



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**Evaluación Técnico-Económica de la Eficiencia en  
el Mercado del Procesamiento, Almacenamiento y  
Transporte de Hidrocarburos y Petrolíferos en México**

**TESIS**

Que para obtener el título de  
**Ingeniero Petrolero**

**P R E S E N T A**

José Ignacio Aguilar Sandoval

**DIRECTORES DE TESIS**

Mtra. Sonia Rosa Briceño Viloria



**Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2022**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **Agradecimientos**

“... La vida ha pasado como una tormenta de verano, nos arrebató todo, para desaparecer enseguida...”

Mijaíl Aleksándrovich Shólojov

Dedico este trabajo a mi familia,  
A Lorena y Raúl, mis guardianes y guías,  
A Emiliano, mi ejemplo y orgullo,  
A la Universidad y todos los profesores y mentores que puso en mi camino,  
Y finalmente a mis amigos, todos y cada uno de ellos, mi pasión y alegría.

## Contenido

|   |            |
|---|------------|
| INTRODUCCIÓN .....  | 4          |
| <b>Capítulo 1 Marco Jurídico de los Subsectores Midstream y Downstream .....</b>                              | <b>5</b>   |
| La Historia del Crecimiento Infraestructural .....  | 5          |
| La Reforma Energética.....  | 7          |
| Artículos Constitucionales, Leyes y Reglamentos Principales para los Subsectores Midstream y Downstream ..... | 10         |
| De la Ley de Hidrocarburos .....  | 12         |
| Del Reglamento de las Actividades a que se refiere el Título Tercero de la ley de Hidrocarburos               | 17         |
| <b>Capítulo 2 Descripción Técnica de los Subsectores.....</b>   | <b>21</b>  |
| Tratamiento y Procesamiento de Crudo .....  | 21         |
| Unidades de recuperación de Vapor .....   | 22         |
| Tratamiento de Emulsiones y Deshidratación del Crudo .....  | 24         |
| Desalado del Aceite.....  | 31         |
| Estabilización y Endulzamiento .....  | 32         |
| Destilación de Crudo.....   | 36         |
| Craqueo Catalítico Fluido .....   | 40         |
| Craqueo Hidro-Catalítico .....  | 46         |
| Hidro-Procesamiento e Hidrotratamiento .....  | 55         |
| Reformación Catalítica.....   | 60         |
| Alquilación y Polimerización.....   | 64         |
| Coquización.....  | 70         |
| Manufactura de Combustibles de Grado Comercial .....  | 75         |
| Tratamiento y Procesamiento de Gas .....  | 77         |
| Recuperación, Separación y Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural .....                              | 78         |
| Tratamiento o Endulzamiento .....   | 83         |
| Deshidratación del Gas .....  | 95         |
| Tanques de Almacenamiento y Transporte.....   | 104        |
| Tanques de Almacenamiento.....  | 104        |
| Dimensionamiento de un tanque de almacenamiento .....   | 105        |
| Ductos y Esquemas para Transportar Crudo desde los Campos .....   | 106        |
| <b>Capítulo 3 Evaluación Económica de los Subsectores Midstream y Downstream en México .</b>                  | <b>108</b> |
| La Infraestructura del Tratamiento y Procesamiento en México .....  | 108        |
| Los Mercados y Modelos Económicos del Petróleo en México .....  | 113        |
| Modelo Cíclico.....   | 114        |

|  |            |
|--|------------|
| Modelo de equilibrio Monopolístico y Competitivo.....      | 118        |
| <b>Capítulo 4 Apéndices.....</b>                           | <b>132</b> |
| Apéndice A: Glosario.....                                  | 132        |
| Apéndice B: Metodologías de Calculo .....                  | 133        |
| Apéndice C: Tablas .....                                   | 143        |
| <b>Capítulo 5 Bibliografía y Listas de Contenido .....</b> | <b>146</b> |
| Bibliografía .....   | 146        |
| Lista de Figuras .....                                     | 147        |
| Lista de Tablas.....                                       | 150        |
| Lista de Expresiones .....                                 | 151        |

## INTRODUCCIÓN

México es uno de los 96 países productores de petróleo y gas en el mundo, con más de 100 años desarrollando su industria, tiene una producción diaria de casi dos millones de barriles de crudo, aproximadamente seis millones de pies cúbicos de gas por día y un consumo energético de petrolíferos de casi tres petajoules.

