



UNIVERSIDAD DE LOS ANDES
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
DEPARTAMENTO DE QUIMICA INDUSTRIAL Y APLICADA
QUIMICA INDUSTRIAL I



Integrantes:

CABRERA, LILIANA. C.I.V-16740783
GARCIA, OCTAVIO. C.I.V-19688796
GONZALEZ, ROBERTO. C.I. E-BC501183
RANGEL, JESUS. C.I.V-12656059
RINCON, DAYANIS. C.I. V- 18056842

Mérida, Marzo de 2012

Tabla de contenido

RESUMEN:.....	3
INTRODUCCION.....	3
OBJETIVO GENERAL:.....	5
OBJETIVOS ESPECÍFICOS:.....	5
JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO:.....	6
CAPITULO I.....	7
FUNDAMENTOS TEORICOS.....	7
1.- DESTILACIÓN DE CRUDO:.....	7
1.1.- TIPOS DE DESTILACIÓN DE CRUDO:.....	7
1.2.- DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL CRUDO:.....	8
2.- UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA:.....	9
2.1.- UNIDAD DE CRUDO:.....	9
2.2.- CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL PROCESO:.....	10
2.3.- SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO:.....	10
2.4.- PRE-FLASH:.....	10
2.5.- HORNOS ATMOSFÉRICOS:.....	11
2.6.- ZONA FLASH:.....	11
2.7.- PLATOS DE FRACCIONAMIENTO:.....	11
3.- SECCIONES DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN:.....	12
3.1.- SECCION DE TOPE:.....	12
3.2.- SECCION DE FONDO:.....	12
3.3.- PERFIL DE TEMPERATURAS Y DE PRESIÓN DE LA FRACCIONADORA:.....	12
3.4.- VARIABLES CLAVES DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD:.....	13
4.- CALIDAD DE CORTES EN LA FRACCIONADORA:.....	14
5.- ELEMENTOS TOMAR EN CUENTA EN EL PROCESO DE DESTILACIÓN DE CRUDOS:.....	14

6.- DESTILACION AL VACIO:.....	15
7.- TECNOLOGÍA DE ALTO VACÍO.....	15
CAPITULO II.....	17
METODOLOGIA:.....	17
1.- BASES DE DISEÑO:.....	17
2.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO:.....	17
3.- FILOSOFÍA DE DISEÑO, SEGURIDAD Y PROTECCIÓN.....	18
4.- ALCANCE:.....	18
5.- UBICACIÓN DE LA PLANTA:.....	18
6.- CAPACIDAD DE LA PLANTA:.....	18
7.- CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES DE LA MATERIA PRIMA:.....	19
8.- CARACTERÍSTICAS DE LOS SERVICIOS:.....	19
9.- FACTORES DE SERVICIOS:.....	19
10.- REQUERIMIENTO DE ALMACÉN:.....	19
CAPITULO III RESULTADOS Y DISCUSIONES.....	20
INNOVACIONES.....	20
1.- Fenómenos de intercambio de calor:.....	20
2.- Fenómeno de transferencia de masa:.....	20
3.- Control del proceso:.....	20
4.- Mejoramiento de la alimentación:.....	21
PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA PLANTA.....	22
BALANCE DE MASA.....	24
CARACTERISTICAS DEL CRUDO.....	24
CALCULOS DEL BALANCE DE MASA.....	25
BALANCE DE ENERGIA.....	32
ESTIMACIÓN DE COSTOS DE LA PLANTA:.....	32
CALCULO DE GANANCIAS NETAS:.....	41
DISCUSION DE RESULTADOS:.....	43
RECOMENDACIONES.....	44
CONCLUSIONES.....	45



REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS:.....	46
----------------------------------	----

RESUMEN:

Se realizó un estudio de una planta de destilación con capacidad de 100000 BPD, la misma fue definida para procesar crudo pesado con cierta cantidad de azufre y así obtener la mayor cantidad de productos, ya que con el crudo después de su refinación se obtienen productos con mayor valor agregado, como insumo para la industria petroquímica, gasolina, nafta, entre otros. En este caso se obtendrá un número de productos muy específicos (como el residuo de vacío). El objetivo principal en los procesos es separar el crudo alimentado en diversos cortes con mayor valor agregado como el diesel y la gasolina. Se utiliza la curva TBP para conocer los rangos de ebullición de cada corte y estimar un procedimiento donde obtenemos que el residuo que sale de la destilación atmosférica y entra a una torre de destilación al vacío en la que se procesa. En efecto, los adelantos tecnológicos en materia de refinación han permitido que la industria petrolera suministre volúmenes cada vez mayores de productos refinados que no guarden necesaria relación con los componentes originales del petróleo. Así pues, ha sido a través de la refinación como la industria petrolera ha venido a convirtiéndose en la principal fuente de abastecimiento energético y proveedor importante de la materia prima para industria química generando aquí en mas cantidad el residuo de vacío para alimentar otras plantas como el flexicoking y el FCC, ya que en esto se generarían mayores ganancias.

INTRODUCCION

Conversar de refinación nos envía directamente al petróleo, que desde su aparición tomo el control de nuestro planeta en los ámbitos de la generación de energía, así como el ámbito económico, es decir es la fuente más importante de energía y sustenta en un alto porcentaje la economía mundial.

El petróleo se encuentra en el subsuelo y está compuesto de manera general que su composición es de 76 a 86% de carbono y de 10 a 14% de hidrógeno, además contiene algunas impurezas mezcladas como oxígeno, azufre, nitrógeno y metales pesados. En su estado natural no ofrece grandes bondades como fuente de energía por lo que se hace necesario someterlos a varios procesos de refinación para separarlo, transformarlo y purificarlo y poder aprovechar sus múltiples derivados como: gasolinas, naftas, destilados, combustibles residuales, asfalto, lubricantes y ceras.

Una vez desalinizado y deshidratado el crudo es sometido al proceso de destilación donde se calienta previamente a una temperatura cercana a los 300° C por medio de un horno tubular, y luego es enviado la columna de fraccionamiento donde los compuestos del petróleo crudo son vaporizados, condensados y lavados repetidamente para lograr una separación satisfactoria. Esta columna es un cilindro vertical, que contiene platos horizontales debidamente espaciados, cada plato actúa como una barrera al paso del vapor hacia la parte superior de la columna.

El grado de separación depende del número de platos que tiene la columna. Conforme el vapor se desplaza hacia arriba se le fuerza a burbujear a través de la fase líquida de cada plato. Esto hace que los vapores se laven y den lugar a una gran porción del material de mayor peso

molecular se disuelva en el líquido y regrese a los platos inferiores, mientras que los componentes más volátiles son vaporizados y pasan a los platos superiores. Repitiendo este proceso se obtiene una separación efectiva. En este proceso de separación física se obtienen distintas fracciones con diferentes puntos de ebullición, por orden decreciente de volatilidad, en gases, destilados ligeros, destilados intermedios, gasóleos y residuo. Este residuo es dirigido a la destilación al vacío para obtener cortes más livianos. Los diseños internos de algunas torres de vacío se diferencian de los de las torres atmosféricas en las cuales en lugar de platos se utiliza relleno al azar y pastillas separadoras de partículas aéreas.

Esta investigación consiste en la elaboración teórica para la destilación de 300000 BPD de crudo pesado mediante la destilación atmosférica y de vacío, partiendo de los valores esenciales de este proceso y en las posibles mejoras que se pueden aplicar para obtener una mayor eficiencia del proceso.

La eficiencia de este proceso se puede mejorar proponiendo cambios en el sistema en el intercambio de masa, de calor, y el control de procesos; actualmente ya existen estas mejoras en estos ámbitos por lo que se propone la incorporación de un horno eléctrico alimentado por celdas fotovoltaicas, ya que esto tendría un impacto ambiental.

OBJETIVO GENERAL:

Desarrollar el proceso de una planta de destilación para obtener su máximo rendimiento, a partir de una alimentación de crudo pesado del campo Merey estado Anzoátegui.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

- ✓ Obtener la mayor cantidad de destilado de acuerdo a la alimentación de la planta.
- ✓ Investigar los principios básicos del proceso de destilación de crudos.
- ✓ Estudiar las condiciones de operación de los equipos de destilación atmosféricas y al vacío.
- ✓ Identificar la importancia de la secuencia de los equipos en el proceso, y los factores que influyen en ellos.
- ✓ Realizar Balances de materia y energía de la planta de destilación de acuerdo a las características del crudo.
- ✓ Investigar sobre los avances tecnológicos en el área de destilación de crudos para el diseño de un esquema de la planta con tecnología de avanzada.
- ✓ Evaluar el proceso desde el punto de vista industrial a la vanguardia de la tecnología.
- ✓ Proponer innovaciones con el fin de hacer el proceso más eficiente desde el punto de vista económico, productivo, social y ambiental.

JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO:

Actualmente las reservas de crudo liviano y mediano en el mundo se están agotando por el gran consumo energético de nuestra sociedad ya que la energía fósil es la que mueve al mundo, en tal sentido se deben buscar energía alternativas, pero mientras esto sucede los yacimientos de crudos pesado y extrapesados se convierten en una fuente obligada de hidrocarburos, ya que estos yacimientos conforman las reservas mas grandes a nivel mundial abarcando un 70% de dichas reservas que están compuestas por crudos pesados, extrapesados, bitumen y arenas petrolíferas.

En tal sentido se vienen haciendo grandes inversiones en estudios para aprovechar el crudo presente en estos yacimientos aumentando su rentabilidad en extracción, tratamiento y comercialización. El perfeccionamiento para tratar los crudos pesados en Venezuela es de vital importancia, principalmente porque nuestro país se subsiste de la renta petrolera y además posee unos de los reservorios de crudo pesado más grande del mundo específicamente en la faja petrolífera del Orinoco.

Para obtener productos útiles a la sociedad el crudo debe ser procesado en las refinerías, en la cual debe ingresarse en primera instancia al proceso de destilación atmosférica. La destilación es uno de los procesos más importantes en las refinerías de petróleo, ya que permite separar las distintas fracciones que componen el crudo, tales como gasolina, gasoil y un residuo de vacío. Los productos y subproductos originados en el, seguirán su transformación física y química en equipos diferentes aguas abajo por lo cual es muy importante que este proceso sea muy eficiente.

Una mayor eficiencia en la producción de gasolina en la destilación de crudo, conlleva a menor gasto energético y económico en la refinería. Esto es debido a que a mayor producción de gasolina, menor producción de residuos pesados los cuales necesitan ser tratados por otros procesos como los de craqueo térmico y catalítico.

CAPITULO I

FUNDAMENTOS TEORICOS

1.- DESTILACIÓN DE CRUDO:

La destilación atmosférica y al vacío se trata de unos de los primeros pasos que se le hace al petróleo en su refinación estos consiste en aprovechar las propiedades físico químicas de las materias primas para separarlas en fracciones de diferentes características , sin introducir cambios en la estructura química original de los componentes en esto consiste La destilación atmosférica que se basa en las diferencias de volatilidades ya que este proceso de destilación se realiza aprovechando los diferentes puntos de ebullición de los componentes del crudo.

Su aplicación es en la separación del crudo en productos intermedios de calidad específica. Los productos obtenidos son los siguientes: gases no condensables, gases licuados, gasolinas, naftas para la reformación, kerosene, diesel pesado, gasóleos y crudos reducidos. Para la obtención de estos productos, las etapas de destilación pueden ser una o más dependiendo de la materia prima.

Normalmente la primera etapa de una destilación atmosférica (bajas presiones) y las sub siguientes a presiones negativas (inferiores a la atmosférica) que es conocida como la destilación al vacío. La mayoría de los productos obtenidos en las diferentes etapas de la destilación son susceptibles de sufrir reprocesamientos, bien sea para obtención de otras

fracciones por procesos de conversión y separación o bien para mejorar su calidad.

También tenemos que la mayoría de separaciones son por destilación, el uso de solventes puede aislar fracciones tomando en cuenta solubilidad relativa sin consideraciones de su volatilidad. Este tipo de separación se realiza en varias etapas dependiendo del grado de separación deseado.

