

3.- PROCESO Y ESQUEMA DE REFINO.

Aunque en el presente proyecto se restringe la aplicación a una sección del esquema de refino para una mejor comprensión del simulador, en este apartado se aborda la descripción de los procesos mas importantes de las plantas de refino de crudo.

3.1.- ESQUEMA DE LA PLANTA DE REFINADO DE PETRÓLEO.

En esta primera figura observamos un esquema general de una planta de refino de crudo en el que se pueden diferenciar los grandes bloques u operaciones principales del refino de crudo, que son:

- Destilación atmosférica.
- Destilación a vacío.
- Coquización.
- Reformado catalítico.
- Isomerización.
- Cracking catalítico.
- Hidrotratamientos.
- Hidrocracking.
- Alquilación.

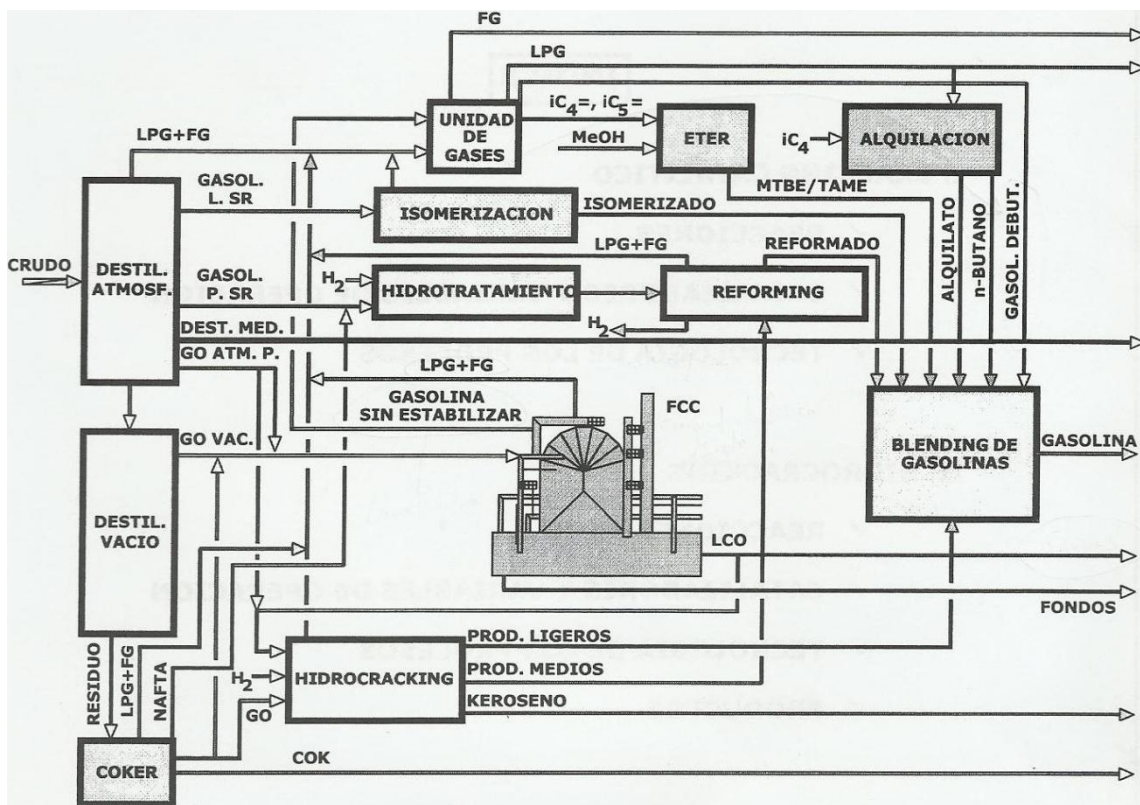
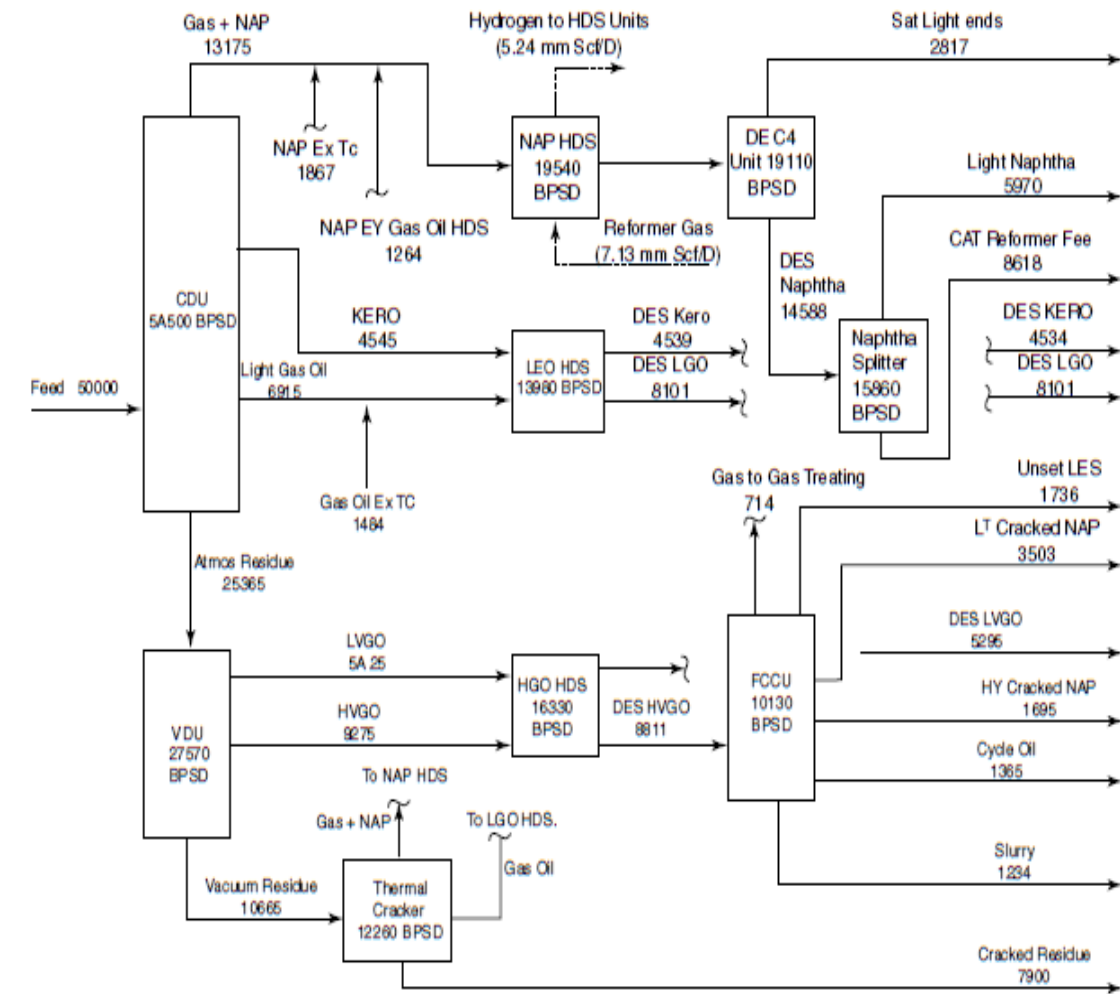


Figura 3.1.- Esquema general de una planta de refinado de petróleo.

Estos bloques serán explicados brevemente en el siguiente apartado, dejando para el último apartado de este capítulo la explicación de la destilación atmosférica, siendo esta más extensa, ya que es el proceso que se simula en este proyecto.

En la siguiente figura podemos ver el esquema o diagrama de bloques de una planta de refinado mucho más detallado que el anterior donde se reflejan en las corrientes valores obtenidos para una alimentación de crudo dada.



