid phase, until a thermodynamic equilibrium is reached, which is only a function of the temperature and pressure of the system, allowing the cuts and products to be obtained desired. A thorough bibliographic analysis was carried out on atmospheric distillation and process simulation. The mixture of crude Mellitah Blend and Merey 16 was characterized according to its ASSAY to verify how it influences the yields and qualities of its cuts in the distillation tower. The Mellitah Blend and Merey 16 mixture was evaluated according to the characteristics defined in ASSAY and the operational conditions designed for this unit. In addition, the process simulation was carried out using the Petro Sim software to simulate the behavior of the operational variables by introducing the characteristics of the Mellitah Blend and Merey 16 mixture. The results defined whether it is possible to process the mixture of crude Mellitah Blend and Merey 16 in the Atmospheric Distillation Unit the Refinery Cienfuegos S.A.

**Keywords:** atmospheric distillation, crude oil, simulation

# ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1. GENERALIDADES DE LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y LA SIMULACIÓN DE PROCESOS .....	4
1.1. La naturaleza del petróleo y su origen.....	4
1.1.1. Estructura química del crudo.....	4
1.1.2. Propiedades que definen la calidad de un crudo .....	5
1.1.3. Clasificación de un crudo.....	7
1.2. Refinerías de petróleo.....	7
1.3. Destilación del petróleo. Generalidades .....	8
1.3.1. Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.....	11
1.3.2. Limitaciones de la destilación atmosférica.....	14
1.3.3. Parámetros termodinámicos de la destilación atmosférica .....	14
1.4. Equipos involucrados en el proceso de destilación .....	15
1.5. Aspectos básicos para la simulación .....	16
1.5.1. Principales características de los simuladores de procesos.....	17
1.5.2. Ventajas de la simulación de procesos .....	18
1.5.3. Desventajas de la simulación de procesos .....	18
1.6. Softwares utilizados en la simulación de refinerías de petróleo.....	19
1.6.1. HYSYS .....	19
1.6.2. Aspen Plus .....	19
1.6.3. PRO-II con PROVISION.....	20
1.6.4. Petro-SIM.....	23
Conclusiones Parciales .....	24

CAPÍTULO 2. CARACTERIZACIÓN DE LA MEZCLA DE CRUDO MELLITAH	
BLEND Y MEREY 16.....	25
2.1. Descripción del proceso.....	25
2.1.1. Calentamiento del crudo .....	26
2.1.2. Desalación eléctrica .....	26
2.1.3. Destilación atmosférica.....	27
2.1.4. Nudo de Mezcla .....	30
2.2. Datos técnicos del equipamiento instalado en la sección de destilación atmosférica ...	30
2.3. Caracterización de la materia prima .....	33
2.4. Recopilación de datos.....	33
2.4.1. Determinación de las propiedades físico-químico de la mezcla Merey 16 y Sahara Blend.....	34
2.4.2. Valoración preliminar .....	40
2.5. Pasos para obtener el modelo para la simulación de la sección de destilación atmosférica.....	41
2.6. Validación del modelo de simulación .....	49
2.7. Modelo para la simulación del problema investigado.....	49
2.8. Evaluación técnica.....	50
2.9. Determinación del margen de refino .....	50
Conclusiones parciales .....	51
CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS .....	
3.1. Diagramas de simulación Petro Sim de la sección de destilación atmosférica .....	52
3.2. Resultados de la validación del modelo de simulación .....	55
3.3. Análisis de los resultados de la simulación .....	56
3.4. Análisis técnico de los resultados de la simulación.....	58
3.5. Análisis económico de los resultados de simulación .....	59

Conclusiones parciales .....	61
CONCLUSIONES.....	62
RECOMENDACIONES .....	63
BIBLIOGRAFÍA .....	64
ANEXOS	

# INTRODUCCIÓN

En el mundo se conoce que la refinación del petróleo es un eslabón importante en la macroeconomía de un país. Las grandes refinerías en el mundo se diseñan para un tipo de densidad o similares características durante las horas operacionales planificadas según plan económico y productivo. Por tanto, al evaluar el crudo se definen las características físicas químicas de la dieta a procesar y se simula el proceso de destilación en software para conocer los mayores rendimientos de productos claros y oscuros establecidos a partir de parámetros operacionales para dicha destilación (Dawe, 2000).

La industria de la refinación es estratégica para la economía, ya que brinda la oportunidad de añadir valor al petróleo. Sus destilados son base de abastecimiento de un sinnúmero de actividades que realiza el ser humano, entre las que sobresale el transporte, la generación de electricidad y las actividades que demandan calor en sus procesos.

En la actualidad, existen más de 660 refinerías en 116 países, que producen más de 85 millones de barriles de productos refinados por día. Cada refinería tiene una estructura física particular, así como determinadas características operativas y una economía particular (Castro, 2005). La estructura de una refinería y sus características de funcionamiento están determinadas principalmente por su ubicación, antigüedad, disponibilidad de fondos para inversiones de capital, petróleos crudos disponibles, demanda del producto (de los mercados locales y/o de exportación), requisitos de calidad del producto, normativa y estándares ambientales, y las especificaciones y requisitos del mercado para los productos refinados (Leffler, 2000).

Esta industria del petróleo está constituida por un conjunto de grandes plantas de producción continua, en las que el petróleo crudo es separado en diferentes fracciones, que van desde los muy livianos (como el gas licuado del petróleo) hasta los más pesados (como los asfaltos o el coque de petróleo) (Chesnes, 2015).

La destilación del petróleo se realiza mediante las llamadas torres de fraccionamiento. Previamente calentado a temperaturas, ingresa a la columna de destilación, donde debido a la diferencia de volatilidad comprendida entre los diversos compuestos hidrocarbonados va separándose a medida que se desplaza a través de la columna hacia la parte superior o inferior. El grado de separación de los componentes del petróleo está estrechamente ligado al punto de ebullición de cada compuesto (Stadtherr, 2015).

En Cuba se tienen varias refinerías de petróleo capaces de procesar distintas dietas de crudo. Una de ellas, la refinería Cienfuegos S.A fue diseñada en la década del 80 con tecnología de refinación URSS para procesar 65 000 barriles por día y una densidad de  $0,8546 \text{ g/cm}^3$ . La refinería ha pasado por procesos complejos a la par con la política del país en los años de Revolución, como consecuencia su equipamiento para el proceso tecnológico ha sufrido la necesidad de procesar varias dietas de crudo distantes al crudo romaskino de diseño. Es decir, crudos caracterizados por ligeros, medianos, pesados y mezclas entre ellos trabajando diferente a las refinerías en el mundo y como consecuencia ha provocado transformaciones necesarias de equipamiento y tecnología para la refinación (Bajuelo Rey, 2013).

Los crudos tienen diferente composición en cuanto al tipo y cantidad de familias químicas hidrocarbonadas de las que estén formados. Las características físicas variarán en función de esta composición y las posibilidades de aprovechamiento para la obtención de sus productos derivados serán diferentes, así como su valoración económica (Chamorro Mendoza, 2016).

Una serie mínima de propiedades permiten un conocimiento básico de la calidad de un crudo: se trata de su densidad, contenido en azufre y la curva del verdadero punto de ebullición (*True Boiling Point*, TBP). El conocimiento de estas propiedades permite una diferenciación entre los crudos en términos de ligero o pesado según el valor de la densidad API, rendimiento 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 Refinería de Cienfuegos procesaba la mezcla de crudos Mesa-30 + Merey-16 en una proporción de 88-12 % respectivamente, garantizando un rango de densidad de 28-30 °API. Ante la imposibilidad de mantener esta dieta, la empresa tiene la tarea de implementar una nueva mezcla de crudos para mantener la continuidad operacional de la refinería, teniendo como base el crudo libio Mellitah Blend para mezclarlo con Merey-16 de Venezuela.

En la refinería Cienfuegos S.A la unidad destilación atmosférica está diseñada para procesar  $444 \text{ m}^3/\text{h}$ , se ha demostrado corridas de crudo para densidades establecida en el rango de 26 a 32 °API. El crudo Mellitah Blend posee un ASSAY donde refleja densidades superiores a los 40 °API siendo caracterizado por un crudo ligero y aunque se puede mezclar con crudos pesados para buscar densidades anteriormente definidas como es el

Merey 16 el proceso productivo sufre deficiencias en su equipamiento y parámetros operacionales. En tal sentido se define la problemática siguiente:

### **Problema científico**

En las actuales condiciones de operación, la torre de destilación atmosférica de la Refinería Cienfuegos S.A. nunca ha procesado la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 como materia prima.

### **Hipótesis**

Si se evalúa la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 en la torre de destilación atmosférica se podrá tener mayor conocimiento en el proceso tecnológico y conocer el punto de funcionamiento en los parámetros de proceso.

### **Objetivo general**

Evaluar el crudo para la mezcla Mellitah Blend y Merey 16 en la torre de destilación atmosférica de la refinería Cienfuegos S.A.

### **Objetivos específicos**

1. Establecer los fundamentos teóricos sobre la destilación atmosférica y la simulación de procesos.
2. Caracterizar la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 de acuerdo al ASSAY como materia prima de la torre de destilación atmosférica.
3. Simular la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 atendiendo a las características propias de esta mezcla y las condiciones operacionales diseñadas para esta unidad.
4. Evaluar el crudo para la mezcla Mellitah Blend y Merey 16 mediante el software Petro Sim.

# **CAPÍTULO 1. GENERALIDADES DE LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y LA SIMULACIÓN DE PROCESOS**

## **1.1. La naturaleza del petróleo y su origen**

El petróleo es un líquido viscoso de color verde, amarillo, marrón o negro, y que está constituido por una mezcla de hidrocarburos, de diferentes pesos moleculares con contenidos variables de heteroátomos o impurezas, es decir, por compuestos formados por átomos de carbono e hidrógeno en cantidades variables. Petróleo: Petra (Piedra) y óleum (aceite) son los dos términos latinos que encontramos en la etimología de la palabra petróleo. El petróleo recibe también otros nombres como aceite natural, aceite mineral, aceite de piedra, aceite noble y aceite negro. No se han encontrado nunca dos yacimientos petrolíferos que tengan exactamente la misma composición, ya que, junto con hidrocarburos, hay a menudo otros compuestos oxigenados, nitrogenados y otros compuestos orgánicos con elementos como el azufre, el níquel o el vanadio (Meyers, 2003).

### **1.1.1. Estructura química del crudo**

El principal componente de todos los hidrocarburos es el carbono, que tiene la particularidad de que puede unirse con otros átomos de carbono o con átomos de otros elementos; dicha unión se realiza a través de un enlace químico denominado enlace covalente. El átomo de carbono posee la capacidad de formar 4 enlaces covalentes, que pueden ser simples, dobles y triples (Páramo, 1974)

El petróleo crudo es una mezcla compleja de compuestos de carbono e hidrogeno, es decir, contiene diferentes tipos de hidrocarburos, cada uno con una estructura química y características particulares. La refinería o planta de procesamiento no puede tratar cada uno de estos compuestos en forma separada, sino que refina o procesa grupos de hidrocarburos con estructuras químicas y rasgos físicos similares. Por lo tanto, el petróleo crudo es separado en fracciones de hidrocarburos, de acuerdo al rango de puntos de ebullición de los compuestos incluidos en cada fracción.

Los crudos constituyen un medio continuo de especies químicas; desde los gases hasta los productos más pesados formando una mezcla compleja de diferentes tipos de hidrocarburos (parafinas, naftenos o cicloalcanos y aromáticos) (Lebure, 1978), además de su composición elemental antes mencionada también está constituido por un pequeño porcentaje de otros elementos como oxígeno, azufre, nitrógeno y metales integrados a hidrocarburos de estructuras bien conocidas (Mora y Ramada, 2010).

A continuación se muestran las fracciones del petróleo crudo, su punto de ebullición (Pto. Eb.) y su número de carbonos.

**Tabla 1.1. Típicas Fracciones de Petróleo Crudo**

Fracción	Pto. Eb. (°C)	N° Carbonos
Gases		C1 - C4
Éter de Petróleo	< 70	C5 - C6
Gasolinas	70 – 200	C7 - C9
Keroseno	200 – 320	C10-C16
Gas Oil Liviano	320 – 450	C16-C30
Gas Oil Pesado	450 – 600	C30-C50
Residuos	> 600	C50 +

**Fuente:** (Bajuelo Rey, 2013)

### 1.1.2. 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 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 (Secretaría de Energía, 2014). En general se mide en °API definidos por la fórmula:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\text{SpGr}_{60/60^{\circ}\text{F}}} - 131,5 \quad (1.1)$$

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 (Domenech, 2012).

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 (Valderrama, Flores, Bejar y Quispe, 2009).

La destilación TBP permite dar una imagen casi exacta de la composición de un crudo por la medida de la temperatura de ebullición de los constituyentes que lo componen, de ahí su nombre.

Para llevar a cabo la destilación se utiliza una columna de relleno, que debe equivaler, aproximadamente, a diez y hasta veinte platos teóricos con una relación de reflujo del orden de cinco. El conjunto consta de un matraz equipado con calefacción eléctrica y dotado de un par termoeléctrico, una columna de relleno provista de un sistema de reflujo de cabeza con toma de temperatura. Debe poder trabajar a presión atmosférica y a cierto vacío y no debe alcanzarse más de 345 °C para minimizar craqueo (Franco y Mercado, 2008).

A partir de una muestra de petróleo crudo, se recogen en cabeza fracciones, de las cuales, se anotan las temperaturas inicial y final del paso de cada una de las fracciones y estos datos permiten trazar la curva de destilación TBP.

Al comenzar la destilación TBP salen primeramente sin condensar los gases disueltos en el petróleo crudo y se recogen para analizarlos, bien por cromatografía o espectrografía. Por otra parte, es difícil sobrepasar la temperatura de 250 °C en la cabeza de la columna pues la temperatura correspondiente en el matraz estaría próxima a los 400 °C a presión atmosférica, con riesgo de alterar el residuo cracking, lo que modificaría la composición de las fracciones pesadas. Es preciso entonces recurrir a destilación al vacío. Se toma de nuevo el residuo atmosférico a una presión de 50 a 100 mm de Hg y se le vuelve a destilar hasta que la temperatura en el matraz alcance de 350 a 400 °C. Si el residuo obtenido es aun relativamente importante (superior a 30%), se intenta una tercera etapa de destilación bajo un vacío de algunos milímetros de mercurio en una instalación simplificada con sólo uno o dos platos teóricos. Quedando en el matraz un residuo espeso y viscoso, más o menos importante según el crudo (Morales, 2012).

### **1.1.3. Clasificación de un crudo**

Los petróleos crudos se suelen caracterizar como parafínicos, nafténicos o aromáticos basados en la proporción predominante de moléculas de hidrocarburos semejantes. Las refinerías suelen procesar mezclas de diversos tipos de petróleo crudo.

Se emplean relativamente simples ensayos de petróleo para clasificar los aceites crudos como parafínicos, nafténicos, aromáticos, o mixto. Uno de los métodos de ensayo (Estados Unidos Bureau of Mines) se basa en la destilación, y otro método (UOP factor "K") se basa en los puntos de gravedad y de ebullición.

Las Parafinas son el nombre común de un grupo de hidrocarburos alcanos de fórmula general  $C_nH_{2n+2}$ , donde n es el número de átomos de carbono.

Los nafténicos están constituidos por los cicloalcanos que son hidrocarburos saturados, cuyo esqueleto es formado únicamente por átomos de carbono unidos entre ellos con enlaces simples en forma de anillo. Su fórmula genérica es  $C_nH_{2n}$ .

Los aromáticos son hidrocarburos cíclicos poliinsaturados que están presentes en una gran proporción en los crudos de petróleo. La presencia en su fórmula de uno o más ciclos con tres dobles enlaces conjugados les confiere unas notables propiedades. Así, los primeros compuestos (benceno, tolueno, xileno) son materias primas fundamentales de la petroquímica (además contribuyen igualmente a aumentar el número de octano de las gasolinas), mientras que los homólogos superiores son, en general, nefastos (problemas de medio ambiente, de sanidad pública, deterioro de la actividad de los catalizadores por su capacidad de formar coque). Su fórmula general es:  $C_nH_{2n-6}$  (Murillo y Hénriquez, 2008)

### **1.2. Refinerías de petróleo**

La refinería es el lugar en que se trata el petróleo para producir una serie de productos comercializables. La estructura de cada refinería debe tener en cuenta todas las diferentes características del crudo. Además, una refinería debe estar concebida para tratar una gama bastante amplia de crudos. Sin embargo existen refinerías concebidas para tratar solamente un único tipo de crudo, pero se trata de casos particulares en los que las reservas estimadas de dicho crudo son consecuentes. Existen refinerías simples y complejas. Las simples están constituidas solamente por algunas unidades de tratamiento, mientras que las refinerías complejas cuentan con un mayor número de estas unidades (Romo, 2016).

En función del objetivo fijado y el lugar en el que se encuentra la refinería, además de la naturaleza de los crudos tratados, la estructura de la refinería puede ser diferente. De la misma manera, en función de las necesidades locales, la refinería puede ser muy simple o muy compleja. Las refinerías se instalan preferentemente en las costas, para ahorrar gastos de transporte y construcción de oleoductos (Speight, 2005).

### **1.3. Destilación del petróleo. Generalidades**

La destilación del petróleo se realiza mediante las llamadas torres de fraccionamiento. En ella, el petróleo, previamente calentado a temperaturas que oscilan entre los 200 °C a 400 °C, ingresa a la torre de destilación, comúnmente llamada columna de destilación, donde debido a la diferencia de volatilidad comprendida entre los diversos compuestos hidrocarbonados va separándose a medida que se desplaza a través de la torre hacia la parte superior o inferior. El grado de separación de los componentes del petróleo está estrechamente ligado al punto de ebullición de cada compuesto (Romo, 2016)

El lugar al que ingresa el petróleo en la torre o columna se denomina "*Zona Flash*" y es aquí el primer lugar de la columna en el que empiezan a separarse los componentes del petróleo. Los compuestos más volátiles, es decir los que tienen menor punto de ebullición, ascienden por la torre a través de platos instalados en forma tangencial al flujo de vapores. En estos platos se instalan varios dispositivos llamados "*Copas de Burbujeo*", de forma similar a una campana o taza, las cuales son instaladas sobre el plato de forma invertida. Estas copas tienen perforaciones o espacios laterales. El fin de las copas de burbujeo, o simplemente copas, es la de hacer condensar cierto porcentaje de hidrocarburos, los más pesados, y por consiguiente llenando el espacio comprendido entre las copas 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 (Parkash, 2003).

En la primera extracción, primer plato, o primer corte, se puede obtener gas, gasolina, nafta o cualquier otro similar. Todo esto dependerá del tipo de carga (alimentación a la

planta), diseño y condiciones operativas de los hornos que calientan el crudo, y en general de la planta.

La destilación es un proceso físico de transferencia de masa 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 (McKetta, 1992).

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 (sea atmosférica o a vacío), existiendo un gradiente de temperatura 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.

Afirma Parkash, (2003) 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.

### **1.3.1. Destilación atmosférica en el refinado de un crudo**

La destilación atmosférica 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 tope de forma que cada plato tiene una temperatura inferior a la del situado inmediatamente debajo. 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 (Fong, 2005).

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. Este proceso de desalación no logra eliminar en su totalidad las sales contenidas en el crudo. Este remanente, al estar sometido a altas temperaturas y humedad, da lugar a la formación de ácidos y productos sulfurosos ( $\text{HCl (g)}$ ,  $\text{HCl (ac)}$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,

etc.), altamente corrosivos que dan lugar al deterioro progresivo del equipamiento utilizado en los procesos de destilación (Cortazar, 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 (Morlote, 2012)

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 combustible aviación.

La fracción más ligera de las extracciones laterales es la primera extracción con un intervalo de destilación aproximado entre 120 – 180 °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 (Varadi, y France, 1999).

Las siguientes extracciones atmosféricas la constituyen el turbocombustible y el diesel con un intervalo de destilación global entre los 180 – 370 °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. Normalmente el punto final está limitado por las propiedades a medida que aumenta el punto final de destilación. (Delgado, Arrabal, y Aguirre, 2005).

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 mejoran el fraccionamiento de esta zona vaporizando los ligeros.

### 1.3.2. Limitaciones de la destilación atmosférica

La unidad de destilación atmosférica (y de destilación en general) constituye el mayor consumidor de energía de una refinería de crudo, según Barker (2007) y Castillo (2014). Además, no es posible destilar en ella los crudos pesados. Gran parte del crudo procesado en la torre de destilación atmosférica no se vaporiza, ya que para ello se necesitaría elevar la temperatura de trabajo por encima del umbral de descomposición térmica. Es decir que dicho residuo no se puede destilar en condiciones normales porque se descompone, por lo que es necesario enviarlo a otra columna de destilación, esta vez al vacío, la cual permite separar distintos compuestos (Benavides, 2013).