1.1.- TIPOS DE DESTILACIÓN DE CRUDO:

1.1.1.- Destilación TBP (True Boiling Point):

- ✓ En esta destilación requerimos de una relación no tan alta, la cual puede ser controlada por un sistema automático.
- ✓ Entre los mecanismos de operación se encuentran la destilación a presión atmosférica y a presiones reducidas de (100 -5 mmHg). [3]

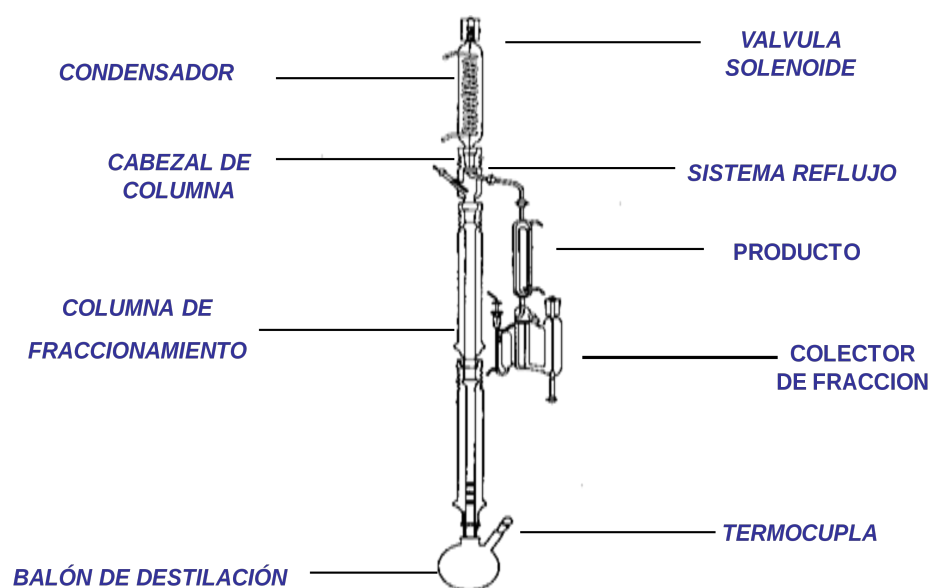


Figura 2.- Diagrama destilación TBP

Es posible tener una transformación de una destilación ASTM D-86 a TBP, con el fin de verificar los cortes de productos. [3]

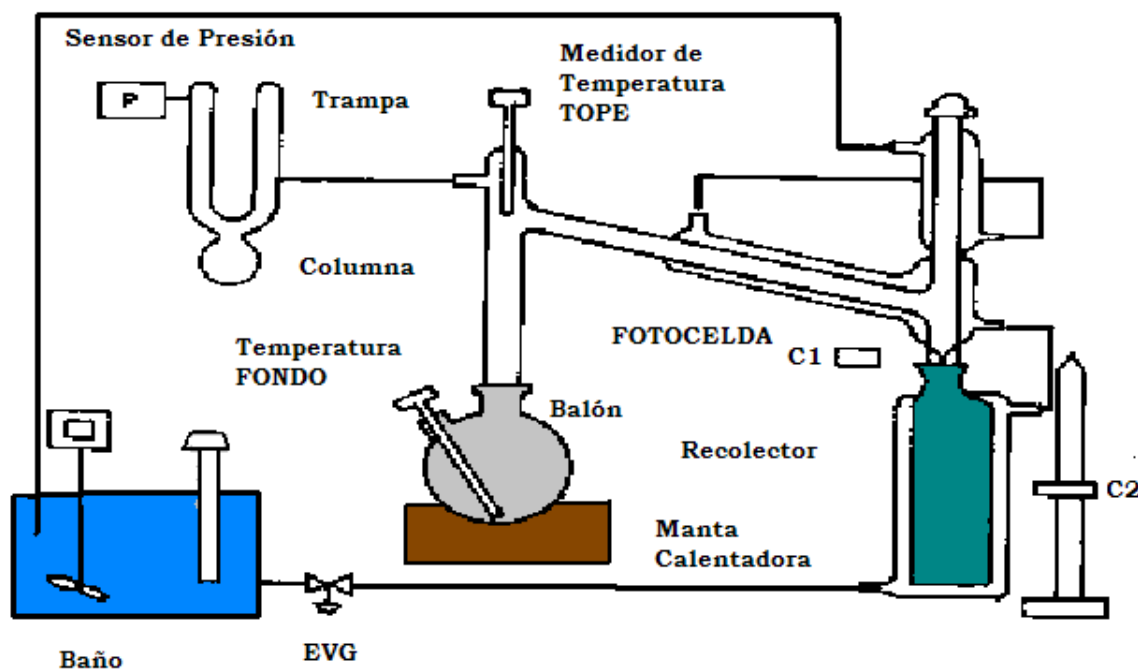


Figura 3.- Diagrama destilación D-86

1.1.3.- Destilación D-1160 y destilación D-86:

Es posible tener una transformación de una destilación ASTM D-86 a TBP, con el fin de verificar los cortes de productos. Es una metodología equivalente a la destilación TBP, pero esta es menos precisa ya que solo requiere un plato teórico y de mucho menor tiempo de ejecución y esta es útil para el seguimiento operacional de una columna [3]

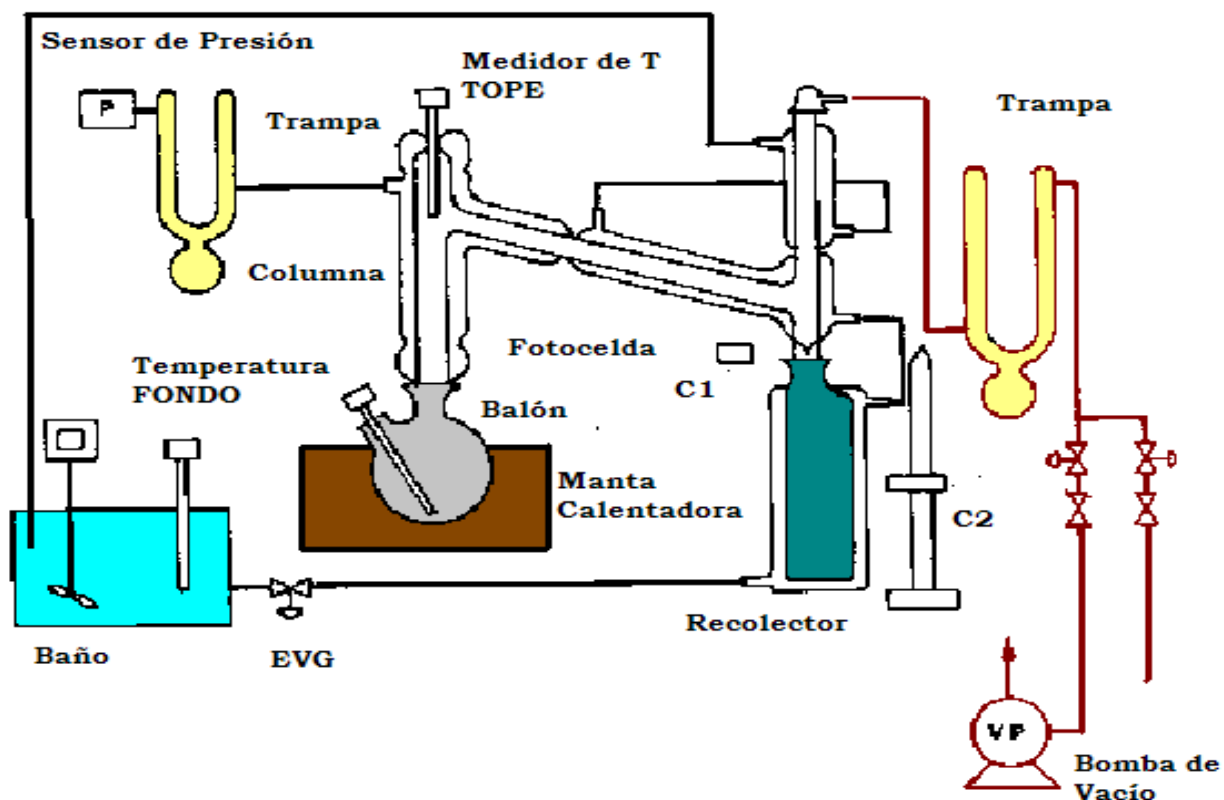


Figura 4.- Diagrama destilación D-1160

1.2.- DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL CRUDO:

La destilación atmosférica es el primer proceso de refinación al que es sometido un crudo después de la deshidratación, es una etapa clave e imprescindible en la refinación; la destilación de un crudo de cualquiera de sus fracciones, no genera compuesto puros sino grupos de compuestos, denominados indistintamente cortes y fracciones. [2]

El objetivo es extraer los hidrocarburos presentes naturalmente en el crudo por destilación, sin afectar la estructura molecular de los componentes basándose en los puntos de puntos de ebullición. La temperatura es variable

de acuerdo al tipo de crudo, rendimiento de destilados, presión de operación, y su rango máximo de operación limitada es de 350 – 450 °C y con presiones no mayores de 5 atm. [4]

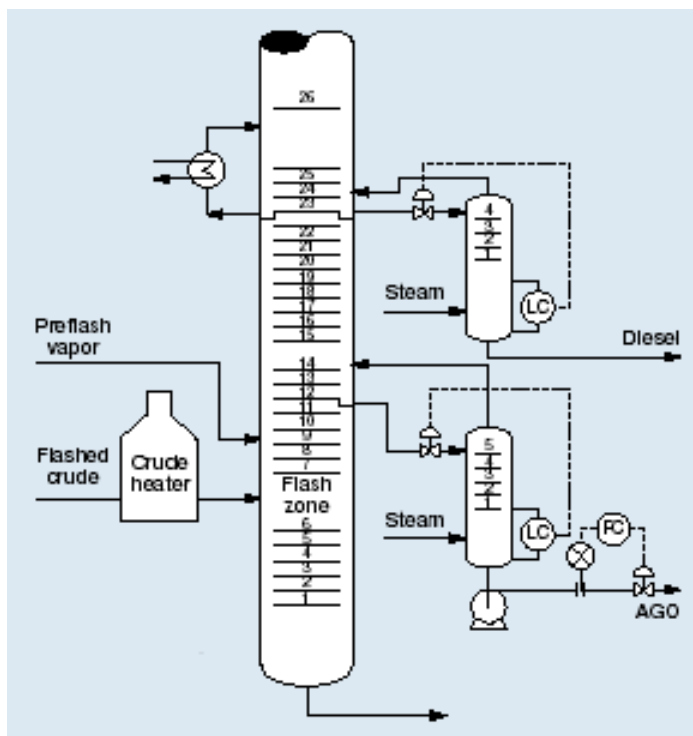


Figura 5.- Corte transversal columna destilación atmosférica

1.2.1.- CORTES Ó FRACCIONES DE LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA:

- ✓ Gas Combustible (Fuel Gas): Constituido por metano, etano y etileno. Por el contenido de mercaptanos se envía a la Unidad de Merox. Punto de ebullición de 0° C.
- ✓ LPG ó Gas Licuado de Petróleo: Constituido por propano y butano. Pueden ser separados para la comercialización de los productos en forma individual. Punto de ebullición de 0° C.

- ✓ Gasolina ó Nafta Liviana: Constituida por cadenas de hidrocarburos C_5 y C_6 . Rango de ebullición de 32° a 88°C . Se envía a la Unidad de Isomerización.
- ✓ Gasolina ó Nafta Pesada: Constituida por cadenas de hidrocarburos C_7 a C_{11} . Rango de ebullición de $87,7$ a $193,3^{\circ}\text{C}$. Se envía al Reformador Catalítico.
- ✓ Kerosén ó Jet Fuel: Constituido por cadenas de hidrocarburos C_{10} a C_{14} . Rango de ebullición de $193,3^{\circ}$ a 271°C . Se envía a la Unidad de Merox.
- ✓ Gasoil Liviano: Constituido por cadenas de hidrocarburos C_{13} a C_{24} . Rango de ebullición de 271° a 321°C . Se envía a Hidrotratamiento ó Hidrodesulfuración.
- ✓ Gasoil Mediano: Constituido por cadenas de hidrocarburos C_{13} a C_{24} . Rango de ebullición de 321° a 427°C . Se envía a Hidrotratamiento ó Craqueo Catalítico.
- ✓ Residuo Atmosférico: Constituido por cadenas de hidrocarburos C_{25} +. Rango de ebullición de 427°C +. Se envía a Destilación a Vacío. **[3]**

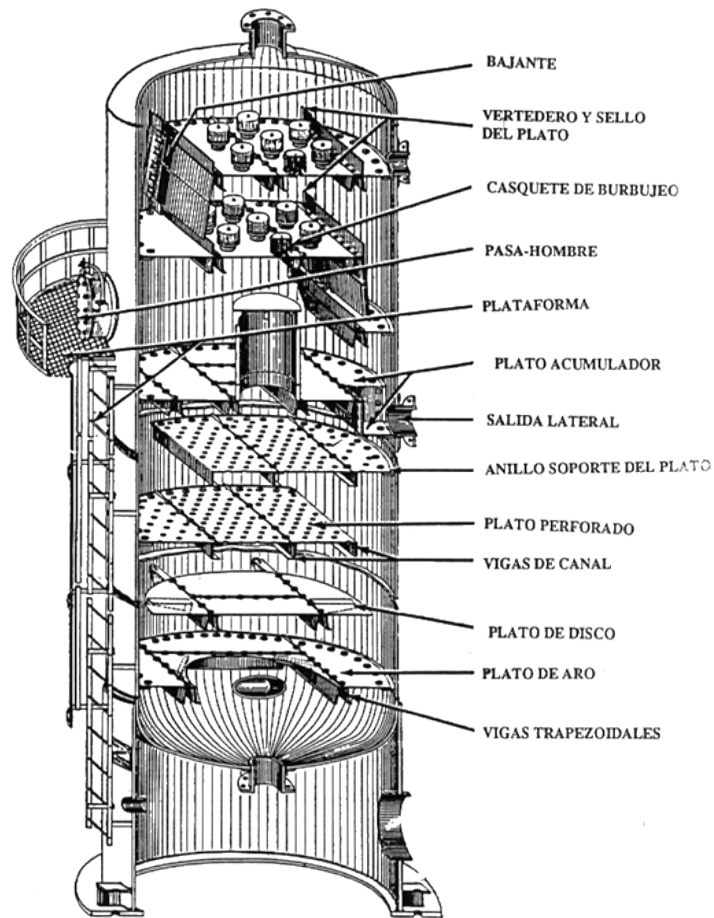


Figura 6.- Columnas de destilación y sus componentes internos

2.- UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA:

La unidad de Destilación Atmosférica está conformada por las siguientes plantas de procesos: Unidad de Crudo, Planta de Gasolinas y Planta de Tratamiento Cáustico de Kerosén.