Conforme la explotación de los yacimientos de hidrocarburos ha surgido en México la infraestructura ha tomado su curso a través del tiempo, junto con las diferentes actividades que envuelven el mercado: su extracción (5 682 pozos), procesamiento y manufactura de productos terminados (6 refinerías y 9 centros de procesamiento de gas) y su distribución (18,800 km de ductos, 77 terminales de almacenamiento, 12925 estaciones de servicio), al ritmo de la economía global y los procesos geopolíticos que a lo largo de la historia surgieron para dar forma al contexto actual, involucrándose así las demás naciones y empresas productoras y consumidoras de hidrocarburos.

La cadena de valor de los hidrocarburos puede clasificarse con respecto a cada actividad económica específica y su cercanía con el consumidor final, comenzando con la exploración y extracción (Upstream), el transporte (Midstream) y la transformación y comercialización (Downstream) donde cada uno de estos pilares industriales mantiene una estrecha relación con cada uno y a la vez funciona bajo condiciones económicas y mercadológicas independientes, generando márgenes de ganancia diferentes y rentabilidades con escalas distintas.

El presente trabajo persigue evaluar cualitativamente la distribución del mercado del transporte, procesamiento y almacenamiento (Midstream y Downstream) de hidrocarburos y petrolíferos en México; basándose en los cambios legislativos generados por la Reforma Energética del año 2013 en estos subsectores, la infraestructura desde un punto de vista técnico operacional, ligando el manejo y tratamiento de hidrocarburos con la producción de combustibles para automotor y desde un punto de vista de disponibilidad y distribución en el territorio mexicano; y finalmente el sistema consumo/producción de cada región, para la materia prima, subproductos y productos finales; construyendo una serie de modelos económicos, basados en estudios cíclicos de desarrollo económico e influencia en el mercado internacional, y modelos de consumo de recursos no renovables bajo condiciones de mercado monopolísticas y de competencia abierta, con el objeto de observar el comportamiento de los precios y la demanda, para generar indicadores de elasticidad y generar una discusión alrededor de la posición de México en torno al mercado internacional, la cadena de valor de los hidrocarburos y finalmente la transición energética.

El trabajo tiene como objetivo acercar a los estudiantes de ingeniería petrolera a los conceptos de tratamiento y procesamiento de hidrocarburos dadas las características del entorno actual de México y el mundo, en aras de capturar de mejor forma la cadena completa de valor de los hidrocarburos y entender la relación entre el desarrollo económico en México y la industria petrolera y la tácita necesidad de abarcar la cadena de valor de forma integral.

## **Capítulo 1 Marco Jurídico de los Subsectores Midstream y Downstream**

### **La Historia del Crecimiento Infraestructural**

La industria de los hidrocarburos comenzó en los Estados Unidos de Norteamérica en 1859 y 10 años después comenzó la explotación de hidrocarburos en México, para 1912 se llevaban a cabo exportaciones de crudo mexicano hacia América y Europa junto con el primer gravamen gubernamental sobre el impuesto para la producción, en 1921 México era el 2<sup>do</sup> País con mayor producción en el mundo aportando un 14% de la producción mundial con aproximadamente 200 empresas extranjeras trabajando dentro del territorio Mexicano, debido al crecimiento de la industria en todo el mundo y el decaimiento de la producción en México, en 1930 este porcentaje se redujo a un 3% y en Marzo de 1938 fue la organización gubernamental Administración General de Petróleo Nacional (AGPN) quien tomó el cargo de los bienes expropiados a las empresas que trabajaban en México dentro de las tres zonas petroleras principales: Panuco-Ébano, la Faja de Oro e Istmo las cuales comenzaban su decaimiento productivo (Brown, 1997.).