El denominado “crudo reducido”, se bombea a la unidad de vacío donde se reduce la presión a 2,6 kPa, lo que permite destilar a mayores temperaturas sin descomponer la estructura molecular (Gerardo, 2010).

Los diseños internos de algunas torres de vacío se diferencian de los de las torres atmosféricas, pues en lugar de platos se utiliza relleno al azar.

### 1.3.3. Parámetros termodinámicos de la destilación atmosférica

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

**Temperatura de transferencia:** esta es la máxima temperatura a la que se eleva el crudo para vaporizarlo, el rendimiento en destilados depende de esta variable (Sabina, 2013).

**Presión de trabajo:** es la presión a la cual se produce la operación. Si bien afecta directamente el equilibrio vapor-líquido, generalmente se trabaja a la menor presión posible, y por ende no se varía frecuentemente (Benavides, 2013).

**Temperatura de Tope:** es la temperatura en la zona superior de la columna fraccionadora, se controla con el reflujo de cabeza, este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido vapor (Sabina, 2013).

**Temperatura del corte:** es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de cabeza y reflujos circulantes. Estos últimos tienen un efecto semejante al reflujo de cabeza y además precalientan el crudo, recuperando energía (Sabina, 2013).

**Inyección de vapor:** el vapor en las torres fraccionadoras disminuye la presión parcial de los hidrocarburos, estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquidos, favoreciendo la

vaporización de los componentes más volátiles. Esto se aplica tanto en la columna fraccionadora principal como en los separadores de los cortes laterales (Sabina, 2013).

#### **1.3.4. Productos de la destilación**

De acuerdo a Escobar et al., (2002), los diferentes productos obtenidos y su definición se relacionan a continuación:

- Gases: son sustancias cuyo punto de ebullición se encuentra entre  $-165\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ , comprende: metano, etano, propano y butano. El propano y el butano se denominan también Gases Licuados del Petróleo (GLP).
- Éter de petróleo: fracción volátil que destila entre los  $20$  y los  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ , y contiene principalmente pentanos y hexanos.
- Gasolinas y naftas: primeros cortes o fracción de la destilación del petróleo crudo. Mezcla formada por hidrocarburos de cuatro a doce átomos de carbono, con un punto de ebullición entre los  $30$  y  $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ .
- Queroseno: segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo con punto de ebullición entre  $150$  y  $300\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Tiene de doce a dieciséis átomos de carbono, su color, contenido de azufre y características de ignición varían según las propiedades del crudo del que provienen. Su peso específico está dentro de un rango de  $0,80$  a  $0,83$  y su punto de ignición de  $66\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ .
- Gasóleos: compuestos formados por cadenas de quince a dieciocho átomos de carbono, con una temperatura de ebullición de  $175$  a  $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ .
- Fuelóleos: productos pesados obtenidos como residuos de la destilación atmosférica.
- Asfaltos: es un material de cementación sólido o semisólido de color oscuro, formado principalmente por bitúmenes. Se encuentra a veces en grandes depósitos naturales como betunes y presente en la mayoría de los petróleos crudos de donde se separa por varios procedimientos y se puede tratar para dar lugar a numerosos tipos y grados de asfalto.

#### **1.4. Equipos involucrados en el proceso de destilación**

##### **Bombas**

De acuerdo con Romo, (2016) define a las bombas como “una máquina generadora, que absorbe energía mecánica y la restituye en energía hidráulica al fluido que la transita; desplazando el fluido de un punto a otro”.

### **Intercambiador de calor de tubo y coraza**

Los intercambiadores de calor son equipos utilizados frecuentemente en la industria de los hidrocarburos, para calentar, enfriar, condensar o evaporar fluidos de servicio o de proceso.

### **Hornos**

Puede definirse un horno como un gran intercambiador de calor, cuya fuente de energía (o potencia) proviene de la combustión de un combustible. Como el calor proviene de la combustión, el diseño del horno obliga a tener un dispositivo adecuado para la combustión de un combustible (quemador).

### **Tambor de reflujo**

El tambor de reflujo, o acumulador, sirve como un punto de distribución para el reflujo y el destilado. El líquido condensado sale del tambor de reflujo gracias a un controlador de nivel. El control del nivel en el tambor es crítico para garantizar que la cantidad adecuada de reflujo regrese a la torre de destilación.

## **1.5. Aspectos básicos para la simulación**

La necesidad de nuevos productos, así como, una nueva cultura del cuidado del medio ambiente, del ahorro y optimización de energía, el uso racionalizado de combustibles hace necesario que la ingeniería química busque alternativas económicas y factibles para la solución de estos nuevos retos. La simulación de procesos es una herramienta eficaz y efectiva para el análisis, la síntesis y la optimización de proceso. Permite obtener diferentes alternativas que den solución a las problemáticas actuales.

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.

Martínez y Hugo, (2000) definen la simulación como una técnica para evaluar, de forma rápida, un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas computacionales y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso.

Bischoff, (2000) plantea que es un resumen de toda la teoría relacionada con un proceso en el cual se sustituyen las situaciones reales por otras creadas artificialmente, de las que se deben aprender ciertas acciones, habilidades y hábitos.

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).

La simulación de procesos ya sea a través de simuladores comerciales (Aspen Plus, Aspen HYSYS, Chemcad, ProII con Provisión, Petro Sim) son una herramienta que proporcionan innumerables facilidades a la industria química, petrolera, energética, además permite reproducir virtualmente los procesos y estudiar su comportamiento, para analizar el impacto de las distintas variables que puedan intervenir en el mismo, o para comparar diferentes alternativas de diseño, sin el alto coste de los experimentos a escala real. Esta es de gran ayuda a la hora de disminuir los riesgos y optimizar la toma de decisiones, así como para planificar, analizar y mejorar los procesos de la empresa (Cohen, 2003).

### **1.5.1. Principales características de los simuladores de procesos**

Los simuladores de procesos presentan las siguientes características:

1. Una enorme base de datos de propiedades de sustancias.
2. Contiene una enorme base de datos de modelos termodinámicos, incluyendo parámetros para muchas mezclas.
3. Gran cantidad de operaciones disponibles. Numerosos parámetros disponibles.
4. Se incluye un optimizador.
5. Módulos adicionales disponibles (Economix, Distil, Optimización RTO, etc...).
6. Integración progresiva en el estándar CAPE.
7. Filosofía de cálculo con propagación de variables hacia delante y atrás.

A continuación se mencionan las ventajas y desventajas de la simulación de procesos.

### **1.5.2. Ventajas de la simulación de procesos**

- ✓ Mejor comprensión de los procesos: Con la simulación de procesos es posible responder preguntas del tipo "Por qué" reconstruyendo la escena y examinando el sistema para determinar el por qué ocurren los fenómenos (Cohen, 2003).
- ✓ Es posible contrarrestar métodos y cálculos vistos en clases y comparar con el simulador problemas cuya solución fue previamente encontrada en forma manual. Si los resultados son similares, se puede proceder a variar con el simulador las condiciones del sistema y con esto responder preguntas del tipo "What if" (qué pasaría si se varía la presión, etc.), y de este modo ayudar a tener una mayor comprensión de los conceptos. Este tipo de análisis "What if" son muy usados en la industria para el diseño y el rediseño de sistemas, por tanto se convierte en una herramienta muy importante para el ingeniero de proceso.
- ✓ Dentro de la industria, los simuladores son útiles en investigación y desarrollo al agilizar los ensayos en laboratorios y en plantas pilotos porque permite predecir resultados o rangos de trabajo óptimo lo cual ahorra mucho tiempo en la experimentación; y en la etapa de diseño, al ofrecer una manera rápida de diseñar un proceso para establecer comparaciones entre diferentes alternativas (Macuil, 2007).
- ✓ La información ingresada por el usuario es fácil de interpretar y chequear.
- ✓ Se pueden preparar grandes diagramas de flujo debido a que las unidades son calculadas de forma individual.
- ✓ La simulación puede ser comprendida por ingenieros "no especialistas en simulación".

### **1.5.3. Desventajas de la simulación de procesos**

- ✓ Según Folger, (2006), en la solución de problemas, no hay siempre una interacción detallada con el problema tal como se hace en la solución manual en donde el que resuelve el problema es forzado a pensar profundamente en éste, a encontrar aproximaciones para resolverlo, evaluarlo y reevaluar las suposiciones hechas. Muchas veces la simulación esconde la complejidad del problema y por tanto, esconde también aspectos importantes de su entendimiento.
- ✓ Los resultados que arrojan los simuladores pueden ser en ocasiones difíciles de interpretar y se puede caer en optar por la simulación en casos donde una solución analítica es posible o incluso preferible (Espinoza, 2002).
- ✓ Problemas de convergencia en los diagramas de flujo con muchas corrientes de recirculación.

- ✓ Lento para grandes diagramas de flujo con muchas corrientes de recirculación y con especificaciones de diseño complejas.

## **1.6. Softwares utilizados en la simulación de refinerías de petróleo**

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y cálculos termodinámicos que contienen las propiedades físicas de miles de compuestos y sustancias químicas, selección de modelos termodinámicos, cálculos de equipos (teórico y real), análisis de costo, estado de agregación y condiciones de operación, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad.

### **1.6.1. HYSYS**

Simulador que permite dar solución a toda clase de problemas relacionados con procesos químicos, ya sean estudios dinámicos como en estado estable, y es ampliamente utilizado en la esfera industrial. Un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación. Cuenta con una interface muy amigable para el usuario, además de brindar la posibilidad de emplear operadores lógicos y herramientas que facilitan el trabajo. Su característica de ofrecer dos direcciones al flujo de información lo hace ser bidireccional, lo que da lugar al cálculo de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos (Benz, 2001).

Es un software para la simulación de plantas petroquímicas y afines. Desarrollado para su uso con computadoras, tiene la posibilidad de adicionar código de programación con visual basic. Este simulador interpreta interactivamente los comandos según se introducen en el programa. Por tanto no necesita un botón de ejecución, aunque existe la posibilidad de plantear el problema completo sin hacer cálculos y después ejecutarlo.

### **1.6.2. Aspen Plus**

El sistema avanzado para Ingeniería de Procesos *Advanced System for Process Engineering* (ASPEN) es un mercado líder en herramientas de modelado de proceso de diseño conceptual, optimización y monitoreo de desempeño para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Desarrollado en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology* (MIT) y comercializado desde 1980 por una compañía denominada AspenTech.

Se caracteriza por ser estacionario, secuencial, aunque las versiones más recientes permiten la estrategia orientada a ecuaciones. Posee la base de datos más amplia entre los

simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrolitos. Modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra. Cuenta con herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica, en tablas y otros. Es flexible y fácil de utilizar. Permite realizar regresión de datos experimentales, diseño preliminar de los diagramas de flujo usando modelos de equipos simplificados, balance de materia y energía rigurosos usando modelos de equipos detallados, el dimensionamiento de piezas clave de los equipos, la optimización on-line de unidades de proceso completas o bien plantas.

### **1.6.3. PRO-II con PROVISION**

El simulador de proceso PRO/II con provisión es un programa de simulación de procesos en estado estacionario diseñado por la empresa Simulation Sciences, muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general. Este programa permite modelar el comportamiento operacional de plantas químicas y cuantificar el efecto que tiene modificar los valores de ciertas variables sobre el proceso. Adicionalmente, tiene una amplia base de datos de propiedades de compuestos químicos, una gran variedad de métodos para la predicción de propiedades termodinámicas y utiliza técnicas avanzadas para la resolución de las operaciones unitarias. Mediante él se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías; y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor (rigurosos o no), mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadores, de extracción), reactores, compresores, bombas, tambores flash, separadores trifásicos, divisores, ciclones, disolvedores, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica. Dispone de una gran diversidad de métodos termodinámicos para la estimación de equilibrios de fases y propiedades (termodinámicas, físicas, de transporte) aplicables en los procesos del petróleo, como lo son: Soave-RedlichKwong (SRK), PengRobinson (PR), Grayson-Streed (GS) y Braun K10 (BK10) (Feliu, 2006).

El paquete profesional software PRO II con PROVISION, permite integrar la solución de cada una de las etapas de forma detallada con las ventajas destacadas a continuación: 1) Información compartida y sin fronteras. 2) Todas las aplicaciones utilizan modelos termodinámicos comunes. 3) Todas las aplicaciones emplean una misma tipología de diagrama de flujo. 4) Se puede lograr integración entre la simulación y el diseño. Estos simuladores están concebidos fundamentalmente para analizar problemas de la industria

petroquímica y sus derivados. El programa PRO II con PROVISION proporciona modelos para caracterizar los procesos de refinación de petróleo donde además de la simulación del proceso se pueden realizar casos de estudio relacionados con las alternativas de operación, la cuantificación de los balances de masa y energía y nos da una visión un tanto acertada sobre cómo funciona el proceso.

### **Estructura del programa**

- Sistema de unidades

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

- Datos generales

Es la primera sección en cualquier archivo de entrada de datos se presenta la información general de la simulación: título del proyecto, nombre del usuario, fecha, breve descripción del problema y sistema de unidades de los resultados. Adicionalmente, permite establecer ciertos parámetros de cálculo y resolución de las operaciones unitarias, así como tolerancias para la convergencia de reciclo y selección de la información a presentar en el archivo de salida.

- Datos de los componentes

En esta sección se deben definir todos los componentes presentes en las corrientes de proceso del sistema a simular, bien sea componentes puros o pseudocomponentes. Se pueden seleccionar componentes puros de la base de datos propia del PRO-II con PROVISIÓN, ya sean como compuestos comunes o de la lista general de componentes. Si el componente no está definido en la base de datos, se puede especificar proporcionándole ciertas propiedades tales como: peso molecular, presión, temperatura, volumen crítico y densidad. En el caso de crudos y fracciones de petróleo, éstas pueden ser caracterizadas en pseudocomponentes a partir de la curva de destilación y la gravedad específica. Para esto se asocian los ensayos de laboratorio a una serie de componentes hipotéticos discretos (pseudocomponentes). A partir de esta información y correlaciones, se pueden predecir las propiedades termodinámicas y de transporte necesarias para modelar los fluidos o corrientes de proceso. Si no se dispone de datos de destilación, los simuladores pueden generar una TBP promedio basado en las propiedades globales del hidrocarburo: peso molecular, densidad. Sin embargo mientras más información se suministre, más exactas serán las propiedades predichas por el simulador, especialmente

cuando se trabaja con crudos pesados. Si se dispone de la curva de destilación y se suministran las propiedades físicas globales del hidrocarburo, se obtendrá una mejor predicción de las propiedades de los seudocomponentes y por ende de las corrientes de proceso. Lo ideal es disponer de curvas de laboratorio para el peso molecular, densidad y viscosidad, lo cual aumenta la exactitud de la predicción de propiedades. A partir del ensayo del crudo o fracción de crudo, se puede caracterizar dicha corriente con la ayuda de un simulador de procesos, para ello se determina el número de cortes o número de seudocomponentes para cada rango de punto de ebullición. En general para establecer el número definitivo de seudocomponentes en una corriente, se verifica si el modelo construido en el simulador reproduce las características del crudo en estudio, determinando el porcentaje de desviación entre las propiedades calculadas y los datos de laboratorio. Normalmente se puede aceptar un porcentaje de desviación en las curvas de destilación del orden del margen de error del ensayo.

- Datos termodinámicos

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

- Datos de las corrientes

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

- Datos de las operaciones unitarias

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

#### **1.6.4. Petro-SIM**

Desarrollado para analizar problemas específicos de la industria petroquímica. Proporciona un juego extenso de flujos petroquímicos, propiedades físicas y termodinámicas que pueden ser asignados a las corrientes a lo largo de la simulación. 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.

Aprueba la introducción de datos para crear componentes hipotéticos ofreciendo una caracterización exacta y detallada de dichos aceites para el uso dentro de la simulación mediante la creación de una matriz de las propiedades de ensayo. Además, de permitir variaciones directamente en los aceites que ofrece tiene la funcionalidad de importación de sustancias a través de opciones específicas. Se basa en una simulación rigurosa no lineal que ofrece la facilidad de observar la unidad en cualquier nivel de detalle que se necesite para evaluar cambios y maximizar su rendimiento.

Utiliza modelos de planta integrados para llevar a cabo una planta estratégica, estudios para evaluar el impacto de los cambios en los crudos procesados, unidades operativas, así como especificaciones del producto en toda la planta de procesamiento. Ello brinda un mejor conocimiento del impacto general para proceder al diseño de nuevas estrategias operativas, reacondicionamiento, nuevas unidades o reconfiguración de estas.

##### **▪ Los beneficios de usar Petro-SIM**

La tecnología de simulación de procesos Petro-SIM es más que un software líder. También es una completa herramienta de "apoyo a la toma de decisiones". Su arquitectura de plataforma abierta única promueve niveles excepcionales de integración y colaboración entre equipos de proyectos.

Permite que se desarrollen por completo simulaciones de procesos y escenarios basados en fechas, lo que la convierte en una herramienta predictiva y analítica excepcionalmente eficaz. Cierra el ciclo entre el monitoreo y la planificación, lo que permite comparaciones en tiempo real de planes, datos reales y simulaciones.

Para el petróleo y el gas aguas arriba, Petro-SIM es el único software de simulación de procesos especialmente diseñado que puede garantizar que las capacidades de procesamiento de las instalaciones satisfagan las necesidades de los yacimientos a largo plazo.

En la refinación de petróleo y petroquímicos, nuestro software de simulación de procesos Petro-SIM funciona en conjunto con nuestro *SIM Reactor Suite* líder en el mundo para

crear el único simulador probado capaz de escalar desde unidades de reactores hasta instalaciones completas.

## **Conclusiones Parciales**

1. Las características físico-químicas del crudo determinan las proporciones en que deben ser mezcladas para alcanzar un balance entre la densidad y el contenido de azufre, facilitando el proceso de destilación.
2. En el proceso de destilación las principales variables de operación son la presión y temperatura de la torre pues el principio de funcionamiento es a partir de las diferencias de volatilidades de los compuestos presentes en el crudo.
3. Los simuladores PRO-II y Petro-Sim son software ampliamente utilizados en la industria petroquímica pues permiten modelar el comportamiento de las variables operacionales y cuantifica el efecto de las variaciones en las mismas.
4. De los software analizados Petro-SIM es el más apropiado para realizar la simulación de la planta de destilación atmosférica.

## **CAPÍTULO 2. CARACTERIZACIÓN DE LA MEZCLA DE CRUDO MELLITAH BLEND Y MEREY 16**

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 mezcla de crudo con características diferentes a la mezcla de crudos procesados anteriormente en la Refinería Cienfuegos S.A.