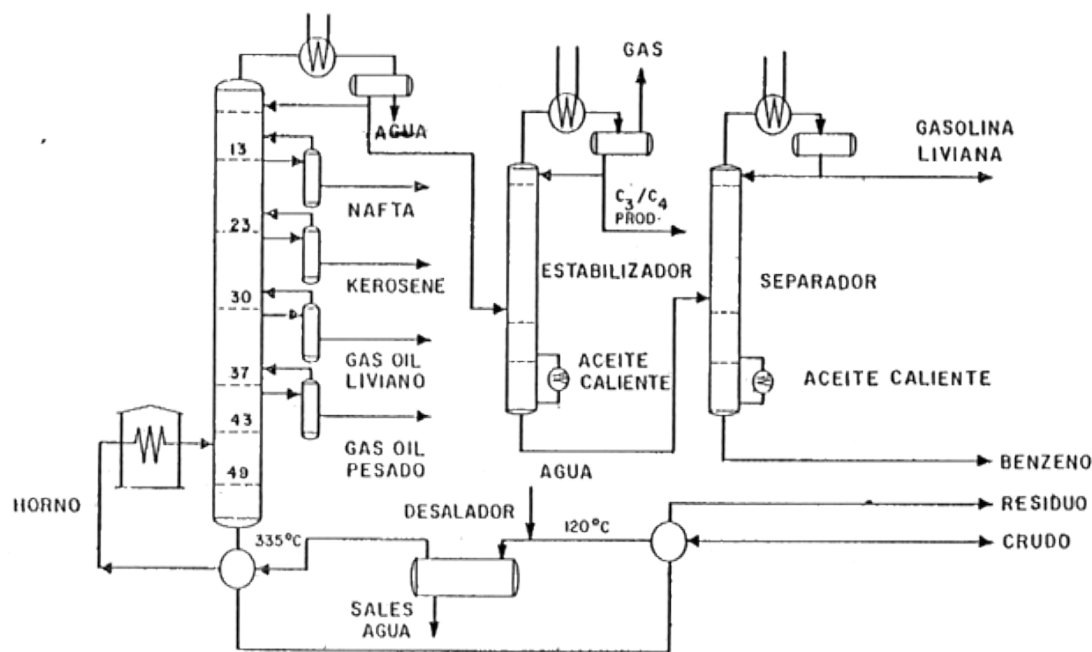


Figura 7.- Unidad de destilación atmosférica

2.1.- UNIDAD DE CRUDO:

El objetivo de la unidad de Crudo es el de fraccionar el petróleo crudo proveniente de los campos de producción en diversas corrientes que serán alimentadas a otros sistemas aguas abajo mediante el proceso de destilación simple. Este proceso consiste en calentar el crudo de alimentación, para que se produzca la vaporización de las fracciones más livianas sin que se provoque la reacción de craqueo térmico. Una vez vaporizadas, estas fracciones livianas se introducen en una columna de platos (y/o empaques) en donde se condensan por medio del enfriamiento que proporcionan los reflujo y recirculaciones de la torre.

Debido a la diferencia existente entre los puntos de ebullición de los diversos cortes, los que tienen valores más altos condensan en primer lugar

a medida que ascienden por la columna, mientras que los que poseen valores más bajos alcanzan el tope. La columna opera con varias salidas laterales para extraer la fracción condensada correspondiente y obtener el producto con una determinada calidad.

Para lograr el objetivo anterior, el crudo debe ser sometido a un proceso de calentamiento aprovechando el calor contenido en las corrientes de productos por lo cual es necesario el uso de intercambiadores de calor así como de hornos. Además se deben proteger los equipos de la corrosión debida a las sales que posee el crudo, para lo cual existen ciertos equipos que remueven sales y agua (desaladores).

Los productos que se obtienen de la columna son: Gases, gasolinas livianas y pesadas (o naftas), Kerosén, Gasóleos liviano y pesado y el residual atmosférico, el cual es el producto de fondo que no puede vaporizar a las condiciones de operación de dicha columna. Los gases y parte de las naftas se envían a la Planta de Gasolinas para continuar el proceso de fraccionamiento.

2.2.- CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL PROCESO:

- ✓ El crudo es precalentado previo a su fraccionamiento en la columna atmosférica.
- ✓ El crudo debe ser analizado previamente en laboratorio para determinar el API, contenido de agua y contenido de sales.
- ✓ El contenido de agua en el crudo proveniente de tanque de almacenamiento debe ser máximo 1.0 BS&W (si no se dispone de desalador).

- ✓ De acuerdo al contenido de sales (PTB) el crudo es desalado antes de su fraccionamiento.
- ✓ La presión de la torre fraccionadora es controlada mediante el flujo de vapores en el tope de la torre.
- ✓ El balance de calor en la torre se controla con el reflujo de tope, los pumparounds y el calor de fondo.[6]

2.3.- SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO:

El crudo es bombeado desde los tanques de almacenamiento de crudo hacia las unidades de destilación atmosférica previa separación de agua mediante drenado del tanque y muestreo en laboratorio. Los tanques de crudo se muestrean en tres secciones: tope, medio y fondo para análisis de agua y API. La calidad promedio certifica si el crudo puede ser enviado a la destilación atmosférica.

El crudo entra a la unidad para iniciar el precalentamiento intercambiando calor con productos de la torre atmosférica. Normalmente se precalienta con las corrientes de nafta, kerosén, gasoil y residuo atmosférico. Cuando el contenido de sales en crudo es > 10 PTB (Pounds Thousand Barrels) su temperatura se aumenta hasta 140°C para ser tratado en un desalador y remover sales contaminantes. En el desalador, el crudo es separado del agua. El crudo desalado es analizado para medir el contenido de sales. Eficiencia del desalador está entre 90-97%. El crudo desalado continúa el precalentamiento con los productos de fondo y luego es enviado a un horno atmosférico para incrementar su temperatura entre 100 a 115°C aproximadamente.

2.4.- PRE-FLASH:

Son columnas diseñadas para separar las fracciones más livianas del crudo antes de que el crudo sea alimentado a la fraccionadora principal. Se considera una etapa teórica adicional que permite ahorro energético. Las fracciones livianas son enviadas a la sección de rectificación de la fraccionadora principal. Estudios realizados han establecido que las columnas pre-flash permiten un ahorro de energía de 3,5% para crudos livianos y 1,5% para crudos pesados.

2.5.- HORNOS ATMOSFÉRICOS:

El crudo precalentado es vaporizado en un horno atmosférico y en la zona flash de la fraccionadora principal. En el horno atmosférico se transfiere la carga térmica necesaria para producir el cambio de fase. El crudo sale del horno a una temperatura entre 290° a 370°C dependiendo del tipo de crudo y de los productos a obtener. Temperaturas más altas originan craqueo térmico del crudo.

El calor transferido al crudo es por radiación y convección generado mediante la quema de combustible líquido ó gas natural. El crudo pasa por la sección de convección y luego la de radiación. Los gases de combustión fluyen en dirección opuesta. Son de alta eficiencia. Posee tres cámaras: de convección, de radiación y de combustión.

- ✓ Convección: cámara con banco de tubos que reciben calor por convección de los gases de escape caliente.
- ✓ Radiación: cámara donde el calor es transferido a los tubos por radiación de llama y por alta temperatura de los gases de combustión.

- ✓ Combustión: cámara donde se localizan los quemadores de combustible.

2.6.- ZONA FLASH:

Es la zona de vaporización súbita ubicada en la entrada de crudo a la columna fraccionadora principal. El crudo precalentado entra a la fraccionadora principal para ser separado en una corriente de fracciones livianas que asciende hacia el tope y la corriente de fracciones pesadas que descienden hacia el fondo. Dependiendo del contenido calórico del crudo, de la presión y temperatura en la zona flash, el porcentaje de fracciones livianas recuperadas típicamente alcanzan un 40 - 45% en peso promedio.

En esta zona se utilizan distribuidores de líquido que permiten una mejor dispersión de las fracciones líquidas que descienden y regulación de la velocidad de la fracción vaporizada.

2.7.- PLATOS DE FRACCIONAMIENTO:

Los cortes de la fraccionadora principal son retirados de la torre mediante platos de retiro total ó parcial. Cuando el corte lateral líquido no se retira completamente el plato se denomina de retiro parcial. Cuando el corte lateral líquido se retira completamente el plato se denomina de retiro total. No existe flujo de líquido por debajo del plato de retiro total. En caso de retiro total se introduce un reflujo externo por debajo del plato de retiro total para asegurar líquido en los platos subyacentes.

El reflujo externo es una corriente lateral retirada de la misma torre, enfriada a través de un intercambio calórico con el crudo alimentado y retornada a la torre (Pumparound).

Esto permite un mejor control de temperatura del corte extraído de plato de retiro total. Los platos de retiro de los cortes de Kerosén y Gasoil (Liviano y Pesado) tienen asociado una configuración de pumparound en los platos subyacentes para mejorar la pureza del corte. Los platos de retiro total permiten maximizar los rendimientos de los cortes sin afectar la calidad.

Las variables claves de operación de los platos son el flujo de líquido retirado y la temperatura de los vapores que llegan al plato. La temperatura de los vapores indica la calidad del líquido a extraer y el flujo el rendimiento del corte. (% recuperado). La eficiencia de los platos con pumparound se puede asumir entre 45-55% y para el resto en 60%.

3.- SECCIONES DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN:

UNIDAD DE DESTILACION ATMOSFERICA - TOPPING

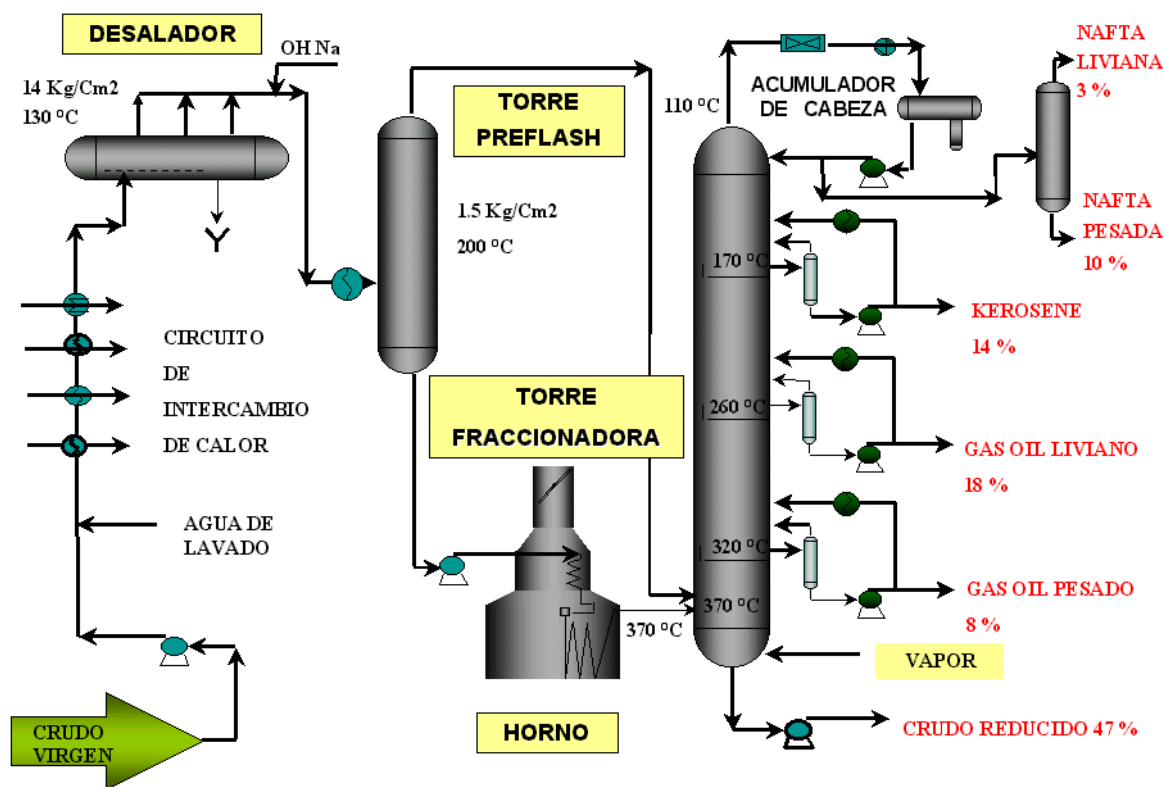


Figura 8.- Unidad de destilación atmosférica- topping

3.1.- SECCION DE TOPE:

Conocida como sección de condensación. Los vapores de tope son condensados en un intercambiador que utiliza agua como medio de enfriamiento. El líquido condensado es enviado a un tambor acumulador para separar el agua por gravedad.

Parte del destilado es enviado como reflujo de tope de la torre y la otra es enviada a la sección de recuperación de propano y butano. El propano y butano separados se envían al pool de gasolina. Metano y etano separados pueden ser utilizados en el sistema de gas combustible.

La temperatura del reflujo afecta la temperatura de tope de la fraccionadora mientras que la cantidad de reflujo afecta la calidad de los vapores que ascienden y del destilado de tope.

3.2.- SECCION DE FONDO:

Conocida como sección de despojamiento. Posee un rehervidor que introduce calor en el fondo de la torre mediante el uso de parte de la corriente que sale del fondo y que es regresado a la columna. Mejora el fraccionamiento de la carga líquida descendiendo hacia el fondo permitiendo vaporizar fracciones livianas arrastradas por el líquido.

La temperatura en el rehervidor controla la calidad de la corriente de fondo. También se usa Vapor de Baja Presión como medio de calentamiento para reducir la presión parcial del hidrocarburo y vaporizar las fracciones livianas.

3.3.- PERFIL DE TEMPERATURAS Y DE PRESIÓN DE LA FRACCIONADORA:

El perfil de temperatura se obtiene mediante instrumentos de medición de temperatura localizados en el tope, en las zonas inferiores de los platos de retiro total ó parcial, en la zona de alimentación y en el fondo de la torre. El perfil de presiones se realiza mediante indicadores localizados en el tope, en la zona de alimentación ó flash y en el fondo de la torre.