En junio del mismo año se crearon dos empresas para coordinar toda la infraestructura disponible en el País: Petróleos Mexicanos (Pemex) y Distribuidora de Petróleos Mexicanos; y desde 1940 Pemex tomó control total de la industria Nacional fuera y dentro del país. La expansión de la empresa nacional puede ser analizada a partir de los periodos administrativos, los primeros dos periodos (1946-1952 y 1952-1958, Antonio J. Bermúdez) sirvieron para darle una estructura corporativa más sólida a Pemex, así como aumentar la cantidad de pozos (de 159 a 1621 pozos) donde se descubrieron y desarrollaron los campos en Reynosa, Tamaulipas (Región Noreste) y la “Nueva” Faja de Oro incrementando la producción anual de crudo de 43.5 millones a 93.5 millones de barriles diarios y las reservas totales (crudo y gas natural) de 1 276 millones de barriles a 4 000 millones de barriles para 1958. Gracias al aumento de la producción, la infraestructura para la refinación fue aumentando gradualmente, en 1938 se tenían 6 refinerías: 5 ubicadas en el golfo (Mata Redonda, Árbol Grande, Minatitlán, Cd. Madero y Poza Rica) y una en Azcapotzalco, para 1955 las refinerías de Azcapotzalco y Minatitlán habían sido desmanteladas y reorganizadas para aumentar su capacidad de refinación y en el mismo año se construyeron dos refinerías más: una en Reynosa y otra en Salamanca, debido al aumento en la producción y capacidad de refinación, fue necesario aumentar la plataforma de transportes para lo que se construyeron los oleoductos Poza Rica - Azcapotzalco, Poza Rica – Salamanca, Minatitlán - Salina Cruz, Tampico – Monterrey, y se aumentó la cantidad de carotanques de 1561 a 2130, de autotanques de 141 a 400 y de buque tanques de 12 a 18, todo este crecimiento infraestructural vino de la mano con un crecimiento en la demanda lo que provocó que en 1955 el 20% de los productos distribuidos fueran de importación (Borda, 2006).

Dentro de los dos periodos siguientes (1959 – 1964, Pascual Gutiérrez Roldán y 1964 – 1970, Jesús Reyes Heróles) se le dio más importancia al desarrollo de campos que a la exploración por lo que la producción y las reservas no aumentaron de forma significativa, entre la década de los 60 y 70 el consumo de petrolíferos tuvo un crecimiento anual del 10% provocando la necesidad de incrementar la capacidad de refinación y los volúmenes de importación; en principio para el gas se tenía un consumo de 2 800 millones de metros cúbicos y al final de estos periodos alcanzó los 12 206 millones de metros cúbicos diarios, por lo que se construyó una planta de absorción en Tabasco, Ciudad Pemex. Este fue el primer periodo donde Pemex dejó de exportar crudo (1966) dada la problemática en el autoabastecimiento que se agudizó cuando, en 1971, se aumentó el volumen de importación de crudo y refinados, este mismo problema trajo consigo la decisión de aumentar los precios de los productos.

El quinto y sexto periodo (1970 – 1976, Antonio Dovalí y 1976 – 1981, Jorge Diaz Serrano) se contrarrestó la crisis productiva explotando los yacimientos de las regiones Reforma y la sonda de Campeche permitiendo reanudar las exportaciones de crudo, en 1983 58% del crudo total producido era destinado al comercio exterior, con el 93% de la producción total proveniente de estas regiones.