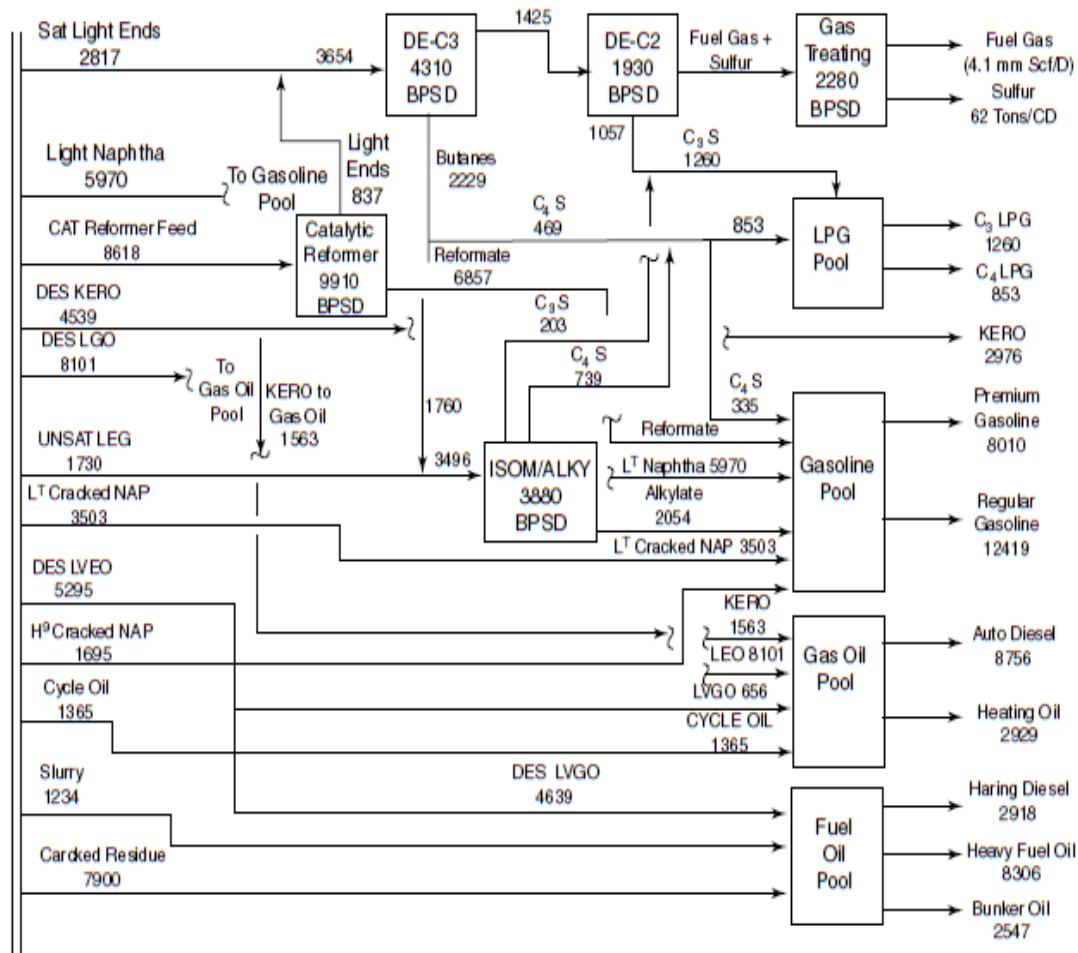


Figura 3.2.- Diagrama de bloques de una planta de refino.

3.2.- PROCESO DE REFINO.

Como se ha dicho, en este apartado veremos brevemente cada bloque principal de operación por separado para ver la función realiza dentro de la planta, su finalidad y características.

Esta sección se divide en ocho partes, una por cada operación, para que su seguimiento sea más fácil.

Antes de empezar con las diferentes partes se debe comentar el pretratamiento del crudo. Este pretratamiento consiste básicamente en un desalado del crudo. El principio de éste es lavar los hidrocarburos con agua a alta temperatura y presión para disolver, separar y eliminar las sales y los sólidos. En la siguiente figura podemos ver el esquema básico de un desalador.

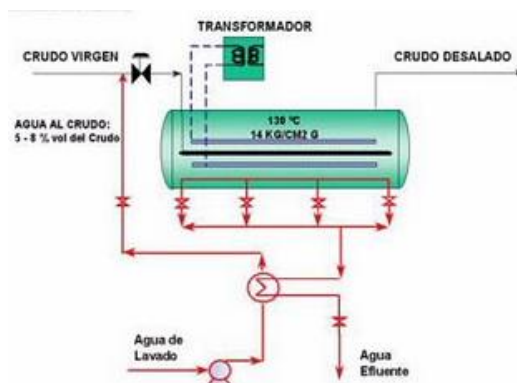


Figura 3.3.- Esquema básico de un desalador.

El objetivo de este paso previo al refino de crudo es reducir o eliminar componentes inorgánicos como sales hidrosolubles, arena, óxido de hierro y otros sólidos que en conjunto son caracterizados como sedimentos. Estas impurezas deben ser eliminadas porque inhiben la actividad de muchos catalizadores y pueden conducir al ensuciamiento y corrosión de los intercambiadores de calor.

El proceso de desalado se resuelve en dos etapas; la primera consiste en una deshidratación (tratamiento de emulsión), para reducir el agua remanente en el crudo a niveles de 0.2 a 1%, y la segunda etapa consiste en la desalación, que incluye los medios para incorporar agua dulce como diluyente de las sales emulsionadas y posteriormente deshidratar para reducir el contenido de agua al nivel especificado.

El crudo junto con agua fresca y reutilizada entra en el desalador como alimento del proceso y como producto de éste obtenemos el crudo desalado y agua contaminada. El proceso de desalado sigue los siguientes pasos básicos:

1. Pre calentamiento del crudo a 115-150°C.
2. Inyección de agua en la alimentación del crudo.
3. Dispersión en un mezclador.
4. Se separa el agua añadiendo demulsificantes o aplicando un campo eléctrico (separadores electrostáticos).
5. Obtenemos el crudo desalado, que será la alimentación a nuestra planta de refino, y agua contaminada.

3.2.1.- Destilación a vacío.

El proceso de destilación a vacío es un proceso que a menudo se integra con la unidad de destilación atmosférica en cuanto a la transferencia de calor se refiere. La alimentación de esta unidad es el residuo que sale por fondo de la torre de destilación atmosférica. Este residuo es destilado a vacío para proporcionar las corrientes de destilado pesado que se utiliza para la producción de aceite lubricante o para las unidades de conversión.

Las temperaturas de salida del horno requeridas para la destilación a presión atmosférica de las fracciones más pesadas del crudo de petróleo son tan altas que podrían dar lugar al craqueo térmico, con la consiguiente pérdida de producto y ensuciamiento del equipo. A menor presión la temperatura de ebullición decrece y este es el motivo por lo que se realiza a vacío. La destilación se lleva a cabo con presiones absolutas, en la zona de alimentación de la columna de 25 a 40 mm de Hg.

En la siguiente figura podemos ver un esquema general de un equipo de destilación a vacío de crudo.

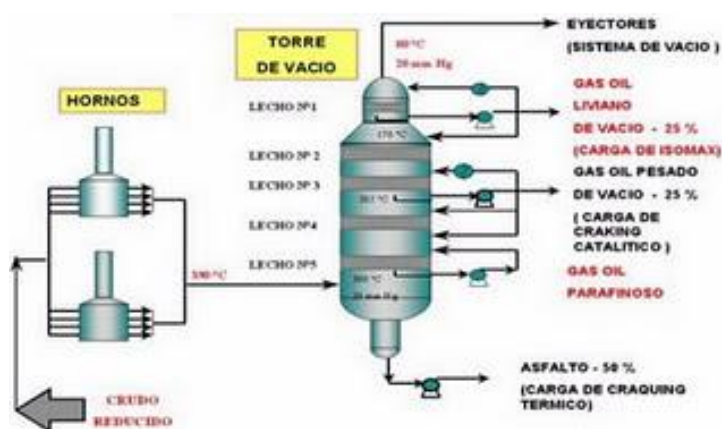


Figura 3.4.- Esquema general de la torre de vacío.

El crudo reducido es alimentado, junto con vapor (rebaja aun más la presión efectiva), son alimentados a un horno para calentarlos hasta unos 730-850°F. También se introduce vapor directamente en la torre como alimentación.

Obtenemos dos productos intermedios, gasóleo ligero de vacío y gasóleo pesado de vacío, y una corriente de cola, la cual serán los asfaltos.

Obtenemos dos corrientes más por la corriente de cabeza, gas no condensable y agua aceitosa. La corriente de cabeza pasa por tres etapas de eyectores de vapor y condensadores barométricos o de superficie que son los instrumentos para mantener la presión de operación deseada.

3.2.2.- Coquización.

La coquización puede considerarse como un proceso de craqueo térmico energético, en el cual uno de los productos finales es el carbón (coque). La coquización se utiliza principalmente como un pretratamiento de los residuos de vacío para preparar corrientes de gasóleos de coque adecuados como alimento para el cracking catalítico. También se utiliza para la preparación de materias primas para el hidrocracking (gasóleo) y para los hidrotratamientos (nafta). Por último decir que también obtenemos con este procedimiento una corriente producto de LPG+FG.