3.4.1.- Temperatura de salida de crudo del horno: Se controla

El diagrama ilustra un sistema de control de temperatura para un horno industrial. Se muestran las siguientes componentes y conexiones:

- Entrada Alimentación:** Fuente de energía para el sistema.
- Sensores:**
 - PI (Presión Inductiva):** Mide la presión en la parte superior del horno.
 - TI (Temperatura Inductiva):** Mide la temperatura en diferentes puntos del horno y en la salida.
 - FLCO (Flujo de Líquido Controlado):** Mide el flujo de líquido en la entrada.
 - PLCO (Presión de Líquido Controlado):** Mide la presión de líquido en la entrada.
 - PC (Presión Controlada):** Mide la presión en la línea de gas.
 - PHA/PLA (Presión Alta/Baja):** Detecta condiciones de presión extrema.
- Actuadores:**
 - FC (Flujo Controlado):** Controla el flujo de líquido en la entrada.
 - PC (Presión Controlada):** Controla la presión en la línea de gas.
 - PHA/PLA (Presión Alta/Baja):** Detecta condiciones de presión extrema.
- Proceso:** El fluido entra por la parte superior del horno, se calienta y sale por la parte inferior. El horno está equipado con una resistencia eléctrica (R) para calentar el fluido.
- Salida Fluidos:** El fluido caliente sale del horno y se dirige a la salida.

3.4.2.- Temperatura en la zona flash: se monitorea con un indicador de temperatura y su valor depende de la temperatura de salida del horno.

3.4.3.- Presión en el tope de la torre: se controla en el menor valor posible para asegurar la máxima recuperación de destilados livianos. Se controla con el flujo de gases de salida del tambor acumulador de tope.

3.4.4.- Temperatura en los platos de retiro: se controla con el flujo retirado del corte. La temperatura TBP (True Boiling Point) del corte se

asume igual al 95% ASTM del corte liviano ó igual al 5% ASTM del corte pesado.

3.4.5.- Temperatura en el tope: se controla con el reflujo de tope de la torre.

3.4.6.- Temperatura en el fondo de la torre: se monitorea con un indicador de temperatura.

3.4.7.- Nivel de líquido en tambor acumulador de tope: se controla con el flujo de destilado retirado del tambor.

3.4.8.- Nivel de líquido en el fondo de la torre: se controla con el flujo de residuo atmosférico retirado por el fondo.

3.4.9.- Vapor de despojamiento: se controla mediante un control de relación de flujo de vapor a flujo de residuo atmosférico. La relación típica es de 1.2 a 1.5. El control de relación ajustará el flujo de vapor a inyectar. **[3]**

4.- CALIDAD DE CORTES EN LA FRACCIONADORA:

4.1.- Overlap: Diferencia que existe entre la temperatura correspondiente al punto final de ebullición de la fracción ligera e inicial de la fracción pesada.

4.2.- GAP ó Diferencia entre el 5 – 95% ASTM: Define el grado de separación relativa entre dos fracciones consecutivas. Se calcula mediante la ecuación:

$$GAP = T_{5\%FP} - T_{95\%FL}$$

Si existe buena separación la diferencia de temperatura será positiva.

Si la diferencia es negativa existe overlap y la separación es deficiente. [6]

5.- ELEMENTOS TOMAR EN CUENTA EN EL PROCESO DE DESTILACIÓN DE CRUDOS:

Propiedades	Impacto	Acciones	Observaciones
API	Rendimiento	Modificaciones internas de las columnas.	Alta inversión requerida.
	Limitaciones en el precalentamiento del crudo (menores flujos de los productos livianos.	Cambio de esquema del proceso de destilación.	
	Fraccionamiento deficiente		
AGUA	El exceso de agua genera vapor en las torres de crudo, el cual se expande y puede afectar los internos de la misma, reducir la producción e interrumpir la operación	Deshidratación.	Alta inversión requerida
		Neutralización con NH_3 en el tope de las columnas.	
Número ácido	Corrosión a consecuencia del aumento en la acidez de los cortes	Neutralización con caústico en las columnas	Aumento del nivel de Na en fracciones pesadas afecta

	(ácidos nafténicos)	Adecuación de la metalurgia. (Fondo atmosférica y zona media superior vacío)	procesos aguas abajo
Azufre	Calidad de los productos (Kero, Diesels, LVGO, HVGO)	HDS de los productos.	Alta inversión requerida

[2]

6.- DESTILACION AL VACIO:

Al calentar un crudo a temperaturas por encima de los 380 °C, o más altas, a presión atmosférica, dependiendo del crudo se producen reacciones de Craqueo Térmico o descomposición térmica. Como resultado de estas reacciones se generan componentes inconvenientes, como lo son (C1–C3), hidrocarburos insaturados (olefinas) que quedan en las naftas y destilados y Coque.

Los gases tienden a sobrecargar la sección de enfriamiento de productos de tope y por supuesto la Planta de gas, por otro lado se generan compuestos insaturados en el rango de las Naftas y Destilados que ocasionan problemas de inestabilidad a la oxidación degradación del calor. El craqueo térmico ocasiona también la formación de coque lo cual se acumula gradualmente en los platos inferiores, en el fondo de la torre y en las líneas de transferencia hacia el horno de la destiladora al vacío, ocasionando problemas por obstrucción.

La estrategia tecnológica que permite evitar estos inconvenientes consiste en bajar la presión de operación a niveles de Vacío o Alto Vacío, de manera que a temperaturas de 380 – 400 °C, y a esas bajas presiones, puedan vaporizarse componentes o fracciones que no se vaporizan a dichas temperaturas de 380 °C – 400 °C, las cuales a presión atmosférica no vaporizarían.

De la Destilación al Vacío se generan por lo general unos tres a 5 cortes, conocidos por lo general como Gasóleos de Vacío (GOV ó VGO). Estos cortes son GOP (350-390 °C), muy similar al Gasóleo más pesado de la Destilación Atmosférica (GOP), y los Gasóleos de Vacío LVGO, MVGO (no siempre) y HVGO, cuyos rangos de ebullición se distribuyen entre 390 y 500-530 °C. Finalmente por el fondo de la Torre se genera el residuo de Vacío (500 °C+, 530 °C+) también conocido como Residuo Corto.

Los cortes de la destilación al vacío dependiendo de varios factores son utilizados como:

- a) Alimentación a Unidades de Conversión: FCC, HCK, MHC.
- b) Unidades de Manufactura de Lubricantes, si el crudo es adecuado y si se cuenta con las instalaciones.
- c) Como componente del “pool” de combustibles pesados “Fuel Oil”, cuando no hay capacidad de conversión o ésta no es suficiente para procesar todo el GOV que se genera de la Destilación Atmosférica.

El residuo de Vacío o Residuo corto que sale por el fondo de la Torre puede tener varios destinos, a saber:

- a) Alimentación a Unidades de Conversión Profunda/Mejoramiento: Ej. Coquificación Retardada (DC), Flexicoquificación, Viscorreducción, HDH®, Aquaconversión®, H-Oil, Gasificación.
- b) Manufactura de Asfaltos.

c) Manufactura de Lubricantes, previa Desasfaltación: proceso que genera un componente conocido como DAO que puede ser utilizado como carga en FCC o en la manufactura de Lubricantes y Asfaltenos que pueden ir a una unidad de DC o a Gasificación. [7]

7.- TECNOLOGÍA DE ALTO VACÍO.

EYECTORES: Convierten la energía de presión del vapor motriz en velocidad (energía cinética), debido a la expansión adiabática desde la presión del vapor motriz, hasta la presión de operación de la carga succionada. [9]

CAPITULO II

METODOLOGIA:

1.- BASES DE DISEÑO:

Planteamiento del problema: Se está diseñando para el mejoramiento de un crudo pesado y obtener la mayor cantidad de gasolina, diesel, gasóleo, etc.

2.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO:

Antes de entrar a la Columna de Destilación Atmosférica, el crudo es precalentado en una serie de trenes de intercambio de calor, donde se aumenta su gradualmente su hasta alcanzar unos 250 °C. Este precalentamiento se realiza normalmente con las mismas corrientes de cortes laterales que van saliendo de la columna y que normalmente requieren ser enfriados.

Seguidamente el crudo pasa al Horno principal donde se lleva a la Temperatura de entrada a la torre que usualmente está entre 340 y 400°C. A esta temperatura, los componentes con puntos de ebullición menor se encuentran en fase vapor, de allí que al entrar la alimentación a la columna, en la zona “flash” o zona de vaporización se produce en primer término una separación vapor-líquido, por expansión, debida al cambio de diámetro entre la línea y la columna.

Debido a la Expansión, aproximadamente un 10 a 15% de los componentes con Punto de ebullición superior a la temperatura en la zona flash es arrastrado con el vapor. A la sección de la Torre ubicada por encima del Plato de Alimentación se le denomina Zona de Rectificación, ya que allí se ajusta o rectifica la calidad de los productos o cortes que se desea obtener.

En la medida que los vapores de la zona flash van ascendiendo hacia el tope de la torre y ya sea en los platos o en el empaque o relleno de la torre, entran en contacto con el líquido más frío que vienen descendiendo ocurriendo así la transferencia de calor y masa necesaria.

Por su parte la fase líquida de la zona de alimentación desciende hacia el fondo de la torre y en su trayecto entra en contacto con vapores que vienen ascendiendo desde el fondo a temperatura algo mayor. Este contacto que contribuye a una recuperación adicional de condensables que vengan arrastrados en el vapor y a la vaporización de compuestos más volátiles presentes en el líquido.

Al llegar al fondo de la Torre, el líquido es llevado a su máxima temperatura, al ser pasado por un Horno Rehervidor, donde se calienta hasta unos 410 °C, lo que con la ayuda de una inyección de vapor genera una vaporización adicional. Los componentes más volátiles llegan al tope de la Torre en fase vapor y van de inmediato a un sistema de enfriamiento conformado usualmente por aeroventiladores “Air Coolers”, y condensadores con agua de enfriamiento.

Seguidamente el efluente frío pasa a un separador trifásico, donde se separan por el tope los gases no condensables a condiciones ambiente (principalmente C1- C4), mientras que por el fondo sale en primer término el agua condensada y por un lado los destilados condensables (C5+). Parte de estos Destilados son retirados de la Torre y van a un fraccionamiento adicional mientras que el resto se devuelve como reflujo a la Torre.

Para favorecer un fraccionamiento eficiente del crudo en la Destiladora Atmosférica, es importante asegurar un perfil adecuado de Temperatura a través de toda la Columna. El cual va desde unos 400 - 430 °C en el fondo hasta unos 150 °C en el Tope.

Este perfil se logra ajustando parámetros tales como la Temperatura en el tope con la relación de reflujo, la temperatura en el fondo con el calor que suministre el rehervidor. Otro implemento adicional de las columnas de destilación son los despojadores laterales, los cuales tienen como objetivo fundamental ajustar el punto inicial de ebullición (IBP) de los cortes laterales. Por otra parte las columnas de destilación usualmente utilizan recirculaciones denominadas “pumparound” para asegurar presencia de líquido en platos que estén por debajo de un plato de retiro total.

Estos despojadores son básicamente torres empacadas que son alimentadas con vapor por el fondo como elemento despojador para remover por el tope los componentes más volátiles de una dada fracción. Seguidamente el residuo de la columna se lleva a un proceso similar, con la diferencia de que este trabaja en una torre especial a condiciones de alto vacío, para obtener los cortes de puntos de ebullición mayores a la temperatura de craqueo.

3.- FILOSOFÍA DE DISEÑO, SEGURIDAD Y PROTECCIÓN

En la siguiente sección se analizan los criterios utilizados para mantener las medidas de seguridad para garantizar la calidad del producto y el mantenimiento, protección de las instalaciones y del personal operativo, al igual que la conservación del ambiente.

3.1.- Sistemas de Control y Seguridad: Cada equipo involucrado en el proceso posee lazos de control que permiten mantener las variables de controladas en los rangos estipulados, mediante las variables manipuladas disminuyendo el efecto de las perturbaciones en el proceso.

3.2.- Filosofía de Control: Para establecer los sistemas y estrategias de control del proceso, se analizarán cada una de las variables involucradas,

tanto en condiciones normales como en condiciones de seguridad. Estos sistemas están conformados por válvulas de control, sensores-transmisores, controladores y alarmas.

3.3.- Sobrediseño de Equipos: El sobrediseño si hay que hacerlo se tomara en cuenta las condiciones del proceso, para brindar mayor flexibilidad y seguridad en los equipos.

3.4.- Equipos de respaldo: Para asegurar el funcionamiento continuo de la planta, se contarán con equipos de respaldo, con el objetivo de poder realizar mantenimiento a los equipos sin parar la producción. [7]

4.- ALCANCE:

Esta planta consta de la unidad de destilación atmosférica y al vacío

5.- UBICACIÓN DE LA PLANTA:

Para la ubicación se tiene que tener en cuenta las condiciones climáticas, si esta en un sitio muy poblado, si de fácil acceso.

6.- CAPACIDAD DE LA PLANTA:

La unidad de destilación atmosférico y al vacío para procesar 300000 BPD en tres torres con capacidad de 100000 BPD cada una.

7.- CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES DE LA MATERIA PRIMA:

La unidad de destilación atmosférica y al vacío va tener flexibilidad operacional par el tratamiento de crudos pesados.

8.- CARACTERÍSTICAS DE LOS SERVICIOS:

Debido a que en este caso se trata del diseño de la unidad de destilación de una empresa que se diseña teniendo en cuenta muchos criterios económicos, se trata de que la refinería sea lo más auto-sostenible posible, y es por esto que dentro de la refinería se deben generar la mayoría de los servicios industriales consumidos. Los servicios industriales que serán requeridos en la refinería son los siguientes:

8.1.- Suministro de electricidad: la refinería contará con el suministro de electricidad del sistema interconectado nacional, a través de la empresa CORPOELEC. La electricidad no se producirá dentro de la refinería. La energía eléctrica llega a la refinería y en la refinería se distribuye la energía a las subestaciones de las plantas, donde se alimenta la electricidad para el consumo interno de cada unidad. En la unidad de destilación la energía eléctrica será usada para la generación de potencia en las bombas, para funcionamiento de motores de compresores, sopladores, computadoras, iluminación, funcionamiento de los sistemas de control y cualquier equipo que requiera de energía eléctrica que sea necesario para el funcionamiento adecuado de la unidad de destilación atmosférica de la refinería.