### **2.1. Descripción del proceso**

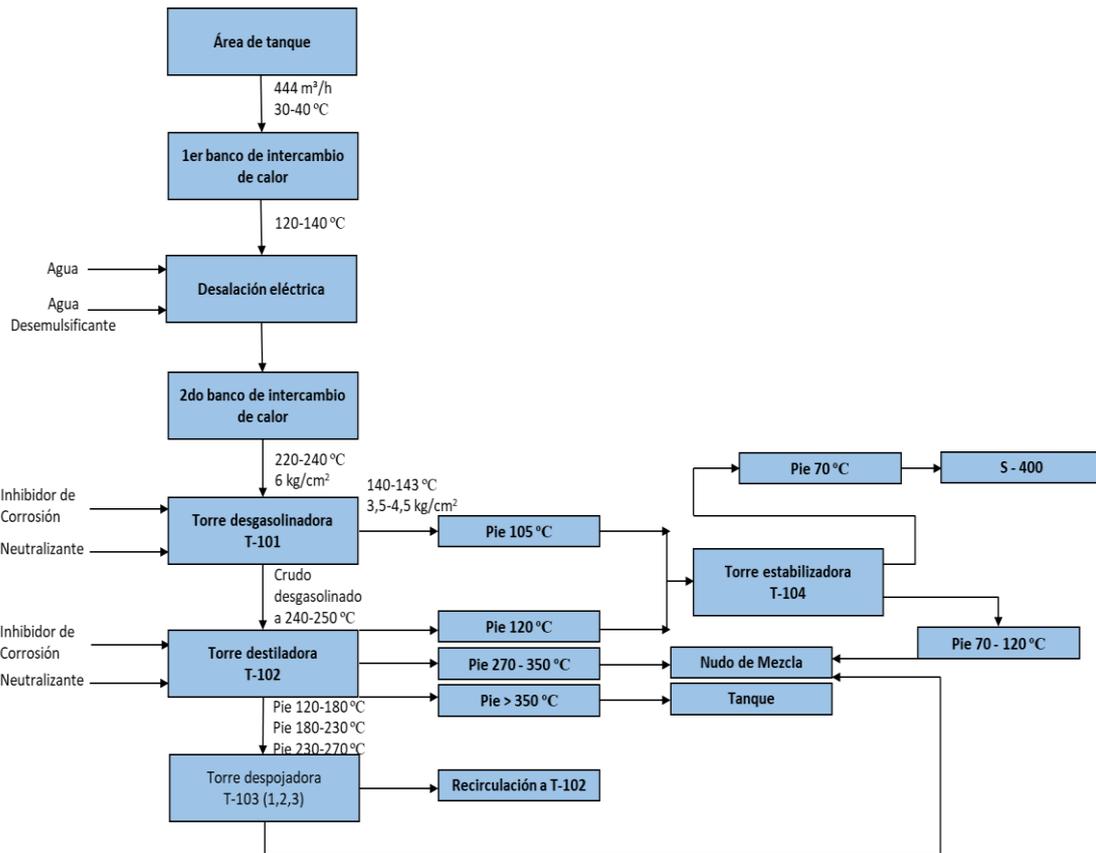
En el proceso se obtienen las siguientes fracciones:

- Fracción PIE-70 °C.
- Fracción 70-120 °C.
- Fracción 120-180 °C.
- Fracción 180-230 °C.
- Fracción 230-270 °C.
- Fracción 270-350 °C.
- Fracción > 350 °C.

Algunas fracciones se mezclan y pasan a formar parte de la alimentación en otras secciones de la planta combinada o salen como productos terminados, los cuales son:

- Fracción 70-180 °C (alimentación a la sección 200).
- Fracción 120-230 °C (alimentación unidad endulzamiento turbo combustible Jet-A1).
- Fracción 180-350 °C (diésel, alimentación de la sección 300).
- Fracción > 350 °C (fuel- oíl).

El proceso de destilación atmosférica cuenta de tres etapas fundamentales: calentamiento del crudo en los bancos de intercambio, la desalación en el electro-deshidratador y destilación fraccionada atmosférica. En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso objeto de estudio.



**Figura 2.1.** Diagrama de bloques de la sección 100. **Fuente.** Elaboración propia

### 2.1.1. Calentamiento del crudo

El crudo proveniente de la estación de bombeo del crudo llega a la descarga de la bomba principal de inyecto a la unidad, trabaja a una temperatura de 30-40 °C y un flujo de diseño de 444 m<sup>3</sup>/h.

Posteriormente el flujo es descargado hacia el primer banco de intercambiadores, el primer ramal se calienta sucesivamente en los intercambiadores 1,2 E-101(Crudo por tubos/I flujo circulante de la Torre T-102, por carcaza) y 1,2 E-104 (Crudo por carcaza/Fuel Oil por tubos).

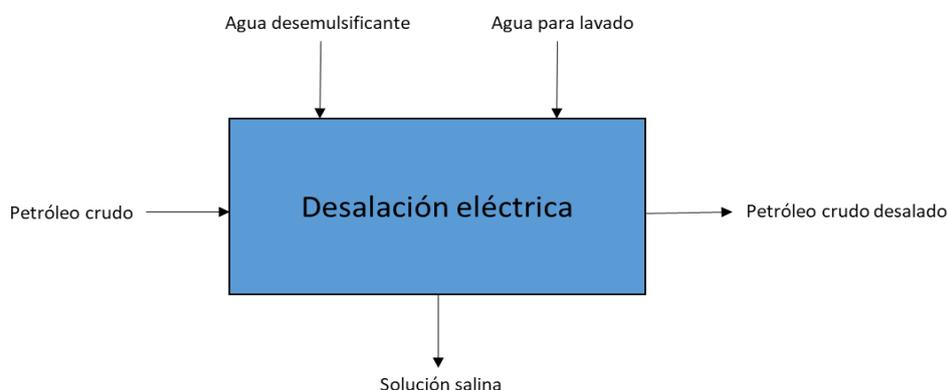
El segundo ramal se calienta sucesivamente, en los intercambiadores 1,2 E-102 (Crudo por tubos/III flujo circulante de la Torre T-102, por carcaza).

Ambos ramales se unen para llevar el crudo precalentado a una temperatura de 120-140 °C y a una presión de 12,5 kgf/cm<sup>2</sup> al sistema de desalación eléctrica.

### 2.1.2. Desalación eléctrica

El sistema de desalación eléctrica cuenta con dos etapas de desalación y un sistema de lavado con agua, con el objetivo de extraer las sales contenidas en el crudo, el crudo se mezcla con el agua en los mezcladores provocando una caída de presión, la emulsión formada del agua en el crudo se destruye y se dispersa con ayuda de la corriente en un

campo eléctrico. Por la parte inferior de los electrodeshidratadores se drena el agua conteniendo las sales mientras el crudo desalado se extrae a un nivel superior. En la Figura 2.2 se muestra esta etapa.



**Figura 2.2.** Etapa de desalación eléctrica. **Fuente.** Elaboración propia.

A la entrada de la primera etapa de desalación eléctrica se inyecta una solución de desemulsionante al 2 % con la finalidad de ayudar la destrucción de la emulsión formada y lograr la desalación del crudo en el proceso.

El agua contenida en el petróleo con sales disueltas en ella, esencialmente con cloruros, no solamente constituye una impureza, sino que provoca una fuerte corrosión en los equipos del proceso y empeora la calidad de los combustibles que son inyectados para los procesos catalíticos.

### 2.1.3. Destilación atmosférica

El crudo desalado es calentado hasta la temperatura de inyección a la T-101 (Torre Desgasolinadora), en el segundo banco de intercambiadores donde el flujo principal se divide en dos ramales en paralelo conformado cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. En esta etapa el crudo alcanza una temperatura de 220-225°C. El crudo calentado desalado y deshidratado, a una presión 6 kgf/cm<sup>2</sup> se dirige a la Torre Desgasolinadora T-101. Por la línea de alimentación a la Torre Desgasolinadora T-101, se le inyecta una solución de álcali al 1 % en caso de ser requerido según la acidez contenida en el crudo de inyección, proveniente del bloque de reactivos químicos. La alimentación a la torre se distribuye entre los platos 7 y 9. Por el tope de la Torre sale la fracción PIE 105 °C, a una temperatura de 140-143 °C y a una presión de 3,5-4,5 kgf/cm<sup>2</sup>, hacia los enfriadores por aire, gran parte se condensan en dichos enfriadores y de allí van al tambor de reflujo del tope de la T-101 (D-103) con una temperatura de 55-60 °C. En la línea de salida de los gases del tope y en la línea de reflujo de la Torre T-101, se inyecta solución al 2% de inhibidor de corrosión, procedente del bloque de reactivos. El reflujo es retornado desde

el Tambor de Reflujo en el tope de la Torre T-101 en una relación tal, capaz de mantener estable y en los niveles deseado la temperatura en esta sección de la torre. El exceso de reflujo va a los enfriadores y constituye el inyecta a la torre estabilizadora T-104. En este tambor de reflujo se hacen extracciones de agua sulfhídrica que va a un enfriador y luego hacia la planta de tratamiento de residuales (PTR). Desde el fondo de la torre sale crudo desgasolinado, una parte pasa a través de un horno para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente a la Torre T-101 por debajo del plato 1 con el objetivo de mantener la temperatura de trabajo de la columna. La otra salida del fondo alimenta a la columna de destilación atmosférica (T-102) luego de pasar por un horno que cuenta con tres cámaras para garantizar la temperatura adecuada del inyecta. En la línea de salida del tope y en la línea de reflujo de la Torre T-102, se inyecta al 2% inhibidor de corrosión, procedente del bloque de reactivos. Por el tope de la Torre sale la fracción PIE 120 °C hacia enfriadores de aire. Esta fracción se enfría hasta una temperatura 60-65 °C y va al tambor de reflujo del tope de la T-102. Desde el tambor de reflujo el producto va a un enfriador por aire y de allí pasa a un enfriador por agua. Posteriormente es retornada hacia el tope de la torre. En el tambor de reflujo se hacen extracciones continuas de agua sulfhídrica con una bomba, esta 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 120-180 °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 148-153 °C. Para despojar las fracciones ligeras, se suministra 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 en el plato 48. La fracción de fondo es bombeada hacia un enfriador por aire, después en un intercambiador por agua y finalmente llegar al Nudo de Mezcla.

La Fracción 180-230 °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 205-210 °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 plato 37. Por el fondo la fracción es bombeada hacia un enfriador por aire y llega al nudo de mezcla.

La Fracción 230-270°C, se extrae de los platos 22 al 24 y va a la parte inferior de la tercera sección de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 263-268 °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 plato 25. Por el fondo la fracción es bombeada hacia un intercambiador luego a enfriadores para ir al nudo de mezcla.

La Fracción 270-350°C, se extrae de los platos 12 al 14 y la descarga de la bomba al segundo banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado. Luego hacia los enfriadores y después al nudo de mezcla.

De la Torre T-102, se extraen tres reflujos recirculantes, los que son aprovechados para ceder calor en el 1er 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. Luego el crudo reducido sale hacia los enfriadores por aire, de estos enfriadores sale a intercambiar calor para lograr la temperatura de almacenamiento en el área de tanques.

La torre estabilizadora (T-104) es alimentada con el exceso de reflujo de tope de la T-101 y T-102, la fracción 70-120 °C inestable se recolecta en un tambor alimentador para posteriormente ser precalentado en intercambiadores antes de ser inyectado a la torre T-104. 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 anillo de gas combustible.

Por el tope de la Torre sale la fracción PIE 70 °C inestable hacia enfriadores de aire, luego a un enfriador por agua y posteriormente pasa al tambor de reflujo del tope de la torre T-104 para ser retornado al tope con una relación de reflujo. El exceso PIE 70 °C es bombeado a un enfriador por agua y posteriormente a la sección 400. Por el fondo, de la Torre T-104 la fracción 70-120 °C estable es recirculada a través de un horno para mantener la temperatura en la torre. La otra salida de fracción 70-120 °C estable por el fondo de la torre va a un intercambiador donde precalienta el inyector y luego es enfriada por aire, va al intercambiador por agua y se dirige hacia el nudo de mezcla. En la Figura 3.3 se muestra un resumen de esta etapa.



**Figura 2.3.** Etapa de destilación atmosférica. **Fuente.** Elaboración propia

### 2.1.4. 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 del corte 70-120 °C y corte 120-180 °C y se denomina Nafta Pesada.
2. Fracción 120-230 °C, se forma del corte 120-180 °C y corte 180-230 °C y se denomina Turbo Combustible.
3. Fracción 180-350 °C, se forma del corte 180-230 °C, corte 230-270 °C y corte 270-350 °C, se denomina Diésel.

### 2.2. Datos técnicos del equipamiento instalado en la sección de destilación atmosférica

El equipamiento general instalado en la unidad de destilación atmosférica; así como, las variables operacionales de cada equipo que interviene en el proceso se muestran en el anexo 2 al 7. A continuación se muestra las tablas 2.1 a la 2.6 con una selección de los principales equipos. La metalurgia de los equipos y su forma constructiva está acorde con las transformaciones físicas, químicas y químico-físicas que en estos tienen lugar.

**Tabla 2.1.** Principales torres de la sección 100

Código	Denominación	Presión en el tope (kg/cm <sup>2</sup> )	Temperatura en el tope (°C)	Temperatura en el fondo (°C)
T-01-101	Torre desgasolinadora	3,0-4,5	140-146	240-265
T-01-102	Torre de destilación atmosférica	0,7-1,0	105-110	330-340
T-01-104	Torre de estabilización	6,0-7,0	85-90	170-180

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

**Tabla 2.2.** Principales bombas de la sección 100

<b>Código</b>	<b>Función</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>Flujo (m<sup>3</sup>/h)</b>
P-01-101	Inyector de crudo a la planta.	40	10	35	444
P-01-102	Inyector de petróleo desgasolinado	265	5	20	465
P-01-104	Reflujo al tope de la T-101.	50	5	20	115
P-01-106	Reflujo al tope de la T-102.	60	1	15	150
P-01-107	Salida de la Fr.120-180 °C al N.M.	150	1	15	35
P-01-108	Salida de la Fr.180-230 °C al N.M.	210	1	15	45
P-01-109	Salida de la Fr.230-270 °C al N.M.	265	1	15	35
P-01-110	Salida de la Fr.270-350 °C al N.M.	310	1	15	70
P-01-114	Salida de Fuel-oil a Tk.	350	1	25	250

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

**Tabla 2.3.** Principales tambores de la sección 100

<b>Código</b>	<b>Denominación</b>	<b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (kg/cm<sup>2</sup>)</b>
1,2D-101	Electro deshidratadores de la 1ra etapa.	160	120-140	12,5
1,2D-102	Electro deshidratadores de la 2da etapa.	160	120-140	12,0
D-103	Tambor de reflujo al tope de la T-101.	63	75-80	4,0-4,5
D-104	Tambor de reflujo al tope de la T-102.	80	85-90	0,8-1,0
D-106	Tambor de reflujo al tope de la T-104.	63	55-60	6,0-7,0
D-111	Tambor recolector de drenajes de productos claros.	40	75-80	0,7-0,1
D-112	Tambor recolector de drenajes de productos oscuros.	40	75-80	0,7-0,1
D-113	Tambor de los disparos de las S.V. al flare.	50	80-90	0,5-0,6

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

**Tabla 2.4.** Principales enfriadores por aire de la sección 100

Código	Denominación	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
1A-101/1	Enfriador de tope de la T-101	140-145	75-80
1A-102/1	Enfriador de tope de T-102	105-110	60-65
1A-103/1	Enfriador de tope de T-104	85-90	55-60
A-104	Enfriador de la Fr 120-180 °C	135-140	50-55
1A-108/1	Enfriador de la Fr >350 °C	120-125	95-100

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

**Tabla 2.5.** Principales intercambiadores de calor de la sección 100

Código	Denominación		Temperatura de entrada (°C)		Temperatura de salida (°C)	
	Tubos	Carcaza	Tubos	Carcaza	Tubos	Carcaza
1 E-101	Crudo	I RC*	30-35	165-170	75-80	60-65
1 E-102	Crudo	II RC	30-35	210-215	75-80	80-85
1 E-103	Crudo	III RC	75-80	250-255	120-125	130-135
1 E-104	Fuel oil	Crudo	175-180	75-80	135-140	125-130
1 E-105	Crudo desgasolinado	Fr.270-350 °C	110-115	295-300	185-190	130-135
2 E-105	Crudo desgasolinado	Fr.270-350 °C	110-115	295-300	185-190	130-135
3 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	340-345	185-190	175-180	225-230
6 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	340-345	185-190	175-180	225-230

\*RC- Reflujo Circulante

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

**Tabla 2.6.** Principales hornos de la sección 100

Código	Destino	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
F-01-101 (T-101)	Recirculación fondo	250-255	345-350
F-01-101 Cámara I,II,III (T-102)	Inyector Torre	250-255	345-350
F-01-101 (T-104)	Recirculación de fondo	170-175	180-185

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

Cada equipo de la unidad de destilación atmosférica contiene sus datos técnicos, se obtuvo la información necesaria para completar cada requerimiento del esquema de simulación.

### 2.3. Caracterización de la materia prima

La unidad de destilación atmosférica de la Refinería Cienfuegos S.A procesa 65 000 barriles por día (BPD). En el estudio de caso se propone utilizar la mezcla en la proporción 90 % en volumen de Mellitah Blend y 10 % en volumen de Merey 16.

En las tablas 2.7 y 2.8 se representan las características principales de los crudos. En el anexo 1 se muestran las características generales de estos crudos.

**Tabla 2.7.** Principales características del crudo Merey 16

<b>Merey 16</b>	
Densidad °API	15,9
Azufre (% Peso)	2,71
Factor $K_{UOP}$	11,4
Contenido de Sales (mg/L)	21 ,8
Acidez (mgKOH/g)	1,22
Sodio (ppm)	5,83
Vanadio (ppm)	262

**Fuente.** Assay de crudo Merey 16, 2009

**Tabla 2.8.** Principales características del crudo Mellitah Blend

<b>Mellitah Blend</b>	
Densidad °API	41,5
Azufre (% Peso)	0,109
Factor $K_{UOP}$	11,9
Contenido de Sales (mg/L)	12,0
Acidez (mgKOH/g)	0,045
Sodio (ppm Peso)	32,257
Vanadio (ppm)	4,827

**Fuente.** Assay de crudo Mellitah Blend, 2008

### 2.4. Recopilación de datos

Se colecciona data a partir de los análisis de laboratorio realizados periódicamente a las corrientes de alimentación y productos de la unidad de destilación atmosférica. La calidad de un crudo se especifica a través de las propiedades densidad, contenido en azufre y curva de destilación TBP. El conocimiento de estas propiedades permite una primera valoración para ser procesado y establece los términos de ligero o pesado.

De los crudos conocidos que se procesan en la refinería desde el 2007 hasta el 2020 se tiene los crudos Mesa30, Merey16, Ural y Sahara Blend. Normalmente la optimización de producciones anteriores ha exigido la mezcla del crudo estar constituida por 20 % volumen del crudo Merey16 y 80 % volumen del Sahara Blend.

#### 2.4.1. Determinación de las propiedades físico-químico de la mezcla Merey 16 y Sahara Blend

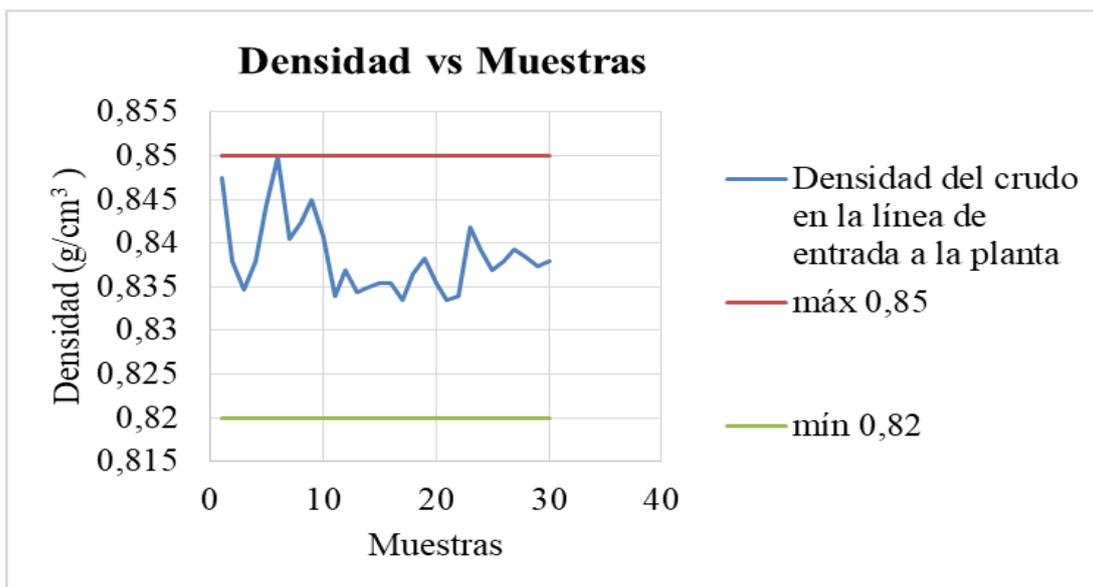
Se determinó las propiedades físico-químico de la mezcla Merey 16 y Sahara Blend en el laboratorio mediante los ensayos que se muestran en las tablas 2.9-2.14.

**Tabla 2.9.** Valores de densidad del petróleo crudo de entrada a la planta determinados en el laboratorio

Muestras	Petóleo Crudo-S 100 Línea de entrada a la planta	Muestras	Petóleo Crudo-S 100 Línea de entrada a la planta
	Densidad (g/cm <sup>3</sup> )		Densidad (g/cm <sup>3</sup> )
1	0,8474	16	0,8354
2	0,8379	17	0,8334
3	0,8346	18	0,8364
4	0,8379	19	0,8383
5	0,8442	20	0,8354
6	0,8499	21	0,8334
7	0,8404	22	0,8339
8	0,8424	23	0,8418
9	0,8449	24	0,8393
10	0,8408	25	0,8369
11	0,8339	26	0,8379
12	0,8369	27	0,8393
13	0,8344	28	0,8384
14	0,8349	29	0,8374
15	0,8354	30	0,8379

**Fuente.** Weblab, 2020

Se observa en la figura 2.4 que ningun punto de densidad se encuentra fuera del rango de control por lo que la mezcla de crudo muestra densidades adecuadas para el principio de su procesamiento.