En el siguiente esquema observamos las corrientes de alimentación y las de productos del proceso de coquización y el origen o destino de las corrientes.

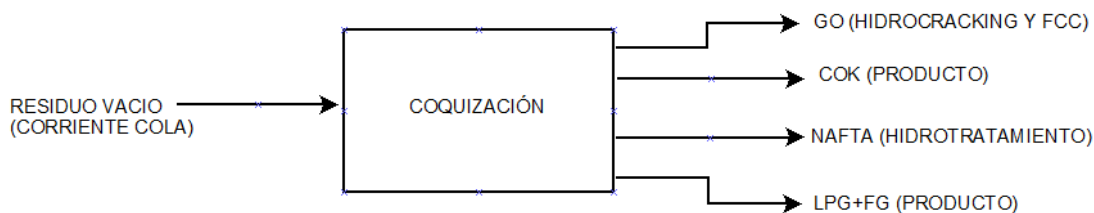


Figura 3.5.- Corrientes de entrada y salida de la coquización.

En la siguiente figura observaremos un esquema básico de una unidad de coquización de una planta de refino de petróleo.

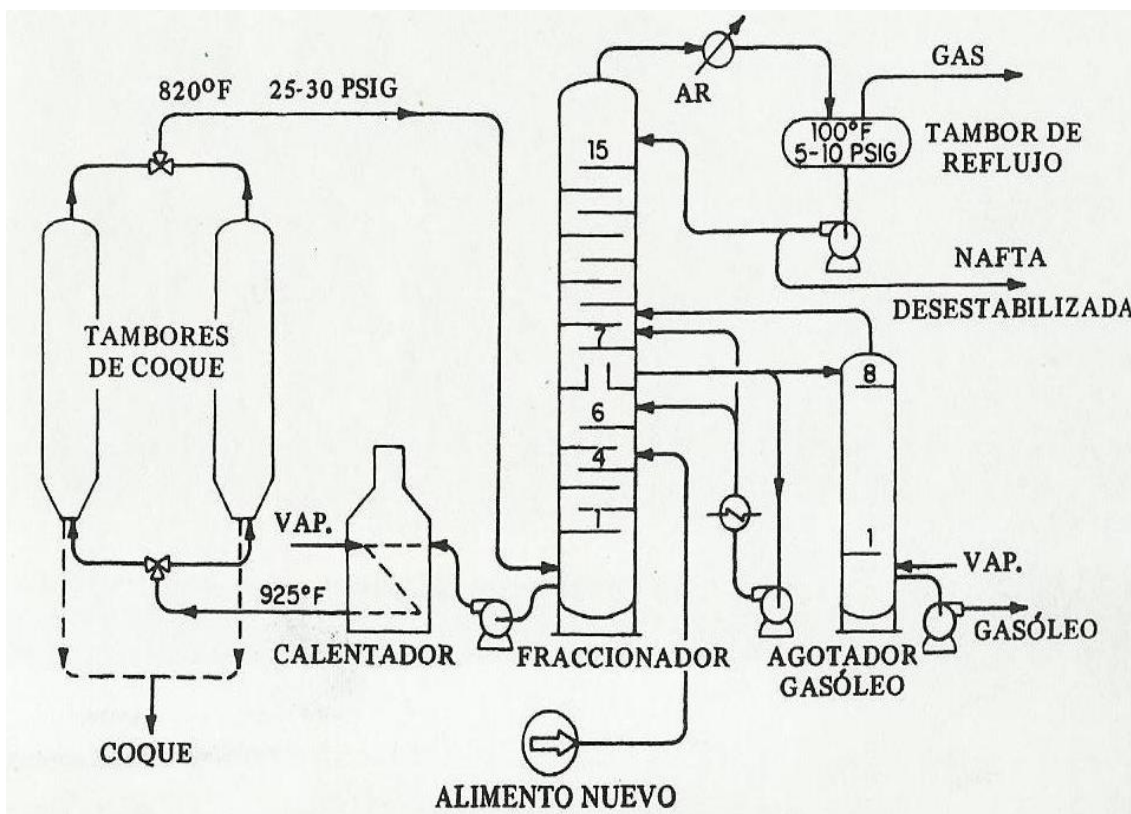


Figura 3.6.- Esquema básico de una unidad de coquización.

3.2.3.- Reformado catalítico.

La inserción de este proceso en la planta de refino se debe a la demanda de automóviles de alto voltaje, por lo tanto el objetivo principal de dicho proceso es aumentar el octanaje, en su mayor medida de la gasolina. Las materias primas características de los reformadores son las gasolinas directas y naftas.

Para conseguir el objetivo deseado se debe favorecer las reacciones que dan lugar a compuestos aromáticos o isoparafinas.

Los procesos de reformado catalítico se clasifican en continuos, cíclicos y semirregenerativos, dependiendo de la frecuencia de regeneración del catalizador. A continuación se muestra un esquema de un proceso de reformado semirregenerador.

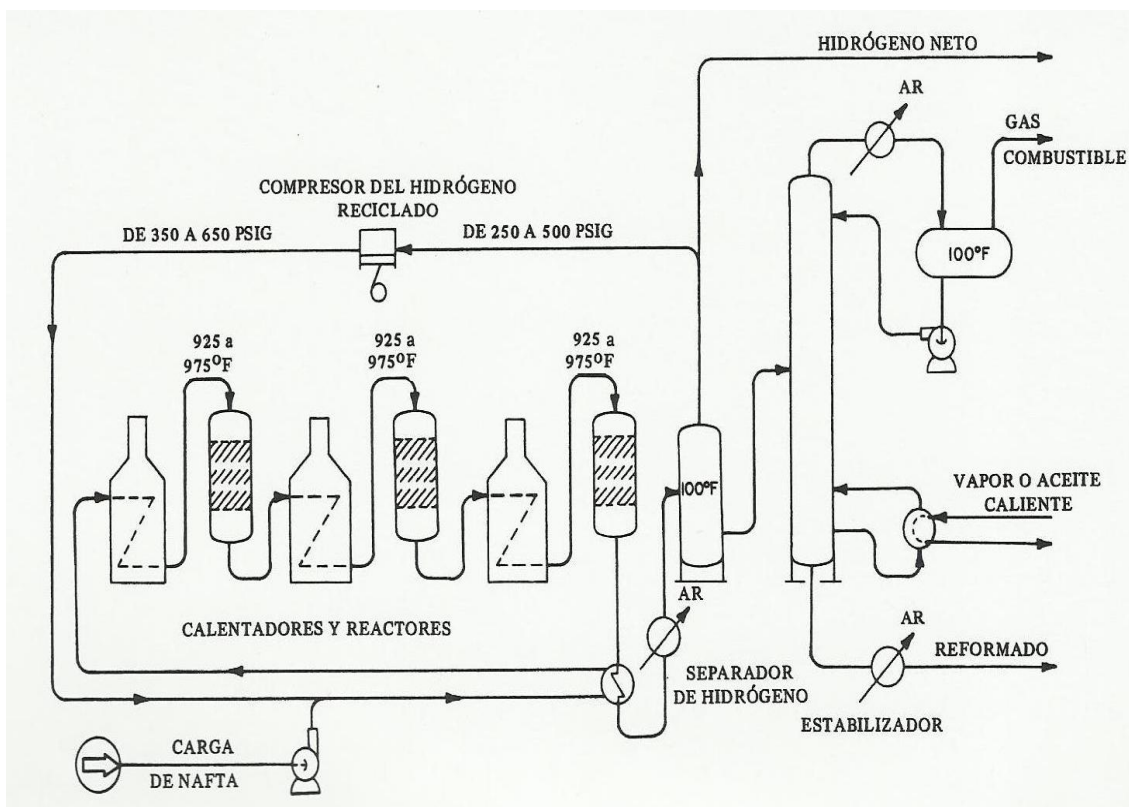


Figura 3.7.- Esquema básico de un reformador catalítico semirregenerativo.

3.2.4.- Isomerización.

