

Universidad de Matanzas

"Camilo Cienfuegos"

Facultad de Ciencias Tecnicas

Departamento de Química e Ingeniería Química.

Especialidad de Tecnologías de Refinación de Petróleo.

**Título: Análisis del cambio de capacidad en la unidad de
Destilación Atmosférica en la Refinería de Petróleo
"Camilo Cienfuegos".**

TRABAJO FINAL EN OPCIÓN AL TÍTULO ACADÉMICO DE ESPECIALISTA EN TECNOLOGÍAS DE
REFINACIÓN DE PETRÓLEO.

Autor: Ing. Yoandy Santos Abreu.

Tutor: Msc. Jose Antonio Covas Rodriguez.
Dr. C Agustín Benítez Hernández

Refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos"

Cienfuegos

Año 2015

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Ing Yoandy Santos Abreu declaro que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Yoandy Santos Abreu.

Opinión del Tutor.



“Utilice toda la ciencia para un desarrollo sostenido sin contaminación. Páguese la deuda ecológica y no la deuda externa.”

Fidel Castro Rúz.

Dedicatoria.

A mis padres

Magaly y Carlos que han sido

fuente de inspiración

para cada acto de mi vida.

A mis Esposa Alys Dayana

Porque han sido el ejemplo de mujer a seguir,

Por luchar todos estos años conmigo y

Darme su firmeza y seguridad.

Agradecimientos

- ❖ *A mis padres por darme la oportunidad de ver la luz y ser guías en el camino he tomado y por el apoyo brindado en todas las etapas de mi vida.*
- ❖ *A mi hermana por seguirme y ser valiente, perseverante con el estudio y ya lo logro.*
- ❖ *A mi esposa Alys Dayana, faro de este barco en altamar, sin ella no hubiera sido posible esta tesis.*
- ❖ *A la familia de mi esposa por el apoyo incondicional en todo momento en las buenas y malas, Gracias.*
- ❖ *A mis compañeros de trabajo, Artiles, Abel , Fernando, Capote, a todos los operadores del sector uno que son un libro abierto.*
- ❖ *A mis compañeros del curso con esa experiencia y juventud mezclada que matiz para aprender de cada uno de ellos.*
- ❖ *A los profesores del Politécnico del petróleo y a los de la universidad de matanzas sin que se escape alguno, gracias por formar parte de mi formación profesional.*

Agradecimientos.

❖ *A mi tutor Jose Antonio Covas, por confiar en mi desempeño como diplomante y apoyarme incondicionalmente durante todo este periodo.*

En fin a todas aquellas personas que un día confiaron en mí y lo apostaron todo por vernos graduados de la especialidad, no los defraude.

A todos, todos, muchas gracias.

Resumen.

El presente trabajo se desarrolló en la Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”, específicamente en la Planta de Destilación Atmosférica (sección 100) con el fin de analizar el cambio de capacidad de 65 000 a 80 000 barriles / día en dicha unidad. El proceso de destilación se verifica en dos etapas, la desalación eléctrica y la destilación atmosférica, permitiendo obtener los cortes y/o productos deseados. Se realizó un profundo análisis bibliográfico sobre la tecnología de destilación de crudo donde se obtuvo información acerca del proceso. Se caracterizó la mezcla de crudo a través de los rendimientos en destilación mediante la curva de TBP (Punto de Ebullición Verdadero). Se desarrolló técnicas operatorias en el laboratorio para recopilar una serie de datos experimentales y establecer a través de datos reales un análisis estadístico, así como un análisis de variabilidad operacional mediante el *software STATGRAPHICS Plus*.

Se llevó a cabo la simulación del proceso de la unidad de destilación atmosférica mediante el *software* profesional *Aspen Plus* con el objetivo de analizar el comportamiento de las variables operacionales al aumentar la capacidad. Los resultados obtenidos se ajustan al modelo, ya que existe una similitud entre los datos simulados y los datos reales.

Abstract

This work was developed in the Oil Refinery "Camilo Cienfuegos", specifically in Atmospheric Distillation Plant (Section 100) in order to analyze the change in capacity from 65000 bbl/day to 80000 bbl/day. The distillation process takes place in two phases, electric desalting and atmospheric distillation allowing benefits for the cuts and desired products. A thorough bibliographic analysis of the crude distillation technology, which yielded information about the process, was developed. The crude mixture was characterized by distillation yields by TBP curve (True Boiling Point). Operative techniques were developed in the laboratory to collect a series of experimental data and establish real data through statistical analysis, and an analysis of operational variability by STATGRAPHICS Plus software.

The process of atmospheric distillation unit was simulated in Aspen Plus software with the aim of analyzing the behavior of operational variables to increase the capacity achieving good fit of the model to the actual data. As conclusive aspect analyzes changes and identifies capacity bottlenecks in the system.

Índice

Contenido	Pág.
Introducción.	1
Capítulo 1: Revisión Bibliográfica.	2
1.1. Petróleo. Definición.	3
1.2. Refinerías de petróleo.	4
1.3. Destilación del petróleo.	7
1.4. Destilación atmosférica. Generalidades.	8
1.5. Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.	10
1.5.1. Variables que controlan el proceso.	10
1.5.2. Cortes más frecuentes en la destilación.	11
1.6. Condiciones de procesamiento en función de las características de los crudos.	16
1.7 Simuladores de procesos.	21
1.7.1. Principales características de los Simuladores de procesos.	21
1.8. Conclusiones parciales.	24
Capítulo 2: Análisis experimental y caracterización tecnológica.	25
2.1. Descripción del proceso tecnológico de la Sección 100.	25
2.1.1. Datos técnicos del equipamiento instalado en la sección de destilación atmosférica.	32
2.2. Caracterización de la materia prima.	33
2.2.1. Especificaciones del crudo a procesar en la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”.	33
2.2.2. Especificación y Normas de Calidad establecidas para la materia prima de la Sección 100.	35
2.2.2. Determinación de las propiedades físico-químicas de la mezcla Merey	36

16–Mesa 30.	
2.3. Análisis de variabilidad operacional del proceso mediante el Índice de Capacidad.	41
2.4. Descripción de los modelos matemáticos utilizados para el estudio de la Sección de destilación atmosférica.	48
2.4.1. Aproximaciones Fundamentales.	49
2.4. Conclusiones parciales.	56
Capítulo 3: Simulación de la Unidad de Destilación Atmosférica	57
3.1. Simulación del proceso de destilación atmosférica de la Refinería “Camilo Cienfuegos”.	57
3.1.1. Diagrama de simulación del proceso de destilación atmosférica de la refinería “Camilo Cienfuegos”.	57
3.2. Comparación entre los resultados obtenidos en la simulación y los datos reales de la fábrica.	58
3.3. Aplicación del modelo.	59
3.3.2. Calidad de separación.	62
3.3.3. Resultados de la simulación	63
3.4. Análisis de los resultados del cambio de capacidad en la unidad de destilación atmosférica (Sección 100).	64
3.6. Conclusiones Parciales.	67
Conclusiones	68
Recomendaciones	69
Bibliografía	70
Anexos.	

Introducción.

El petróleo es la fuente de energía y productos de uso general más importante y valioso del mundo. Su uso desmedido ha provocado el agotamiento de gran número de yacimientos y la determinación del final de su disponibilidad en un futuro próximo por lo que la gestión eficiente en todas las etapas de refinación es una tarea ingenieril de alta responsabilidad. En Cuba se cuenta con varias instalaciones para la refinación de crudo. La Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”, ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos, en el Centro-Sur de la isla, es una de las grandes inversiones que se iniciaron en la década del 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética.

La empresa ocupa un área de 380 hectáreas, de ellas 110 para ampliaciones futuras. Fue diseñada para procesar 65 000 barriles/día de crudo “*Soviet Export Blend*”. Desde su arrancada en marzo de 1991 hasta su paralización en enero de 1995 la planta procesó alrededor de 1,3 millones de toneladas de diferentes tipos de crudo. Producto de la caída del Campo Socialista en Europa y la URSS, este proceso que venía en marcha en Cienfuegos se detuvo y se trazó la estrategia de preservar las instalaciones y el personal calificado, convirtiéndose la Refinería en una Comercializadora de Combustible.

A partir de los acuerdos alcanzados mediante la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) de integración latinoamericana se decide la reactivación de la refinería prevista en dos fases: la primera poner en explotación algunas de las unidades existentes y una segunda fase encaminada a la profundización de la conversión y su rentabilidad económica. El 21 de diciembre de 2007 se pone en marcha la Refinería “Camilo Cienfuegos” convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del País.

Desde su reactivación las instalaciones de la planta han venido procesando mezclas de crudos provenientes de Venezuela (Merey 16 y Mesa 30) dando los resultados esperados pues la productividad y la eficiencia de esta planta han propiciado el suministro al país de los principales derivados de petróleo que han aliviado los problemas energéticos en las zonas industriales y residenciales así como la crisis del transporte en el país. Como parte del

Introducción.

desarrollo de la segunda fase de la reactivación de la industria petroquímica en el país se necesita un mayor suministro de materias primas con un incremento desde 65 000 hasta 80 000 barriles diarios con el consiguiente efecto en las etapas del proceso instaladas actualmente. Este cambio de capacidad ha provocado el siguiente ***problema científico***:

No se conoce el efecto que tendrá en la sección 100 de la Refinería “Camilo Cienfuegos” el incremento del flujo de crudo a procesar.

Hipótesis: Si se evalúa mediante un modelo de simulación se podrá encontrar la alternativa de operación más factible para el aumento de la capacidad en la unidad de destilación atmosférica de la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”.

Objetivo General:

Analizar el cambio de capacidad en la unidad de destilación atmosférica de la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos” mediante un modelo simulado.

Objetivos específicos:

1. Realizar un análisis bibliográfico sobre la tecnología de destilación de crudo.
2. Caracterizar el crudo o la mezcla de crudo empleada en la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”.
3. Desarrollar el modelo de simulación en la sección de destilación atmosférica en la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”.
4. Evaluar alternativas para el cambio de capacidad en dicha instalación.

1.1. Petróleo. Definición

¿Qué es y de dónde proviene el petróleo?

La historia del petróleo comienza hace más de 200 millones de años, cuando la mayor parte del planeta Tierra todavía estaba cubierta de agua. Los procesos geológicos y la lenta acción bacteriana sobre la materia orgánica acumulada en el fondo del mar dieron lugar a esta mezcla de hidrocarburos en la que se ha basado el desarrollo de la sociedad actual. (*Parkash, 2003*)

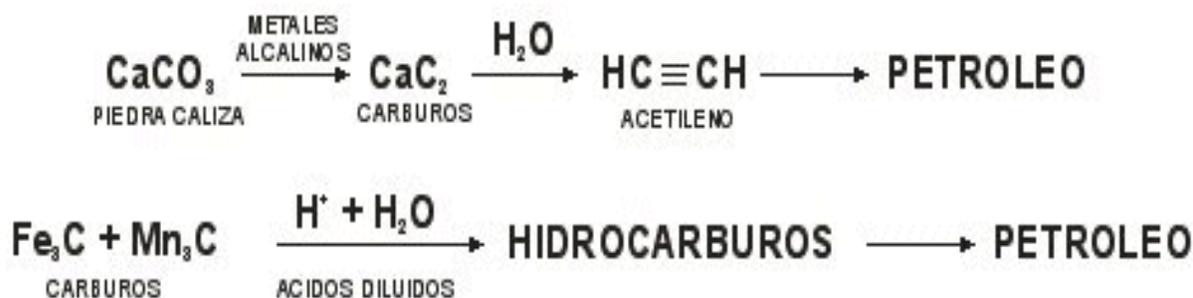
La naturaleza del petróleo y su origen

Definición: 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.

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*)

Teoría Inorgánica: Según la teoría inorgánica (Berthelott y Mendelejev), los hidrocarburos provienen desde las profundidades de la tierra, de materiales que fueron incorporados cuando la tierra fue formada. Esta teoría fue ideada en el principio de los años 1800, cuando los científicos tenían la creencia de que el petróleo era un residuo arrojado desde la formación del sistema solar o como resultado de acciones químicas profundas dentro de la tierra, o sea que la ocurrencia de petróleo parecía estar controlada, más por las características de la corteza de la tierra y por las cadenas montañosas. (*Riazi, 2005*)



Teoría Orgánica: Teoría de Engler (1911): El oro negro, como metafóricamente se denomina al petróleo, tiene su origen en la descomposición de los minúsculos organismos acuáticos que vivían en los antiguos mares de la Tierra hace millones de años, cuando todavía los humanos no habíamos aparecido.

En aquel momento, la superficie del planeta no tenía las mismas características que la actual. Pangea es el nombre con el que se conoce la única gran placa terrestre que existía, en la que estaban reunidos todos los continentes. Cuando estos microorganismos animales y vegetales morían y caían al fondo de las grandes masas de agua, sucesivas capas de sedimentos inorgánicos arenas y arcillas se depositaban encima, enterrándolos cada vez más profundamente. La elevada presión de las capas de tierra, las altas temperaturas y la acción de bacterias con ausencia de oxígeno, es decir, en un medio anaeróbico, fue transformando lentamente los restos orgánicos en lo que hoy conocemos como petróleo crudo. El proceso de descomposición de la materia orgánica y la formación del petróleo tarda entre 10 y 100 millones de años. (*Riazi, 2005*)

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 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.

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

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

compleja. Las refinerías se instalan preferentemente en las costas, para ahorrar gastos de transporte y construcción de oleoductos. (*SPEIGHT, 2005*)

Unidades de refinación.

Las refinerías simples constan en su mayoría de unidades las cuales conforman el esquema de Refinación: según fig 1.1

- Destilación atmosférica (*topping*).
- Destilación al vacío.
- Tratamiento de gases.
- Hidrotratamiento de nafta.
- Hidrodesulfuración de Keroseno y de gasóleo.
- Reformado catalítico.

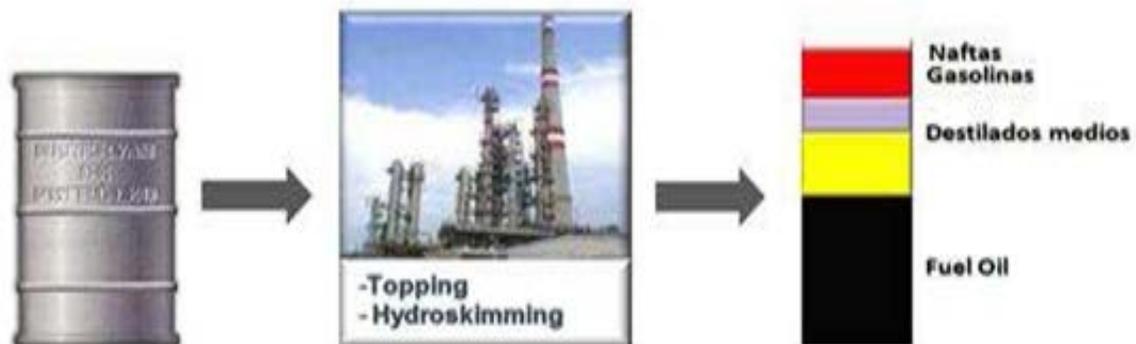


Figura 1.1 Refinería con esquema de refinación Simple.

Sin embargo, además de las unidades antes citadas, las refinerías complejas pueden contar con otras unidades tales como se muestra en la figura 1.2

- Craqueo catalítico (*FCC Fluid Catalytic Cracking*).
- Viscorreducción (*visbreaking*).
- Isomerización.

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

- Alquilación.
- Vapocraqueo (*steam cracking*).
- Soplado de bitúmenes.
- Coquefacción (*coking*).

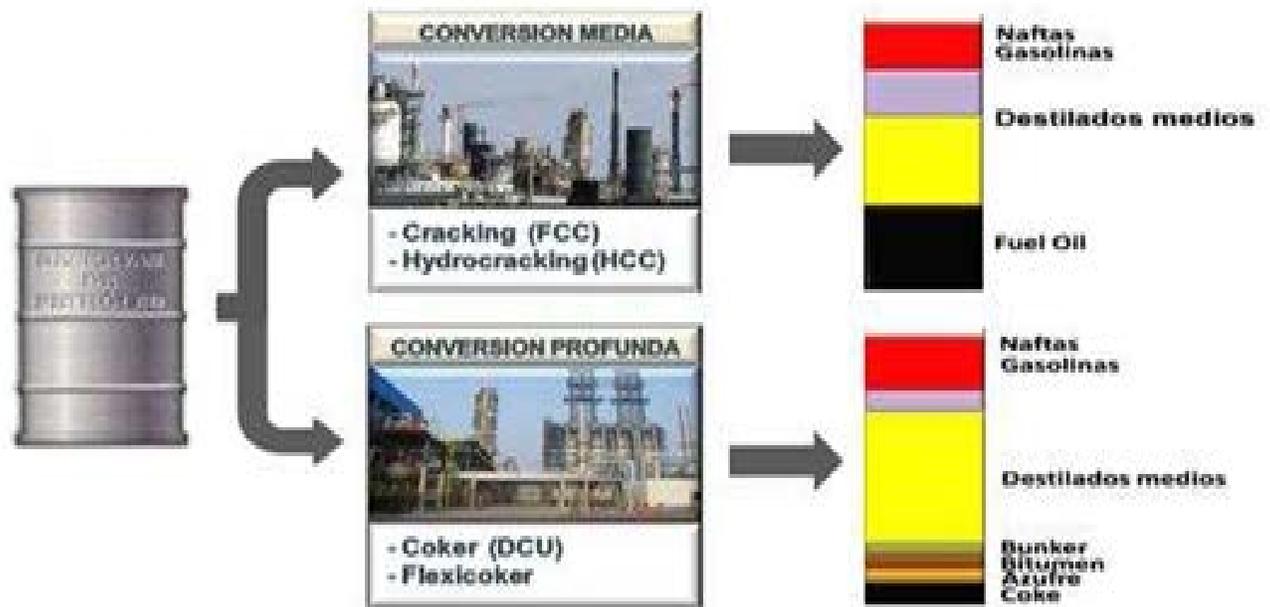


Figura 1.2 Refinería con esquema de refinación Compleja.

En este caso, se dice que se trata de conversión profunda (*deep conversion*). Estas técnicas son cada vez más empleadas debido a la evolución del mercado. Los crudos disponibles tienden a ser cada vez más pesados mientras que la demanda se orienta hacia la "cima del barril": el mercado de fueles pesados se reduce en parte, porque a menudo son remplazados por el gas natural, mientras que el consumo de carburantes para automóvil no cesa de crecer. (S.Kraus 2013)

1.3. Destilación del petróleo.

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 y 400°C, ingresa a la torre 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.

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. Los platos instalados 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 los hidrocarburos, los más pesados, y por consiguiente llenando el espacio comprendido entre las copas y el plato que las 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.

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

Los siguientes, son los derivados más comunes que suelen ser obtenidos en las torres de destilación. Todos ordenados desde el compuesto más pesado al más ligero:

1. Residuos sólidos.
2. Aceites y lubricantes.
3. Gasóleo y *fuel oil*.
4. Keroseno.
5. Naftas.
6. Gasolinas.
7. Disolventes.
8. GLP (Gases licuados del petróleo).