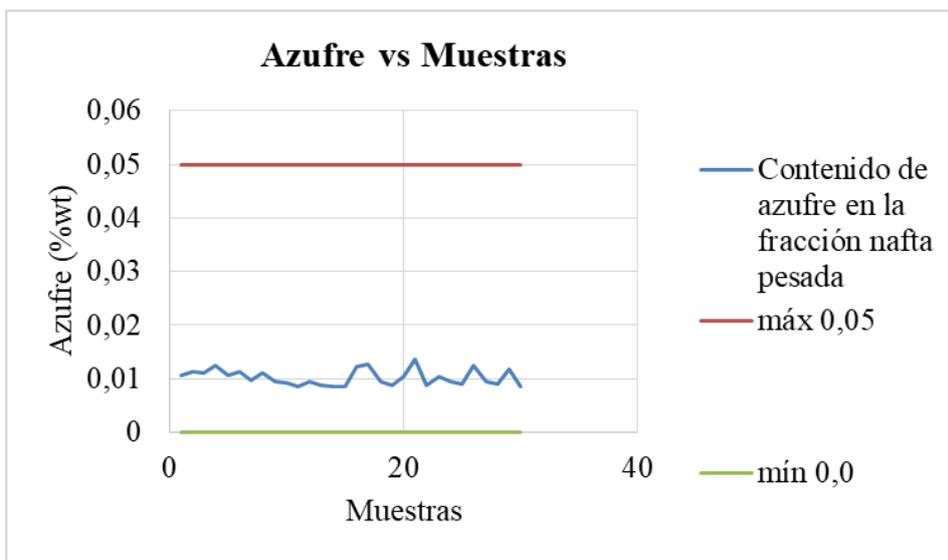
**Figura 2.4.** Análisis de control de la densidad del crudo de entrada a la planta. **Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 2.10.** Valores de contenido de azufre de la Fracción 70-180 °C (Nafta Pesada) determinados en el laboratorio

Muestras	Nafta Pesada (Fracción 70-180 °C)	Muestras	Nafta Pesada (Fracción 70-180 °C)
	Contenido de azufre (%wt)		Contenido de azufre (%wt)
1	0,0107	16	0,0123
2	0,0113	17	0,0128
3	0,0110	18	0,0096
4	0,0125	19	0,0087
5	0,0107	20	0,0103
6	0,0114	21	0,0136
7	0,0098	22	0,0089
8	0,0110	23	0,0105
9	0,0095	24	0,0095
10	0,0093	25	0,0091
11	0,0085	26	0,0124
12	0,0094	27	0,0095
13	0,0089	28	0,0091
14	0,0085	29	0,0118
15	0,0086	30	0,0085

**Fuente.** Weblab, 2020

En la figura 2.5 se aprecia que el valor máximo de contenido de azufre de la fracción nafta pesada se encuentra muy distante del punto máximo de control permitido, por lo que la nafta pesada no presenta ningún tipo de inconveniente para su posterior procesamiento.



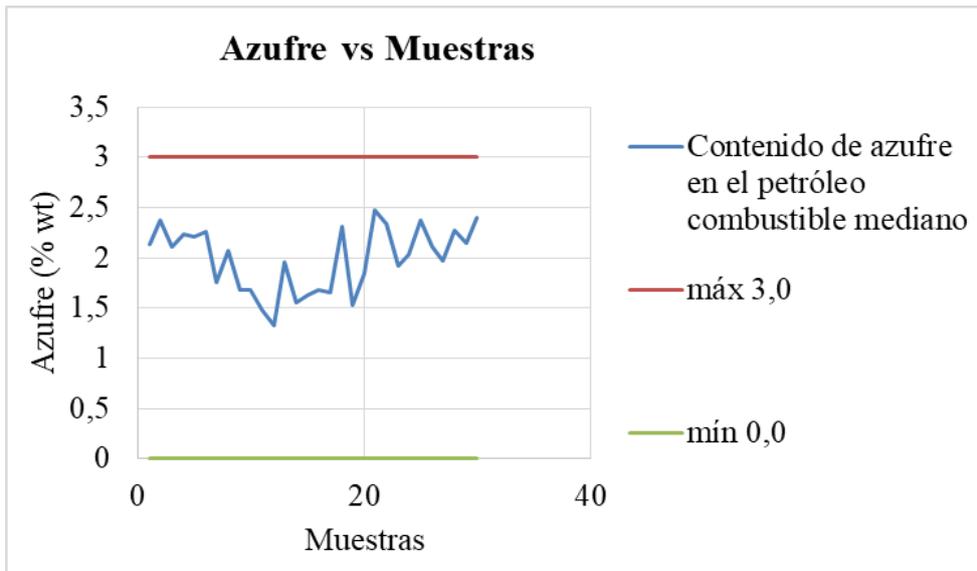
**Figura 2.5.** Análisis de control del contenido de azufre en la Nafta pesada. **Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 2.11.** Valores de contenido de azufre de fracción petróleo combustible mediano determinados en el laboratorio

Muestras	Fracción petróleo combustible mediano	Muestras	Fracción petróleo combustible mediano
	Contenido de Azufre (% wt)		Contenido de Azufre (% wt)
1	2,129	16	1,679
2	2,369	17	1,658
3	2,107	18	2,316
4	2,235	19	1,532
5	2,216	20	1,846
6	2,264	21	2,481
7	1,762	22	2,333
8	2,068	23	1,923
9	1,686	24	2,029
10	1,686	25	2,369
11	1,481	26	2,107
12	1,333	27	1,975
13	1,953	28	2,267
14	1,552	29	2,146
15	1,627	30	2,396

**Fuente.** Weblab, 2020

La figura 2.6 muestra que el valor máximo de contenido de azufre de la fracción petróleo combustible mediano se encuentra próximo a 2,50 %wt y el punto límite establecido por la norma es de 3 %wt, por lo que la fracción definida se encuentra en excelentes condiciones de control.



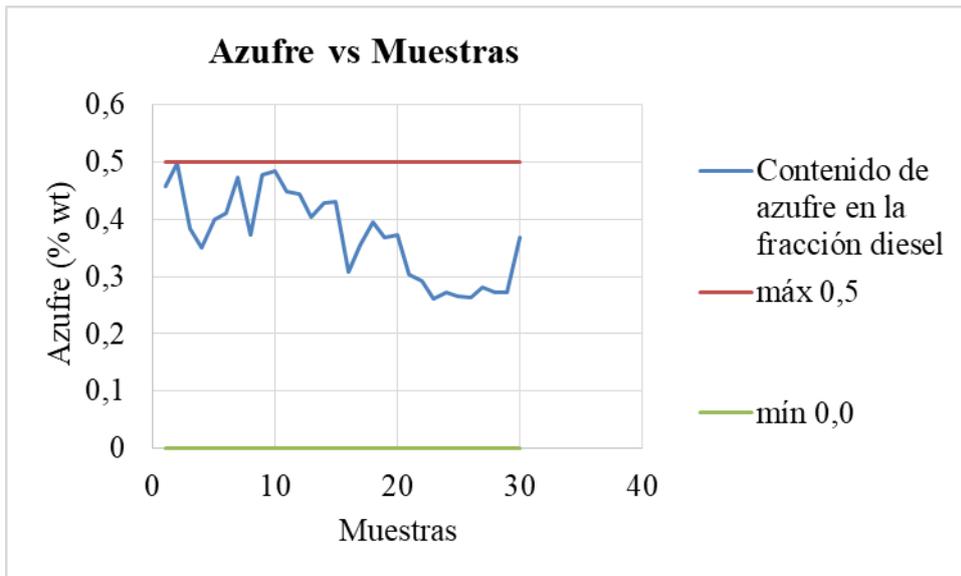
**Figura 2.6.** Análisis de control del contenido de azufre en la fracción petróleo combustible mediano. **Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 2.12.** Valores de contenido de azufre de la fracción 180-350 °C (Diesel) determinados en el laboratorio

Muestras	Fracción180-350 (Diesel)	Muestras	Fracción180-350 (Diesel)
	Contenido de azufre (% wt)		Contenido de azufre (% wt)
1	0,457	16	0,308
2	0,497	17	0,354
3	0,383	18	0,395
4	0,349	19	0,367
5	0,398	20	0,372
6	0,413	21	0,304
7	0,472	22	0,293
8	0,372	23	0,261
9	0,476	24	0,273
10	0,483	25	0,266
11	0,448	26	0,263
12	0,443	27	0,282
13	0,404	28	0,273
14	0,427	29	0,272
15	0,429	30	0,367

**Fuente.** Weblab, 2020

En la figura 2.7 la fracción diesel no presenta punto de atención respecto a su contenido de azufre puesto que se encuentra por debajo del valor máximo permitido por la norma en la producción de diésel especial.



**Figura 2.7.** Análisis de control de contenido de azufre en la fracción diesel. **Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 2.13.** Valores de contenido de azufre de fracción 120-260 °C (Turbocombustible) determinados en el laboratorio

Muestras	Turbocombustible (Fracción 120-260 °C) Contenido de azufre (%wt)	Muestras	Turbocombustible (Fracción 120-260 °C) Contenido de azufre (%wt)
1	0,058	16	0,055
2	0,083	17	0,048
3	0,045	18	0,0123
4	0,064	19	0,049
5	0,069	20	0,046
6	0,056	21	0,05
7	0,063	22	0,042
8	0,059	23	0,083
9	0,062	24	0,045
10	0,020	25	0,064
11	0,053	26	0,069
12	0,0222	27	0,056
13	0,045	28	0,084
14	0,05	29	0,079
15	0,047	30	0,061

**Fuente.** Weblab, 2020

En la figura 2.8 se observa claramente que el contenido de azufre de la fracción turbocombustible se encuentra distante del punto máximo normado.



**Figura 2.8.** Análisis de control del contenido de azufre en la fracción turbocombustible.

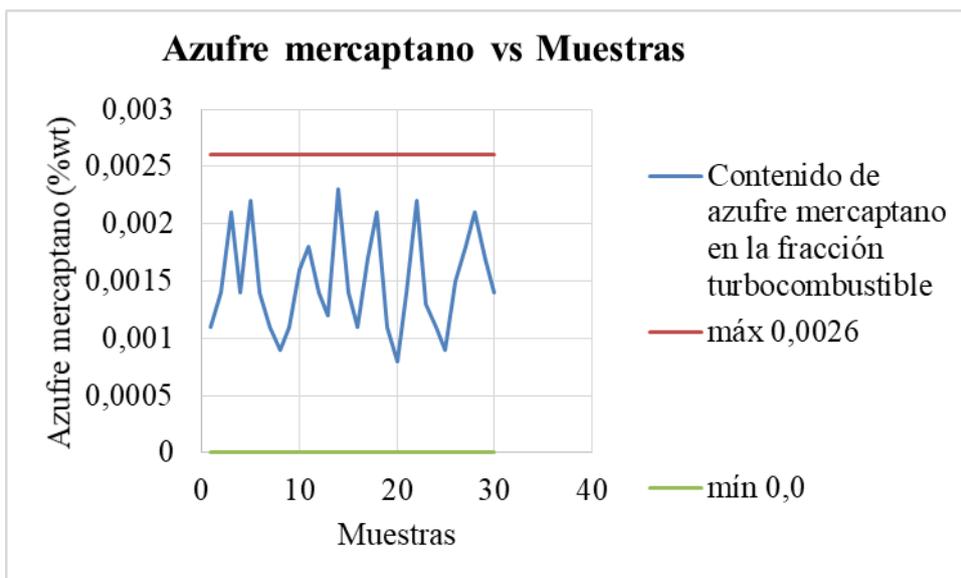
**Fuente:** Elaboración propia

**Tabla 2.14.** Valores de contenido de azufre mercaptano de fracción 120-260 °C (Turbocombustible) determinados en el laboratorio

Muestras	Turbocombustible (Fracción 120-260 °C)	Muestras	Turbocombustible (Fracción 120-260 °C)
	Azufre mercaptano (%wt)		Azufre mercaptano (%wt)
1	0,0011	16	0,0011
2	0,0014	17	0,0017
3	0,0021	18	0,0021
4	0,0014	19	0,0011
5	0,0022	20	0,0008
6	0,0014	21	0,0014
7	0,0011	22	0,0022
8	0,0009	23	0,0013
9	0,0011	24	0,0011
10	0,0016	25	0,0009
11	0,0018	26	0,0015
12	0,0014	27	0,0018
13	0,0012	28	0,0021
14	0,0023	29	0,0017
15	0,0014	30	0,0014

**Fuente.** Weblab, 2020

La figura 2.9 muestra un comportamiento irregular entre cada muestra tomada. A pesar de estas irregularidades el contenido de azufre mercaptano en la fracción turbocombustible no rebasa el límite superior establecido por la norma de control.



**Figura 2.9.** Análisis de control del contenido de azufre mercaptano en la fracción turbocombustible. **Fuente.** Elaboración propia

La tabla 2.15 muestra los valores de rendimiento en el crudo y rendimiento acumulado por destilación a escala de laboratorio en los rangos de temperatura descritos para cada corte.

**Tabla 2.15.** Valores de rendimientos de destilación (TBP) determinados en el laboratorio

Fracciones	Destilación			
	Rendimiento en el Crudo		Rendimiento Acumulado	
	% Peso	% Volumen	% Peso	% Volumen
IBP-25	2,63	3,60	2,63	3,60
25-70	5,23	6,67	7,86	10,27
70-120	10,34	11,87	18,20	22,14
120-180	9,12	9,86	27,32	32,00
180-250	13,46	13,69	40,78	45,69
250-270	3,78	3,66	44,56	49,35
270-310	8,03	7,19	52,59	56,54
310-350	7,53	6,22	60,12	62,76
+350	39,88	37,27	100,00	100,03

**Fuente.** TBP laboratorio, 2020

#### 2.4.2. Valoración preliminar

El conocimiento de estas propiedades para la mezcla Merrey16 y Sahara Blend en proporción 20-80 % ha logrado que las producciones en la Unidad de Destilación Atmosférica alcancen calidades satisfactorias. Los parámetros operacionales establecidos para cada equipo han permitido resultados en el laboratorio de excelente factura para la comercialización.

Considerando que las propiedades densidad, contenido de azufre y TBP arrojan resultados afines expuestos en el assay del crudo Mellitah Blend logramos una valoración preliminar al proponer una nueva mezcla en la proporción 90 % en volumen de Mellitah Blend y 10 % en volumen de Merey16 para obtener en las producciones calidades similares, teniendo en cuenta que se está comparando crudos ligeros.

## **2.5. 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 cual 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.

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.

### **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 assay de los crudos, 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 y 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:

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

Donde:

M = Caudal, kg/s

H = Entalpía, kJ/kg

$Q_{\text{leak}}$  = Pérdidas en fluido frío, kW

$Q_{\text{loss}}$  = Pérdidas en fluido caliente, kW

EB = Error de Balance

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 coraza 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).

$$Q = U \times A \times \Delta T_{\text{TM}} \times F_t \quad (2.2)$$

Donde:

Q: Calor transferido, kW

U = coeficiente global de transferencia de calor, kW/m<sup>2</sup>·°C

A = Área de transferencia de calor, m<sup>2</sup>

$\Delta T_{\text{TM}}$  = Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas, °C

$F_t$  = 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.

La tabla 2.16 muestra el equipamiento específico incluido en el modelo de intercambiadores con los parámetros necesarios para el proceso de simulación.

**Tabla 2.16.** Datos de los intercambiadores de calor incluidos en el proceso de simulación

Código	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	Caída de presión (kg/cm <sup>2</sup> )
E-101	30-35	75-80	1,0
E-102	30-35	210-215	1,0
E-103	75-80	250-255	1,0
E-104	175-180	135-140	0,5
E-106	345-350	230-235	0,7
E-107	30-35	45-50	1,0
E-108	45-50	100-105	1,0
E-109	235-240	155-160	1,0
E-113	30-35	40-45	1,0
E-114	30-35	45-50	1,0

**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

➤ 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* y *AIR COOLER* 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 módulo *COOLER* especificando además la temperatura de entrada del aire.

➤ Modelo de Bombas (*PUMP*).

El módulo *PUMP* es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. El módulo calculará la eficiencia de la bomba.

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

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

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:

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

Combinando las expresiones anteriores obtenemos:

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

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

Potencia ideal requerida (W), para incrementar la presión de un fluido incompresible:

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

Donde:

$P_1$  = Presión de entrada, kg/cm<sup>2</sup>

$P_2$  = Presión de salida, kg/cm<sup>2</sup>

$\rho$  = Densidad, kg/m<sup>3</sup>

F = Flujo molar, kmol/h

MW = Peso molecular, kg/kmol

En la tabla 2.17 se expone el equipamiento específico incluido en el modelo de bombas con los parámetros necesarios para el proceso de simulación.

**Tabla 2.17.** Datos de las bombas incluidas en el proceso de simulación

Código	Eficiencia (%)	Presión de descarga (kg/cm <sup>2</sup> )
P-101	75	25
P-102	75	20
P-103	70	25
P-105	75	20
P-107	75	15
P-108	75	15
P-109	70	15
P-110	70	15
P-111	75	15
P-112	75	15
P-113	75	15
P-114	68	25
P-115	70	20
P-121	75	15

**Fuente:** Manual operacional S-100, 2018

➤ 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.

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. Se define que en las etapas se ha alcanzado el equilibrio teórico, esto es:

M: ecuaciones (balance de materiales)

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

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)

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

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

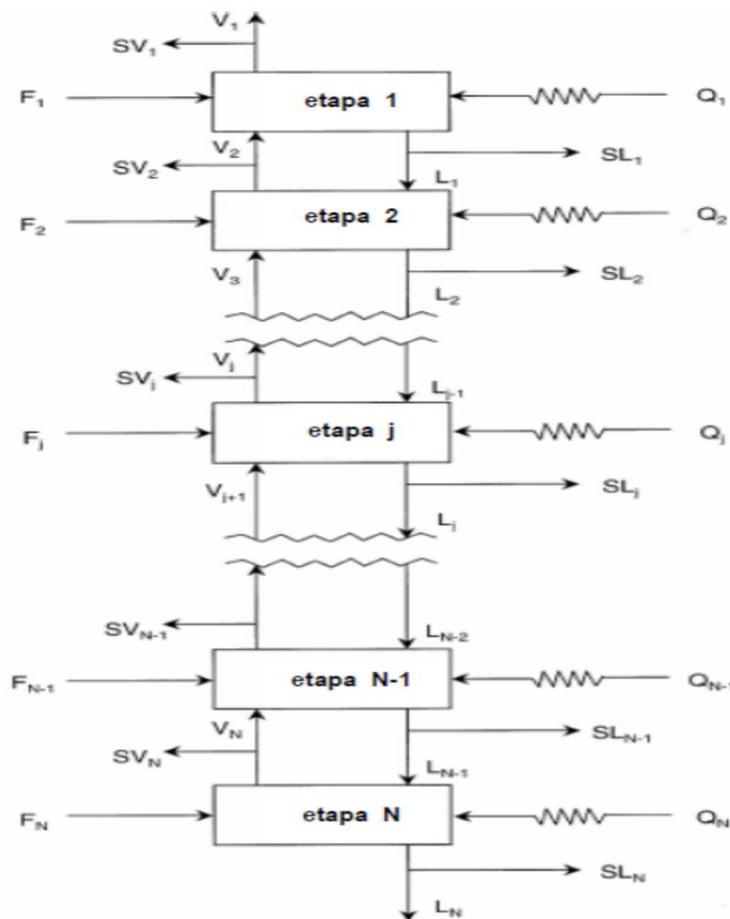
H: ecuaciones (balance de energía)

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

Estas ecuaciones son convencionalmente llamadas como ecuaciones *MESH* 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:

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

Donde  $\varphi$  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 2.10.** Representación esquemática de un proceso en contracorriente de  $N$  etapas.

**Fuente.** Sabina, 2013

En la figura 2.10 se presenta un esquema de un proceso en contracorriente de  $N$  etapas donde se distinguen las entradas y salidas de las fases vapor y líquido.

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

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

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  $Z^\lambda$  es el factor de compresibilidad ( $Z^\lambda = Pv^\lambda / RT$ ).