Como anteriormente sucedió, el aumento en la producción permitió a Pemex aumentar su capacidad de refinación mediante el mejoramiento de las refinerías de Minatitlán, Ciudad Madero, Azcapotzalco, Poza Rica y Salamanca, también se construyó la planta “Miguel Hidalgo” en el municipio de Tula con el objetivo de remplazar la producción de la refinería de Azcapotzalco, la primer planta de endulzamiento de gas para los yacimientos de Chiapas y Tabasco y dos nuevas refinerías: Cadereyta en Nuevo León, y Salina Cruz en Oaxaca llegando a una capacidad total de procesamiento de 1.52 millones de barriles diarios.

Pemex para 1982 contaba con 92 plantas agrupadas en 17 complejos petroquímicos y una capacidad de 14.5 millones de toneladas de productos pertenecientes a la petroquímica básica, 4213 kilómetros de ductos y una capacidad integral de transporte de 23.7 millones de toneladas.

En los periodos siguientes (1982 – 1987, Mario Beteta, 1987 – 1994 Francisco Rojas Gutiérrez) debido a la sobreoferta, la liberación de los precios por parte de EE. UU. y el surgimiento de la OPEP, sucedió un desplome en los precios del petróleo en el mercado mundial, sumado a la crisis de la deuda externa en México, la cantidad de pozos perforados, la producción de crudo y gas y las exportaciones se vieron severamente afectadas y dentro del área de refinación sucedió el cierre de la refinería de Azcapotzalco con el objetivo de mejorar la calidad del aire en el valle de México.

En 1989 Pemex crea la empresa llamada Petróleos Mexicanos Internacional (PMI) Comercio Internacional S.A. de C. V. con el objetivo de establecer un marco organizacional que diera modernidad y eficiencia a las actividades de comercio internacional de crudo y derivados, y en 1992 se dividió a Pemex en cuatro organismos descentralizados de corte técnico, industrial y comercial: Pemex Exploración y Producción, Pemex Refinación, Pemex Gas y Petroquímica Básica y Pemex Petroquímica, a partir de la Ley Orgánica de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. (Powell, 1956)

De esta forma Pemex Exploración y Producción reportó el descubrimiento de 96 campos nuevos los cuales fueron producidos hasta los periodos siguientes (1994- 2000, Adrián Lajous Vargas y Rogelio Montemayor, 2000-2004 Raul Muñoz) donde el complejo Cantarell se volvió la región de explotación más importante de México aportando más del 60% de la producción total de la cual 54% fue destinado a la exportación. Durante estos periodos las exportaciones de crudo aumentaron y las de gas natural se redujeron hasta la suspensión en 2003, a su vez, la capacidad de refinación se redujo de 3.7 millones de barriles diarios en 1994 a 1.4 millones de barriles diarios en 2003, esta capacidad de refinación fue bajando hasta llegar a 1.2 millones de barriles diarios en el año 2010, estas diferentes etapas se muestran en la Ilustración 1.1.





Ilustración 1.1 Línea del Tiempo del Desarrollo de la Industria en México, Elaboración Propia

### La Reforma Energética

En 2013 el Gobierno Mexicano decidió modificar a nivel constitucional y legislativo (Tabla 1.1) el entorno energético del país con el objetivo de modernizar dicho sector y reducir los riesgos financieros, geológicos y ambientales que el país enfrenta, atrayendo la inversión y mejorando la industria a partir de estándares de eficiencia, calidad y aumento infraestructural.

Dentro de los objetivos generales de estas modificaciones para el sector petrolífero se encuentra aumentar la producción hasta 3.5 millones de barriles de crudo y 10 400 millones de pies cúbicos diarios de gas para el año 2025 y generar aproximadamente 2 millones de empleos para el mismo año. Si bien antes de esta reforma Pemex era la empresa encargada de desarrollar toda la industria petrolera en México era necesaria una inversión de 60,000 millones de dólares anuales para explotar todo el potencial energético en el país, contando tan solo con un promedio presupuestal de 27,000 millones de dólares anuales, este hecho esclarece la idea de la necesidad de una alternativa para aprovechar los recursos hidrocarburos de manera más eficiente (Gobierno Federal, 2013).