En la tabla 1.1 se puede ver algunos de los productos que se obtienen a partir del petróleo crudo. (*Petroleos .Mexicanos, 2012*)

1.4. Destilación atmosférica. Generalidades.

La destilación es un proceso físico de transferencia de masa y energía entre una fase líquida 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. (*J.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

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

gradiente de temperatura entre el tope y el fondo de la columna. En la figura 1.4 se muestra el esquema de una columna destilación con sus partes más importantes. (Muñecas, 2005)

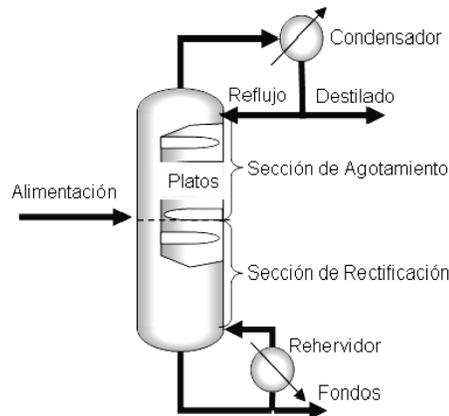


Figura 1.4 Diagrama de una columna de destilación.

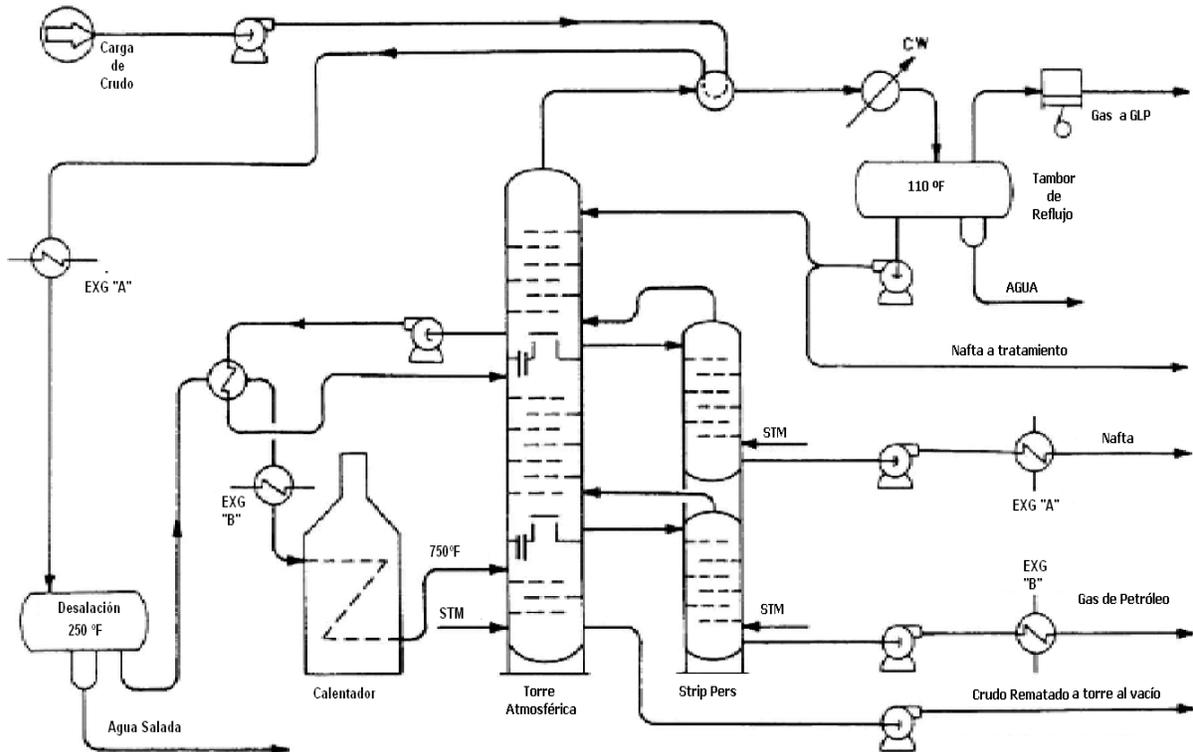


Figura 1.5 Unidad de destilación atmosférica.

1.5. 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. La destilación se realiza a una presión ligeramente superior a la atmosférica. El calor necesario para la destilación lo proporciona un horno al que entra el crudo precalentado después de circular por una serie de intercambiadores de calor con productos más calientes obtenidos en la propia torre de destilación de forma que se consiga la máxima eficiencia energética. (*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 (HCl (g), HCl (ac), H_2SO_4 , H_2S , etc.), altamente corrosivos que dan lugar al deterioro progresivo del equipamiento utilizado en los procesos de destilación. (*O.Cortazar, 2000*)

1.5.1. Variables que controlan el proceso.

Los parámetros termodinámicos que gobiernan la destilación son la temperatura, la presión y se miden directamente, por tal motivo consideran 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.

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

- **Presión de trabajo:** es la presión a la cual se produce la operación. Si bien afecta directamente el equilibrio líquido-vapor, generalmente se trabaja a la menor presión posible, y por ende no se varía frecuentemente.
- **Temperatura de tope:** es la temperatura en la zona superior de la columna, se controla con el reflujo de tope, este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido-vapor.
- **Temperatura del corte:** es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de tope y reflujo circulantes. Estos últimos tienen un efecto semejante que el reflujo de tope y además precalientan el crudo, recuperando energía.
- **Inyección de vapor:** El vapor en las fraccionadoras disminuye la presión parcial de los hidrocarburos, estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquido, favoreciendo la vaporización de los componentes más volátiles. Esto se aplica tanto en la columna fraccionadora principal como en los *strippers* de los cortes laterales.
- Ahora bien, en esta torre de fraccionamiento se destila a la presión atmosférica, o sea, sin presión relativa. Por lo tanto, sólo se pueden separar sin descomponerse los hidrocarburos que contienen de 1 a 20 átomos de carbono. Para poder recuperar más combustibles de los residuos de la destilación primaria es necesario pasarlos por otra torre de fraccionamiento que trabaje a vacío, o sea a presiones inferiores a la atmosférica para evitar su descomposición térmica, ya que los hidrocarburos se destilan a más baja temperatura. En la torre de vacío se obtienen sólo dos fracciones, una de destilados y otra de residuos. De acuerdo al tipo de crudo que se esté procesando, la primera fracción es la que contiene los hidrocarburos que constituyen los aceites lubricante y las parafinas, y los residuos son los que tienen los asfaltos y el combustóleo pesado.

1.5.2. Cortes más frecuentes en la destilación.

En la unidad de destilación atmosférica se obtienen los siguientes productos, empezando por la parte superior (tope) de la columna Según Tablas 1.1 y 1.2:

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

- **Gas de refinería (Fuel Gas):** Es una mezcla de todos los compuestos incondensables (esencialmente hidrógeno, metano, etano y etileno), presentes de forma natural en el crudo que se está procesando. Este combustible se utiliza en refinería, después de endulzarlo (eliminarle los compuestos sulfurados), para quemarlo en los diferentes procesos.
- **Gas licuado de petróleo (GLP):** Se separan sus diferentes compuestos para su venta individualizada, esencialmente propano y butano.
- **Nafta ligera :** Se envía como carga para isomerización para mejorar su *research octane number* (RON) y *motor octane number* (MON), (octanaje) y formar parte de las corrientes de gasolinas de automoción, que se formulan en el sección de mezclado *blending*.
- **Nafta pesada:** Se envía como carga al reformado catalítico, para mejorar su RON y formar parte de las corrientes de gasolinas de automoción.
- **keroseno:** Una vez endulzado, es la base de la producción de turbocombustible, para las turbinas de los aviones.
- **Gas Oil Ligero:** Se envía a unidades de desulfuración, para eliminar los compuestos de azufre e incorporarlo a la mezcla de formulación de gasóleos de automoción.
- **Gas Oil Pesado:** Se envía a unidades de desulfuración, para eliminar los compuestos de azufre e incorporarlo a la mezcla de formulación de gasóleos de automoción.
- **Gas Oil Atmosférico:** Se utiliza como una de las alimentaciones a la unidad de *cracking* catalítico.
- **Residuo Atmosférico:** Es la fracción más pesada del crudo, por lo que se le denomina también crudo reducido y se utiliza como alimentación a la unidad de destilación a vacío. (*Muñecas, 2005*)

Tabla 1.1 Productos Básicos del petróleo crudo.

Producto	Definición	Tipo	Uso
Gas Licuado del Petróleo	La mezcla de propano y butano comprimido y licuado, proviene ya sea de líquidos del gas natural y gasolina natural, o de los procesos de refinación de crudo.	Combustible	Doméstico Industrial
Gasolvente	Solvente alifático incoloro, de olor a petróleo, que se obtiene de la destilación del petróleo crudo, de los cortes ligeros de la nafta; de acuerdo a sus especificaciones el 50 % de su volumen debe destilar a 100°C como máximo, el 90 % a 120°C y la temperatura final de destilación no debe ser mayor a 140°C. Insoluble en agua.	Solvente	Industrial
Gasolinas	En su forma comercial es una mezcla volátil de hidrocarburos líquidos, con pequeñas cantidades de aditivos, apropiada para usarse como combustible en motores de combustión interna con ignición por chispa eléctrica, con un rango de destilación de, aproximadamente 27 a 225°C.	Combustible	Automotriz
Gas Nafta	Solvente alifático con punto de ebullición relativamente elevado. En la prueba de destilación el destilado a 176°C debe ser como mínimo el 50 % del volumen, a 190°C el 90 % mínimo y la temperatura final de ebullición 210°C como máximo; debe tener un punto de inflamación relativamente alto (38°C como mínimo), libre de color y olor.	Solvente	Industrial
Turbosina	Combustible para avión. Destilado del petróleo similar a la querosina. Líquido claro, olor a aceite combustible, insoluble en agua. Conocido también con los nombres de jet fuel y combustible de reactor.	Combustible especial	Aviación
Kerosina	Segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo (el primero es la nafta o gasolina), contenido de azufre y características de ignición varían según las propiedades del crudo que provienen. Su peso específico está dentro de un rango de 0,80 a 0,83 y su punto de ignición de 66°C a 80°C.	Combustible	Doméstico Industrial
Diesel	Combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo crudo. Se obtiene de una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, olefínicos, nafténicos y	Combustible	Automotriz

	aromáticos, mediante el procesamiento del petróleo. Es un líquido insoluble en agua, de olor a petróleo.		
Emulsiones	Mezcla amorfa de hidrocarburos, de color negro brillante, muy impermeable que, generalmente arrastra cal o arena.	Asfaltos	Pavimentación e Impermeabilización
Vaselinas	Se obtienen mediante tratamiento adecuado de determinadas fracciones del petróleo bruto. Por dicha razón, para poder utilizarse en humanos deben tener un grado de purificación llamado grado farmacéutico o grado farmacopea. Este excipiente se ha utilizado durante mucho tiempo en formulaciones cosméticas.	Producto químico	Industrial
Aceites Lubricantes	Se utilizan como base para la elaboración de lubricantes terminados. Por su composición química pueden ser nafténicos (caracterizados por un menor índice de viscosidad) o parafínicos (alto índice de viscosidad). Algunas de las especificaciones más importantes de los lubricantes básicos son su viscosidad, punto de inflamación, temperatura de escurrimiento y color.	Lubricante	Automotriz
Grasas	Lubricantes sólidos o semisólidos que se fabrican con un aceite lubricante y un agente que les da más densidad y consistencia. El aceite utilizado es refinado, generalmente de alto índice de viscosidad, y los agentes espesantes son jabones de aluminio, bario, litio, sodio y estroncio, además de algunas sustancias como arcilla, sílice y glicerol. Se añaden además aditivos antioxidantes, inhibidores de corrosión, pigmentos orgánicos, etcétera.	Lubricante	Automotriz
Parafinas	Son sólidos untuosos que se funden rápidamente y poseen cierto brillo, plasticidad y resbalosidad. Las parafinas derivadas del petróleo se obtienen como un coproducto en la fabricación de aceites lubricantes. Se separan del aceite para mejorar la fluidez de los lubricantes, y se pueden someter a diversos procedimientos para reducir el aceite que contienen y refinarlas para eliminar compuestos indeseables de azufre, nitrógeno y otros, dándoles mayor consistencia, mejor color y eliminarles cualquier olor.	Producto químico	Industrial
Combustóleo	Líquido oscuro, viscoso, con olor característico a chapapote, de composición compleja de hidrocarburos	Combustible	Industrial

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

	pesados, obtenido de la mezcla de las corrientes de residuo de vacío, aceite pesado y aceite ligero de la desintegración catalítica.		
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.	Asfaltos	Pavimentación e Impermeabilización

Si hay un excedente de un derivado del petróleo de alto peso molecular, pueden romperse las cadenas de hidrocarburos para obtener hidrocarburos más ligeros mediante un proceso denominado craqueo. Existe también un proceso no tan severo como el craqueo, llamado *visbreaking*, el cual busca principalmente obtener a partir de residuales asfálticos u otros fondos de barril, productos más ligeros. (Gary, 2007)

Tabla 1.2. Destilación fraccionada del crudo.

Fracción	Tb (°C)	Nº de carbonos	Proporción media	Principales Usos
Gases (metano a butano)	hasta 20	C ₁ -C ₄	1-5%	<ul style="list-style-type: none"> • Combustible • Alquenos C₂, C₄
Nafta ligera (gasolina ligera)	20-150	C ₅ -C ₈	10-20%	<ul style="list-style-type: none"> • Gasolina • Hexano comercial: disolvente para la extracción de aceite de soja, girasol. • Craqueo-Reformado
Nafta pesada (gasolina)	150-200	C ₈ -C ₁₁	10-25%	<ul style="list-style-type: none"> • Gasolina • Craqueo-Reformado
Queroseno	175-275	C ₁₀ -C ₁₆	8-15%	<ul style="list-style-type: none"> • Combustible para aviones de reacción y tractores. • Líquido refrigerante en procesos industriales. • Calefacción. • Craqueo.
Diesel	250-350	C ₁₆ -C ₂₂	15-30%	<ul style="list-style-type: none"> • Motores • Diesel-Calefacción. • Craqueo.

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

<i>fuel oil</i>	>350	C ₂₀	30-50%	<ul style="list-style-type: none"> • Fuel bruto pesado (combustible viscoso barato para quemadores de calderas). • Obtención de parafina, lubricantes, aceites pesados para calefacción industrial y asfalto. • Craqueo.
-----------------	------	-----------------	--------	---

(Sener, 2002,2011)

1.6. Condiciones de procesamiento en función de las características de los crudos.

Hay una serie de características que ofrecen una primera evaluación de las condiciones de procesamiento de un crudo, tanto en su fraccionamiento primario como en otros procesos de refinación posteriores, los parámetros que se controlan en todo proceso de refinación son: contenido en sales, agua y sedimentos, corrosividad, contenido en metales, entre otros que es necesario conocer. (Riazi, 2005)

- **Contenido en Sales.**

El contenido en sales inorgánicas, normalmente cloruros sódico y potásico, de los crudos es inherente a su propio proceso de formación y van disueltas en el agua que le acompaña en los yacimientos. Su presencia es pernicioso, incluso en pequeñas dosis, por dos motivos principales, en primer lugar por su acumulación en los equipos de los procesos, tales como columnas, hornos, intercambiadores de calor (I.C), etcétera (etc.), y en segundo lugar porque por descomposición dan lugar a los aniones ácidos respectivos con su consecuente efecto corrosivo en el lugar donde se depositan las sales. Como consecuencia el primer proceso a que se somete un crudo en una refinería es la remoción de sales.

El contenido en sales de un mismo crudo puede variar en el tiempo, dependiendo de las condiciones de extracción en el yacimiento y por lo tanto su determinación es siempre necesaria antes de su procesamiento. La determinación de las sales se realiza mediante procedimientos potenciométricos y de acuerdo con la norma ASTM (Sociedad Americana para

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

Pruebas y Materiales) D-3230 *Test for Salt in Crude Oil (Electrometric Method)* o ensayo equivalente en otras normas nacionales o internacionales.

- **Agua y Sedimentos.**

La presencia de agua y sedimentos en el crudo se debe, en primer lugar a la propia localización del yacimiento en los que el combustible impregna determinadas estructuras sedimentarias y mezclado con aguas salinas. Además puede producirse un aporte adicional como consecuencia de toda la manipulación en el proceso de extracción, la manipulación, carga y transporte del mismo.

Los sedimentos, generalmente inorgánicos, pueden ser arenas, arcillas, rocas, etc. El agua suele encontrarse libre o en emulsión con los hidrocarburos. La presencia de agua puede causar problemas de corrosión, al solubilizar sales que pasarán a los equipos en las unidades de proceso o sobrevaporizaciones con modificaciones puntuales de la presión en determinados equipos y que pueden provocar la rotura de los mismos.

Desde el punto de vista económico, por ejemplo en el caso de compra de crudo, el agua y los sedimentos, al no ser hidrocarburos, deben reducirse del volumen de crudo realmente comprado/vendido. La determinación del contenido en agua y sedimentos se realiza mediante el ensayo normalizado ASTM-D-96, *Test for water and sediments in Crude Oils*, o ensayo equivalente en otras normas nacionales o internacionales.

- **Acidez y corrosión.**

La presencia de ácidos orgánicos, nafténicos, que a diferencia de los derivados de las sales inorgánicas presentes en el crudo, se hallan disueltos y formando parte de la propia mezcla hidrocarbonada puede dar lugar a importantes problemas de corrosión en tubos y equipos a determinadas temperaturas y otras condiciones de operación a los que se someten las fracciones destiladas procedentes del crudo.

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

Es difícil predecir el grado y tipo de corrosión que se puede ocasionar, un índice para su valoración es el denominado número de ácido, que mide la cantidad de base, en forma de KOH, y expresada en miligramos, necesaria para neutralizar un gramo de muestra de crudo.

El número de ácido es únicamente una indicación, pero la experiencia muestra que la mezcla de crudos de carácter nafténico, corrosivos, puede producir sinergias que potencian o no este carácter, todo ello como consecuencia de los diferentes tipos de ácidos orgánicos presentes en cada crudo. Cantidades superiores a los 0,2 mg KOH/gr indican una posibilidad cierta de corrosión si los materiales que se están utilizando no son los adecuados. Normalmente, cuando una refinería se diseña para tratar crudos de este tipo, los materiales utilizados garantizan, en cierta manera, la ausencia de corrosión. El problema aparece en la situación contraria. La determinación del número de ácido se realiza mediante el ensayo normalizado ASTM-D-664 *Test for Acid Number of Petroleum Products by Potentiometric Titration*

- **Metales.**

La presencia de metales en los residuos del crudo de petróleo tiene también especial importancia. Los metales pesados forman parte de estructuras orgánicas complejas, tipo porfirinas y por lo tanto se concentran en los residuos de destilación atmosférica o de vacío. Su presencia también es posible en fracciones pesadas de destilación a vacío como consecuencia de un pobre fraccionamiento que conlleva un arrastre de fracciones pesadas en destilados más ligeros. Este tipo de metales pesados están formados principalmente por Níquel, Vanadio, y Hierro, pudiéndose encontrar también Sodio. Otros metales como Arsénico y Mercurio se encuentran en fracciones destiladas ligeras. La presencia de los metales pesados tiene un doble significado, en primer lugar si se concentran en combustibles residuales tipo fuel oíl darán lugar a cenizas corrosivas en su proceso de combustión y en este sentido está limitada su presencia en los mismos.