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  $\alpha$  vienen de las siguientes relaciones, dependiente de la presión y temperatura crítica y el factor acéntrico:

$$a = \frac{0,45724R^2T_c^2}{p_c} \quad (2.15)$$

$$b = \frac{0,07780RT_c}{p_c} \quad (2.16)$$

$$\alpha = (1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5}))^2 \quad (2.17)$$

Donde:

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

En la tabla 2.18 se presenta el equipamiento específico incluido en el modelo de torres con los parámetros necesarios para el proceso de simulación.

**Tabla 2.18.** Datos de las torres incluidas en el proceso de simulación

Código	No. de platos	Presión de tope (kg/cm <sup>2</sup> )	Diámetro (m)	Espacio entre platos (m)	Temperatura de fondo (°C)	Temperatura de inyector (°C)
T-101	19	3,0	3,2	0,80	250-255	220-225
T-102	57	0,75	4,0	0,70	330-340	345-350
T-104	60	6,0	3,0	0,55	175-180	160-165

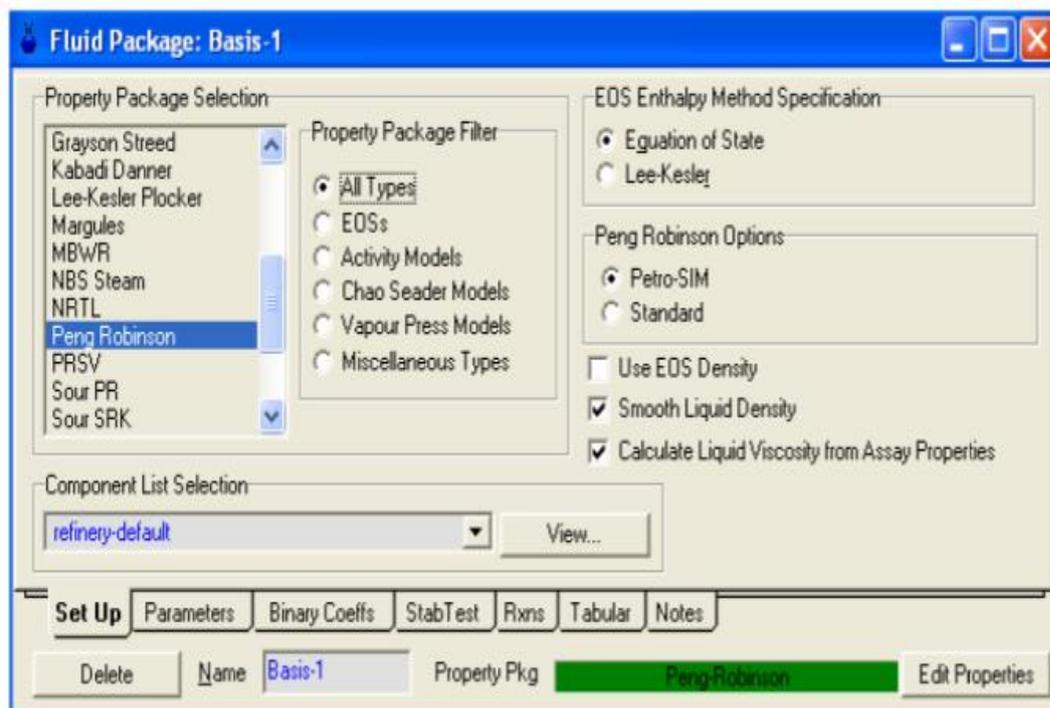
**Fuente.** Manual operacional S-100, 2018

#### 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.

La figura 2.11 muestra la ventana de selección del paquete termodinámico.



**Figura 2.11.** Selección del paquete termodinámico. **Fuente.** Simulador Petro Sim, 2021

#### 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 muestra de forma interactiva las variaciones en los diferentes parámetros en cada corrida de la simulación. 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.

## 2.6. 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 parámetros operacionales de las torres en el año 2020 se obtienen de data Exaquantum; del promedio mensual que aparece (ver anexo 8) se estable un promedio anual (ver tabla 2.19) utilizado en la comparación de los valores generados en la simulación Petro Sim para validar el modelo.

**Tabla 2.19.** Parámetros operacionales de las torres comparados para la validación del modelo de simulación de la planta de destilación atmosférica en 2020

Parámetros	U/M	T-101	T-102	T-104
Temperatura tope	°C	141,3	106,5	87,8
Temperatura fondo	°C	244,2	329,5	182,0
Temperatura plato 12-14	°C		326,8	
Temperatura plato 22-24	°C		271,9	
Temperatura plato 34-36	°C		208,7	
Temperatura plato 45-46	°C		152,7	
Presión del tope	kgf/cm <sup>2</sup>	4,14	0,8	5,9
Flujo del fondo	m <sup>3</sup> /h	379,0	184,6	48,9
Temperatura alimentación	°C	204,1	349,7	139,0

**Fuente:** Elaboración propia

## 2.7. Modelo para la simulación del problema investigado

A partir del modelo validado, se define como corriente de alimentación a la P-101 la mezcla de los crudos Mellitah Blend - Merey 16 en proporción 90 % - 10 % respectivamente a partir de los datos de assay, ajustado a los cortes de la Unidad Destilación Atmosférica.

Como resultado de la simulación de la sección de destilación atmosférica se obtiene el balance de materiales de la unidad y los datos necesarios para llevar a cabo la evaluación técnico económica.

## 2.8. 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 roll que por su diseño y 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 afecta en la dinámica de fluidos, se centra en evaluar la capacidad de bombeo máximo de cada bomba instalada conociendo el flujo que arrojan los resultados de la simulación.

## 2.9. 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 permita cubrir los gastos fijos estructurales y su amortización y acceder a la inversión en la propia estructura física de la refinería. El esquema de refino genera 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):

$$\text{Margen del refino} = \sum \text{Productos}_i \times \text{Precio Producto}_i - \sum \text{Crudo}_j \times \text{Costo Crudo}_j - \text{Costos Variables} \quad (2.20)$$

El término costes variables incluye el costo de la energía y productos químicos, se considera un gasto semejante para la mezcla Mellitah Blend– Merey 16 al tener similares propiedades. 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. Se utiliza el precio promedio para los productos y crudos, correspondiente al acumulado en el año 2020.

En la tabla 2.20 se muestran los precios de los productos obtenidos de la destilación atmosférica en el año 2020 y en la tabla 2.21 el costo de los crudos.

**Tabla 2.20.** Precio promedio para los productos, correspondiente al acumulado en el año 2020

Meses	Productos (Precios ventas totales) (\$/bbl)					
	GLP	Nafta VL*	Nafta VP**	Turbo Jet A1	Diesel 0,5	Fuel oil 450
Enero	1 405	1 728	2 008	1 880	1 900	1 640
Febrero	1 412	1 734	2 015	1 890	1 908	1 655
Marzo	1 397	1 742	2 010	1 935	1 915	1 645
Abril	1 412	1 731	2 020	1 955	1 922	1 660
Mayo	1 390	1 719	2 030	1 962	1 930	1 655
Junio	1 405	1 724	1 890	1 965	1 935	1 670
Julio	1 410	1 708	1 878	1 953	1 954	1 590
Agosto	1 430	1 713	1 875	1 970	1 962	1 600
Septiembre	1 450	1 710	1 870	1 968	1 968	1 595
Octubre	1 435	1 694	1 950	1 952	1 970	1 605
Noviembre	1 460	1 686	1 960	1 962	1 974	1 620
Diciembre	1 455	1 698	1 945	1 960	1 980	1 615
<b>Promedio</b>	1 421,75	1 715,58	1 954,25	1 946,00	1 943,17	1 629,17

\*Virgen ligera      \*\*Virgen pesada

Fuente: Informe Gerencia Comercial, 2020

**Tabla 2.21.** Costo de los crudos

Crudos	\$/bbl
Mellitah Blend	1 784,275
Merey 16	1 451,183

Fuente: Informe Gerencia Comercial, 2020

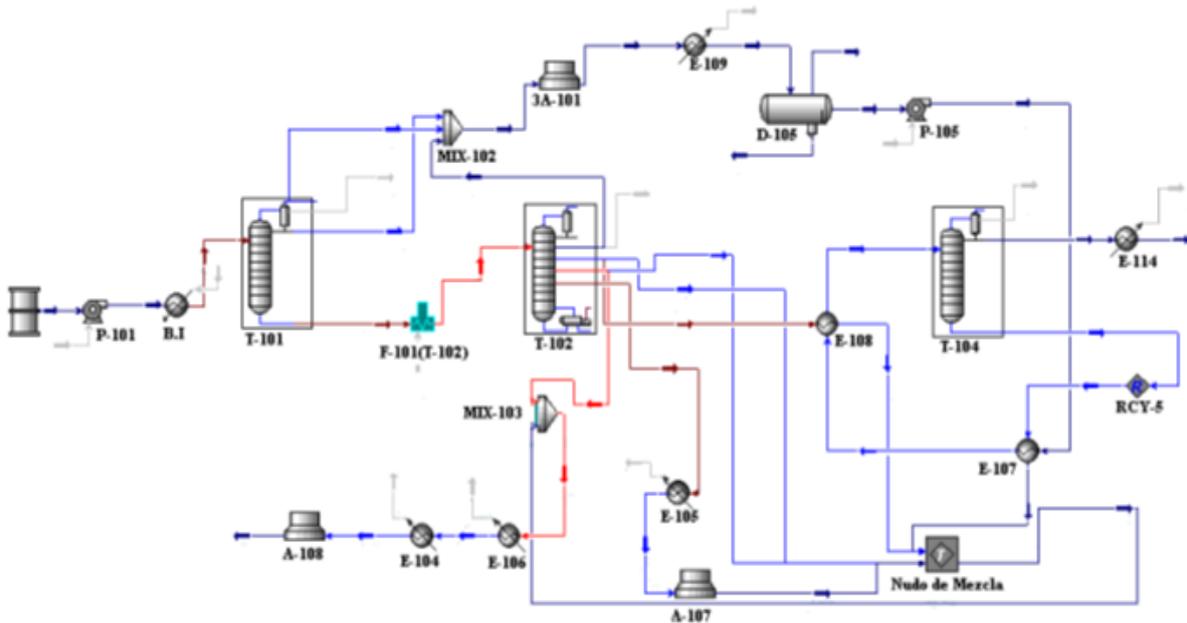
## Conclusiones parciales

1. Las etapas del proceso en la Unidad Destilación Atmosférica son el calentamiento en el banco de intercambio, la desalación del crudo en los electrodeshidratadores, la destilación atmosférica y estabilización en las torres.
2. Los assay de los crudos Mellitah Blend y Merey 16 permiten establecer una mezcla en la proporción 90-10 % respectivamente.
3. La densidad en los assay de los crudos define que el crudo Mellitah Blend es ligero y el Merey 16 como pesado.
4. El modelo de simulación se detalla para 6 pasos, empieza por construcción del DFI y concluye en análisis de los resultados de la simulación.
5. Los balances de materiales y los datos técnicos del equipamiento permiten realizar la evaluación técnico económico.

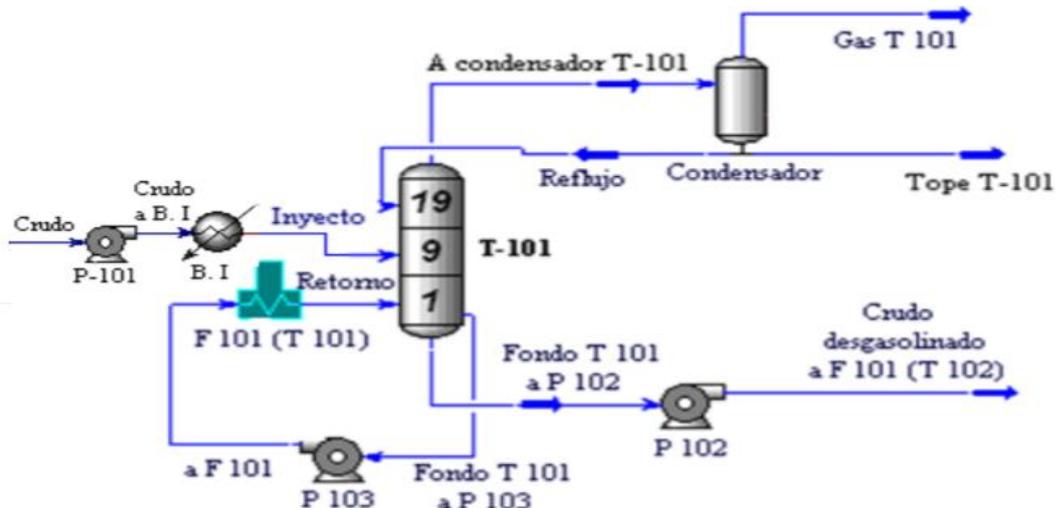
## CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

### 3.1. Diagramas de simulación Petro Sim de la sección de destilación atmosférica

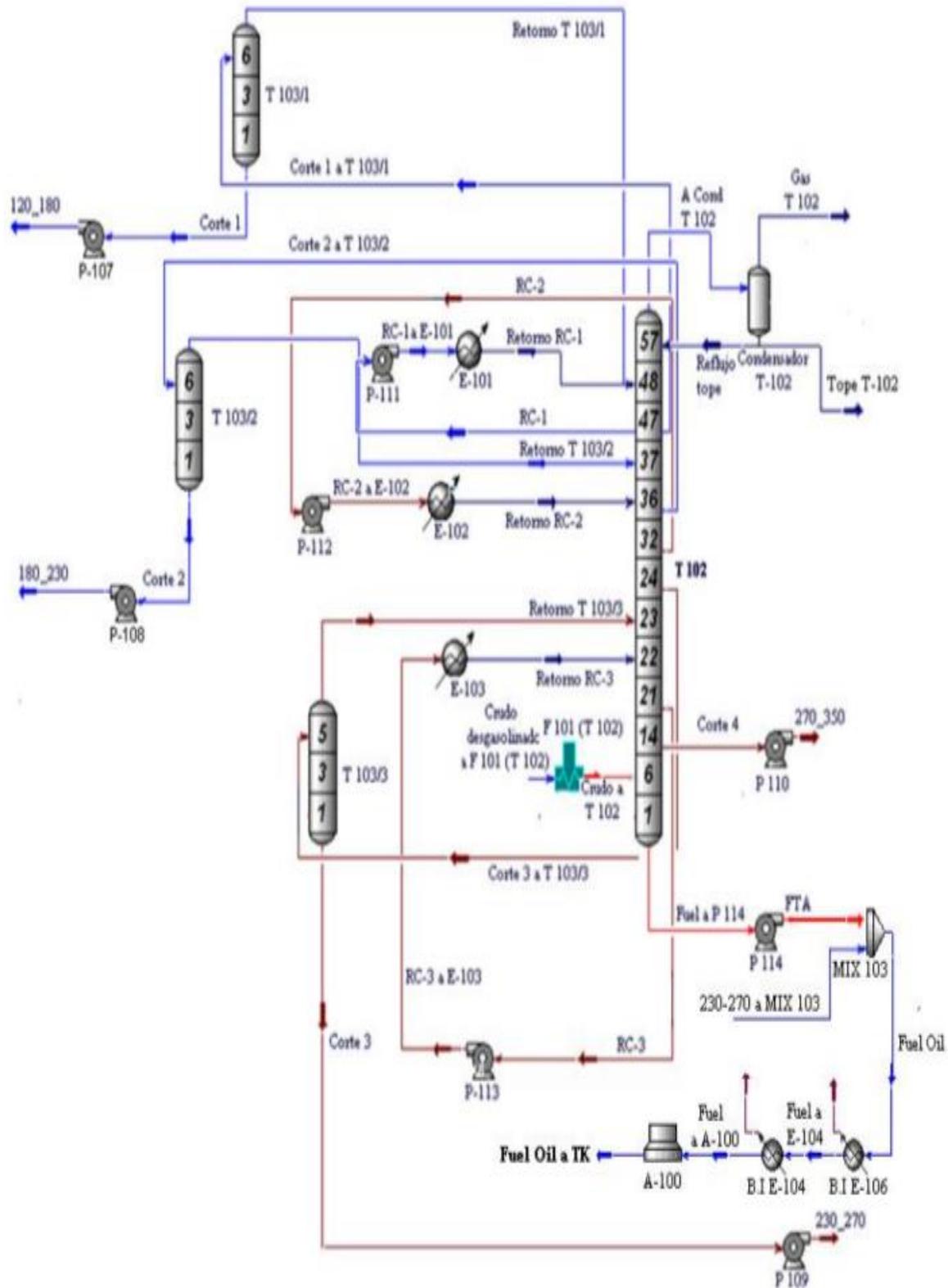
La figura 3.1 muestra el modelo de simulación de la sección de destilación atmosférica, obtenido de los diagramas de simulación de las distintas torres involucradas en dicho proceso presentados en las figuras 3.2 a 3.6.



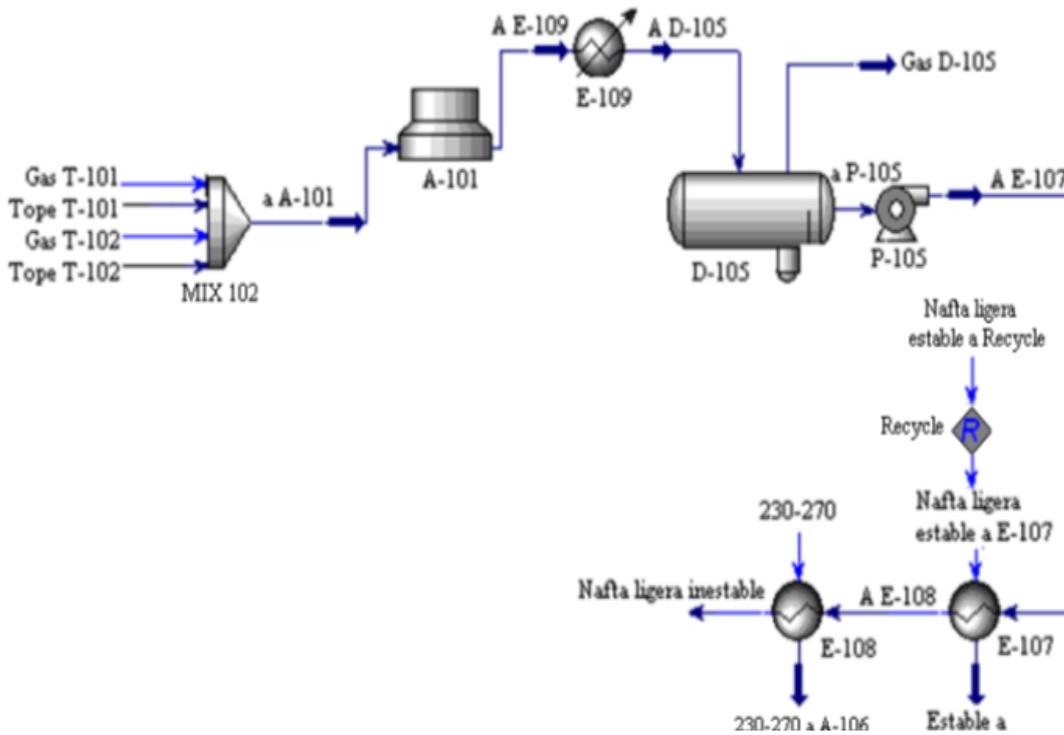
**Figura 3.1.** Diagrama de simulación de la planta de destilación atmosférica. **Fuente.** Elaboración propia en conjunto con el departamento de investigación y desarrollo