La introducción de este proceso en una planta de refino persigue el mismo objetivo que el reformado catalítico, aumentar el octanaje de las gasolinas. Este proceso es utilizado para mejorar el octanaje de la gasolina ligera convirtiendo las parafinas normales en sus isómeros. Un diagrama de bloques de proceso sería el siguiente:

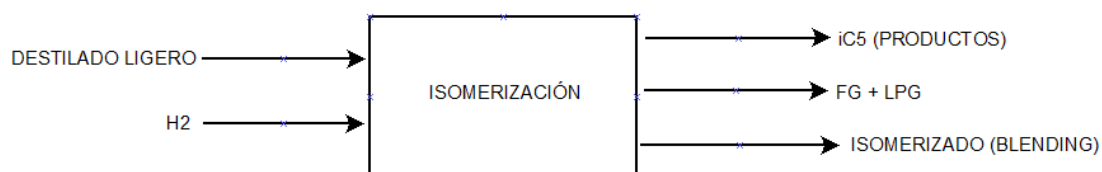


Figura 3.8.- Diagrama de bloques de la unidad de isomerización.

En la siguiente figura se muestra un diagrama de flujo representativo de una unidad de isomerización.

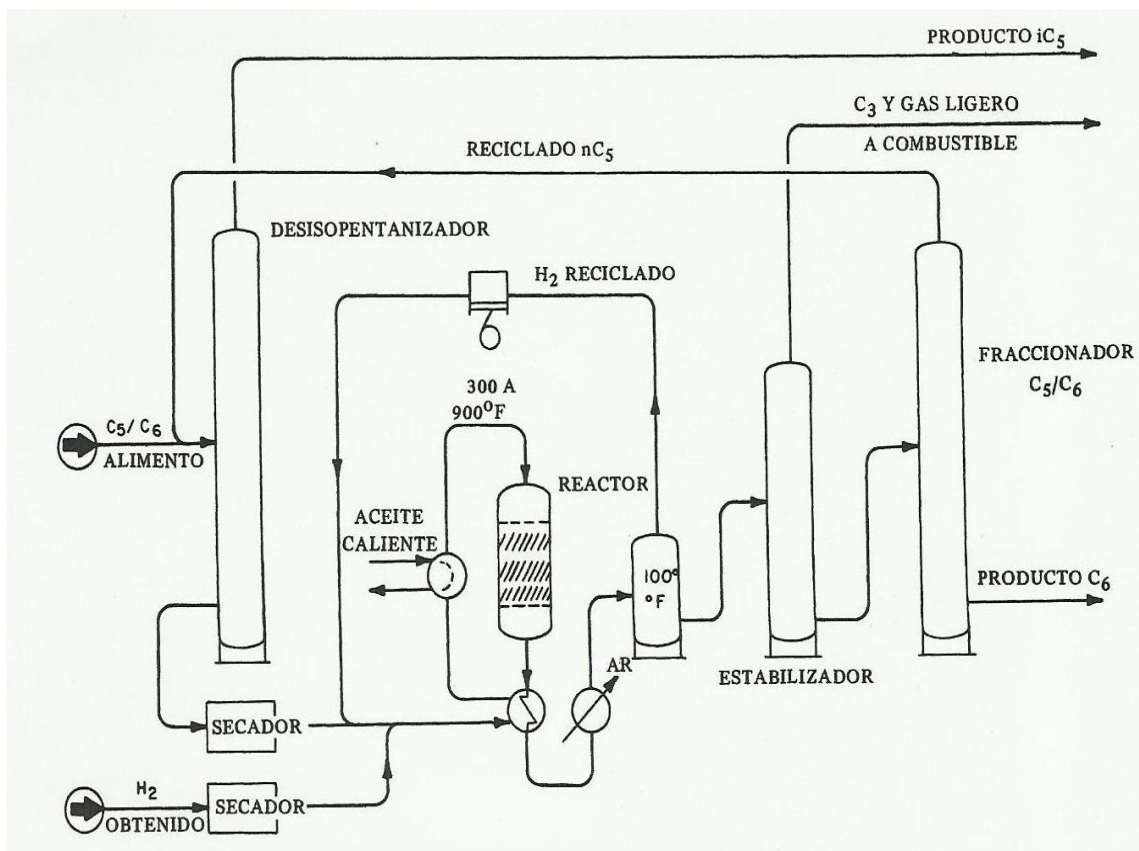


Figura 3.9.- Esquema básico de una unidad de isomerización.

3.2.5.- Cracking catalítico.

El cracking catalítico trata cargas cuyos puntos de ebullición extremos están generalmente comprendidos entre 300 y 500°C de diversa procedencia: destilados atmosféricos y de vacío, gasoil de cracking térmico obtenidos en procesos de reducción de viscosidad o de coquización, extractos parafínicos o aromáticos que constituyen subproductos de las cadenas de fabricación de aceites, etc.

La operación se realiza en fase vapor a aproximadamente 500°C y una presión un poco superior a la atmosférica, empleando catalizadores. Como productos obtenemos gasoil ligero, residuos (que se recirculan) y cok principalmente. En el siguiente diagrama observamos las corrientes de entrada y salida.

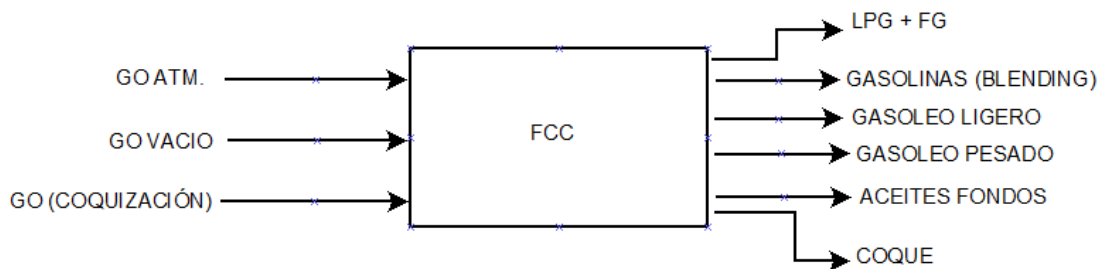


Figura 3.10.- Diagrama de bloques de la unidad de cracking catalítico.

El cracking catalítico es el proceso más importante de la refinería y el más ampliamente utilizado para la conversión de aceites pesados en gasolinas más valiosas y productos más ligeros.

Los procesos de craqueo catalítico se pueden clasificar en unidades de lecho móvil o de lecho fluidizado. En las siguientes figuras podemos ver los diagramas de flujo del proceso de cracking en lecho móvil y en lecho fluidizado.

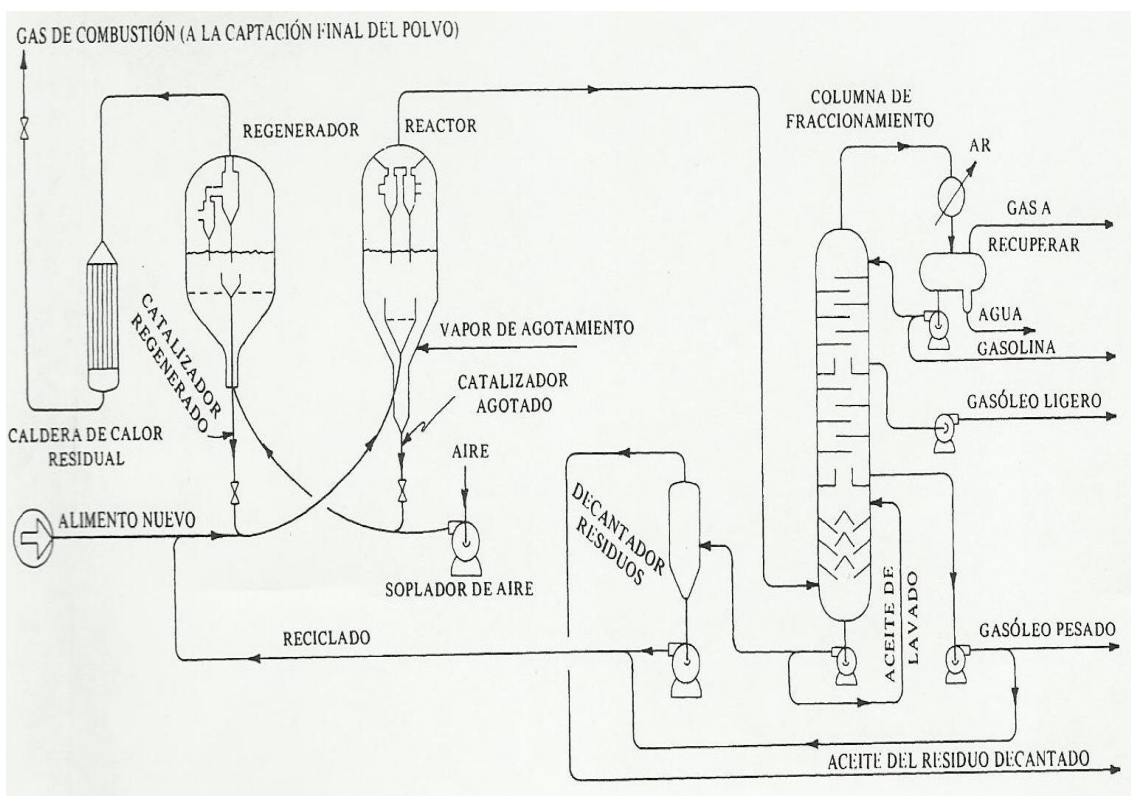


Figura 3.11.- Esquema básico de cracking en lecho fluidizado.