Tabla 1.1.1 Leyes Creadas y reformadas.

| Leyes Reformadas  | Leyes Creadas   |
|---|---|
| Ley de Inversión Extranjera                                     | Ley de Hidrocarburos  |
| Ley Minera  | Ley del sector Eléctrico  |
| Ley de Asociación Público-Privada                               | Ley sobre Agencias Reguladoras Coordinadas en el Sector Energético                                      |
| Ley de Administración Público Federal                           | Ley de Petróleos Mexicanos  |
| Ley Federal sobre las entidades de Propiedad Estatal            | Ley de la Comisión Nacional de Hidrocarburos  |
| Ley de adquisiciones del sector público, alquileres y servicios | Ley para la Agencia Nacional de Seguridad Industrial y Protección Ambiental del Sector de Hidrocarburos |
| Ley de Obras Públicas y Servicios Relacionados                  | Ley de Energía Geotérmica   |
| Ley de Aguas Nacionales   | Ley de Ingresos sobre Hidrocarburos   |

| <b>Leyes Reformadas</b>                                   | <b>Leyes Creadas</b>  |
|---|---|
| Ley de Cargos Federales                                   | Ley del Fondo Mexicano del Petróleo para la Estabilización y Desarrollo |
| Ley de Coordinación Fiscal                                |   |
| Ley Federal de Presupuesto y Responsabilidad de Tesorería |   |
| Ley General de Deuda Pública                              |   |

Dentro del sector de la exploración y extracción (Upstream) se modificó el artículo 27 constitucional para que exista la posibilidad de otorgar asignaciones y contratos a empresas privadas, reafirmando la propiedad inalienable e imprescriptible de la nación sobre los hidrocarburos en el subsuelo y dentro del artículo 28 se establece a la exploración y extracción de petróleo y gas como actividades estratégicas, clasificando las modalidades de contraprestación hacia las diferentes empresas en cuestión, según el contrato por el cual se realicen estas actividades (producción compartida, licencia o servicios) siendo de libre acceso para todos los mexicanos la información de dichos contratos.

Con el fin de fortalecer la estrategia de Pemex en este subsector se creó la “Ronda 0” donde la empresa nacional pudo elegir aquellos campos en producción y aquellas áreas en exploración que donde tuviese interés en operar y demostrando la capacidad técnica y financiera para su explotación, pudiendo migrarlas hacia un esquema contractual que le permita mejores condiciones fiscales, también surgió una redistribución de las responsabilidades y facultades a las diferentes instituciones energéticas del país donde la Secretaría de Energía (SENER) es el órgano principal, el cual definirá las políticas energéticas nacionales, adjudicará los contratos y asignaciones, y determinará las áreas que estarán incluidas en los mismos. Con la ayuda de la Comisión Nacional de Hidrocarburos (CNH) encargada de la administración técnica y designada como órgano regulador coordinado, y la Secretaría de Hacienda y Crédito Público (SHCP) y el Fondo Mexicano del Petróleo para la Estabilización y Desarrollo encargadas de los asuntos fiscales y económicos, así mismo, mediante la modificación del artículo 25 de la constitución política, se designó un régimen fiscal diferente para Pemex, pasando de ser un órgano descentralizado del Estado a una empresa productiva del Estado, lo cual le permite una mayor libertad económica (Federación, 2016), operativa y comercial ya que se asemeja más a una empresa privada que a una pública, siendo el Estado dueña y administradora de esta y dándole mayor capacidad para competir con las empresas que se fueron incorporando a los diferentes sectores de la cadena de valor de los Hidrocarburos (Ilustración 1.2). Consecuentemente los órganos subsidiarios se transformaron: La empresa descentralizada subsidiaria Pemex Exploración y Extracción a la empresa productiva subsidiaria Pemex Exploración y Extracción y Pemex Refinación, Pemex Gas y Petroquímica Básica y Pemex Petroquímica (PPQ) se convierte en la empresa productiva subsidiaria Pemex Transformación Industrial, también se crearon 5 empresas productivas subsidiarias:

- Pemex Perforación y Servicios
- Pemex Logística
- Pemex Cogeneración y Servicios
- Pemex Fertilizantes
- Pemex Etileno

Las cuales con el tiempo se convertirán en empresas filiales (empresas que ocupan más del 50% del capital social) esperando promover la rectitud, transparencia y eficiencia en la gestión y operación de estas nuevas empresas ( Instituto Belisario Domínguez , 2015).