Por otra parte, tanto los metales pesados como los ligeros pueden ser venenos para los catalizadores que se utilizan aguas abajo de la destilación atmosférica, en los diferentes procesos. La determinación de los metales se realiza mediante técnicas específicas de análisis.

- **Gravedad Específica (°API).**

Físicamente la gravedad 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 refinado simple, mientras que un crudo con menor °API, más pesado, necesitará de un esquema de refinado más complejo que incluya procesos de conversión para obtener los mismos destilados. Los crudos condensados valores mayores de 43 °API, ligeros están en el rango de 30 a 43 °API, y los pesados de 10 a 23 °API, extrapesados menor a 10 °API. La determinación de la densidad se realiza mediante el ensayo normalizado ASTM-D-1298 o ensayo equivalente en otras normas nacionales o internacionales.

$$\text{Gravedad API} = 141,5 / (\text{SG } 60/60^{\circ}\text{F}) - 131,5$$

Donde, SG 60/60°F significa gravedad específica medida a 60°F y referida a la gravedad específica del agua a 60°F.

Así la gravedad API de agua es 10, la de la mayoría de los hidrocarburos está entre 10 y 80, y la de los hidrocarburos ligeros tiene valores superiores a 92,8.

La gravedad específica es un criterio muy importante para los crudos, atendiendo a ella los crudos pueden clasificarse en:

- **Volatilidad.**

La volatilidad de los componentes de una mezcla compleja se determina con pruebas de destilación de laboratorio (ASTM D-86; ASTM D-1160). El montaje consiste básicamente en una destilación diferencial; la muestra se calienta y cuando se genera la primera gota de destilado se mide la temperatura del vapor, que es la temperatura de ebullición inicial (IBP). La velocidad de calentamiento inicial debe ser tal que entre 60 y 75 segundos se haya destilado el 5 % del volumen inicial, en este momento se debe registrar nuevamente la temperatura del vapor. A continuación, se registra la temperatura del vapor al 10 % del volumen inicial destilado, y así sucesivamente a intervalos de 10 % de volumen hasta el 90 %, y finalmente al 95 % del volumen inicial destilado. La destilación debe hacerse con una velocidad de

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

calentamiento tal que se destilen de 4 a 5 ml de muestra por cada minuto. Después de que se ha recogido el 95 %, la velocidad de calentamiento se aumenta hasta alcanzar la temperatura máxima de vapor o punto final (EP), y se continúa el calentamiento durante tres a cinco minutos más. El porcentaje de recuperación se determina con respecto al volumen destilado, el porcentaje de residuo con respecto a lo que queda de la muestra y el porcentaje de pérdidas como la diferencia entre los porcentajes anteriores.

Las temperaturas IBP y EP no corresponden a las temperaturas de burbuja ni de rocío, respectivamente, y al igual que las temperaturas intermedias registradas no tienen ninguna base teórica pero en la práctica se utilizan para caracterizar productos finales e intermedios del petróleo.

Otra prueba de laboratorio, con bases teóricas, generalmente empleada es la del punto de ebullición verdadero (TBP), aunque no existe un método estándar, la norma ASTM D-2892 o alguna modificación de ella se utiliza normalmente. Las destilaciones TBP se llevan a cabo en columnas de 15 a 100 etapas teóricas con relaciones de reflujo superiores a 5. Con esta prueba la temperatura IBP es menor y la temperatura EP es mayor que las determinadas con la norma ASTM D-86. Igualmente los datos tomados corresponden a la temperatura del vapor y al porcentaje de destilado obtenido.

Un análisis del petróleo siempre incluye la gravedad API y las curvas TBP. Existe una correlación gráfica, basada en más de 350 curvas TBP, que relaciona la temperatura del vapor con el porcentaje de destilado de acuerdo a la gravedad API, a la presión atmosférica. Los petróleos crudos con alto contenido de parafinas o naftenos no están dentro de esta correlación.

La prueba TBP está implementada en las columnas para cromatografía gaseosa que proporcionan cien platos teóricos, y que además garantiza rapidez, reproducibilidad, automatización, y sólo requiere un microlitro de muestra. La destilación simulada en la columna de cromatografía (ASTM D-2887) se utiliza en mezclas con intervalos en los puntos de ebullición mayores a 55 °F, para temperaturas tan altas como 1000 °F.

- **Azufre**

El contenido en azufre de un crudo es otro factor importante, ya que se trasladará casi en su totalidad a los productos, que están sometidos a fuertes restricciones de calidad respecto a este compuesto. Será necesario eliminarlo de forma adecuada mediante una serie de procesos industriales que encarecen la operación, por esta razón, los crudos de bajo azufre normalmente son mejor valorados en el mercado. El azufre puede presentarse como ácido sulfhídrico y mercaptanos en fracciones más ligeras, como sulfuros cíclicos y tiofenos en las fracciones intermedias y como moléculas aún más complejas en las fracciones pesadas. Una terminología que a veces se presta a confusión, clasifica a los crudos en dulces y agrios en función de su contenido en azufre, inferior a 0.5 % para los primeros y superior al 2% para los segundos. El resto serían intermedios. En cualquier caso, los compuestos de azufre, además de tóxicos y corrosivos, provocan el envenenamiento de los catalizadores, por lo que se eliminan en reactores de hidrodesulfuración.

1.7. Simuladores de procesos

Los simuladores de procesos se han extendido en la práctica industrial de los procesos petroquímicos y de refinación, debido a que es una herramienta de apoyo para el diseño, caracterización, optimización y monitoreo del funcionamiento de procesos industriales. Existe una gran variedad de simuladores comerciales, algunos de los cuales son poderosas herramientas de cálculo, con inmensos bancos de datos y métodos de análisis que permiten estudiar y crear nuevos sistemas. Estos simuladores tienen como características esenciales el ser paquetes de programas compuestos por bancos de datos, modelos de propiedades físicas, modelos de dimensionamiento y operación que pueden ser utilizadas en cálculos de balances de masa y energía.

Por su gran aplicación y fiabilidad muchas veces estos simuladores sustituyen experimentos a escala piloto y juegan un rol complementario en muchos procesos ahorrando recursos y tiempo.

1.7.1. 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.

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

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.

estos pueden dividirse en los siguientes tipos:

- Simuladores modulares secuenciales.
- Simuladores globales u orientados a ecuaciones.

En los simuladores modulares secuenciales, el método de cálculo se programa como una estrategia de diagrama de simulación. En la tabla 1.5 se pueden ver las ventajas y desventajas que estos presentan.

Tabla 1.5. Ventajas y desventajas de los simuladores de procesos secuenciales.

Ventajas	Desventajas
<ol style="list-style-type: none"> 1. Se pueden preparar grandes diagramas de flujo debido a que las unidades son calculadas de forma individual. 2. La simulación puede ser comprendida por ingenieros "no especialistas en simulación". 3. Métodos de convergencia robustos (Sustitución Directa, <i>Wegstein</i>, etc.). 4. La información ingresada por el usuario es fácil de interpretar y chequear. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Problemas de convergencia en los diagramas de flujo con muchas corrientes de recirculación. 2. Lento para grandes diagramas de flujo con muchas corrientes de recirculación y con especificaciones de diseño complejas.

Las operaciones unitarias individuales se calculan sobre la base de las corrientes de salida que le preceden. La secuencia del cálculo corresponde aproximadamente con la dirección del flujo en la planta. (*Herbert, 2005*)

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

Cuando se desarrolla la simulación de un equipo, sección de proceso o planta completa, se recomienda seguir la siguiente metodología, según (*Arteaga, 2006*):

1. Formulación del problema.
2. Seleccionar el *Software*.
3. Seleccionar el *Hardware*.
4. Especificar la información esencial.
5. Desarrollar el diagrama de flujo.
6. Definir los componentes Químicos.
7. Seleccionar los modelos termodinámicos.
8. Calcular o completar los datos de las mezclas binarias.
9. Brindar los datos físico-químicos de las sustancias puras.
10. Especificar las corrientes.
11. Especificar las operaciones unitarias (unidades).
12. Establecer relación entre las corrientes y unidades.

(*Herbert, 2005*)

Entre los simuladores modulares secuenciales los de mayor uso e importancia para la industria de procesos son los siguientes:

1. *Aspen Plus* (*Aspen Technology, USA*).
2. *HYSYS* (*Hyprotech, Canadá*).
3. *CHEMCAD* (*Chemstations, USA*).
4. *Pro II* (*Simulations Sciences, USA*).
5. *DESIGN II* (*Advanced Engineering Software*).
6. *SuperPro Designer* (*Intelligen INC*).

Capítulo I: Revisión Bibliográfica.

Específicamente el Aspen Plus ha sido extensivamente empleado en el desarrollo de procesos de refinación de petróleo. El volumen de información, el carácter modular secuencial y los modelos termodinámicos utilizados por estos programas, permiten al ingeniero obtener una gran cantidad de datos sobre el proceso y realizar la síntesis del mismo con un alto grado de confianza (ARTEAGA, 2006). En el presente proyecto se conjugan las ventajas del *Aspen Plus* v11.1 (*Advanced System for Process Engineering*).

1.8. Conclusiones parciales.

1. El petróleo está constituido por una mezcla de hidrocarburos de diferentes pesos moleculares con contenidos variables de impurezas.
2. Las refinerías de petróleo se pueden caracterizar en simples o complejas, según sea el esquema de refinación.
3. La destilación es un proceso físico de transferencia de masa y energía entre una fase líquida y una fase vapor.
4. La destilación atmosférica constituye la primera etapa en la refinación de crudo, con el objetivo de la vaporización parcial y separación por condensación a diferentes temperaturas de distintas fracciones.
5. Para el procesamiento de crudo es necesario conocer una serie de características tales como: el contenido en sales, agua y sedimentos, corrosividad, contenido en metales, entre otras.
6. El proceso de destilación atmosférica se puede simular teniendo en cuenta un enfoque modular secuencial a través de *Aspen Plus*.

Capítulo II: Análisis experimental y caracterización tecnológica.

2.1. Descripción del proceso tecnológico de la Sección 100.

La Planta de Destilación Atmosférica está destinada para procesar 57 048 BPD de Crudo Mesa 30 y 7 952 BPD de Crudo Merrey 16, dando un total de 65000 BPD por día (10 350,32 m³/d).

Esquema tecnológico.

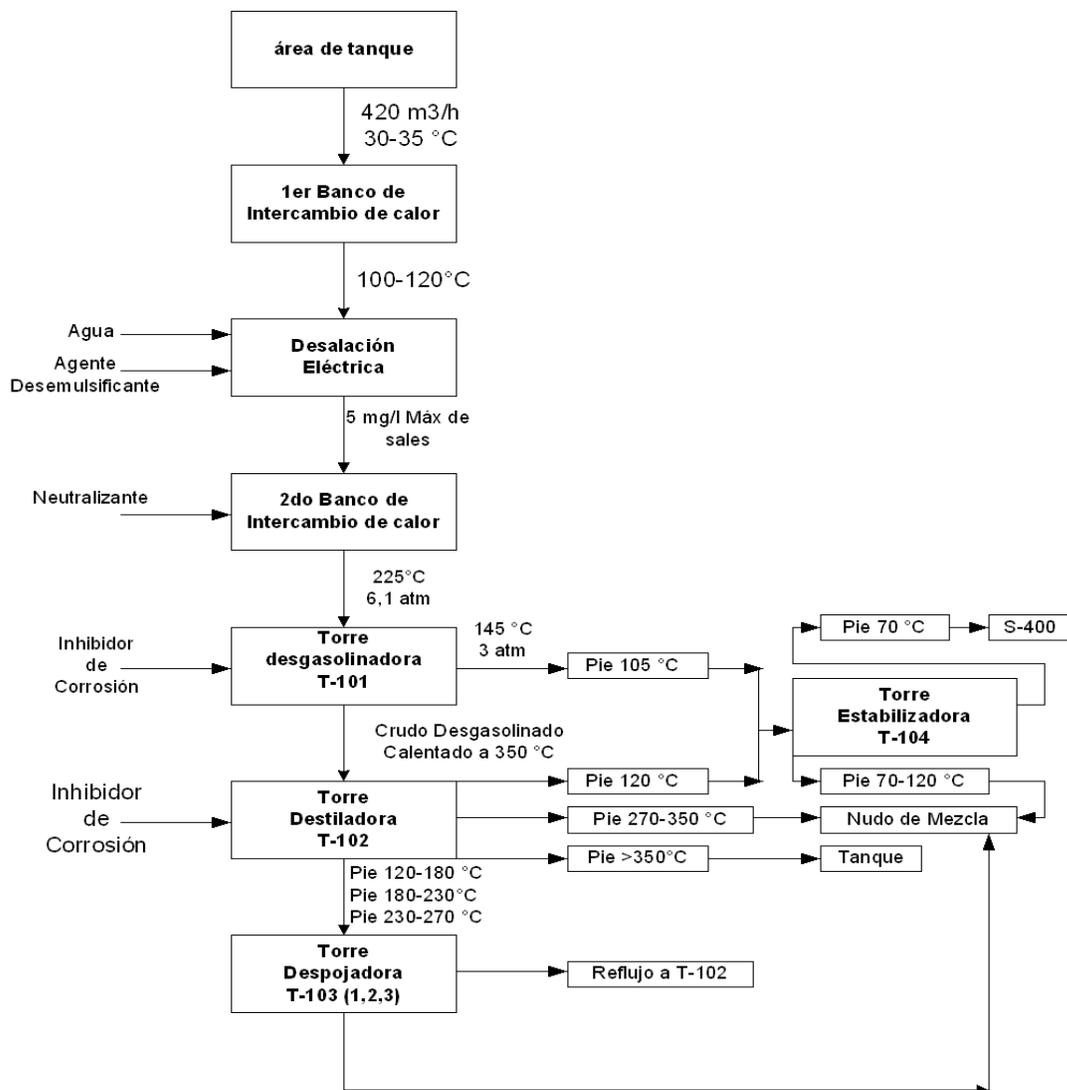


Figura 2.1 Diagrama de Bloque de la Sección 100.

Diagrama de Flujo. En el anexo 1

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

- **La desalación eléctrica.**
- **La destilación atmosférica.**

En el proceso se obtienen las siguientes fracciones:

- PIE-70 °C Inestable.
- Fracción 120-180 °C.
- Fracción 180-230 °C.
- Fracción 230-270 °C.
- Fracción 270-350 °C.
- Fuel Oil (crudo reducido).

Estas 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 (gasolina, alimentación a la sección 200).
- Fracción 120-230 °C (turbo combustible Jet-A1).
- Fracción 180-350 °C (diesel).
- Fracción >de 350 °C (fuel- oíl).

Desalación eléctrica.

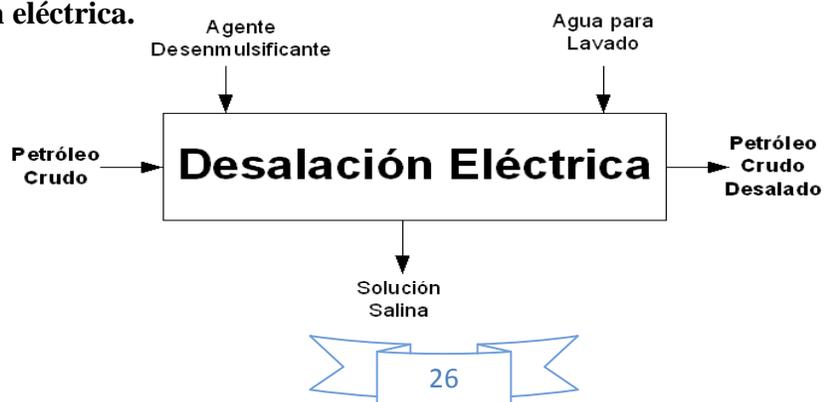


Figura 2.2 Etapa de desalación eléctrica.

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 inyectado¹ para los procesos catalíticos.

El Crudo proveniente de la Estación de Bombeo de Crudo es descargado hacia el primer banco de intercambiadores a una temperatura de 30-40 °C, con un flujo de 420 m³/h. Este tren de intercambiadores cuenta con dos ramales en paralelo conformado, cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. Cada ramal se calienta sucesivamente, en un banco de intercambiadores con reflujos recirculantes de la Torre T-102 y Fuel-Oíl.

Finalmente, ambos ramales se unen para llevar el Crudo precalentado a una temperatura de 80-120 °C y a una presión de 11-12 kgf/cm² (atm), al sistema de Desalación Eléctrica.

El Sistema de Desalación Eléctrica cuenta con dos etapas de Desalación cada una con un Sistema de Lavado con Agua.

A la succión de la bomba de carga a la planta, se inyecta una solución desemulsificante (progalita), proveniente del bloque de reactivos químicos. Esto con la finalidad de ayudar la destrucción rápida y completa de la emulsión formada mediante la disminución de la tensión superficial de las gotas de agua a través de un campo eléctrico y lograr la desalación del Crudo en el proceso.

La primera etapa, cuenta con dos electrodeshidratadores, los cuales trabajan en paralelo. La alimentación a los mismos es a través de eyectores donde se mezcla el Crudo con agua proveniente del Sistema de Lavado.

La salida de ambos electrodeshidratadores se une, la cual es la alimentación de la 2^{da} etapa de Desalación.

¹ Materia Prima.

La operación de los electrodeshidratadores de la 2^{da} etapa, es similar al de la primera etapa. La alimentación a los mismos es a través de los eyectores, mezclando en estos el crudo con agua fresca proveniente del tambor abastecido del agua recirculante del primer sistema de enfriamiento.

En general, para extraer las sales el petróleo, se mezcla con intensidad con el agua dulce en los eyectores y la emulsión formada entre el agua y el petróleo se destruye y se dispersa en un campo eléctrico de los electrodeshidratadores.

Por la parte inferior de los electrodeshidratadores se drena el agua conteniendo las sales mientras el crudo desalado se extrae a un nivel superior.

Destilación atmosférica.



Figura 2.3 Etapa de destilación o Separación.

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 225 °C al intercambiar en una primera etapa con la fracción 270-350 °C y en una segunda etapa con crudo reducido proveniente ambas corrientes de la columna T-102. En la línea de alimentación del segundo banco de intercambiadores, se le inyecta una solución al 2% de inhibidor de corrosión, proveniente del bloque de reactivos químicos. Finalmente luego del segundo banco de intercambiadores, el crudo calentado desalado y deshidratado, a una presión 6,1 kgf/cm² (atm) 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 necesario según la acidez contenida en el crudo de inyect, proveniente del bloque de reactivos químicos. La alimentación a la torre se distribuye en varias entradas en los platos 7 y 9.

Por el tope de la Torre sale la fracción pie 105 °C, a una temperatura de 145 °C y a una presión de 3 kgf/cm² (atm), 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 77 °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 (19,9 g/ton de crudo), 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 inyect a la torre T-104. En este tambor de reflujo se hacen extracciones de agua sulfhídrica que es enfriada y va hacia la planta de tratamiento de residuales.

Desde el fondo de la torre sale crudo desgasolinado, una parte pasa a través de un horno para reinjectarlo 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. El exceso de fondo alimenta a la columna de destilación atmosférica luego de pasar por un horno que cuenta con tres cámaras para garantizar la temperatura adecuada del inyect.