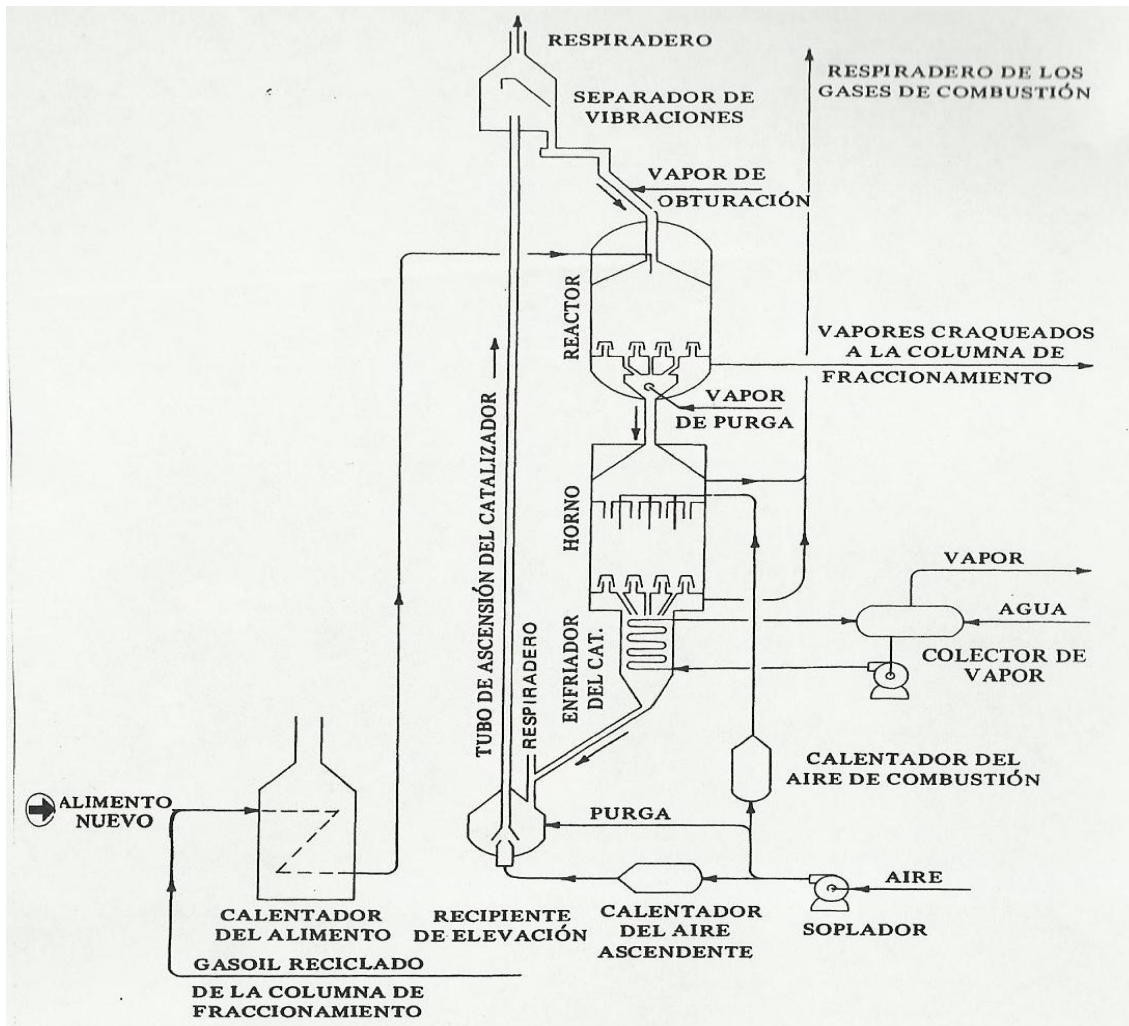


Figura 3.12.- Esquema básico de cracking en lecho móvil.

3.2.6.- Hidrotratamientos.

El tratamiento con hidrógeno es un proceso para estabilizar los productos del petróleo y/o eliminar los elementos inadmisibles en las materias primas o en los productos haciéndolos reaccionar con hidrógeno. La estabilización implica la conversión de los hidrocarburos insaturados tales como olefinas o diolefinas a materias saturadas tales como parafinas. Los elementos insaturados mediante tratamiento con hidrogeno incluyen al azufre (hidrodesulfuración), el nitrógeno, el oxígeno, los haluros y las trazas de metales. Los hidrotratamientos abarcan un amplio sector de materias primas, desde la nafta al crudo reducido.

La reacción principal del hidrotratamiento es la de desulfuración, pero pueden tener lugar otras muchas en un grado proporcional al rigor de la operación. Las reacciones características se describen a continuación.

1. Desulfuración.
 - a. Mercaptanos. $RSH + H_2 \rightarrow RH + H_2S$
 - b. Sulfuros. $R_2S + 2H_2 \rightarrow 2RH + H_2S$
 - c. Disulfuros. $(RS)_2 + 3H_2 \rightarrow 2RH + 2H_2S$
 - d. Tiofenos. $C_4H_4S + 4H_2 \rightarrow C_4H_{10} + H_2S$
2. Desnitrogenación.
 - a. Pirrol. $C_4H_4NH + 4H_2 \rightarrow C_4H_{10} + NH_3$
 - b. Piridina. $C_5H_5N + 5H_2 \rightarrow C_5H_{12} + NH_3$
3. Desoxidación.
 - a. Fenol. $C_6H_5OH + H_2 \rightarrow C_6H_6 + H_2O$
 - b. Peróxido. $C_7H_{13}OOH + 3H_2 \rightarrow C_7H_{16} + 2H_2O$
4. Desalogenación.
 - a. Cloruros. $RCl + H_2 \rightarrow RH + HCl$
5. Hidrogenación.
 - a. Pentano. $C_5H_{10} + H_2 \rightarrow C_5H_{12}$

En la siguiente figura se muestra una unidad características de tratamiento con hidrógeno.



Figura 3.13.- Esquema básico de una unidad de hidrodesulfuración.

3.2.7.- Hidrocracking.

El uso del craqueo con hidrógeno ha venido motivado por diversos factores, de los cuales destacan los siguientes:

- La demanda de los productos del petróleo se ha acrecentado por parte de la gasolina a costa del empleo de destilados medios.
- Se dispone de hidrógeno como subproductos de bajo coste y en grandes cantidades.
- Demanda decreciente de destilados combustibles ha motivado la necesidad de convertir los derivados del petróleo de mayores puntos de ebullición en gasolinas y combustibles para reactores.
- Versatilidad del craqueo catalítico con hidrógeno.

Las ventajas que ofrece este proceso son principalmente las que se recogen a continuación:

- Mejor balance en la producción de gasolinas y destilados.
- Mejor rendimiento en gasolinas.
- Mejoramiento de la calidad y sensibilidad del número de octano de la gasolina.
- Complementa al cracking catalítico para degradar los alimentos de craqueo pesado, aromáticos, aceites cíclicos y aceites de coque hasta gasolinas, combustibles para reactores y fuelóleos ligeros.

Como podemos observar en el siguiente diagrama el hidrocracking utiliza como alimento los aceites cíclicos y los destilados de coque, pero es también posible procesar fuelóleos residuales y crudo reducido.