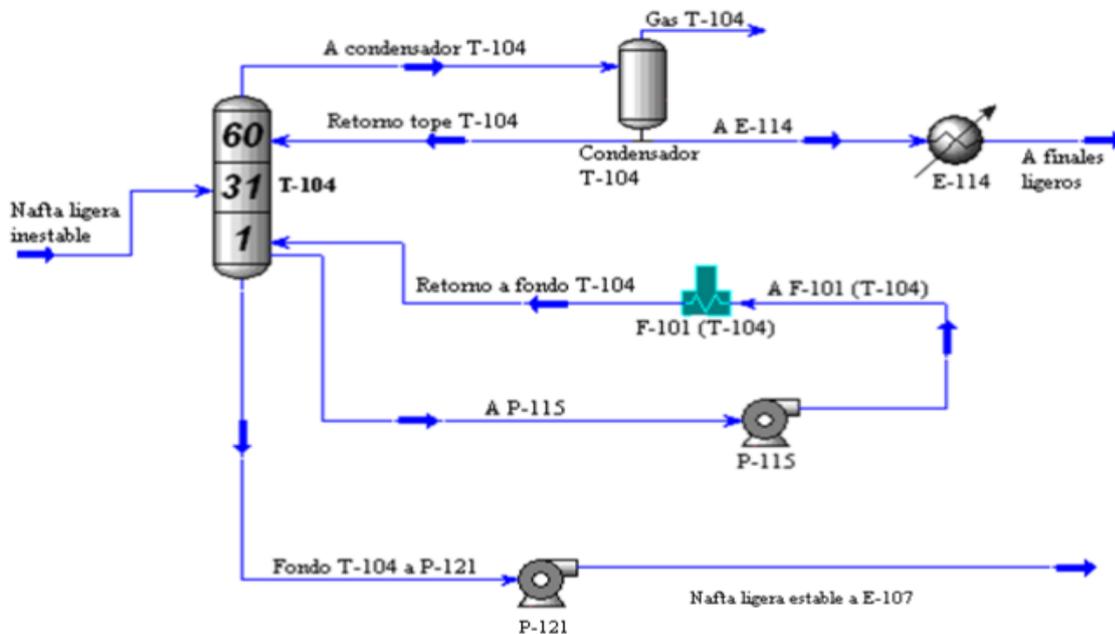
**Figura 3.2.** Diagrama de flujo de información de la torre desgasolinadora T-101. **Fuente.** Elaboración propia en conjunto con el departamento de investigación y desarrollo



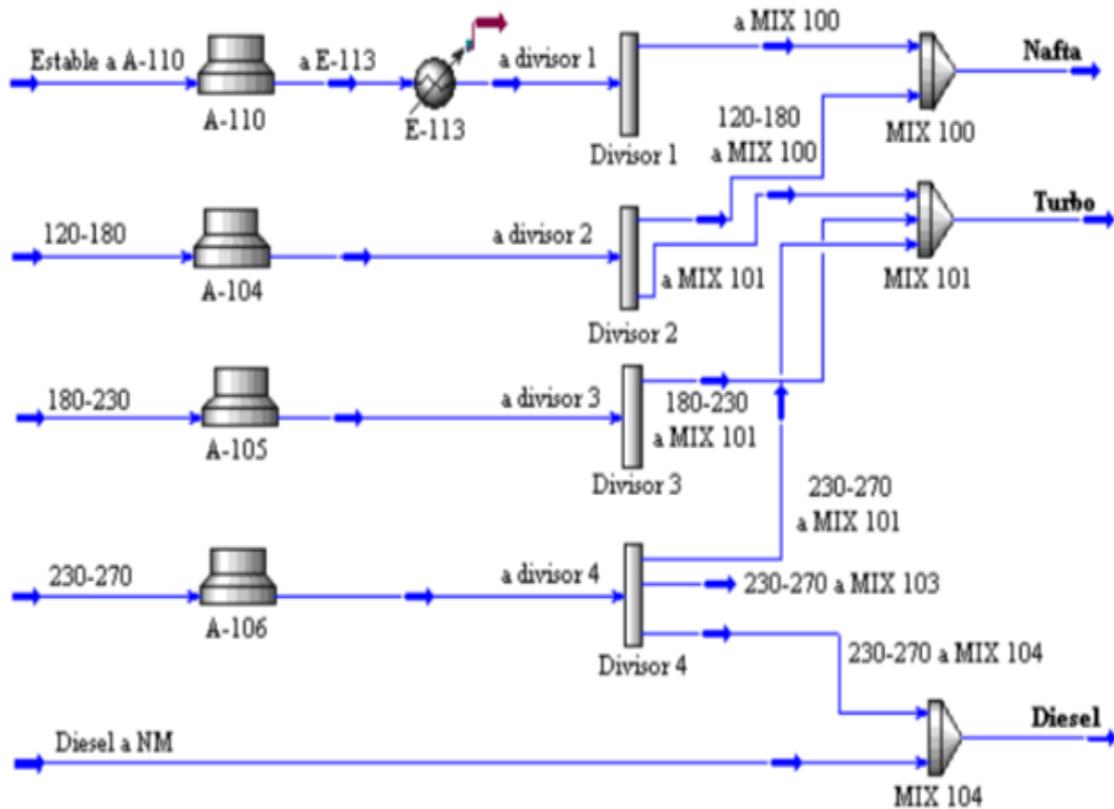
**Figura 3.3.** Diagrama de flujo de información de la torre atmosférica T-102. **Fuente.** Elaboración propia en conjunto con el departamento de investigación y desarrollo



**Figura 3.4.** Diagrama de flujo de información de la sección de inyector a la torre estabilizadora T-104. **Fuente.** Elaboración propia en conjunto con el departamento de investigación y desarrollo



**Figura 3.5.** Diagrama de flujo de información de la torre estabilizadora T-104. **Fuente.** Elaboración propia en conjunto con el departamento de investigación y desarrollo



**Figura 3.6.** Diagrama de flujo de información del Nudo de Mezcla. **Fuente.** Elaboración propia en conjunto con el departamento de investigación y desarrollo

### 3.2. Resultados de la validación del modelo de simulación

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 3.1, 3.2, 3.3.

**Tabla 3.1.** 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	141,3	142,1	0,563
Temperatura fondo	°C	244,2	245,4	0,490
Presión del tope	kgf/cm <sup>2</sup>	4,14	4,25	2,588
Temperatura alimentación	°C	204,1	206,4	1,114

**Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 3.2.** Comparación de los parámetros de la torre T-102 en el proceso real y simulado

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>T-102</b>	<b>T-102 simulada</b>	<b>% Desviación</b>
Temperatura tope	°C	106,5	108,4	1,753
Temperatura fondo	°C	329,5	331,6	0,633
Temperatura plato 12-14	°C	326,8	327,2	0,122
Temperatura plato 22-24	°C	271,9	274,5	0,947
Temperatura plato 34-36	°C	208,7	212,3	1,700
Temperatura plato 45-46	°C	152,7	155,1	1,547
Presión del tope	kgf/cm <sup>2</sup>	0,8	0,8	0,000
Temperatura alimentación	°C	349,7	350	0,086

**Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 3.3.** Comparación de los parámetros de la torre T-104 en el proceso real y simulado

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>T-104</b>	<b>T-104 simulada</b>	<b>% Desviación</b>
Temperatura tope	°C	87,8	89,7	2,118
Temperatura fondo	°C	182,0	182,3	0,165
Presión del tope	kgf/cm <sup>2</sup>	5,9	6,0	1,667
Temperatura alimentación	°C	139,0	142,6	2,525

**Fuente.** Elaboración propia

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 Cienfuegos S.A.

### **3.3. Análisis de los resultados de la simulación**

En las tablas 3.4 aparecen los valores establecidos de los parámetros de operación fundamentales para la simulación en la sección de destilación atmosférica.

Premisa de la corrida:

Se simula la corrida de la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 para la proporción 90-10 % respectivamente obteniendo densidad superior a 0,82 g/cm<sup>3</sup> para un flujo de inyector de 350 m<sup>3</sup>/h.

**Tabla 3.4.** Parámetros de operación fundamentales establecidos para la simulación

Parámetros	Simulación			
	U/M	T-101	T-102	T-104
Temperatura tope	°C	142,1	108,4	89,7
Temperatura fondo	°C	245,4	331,6	182,3
Temperatura plato 12-14	°C		327,2	
Temperatura plato 22-24	°C		274,5	
Temperatura plato 34-36	°C		212,3	
Temperatura plato 45-46	°C		155,1	
Presión del tope	kgf/cm <sup>2</sup>	4,25	0,8	6,0
Temperatura alimentación	°C	206,4	350	142,6

**Fuente.** Elaboración propia

En la tabla 3.4 se observa que los parámetros están dentro del rango establecido comparados con la tabla 2.19 del capítulo 2. La densidad de entrada a la planta tiende a valores superiores a 0,82 g/cm<sup>3</sup> cuando se obtienen presiones y temperaturas en el tope de las torres en el entorno de sus parámetros operacionales de trabajo, se ajusta el inyector debido a los rendimientos de las fracciones ligeras presentes en los toques de las torres y la capacidad disponible de los enfriadores.

En las tablas 3.5 se muestran los valores de los parámetros de calidad obtenidos en la simulación de la sección de destilación atmosférica. Los parámetros de calidad establecidos en el Gráfico Destilación Atmosférica para los productos que se obtienen en la Refinería Cienfuegos S.A. se muestran en el anexo 9.

**Tabla 3.5.** Parámetros de calidad para los productos obtenidos en la simulación

Parámetros	Simulación			
	Nafta	Turbo	Diésel	Fuel
Azufre (% wt)	0,0094	0,210	0,436	1,437
Azufre mercaptano (% wt)		<b>0,0029</b>		
Temperatura Flash (°C)		47	58	83
Punto de congelación (°C)		-54		
Punto de humo (mm)		26		
Índice de Cetano			51	
Viscosidad (cst a -20 °C)		4,527		
Viscosidad (cst a 40 °C)			3,846	
Viscosidad (cst a 50 °C)				394

**Fuente.** Elaboración propia

En la tabla 3.5 se cumple en la mayoría de los parámetros de calidad para cada producto excepto el contenido de azufre mercaptano que limita la producción de Turbocombustible Jet A-1 mediante el esquema endulzamiento cáustico, entonces el lote se define

procesarlo mediante el enlace al bloque de reacción del hidrofinador de diésel para luego continuar a su proceso de endulzamiento de Jet A-1.

### 3.4. 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 Cienfuegos S.A. responden adecuadamente desde el punto de vista hidrodinámico y energético, centramos el análisis técnico el sistema de bombeo que garantiza el inyectado y los productos terminados; así como, las recirculaciones internas. En la tabla 3.6 se compara el flujo máximo de cada bomba con los flujos obtenidos a partir de la simulación analizada para un inyectado de 350 m<sup>3</sup>/h.

**Tabla 3.6.** Registro de flujo de las bombas involucradas en el proceso de destilación atmosférica

Código	Función	Flujo máximo (m <sup>3</sup> /h)	Flujo simulado (m <sup>3</sup> /h)
P-101	Inyectado crudo a T-101	444	350
P-102	Inyectado crudo a T-102	465	326,27
P-103	Reflujo caliente T-101	145	131,14
P-105	Inyectado nafta a T-104	65	58,16
P-107	Fr.120-180 °C a nudo de mezcla	35	<b>38,32</b>
P-108	Fr.180-230 °C a nudo de mezcla	45	<b>46,18</b>
P-109	Fr.230-270 °C a nudo de mezcla	35	32,12
P-110	Fr.270-350 °C a nudo de mezcla	70	53,34
P-111	I reflujo circulante	120	113,56
P-112	II reflujo circulante	115	68,43
P-113	III reflujo circulante	70	63,48
P-114	Salida fondo T-102	250	182,16
P-115	Reflujo fondo T-104	185	135,75
P-121	Fr.70-120 °C a nudo de mezcla	50	<b>52,76</b>

**Fuente:** Elaboración propia

En la tabla 3.6 se aprecia que el flujo de fracción 120-180 °C es ligeramente superior, (3,32 m<sup>3</sup>/h), al máximo de la bomba P-107 que envía este producto al nudo de mezcla. El flujo de la fracción 180-230 °C es superior en pequeña medida (1,18 m<sup>3</sup>/h) al máximo de la bomba P-108 que despacha este producto al nudo de mezcla. Con la bomba P-121 sucede lo mismo que con las bombas P-107 y P-108; su flujo se encuentra por encima del permitido (2,46 m<sup>3</sup>/h). Estos valores se encuentran 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 se asume que estas tres bombas pueden responder positivamente ante condiciones extremas de operación.

### 3.5. Análisis económico de los resultados de simulación

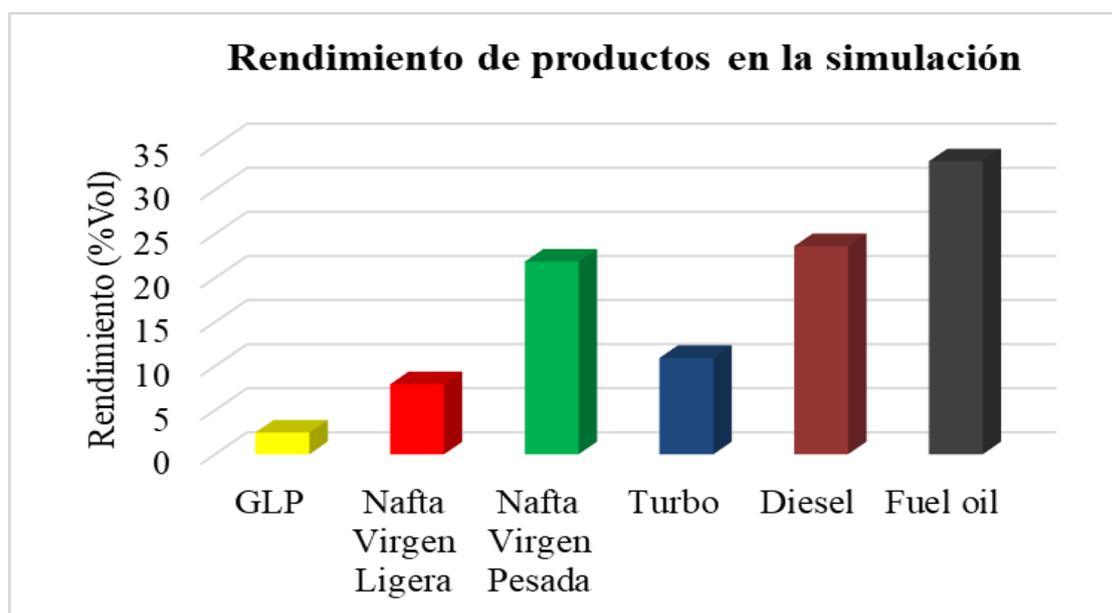
En la tabla 3.7 se muestran los resultados de rendimientos volumétricos obtenidos para el caso objeto de estudio.

**Tabla 3.7.** Rendimiento de productos obtenidos en la simulación

Productos	Rendimientos (% Vol)
GLP	2,47
Nafta Virgen Ligera	7,94
Nafta Virgen Pesada	21,85
Turbo	10,92
Diesel	23,61
Fuel oil	33,23

**Fuente.** Elaboración propia

En la figura 3.7 se muestra los rendimientos de los productos para la simulación de la variante 2, siendo la mezcla Mellitah Blend y Merey16 en la proporción 90-10 % respectivamente. En los productos obtenidos, resalta los rendimientos de diésel y nafta pesada, representan el 23,61 % volumen y 21,85 % volumen respectivamente, siendo el acumulado de los productos claros obtenidos en la destilación el 66,80 % vol.



**Figura 3.7.** Representación gráfica del rendimiento volumétrico para la simulación.

**Fuente.** Elaboración propia

Luego, se realiza el cálculo del margen de refino para la variante analizada. Los resultados obtenidos y los volúmenes de productos para la simulación es 1 584 274

bbl/mes de crudo. En las tablas 3.8 y 3.9 se muestran el valor económico de las ventas y el costo económico de las compras respectivamente.

**Tabla 3.8.** Valor económico de las ventas

Productos	bbl/mes	\$/bbl	\$/mes
GLP	39 132	1 421,75	55 635 921,00
Nafta VL	125 791	1 715,58	215 804 523,78
Nafta VP	346 164	1 954,25	676 490 997,00
Turbo	173 003	1 946,00	336 663 838,00
Diesel	374 047	1 943,17	726 836 908,99
Fuel oil	526 137	1 629,17	857 166 616,29
<b>Total</b>	-	-	2 868 598 805,06

**Fuente.** Elaboración propia

**Tabla 3.9.** Costo económico de las compras

Crudos	bbl/mes	\$/bbl	\$/mes
Mellitah Blend	1 393 447	1 784,275	2 486 291 932,22
Merey 16	154 827	1 451,183	224 682 890,81
Total	-	-	2 710 974 823,03

**Fuente.** Elaboración propia

La tabla 3.10 muestra el valor del margen de refino calculado mediante la expresión matemática (2.20) del acápite 2.9, capítulo 2 (Lluch, 2008).

**Tabla 3.10.** Margen de refino

Valor económico de las ventas (\$)/mes	Costo económico de las compras (\$)/mes	Costos variables (\$)	Margen de refino \$/bbl
2 868 598 805,06	2 710 974 823,03	157 623 978,34	<b>3,69</b>

**Fuente.** Elaboración propia

La mezcla Mellitah Blend y Merey 16 en proporción 90-10 % respectivamente para densidad entrada a planta superior a 0,82 g/cm<sup>3</sup> y flujo de inyector de 350 m<sup>3</sup>/h genera utilidades económicas al presentar aceptable relación entre el precio del crudo y los productos. Finalmente, se logra factibilidad económica procesar dicha mezcla con el esquema de refinación instalado en la Refinería Cienfuegos S.A. y se obtienen productos con las especificaciones de calidad normadas para el consumo nacional y las exportaciones de combustibles.

## **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. La simulación responde adecuadamente desde el punto de vista hidrodinámico y energético, adicionalmente los sistemas de bombeo tienen un sobrediseño de 10 % por encima del flujo máximo, por lo que las bombas P-107, P-108 y P-121 pueden responder positivamente ante las condiciones de operación.
4. La mezcla analizada presentan excelente rendimiento de destilados ligeros con un 66,77 % vol.
5. Se adquiere aceptable relación entre el precio del crudo y los productos, genera un margen comercial positivo de 3,69 justificando que procesar dicha mezcla con el esquema de refinación instalado es económicamente factible.

## CONCLUSIONES

1. Los fundamentos teóricos sobre destilación atmosférica y la simulación de procesos, manifestaron que los simuladores PRO-II y Petro Sim son los más utilizados en la industria petroquímica.
2. A partir del análisis del assay de los crudos propuestos para la mezcla, se definió el Mellitah Blend como un crudo ligero y Merey 16 como pesado estableciéndose la proporción de 90 % vol. y 10 % vol, respectivamente.
3. La simulación de la mezcla de crudo Mellitah Blend y Merey 16 mostró que el software Petro Sim es capaz de reproducir el proceso de destilación atmosférica con un error menor de 10 %.
4. La evaluación de la simulación en Petro Sim para la mezcla Mellitah Blend y Merey 16, definió que es posible procesar la mezcla especificada en la Unidad Destilación Atmosférica de la Refinería Cienfuegos S.A.

## **RECOMENDACIONES**

1. Analizar la implementación de una unidad de destilación al vacío en la Refinería Cienfuegos S.A para extraer el máximo al barril de crudo.
2. Fortalecer la interpretación de los assay y la simulación de procesos en la industria petroquímica a través de capacitaciones internacionales por expertos del sector, radicados en universidades especializadas.

## BIBLIOGRAFÍA

- Aguirre, M. A., Arrabal, L., & Delgado, J. (2005). *Desarrollo de un combustible diésel adaptado a los nuevos motores*. 18(424), 113-122. <http://dialnet.unirioja.es>
- Bajuelo Rey, A. D. (2013). *Análisis del cambio de capacidad en la unidad de Destilación Atmosférica en la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”*. [Tesis de grado, Universidad Central Marta Abreu de las Villas].
- Barker, C. (2007). *Simulating karstic conduits as wells in a commercial reservoir simulator*. 1, 113-141. <https://doi.org/10.3997/2214-4609-pdb.147.iptc11320>
- Benavides, G. L. (2013). *Adecuación de las instalaciones de una refinería para el procesamiento de la nafta pesada de las unidades de destilación atmosférica en la unidad de desulfurización y reformado* (informe técnico 40; 3-10). Universidad Nacional de Ingeniería.
- Benz, S. J., & Francesconi, J. (2001). Introducción al uso del simulador HYSYS. En *Enciclopedia libre* 15, 33). Elsevier.
- Bischoff, K. B. (2000). *Análisis y simulación de procesos*. 10. Reverté S.A. <http://www.reverte.com>
- Castillo, R. (2014). *Análisis de la gestión de la energía en la planta de destilación atmosférica de la Refinería Camilo Cienfuegos* [Tesis de grado, Universidad de Cienfuegos Carlos Rafael Rodríguez].
- Castro, M. D. (2005). Teoría y aplicaciones a la Ingeniería de Procesos. *Citizenidium* 18(2), 2-3.
- Chamorro Mendoza, L. (2016). *Integración energética de la red de intercambiadores de las secciones de Destilación Atmosférica y al Vacío en la Refinería Sergio Soto Valdés* [Tesis de grado, Universidad Central Marta Abreu de las Villas].
- Cohen, L. (2003). *Diseño y simulación de procesos químicos*. Algeciras.