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 a una temperatura de 110°C y a una presión de 0,7 kgf/cm². Esta fracción se enfría hasta una temperatura 70 °C y va al tambor de reflujo del tope 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 146 °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 a una temperatura de 144°C. La fracción de fondo es bombeada hacia un enfriador por aire y posteriormente pasa a un intercambiador por agua para 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 201°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 a una temperatura de 198°C. Por el fondo la fracción es bombeada hacia un enfriador por aire para finalmente llegar 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 265 °C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua sale del tope de la despojadora y entran a la Torre T-102 por el plato 25 a una temperatura de 259 °C. 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. Este corte se divide en dos ramales y va al 2^{do} banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado con una temperatura de 335 °C.

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

Del fondo de la T-102, se extrae el crudo reducido (fuel) que cede calor en el segundo banco de intercambio al inyectado 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 y luego va hacia el patio de Tanques.

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

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

Por el tope de la Torre sale la fracción pie 70 °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. Posteriormente, va 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 y agua y se dirige hacia el nudo de mezcla.

Nudo de Mezcla

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

- 1. Fracción 70-180 °C**, se forma mezclando el corte 70-120°C y corte 120-180°C. A esta fracción se le denomina **Nafta** de Inyector que va a la sección 200 o al Patio de tanque (MCP).
- 2. Fracción 120-230 °C**, se forma mezclando el corte 120-180°C y corte 180-230°C. A esta fracción se le denomina **Turbocombustible** que va al Patio de tanque (MCP). Constituyendo el inyector a la planta *Merox*.

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

4. **Fracción 180-350 °C**, se forma mezclando el corte 180-230°C, corte 230-270°C y corte 270-350°C. A esta fracción se le denomina **Diesel** que va al Patio de tanque (MCP), constituyendo el inyecta a la sección 300-1 (Planta Hidrofinadora de Diesel). (*Tivenca, 2007*)

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

El equipamiento instalado en la unidad de destilación atmosférica, así como las variables o parámetros operacionales de cada equipo que intervienen en el proceso como lo muestra el anexo 2 y la Tabla 2.1. La metalurgia de los equipos y su forma constructiva está acorde con las transformaciones físicas, químicas y químicas-físicas que en estos tienen lugar.

Tabla 2.1 Bloque de torres sección 100

Torres	Denominación		
T-101	Torre desgasolinadora.		
T-102	Torre de destilación atmosférica.		
T-103/1	Torre despojadora de la Fr.120-180°C.		
T-103/2	Torre despojadora de la Fr.180-230°C.		
T-103/3	Torre despojadora de la Fr.230-270°C.		
T-104	Torre de estabilización de nafta.		
Parámetros operacionales	T-101	T-102	T-104
Tope (T°C)	140	109-113	85-90
Fondo (T°C)	250-255	330-340	175-180
Tope (P atm)	3,0	0,75	6
Fondo (P atm)	3,2	1-1,2	

Tabla 2.2 Bloque de hornos sección 100.

Código	Destino	Temp. de entrada °C		Temp de. Salida °C	
		Radiac.	Convec.	Radiac.	Convec.
F-01-101 (T-101)	Predestilación	275	263	365	275
F-01-101 (T-102)	Destilación	275	263	365	275
F-01-101 (T-104)	Estabilización.	275	173	200	275

2.2. Caracterización de la materia prima.

En la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”, se procesa una mezcla de crudo venezolano de origen oriental, constituida por 12.35 % volumen del crudo Merey 16 y 87.65 % volumen del Mesa 30. Como consecuencia de su origen, condiciones de evolución y antigüedad, los crudos tienen diferente composición en cuanto al tipo y cantidad de familias químicas hidrocarbonadas de las que están formadas. Las características físicas varían en función de esta composición e inciden en las posibilidades de refinación o aprovechamiento para la obtención de productos derivados, principalmente combustibles, lubricantes, asfaltos y materias primas para petroquímica, así como en su valoración económica. La calidad de un crudo se especifica a través de una serie mínima de propiedades: su densidad, contenido en azufre, curva de destilación TBP, entre otras. El conocimiento de estas propiedades permite establecer diferencias entre los crudos en términos de ligero o pesado, según el valor de °API, rendimientos en destilación mediante la curva de TBP y/o el contenido en azufre que permite una primera valoración de sus dificultades de procesamiento.

2.2.1 Especificaciones del crudo a procesar en la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”.

Cada refinería está diseñada para procesar crudos con características específicas, normalmente los crudos no se utilizan puros, la optimización de la producción o la propia logística exige su mezcla previa antes de su procesamiento. De un estudio de factibilidad económica se obtuvo que la mezcla del crudo a utilizar como materia prima en la unidad de

destilación atmosférica (sección 100) está constituida por 12,35 % volumen del crudo Merey 16 y 87,65 % volumen del Mesa 30.

A continuación se representan en la tabla 2.3, 2.4 las características generales de los crudos a utilizar en la puesta en marcha de la Refinería.

Tabla 2.3. Caracterización del crudo Mesa-30.

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

Tabla 2.4. Caracterización del crudo Merey-16.

Características Generales CRUDO MEREY 16	
Región de Origen	Venezuela Oriental
Densidad °API	16,0
Viscosidad cinemática a 100°F (cSt):	461,8
Viscosidad cinemática a 122°F (cSt):	206,8
Azufre (% Peso):	2,49
Factor K_{UOP} :	11,6

Contenido de Parafina (%Peso):	2,4
Contenido de Sales (ptb):	27,0
H ₂ S Existente (ppm Peso):	< 1
Acidez (mgKOH/g):	1,244
Sodio (ppm Peso):	15,0
Vanadio (ppm Peso):	295
Níquel (ppm Peso):	70
Residuo Carbono Conradson (%Peso):	11,5

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

2.2.2. Especificación y Normas de Calidad establecidas para la materia prima de la Sección 100.

La Oficina Nacional de Normalización (NC) es el Organismo Nacional de Normalización de la República de Cuba y representa al país ante las organizaciones internacionales y regionales de normalización. La elaboración de las normas cubanas y otros documentos normativos relacionados, se realiza generalmente a través de los Comités Técnicos de Normalización. Su aprobación es competencia de la Oficina Nacional de Normalización y se basa en las evidencias del consenso. Con el objetivo de determinar la calidad de determinados productos existen normas que establecen los procedimientos que se deben desarrollar en los laboratorios. En la tabla 2.5 se puede observar los análisis de laboratorio que se le realizan al crudo, así como la especificación y la norma que rige cada análisis.

Tabla 2.5 Análisis de laboratorio típicos para el crudo o mezcla de crudo.

Análisis a realizar	Unidad de medida	Especificación	Método
Densidad 15 °C	g/cm ³	Reportar	ASTM D-1298

Gravedad °API	°API	28 mín.	ASTM D-1298
Azufre total	% m/m	2,5 % máx.	ASTM D-4294
Agua y Sedimento	% v/v	10 % máx.	ASTM D-1796
Agua por Destilación	% v/v	Reportar	ASTM D-95
Contenido de sales	mg/l	300 máx.	ASTM D-3230
Sedimento por Extracción.	% m/m	Reportar	ASTM D-473
TBP	°C	Reportar	ASTM D-2892

2.2.3 Determinación de las propiedades físico-químico de la mezcla Merey 16–Mesa 30.

Para la determinación las propiedades físico-químico de la materia prima se desarrolló en el laboratorio los ensayos siguientes:

- **Agua por destilación.**

Objetivo: Determinar el agua en la mezcla por el método de destilación.

Para el ensayo se emplea un balón para destilación de vidrio, un condensador, una trampa de vidrio graduada y un medio de calentamiento.

El balón para destilación: Se usará un balón de 1000 mL, de fondo redondo, con boca esmerilada hembra 24/40. El balón se conecta a una trampa para agua de 5 mL calibrada, graduada con graduaciones de 0,05 mL. Dicha trampa se acopla con un condensador de 400 mm. En la parte superior del condensador se acopla un tubo para secado, empacado con un agente desecante (para prevenir la entrada de humedad atmosférica).

El calentador: Cualquier medio de calentamiento eléctrico o de gas que distribuya uniformemente el calor en el fondo y la parte media inferior del balón. Una manta eléctrica de calentamiento es preferida por razones de seguridad.

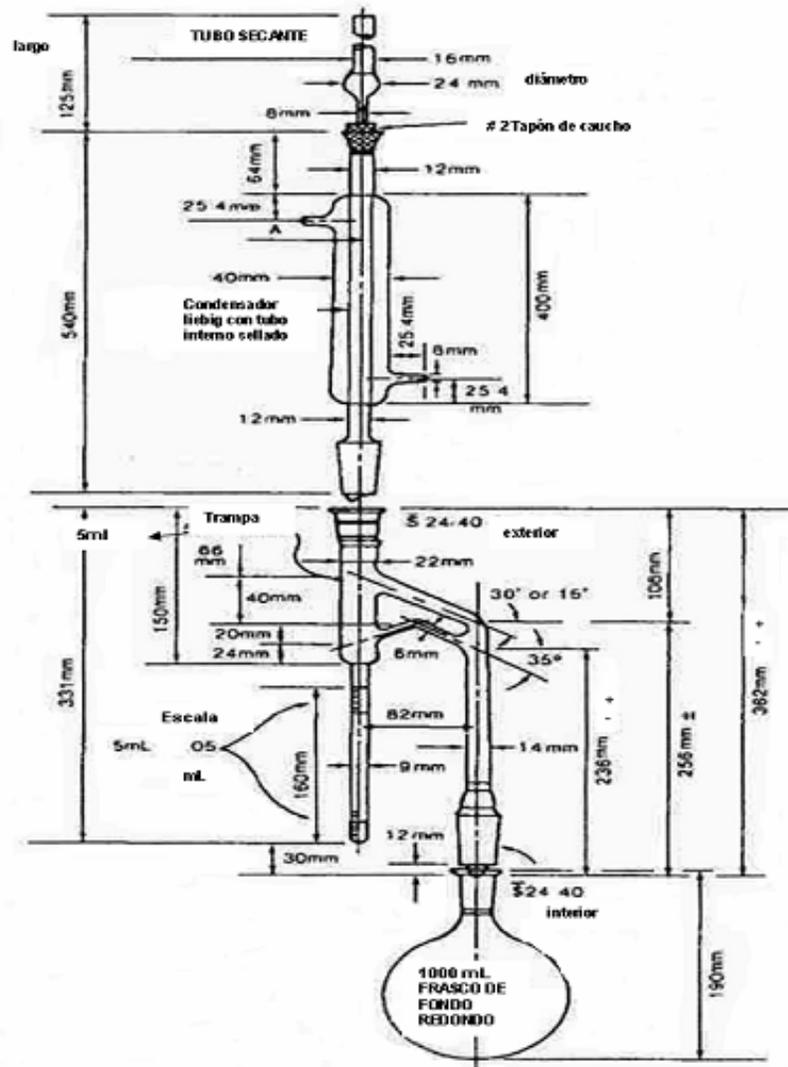


Figura 2.4 Ensamblaje típico con recipiente de destilación vidrio.

Tabla 2.6 Valores determinados en el laboratorio de agua por destilación.

No	Fecha	Agua por destilación (% v/v)
1	16/2/13	0,1
2	17/2/13	0,1
3	18/2/13	0,1
4	19/2/13	0,3
5	20/2/13	0,1
6	21/2/13	3,6

7	22/2/13	0,1
8	23/2/13	0,6
9	24/2/13	0,2
10	25/2/13	0,1
11	26/2/13	0,1
12	27/2/13	0,2
13	28/2/13	0,2
14	1/3/13	0,2
15	2/3/13	0,4
16	3/3/13	0,4
17	4/3/13	0,1
18	5/3/13	0,1
19	6/3/13	0,2
20	7/3/13	0,2
21	8/3/13	0,1
22	9/3/13	0,1
23	10/3/13	0,1
24	11/3/13	0,2
25	12/3/13	0,3
26	13/3/13	0,2
27	14/3/13	0,2
28	15/3/13	0,3
29	16/3/13	0,3
30	17/3/13	0,2

Según los datos de la tabla 2.6 con una media igual a 0,31 y una desviación típica igual a 0,30, puesto que la humedad para la materia prima debe ser menor del 5 % volumen, por lo que los resultados presentan un nivel de confianza del 90% o superior.

- **Densidad, Densidad Relativa (Gravedad Específica).**

Objetivo: Determinar densidad, densidad relativa (Gravedad Específica) o gravedad.

Para este ensayo se emplean hidrómetros de vidrio, graduados en unidades de densidad, densidad relativa y/o gravedad API según se requiera.

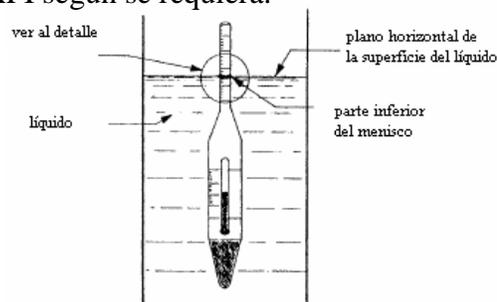


Figura 2.5 Lectura de la escala del Hidrómetro en líquidos.

Tabla 2.7 Valores determinados en el laboratorio de la gravedad específica.

No	Fecha	Gravedad (°API)
1	16/2/13	29
2	17/2/13	28,2
3	18/2/13	29
4	19/2/13	29,3
5	20/2/13	29
6	21/2/13	28,2
7	22/2/13	28,3
8	23/2/13	29,4
9	24/2/13	28,4
10	25/2/13	29,2
11	26/2/13	29
12	27/2/13	29,6
13	28/2/13	28,9
14	1/3/13	29,4
15	2/3/13	29,8
16	3/3/13	28,6
17	4/3/13	29,5
18	5/3/13	29,8
19	6/3/13	29,3
20	7/3/13	29,7
21	8/3/13	28,7
22	9/3/13	29,4
23	10/3/13	29
24	11/3/13	29,7
25	12/3/13	29,6
26	13/3/13	29,2
27	14/3/13	28,2
28	15/3/13	28,5
29	16/3/13	28,7
30	17/3/13	29

Como se puede observar en la tabla 2.7 los datos arrojan una media igual a 29,05 y una desviación típica igual a 0,55, puesto que los datos presentan un nivel de confianza del 90% o superior.

- Azufre

Objetivo: Determinar azufre de la materia prima por fluorescencia espectroscopia por energía dispersiva de rayos X.

Para este ensayo se emplea un analizador de energía dispersiva de rayos X de fluorescencia (OXFORD Lab-X-3000), el cual tiene las siguientes características:

- El tubo de rayos X con excitación de energía por encima de 8 keV.
- El recipiente para la muestra extraíble, equipado con ventanas reemplazable de película de plástico transparente de rayos X y con una profundidad de 4 mm y un diámetro de 10 mm. Detector de rayos X, con una alta sensibilidad.
- El analizador deberá tener la sensibilidad bajo condiciones de medición para medir la concentración de azufre en el nivel de 0,05 % con un error debido con una desviación estándar no mayor de 0,5 %.

Tabla 2.8 Valores de azufre determinados en el laboratorio.

No	Fecha	Azufre (% m/m)
1	16/2/13	1,12
2	17/2/13	1,08
3	18/2/13	1,08
4	19/2/13	1,06
5	20/2/13	1,02
6	21/2/13	0,62
7	22/2/13	1,14
8	23/2/13	1,05
9	24/2/13	1,10
10	25/2/13	1,17
11	26/2/13	1,06
12	27/2/13	1,13
13	28/2/13	1,05
14	1/3/13	1,24
15	2/3/13	1,13
16	3/3/13	1,08
17	4/3/13	1,06
18	5/3/13	1,15
19	6/3/13	1,04
20	7/3/13	1,05
21	8/3/13	1,06
22	9/3/13	1,02
23	10/3/13	0,82
24	11/3/13	0,99
25	12/3/13	1,03

26	13/3/13	1,12
27	14/3/13	1,08
28	15/3/13	1,02
29	16/3/13	1,04
30	17/3/13	1,11

Como se puede observar en la Tabla 2.8 los datos proceden de una distribución normal con una media igual a 1,09 y una desviación típica igual a 0,05. Puesto que existe un nivel de confianza del 90% o superior.

2.3. Análisis de variabilidad operacional del proceso mediante el Índice de Capacidad.

El Índice de Capacidad es una medida de la capacidad que tiene un proceso de cumplir con las especificaciones de calidad de un producto. Este indicador es muy aplicado actualmente para el control de la calidad total en las esferas de la producción y los servicios (*Seborg, 2004*). El mismo viene expresado en función del comportamiento medido o inferido de la variable aleatoria x , cuyo valor es representativo de la calidad del proceso en cuestión. La siguiente expresión resulta ser la más común a la hora de expresar este indicador:

$$C_p = \frac{USL - LSL}{6\sigma} \quad (2.1)$$

C_p es el índice de Capacidad, USL y LSL son los límites superior e inferior que son especificados, dentro de los cuales debe encontrarse la variable x , a fin de cumplir con las exigencias de la calidad del producto, servicio u otra actividad del proceso en cuestión. σ (σ) es la Desviación Estándar, la cual es un parámetro de la función de distribución de densidad de probabilidades de x y una medida de su variabilidad. El numerador de la expresión de C_p significa el ancho máximo de la gama de valores permitido para x y el denominador el ancho dado por la variabilidad de x . Si C_p es igual a la unidad y x está normalmente distribuida, el 99,73% de las mediciones satisfarán los límites establecidos con un 95% de confianza. Cuanto mayor sea C_p por encima de uno, la distribución estará más cerrada entorno al valor medio, si C_p es menor que uno se incumplirán las especificaciones de calidad. Se aconseja un C_p de 1,5-2 o

mayor, para alcanzar la excelencia en prácticas de calidad, un Cp de 1,33-1,5 para buenas prácticas y un Cp entre 1-1,33 para prácticas aceptables de calidad.

Otra expresión válida para Cp, en este caso denominada Cpk, es utilizada cuando el proceso no está centrado, es decir el valor medio de x (\bar{x}) es diferente de T, donde T es el valor deseado para x o meta a alcanzar (*Target value*). T es un valor que lógicamente debe encontrarse dentro de los límites máximo y mínimo especificados.

La expresión para Cpk es la siguiente:

$$Cpk = \frac{\min[\bar{x} - LSL, USL - \bar{x}]}{6\sigma} \quad (2.2)$$

De igual forma un valor inferior a uno es indicador de incumplimiento y superior a uno de satisfacción. El Cpk es más certero que Cp, toda vez que también puede utilizarse cuando solo existe un límite unilateral y/o cuando $\bar{x} \neq T$, o sea la distribución no está centrada. Este es el caso de este trabajo.

Diferentes *softwares* modernos permiten la determinación de este indicador de manera confiable y rápida. En este trabajo se utiliza *STATGRAPHICS V.I. StatGraphic* utiliza la nomenclatura de Pp o Ppk, en vez de Cp o Cpk, cuando el método utilizado para determinar Sigma (σ) es más riguroso.

Se tomaron 30 muestras (una lectura cada 24 horas, durante treinta días) de la mezcla merey 16 y mesa 30, analizando el contenido de azufre, agua por destilación y la gravedad de la misma.