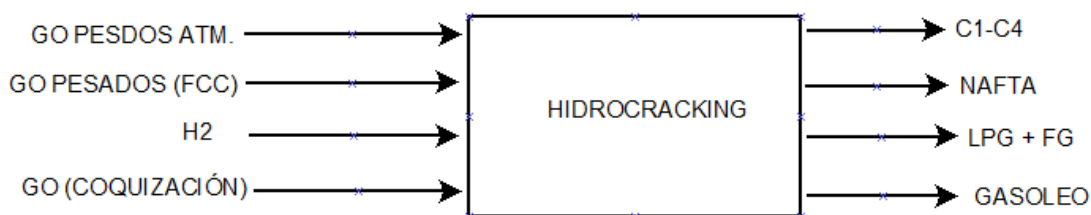


Figura 3.14.- Diagrama de bloque de la unidad de hidrocracking.

Todos los procesos de craqueo con hidrógeno usados son de lecho catalítico fijo con circulación del líquido a través del catalizador. Los procesos suelen necesitar una o dos etapas dependiendo ello del proceso y del alimento empleado. En la siguiente figura observamos un craqueador con hidrógeno en dos etapas.

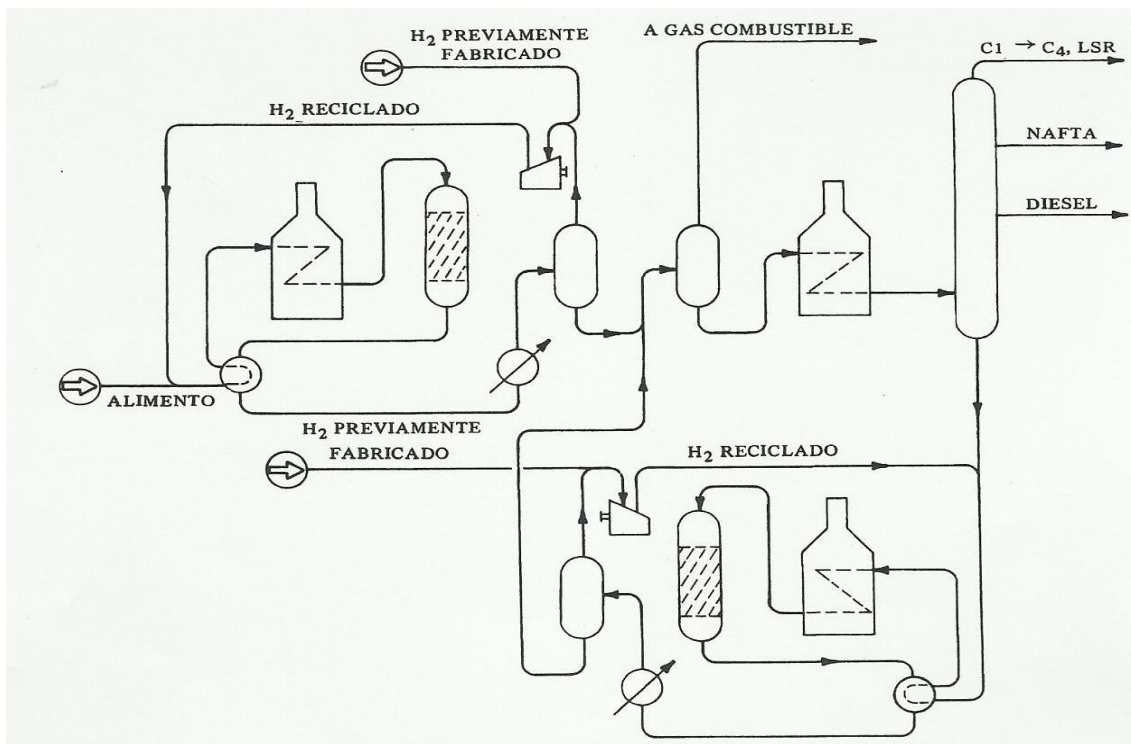


Figura 3.15.- Esquema básico de una unidad de hidrocracking.

3.2.8.- Alquilación.

La alquilación es un proceso en el cual se da la reacción de olefinas de bajo peso molecular con una isoparafina para dar como productos isoparafinas de mayor peso molecular. Esta reacción es inversa al cracking. La demanda de carburantes de aviación de alto octanaje durante la 2ª Guerra Mundial actuó como estimulante para el desarrollo del proceso de alquilación para producir gasolinas isoparafínicas de alto número de octano.

Las reacciones se dan en presencia de un catalizador, bien sulfúrico o fluorhídrico. En la siguiente imagen podemos ver dos reacciones típicas que se dan en la alquilación.

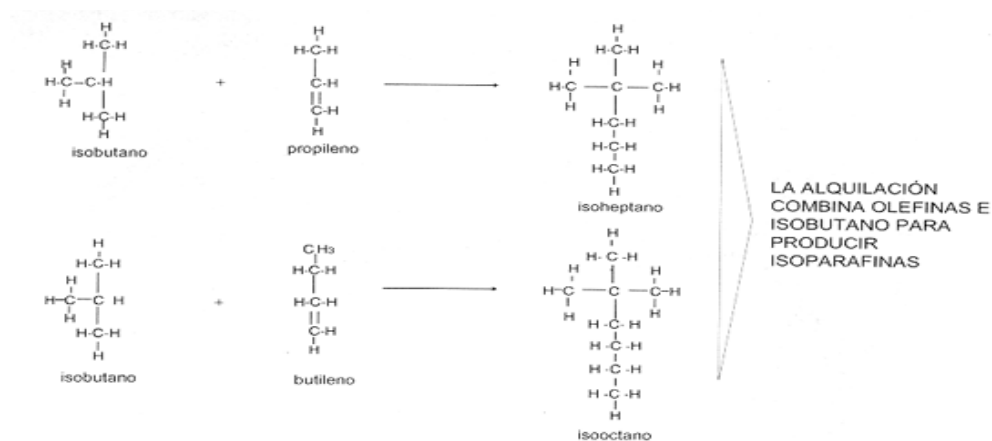


Figura 3.16.- Reacciones de alquilación.

En la siguiente figura se muestra un diagrama de bloque con las corrientes de entrada y salida del proceso de alquilación.

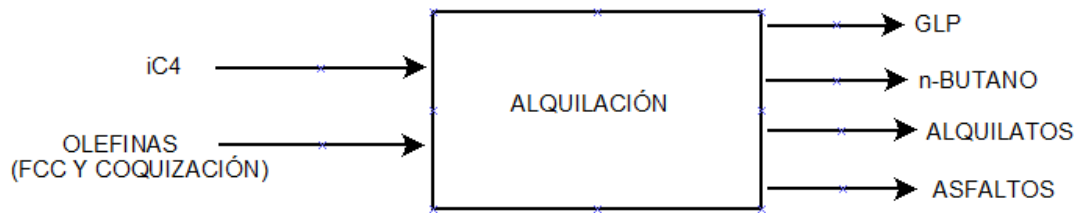


Figura 3.17.- Diagrama de bloques de la unidad de alquilación.

A continuación se muestra un diagrama de flujo de un proceso de alquilación utilizando ácido fluorhídrico como catalizador.