8.2.- Suministro de agua: el agua que se consumirá en la unidad de destilación atmosférica será suministrada por la planta de servicios industriales que estará en la refinería, esta agua llegará a la unidad de destilación ya con un tratamiento previo en el cual ya en servicios industriales le han eliminado los contaminantes y la ha llevado a la temperatura a la cual se necesita en la unidad de destilación. El agua será usada como agua de enfriamiento y para el mantenimiento general de los equipos.

8.3.- Suministro de aire: el aire también será suministrado por servicios industriales a las condiciones requeridas. El aire en la unidad de

destilación se utilizará para los instrumentos en las válvulas de control y en la reacción de reformación de nafta pesada.

8.4.- Suministro de gas combustible: el gas combustible se usará en el horno, parte del consumo de aire será aliviado con la producción en la destilación atmosférica, el resto se comprará.

8.5.- Suministro de vapor: el vapor lo suministrará la planta de servicios industriales. Se utilizará para proporcionar calor en el fondo de la torre de destilación atmosférica. [7]

9.- FACTORES DE SERVICIOS:

Una refinería puede operar durante varios años seguidos sin realizar una parada programada, pero se estima que en promedio una refinería debe parar la producción aproximadamente 35 días al año debido a paradas no programadas por daños en equipos entre otras cosas. [8]

10.- REQUERIMIENTO DE ALMACÉN:

Teniendo en cuenta que la refinería no se abastece normalmente directamente a partir del yacimiento de petróleo, dado que en entre uno y otro punto suele producirse un transporte intermedio por buque cisterna o por oleoducto. Por ello, el crudo se almacena tanto en el punto de embarque como en el del desembarque. [8]

CAPITULO III

RESULTADOS Y DISCUSIONES

INNOVACIONES

La destilación atmosférica y al vacío es la principal operación en la refinación del crudo y de este dependen la mayoría de los procesos en la planta, una innovación en esta área puede estar relacionada en las siguientes áreas:

1.- Fenómenos de intercambio de calor:

En la destilación es necesario llevar el crudo desde la temperatura de alimentación (25°C) a temperaturas no mayores que 350°C, para esto se calienta el crudo usando un horno de combustión con gas natural o fuel oil. Un adelanto para optimizar este proceso es aprovechar las corrientes laterales de la columna de destilación que salen a temperaturas relativamente altas ya que se encuentran a la temperatura de ebullición de cada corte, esto se aprovecha instalando intercambiadores de calor entre los productos y la alimentación del proceso justo antes de entrar al horno, y debe hacerse de manera ordenada (los cortes livianos primero y los pesados después). Esta innovación está reseñada en el artículo Improve crude oil fractionation by distributed distillation Revista Hydrocarbon processing año 2008.

Estos intercambiadores y los demás usados en el proceso se podrían optimizar usando programas matemáticos, esto está estudiado en el artículo Síntesis óptima de una red de intercambiadores de calor mediante programación matemática. Revista Ingeniería Química N° 440 año 2008.

Así mismo la instalación de la torre pre-flash proporciona un impacto positivo en el ahorro de energía en el proceso como lo explica el artículo Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation, de Applied Thermal Engineering Volume 29, Issues 8–9, June 2009, Pages 1642–1647.

La instalación de eyectores en las columnas de destilación disminuyen el consumo de energía en el sistemas como lo demuestra el artículo Optimize distillation operations with ejectors, revista Hydrocarbon processing de marzo de 2001. Y Reduce energy costs for distillation column de revista Hydrocarbon processing octubre 2004.

2.- Fenómeno de transferencia de masa:

La destilación es una operación unitaria de separación, que consiste en la separación de pseudocomponente del crudo aprovechando sus diferencias de volatilidad. Para esto la columna de destilación contiene platos, recirculaciones, condensadores y rehervidores para mejorar la eficiencia de este proceso. Entre las innovaciones en este sector, podríamos observar en el tipo de plato y la configuración de los mismos en la torre, como en el artículo UNFIXED DIVIDING WALL TECHNOLOGY FOR PACKED AND TRAY DISTILLATION COLUMNS, SYMPOSIUM SERIES NO. 152, B. Kaibel, H. Jansen, E. Zich and Z. Olujic' Julius MONTZ Laboratory for Process Equipment, Delft University of Technology.

Otro adelantos en cuanto a los arreglos internos de la torres como son uso de membranas y superficies eficientes para la transferencia de masa están reflejados en el artículo ask more from vendors when revamping your distillation column, Revista Hydrocarbon processing pag. 65-69 June 2006.

De igual manera el uso de calentadores y enfriadores laterales para incrementar la eficiencia de las torres está entre las mejoras de este proceso, articulo Increase distillation capacity with side heaters and coolers, mayo del 2007.

3.- Control del proceso:

El control del proceso es bastante importante ya que en el mismo se manejan las variables que podrían optimizar el proceso. Hoy en día las investigaciones en esta área son muy variadas como por ejemplo:

- ✓ Control optimization saves Money in destillation, revista hydrocarbon processing, junio 2007. Recover cube extraction gasoils from vacuum distillation units, , revista hydrocarbon processing, Julio 2005
- ✓ Consider the “inside-out” approach to optimize distillation operations, revista hydrocarbon processing, Agosto 2006.
- ✓ Optimize process operation with new vacuum distillation methods, revista hydrocarbon processing, mayo 2005.
- ✓ “Dynamics and Control of Distillation Columns - A Critical Survey”, Authors: Sigurd Skogestad, Affiliation: NTNU (Chemical Engineering), Reference: 1997, Vol. 18, No. 3, pp. 177-217.

4.- Mejoramiento de la alimentación:

Entre estos procesos del mejoramiento del crudo antes de la alimentación a las columnas podemos reseñar la recirculación de cortes de crudo y combinarlos con la alimentación para mejorar sus propiedades físicas, así lo reseña el articulo PROCESS AND APPARATUS FOR COMBINATION UPGRADING OF OIL IN SITU AND REFINING THEREOF, de UNITED STATES PATENT OFFICE (US 3.310.109), marzo 1967.

Otra innovación en cuanto al mejoramiento de la alimentación extra pesada es el uso de biotecnología para disminuir la viscosidad y densidad

del crudo, como se observa en el artículo BIOLOGICAL UPGRADING OF HEAVY CRUDE OIL, por Vladimir León y Manor Kumar de la Unidad de biotecnología del petróleo, Fundación Instituto de estudios avanzados(IDEA) Caracas, Venezuela.

Al culminar la revisión bibliográfica en cuanto artículo y mejoras al sistema podemos constatar que está muy avanzado el estudio y aplicación de adelantos a este proceso industrial, a pesar de la magnitud de estas innovaciones no se observa un impacto favorable hacia el medio ambiente.

Por lo tanto, se debe buscar innovaciones cuyos objetivos incluyan minimizar el impacto ambiental, y que no solo se tomen en cuenta la eficiencia y los costos del proceso. En este sentido, se propone el reemplazo del horno de combustión por uno más limpio como un horno eléctrico, y así disminuir el consumo de combustible y las emisiones de CO₂ a la atmósfera.

La energía necesaria para el horno eléctrico será generada por paneles fotovoltaicos ubicados alrededor de todas las áreas disponibles y techos de la refinería.

Consideramos ahora con más detalle los tipos o fuentes de energía que posee la tierra y su conversión en calor, luz y potencia. La energía solar es una de las fuentes de energía más prometedora pero aun no se ha hecho en la práctica. La enorme magnitud de la radiación solar que llega a la superficie de la tierra es tan superior a todas las necesidades previsibles que representa una técnica sumamente atractiva. Infortunadamente, no parece que exista todavía un procedimiento económicamente viable que permita aprovechar sustancialmente este continuo suministro de energía. En la actualidad se trabaja en el diseño de plantas receptoras de esta energía que se puedan utilizar en gran escala. Los prototipos puestos en servicio hasta el

momento son pequeños, lo cual limita su uso a las horas del día, en condiciones atmosféricas optimas.

Una planta típica funciona de la siguiente manera: La luz solar incide sobre colectores especialmente recubiertos, elevando la temperatura de un metal liquido hasta 1000° F, un recuperador de calor convierte el calor recogido, en vapor, el cual hace girar un tubo generador, como en los centrales convencionales. El depósito de sol retiene suficiente calor como para seguir produciendo vapor durante la noche y durante los días nublados.

Otro sistema más ambicioso y complejo seria el propuesto por PETER E. GLARES que consiste en situar un panel ligero de células solares en una órbita sincronizada a 22.300 millas de la tierra, donde estaría expuesto a la radiación solar durante las 24 horas de día. Las células solares (aun por desarrollar) captarían la energía radiante y la transformación de la electricidad, en energía en forma de microondas, con un rendimiento del 85% lo cual es posible actualmente. Las microondas serian radiadas de una longitud de onda seleccionada para poder atravesar las nubes sin perdidas y seria recogida por una antena adecuada en la tierra.

Lo limitante de esta propuesta son los tamaños de los paneles a ser puestos en órbita. Por ejemplo para suplir las necesidades energéticas se necesitara un panel colector de cinco millas cuadradas.

La gran virtud de estos esquemas energéticos usados en la energía solar captada en la tierra es que no añadirían ninguna carga térmica a la biosfera. Por otra parte los colectores solares en el espacio añadirían a la atmosfera terrestre una carga de calor mucho menos que la añadida por los centrales nucleares y de combustibles fósiles. [10]

Como una referencia actual en el uso de la energía solar en procesos industriales podemos citar al artículo *Energía solar térmica para procesos industriales, revista Ingeniería Química, N° 424, mayo 2005.*

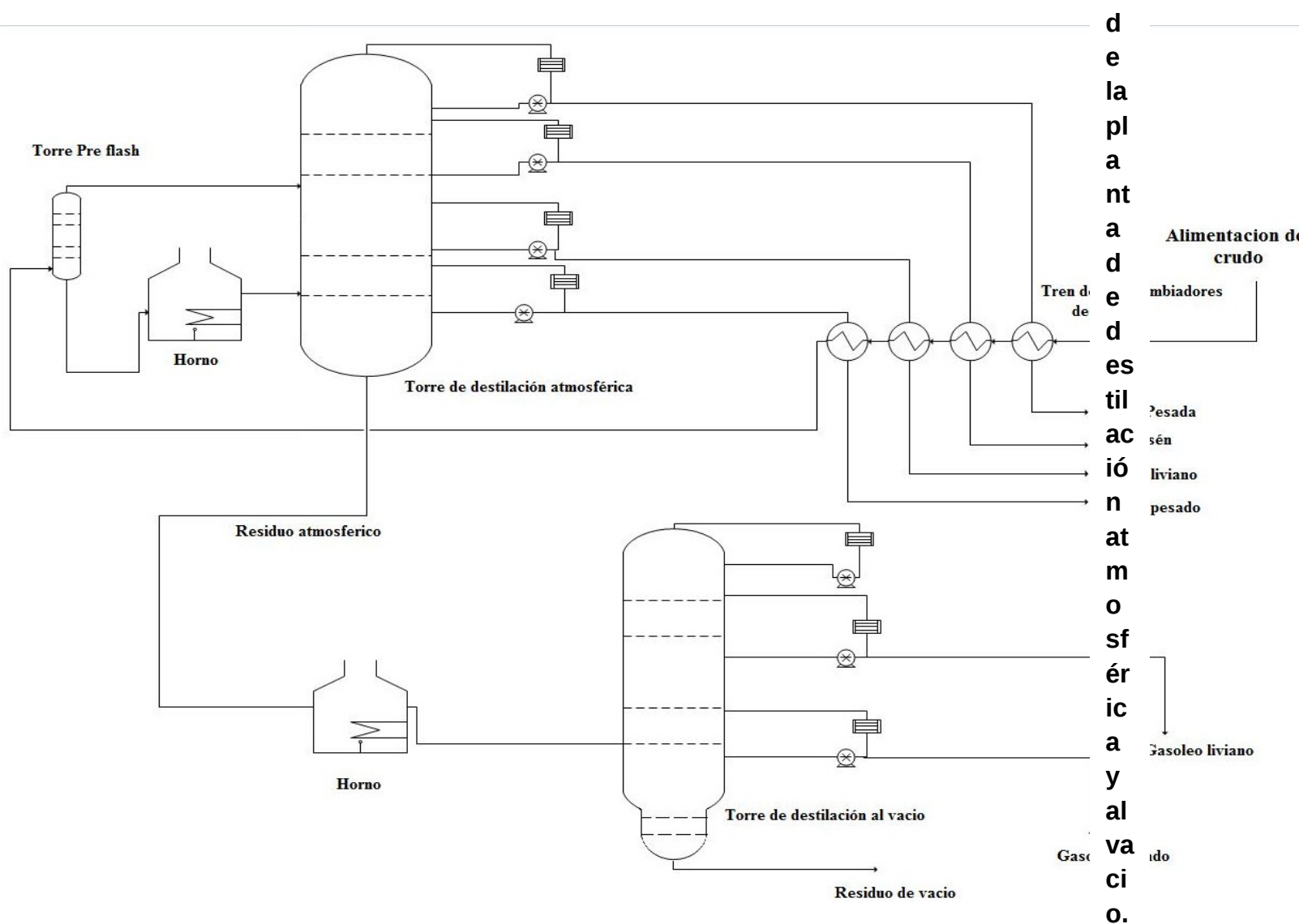
El proceso de destilación no es contaminante, la contaminación generada por este sistema la observamos en el horno de combustión, debido a las grandes cantidades de crudo que se deben calentar para ser destiladas es necesario una gran cantidad de combustible, el cual es quemado y enviado en forma de CO₂ a la atmosfera.