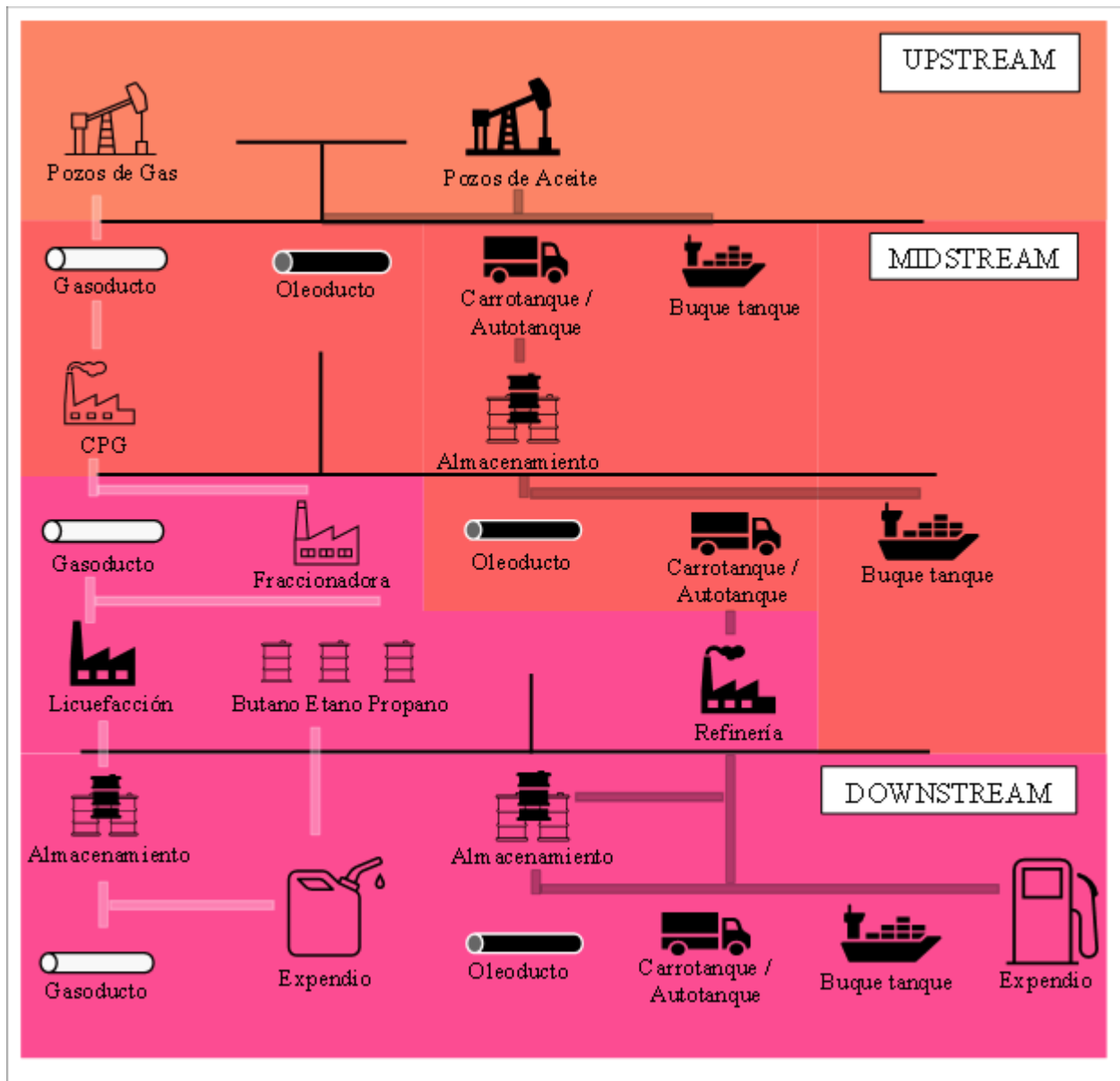


Ilustración 1.2 Sectores Midstream y Downstream para los Hidrocarburos, (Elaboración Propia)

Para los sectores de nuestro interés en el presente trabajo; el procesamiento, almacenamiento y reparto (Midstream y Downstream) se debe recalcar la insuficiencia de infraestructura para estas actividades en México, para contrarrestar esta situación se modificó el artículo 28 constitucional eliminando al procesamiento, transporte, almacenamiento y distribución de petróleo, gas natural petrolíferos y petroquímicos de las actividades exclusivas del Estado, permitiendo así la incorporación gradual de empresas privadas a estas actividades y mercados. También, se creó el órgano descentralizado Centro Nacional de Control de Gas Natural (CENAGAS) encargado de administrar, coordinar y gestionar la red de transporte por ducto y almacenamiento de gas natural, junto con la Comisión Reguladora de Energía (CRE) convertida en un Órgano Regulador Coordinado junto a la Secretaría de Energía (SENER) quienes otorgarán los permisos para las diferentes actividades en estos sectores,

garantizando la igualdad de oportunidades para la utilización de la infraestructura de transporte y almacenamiento de hidrocarburos y sus derivados (acceso abierto).

Con el fin de mantener una competencia justa entre las empresas de este subsector se regularán los precios de los productos finales, se establecerán reglas para cada actividad a realizar y su reconocimiento al momento del ajuste económico, principios para evitar el monopolismo o acaparamiento y una apertura gradual y progresiva en las actividades de expendio al público para gasolinas, diésel y gas licuado de petróleo.