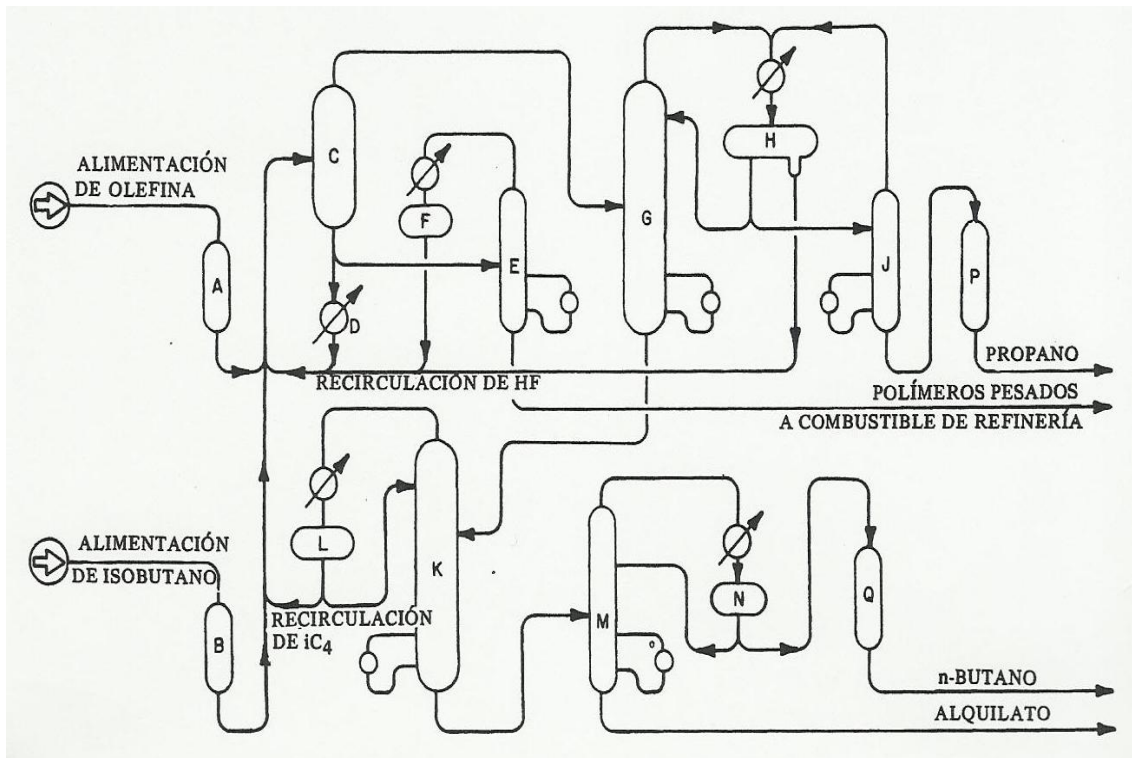


Figura 3.18.- Esquema básico de la unidad de alquilación.

3.3.- DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.

La destilación atmosférica de crudo es la primera etapa importante en una refinería. Se utiliza para separar el crudo de petróleo en fracciones de acuerdo con su punto de ebullición. A continuación se muestra una tabla con los intervalos característicos de ebullición de las fracciones de crudo de petróleo.

Fracción	Intervalos de ebullición	
	ASTM (°F)	PEV (°F)
Butanos y más ligeros		
Gasolina ligera (LSR)	90-220	90-190
Nafta (gasolina pesada directa)	180-400	190-380
Queroseno	330-540	380-520
Gasóleo ligero (GOL)	420-640	520-610
Gasóleo atmosférico	550-830	610-800
Gasóleo a vacío (GOV)	750-1050	800-1050
Crudo reducido de vacío	1000+	1050+

Tabla 3.1.- Intervalos de ebullición de las fracciones características del crudo.

El crudo es calentado a elevada temperatura y sometido a destilación fraccionada a presión atmosférica separando las diversas fracciones de acuerdo a su intervalo de ebullición. Las corrientes obtenidas de la torre de destilación serán la base de los diferentes productos de refino. Estas corrientes serán tratadas posteriormente para ajustes de propiedades o bien serán la carga de diversos procesos de transformación existentes en la refinería.

En la siguiente figura podemos ver un diagrama de flujo de la torre de destilación atmosférica de crudo en la que están marcadas las diferentes partes de la operación de la torre con recuadros de diferente color y numeradas.

El crudo se bombea desde el almacenamiento y es precalentado en un tren de cambiadores por intercambio con las corrientes de destilado salientes de la unidad (1). A una temperatura entre 100 y 150°C se inyecta agua y emulsiona el crudo tratándose en un desalador deshidratador (2). El crudo desalado se envía a un depósito de espera donde se separan una parte del agua no separada en la operación de desalado y una parte de los ligeros contenidos en el crudo enviándose esta corriente a la zona de expansión de la destilación (Flash) sin ser precalentada (3). Una bomba aspira el crudo y lo envía al horno tras pasar por el resto de intercambiadores donde enfría las corrientes que abandonan la destilación (4).

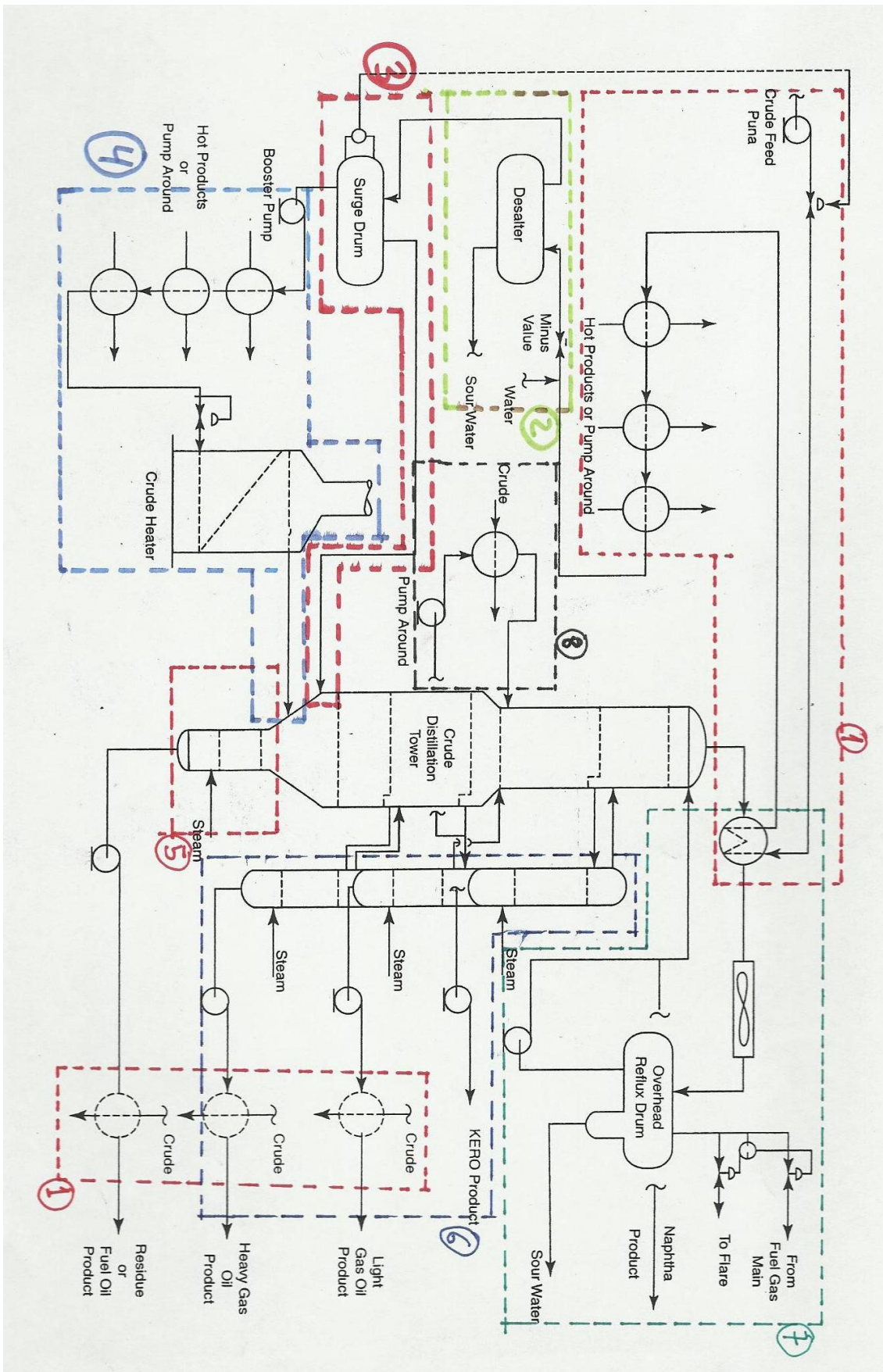


Figura 3.19.- Esquema básico de la destilación atmosférica de crudo.

El crudo calentado en el horno se vaporiza parcialmente al entrar en la torre. Para garantizar una corriente de reflujo suficiente en la destilación se suele vaporizar aproximadamente entre un 3 y un 5 % más del requerido por balance para garantizar la producción de destilados. El crudo entra en la zona inferior de flash de la torre. La fracción líquida de la alimentación abandona la destilación por fondos de la torre tras someterse a un stripping con vapor (5), mientras que los vapores ascienden en contracorriente con el reflujo frío promoviendo el contacto íntimo entre ambas corrientes por medio de una serie de platos de campanas de borboteo. Los destilados se recuperan en diferentes platos, tratándose estas corrientes en diferentes strippers laterales para eliminar ligeros enviando el producto al almacenamiento o introduciéndolo en otra operación de la refinería, y los ligeros y el vapor de agua es reintroducido en la torre por encima del plato de extracción (6).