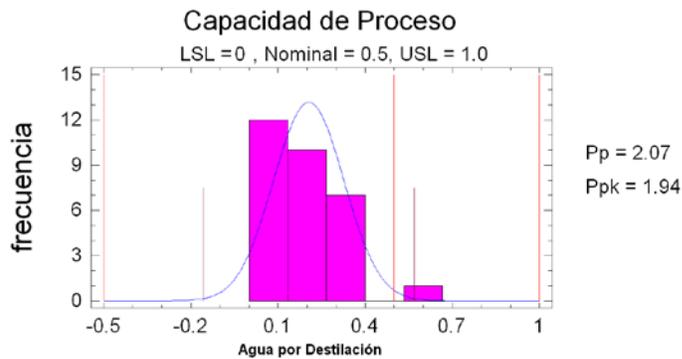


Figura 2.6 Índice de Capacidad del Agua por Destilación del crudo.

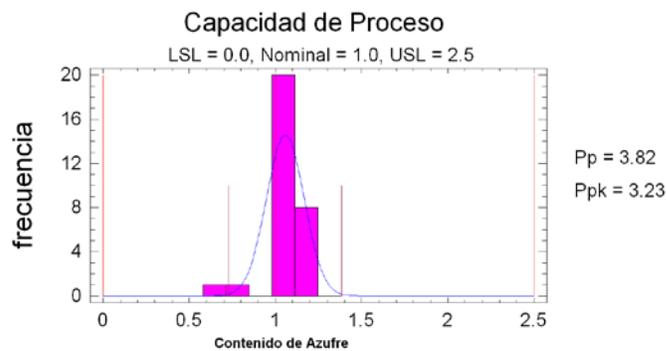


Figura 2.7 Índice de Capacidad del Contenido de Azufre en el crudo.

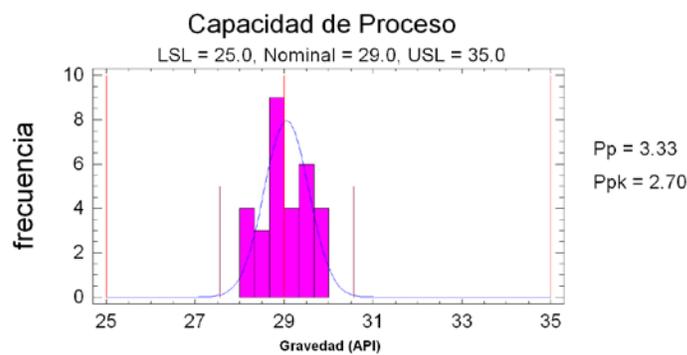


Figura 2.8 Índice de Capacidad de la gravedad del crudo.

Como se puede ver en las figuras anteriores la variabilidad observada en las variables analizadas es satisfactoria, ya que ningún punto está fuera de control tecnológico, por lo cual el índice de

capacidad en todas es mayor que dos, logrando la excelencia en prácticas de calidad de la materia prima.

- **TBP**

Objetivo: Determinar el rendimiento de la materia prima por destilación a escala de laboratorio. Para desarrollar este ensayo se utiliza una columna de fraccionamiento (MINIDIST +CV-6) de 16 platos teóricos, con una capacidad de 5 litros, operando a una relación de reflujo de 5:1 a presión atmosférica hasta unos 350-370°C, temperatura en la que en las condiciones descritas puede empezar a aparecer el craqueo térmico de las moléculas más pesadas.

Tabla 2.9 Valores determinados en el laboratorio de la TBP de la mezcla de crudos Merey 16-Mesa 30.

Corte (°C)	Rendimiento Acumulado (% Vol.)	Rendimiento Acumulado (% Peso)
Pie-25	1,21	0,79
25-70	4,73	3,44
70-120	11,57	9,15
120-180	22,22	18,51
180-230	30,30	25,96
230-270	37,69	33,05
270-310	45,40	40,59
310-350	53,07	48,23
>350	100,46	100

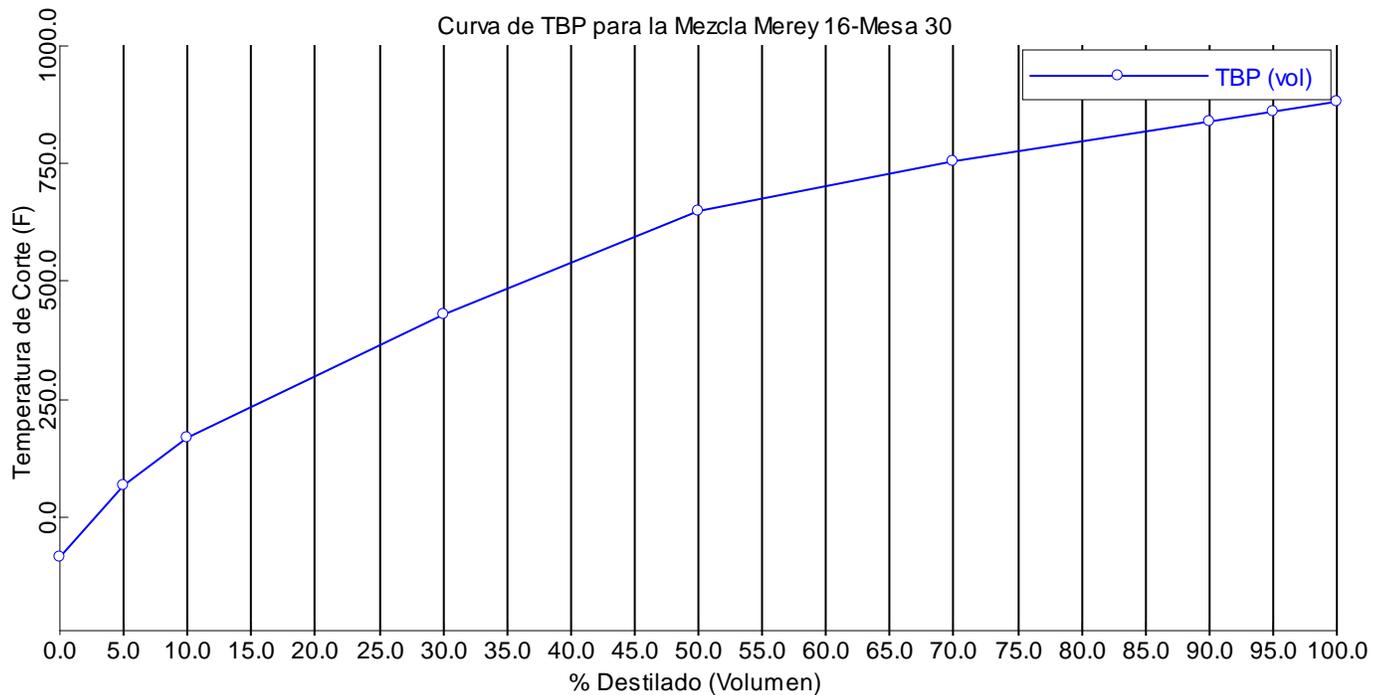


Figura 2.9 Curva de TBP para Merey 16-Mesa 30.

2.4. Descripción de los modelos matemáticos utilizados para el estudio de la Sección de destilación atmosférica.

La simulación de procesos es una herramienta muy útil para el diseño, caracterización, monitoreo y optimización de procesos industriales, entre sus ventajas está la posibilidad de formular y analizar sus procesos, cambiar las condiciones de operación, sustituir materias primas, entre otras, permitiendo la toma rápida de decisiones y ahorro económico.

Como resultado de la misma se obtiene un modelo de simulación, que representa el proceso en cuestión a partir de una red de modelos matemáticos integrados, el cual se valida con corridas de prueba.

En la actualidad existe una gran variedad de simuladores y entre los más demandados y de mayor reconocimiento por su rigurosa base de datos, por contar con bibliotecas para cálculos termodinámicos y de equipos, dándole una gran capacidad de predicción se encuentran: PRO II, ASPEN PLUS y HYSYS.

El *software Aspen Plus* proporciona modelos especiales 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 (comportamiento de las variables y los parámetros a tener en cuenta), la cuantificación de los Balances de Masa y Energía y nos da una visión un tanto acertada sobre como funciona el proceso.

Ventajas del Aspen Plus.

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

Con el objetivo de obtener un modelo de simulación que permita el análisis del comportamiento de la unidad destilación de la refinería “Camilo Cienfuegos”, se llevará a cabo en este programa la simulación del proceso.

2.4.1. Aproximaciones Fundamentales.

El modelo desarrollado parte de determinadas aproximaciones tomadas en cada etapa del proceso, de forma tal que los resultados finales pueden desviarse del comportamiento fenomenológico [$<5\%$], sin dejar de proveer una idea general y de gran utilidad en relación a los fenómenos que toman lugar, pues permite identificar las variables y parámetros claves a la hora del diseño. A continuación se detallan las consideraciones generales tomadas en cada equipo.

- **Modelo del intercambiador.**

Se puede usar *heater* para representar calentamiento, enfriamiento, válvulas, bombas (mientras que no sea necesario los datos relacionados con el trabajo) y compresor (mientras que no sea necesario los datos relacionados con el trabajo). También se puede usar para

corrientes a diferentes condiciones termodinámicas. Cuando se especifican las condiciones de salida, heater determina las condiciones térmicas y de fase de una mezcla con una o más corrientes de entrada.

Metodología a seguir:

Entrada

Entrar las condiciones de operación y los parámetros convergentes.

Curvas de calor

Especifica las curvas tabuladas de calentamiento o enfriamiento y muestra los resultados tabulados.

Resultados

Muestra los resultados del modelo *Heater*.

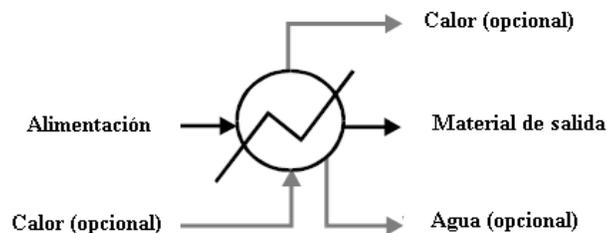


Figura 2.10 Modelo del intercambiador.

Si se tiene una sola especificación (temperatura o presión) en la hoja de especificación, Heater usa la suma de la corriente de calor a la entrada como especificación. Por otra parte, Heater usa el calor a la entrada para calcular el calor neto. El calor neto es la suma de las corrientes de calor actual (calculado) o sea calor real.

Especificaciones *Heater*

Se utilizan las especificaciones de la hoja de entrada de *Heater* para todas las especificaciones y fases válidas requeridas. Se usa *Flash Options* que se encuentra en la hoja de entrada para especificar las temperaturas, las presiones estimadas y los parámetros convergentes. La caída de presión se mantiene en un valor fijo, el flujo de salida está determinado por el balance de masa.

Heater puede simular fluidos cuando tienen sólidos presentes o cuando se requieran cálculos en química de electrolitos.

- **Modelo para intercambiadores con aire (*Aircooled*)**

Aerotran es la interface del programa B-JAC *Aerotran* para el diseño y simulación de intercambiadores de calor por enfriamiento por aire. *Aerotran* puede ser usado para la simulación del enfriamiento por aire con grandes variaciones de la configuración. También este puede ser usado como modelo de economizadores para hornos. Se introduce la información relacionada con la configuración del enfriador por aire (*air cooler*) y los parámetros geométricos a través de la interface del programa autónomo *Aerotran*, las especificaciones del enfriador por aire son guardadas como un archivo B-JAC. No se puede introducir información acerca de las características físicas (del *air-cooled*) a través de la interface del *Aspen Plus*.

Metodología a seguir:

Entrada

Especificar el nombre del archivo B-JAC, parámetros para calcular la curva de propiedades, las entradas opcionales del programa *Aerotran*, parámetros convergentes y las fases.

Resultados

Muestra las condiciones de las corrientes de entrada y salida y los resultados de los balances de entrada y salida.

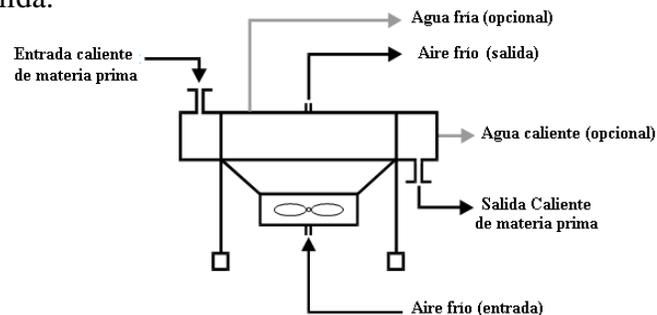


Figura 2.11 Modelo del intercambiador con aire.

Especificaciones *Air-cooled*

Al introducir el intercambiador de calor por aire (*Air-cooled*) a través de la interfaz gráfica del programa *Aerotran* existen las siguientes limitaciones:

- El archivo B-JAC debe contener las especificaciones del intercambiador de calor.

- Al fijar los parámetros de control se generan una curva de propiedades.

Propiedades físicas

Se puede utilizar diferentes métodos de propiedades físicas para el lado caliente y frío en el enfriador por aire. Si se suministra una sola propiedad física, *Aerotran* la utiliza para los cálculos de ambos lados (caliente y frío).

- **Modelos de mezcladores (*Mixer*).**

El modelo *Mixer* combina corrientes materiales, energéticas o de trabajo en una corriente única de salida, pero nunca podrá mezclar corrientes de diferentes tipos (materiales, energéticas o de trabajo) y se usa para modelar operaciones de mezclado de diferentes corrientes de alimentación. Además posibilita la obtención de una corriente opcional de agua decantada con el fin de separar el agua de la corriente de salida. Tiene la posibilidad de especificar la presión de salida y caída de presión de las corrientes entrantes.

Metodología a seguir:

Entrada

Se introducen las condiciones de operación y los parámetros de convergencia.

Resultados

Muestra los resultados obtenidos en la simulación, dando un detallado balance de masa y energía que permitirá tener pleno dominio de la operación que se realiza. También determina la temperatura y estado de agregación de la corriente de salida mediante cálculos de equilibrio adiabático en las corrientes alimentadas.

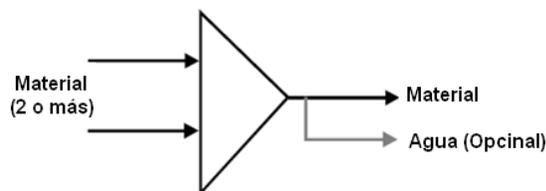


Figura 2.12 Modelo del mezclador.

- **Modelos de *Splitter* (FSplit).**

El modelo FSplit combina corrientes del mismo tipo (materiales, calóricas o de trabajo) para dividir la corriente resultante en dos o más corrientes del mismo tipo.

Metodología a seguir:

Entrada

Se deben introducir las especificaciones del divisor, las condiciones de *flasheo*, opciones de cálculos y algunas especificaciones relacionadas con las condiciones de operación del divisor.

Resultados

Se pueden cuantificar las fracciones para las corrientes de salida y los resultados detallados de los balances de masa y energía.

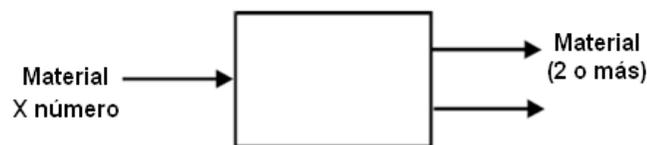


Figura 2.13 Modelo Splitter.

- **Modelos de separadores Flash (Flash2)**

Se utiliza flash2 para modelar las operaciones de *flasheo*, evaporación y otras separaciones simples. *flash 2* confecciona los cálculos de equilibrio, vapor-líquido, vapor-líquido-líquido. Cuando se especifican las condiciones de salida, *flash 2* determina las condiciones térmicas y las condiciones de las fases de una mezcla en una o más corrientes de entrada.

Metodología a seguir:

Entrada

Se introducen las especificaciones del *flasheo*, las condiciones operacionales, la convergencia de los parámetros *flash 2* y las especificaciones de entrada.

Curvas de calor

Especifica las curvas tabuladas de calentamiento o enfriamiento y muestra los resultados tabulados.

Resultados

Muestra los resultados de simulación *flash* 2 de los balances de masa, energía y la composición de las fases en equilibrio.

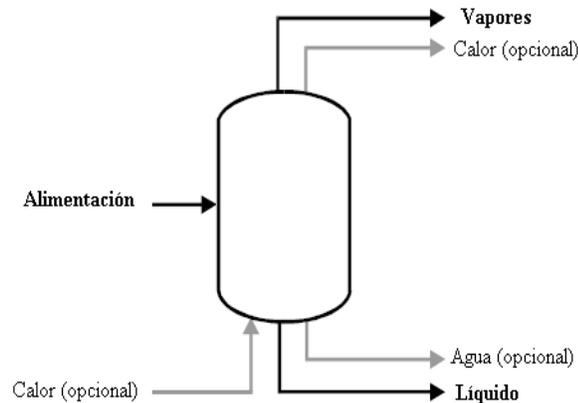


Figura 2.14 Modelo de Separadores *flash*.

- **Modelo de la columna *PetroFrac*.**

petrofrac es un modelo riguroso diseñado para la simulación de las operaciones de fraccionamiento en la industria petrolífera; incluye operaciones típicas como son las torres *preflash* y las unidades de destilación atmosférica y de vacío; entre otras, simulando con gran efectividad lo mismo columnas de platos que rellenas. En la configuración de la columna son de vital importancia la selección del tipo de condensador y rehervidor contándose con una amplia gama de los mismos en el simulador.

Metodología a seguir:

Entrada

Se debe especificar las configuraciones básicas, las condiciones de operación de la columna, especificaciones de operación de los despojadores tanto así como de los reflujos circulantes.

Curvas de calor

Especifica las curvas tabuladas de calentamiento o enfriamiento y muestra los resultados tabulados para el condensador, el rehervidor y los separadores.

Resultados

Muestra los resultados de simulación *petrofrac* de los balances de masa, energía y la composición de las fases en equilibrio para la columna completa.

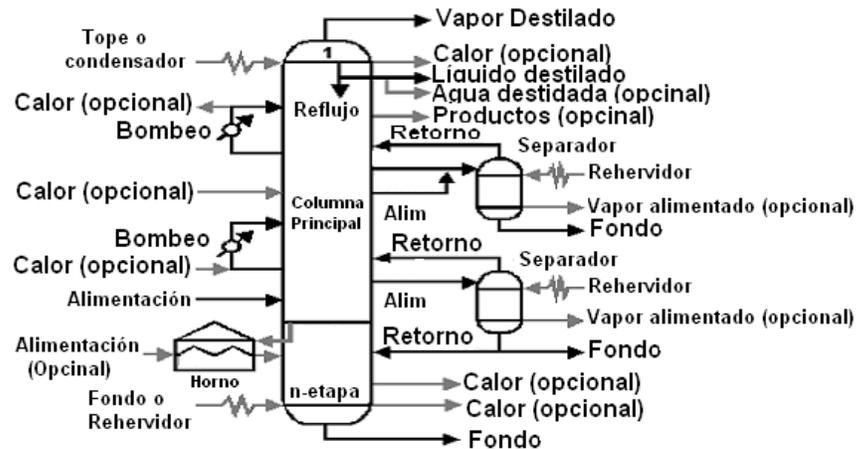


Figura 2.15 Modelo de columna PetroFrac.

Especificaciones de la columna PetroFrac.