<http://www.researchgate.net>

- Cortazar, C. T. (2000). *Fundamentos de destilación* (1ra ed.). Hispamérica.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Chemical Engineering*. Pergamon Press.
- Dawe, R. A. (2000). *Modern petroleum chemistry* (6ta ed.). John Wiley & Sons.
- Domenech, J. (2012, noviembre 13). *Brent Blend, WTI. ¿Ha llegado el momento de pensar en un nuevo petróleo de referencia a nivel global?* [Blogs]. Observatorio de divulgación financiera. <http://www.iefweb.org/es/divulgacion-financiera/observatorio-divulgacion-financiera/doc/30>
- Escobar, J. J., Martí, X., Reol, N., Larruy, Y., Catells, C., & Chiva, P. (2002). El petróleo. El recorrido de la energía. En *Enciclopedia nacional de petróleo, peteoquímica y gas* 3, 9. Comunidad de Madrid.
- Espinoza, N., & Ricci, Z. (2002). *Auditoría operativa en una planta de alquilación con HF*. [Tesis de grado, Universidad Central de Venezuela].
- Feliu, J. A. (2006). *Importancia de la termodinámica en la simulación de procesos*.438(34), 111-117. <http://www.researchgate.net>
- Folger, H. (2006). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice-Hall.
- Fong, I. A. (2005). *El petróleo y su proceso de refinación*. [http://biblioteca.unmsm.edu.pe/redlieds/proyecto/publicacioneselectro/monografia\\_s/EI%20petr%C3%B3leo%20y%20su%20proceso%20de%20refinaci%C3%B3n.pdf](http://biblioteca.unmsm.edu.pe/redlieds/proyecto/publicacioneselectro/monografia_s/EI%20petr%C3%B3leo%20y%20su%20proceso%20de%20refinaci%C3%B3n.pdf)
- Franco, S., & Mercado, L. (2008). *Determinación de la curva de destilación flash para cortes utilizando simuladores comerciales*. 28(54), 50-56. <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=64328107>
- Gómez, A. (2007). Aplicación de operaciones de separación. Métodos Aproximados [Blogs].*Finfingeniería*.

[http://www.cervantesvirtual.com/servlet/srveobras/12260956449007178532624/004845\\_4.pdf](http://www.cervantesvirtual.com/servlet/srveobras/12260956449007178532624/004845_4.pdf).

- González, A. (2018). Manual de operaciones del sector de MCP, Refinería Cienfuegos. En *Refinación de petróleo* 12, 63-69. Directorio cubano.
- Gray, H. J., & Handwerk, G. E. (2006). *Petroleum Refining. Technology and economics*. Marker Dekker.
- Henley, E. J., & Seader, J. D. (2000). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*. Reverté.
- Kister, H. (1990). *Distillation Operation*. McGraw-Hill.
- Lebure, G. (1978). Chimie des hydrocarbures. En *Petróleos crudos*. Technip.
- Leffler, W. L. (2000). *Petroleum Refining in Nontechnical Language*. Penn Well Corp.
- Lluch Urpí, J. (2008). *Tecnología y margen de refino de petróleo*. Díaz de Santos.
- Macuil, R. (2007). *Análisis del comportamiento de la planta combinada No. 1 de la Refinería de Tula para el manejo del crudo Maya*. [Tesis de Grado, Universidad Nacional Autónoma de México].
- Marcilla, D., Rivera, E., Aquino, L., & Gómez, W. (1998). *Economía de refinación Cupet*. Fenercom.
- Martínez, S., & Hugo, V. (2000). *Simulación de procesos en Ingeniería Química* (1ra ed.). plazayvaldés.com. <http://books.google.co.cr>
- Matthew Chesnes, A. (2015). The impact of outages on prices and investment in the U.S. oil refining industry. *Petroleum refining*, 50(1), 324-336. Elsevier. <http://ideas.repec.org>
- McKetta, J. J. (1992). *Petroleum Processing Handbook*. CRC Press.
- Meyers, R. A. (2003). *Handbook of Petroleum Refining Processes* (2da.). Euskadi.
- Mora, D., & Ramada, R. (2010). Determinación de las fracciones del petróleo crudo con

el empleo de la destilación simulada por cromatografía gaseosa como método alternativo, *41* (132), 105-112.

Morales, G. (2012). Fitting crude oil property curves: New methodology and implementation into the Crude Expert program. *Revista ION*, 25(1). 29-37.  
<http://www.scielo.org.co>

Morlote, M. (2012). *Evaluación de la torre rectificadora de destilación atmosférica con la dieta de crudo actual* [Tesis de Especialista, Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos].

Muñecas Vidal, M. A. (2005). *Caracterización y tratamiento del crudo del petróleo*. Elsevier.

Murillo, W., & Hénriquez, H. (2008). *Generación de las acumulaciones de condensado en Anaco, Cuenca Oriental de Venezuela* (informe técnico 28; 6. Universidad Central de Venezuela.

Páramo, J. (1974). *Generalidades sobre petróleos*. Reverté. Recuperado de, <http://scholar.google.es>

Parkash, S. (2003). *Refining Processes Handbook*. Elsevier.

Ramos Carpio, M. A. (1997). *Refino de petróleo, gas natural y petroquímica*. Autor Editor.

Romo, D. (2016). Refinación de petróleo en México y perspectiva de la reforma energética. En *Hidrocarburos* 47, 139-164). Elsevier.  
<http://doi.org/10.1016/j.rpd.2016.10.005>

Sabina, Y. (2013). *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 de Especialista, Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos].

- Speight, J. G. (2005). *Environmental Analysis and Technology for the Refining Industry*. John Wiley & Sons.
- Stadtherr, M. A. (2015). Large-Scale Process Simulation and Optimization in a High Performance Computing Environment. *Simulation*, 14(4), 13-17.
- Torres Robles, R., & Arellano, J. J. (2002). *Análisis y simulación de Procesos de Refinación de Petróleo* (1ra ed.). Alfaomega. <http://www.academia.edu>
- Valderrama, A., Flores, J., Bejar, M., & Quispe, C. (2009). *Desgastes en los sistemas de inyección diésel por efecto del elevado contenido de azufre en el petróleo diésel*. *Revista De Investigación De Física*, 12(02), 30–37. <https://doi.org/10.15381/rif.v12i02.8712>
- Varadi, T., & France, E. (1999). *New Kerosene Mercaptan Oxidation Process*. CRC Press.

# ANEXOS

## Anexo 1. Assay de los crudos Mellitah Blend y Merey 16

### Mellitah Blend

**TABLE (1)**  
**CRUDE OIL GENERAL TESTS**

<b>DESCRIPTION</b>		<b>METHOD</b>
Density@ 15 °C, g/ml	0.8172	ASTM D-4052
Specific gravity@60/60 °F	0.8179	Calculation
API gravity	41.5	Calculation
Flash point ( PMCC ), °C	< -35	ASTM D-93
Reid vapour pressure, psi	6.4	ASTM D-323
Hydrogen sulphide, ppm	11	IP 103
Water and sediment content, vol. %	0.1	ASTM D-4007
Sulphur content, wt. %	0.109	ASTM D-4294
Pour point, °C	<-33	ASTM D-97
Kinematic viscosity @ 70 °F, cSt	3.3318	ASTM D-445
@ 100 °F, cSt	2.3503	ASTM D-445
Asphaltenes content, wt. %	1.65	IP 143
Conradson carbon residue, wt. %	1.646	ASTM D-189
Ash content, wt. %	0.024	ASTM D-482
Characterisation factor	11.9	UOP 375
Salt content (as NaCl) mg/l	22	IP 77
Vanadium, ppm	4.827	ASTM D 5708
Nickel, ppm	3.296	ASTM D 5708
Calcium, ppm	2.074	Dry ashing
Potassium, ppm	<0.007	Dry ashing

**TABLE (7)**

**Yield and Inspection of Light Naphtha Cut**

<b>TBP Cut Points</b>	<b>C<sub>5</sub>-70 °C</b>	<b>METHOD</b>
Vol. % on Crude	8.72	
Wt. % on Crude	6.92	
Density@15°C, g/ml	0.6339	ASTM D-4052
Specific gravity@ 60/60 °F	0.6344	ASTM D-4052
API gravity	91.5	Calculation
Reid vapour pressure@37.8 °C, psi	13.2	ASTM D-323
Volume Average Boiling Point, (VABP), °C	51.2	
Sulphur content, wt. %	0.010	ASTM D-4294
Octane Number; Research method	80.1	ASTM D-2699
Octane Number; Motor method	77.4	ASTM D-2700
<u>Distillation</u> , IBP °C	32	
5%	39	
10%	41	
20%	43	
30%	45	
40%	46	
50%	49	
60%	52	ASTM D-86
70%	55	
80%	60	
90%	66	
95%	76	
FBP	76	
Residue, vol. %	0.5	
Losses, vol. %	4.5	
Molecular weight	75.5	Calculation
Lead content, ppm	<0.03	ICP-OES

**TABLE (8)**

**Yield and Inspection of Heavy Naphtha**

<b>TBP Cut Points</b>	<b>70-175 °C</b>	<b>METHOD</b>
Vol. % on Crude	26.12	
Wt. % on Crude	23.69	
Density@15°C, g/ml	0.7238	ASTM D-4052
Specific gravity@ 60/60 °F	0.7244	Calculation
API gravity	63.83	Calculation
Reid vapour pressure, psi	1.4	ASTM D-323
Volume Average Boiling Point, (VABP), °C	120.4	Calculation
Sulphur content, wt. %	0.013	ASTM D-4294
Characterization factor	12.3	UOP 375
Octane Number; Research method	70.9	ASTM D-2699
Octane Number; Motor method	70.9	ASTM D-2700
<u>Distillation</u> , IBP °C	51	
5%	86	
10%	93	
20%	100	
30%	105	
40%	112	
50%	119	
60%	125	ASTM D-86
70%	132	
80%	142	
90%	153	
95%	160	
FBP	182	
Residue % vol.	0.5	
Loss% vol.	0.5	
Molecular weight	111.4	Calculation
Lead content, ppm	<0.03	ICP-OES

**TABLE (9)**  
**Yield and Inspection of Kerosene Cut**

<b>TBP Cut Points</b>	<b>175-235<sup>0</sup>C</b>	<b>METHOD</b>
Vol. % on Crude	13.36	
Wt. % on Crude	13.04	
Density 15 °C, g/ml	0.7998	ASTM D-4052
Specific gravity @ 60/60 °F	0.8005	Calculation
API gravity	45.26	Calculation
Characterisation factor	11.8	UOP 375
Volume Average Boiling Point, (VABP), °C	199.2	Calculation
Sulphur content. wt. %	0.025	ASTM D-4294
Aniline point, °C	63.0	ASTM D-611
Aromatic, vol. %	11.1	ASTM D-1319
Paraffin's+ Naphathenes, vol. %	88.2	ASTM D-1319
Olefins, vol. %	0.7	ASTM D-1319
K. Viscosity at -20 °C, cSt	4.2	ASTM D-445
K. Viscosity at 37.8 °C, cSt	1.39	Calculation
K. Viscosity at 50 °C, cSt	1.29	Calculation
Flash point Tag, °C	60.0	ASTM D-56
Freezing point, °C	-52	ASTM D-2386
Cold filter plugging point, °C	<-20	IP 309
Pour point, °C	<-36	ASTM D-97
Saybolt colour	+30	ASTM D-156
Copper corrosion	1	ASTM D-130
Molecular weight	156.9	Calculation
Smoke point, mm	27	ASTM D-1322

Continued Table-9

<b>TBP Cut Points</b>	<b>175-235<sup>0</sup>C</b>	<b>METHOD</b>
<u>Distillation.</u>	°C	
IBP	178	
5%	187	
10%	189	
20%	191	
30%	194	
40%	195	
50%	197	
60%	200	ASTM D-86
70%	204	
80%	207	
90%	212	
95%	218	
FBP	246	
Residue % vol.	0.5	
Loss % vol.	0.5	

**TABLE (10)**

**Yield and Inspection of Atmospheric Gas Oil Cut**

<b>TBP Cut Points</b>	<b>235-350 °C</b>	<b>METHOD</b>
Vol. % on Crude	21.04	
Wt.% on Crude	21.72	
Density 15 °C, g/ml	0.8442	ASTM D-4052
Specific gravity @ 60/60 °F	0.8450	Calculation
API gravity	35.95	Calculation
Characterization factor	11.9	UOP 375
Volume Average Boiling Point, (VABP), °C	289.6	Calculation
Sulphur content, wt. %	0.069	ASTM D-4294
Aniline point, °C	73.8	ASTM D-611
K. Viscosity at 37.8 °C, cSt	3.79	ASTM D-445
K. Viscosity at 50 °C, cSt	2.99	ASTM D-445
Pour point, °C	-21	(ASTM D-97)
Molecular weight	225.9	Calculation
Calculated cetane index	52.5	ASTM D-976
<u>Distillation, °C</u>	<u>IBP</u>	
	5%	
	10%	
	20%	
	30%	
	40%	
	50%	
	60%	ASTM D-86
	70%	
	80%	
	90%	
	95%	
	FBP	
Residue % vol.	1.0	
Loss % vol.	1.0	

**TABLE (12)**  
**Atmospheric Residue 350<sup>+</sup> °C**

<b>Boiling Range</b>	<b>350<sup>+</sup> °C</b>	<b>METHOD</b>
Vol. % on Crude	28.79	
Wt. % on Crude	33.30	
Density@ 15 °C, g/ml	0.9359	ASTM D-4052
Specific gravity@60/60 °F	0.9367	Calculation
API gravity	19.56	Calculation
Asphaltenes content, wt. %	0.90	IP 143
n-Heptane Insolubles, wt. %	0.67	ASTM D893
Sulphur content, wt. %	0.265	ASTM D-4294
Pour point, °C	+21	ASTM D-97
K. Viscosity @ 37.8 °C, cSt	393.98	ASTM D-445
K. Viscosity @ 50 °C, cSt	127.90	ASTM D-445
K. Viscosity @100 °C, cSt	18.24	ASTM D-445
Ash content ,wt.%	0.0070	ASTM D-482
Conradson carbon residue, wt. %	4.565	ASTM D-189
Calorific value, MJ/Kg gross	44.21	Calculation
Calorific value, Kcal/Kg gross	10561	Calculation
Vanadium, ppm	24.47	ASTM D 5708
Nickel, ppm	12.50	ASTM D 5708
Calcium, ppm	13.965	Dry ashing
Potassium, ppm	<0.007	Dry ashing
Sodium, ppm	32.257	Dry ashing

Merey 16

CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO		HIDROCARBUROS LIVIANOS					INFORMACION GENERAL									
GRAVEDAD API 60 ° F	*API	16.4	CROMATOGRAFIA DE GASES					LOS DATOS ANALITICOS EN ESTA HOJA REPRESENTAN LOS RESULTADOS DE UNA EVALUACION COMPLETA								
GRAVEDAD ESPECIFICA 60/60 ° F	A <sub>60</sub>	0.9567	PIE-20	20-85	85-145	145-190	% VOL	0.48	2.96	2.84	3.35	REALIZADA EN ENERO DEL 2009				
VISCOSIDAD CINEMATICA A 140 ° F	c <sub>S</sub>	106.10	C1 y C2	0.000	0.000	0.000	0.000									
VISCOSIDAD CINEMATICA A 180 ° F	c <sub>S</sub>	45.80	C3	0.003	0.004	0.002	0.001									
VISCOSIDAD CINEMATICA A 212 ° F	c <sub>S</sub>	27.30	ISO C4	0.018	0.014	0.003	0.001									
AZUFRE	% P <sub>max</sub>	2.75	N C4	0.064	0.057	0.007	0.003									
PUNTO DE FLUIDEZ	* ° C	-21	ISO-C5	0.056	0.144	0.020	0.018									
FACTOR DE CARACTERIZACION K (UOP)	A <sub>60</sub>	11.8	N-C5	0.047	0.192	0.011	0.003									
H2S EXISTENTE	ppm P/P	< 1.0	C6+	0.002												
PRESION DE VAPOR REID	100°F, p <sub>sat</sub>	2.01														
PUNTO DE INFLAMACION	* ° C	29.0														
AGUA EN CRUDOS		0.66														
SEDIMENTOS POR EXTRACCION	% P/P	0.02														
CLORUROS INORGANICOS	ppm P/P	70														
FRACCIONES		* ° C	DESTILACION													
			PIE-20	20-85	85-145	145-190	190-240	240-290	290-343	343-402	402-461	461-534	534+	534+		
FACTOR DE CARACTERIZACION K (UOP)	A <sub>60</sub>	11.8	0.30	2.21	2.27	2.78	4.36	6.14	7.50	12.33	10.24	10.70	74.44	41.16		
RENDIMIENTO EN EL CRUDO	% V <sub>vol</sub>	0.48	2.96	2.84	3.35	5.02	6.79	8.01	12.58	10.19	10.44	70.56	37.35			
RENDIMIENTO ACUMULADO	% P <sub>max</sub>	0.30	2.51	4.78	7.56	11.92	18.06	25.56	37.89	48.14	58.84	100.00	100.00			
RENDIMIENTO ACUMULADO	% V <sub>vol</sub>	0.48	3.43	6.28	9.62	14.64	21.43	29.44	42.02	52.21	62.65	100.00	100.00			
RENDIMIENTO PROMEDIO ACUMULADO	% V <sub>vol</sub>	0.24	1.96	4.86	7.95	12.13	18.04	25.44	35.73	47.12	57.43					
GRAVEDAD ESPECIFICA 60/60 ° F	A <sub>60</sub>	0.9567	0.6050	0.7136	0.7632	0.7941	0.8319	0.8649	0.8961	0.9303	0.9535	0.9725	1.0107	1.0560		
GRAVEDAD API A 60 ° F	*API	16.4	102.4	66.7	53.9	46.7	38.6	32.1	26.4	20.6	16.9	14.0	8.5	2.5		
		D 7169	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D86	D1160	D1160	D1160	D7169	D7169		
DESTILACION ASTM, PIE	* ° C	80.9	42.0	85.0	139.0	189.0	241.0	293.0	341.0	374.0	372.0	333.6	428.6			
* 5% VOL RECOBRADO	* ° C	175.3	60.0	107.0	149.0	198.0	251.0	299.0	360.0	405.0	470.0	362.0	533.1			
* 10% VOL RECOBRADO	* ° C	239.0	65.0	111.0	153.0	201.0	252.0	302.0	364.0	410.0	479.0	388.2	556.4			
* 20% VOL RECOBRADO	* ° C	319.4	72.0	115.0	156.0	204.0	254.0	302.0	368.0	431.0	491.0	436.7	590.6			
* 30% VOL RECOBRADO	* ° C	387.5	77.0	118.0	159.0	207.0	256.0	303.0	372.0	438.0	496.0	487.8	620.7			
* 40% VOL RECOBRADO	* ° C	450.5	82.0	121.0	161.0	210.0	257.0	304.0	376.0	445.0	503.0	546.8	646.9			
* 50% VOL RECOBRADO	* ° C	519.9	87.0	124.0	164.0	212.0	259.0	306.0	381.0	449.0	509.0	612.5	670.9			
* 60% VOL RECOBRADO	* ° C	606.1	91.0	127.0	167.0	215.0	261.0	308.0	388.0	453.0	517.0	664.8	697.6			
* 70% VOL RECOBRADO	* ° C	678.0	96.0	131.0	170.0	218.0	264.0	310.0	397.0	462.0	524.0					
* 80% VOL RECOBRADO	* ° C		102.0	134.0	173.0	222.0	267.0	313.0	407.0	472.0	534.0					
* 90% VOL RECOBRADO	* ° C		109.0	138.0	179.0	227.0	272.0	317.0	424.0	487.0	550.0					
* 95% VOL RECOBRADO	* ° C		115.0	142.0	184.0	231.0	276.0	321.0	435.0	501.0	563.0					
B.F.F.	* ° C		130.0	150.0	193.0	237.0	280.0	325.0								
VISCOSIDAD CINEMATICA A 100 ° F	c <sub>S</sub>					1.588										
VISCOSIDAD CINEMATICA A 104 ° F	c <sub>S</sub>						1.328	2.382	5.072	21.21	108.40	688.8				
VISCOSIDAD CINEMATICA A 122 ° F	c <sub>S</sub>						1.170	1.996	3.941	14.24	60.35	314.2				
VISCOSIDAD CINEMATICA A 140 ° F	c <sub>S</sub>	106.10					0.949	1.438	2.552	7.166	22.03	81.79	1373			
VISCOSIDAD CINEMATICA A 180 ° F	c <sub>S</sub>	45.80								4.772	12.36	36.97	436.3			
VISCOSIDAD CINEMATICA A 210 ° F	c <sub>S</sub>															
VISCOSIDAD CINEMATICA A 212 ° F	c <sub>S</sub>	27.30														
VISCOSIDAD CINEMATICA A 275 ° F	c <sub>S</sub>												78.36			
VISCOSIDAD ABSOLUTA 60 ° C	P <sub>max</sub>												8.6			
MERCAPTANOS (Co-m-S)	ppm P/P	< 0.1	3.0	4.0	4.0	9.0	13.0	< 0.1								
AZUFRE	% P <sub>max</sub>	2.75	0.0034	0.0130	0.0726	0.305	0.914	1.65	2.32	2.54	2.88	3.32	3.99			
CORROSION A LA LAMINA DE COBRE	50 ° C/3h		2 <sub>w</sub>	2 <sub>w</sub>	3 <sub>w</sub>	3 <sub>w</sub>										
PUNTO DE FLUIDEZ	* ° C	-21			< -45	< -45	< -45	-18	12	30	36	35	108			
PUNTO DE NUBE	* ° C				< -45	< -45	< -45	-12	12							
PUNTO DE INFLAMACION	* ° C	29.0			20.5	50.0	91.0	154.5	202	238	278	232	340			