Las columnas de líquido no utilizan hervidores, generalmente se incorporan varios platos por debajo de la zona de alimentación, introduciéndose vapor por debajo del plato de cola para separar cualquier gasóleo residual del líquido en la zona de alimentación y dar lugar a residuos con un alto punto de inflamación. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos rebajando así la temperatura requerida para la vaporización.

La corriente de productos más ligeros (LPG y naftas) abandonan la torre por la parte superior condensados y recogidos en el depósito de reflujo de cabeza, utilizándose una parte como reflujo mientras que la restante se envía a la unidad de ligeros para su posterior estabilización y destilación (7).

Un sistema de bombeo y enfriamiento (Pump Around) garantiza el reflujo en la zona de flash condensando una fracción de la corriente de vapor justo en el plato de extracción de gasoil ligero (8).

Zona Flash.

La alimentación es introducida en una sección de la torre justo por debajo de las etapas de fraccionamiento. Esta sección se denomina zona flash. La temperatura en esta sección es tal que mantiene el correcto grado de vaporización de la carga para alimentar la zona de rectificación y suministrar el reflujo necesario para garantizar la calidad del destilado.

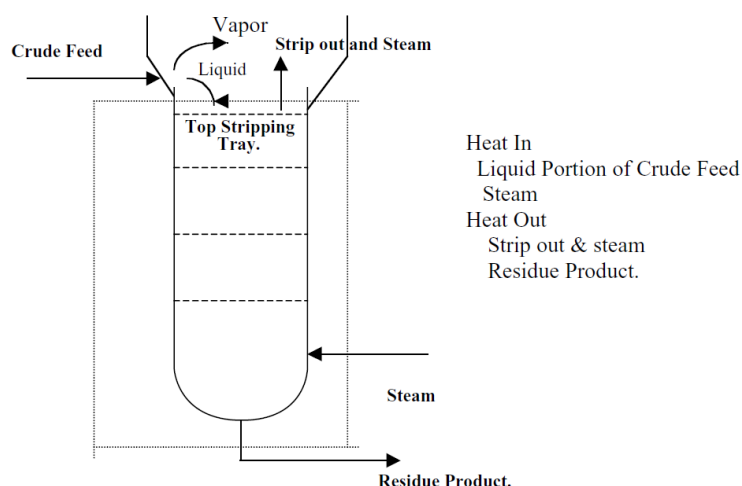


Figura 3.20.- Esquema de la zona flash y la parte inferior de la torre.

- *Presión en la Zona Flash.*

La presión en la zona flash está determinada por la presión en el tambor de reflujo más las pérdidas asociadas al condensador y las diferentes etapas, una estimación de la presión podría ser de 25 psig con el siguiente reparto:

- Presión en el condensador: 5 psig.
- Pérdidas en el condensador: 7 psi.
- Pérdidas en los platos: 10 psi (40 platos con una pérdida de 0.25 cada uno).

- *Temperatura en la Zona Flash.*

La temperatura en la zona flash es aquella que corresponde en la EFV al porcentaje de destilado y el porcentaje en exceso necesario para garantizar el reflujo. El exceso se fija entre el 3 y el 5% del volumen del crudo, con lo que se consigue suficiente reflujo para garantizar la separación entre los productos.

Equipo cabeza fraccionadora.

Los vapores dejan la torre por cabeza en su punto de rocío. Primero es parcialmente condensado en un condensador carcasa-tubo, para posteriormente serlo totalmente y enviado al bidón de condensado de cabeza que separa el agua de los hidrocarburos. Una fracción del hidrocarburo condensado es enviada como reflujo por encima del plato superior. El reflujo entra a través de un sistema de rociadores para asegurar una buena distribución de aquel en el último plato.

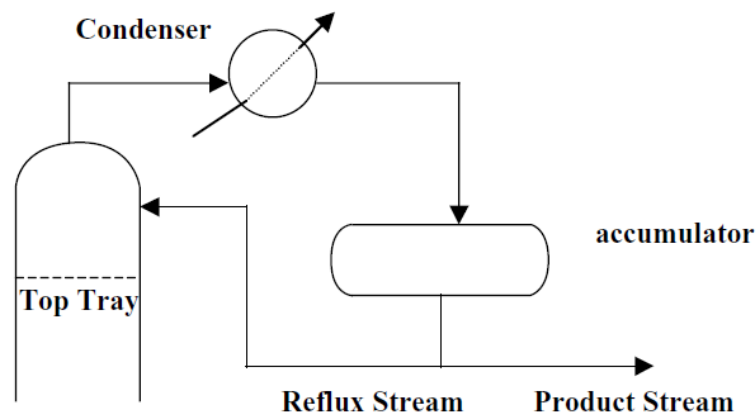


Figura 3.21.- Esquema de la parte superior de la torre y sistema de condensación.

- *Presión de condensación.*
La presión se controla por medio de dos válvulas de control/seguridad, una de ellas conectada a la red de antorchas de la refinería, mientras que la segunda con la red de fuel gas. Si la presión es excesiva se abre la válvula de alivio enviando el gas a la antorcha, y en caso contrario la segunda válvula se abre conectando con la red de fuel gas y corrigiendo la situación.
- *Temperatura de condensación.*
La temperatura de condensación se mantiene en el punto de rocío del condensado o ligeramente subenfriado, ello se consigue por un control de velocidad de aerorrefrigerantes.
- *Presión en cabeza de la torre.*
La presión de la cabeza de la torre es la presión del tambor de reflujo mas las pérdidas de carga asociadas al proceso. Esta pérdida se estima en 7-9 psi.

Corrientes laterales y reflujo intermedios.

En general, en una torre de destilación atmosférica de crudo, se disponen de tres corrientes laterales, keroseno, gasoil ligero y gasoil pesado. La existencia de tres extracciones supone que al menos existan dos secciones "pump around", cuyo objetivo es garantizar el reflujo interno suficiente en la sección inmediatamente inferior al plato de extracción, "draw off tray". El reflujo se asegura tomando una fracción de líquido del extraído como destilado y bombeándolo a través de un intercambiador subenfriador e introduciéndolo frío en dos o tres etapas por encima del plato de sangrado. El líquido frío introducido en su descenso por la torre actúa como un condensador interno de contacto directo.

Las corrientes laterales son sangradas desde platos especiales instalados en la torre principal. La siguiente figura muestra un esquema de la extracción y posterior stripping de una corriente lateral.

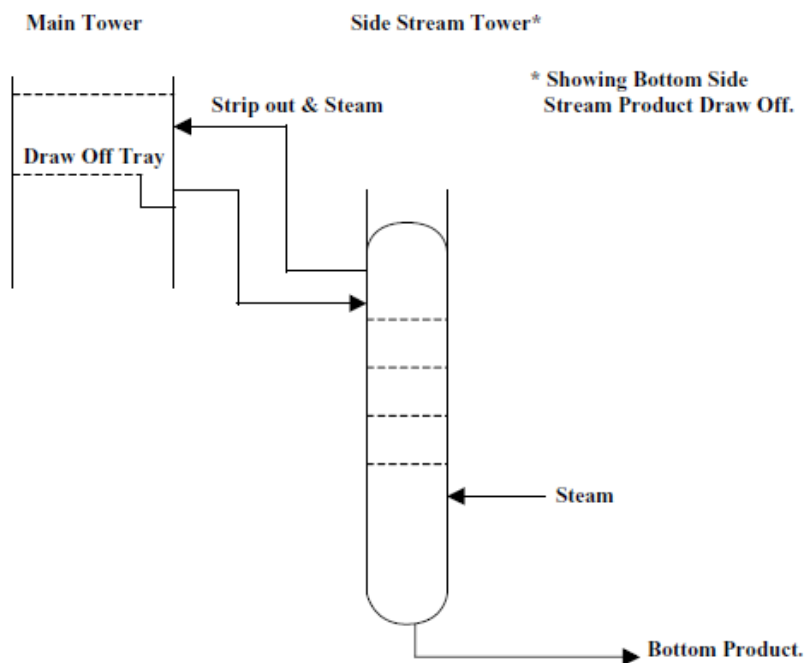


Figura 3.22.- Esquema extracción y stripping de una corriente lateral.

La corriente lateral se introduce por cabeza del stripper a través de un plato distribuidor dotado de un control de nivel, introduciéndose el vapor por fondos de la columna. Los ligeros entrantes con la alimentación son separados y enviados al espacio entre los platos justo por encima del plato de sangrado. El producto abandona el stripper por los fondos y es bombeado a almacenamiento. El bombeo se controla por el nivel del producto en el fondo del stripper.