PetroFrac puede procesar un horno en la alimentación simultáneamente con la columna y los despojadores; el cual se puede introducir como un simple intercambiador o bien como un plato de *flasheo*. El horno en la alimentación se puede simular de manera integrada o separada especificando siempre sus parámetros de operación fundamentales.

Por su parte los reflujos circulantes se asocian a la columna principal pudiendo ser totales o parciales. En el caso de los despojadores se debe adicionar calor bien sea proveniente de un rehervidor o de una corriente de vapor directo siendo necesario especificar el flujo de vapor o el calor intercambiado. Por su parte el modelo asume que una corriente de líquido va desde la columna hacia el tope de los despojadores y que el sobrecalentamiento de los mismos se dirige hacia la columna; pero se deben especificar los platos de entrada y salida de las corrientes hacia los despojadores así como la fracción del fondo de los despojadores que regresa a la torre o bien otras corrientes líquidas que provenientes de la columna se alimenten a los mismos.

2.5. Conclusiones parciales.

1. El proceso de destilación atmosférica de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” se efectúa en dos etapas fundamentales, una de desalación eléctrica y la otra de destilación atmosférica.
2. La metalurgia de los equipos de la sección 100 y su forma constructiva están acorde con las transformaciones físicas, químicas y químicas-físicas que en estos tienen lugar.
3. En la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” existen normas que establecen los procedimientos que se deben desarrollar en los laboratorios con el objetivo de determinar la calidad de determinados productos.
4. Para caracterizar la mezcla Merey 16- Mesa 30 se determinó a escala de laboratorio los valores de puntos de ebullición para los diferentes puntos de corte de dicha mezcla.
5. Se realizó un análisis de variabilidad operacional del proceso mediante el Índice de Capacidad arrojando como resultados una calidad de excelencia.
6. Se realizó una descripción de los modelos matemáticos, y las aproximaciones fundamentales utilizados para el estudio de la Sección de destilación atmosférica, teniendo en cuenta las ventajas del Aspen Plus.

CAPÍTULO III: SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

3.1. Simulación del proceso de destilación atmosférica de la Refinería “Camilo Cienfuegos”.

En este capítulo se llevará a cabo la simulación en el *software Aspen Plus* como se ha explicado en capítulos anteriores. Se trabajará con los datos de assay empleados en el capítulo anterior debido a que no existen cambios de materia prima, puesto que el análisis a realizar es el cambio de capacidad de 65 000 barriles por día a 80 000 barriles por día de la unidad de destilación atmosférica. Se conoce por estudios anteriormente realizados en dicha planta que la torre desgasolinadora al aumentar flujo no presenta problemas, pero la torre destiladora presenta algunas irregularidades, las bombas instaladas soportan el aumento de la carga hidrostática, por lo que se espera alcanzar los resultados esperados. En el anexo 6 se puede observar el diagrama obtenido en la simulación.

3.1.1. Diagrama de simulación del proceso de destilación atmosférica de la Refinería “Camilo Cienfuegos”.

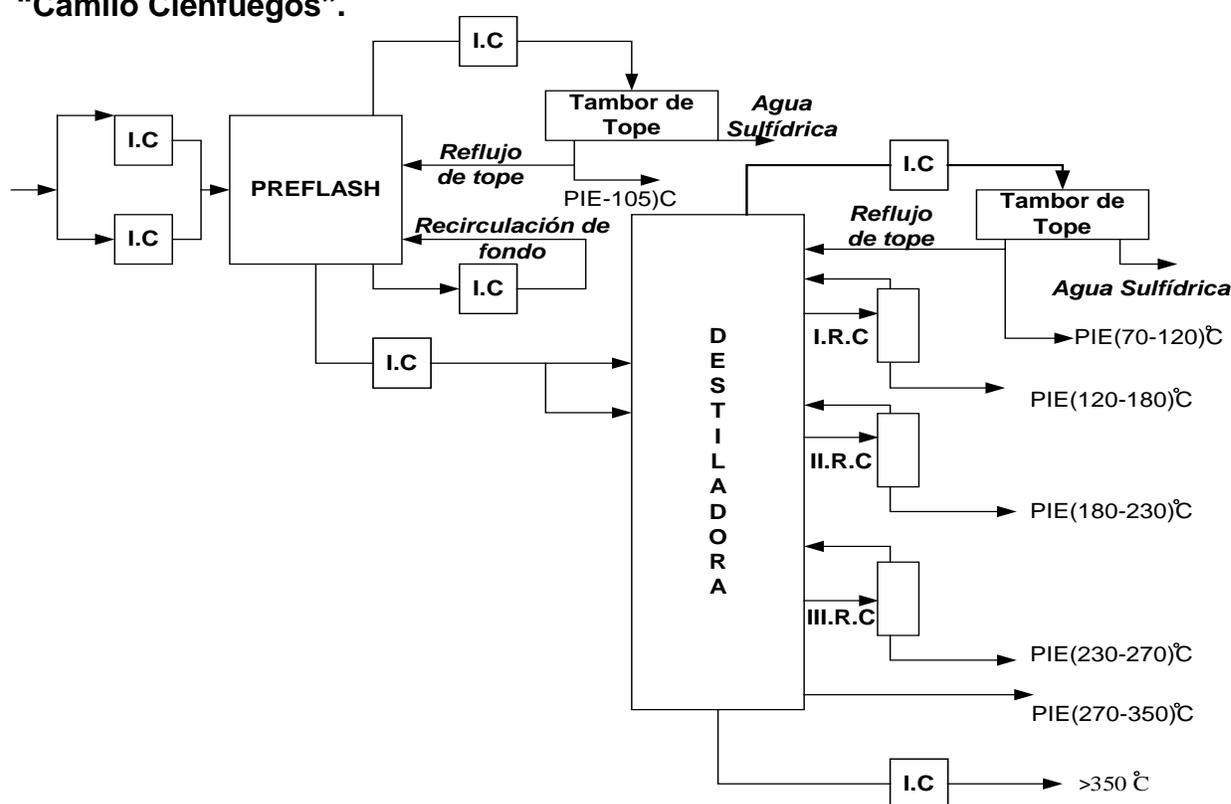


Figura 3.1 Diagrama de simulación de la sección 100.

3.2. Comparación entre los resultados obtenidos en la simulación y los datos reales de la fábrica.

Para la validación del modelo empleado se establece una comparación entre los datos obtenidos a través de la simulación utilizando el Aspen Plus y las corridas de pruebas realizadas en fábrica arrojando los siguientes resultados para las torres de fraccionamiento.

Tabla 3.1. Comparación de los parámetros simulados con los de operación real en la fábrica.

Torre desgasolinadora (T-101)				
Parámetros	Proceso simulado	Proceso real	Unidades	% Error
T .tope	138	145	°C	4,8
T.fondo	255	256	°C	0,39
T.plato 7	225,86	226	°C	0.06
T. plato 9	222,19	223	°C	0,36
P.del tope.	3,1	3,1	atm	0
Flujo del fondo	402	399	m ³ /h	-0,75
Reciclo del fondo	134	134	m ³ /h	0
T. de alimentación	226,8	227	°C	0,088

Tabla 3.1. Continuación.

Torre destilación atmosférica (T-102)				
Parámetros	Proceso simulado	Proceso real	Unidades	% Error
T .tope	102	109,8	°C	7,1
T.fondo	333	333,8	°C	0,24
T.plato 46	154,70	154,2	°C	0,32
T. plato 36	214,68	212,8	°C	0,88
T.plato 24	261,75	263	°C	0,47
Tplato12	331,34	330	°C	0,4

T. plato 6	337,54	339	°C	0,43
P. del tope	0,75	0,75	atm	0
T de alimentación	337	337	°C	0
P.de alimentación	1,753	1,75	atm	0,17

$$\%Error = \frac{(Parámetro Real - Parámetro Simulado)}{Parámetro Real} \times 100 \quad 3.1$$

En la tabla 3.1 se establece una comparación entre los resultados obtenidos en la simulación y los datos operacionales del proceso, además se calcula el error para cada parámetro teniendo en cuenta que el error calculado debe ser menor del 10 %, para que el modelo se ajuste, según: (**Himmelblau 2000**). Los resultados arrojan que el proceso se ajusta al modelo, ya que los márgenes de error permanecen por debajo del 10 % como establece la literatura.

3.3. Aplicación del modelo.

Una vez validado el modelo se puede proceder a las aplicaciones del mismo con el objetivo de realizar un análisis de resultados. Como se conoce el análisis de TBP es muy costoso por lo que solo se realiza en la industria una vez al mes para determinar los rendimientos de la materia prima, por lo cual no se le puede realizar a los cortes en las columnas de fraccionamiento (T-101 y T-102), estos datos se pueden obtener a través de la simulación partiendo de la TBP obtenidos en el laboratorio (Figuras 3.2, 3.3, 3.4 y 3.5).

3.3.1. Curvas ASTM de los cortes realizados en el procesamiento de la mezcla Mery 16-Mesa 30 para las columnas desgasolinadora y atmosférica.

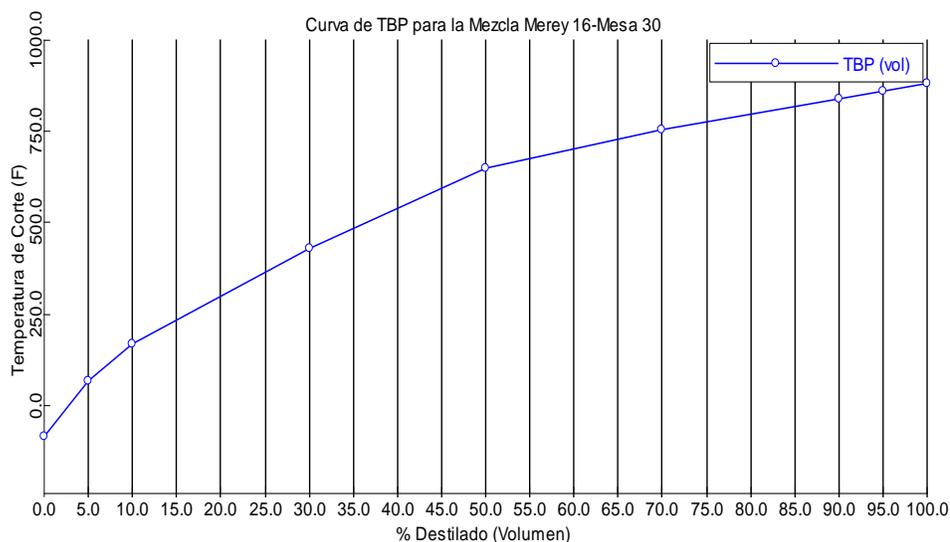


Figura 3.2 Curva TBP para la mezcla de crudos Mery 16-Mesa 30.

Curva ASTM para la alimentación y los cortes que se obtienen en la destilación flash (torre desgasolinadora T-101) a partir del procesamiento de la mezcla de crudos Mery 16-Mesa 30.

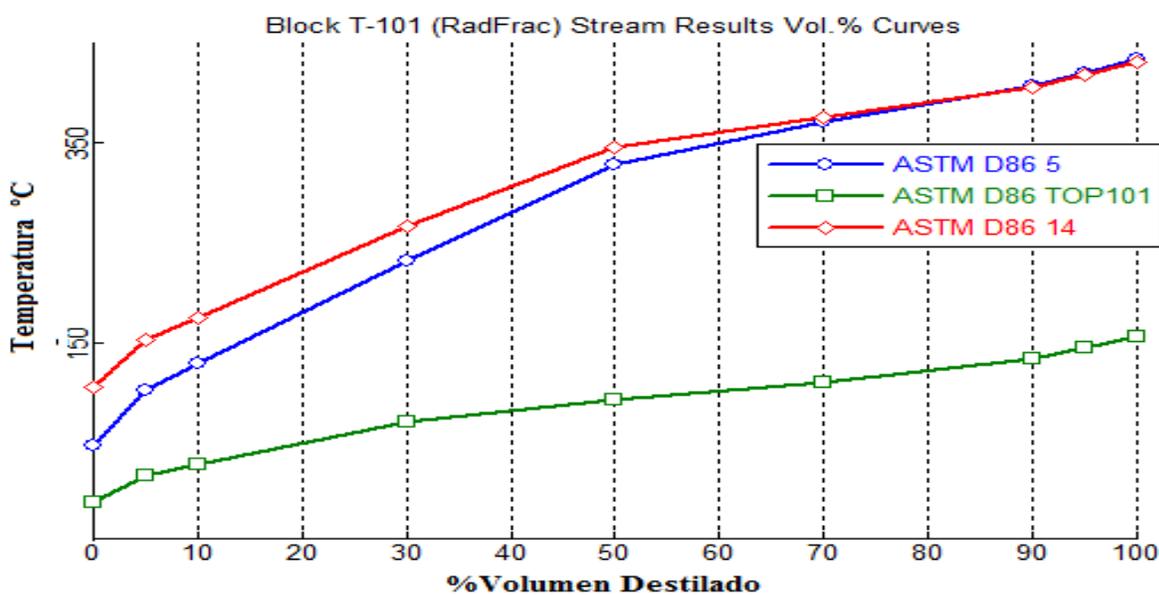


Figura 3.3 Curvas ASTM de los cortes de columna T-101.

Curvas ASTM para la alimentación y los cortes que se obtienen en la columna destilación atmosférica (T-102) Crudo Merrey 16-Mesa 30.

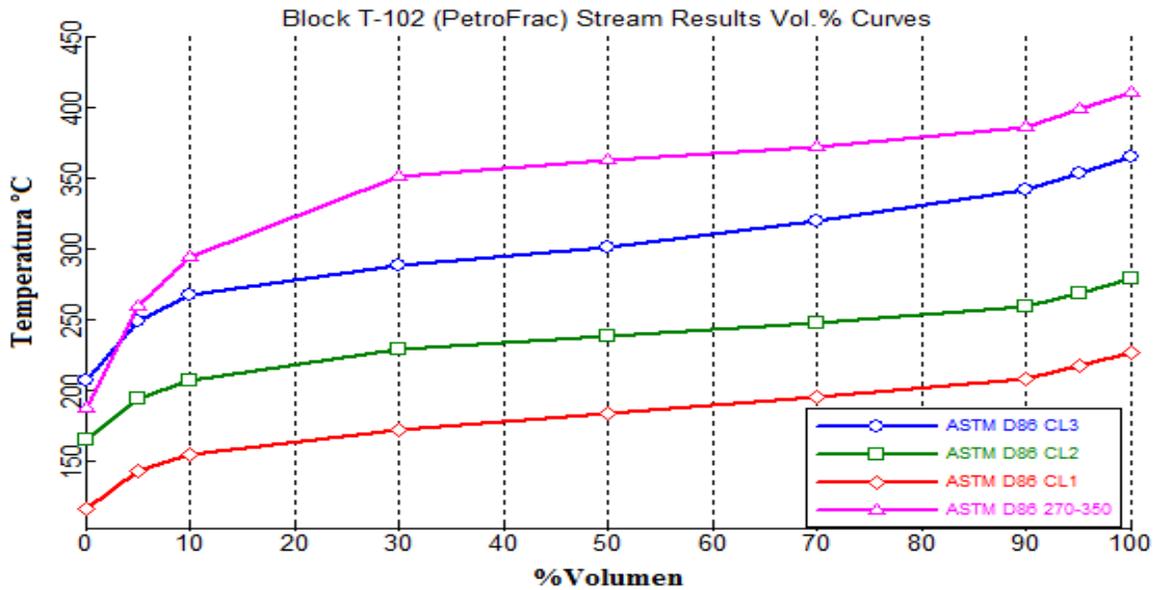


Figura 3.4 Curvas ASTM de los cortes de columna T-102.

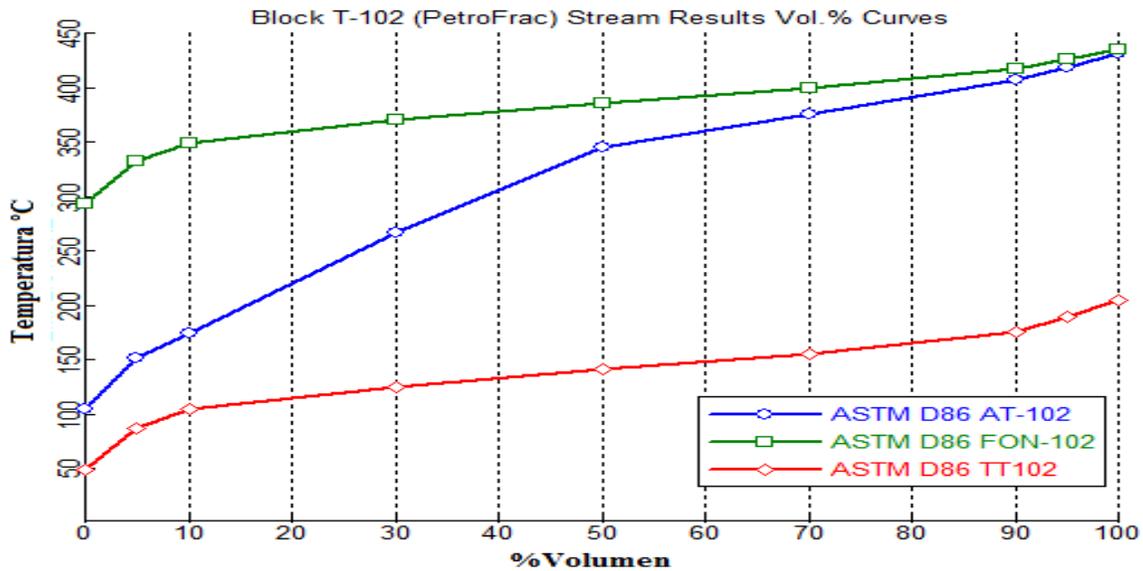


Figura 3.5 Curvas ASTM de la Alimentación, Tope y fondo.

3.3.2. Calidad de separación.

Para evaluar la calidad de separación en cada uno de los cortes se toman como base de análisis las curvas ASTM D-86 utilizando la siguiente expresión para arribar a los resultados siguientes:

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

3.2

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

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

Tabla 3.2. Resultados del análisis de las curvas ASTM D-86

Análisis ASTM D-86 para Merrey-Mesa			
Torre desgasolinadora.			
Cortes	Simulado T (5% pesado)	Simulado T(95% ligero)	ΔT (°C)
Fondo-Topo	152,25	144	8,25
Torre destilación atmosférica.			
Cortes	Simulado T (5% pesado)	Simulado T(95% ligero)	Simulado ΔT (°C)
120-180 y 180- 230	194,44	217,89	23,45
180-230 y 230- 270	248,64	269	20,36
230-270 y 270- 350	259,51	353,41	93,9

Como se puede observar en la tabla 3.2, en las columnas de fraccionamiento se analizó dos cortes consecutivos, para los cuales se esperaba obtener una brecha de temperatura para garantizar la

separación, como se puede apreciar no se alcanzaron los resultados esperados, a pesar de tener una brecha de temperatura (8.25 °C) en la torre desgasolinadora (T-101) que garantiza una buena separación en la columna, en la torre de destilación atmosférica ocurre lo contrario ya que existe una superposición de temperatura en los cortes laterales de la misma.

3.3.3. Resultados de la simulación.

Tabla 3.3. Resultados de la simulación en los equipos de la sección 100.