**Anexo 2.** Características principales de todas las torres de la sección 100

Código	Denominación	P.Trab. (kf/cm <sup>2</sup> )	Cant. Platos				Dm. (m)	Alt. (m)	Vol. (m <sup>3</sup> )	Sup. (m <sup>2</sup> )
			1F	2F	4F	T				
T-01-101	Torre desgasolinadora	4,50	10		9	19	3,2	28,7	230,82	288,52
T-01-102	Torre de destilación atmosférica	0,70	12	45	57	57	4	55,1	692,41	692,41
T-01-103/1	Torre despojadora de la Fr.120-180°C	0,70	6			6	1	38,7	30,39	121,58
T-01-103/2	Torre despojadora de la Fr.180-230°C	0,70	6			6	1	38,7	30,39	121,58
T-01-103/3	Torre despojadora de la Fr.230-270°C	0,70	5			5	1	38,7	30,39	121,58
T-01-104	Torre de estabilización	6,00		60		60	3	52,25	369,33	492,45

**Anexo 3.** Características principales de todas las bombas de la sección 100

<b>Código</b>	<b>Función</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>Flujo (m<sup>3</sup>/h)</b>
P-01-101	Inyector de crudo a la planta.	40	10	35	444
P-01-101R	Inyector de crudo a la planta.	40	10	35	444
P-01-102	Inyector de petróleo desgasolinado a T-102	265	5	20	465
P-01-102R	Inyector de petróleo desgasolinado a T-102	265	5	20	465
P-01-103	Reflujo caliente de la T-101.	265	5	25	145
P-01-103R	Reflujo caliente de la T-101.	265	5	25	145
P-01-104	Reflujo al tope de la T-101.	50	5	20	119
P-01-104R	Reflujo al tope de la T-101.	50	5	20	119
P-01-105	Inyector de nafta a la T-104.	40	2	25	72,4
P-01-105R	Inyector de nafta a la T-104.	40	2	25	72,4
P-01-106	Reflujo al tope de la T-102.	60	1	15	154,4
P-01-106R	Reflujo al tope de la T-102.	60	1	15	154,4
P-01-107	Salida de la Fr.120-180°C al N.M.	150	1	15	37
P-01-107R	Salida de la Fr.120-180°C al N.M.	150	1	15	37
P-01-108	Salida de la Fr.180-230°C al N.M.	210	1	15	151,5
P-01-108R	Salida de la Fr.180-230°C al N.M.	210	1	15	151,5
P-01-109	Salida de la Fr.230-270°C al N.M.	265	1	15	35
P-01-109R	Salida de la Fr.230-270°C al N.M.	265	1	15	35
P-01-110	Salida de la Fr.270-350°C al N.M.	310	1	15	70
P-01-110R	Salida de la Fr.270-350°C al N.M.	310	1	15	70
P-01-111	Salida del I reflujo circulante	150	1	15	120
P-01-111R	Salida del I reflujo circulante	150	1	15	120

P-01-112	Salida del II reflujo circulante	210	1	15	115
P-01-112R	Salida del II reflujo circulante	210	1	15	115
P-01-113	Salida del III reflujo circulante	265	1	15	71
P-01-113R	Salida del III reflujo circulante	265	1	15	71
P-01-114	Salida de Fuel-oil a Tk.	350	1	25	251
P-01-114R	Salida de Fuel-oil a Tk.	350	1	25	251
P-01-115	Reflujo caliente de la T-104.	200	6	25	185
P-01-115R	Reflujo caliente de la T-104.	200	6	25	185
P-01-116	Reflujo al tope de la T-104.	40	6	25	137
P-01-116R	Reflujo al tope de la T-104.	40	6	25	137
P-01-117	Inyector de agua fresca a las EDH.	40	0,5	25	15
P-01-117R	Inyector de agua fresca a las EDH.	40	0,5	25	15
P-01-118	Inyector de solución salina a las EDH.	40	12	25	26,3
P-01-118R	Inyector de solución salina a las EDH.	40	12	25	26,3
P-01-119	Salida de condensado de flare a slop.	40	0,5	15	70
P-01-119R	Salida de condensado de flare a slop.	40	0,5	15	70
P-01-120	Salida de agua sulfhídrica a PTR.	40	1	15	6,3
P-01-120R	Salida de agua sulfhídrica a PTR.	40	1	15	6,3
P-01-121	Salida de la Fr.70-120°C al nudo de mezcla.	200	6	15	50
P-01-121R	Salida de la Fr.70-120°C al nudo de mezcla.	200	6	15	50
P-01-122	Inyector de inhibidor a la T-101.	40	hid	Pistón	0,042
P-01-122R	Inyector de inhibidor a T-101 y T-102.	40	hid	Pistón	0,042
P-01-123	Inyector de inhibidor a la T-102.	40	hid	Pistón	0,042
P-01-124	Inyector de álcalis al crudo.	40	hid	Pistón	0,75

P-01-124R	Inyector de álcalis al crudo.	40	hid	Pistón	0,75
P-01-125	Inyector de desemulsionante a las EDH.	40	hid	Pistón	0,38
P-01-125R	Inyector de desemulsionante a las EDH.	40	hid	Pistón	0,38
P-01-126	Inyector de neutralizante a la T-102.	40	hid	Pistón	0,08
P-01-126R	Inyector de neutralizante a la T-102.	40	hid	Pistón	0,08
P-01-127	Bomba para preparación de reactivos.	40	hid	15	20
P-01-128	Salida de solución salina a PTR.	40	hid	25	11,3
P-01-128R	Salida de solución salina a PTR.	40	hid	25	11,3
P-01-129	Salida de productos claros del D-111 a slop.	40	0,5	15	20
P-01-130	Salida de productos oscuros del D-112 a slop.	40	0,5	15	20
P-01-131	Bomba manual para la J-103	40	hid	hid	1,31
P-01-132	Bomba manual para el desemulsionante.	40	hid	hid	1,31
P-01-133	Bomba para preparación de reactivos.	40	hid	hid	20
P-01-134	Bomba manual para el inhibidor.	40	hid	hid	1,31
P-01-135	Bomba para preparación de reactivos.	40	0,5	10	1,31

**Anexo 4.** Características principales de todos los tambores de la sección 100

<b>Código</b>	<b>Denominación</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (kg/cm<sup>2</sup>)</b>
1,2D-101	Electro deshidratadores de la 1ra etapa.	120-140	12,5
1,2D-102	Electro deshidratadores de la 2da etapa.	120-140	12,0
D-103	Tambor de reflujo al tope de la T-101.	75-80	4,0-4,5
D-104	Tambor de reflujo al tope de la T-102.	85-90	0,8-1,0
D-105	Tambor de reflujo al tope de la T-104.	45-50	1,0-1,5
D-106	Tambor de reflujo al tope de la T-104	55-60	0,6-0,65
D-107	Tambor de agua fresca a los EDH	40-45	0,7-0,1
D-108	Tambor de agua salada.	105-110	7,5-8,0
D-109	Tambor de solución salina.	115-120	8,5-9,0
D-111	Tambor recolector de drenajes de productos claros.	75-80	0,7-1,0
D-112	Tambor recolector de drenajes de productos oscuros.	75-80	Hidrostática
D-113	Tambor de los disparos de las S.V. al flare.	85-90	0,5-0,8
D-114	Tambor de los disparos de las S.V. a la atmósfera.	195-200	Hidrostática
D-120	Tambor medidor de la solución de Desemulsionante.	35-40	7,5-8,0
D-125	Tambor medidor de la solución de Inhibidor de corrosión.	35-40	7,5-8,0
D-126	Tambor medidor de la solución de Corromin	35-40	7,5-8,0
D-127	Tambor de inyector de solución alcalina.	75-80	Hidrostática
D-128	Tambor medidor de la solución alcalina.	35-40	Hidrostática
D-129	Tambor de recepción de aire de instrumentos.	35-40	0,5-0,8
B-101	Tambor de inyector de solución de	60-65	3,0-3,5

	desemulsionante.		
B-102	Tambor de inyectos de solución de Inhibidor de Corrosión.	150-155	3,5-4,0

**Anexo 5.** Características principales de todos los enfriadores de la sección 100

<b>Código</b>	<b>Denominación</b>	<b>Temperatura de entrada (°C)</b>	<b>Temperatura de salida (°C)</b>
1A-101/1	Enfriador de tope de la T-101.	140-145	75-80
1A-101/2	Enfriador de tope de la T-101.	140-145	75-80
2A-101/1	Enfriador de tope de la T-101.	140-145	75-80
2A-101/2	Enfriador de tope de la T-101	140-145	75-80
3A-101/1	Enfriador del exceso de reflujo al D-105.	70-75	50-55
3A-101/2	Enfriador del exceso de reflujo al D-105.	70-75	50-55
1A-102/1	Enfriador del reflujo al tope de T-102.	85-90	50-55
1A-102/2	Enfriador del reflujo al tope de T-102.	85-90	50-55
2A-102/1	Enfriador de tope de la T-102.	110-115	85-90
2A-102-2	Enfriador de tope de la T-102.	110-115	85-90
3A-102/1	Enfriador de tope de la T-102.	110-115	85-90
3A-102/2	Enfriador de tope de la T-102.	110-115	85-90
4A-102/1	Enfriador de tope de la T-102.	110-115	85-90
4A-102/2	Enfriador de tope de la T-102.	110-115	85-90
1A-103/1	Enfriador de tope de T-104.	110-115	55-60
1A-103/2	Enfriador de tope de T-104	110-115	55-60
2A-103/1	Enfriador de tope de T-104.	110-115	55-60
2A-103/2	Enfriador de tope de T-104.	110-115	55-60
3A-103/1	Enfriador de tope de T-104.	110-115	55-60

3A-103/2	Enfriador de tope de T-104.	110-115	55-60
A-104	Enfriador de la FR-120-1800C.	135-140	50-55
A-105/1	Enfriador de la FR-180-2300C.	185-190	50-55
A-105/2	Enfriador de la FR-180-2300C.	185-190	50-55
A-106	Enfriador de la FR-230-2700C (2 secciones). Enfriador del III Reflujo circulante (1 sección).	120-125	55-60
A-107/1	Enfriador de la FR-270-3500C.	125-130	55-60
A-107/2	Enfriador de la FR-270-3500C.	125-130	55-60
1A-108/1	Enfriador de la FR->3500C.	120-125	95-100
1A-108/2	Enfriador de la FR->3500C.	120-125	95-100
2A-108/1	Enfriador de la FR->3500C.	120-125	95-100
2A-108/2	Enfriador de la FR->3500C.	120-125	95-100
A-109/1	Enfriador de la FR-230-2700C y 270-3500C.	115-120	50-55
A-109/2	Enfriador de la FR-230-2700C y 270-3500C.	115-120	50-55
A-110	Enfriador de la FR-70-1200C.	65-70	50-55
A-111/1	Enfriador del I R/C. (2 secciones). Enfriador del II R/C. (1 sección).	85-90	65-70
A-111/2	Enfriador del I R/C. (2 secciones). Enfriador del II R/C. (1 sección).	85-90	65-70
1A-112	Enfriador de muestra en 1D-101	115-120	45-50
2A-112	Enfriador de muestra en 2D-101.	115-120	45-50
1A-113	Enfriador de muestra en 1D-102.	115-120	45-50
2A-113	Enfriador de muestra en 2D-102.	115-120	45-50

**Anexo 6.** Características principales de todas intercambiadores de calor de la sección

100

Código	Denominación		Temperatura de entrada (°C)		Temperatura de salida (°C)	
	Tubos	Carcaza	Tubos	Carcaza	Tubos	Carcaza
1 E-101	Crudo	I Reflujo circulante	30-35	165-170	75-80	60-65
2 E-101	Crudo	I Reflujo circulante	25-30	165-170	75-80	65-70
1 E-102	Crudo	II Reflujo circulante	30-35	210-215	75-80	80-85
2 E-102	Crudo	II Reflujo circulante	25-30	210-215	75-80	75-80
1 E-103	Crudo	III Reflujo circulante	75-80	250-255	120-125	130-135
2 E-103	Crudo	III Reflujo circulante	75-80	250-255	120-125	110-115
1 E-104	Fuel oil	Crudo	175-180	75-80	135-140	125-130
2 E-104	Fuel oil	Crudo	175-180	75-80	125-130	125-130
1 E-105	Crudo desg.	Fr.270-350 °C	110-115	295-300	185-190	130-135
2 E-105	Crudo desg.	Fr.270-350 °C	105-110	295-300	135-140	125-130
1 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	345-350	135-140	175-180	220-225
2 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	345-350	135-140	175-180	220-225
3 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	340-345	185-190	175-180	225-230
4 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	345-350	135-140	175-180	220-225
5 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	345-350	135-140	175-180	220-225
6 E-106	Fuel oil	Crudo desalado	345-350	185-190	175-180	225-230
E-107	Fr.70-120 °C no est.	Fr.70-120 °C est	45-50	170-175	105-110	65-70
E-108	Fr.230-270 °C	Fr.70-120 °C no est	120-125	105-110	230-235	135-140
E-109	Agua	Fr. PIE-105 °C	30-35	50-55	40-45	45-50
E-110	Agua	Fr. PIE-120 °C	30-35	50-55	40-45	45-50
E-111	Agua	Fr. PIE-70 °C	30-35	50-55	40-45	45-50
E-112	Agua	Fr. 120-180 °C	30-35	50-55	40-45	40-45
E-113	Agua	Fr. 70-120 °C	30-35	50-55	40-45	35-40
E-114	Agua	Fr. PIE-70 °C	30-35	50-55	40-45	35-40
E-116	Agua	Crudo.	30-35	50-55	40-45	35-40
E-118	Fuel oil	Vapor de agua	95-100	195-200	125-130	195-200

E-120	Agua	Solución salina	30-35	60-65	40-45	35-40
E-121	Crudo recup.	Fondo T-105	55-60	235-240	75-80	75-80
E-122	Crudo recup.	Vapor de 11 ATM.	75-80	225-230	180-185	185-190
E-123	Fuel oil	Fondo T-105	345-350	225-230	335-340	235-240
1 E-124	Agua	Tope T-105	30-35	130-135	35-40	35-40
2 E-124	Agua	Tope T-105	30-35	130-135	35-40	35-40
1 E-125	Agua	Gases del flare	30-35	110-115	35-40	40-45
2 E-125	Agua	Gases del flare	30-35	110-115	35-40	40-45
3 E-125	Agua	Gases del flare	30-35	110-115	35-40	40-45

**Anexo 7.** Características principales de todos los hornos de la sección 100

Código	Destino	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
F-01-101 (T-101)	Recirculación fondo	250-255	345-350
F-01-101 Cámara I,II,III (T-102)	Inyector Torre	250-255	345-350
F-01-101 (T-104)	Recirculación de fondo	170-175	180-185

**Anexo 8.** Promedio mensual para cada parámetro de operación de la torre desgasolinadora T-101 en el proceso de destilación atmosférica corridas en el 2020

<b>Torre desgasolinadora T-101</b>													
<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Ene.</b>	<b>Feb.</b>	<b>Mar.</b>	<b>Abr.</b>	<b>May.</b>	<b>Jun.</b>	<b>Jul.</b>	<b>Ago.</b>	<b>Sep.</b>	<b>Oct.</b>	<b>Nov.</b>	<b>Dic.</b>
Temperatura de tope	°C	142,4	141,6	141,3	141,2	141,6	140,7	141,4	141,1	140,7	141,3	141,2	141,5
Temperatura de fondo	°C	245,1	143,4	244,2	244,4	244,7	243,6	244,3	244,6	243,5	244,2	243,5	243,8
Presión del tope	Kgf/cm <sup>2</sup>	4,2	4,1	4,1	4,1	4,1	4,2	4,2	4,1	4,2	4,1	4,1	4,2
Flujo del fondo	m <sup>3</sup> /h	377,6	378,3	379,4	378,1	379,6	378,2	380,2	379,4	380,1	378,3	379,4	379,6
Temperatura de alimentación	°C	205,7	204,2	205,4	204,3	203,5	203,8	204,3	204,8	202,3	202,6	203,5	204,3

Promedio mensual para cada parámetro de operación de la torre atmosférica T-102 en el proceso de destilación atmosférica corridas en el 2020

<b>Torre atmosférica T-102</b>													
<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Ene.</b>	<b>Feb.</b>	<b>Mar.</b>	<b>Abr.</b>	<b>May.</b>	<b>Jun.</b>	<b>Jul.</b>	<b>Ago.</b>	<b>Sep.</b>	<b>Oct.</b>	<b>Nov.</b>	<b>Dic.</b>
Temperatura de tope	°C	107,6	106,8	106,2	106,3	106,6	105,4	107,2	106,8	107,6	106,3	105,4	105,6
Temperatura de fondo	°C	330,2	330,1	329,1	329,4	329,7	330,2	329,2	328,4	329,7	330,1	329,4	329,1
Presión del tope	Kgf/cm <sup>2</sup>	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
Flujo del fondo	m <sup>3</sup> /h	185,3	184,6	184,3	184,3	184,6	184,3	185,3	184,1	184,6	185,3	184,6	184,1
Temperatura de alimentación	°C	349,4	349,8	350	350	349,8	350	349,3	350	349,3	350	349,8	349,3

Promedio mensual para cada parámetro de operación de la torre estabilizadora T-104 en el proceso de destilación atmosférica corridas en el 2020

**Torre estabilizadora T-104**

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Ene.</b>	<b>Feb.</b>	<b>Mar.</b>	<b>Abr.</b>	<b>May.</b>	<b>Jun.</b>	<b>Jul.</b>	<b>Ago.</b>	<b>Sep.</b>	<b>Oct.</b>	<b>Nov.</b>	<b>Dic.</b>
Temperatura de tope	°C	87,2	87,6	87,9	88,2	87,3	88,6	88,4	87,8	86,9	87,5	88,1	88,5
Temperatura de fondo	°C	181,5	180,8	179,3	179,6	181,5	179,7	180,9	181,4	181,1	179,6	180,1	180,8
Presión del tope	Kgf/cm <sup>2</sup>	5,92	5,85	5,83	5,86	5,97	5,89	5,81	5,94	5,80	5,96	5,99	5,92
Flujo del fondo	m <sup>3</sup> /h	48,6	49,2	47,9	48,4	48,8	49,2	50,1	50,6	49,3	48,2	48,9	47,8
Temperatura de alimentación	°C	140,2	138,9	137,8	138,6	141,2	138,9	137,6	140,2	139,6	138,1	138,4	138,9

**Anexo 9.** Parámetros de calidad establecidos en el Gráfico Destilación Atmosférica para los productos que se obtienen en la Refinería Cienfuegos S.A.

<b>Parámetros</b>	<b>Nafta</b>	<b>Turbo</b>	<b>Diesel</b>	<b>Fue oil</b>
Azufre (% wt)	0,5 máx	0,3 máx	0,5 máx	3,0 máx
Azufre mercaptano (% wt)		0,0026		
Temperatura flash (°C)		40,7 mín	52,0 mín	62,0 mín
Punto de congelación (°C)		-50,0 máx		
Punto de humo (mm)		21,0 mín		
Índice de cetano			45,0 mín	
Viscosidad a -20 °C (cst)			1,6 - 5,3	
Viscosidad a 40 °C (cst)				400,0 máx
Viscosidad a 50 °C (cst)		7,817 máx		

**Anexo 10.** Refinería Cienfuegos S.A.