Es por esto que nuestra innovación es el re emplazamiento del horno de combustión de combustión por uno más limpio como un horno eléctrico, alimentado por energía solar generada por paneles fotovoltaicos ubicados alrededor de todas las áreas disponibles y techos de la refinería. Esto tendría un alto impacto en el ambiente ya que se dejarían de quemar aproximadamente 20000 kg/h de combustible en los hornos de las torres de destilación.

PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA PLANTA

Para el mejoramiento del proceso de destilación de crudo se recomendara como mejora la implementación de torres pre flash y trenes de intercambiadores. Estas mejoras optimizan el balance de energía y están explicados en el articulo *Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation, de Applied Thermal Engineering Volume 29, Issues 8–9, June 2009, Pages 1642–1647* para la torre pre flash y el articulo *Improve crude oil fractionation by distributed distillation Revista Hydrocarbon processing año 2008*, para el tren de intercambiadores.

El diagrama de proceso siguiente se representa un esquema de la planta para entender mejor el proceso.



BALANCE DE MASA

CARACTERISTICAS DEL CRUDO

a. Caracterización del crudo mediante normas ASTM:

Petróleo	Gravedad API	% P/P Carbón Conradson	Viscosidad Dinámica (cP)		
			40 °C	50 °C	60 °C
Crudo Merey	11,8	8,16	6610	2660	1316

b. Datos Curva TBP

TBP (°C)	%V
150	3
200	5
250	10
300	16
343	22
402	34
461	44
520	53
579	62
638	72
697	84
740	90
790	96
840	101

c. Curva TBP

CALCULOS DEL BALANCE DE MASA

d. Cálculos para el balance de masa

- Conociendo las temperaturas de ebullición máximas de los cortes, se hallan los %volumen acumulado utilizando la ecuación ajustada en la curva TBP:

$$T(^{\circ}C) = 0,0006 * (V_{acumulado})^3 - 0,1033 * (V_{acumulado})^2 + 10,941 * (V_{acumulado}) + 138,95$$

Ecuación (1)

- Luego se hallan los %Volumen de cada corte con la ecuación para calcula el caudal de cada corte

$$V_i = (V_{acumulado})_i - (V_{acumulado})_{i-1}$$

Ecuación (2)

- Se calcula un %V promedio con la ecuación (3) para así hallar una Temperatura promedio de ebullición de cada corte utilizando la ecuación (1).

$$V_{promedio} = \frac{V_i}{n}$$

Ecuación (3)

- Se aplica la Ecuación generalizada para el cálculo de propiedades Físicas, propuesta por Riazi and Al-Sahhaf (1996) para el calculo del peso molecular y la densidad de cada corte:

$$\theta = \theta_{\infty} - e^{a-b*M^c}$$

Donde,

θ =Propiedad física.

θ_{∞} , a, b, c=Constantes características para cada propiedad.

M=peso molecular de cada corte

Los valores de las constantes se obtienen de la siguiente tabla:

Tabla 1. Constantes para la ecuación de Riazi and Al-Sahhaf

Θ	θ_{∞}	A	B	C
Tb	1080	6.97996	0.01964	0.67
Densidad	1.05	3.80258	3.12287	0.1

Corte	°C	%V acumulado	%V	%V promedio	TBP(C)	TBP(K)	PM	TBP(F)	Densidad calculada
Gas	10	-12,127488 6	0	0	0				
Nafta Liv	70	-3,1853572 7	0	0	0				
Nafta	180	4,3199998 7	4,31999987	2,1599999 3	162,10664 9	435,25664 9	132,75667 6	323,79196 9	0,774476326
Querosé n	240	9,5170928 3	5,19709297	6,9185463 5	209,89992 8	483,04992 8	163,86791 4	409,81987	0,80276586
Diesel liv	290	14,821241	5,30414814	12,169166 9	257,87656 9	531,02656 9	200,10398 5	496,17782 5	0,827393096
Diesel pes	340	21,482734 7	6,66149371	18,151987 8	307,10269	580,25269	243,50599 2	584,78484 2	0,849614997
Gasóleo liv	454	43,310965 1	21,8282304	32,396849 9	405,38619 4	678,53619 4	355,08963 9	761,69515	0,887243041
Gasóleo pes	566	60,585332 9	17,2743679	51,948149	512,66094 9	785,81094 9	535,87471 7	954,78970 7	0,92146079
Residuo vacio	mayore s 566	100	39,4146671	80,292666 5	662,04989 1	935,19989 1	1521,3476 1	1223,6898	0,982482994

- Se halla el caudal de cada corte en barriles de petróleo por día (BPD) usando el %V y una alimentación de 100000BPD para una torre de destilación y usando el valor de la densidad se halla el flujo másico de cada corte (Kg/h).

Corte	%V	BPD	Densidad calculada	flujo másico(Kg/h)
Gas	0			
Nafta Liv	0			
Nafta	4,31999987	4319,99987	0,774476326	22165,51178
Querosén	5,19709297	5197,09297	0,80276586	27639,82333
Diesel liv	5,30414814	5304,14814	0,827393096	29074,57802
Diesel pes	6,66149371	6661,49371	0,849614997	37495,54532
Gasóleo liv	21,8282304	21828,2304	0,887243041	128306,0139
Gasóleo pes	17,2743679	17274,3679	0,92146079	105454,4491
Residuo vacio	39,4146671	39414,6671	0,982482994	256548,0907
Total	100	100000		606684,0121

e. Calculo de porcentaje de azufre

- Se calculan los % de azufre de cada corte, utilizando la ecuación de (Riazi, 1999) que depende del peso molecular.

Para las fracciones de $PM < 200$

$$\%S = 177,448 - 170,946 \cdot R_i + 0,2258m + 4,054 \cdot SG$$

Para fracciones de $PM \geq 200$

$$\%S = -58.02 + 38463 \cdot R_i + 0,23 \cdot m + 22,4 \cdot SG$$

Donde %S es el porcentaje másico de azufre, R_i es la refractividad y esta definida por la ecuación.

$$Ri = n - \frac{d}{2}$$

Donde d es la densidad a 20 °C, n es un índice de refractividad y m está definido por:

$$m = PM * (n - 1.475)$$

n se calcula por la ecuación,

$$n = \left(\frac{1 + 2 * I}{1 - I} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Y el valor de I esta dado por,

$$I = a * e^{b * Tb + c * SG + d * Tb * SG} * Tb^e * SG^f$$

SG: es la gravedad específica.

Tb: es la temperatura media de ebullición de cada corte.

a, b, c, d, f, g: son constantes que dependen del peso de la fracción y se obtienen de la siguiente tabla.

Constantes	Fracciones liv	Fracciones pes
Rango PM	70-300	300-600
Rango TBP	90-650	650-1000
A	0,0266	0,02341
B	0,0003095	0,0006464
C	2,468	5,144
D	-5,70E-04	-0,0003289
E	0,0572	-0,407
F	-0,72	-3,333



Realizando todos los cálculos se obtiene la siguiente tabla.

Corte	TBP corte(°F)	TBP (K)	Dens idad	PM	I	N	m	Ri	%S
Nafta	323,79 197	783,7 92	0,774 48	132, 76	2,85E -01	1,4825 942	1,008 18	1,09 54	1,43576 0059
Quero sén	409,81 987	869,8 199	0,802 77	163, 87	2,92E -01	1,4967 093	3,557 45	1,09 53	2,00967 0633
Diesel liv	496,17 783	956,1 778	0,827 39	200, 10	2,98E -01	1,5075 018	6,503 75	1,09 38	2,43505 1987
Diesel pes	584,78 484	1044, 785	0,849 62	243, 51	3,02E -01	1,5155 092	9,864 24	1,09 07	2,73615 9181
Gasól eo liv	761,69 515	1221, 695	0,887 24	355, 09	2,86E -01	1,4838 852	3,155 06	1,04 02	1,79334 1252
Gasól eo pes	954,78 971	1414, 79	0,921 46	535, 87	2,99E -01	1,5088 693	18,14 97	1,04 81	2,51784 4827
Resid uo vacio	1223,6 898	1683, 69	0,982 48	152 1,35	3,26E -01	1,5654 648	137,6 28	1,07 42	2,14001 6633
Total									2,15168 811

Corte	Flujo másico total	Flujo másico azufre
-------	-----------------------	------------------------

Nafta	22165,51178	318,2435649
Querosén	27639,82333	555,4694124
Diesel liv	29074,57802	707,9810899
Diesel pes	37495,54532	1025,937806
Gasóleo liv	128306,0139	2300,964676
Gasóleo pes	105454,4491	2655,17939
Residuo vacio	256548,0907	5490,171813
Total	606684,0121	13053,94775

BALANCE DE ENERGIA

ENTALPIA DE ENTRADA AL HORNO LIQUIDA A 25
CENTIGRADOS:#

$$H_{liq}@25 := 15 \cdot \left(\frac{Kcal}{Kg} \right)$$

$$\frac{15 Kcal}{Kg}$$

#ENTALPIA DE SALIDA DEL HORNO A 350 CENTIGRADOS:#

$$H_{vap}@350 := 245 \cdot \left(\frac{Kcal}{Kg} \right)$$

$$\frac{245 Kcal}{Kg}$$

VOLUMEN DEL CRUDO A CALENTAR:#

$$Volume_{lim} := 100000 \left(\frac{Barril}{dia} \right)$$

$$\frac{100000 Barril}{dia}$$

#BALANCE DE ENERGIA EN EL HORNO TOMANDO EN CUENTA QUE SON 3 TORRES DE DESTILACION#

$$\#Q_{necesario} = masa \cdot (H_{salida} - H_{entrada}) \#$$

$$Q_{necesario} := 3 \cdot Volume_{alim} \cdot \left(\frac{159 \cdot L}{Barril} \right) \cdot \left(\frac{dia}{24 \cdot h} \right) \cdot \left(\frac{0.998 \cdot Kg}{L} \right) \cdot (H_{vap @ 350} - H_{liq @ 25})$$

$$\frac{4.56210750010^8 \text{ Kcal}}{h}$$

$$Q_{necesarioKjPH} := \frac{Q_{necesario} \cdot 4.1868 \text{ KJ}}{\text{Kcal}}$$

$$\frac{1.91006316810^9 \text{ KJ}}{h}$$

$$PCS_{gasnatural} := \frac{41860 \cdot KJ}{Kg}$$

$$\frac{41860 \text{ KJ}}{Kg}$$

$$MasaNecesaria := \frac{Q_{necesarioKjPH}}{PCS_{gasnatural}}$$

$$\frac{45629.79379 \text{ Kg}}{h}$$

$$densidad_{Dieselpes} := \frac{0.84962 \cdot Kg}{l}$$

$$\frac{0.84962 \text{ Kg}}{l}$$

$$BPD_{dieselpesado} := \frac{MasaNecesaria}{densidad_{Dieselpes}} \cdot \frac{barril}{159 \cdot l} \cdot \frac{24 \cdot h}{dia}$$

$$\frac{8106.584172 \text{ barril}}{dia}$$

$$Precio_{Dieselusado} := BPD_{dieselpesado} \cdot 543.91 \cdot \left(\frac{Bs.F}{barril} \right)$$

$$\frac{4.40925219710^6 \text{ (Bs.F)}}{dia}$$

ESTIMACIÓN DE COSTOS DE LA PLANTA:

Para calcular la inversión necesaria para poner en marcha la planta, es necesario evaluar los costos individuales de cada uno de los equipos requeridos, siendo estos los costos directos; los indirectos se obtienen a partir de los directos (ya sean los costos de construcción, manufactura, distribución) empleando una serie de porcentajes o ratios partiendo del precio total de los equipos.

Los costos de los equipos se evalúan utilizando gráficas tabuladas partiendo de datos de diseño de cada equipo. Estas gráficas se pueden encontrar en el libro Chemical Process Equipment, de los autores: **Couper, Penney, Fair, Walas**

COLUMNAS DE DESILACIÓN: Se tratan de tanques de proceso verticales, su costo se obtiene a partir de sus dimensiones de altura y diámetro:

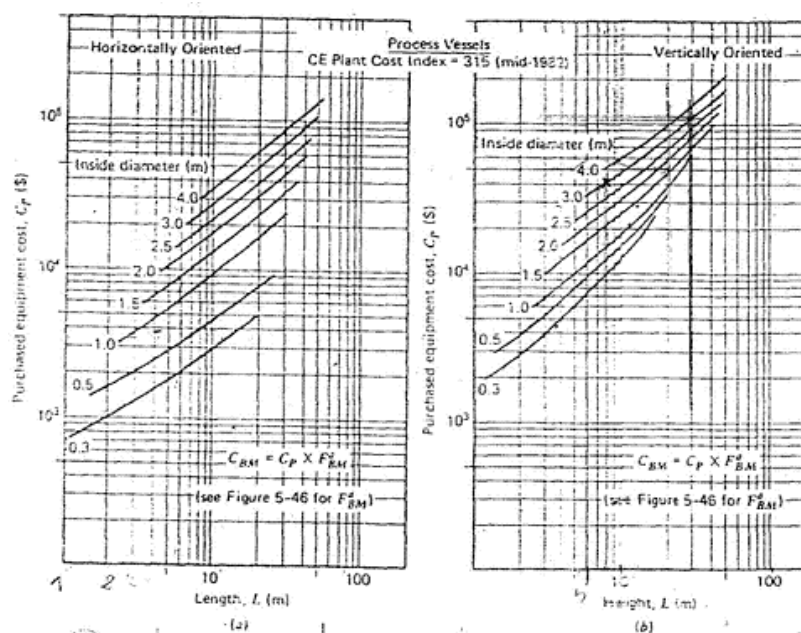


Figura 10.- Costos de tanques de procesos

El valor del parámetro C_P se obtiene leyendo en la gráfica de la derecha, en la figura 10 ya que están en posición vertical.