Intercambiadores				
Parámetros	1E-105 A	2E-105 A	E-110	E-109
T salida (°C)	243	224	54	39
P salida (atm)	4,1	4,1	1,7	3,1
Calor neto (MW)	26,98	24	-0,82	-0,089
Enfriadores				
Parámetros	A-101		A-102	
T salida (°C)	63		71	
P salida (atm)	3,01		1,7	
Calor neto (MW)	-9,7		- 1,35	
Tambores				
Parámetros	D-103		D-104	
T salida (°C)	71		69,3	
P salida (atm)	3,1		1.7	
Calor neto (MW)	0,48		-0,09	
Hornos				
Parámetros	F-101		F-102	
T salida (°C)	356		337	
P salida (atm)	3,25		1,753	
Calor neto (MW)	8,87		30	
Torres				
Parámetros	T-101		T-102	

T (°C)	141	102
Destilado (m ³ /h)	94,74	88,4
Reflujo de tope (m ³ /h)	57,6	4,69

3.4. Análisis de los resultados del cambio de capacidad en la unidad de destilación atmosférica (Sección 100).

Tabla 3.4 Capacidad del banco intercambio.

Equipo	Diseño (calor MW)	Simulado (calor MW)	Diferencia (calor MW)
1E-105	28.83	27.3	1.53
2E-105	28.83	24	4.83

De acuerdo a los resultados arrojados en la tabla 3.4 se deduce que no se requiere modificación en los intercambiadores de calor, pues estos son capaces de calentar los productos hasta la temperatura de operación, aún aumentando el flujo en un 23 %.

Tabla 3.5 Capacidad de las bombas.

Equipo	Diseño (flujo m ³ /h)	Simulado (flujo m ³ /h)	Diferencia (flujo m ³ /h)
P-107	40	37	3
P-108	152	51	111
P-109	35	74	-39
P-110	70	32	38
P-111	120	100	20
P-112	115	76	39
P-113	71	55	16

P-114	251	354	-103
-------	-----	-----	------

En la tabla 3.5 se puede observar que la bomba P-109 y P-114 requieren bombear mayor flujo que lo establecido por el diseño, trabajando fuera del punto de operación, lo que provocaría una disminución en la presión de descarga de las mismas. En este caso es necesario cambiarlas por otra de mayor capacidad, pues el flujo requerido es mucho mayor al de diseño o de lo contrario se podría accionar la bomba de reserva, solución que impactaría en el consumo energético de la unidad y en fiabilidad operacional de la misma.

Tabla 3.6 Temperatura de salida de los enfriadores.

Enfriador	Requerida (°C)	Simulado (°C)	Diferencia (°C)
A-101	60	63	3
A-102	71	71	0

El caso de los enfriadores no se requiere modificación alguna pues como se observa en la tabla 3.6 existen reservas de capacidad, aunque se debe mantener en supervisión el A-102 que se encuentra en los límites.

Tabla 3.7 Capacidad de los hornos.

Hornos	Diseño (Calor MW)	Simulado (Calor MW)	Diferencia (MW)
F-101	6,19	8,96	-2,77
F-102	26,75	35,76	-9,01

A partir de los resultados arrojados en la tabla 3.7 se arriba a la siguiente conclusión, que al realizar el cambio de capacidad los hornos no asumen la carga calórica que requieren los productos que se

manejan en el proceso, por lo que se debería evaluar la posibilidad de el aumento en una cámara de calentamiento en dichos hornos.

Tabla 3.8 Comportamiento de los parámetros operacionales al aumentar la capacidad a 80000 barriles/día según la simulación.

Torre desgasolinadora (T-101)			
Parámetros	Proceso simulado (80 000 barriles/día)	Proceso simulado (65 000 barriles/día)	Unidades
T .tope	149	138	°C
T.fondo	256	255	°C
T.plato 7	227,7	225,86	°C
T. plato 9	234,7	222,19	°C
P.del tope.	3	3,1	atm
Flujo del fondo	589	402	m ³ /h
Reciclo del fondo	312,4	134	m ³ /h
T. de alimentación	226,8	226,8	°C
Torre destilación atmosférica (T-102)			
Parámetros	Proceso simulado	Proceso simulado aumentando el 23 %	Unidades
T .tope	101,3	102	°C
T.fondo	325	333	°C
T.plato 46	168,8	154,70	°C
T. plato 36	211,66	214,68	°C
T.plato 24	262,85	261,75	°C
Tplato12	320,92	331,34	°C
T. plato 6	334	337,54	°C
P. del tope	0,75	0,75	atm
T de alimentación	337	337	°C

P.de alimentación	1,753	1,753	atm
-------------------	-------	-------	-----

En la tabla 3.8 se muestran los resultados obtenidos a través de la simulación al aumentar la capacidad en un 23 %, como se puede observar el comportamiento no se aleja del modelo cuando la planta trabaja a operación normal.

3.5. Conclusiones parciales.

1. Los resultados arrojados por la simulación son menores del 10 %, por lo que se ajustan al comportamiento real de la fábrica, permitiendo su aplicación para evaluar el cambio de capacidad en dicha instalación.
2. Al aumentar la capacidad a 80 000 barriles /día mediante la simulación se detectó que existen cuellos de botella en el 1E-105, en los F-101 y en T- 102, en las P-109 y 114.

Conclusiones.

1. Se realizó un análisis bibliográfico sobre la tecnología de destilación de crudo, permitiendo profundizar acerca del proceso.
2. Se caracterizó la mezcla Merrey 16-Mesa 30 de petróleo crudo empleada en la refinería Camilo Cienfuegos, a partir de los rendimientos obtenidos mediante la curva de destilación TBP.
3. Se desarrolló el modelo fenomenológico de la sección de destilación atmosférica, en el cual se ajustan los datos simulados a los reales, existiendo gran similitud entre estos y el error calculado en todos los casos queda por debajo del 10 %.
4. Al aumentar la capacidad a 80 000 barriles /día mediante la simulación se detectó que los intercambiadores 1E-105, los hornos F-101 y F-101-T-102, no tienen la capacidad suficiente para calentar los productos a la temperatura de operación, y, las bombas P-109 y 114, no son capaces de evacuar los caudales generados en el corte 230-270°C y fondo de la T-102, respectivamente, donde se hace evidente el cambio de estos equipos por otros de mayor capacidad.

Recomendaciones.

1. Continuar el estudio del análisis de aumento de capacidad en la unidad de destilación atmosférica en la refinería de Cienfuegos mediante la simulación.
2. Implementar el cambio de tecnología en los hornos Intercambiadores y en los hornos, así como en las bombas P-109 y P-114, con el objetivo de mitigar las anomalías detectadas en la simulación.
3. Instalar variadores de frecuencia en los motores eléctricos de los enfriadores de tope de las torres con el objetivo de minimizar el consumo energético.

Bibliografía.

1. ARTEAGA, L. E. 2006. Simulación y Análisis de un sistema para la producción de H₂ y electricidad empleando Bioetanol. Universidad Central de Las Villas.
2. BERGER, B. D., ANDERSON, KENNETH E. 1978. *Modern Petroleum, A Basic Primer of the Industry.*
3. BOGOMÓLOV, A. I. 1984. Química y Tecnología del Petróleo y el Gas.
4. CERUTTI, A. A. 2011. La Refinación del Petróleo, Instituto Argentino del Petróleo y del gas.
5. CORNELISSEN, A. E., R.H.WEILAND, M.S.SIVASUBRAMANIAN & J.C.DINGMAN 1980. *Trans. Inst. Chem. Eng. The 53rd Annual Laurence Reid Gas Condition Conference, Norman.*
6. CHANG, S. H. R., P. R. 2006. *Practical Advances in Petroleum Processing, Springer.*
7. CHUNG, A. C. 2004. *Simulation and modeling Handbook. A practical Approach.*
8. FONG, I. A. 2005. El Petróleo y su proceso de Refinación.
9. GARY, J. H. Y. H., G. E. 2007. *Petroleum Refining, Technology and Economics.*
10. GULF PUBLISHING COMPANY, H., TEXAS 1994. *Chemistry of petrochemical Processes. 2nd ed.*
11. H. VERNON SMITH, M. C. K. E. A. *Petroleum Engineering Handbook.*
12. HEINEMANN, H. 2006. *The chemistry and technology of petroleum, California.*
13. HERBERT, V. C. 2005. *Process Development: from the initial idea to the chemical production plant.*
14. I.P MUJLIONOV, A. Y. A., I.E FURMER, E.S TUMARKINA 1979. Fundamentos Teóricos de la Tecnología Química.
15. J.MCKETTA, J. 1992. *Petroleum Processing Handbook, CRC Press.*
16. JOBACK, K. G. S. D. 1984. *Massachusetts Institute of Technology.*
17. KASATKIN, A. G. 1987. Operaciones Básicas y Aparatos en la Tecnología Química . Moscú.
18. LEWIS, W. K. W., W. G. 1924. *Ind. Eng. Chem.*
19. LÓPEZ, L. 1999. Simulación y diseño de la unidad de destilación atmosférica para un sistema fraccionador de crudo, UNEXPO.
20. LURIE, M. V. 2008. *Modeling of oil product and gas pipeline transportation*

21. M.A.FAHIM, T. A. A.-S., A.S. ELKILANI 2010. *Fundamentals of Petroleum Refining*, Elsevier.
22. MAPLES, R. E. 2000. *Petroleum Refinery Process Economics*.
23. MC CAIN, W. D., JR. 1990. *The Properties of Petroleum Fluids*.
24. MC KETTA, J. J. 1992. *Petroleum processing Handbook*.
25. MEXICANOS, P. 2012. Petróleos Mexicanos. Glosario de términos usados en la Industria Petrolera. Petróleos Mexicanos. Diccionario de Términos de Refinación
26. MEYERS, R. A. 2003. *Handbook of Petroleum Refining Processes*.
27. MONTEMAYOR, R. G. 2008. *Distillation and Vapor Pressure Measurement in Petroleum Products*.
28. MUÑECAS, V. M. Á. 2005. Caracterización y tratamiento del crudo de petróleo.
29. O.CORTAZAR, C. T., D. CARRO 2000. Fundamentos de Destilación.
30. PADRÓN, R. V. 1961. Tecnología Moderna del Petróleo en Cuba.
31. PARKASH, S. 2003. *Refining Processes Handbook*. AMSTERDAM, BOSTON, HEIDELBERG, LONDON, NEWYORK, OXFORD, PARIS, SAN DIEGO, SAN FRANCISCO, SINGAPORE, SYDNEY, TOKYO: Elsevier.
32. PERRY, R. H. G., D. W. 1999. *Chemical Engineers Handbook*.
33. PETER`S, M. S., TIMMERHAUS, K. D Y WEST, R.E 2003. *Plant Desing and Economics For Chemical Engineers*.
34. PETRÓLEO, I. D. 2004. Método de Ensayo para la Determinación de Agua y Sedimento en Combustibles por el Método de Centrifugación Procedimiento de Laboratorio ASTM D 1796.
35. PÉTROLEO, I. D. 2005 a. Método de Ensayo Estándar para Determinar Contenido de Agua en Productos del Petróleo Materiales Bituminosos por el Método de Destilación ASTM D 95.
36. PÉTROLEO, I. D. 2005b. Método de Ensayo Estándar para Determinar Densidad, Densidad Relativa (Gravedad Específica) o Gravedad API en el Petróleo Crudo y Productos Derivados del Petróleo por el Método del Hidrómetro ASTM D 1298.
37. PUJADO, D. S. J. S. J. A. P. R. 2006. *Handbook of Petroleum Processing, USA*.
38. RASEEV, S. 2003. *Thermal and Catalytic Processes in Petroleum Refining*.
39. REYES, L. J. A. 1998. Diseño de Columnas de Rectificación y Extracción Multicomponente. Cálculo del Reflujo Mínimo, Alicante.

40. RIAZI, M. R. 2005. *Characterization and Properties of Petroleum Fractions, Philadelphia.*
41. ROSENFELD, N. P. C. A. P. 2009. *Best Practices in the Petroleum Industry.*
42. S.KRAUS, R. Proceso del refinado del petróleo, petróleo y gas natural.
43. SCENNA, N. J. Y. C. 1999. Modelado, Simulación y Optimización de procesos Químicos.
44. SEBORG, D. E. E., T.F 2004. *Process Dynamics and Control.*
45. SENER 2002-2011. Prospectiva de petrolíferos.
46. SENER 2007-2016. Prospectiva de petrolíferos.
47. SHERWOOD, T. K., PIGFORD., R. L. & C. R. WILKE 1993. *Mass Transfer, Nueva York.*
48. SHREVE, R. N. B. J., J. A. 1980. Industrias de Procesos Químicos, Rio de Janeiro: Guanabara Dois.
49. SHREVE, R. N. B. J., J. A. (1980), SILLA, H. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics, New Jersey, USA, Marcel Dekker.*
50. SINNOT, R. 2009. *Chemical Engineering Design. Principles and Practice and Economics of Plant and Process Design.*
51. SPEIGHT, J. G. 2000. *The Desulfurization of Heavy Oils and Residue.*
52. SPEIGHT, J. G. 2005. *Environmental Analysis and Technology for the Refining Industry, Canada,*
53. SPEIGHT, J. G. 2011. *Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering*
54. Statgraphics.Plus Version 5.0. 1994-2000. Madrid.11.1, A. P. 2001.
55. SWAIN, C. 1970. *Hydrocarbon Process.*
56. TECHNOLOGY, A. 2001. *Aspen Plus 11.1 Unit Operation Models.*
57. TIVENCA 2007. MANUAL DE OPERACIONES. SECCIÓN 100. DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.
58. TRAMBOUZE, P. 1999. *Petroleum Refining. Materials and Equipment, Francia.*
59. TREYBAL, R. E. 1981. Operaciones de Transferencia de Masa.
60. TRIANA H.S., M. A. E., BUSTAMANTE M. E. 2003. Procedimiento para la simulación de procesos.
61. ULRICH, G. D. 1986. Procesos de Ingeniería Química.
62. VICENTE, Y. V. 2008. Aplicación del Aspen Plus en el análisis de la integración energética en la papelera Damují, Santa Clara, UCLV.

Bibliografía.

63. 2011. Introducción a la Refinación del Petróleo y Producción de Gasolina y Diésel con Contenido Ultra bajo de Azufre.

ANEXOS

Anexo 1: Diagrama de flujo del proceso de destilación atmosférica.

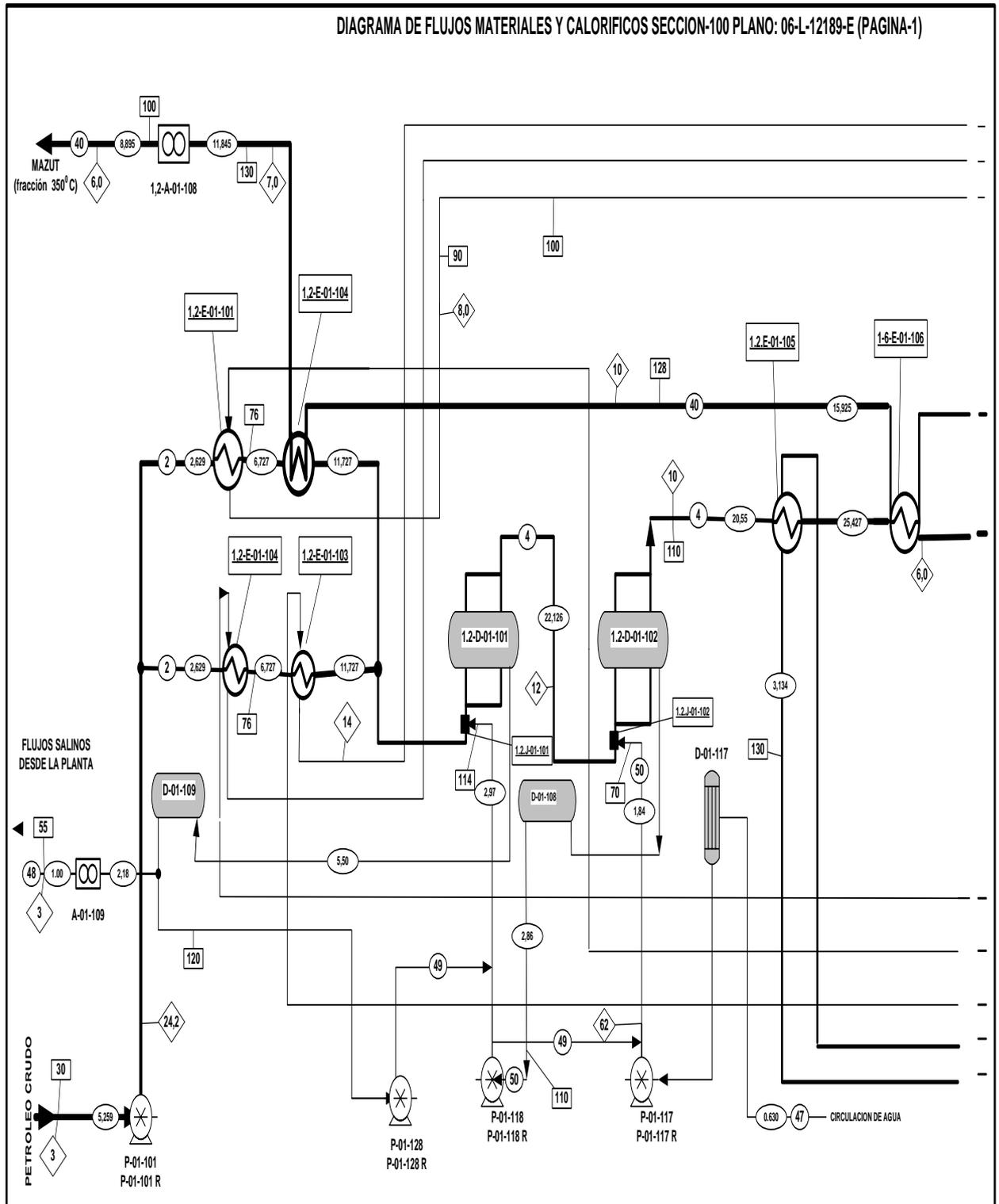


DIAGRAMA DE FLUJOS MATERIALES Y CALORIFICOS SECCION-100 PLANO: 06-L-12189-E (PAGINA-3)

SIMBOLOGIA

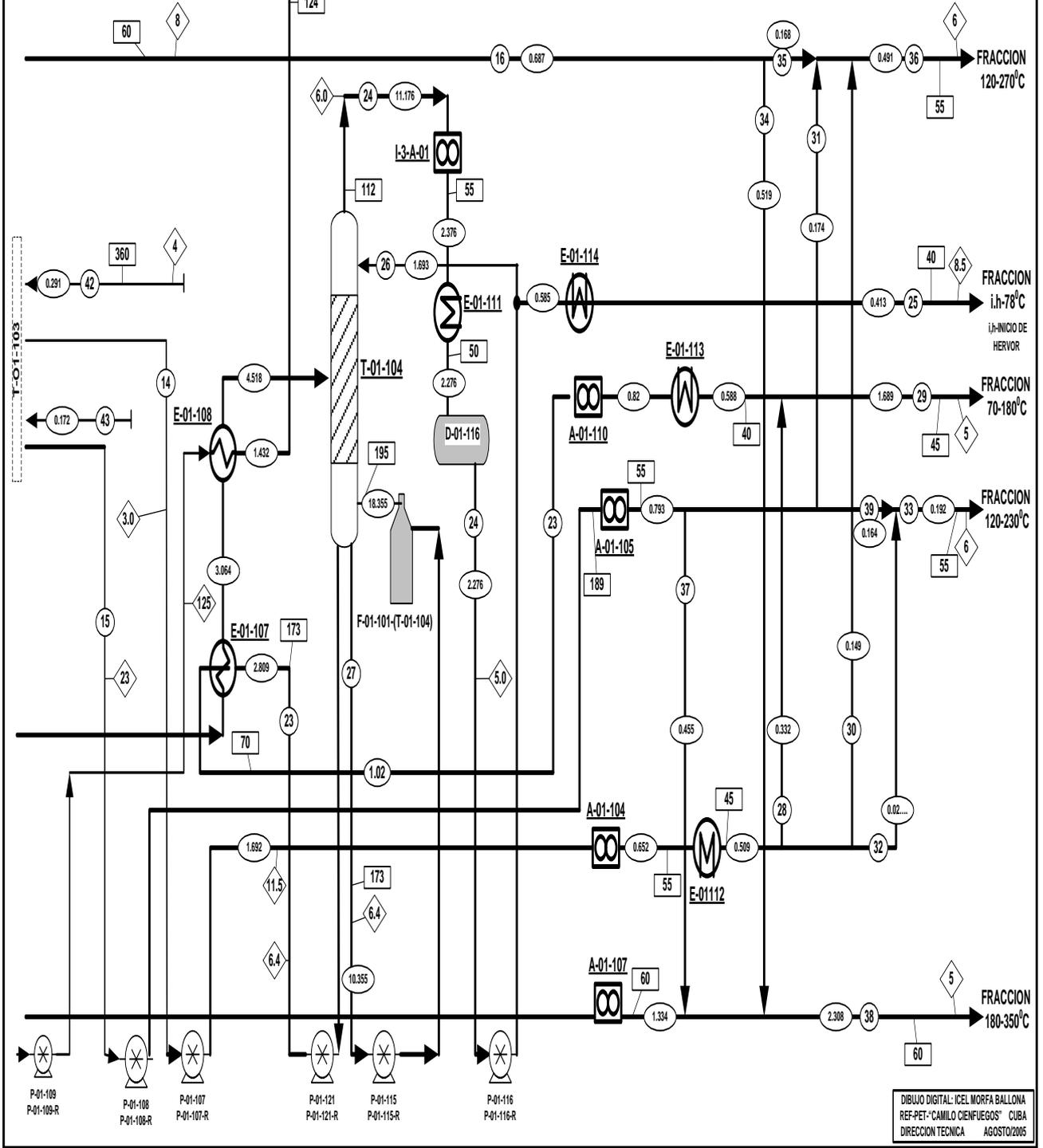
NUMEROS DE PRODUCTOS

TEMPERATURA °C

FLUJOS CALORIFICOS Gcal/hr.

PRESION kgf/cm²

Flujos materiales y caloríficos corresponden a 1 % contenido de gas en petróleo teniendo en cuenta pérdidas



Anexo 2: Datos técnicos del Equipamiento Instalado.

Bloque de intercambiadores de calor sección 100.

I.C.	Temp. de entrada		Temp. de salida		Presión (Kgf/cm2)	
	Tubos:	Carcaza:	Tubos:	Carcaza:	Tubos	Carcaza
1 E-101	30	166	76	70	19	9,6
2 E-101	30	166	76	70	19	9,6
1 E-102	30	211	76	80	19	7,8
2 E-102	30	211	76	80	19	7,8
1 E-103	76	252	124	115	17	7,8
2 E-103	76	252	124	115	17	7,8
1 E-104	178	76	130	130	10	17
2 E-104	178	76	130	130	10	17
1 E-105	110	296	138	130	10	14
2 E-105	110	296	138	130	10	14
1 E-106	350	138	178	225	15	9
2 E-106	350	138	178	225	15	9
3 E-106	350	138	178	225	15	9
4 E-106	350	138	178	225	15	9
5 E-106	350	138	178	225	15	9
6 E-106	350	138	178	225	15	9
E-107	50	173	110	70	15	9
E-108	124	110	232	140	10	11
E-109	32	55	42	50	3	4,2
E-110	32	55	42	50	3	0,7
E-111	32	55	42	50	3	5,2
E-112	32	55	42	45	3	8
E-113	32	55	42	40	3	8
E-114	32	55	42	40	3	8
E-116	32	55	42	40	3	11
E-117	200	40	200	40	3,5	4
E-118	100	200	130	197	10	11
E-120	32	63	42	40	10	18
E-121	60	238	80	80	5,7	9
E-122	80	230	182	187	5,7	13
E-123	350	230	336	238	24	3,7
1 E-124	32	132	40	40	10	3,5
2 E-124	33	132	40	40	10	3,5
1 E-125	32	112	39	41	3	3
2 E-125	32	112	39	41	3	3
3 E-125	32	112	39	41	3	3

Bloque de bombas sección 100.

Código	Denominación	TEMP. (°C)	P suc (atm)	P desc (atm)	Q (m³/h)
P-01-101	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-01-103	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-01-105	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-01-107	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-01-109	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-01-111	Salida del I reflujo circulante	150	1	15	120
P-01-112	Salida del II reflujo circulante	210	1	15	115
P-01-113	Salida del III reflujo circulante	265	1	15	71
P-01-114	Salida de Fuel-oil a Tk.	350	1	25	251
P-01-115	Reflujo caliente de la T-104.	200	6	25	185
P-01-116	Reflujo al tope de la T-104.	40	6	25	137
P-01-117	Inyector de agua fresca a la desaladora.	40	0,5	25	15
P-01-118	Inyector de solución salina a la desaladora.	40	12	25	26,3
P-01-119	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-01-121	Salida de la Fr.70-120°C al nudo de mezcla.	200	6	15	50
P-01-122	Inyector de agua amoniacal a la T-101.	40	hid	Pistón	0,042
P-01-123	Inyector de agua amoniacal a la T-102.	40	hid	Pistón	0,042
P-01-124	Inyector de álcalis al crudo.	40	hid	Pistón	0,75
P-01-125	Inyector de desemulsionante a desaladora.	40	hid	Pistón	0,38
P-01-126	Inyector de Inhibidor de corrosión 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-01-129	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 Corromin.	40	hid	hid	1,31
P-01-135	Bomba para preparación de reactivos.	40	0,5	10	1,31

Bloque de tambores sección 100.

Tambores	Temp. (°C)	Presión (atm)	Denominación
1,2D-101	120	13.5	Electrodeshidratadores de la 1ra etapa.
1,2D-102	120	12	Electrodeshidratadores de la 2da etapa.
D-103	80	4	Tambor de reflujo al tope de la T-101.
D-104	86	0.8	Tambor de reflujo al tope de la T-102.
D-105	50	1.4	Tambor de inyecta de M.P. a la T-104.
D-106	57	6	Tambor de reflujo al tope de la T-104.
D-107	42	1	Tambor de agua fresca a los EDH.
D-108	110	8	Tambor de agua salada.
D-109	120	9	Tambor de solución salina.
D-111	80	0.7	Tambor recolector de drenajes de productos claros.
D-112	80	Hidrostática	Tambor recolector de drenajes de productos oscuros.
D-113	90	0.6	Tambor de los disparos de las S.V. al flare.
D-114	200	Hidrostática	Tambor de los disparos de las S.V. a la atmósfera.
D-120	40	8	Tambor medidor de la solución de Desemulsionante.
D-125	40	8	Tambor medidor de la solución de Inhibidor de corrosión.
D-126	40	8	Tambor medidor de la solución de Corromin.
D-127	80	Hidrostática	Tambor de inyecta de solución alcalina.
D-128	40	Hidrostática	Tambor medidor de la solución alcalina.
D-129	40	0.6	Tambor de recepción de aire de instrumentos.
B-101	65	3.5	Tambor de inyecta de solución de desemulsionante.
B-102	151	4	Tambor de inyecta de solución de Inhibidor de corrosión.

Bloque de enfriadores sección 100.

Enfriadores por aire	P (atm)	Temp. Entrada (°C)	Temp. Salida (°C)	Denominación
1A-101/1	4	143	80	Enfriador de tope de la T-101.
1A-101/2	4	143	80	Enfriador de tope de la T-101.
2A-101/1	4	143	80	Enfriador de tope de la T-101.
2A-101/2	4	143	80	Enfriador de tope de la T-101.
3A-101/1	2.5	75	55	Enfriador del exceso de reflujo al D-105.
3A-101/2	2.5	75	55	Enfriador del exceso de reflujo al D-105.
1A-102/1	6.7	86	55	Enfriador del reflujo al tope de T-102.
1A-102/2	6.7	86	55	Enfriador del reflujo al tope de T-102.
2A-102/1	0.8	113	86	Enfriador de tope de la T-102.
2A-102-2	0.8	113	86	Enfriador de tope de la T-102.
3A-102/1	0.8	113	86	Enfriador de tope de la T-102.
3A-102/2	0.8	113	86	Enfriador de tope de la T-102.
4A-102/1	0.8	113	86	Enfriador de tope de la T-102.
4A-102/2	0.8	113	86	Enfriador de tope de la T-102.
1A-103/1	6	112	57	Enfriador de tope de T-104.
1A-103/2	6	112	57	Enfriador de tope de T-104.
2A-103/1	6	112	57	Enfriador de tope de T-104.
2A-103/2	6	112	57	Enfriador de tope de T-104.
3A-103/1	6	112	57	Enfriador de tope de T-104.
3A-103/2	6	112	57	Enfriador de tope de T-104.
A-104	11.5	136	55	Enfriador de la FR-120-180 ⁰ C.
A-105/1	12.1	189	55	Enfriador de la FR-180-230 ⁰ C.
A-105/2	12.1	189	55	Enfriador de la FR-180-230 ⁰ C.
A-106	11	124	60	Enfriador de la FR-230-270 ⁰ C (2 secciones). Enfriador del III Reflujo circulante (1 sección).
A-107/1	7	130	60	Enfriador de la FR-270-350 ⁰ C.
A-107/2	7	130	60	Enfriador de la FR-270-350 ⁰ C.
1A-108/1	9	122	100	Enfriador de la FR->350 ⁰ C.
1A-108/2	9	122	100	Enfriador de la FR->350 ⁰ C.
2A-108/1	9	122	100	Enfriador de la FR->350 ⁰ C.
2A-108/2	9	122	100	Enfriador de la FR->350 ⁰ C.
A-109/1	9	120	55	Enfriador de la FR-230-270 ⁰ C y 270-350 ⁰ C.
A-109/2	9	120	55	Enfriador de la FR-230-270 ⁰ C y 270-350 ⁰ C.
A-110	12.3	70	55	Enfriador de la FR-70-120 ⁰ C.

A-111/1	6.5	90	70	Enfriador del I R/C. (2 secciones). Enfriador del II R/C. (1 sección).
A-111/2	6.5	90	70	Enfriador del I R/C. (2 secciones). Enfriador del II R/C. (1 sección).
1A-112	12	120	50	Enfriador de muestra en 1D-101.
2A-112	12	120	50	Enfriador de muestra en 2D-101.
1A-113	12	120	50	Enfriador de muestra en 1D-102.
2A-113	12	120	50	Enfriador de muestra en 2D-102.

Anexo 3: Pruebas realizadas en el Laboratorio.

No	Fecha	Gravedad (°API)	Azufre (% m/m)	Agua por destilación (% v/v)
1	16/2/13	29	1.12	0.1
2	17/2/13	28.2	1.08	0.1
3	18/2/13	29	1.08	0.1
4	19/2/13	29.3	1.06	0.3
5	20/2/13	29	1.02	0.1
6	21/2/13	28.2	0.62	3.6
7	22/2/13	28.3	1.14	0.1
8	23/2/13	29.4	1.05	0.6
9	24/2/13	28.4	1.10	0.2
10	25/2/13	29.2	1.17	0.1
11	26/2/13	29	1.06	0.1
12	27/2/13	29.6	1.13	0.2
13	28/2/13	28.9	1.05	0.2
14	1/3/13	29.4	1.24	0.2
15	2/3/13	29.8	1.13	0.4
16	3/3/13	28.6	1.08	0.4
17	4/3/13	29.5	1.06	0.1
18	5/3/13	29.8	1.15	0.1
19	6/3/13	29.3	1.04	0.2
20	7/3/13	29.7	1.05	0.2
21	8/3/13	28.7	1.06	0.1
22	9/3/13	29.4	1.02	0.1
23	10/3/13	29	0.82	0.1
24	11/3/13	29.7	0.99	0.2
25	12/3/13	29.6	1.03	0.3
26	13/3/13	29.2	1.12	0.2
27	14/3/13	28.2	1.08	0.2
28	15/3/13	28.5	1.02	0.3
29	16/3/13	28.7	1.04	0.3
30	17/3/13	29	1.11	0.2

Anexo 4: Procedimiento de la técnica operatoria de los ensayos realizados.

- **Agua y Sedimento.**

Procedimiento:

1. Se llena cada uno de los tubos de la centrífuga hasta 50 mL con la muestra bien homogenizada tomada directamente del contenedor de muestra. Usando una pipeta, se le adiciona 50 mL del solvente saturado de agua. Se lee la parte superior del menisco en ambas marcas, la de 50 mL y la de 100 mL. Se tapa ajustadamente los tubos y se agita vigorosamente hasta que sus contenidos se mezclen completamente. Se afloja los tapones de los tubos y se sumergen en un baño durante 10 min., manteniendo la temperatura a $60 \pm 1^\circ\text{C}$ ($140 \pm 1.8^\circ\text{F}$).
2. Se ajustan los tapones y se invierten los tubos para asegurar que el combustible y el solvente estén uniformemente mezclados, agitándolos con precaución.
3. Se colocan los tubos en las copas en lados opuestos de la centrífuga para establecer una condición balanceada y asegúrese que los tubos y los tapones no toquen los tubos opuestos y adyacentes cuando se encuentren en posición extendida. Se hacen girar por 10 min. a una velocidad adecuada, suficiente para producir una fuerza centrífuga relativa (rcf) entre 500 y 800 en las puntas opuestas de los tubos. La temperatura de la muestra durante el procedimiento completo de centrifugación debe mantenerse a $60 \pm 1^\circ\text{C}$ ($140 \pm 1.8^\circ\text{F}$). Inmediatamente después que la centrífuga llegue al reposo (asegúrese que los tubos retornen inmediatamente a la posición vertical después que la centrífuga pare, porque los resultados pueden afectarse si los tubos descansan en un ángulo), lea y registre el volumen combinado de agua y sedimento en el fondo de cada tubo con una aproximación 0,05 mL desde 0,1 hasta 1 mL; con una aproximación de 0,1 mL por encima de la graduación de 1 mL. Por debajo de 0,1 mL, estímelo con una aproximación 0,025 mL. Si se visualiza menos que 0,025 mL de agua y sedimento y no es un volumen bastante grande para considerarlo, registre el volumen como menos que 0.025mL. Si no es visible nada de agua y sedimento, se registra el volumen como 0 mL. Entonces se retornan los tubos sin agitarlos a la centrífuga y se giran durante otros 10 min. a la misma velocidad.
4. Se repite esta operación hasta que el volumen combinado de agua y sedimento permanezca constante en dos lecturas consecutivas. Si la diferencia entre los volúmenes finales no es mayor que una subdivisión en el tubo de la centrífuga o no es mayor que 0,025 mL para volúmenes estimados de 0,10 mL o menores. Si la diferencia es mayor que una subdivisión o para lecturas de 0.1 o mayores que 0.025 mL, las lecturas son inadmisibles. Si este es el caso, se repite la determinación desde el principio.

- **Agua por destilación.**

Procedimiento:

1. Se mide una cantidad adecuada de muestra y se vierte al recipiente de destilación.
2. Se añade una cantidad adecuada del solvente saturado en agua (Tolueno). En el caso de materiales con bajo contenido de agua, cuando tenga que utilizarse mayor cantidad de muestra puede ser necesario un exceso de solvente.
3. Se mezcla el crudo y el solvente en el recipiente de destilación.
4. Se toma una trampa, la cual debe estar químicamente limpia para asegurar que el agua corra libremente al fondo de la trampa.
5. Se acopla la trampa al recipiente de destilación y al condensador, y se hace circular agua fría a través de camisas del condensador.
6. Se le aplica calor al recipiente de destilación mientras transcurre la destilación. Por diferencia de temperatura se separa el solvente del crudo arrastrando en el agua.
7. Luego de comenzar la destilación se lee cada 15 minutos la cantidad de agua en la trampa hasta que esta se mantenga constante, este ensayo puede durar hasta 45 minutos.

- **Densidad, Densidad Relativa (Gravedad Específica).**

Procedimiento:

1. Se lleva el cilindro y el termómetro a la temperatura de ensayo con una aproximación de 5 ° C.
2. Se transfiere la muestra a un cilindro limpio llevado a la temperatura de ensayo sin salpicar para evitar la formación de burbujas y reducir al mínimo la evaporación de los constituyentes ligeros de las muestras más volátiles.
3. Se coloca el cilindro que contiene la muestra en posición vertical en un local libre de corrientes de aire.
4. Se sumerge el hidrómetro dentro del líquido y se libera para que alcance el equilibrio, evitando que se humedezca el vástago por encima del nivel al cual debe flotar libremente.
5. Cuando el hidrómetro flote libremente alejado de las paredes del cilindro, lea la escala del hidrómetro.
6. Después de realizar la lectura del hidrómetro se retira del líquido y se introduce el termómetro agitando en posición vertical con un agitador. Se anota la temperatura de la porción de ensayo con una aproximación 0,1 °C. Si la temperatura difiere de la tomada antes de la lectura en más de 0,5 °C, se repite la observación del hidrómetro y del termómetro hasta que la temperatura permanezca estable dentro de 0,5 °C. Si la

temperatura estable no puede ser obtenida se coloca el cilindro en un baño de temperatura constante y se repite el procedimiento.

- **TBP**

Procedimiento:

A nivel de laboratorio se determina la denominada curva TBP (Punto Verdadero de Ebullición) y representa el volumen de líquido recogido en función de la temperatura de destilación en una columna estándar predefinida, a presión atmosférica hasta unos 350 - 370°C, temperatura en la que en las condiciones descritas puede empezar a aparecer el craqueo térmico de las moléculas más pesadas. El ASTM D-2892, destilación de petróleo crudo (16 platos teóricos), plantea la utilización de una columna de fraccionamiento de 14 a 18 platos teóricos operando con una relación de reflujo de 5:1. Las condiciones de determinación experimental de la curva, (predeterminadas y de acuerdo con los estándares necesarios para garantizar la reproducibilidad y repetitividad de los datos) intentan realizar un fraccionamiento perfecto, mediante el uso de rellenos de alta eficiencia que hacen que el número de platos teóricos sea muy alto, entre 15 a 100 y altas relaciones de reflujo (5:1 e incluso superior).

- **Azufre**

Procedimiento:

1. Se toma una muestra de crudo y se deposita en un anillo bien sellado con nylon especial, luego este se inserta en el espectrofotómetro introduciéndole los datos que se tienen y los que se quieren obtener, pasado 45 segundos se lee en la pantalla del equipo el contenido de azufre de la muestra.