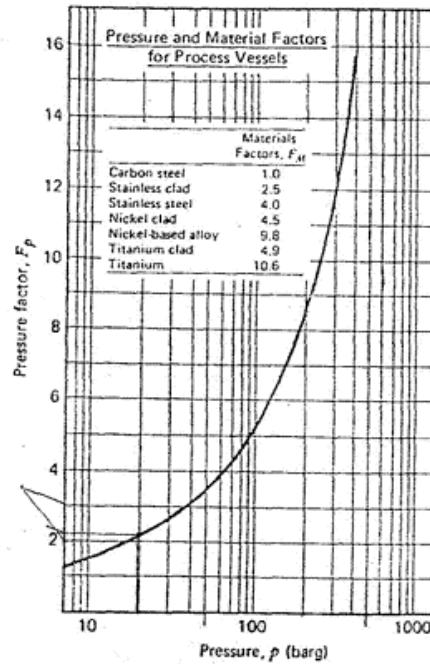


Figura 11 Factor de corrección de presión

El parámetro C_P está en función de la presión del equipo, para determinarlo se lee en la figura 11. Para presiones atmosféricas o inferiores, se toma el valor mínimo que corresponde a 1,3.

El parámetro C_M depende del material del equipo, en este caso el material es acero al carbono, y su valor correspondiente es 1. Estos valores se pueden observar también en la figura 11.

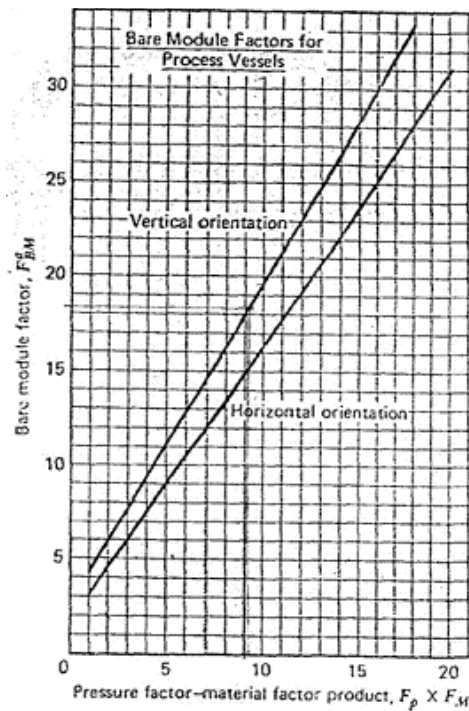


Figura 12 Factor de corrección de presión y material

Conociendo F_M y F_P se determina el valor del parámetro F_{BM} (factor de corrección de material y presión) leyéndose en la figura 12

Conocidos los datos de F_{BM} y C_P se puede obtener C_{BM} (Costo del equipo) con la ecuación:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

Siguiendo este procedimiento, los valores obtenidos para la columna de destilación atmosférica, a vacío y pre flash han sido:

Tabla 1 Costo de las columnas de separación

	Altura (m)	Diámetro (m)	C_P (\$)	F_M	F_P	F_{BM}	Costo (\$)
Pre Flash	4	0,75	7500	1	1,3	5	37500
Columna de destilación atmosférica	25	2	70000	1	1,3	5	350000
Columna de destilación a vacío	20	1,5	45000	1	1,3	5	225000

Además a estos valores ha de añadirse el costo que suponen los platos que contienen las columnas de destilación.

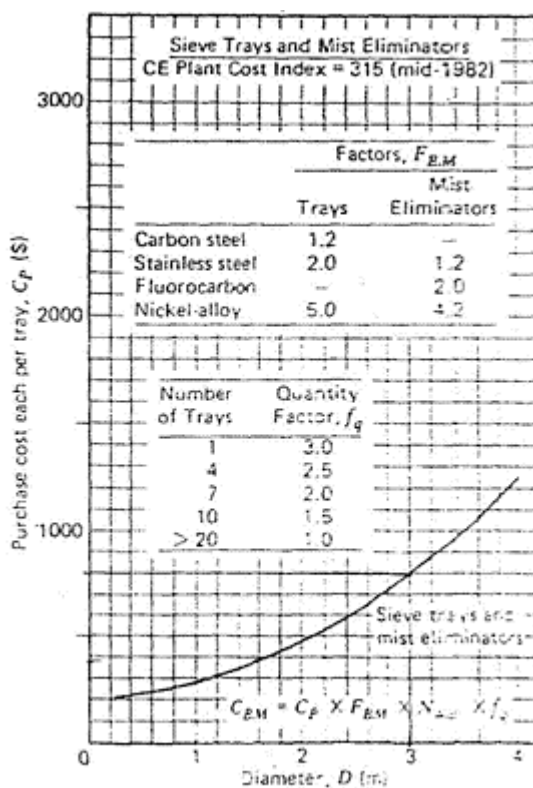


Figura 13 Costos de los platos para columnas de destilación

El factor C_P se determina en la figura 13, partiendo del dato del diámetro, F_{BM} depende del material de los platos (para acero al carbono tiene un valor de 1,2); N es el número de platos de la columna, y f_q es un factor que depende del número de platos. El costo que suponen los platos se determina como:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM} \times N \times f_q$$

Los datos obtenidos han sido:

Tabla 2 Costo de los platos de las columnas de separación

	Diámetro (m)	C_P (\$)	F_{BM}	Nº platos	f_q	C_{BM} (\$)
Pre Flash	0,75	250	1,2	7	2	4200
Columna de destilación atmosférica	2	475	1,2	50	1	28500
Columna de destilación a vacío	1,5	350	1,2	40	1	16800

Los costos que suponen las columnas incluyendo además los platos son:

Tabla 3 Costo total de las columnas de separación

	Costo Columnas (\$)	Costo Platos (\$)	Costo Total (\$)
Pre Flash	37500	4200	41700
Columna de destilación atmosférica	350000	28500	378500
Columna de destilación a vacío	225000	16800	241800

INTERCAMBIADORES DE CALOR: La planta dispone de cuatro intercambiadores de calor situados en serie a la entrada del horno. Según las

graficas ilustradas en el libro Chemical Process Equipment anteriormente citado, el costo se mide en función del área de contacto de los intercambiadores de calor.

Estos equipos, disponen de 50 tubos en los que, en la superficie de los cuales se produce el intercambio de calor, las dimensiones de estos tubos son 3 metros de largo (longitud del cambiador de calor) y 0,02 m de radio, de forma que el área de intercambio es:

$$\text{Área de cada tubo} = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot L = 0,377 \text{ m}^2$$

$$\text{Área total} = \text{Área de cada tubo} \cdot \text{N}^{\circ} \text{ de tubos} = 18,85 \text{ m}^2$$

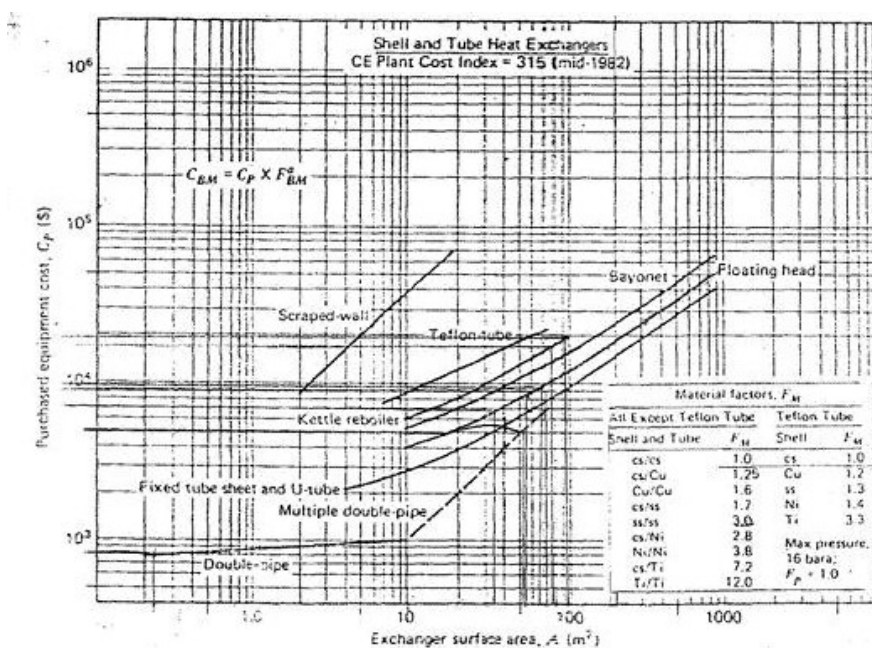


Figura 14 Costos de los Intercambiadores de Calor.

Con el área de intercambio se obtiene el parámetro C_P leyendo en la figura 14. Ha de leerse en la curva correspondiente a los cambiadores de calor de carcasa y tubos, ya que es el tipo de cambiador empleado.

El factor de material F_M depende del material del cambiador, los valores se pueden observar también en la figura 14. (Para acero al carbono tanto en carcasa como en tubos el valor es 1)

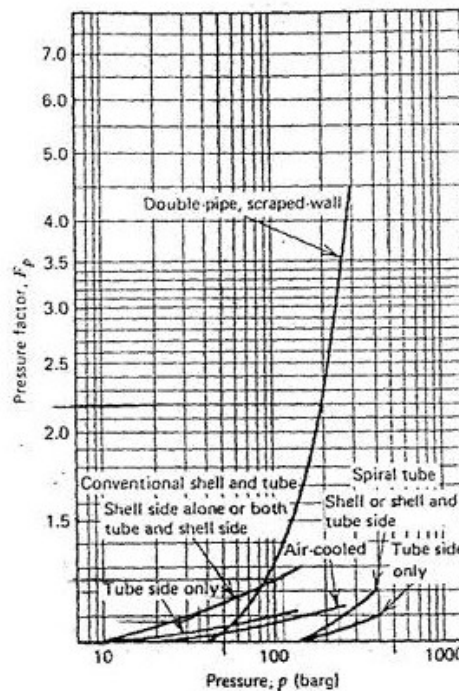


Figura 15 Factor de corrección de presión para los intercambiadores de calor.

El parámetro de presión F_p se obtiene a partir de la presión según la figura 15, si la presión es baja se considera un valor de 1 (valor mínimo)

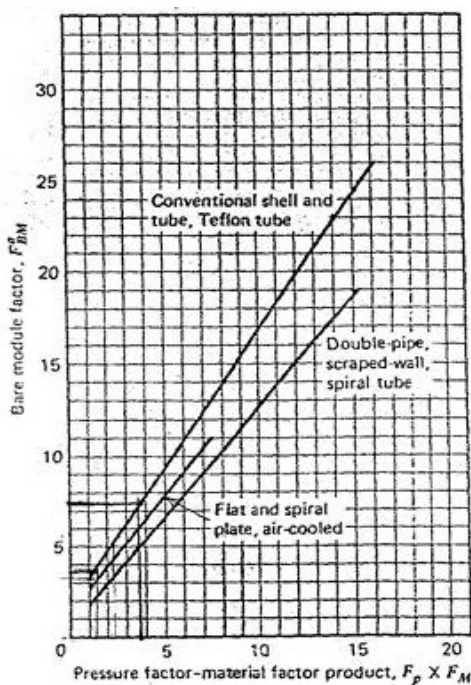


Figura 16 Factor de corrección F_{BM} para los intercambiadores de calor.

Conocidos F_M y F_P se obtiene el factor de corrección F_{BM} usando la figura 16.

El costo de los cambiadores de calor se calcula usando la siguiente ecuación:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

Los datos obtenidos son:

Tabla 4 Costo de los cambiadores de calor

Área (m ²)	CP (\$)	FM	FP	FBM	Costo (\$)
18,85	9000	1	1	3,5	31500

Dado que se requieren cuatro cambiadores de calor iguales, su costo será:

$$31500 \times 4 = \mathbf{126000 \$}$$

CONDENSADORES: Además de los cambiadores de calor en serie anteriormente citados, en la planta aparecen los condensadores que se requieren en las extracciones laterales de las columnas de separación, la forma de pronosticar su costo es idéntica a los cambiadores de calor anteriores.

Estos equipos tienen 20 tubos en su interior, en cuya superficie se da el intercambio de calor, sus dimensiones son **1,5 m** de largo y **0,02 m** de radio. Por lo tanto la superficie de intercambio es:

$$\text{Área de cada tubo} = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot L = 0,188 \text{ m}^2$$

$$\text{Área total} = \text{Área de cada tubo} \cdot \text{N}^{\circ} \text{ de tubos} = 3,77 \text{ m}^2$$

El costo de estos equipos se calcula de forma análoga a los cambiadores de calor anteriores, los datos obtenidos son:

Tabla 5 Costo de los condensadores

Área (m ²)	CP (\$)	FM	FP	FBM	Costo (\$)
3,77	2000	1	1	3,5	7000

Dado que se requieren de siete equipos con estas características, el costo de todos ellos ascenderá a:

$$7000 \times 7 = \mathbf{49000 \$}$$

HORNOS: Según las graficas ilustradas en el libro Chemical Process Equipment anteriormente citado, el costo de un horno se mide en función de su volumen interno y de la máxima temperatura que se alcanza en ellos.

El horno de calentamiento a la entrada de la columna de destilación atmosférica tiene unas dimensiones de 20 m x 10 m x 5 m, por lo que su volumen es:

$$V = 20 \cdot 10 \cdot 5 = 1000 \text{ m}^3$$

El horno de calentamiento a la entrada de la columna de destilación a vacío tiene unas dimensiones de 10 m x 5 m x 2,5 m, por lo que su volumen es:

$$V = 10 \cdot 5 \cdot 2,5 = 125 \text{ m}^3$$

La temperatura que se alcanza en ambos es de 370 °C

El factor F_{BM} para un horno que usa combustible es 2,2

El costo (C_{BM}) se determina como:

$$C_{BM} = C_P \times F_{MB}$$

Los datos obtenidos son:

Tabla 6 Costo de los hornos

	Volumen (m3)	Tª maxima (°C)	CP (\$)	FBM	Costo (\$)
Horno de la columna atmosférica	1000	370	3000 0	2,2	66000
Horno de la columna a vacío	125	370	1500 0	2,2	33000

BOMBAS: El costo de una bomba se mide en función de su potencia y del tipo de bomba del que se trate, las bombas empleadas en esta planta son centrifugas, de hierro fundido y 10 kW de potencia.

En la planta aparecen ocho bombas, siete de ellas están situadas en cada una de las extracciones laterales, con el fin de impulsar el producto, retornando parte de él a la columna de la que procede; la bomba restante está situada al comienzo del proceso para impulsar el crudo a través de los cambiadores de calor hasta el horno.

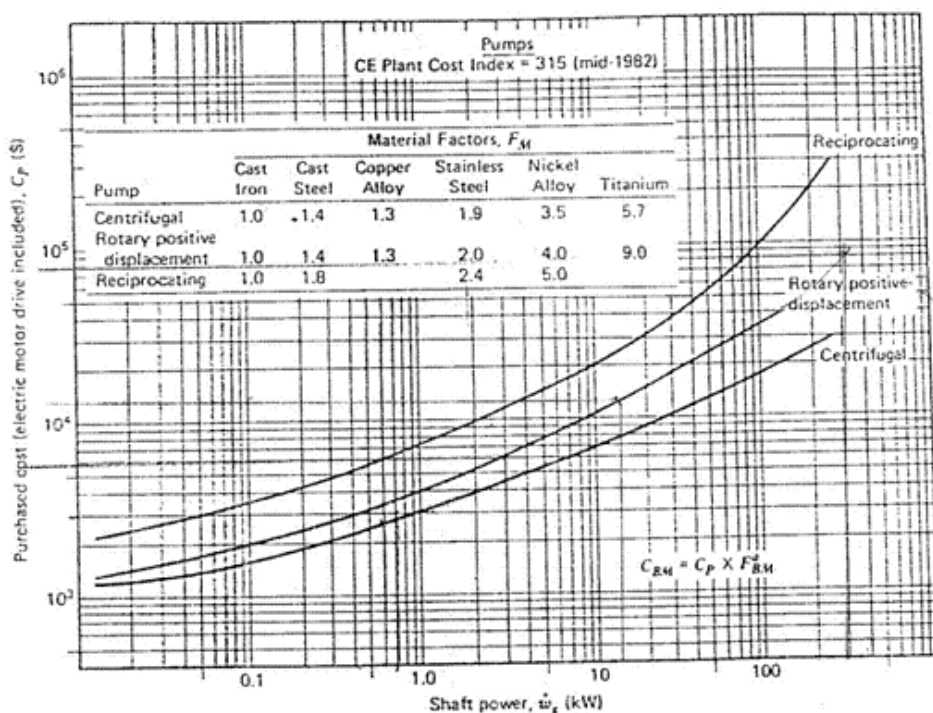


Figura 17 Costos de las bombas.

En la figura 17 se lee el parámetro C_P a partir de la potencia, en este caso la lectura se procederá en la curva inferior ya que esta es la que se corresponde con las bombas centrifugas.

El factor de material F_M depende del material del que esté elaborada la bomba, en este caso, para hierro fundido, su valor es de 1.

El factor de presión F_P depende de la presión a la que esté sometida la bomba, si la presión es baja su valor es 1.

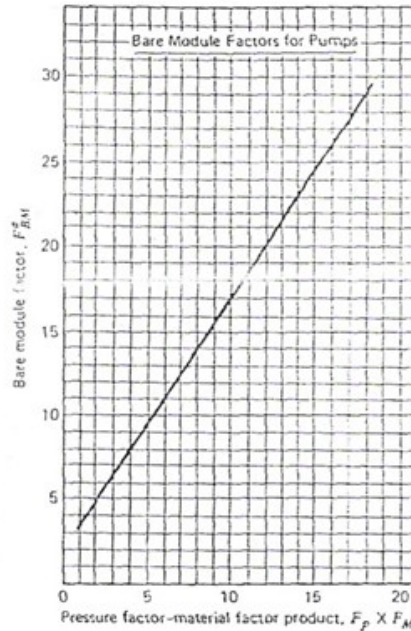


Figura 18 Factor de presión y material para bombas.

Conociendo F_M y F_P se obtiene el parámetro F_{BM} en la figura 18

El costo de la bomba (C_{BM}) se obtiene por:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

Los valores obtenidos son:

Tabla 7 Costo de las bombas

Potencia (kW)	CP (\$)	FM	FP	FBM	Costo (\$)
10	7000	1	1	3,5	24500

Dado que hay 8 bombas, el precio total asciende a:

$$24500 \cdot 8 = \mathbf{196000 \$}$$

PRECIO TOTAL DE LOS EQUIPOS:

Sumando los costos de cada uno de los equipos de la planta, el costo total asciende a:

Tabla 8 Precio de la totalidad de los equipos

	Costos (\$)
Columnas de destilación	662000
Cambiadores de calor	126000
Condensadores	49000
Hornos	99000
Bombas	196000
TOTAL	1132000

El costo de todos los equipos se estima en 1.132.000 \$

ESTIMACIÓN TOTAL DE LA INVERSIÓN: El precio estimado representa únicamente el precio de adquisición de los equipos, pero para poder estimar el precio que se requiere invertir es necesario además calcular los costos indirectos (Instalación de los equipos, tuberías, instrumentación)

Para ello se utilizan los denominados factores de Chilton, que consisten en una serie de porcentajes o ratios que se aplican al costo de adquisición de los equipos.

Componente de la inversión		Factor de Chilton		
NÚMERO	DESCRIPCIÓN	%	BAS E	Inversión (\$)
1	Equipos Principales	100	1	1132000
2	Equipos Principales Instalados	180	1	2037600
3	Tuberías de proceso (fluidos)	45	2	916920
4	Instrumentación (Importante)	12	2	244512
5	Edificaciones (Planta al aire libre)	12	2	244512
6	Servicios: energía, vapor, agua	14	2	285264
7	Lineas exteriores (Unidades cercanas)	3	2	61128
8	COSTO FISICO DE LA PLANTA	$\sum (2 \text{ a } 7)$		3789936
9	Ingeniería y construcción	35	8	1326477,6
10	Pagos a contratistas e imprevistos	25	8	947484
11	Capacidad de la planta (Grande)	3	8	39794,3
12	INVERSION TOTAL	$\sum (8 \text{ a } 11)$		6103691,9

La inversión que será necesaria será de **6.103.692 \$**

No obstante, este valor calculado, sería válido para el año 1982, que es la fecha en la cual se tabularon las gráficas que se han empleado para estimar el costo de los equipos. Dado que el valor del dinero a cambiado mucho desde esa fecha hasta la actualidad a causa de la devaluación de la moneda, ser requiere hacer una reconversión usando los índices de precios actual y el del año 1982.

$$Costo s_{2012} = \frac{I_{2012}}{I_{1982}} \times Costo s_{1982} = \frac{619,3}{315} * 6.103.692 \$ = 12.000.052 \$$$

La inversión actual necesaria es de **12.000.052 \$**, lo que equivale según el cambio oficial a **51.600.224 BsF**.

CALCULO DE GANANCIAS NETAS:

Alimentación(BPD)	Precio aprox. (USD/Barril)	Precio (Bs.F/Barril)	Gasto (Bs.F)/día
300000,00	90,00	387,00	11610000,00

Corte	Precio (USD/L) [11]	Precio (Bs.F/L)	Precio (Bs.F/Barril)	BPD	Ganancia Bruta (Bs.F)/día
Nafta pes	0,74	3,19	507,98	12960,00	6583414,49
Querosen	0,92	3,94	625,67	15591,28	9754999,82
Diesel liv	1,03	4,42	702,27	15912,44	11174821,08
Diesel pes	0,80	3,42	543,91	19984,48	10869773,08
Gasoleo liv	0,69	2,95	469,43	65484,69	30740375,12
Gasoleo pes	0,67	2,90	460,61	51823,10	23870171,91
Residuo vac	0,67	2,87	455,55	118244,00	53865973,20
Total				300000,00	146859528,70

Ganancia Bruta(Bs.F)/día	Gasto (Bs.F)/día	Ganancia neta(Bs.F)/día
146859528,70	11610000,00	30759528,70



DISCUSION DE RESULTADOS:

Se propuso una planta de destilación de crudo aplicando tecnologías avanzadas para optimizar el proceso. Estas mejoras estuvieron relacionadas al balance de energía de la planta, y son la implementación de uno a torre pre flash la cual reduce el consumo de energía, dividiendo en la alimentación del horno las fracciones livianas que no requieren tanta energía para destilarse y así evitar altas caídas de presión en el horno lo que implica mayor trabajo para la bomba a utilizar. También el uso de un tren de precalentamiento para aprovechar el calor de las corrientes de salida e intercambiarlo con la alimentación de crudo.

En el balance de masa se observa que al destilar un crudo pesado se obtienen mayor cantidad de los cortes pesados, esto es debido a que las mismas están compuestos de asfáltenos, parafinas y resinas que hacen que la mayor parte del crudo tenga altas composiciones de los mismos. También se observa la falta de gas natural y nafta liviana por la misma razón.

En cuanto al análisis de costos y gastos se observa que el proceso es rentable económicamente, ya que haciendo un estimado de gastos de 116.100.000 Bs.F y de ganancias brutas de 146.859.529 Bs.F, se obtienen como ganancias netas 30.759.529 Bs.F. Lo cual es bastante aceptable ya que se tiene una inversión inicial de 51.600.224 Bs.F.

En cuanto al balance energético, observamos que son necesarios $4.56 \cdot 10^8$ Kcal/h, para llevar a la temperatura de proceso los 300000 BPD alimentados en las columnas de destilación. Para introducir esta cantidad de energía al sistema se utiliza actualmente un horno de combustión, quemando aproximadamente 45630 Kg/h de combustible fósil lo que genera una cantidad generosa de dióxido de carbono que es enviado a la atmosfera.

En este sentido, se realizó una revisión exhaustiva para buscar innovaciones en el proceso de destilación. En esta búsqueda observamos una amplia variedad de mejoras que ya se han implementado al proceso, pero ninguna tiene un impacto favorable notable con el medio ambiente. Por esta razón se propone una innovación que tenga un alto impacto ambiental favorable como la implementación de un horno eléctrico alimentado por paneles fotovoltaicos, lo cual genera calor sin producir algún tipo de contaminación.

RECOMENDACIONES.

- ✓ Considerar el impacto ambiental al momento de realizar innovaciones en procesos industriales que por lo general estos son contaminantes.
- ✓ Comenzar a utilizar energías alternativas en procesos industriales.
- ✓ Realizar inversiones investigaciones relacionadas al desarrollo de la energía solar como fuente de energía limpia y de gran relevancia.

CONCLUSIONES

- ✓ Se determino mediante la curva TBP la cantidad de los diferentes cortes de crudo que se obtendría al procesar usando destilación atmosférica y de vacio cierta cantidad de crudo del campo de Merey.
- ✓ Se necesita una gran cantidad de energía en la operación de destilación atmosférica y de vacío, quemando mucho combustible.
- ✓ El proceso genera grandes cantidades de CO₂ que son enviados a la atmosfera.
- ✓ La planta es rentable económicamente
- ✓ En la actualidad existen diversas mejoras o innovaciones en el proceso de destilación de crudos
- ✓ El uso de energía solar podría representar una alternativa para eliminar la contaminación generada en el sistema de calentamiento utilizada en el proceso de destilación; para esto se debería realizar un estudio más especializado en este tema.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

- [1] ING. LUIS AQUINO (2009). REFINADO DE CRUDOS. PRESENTACION PDVSA-INTEVEP. ENERO
- [2] HUMBERTO KUNT (2010). PRINCIPALES PROCESOS DE REFINACION., REFINACIÓN Y DESTILACIÓN DE PETRÓLEO. UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA. PUBLICACIONES.
- [3] OLGA MARTINEZ (2007), CONAQUIM, DESTILACION ATMOSFERICA Y VACIO, MARGARITA.
- [4] MIGUEL A. DIAZ N. INTRODUCCION A LA REFINACION DE PETROLEO. FACULTAD DE INGENIERIA. UNIVERSIDAD DE LOS ANDES. PUBLICACIONES. VENEZUELA
- [5] R.N WANTKINS(1979) PETROLEUM REFINERY DESTILLATION. GULF PUBLISHING CO. HOUSTON TEXAS.
- [6] JOSE ACEDO SANCHEZ.(1989) CONTROL DE UNA COLUMNA DE DESTILACION ATMOSFERICA. REVISTA INGENIERIA QUIMICA AGOSTO.
- [7] RICHARD KRAUS (1998), INDUSTRIAS QUIMICAS PETROLEO Y GAS NATURAL ENCICLOPEDIA DE SALUD Y SEGURIDAD. MINISTERIO DEL TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. MADRID, ESPAÑA.
- [8] NORMA API 620 O 650. "SPECIFICATION FOR FIELD WELDED TANKS FOR STORAGE OF PRODUCTION LIQUIDS"
- [9] LIBERMAN, NORMAN AND OTHERS (2003). "WORKING GUIDE TO PROCESS EQUIPMENT" 2TH EDITIN, MCGRAW HILL. N.Y., EEUU.
- [10] OFELIA ALBUJAS, CARLOS YANEZ (1977). EDUCACION Y PETROLEO, S.A. MENEVEN CARACAS
- [11] SITIO OFICIAL DE RECOPE (2012) PRECIOS VIGENTES DE COMBUSTIBLES Y ASFALTOS.
http://www.recope.go.cr/info_clientes/precios_productos/