### **Artículos Constitucionales, Leyes y Reglamentos Principales para los Subsectores Midstream y Downstream**

Si bien se analizó la motivación, el objetivo y alcance de la reforma energética mexicana basándose en las modificaciones a nivel constitucional del entorno jurídico mexicano (Artículos 25, 27 y 28) es necesario examinar las estructuras organizacionales, competencias regulatorias (Ilustración 1.3) y la distribución de las obligaciones estatales para estos dos subsectores de la industria petrolera a través de las leyes consecuentes a dicha reforma, puesto que son estos factores los que nos ayudaran a sentar las bases para la descripción económica del mercado y esclarecerá el reconocimiento de las áreas de oportunidades para el desarrollo de la industria petrolera en México en el presente trabajo, más adelante.

La Constitución Política Mexicana es la Ley Suprema que determina las atribuciones y límites de La Federación, por tal motivo la reforma energética comienza modificando los 3 artículos constitucionales mencionados, después vienen las modificaciones o creación de las leyes reglamentarias, que dan soporte técnico, económico y organizacional a los artículos constitucionales de los cuales emanan; y sus reglamentos.

El artículo 25 de la Constitución Política Mexicana establece que el Estado está encargado del desarrollo nacional a partir del fomento del crecimiento económico, la competitividad, la repartición justa de la riqueza y el empleo, conduciendo y conjuntando a los actores económicos: el sector privado, público y social, quienes darán forma a las diferentes industrias y sectores económicos dentro del territorio mexicano.

Existen áreas industriales que el sector público tiene a su cargo exclusivamente ya que son consideradas estratégicas para el desarrollo nacional y están descritas en el artículo 28 constitucional, estas actividades son realizables por las nuevas empresas productivas del Estado y sus subsidiarias (Pemex).

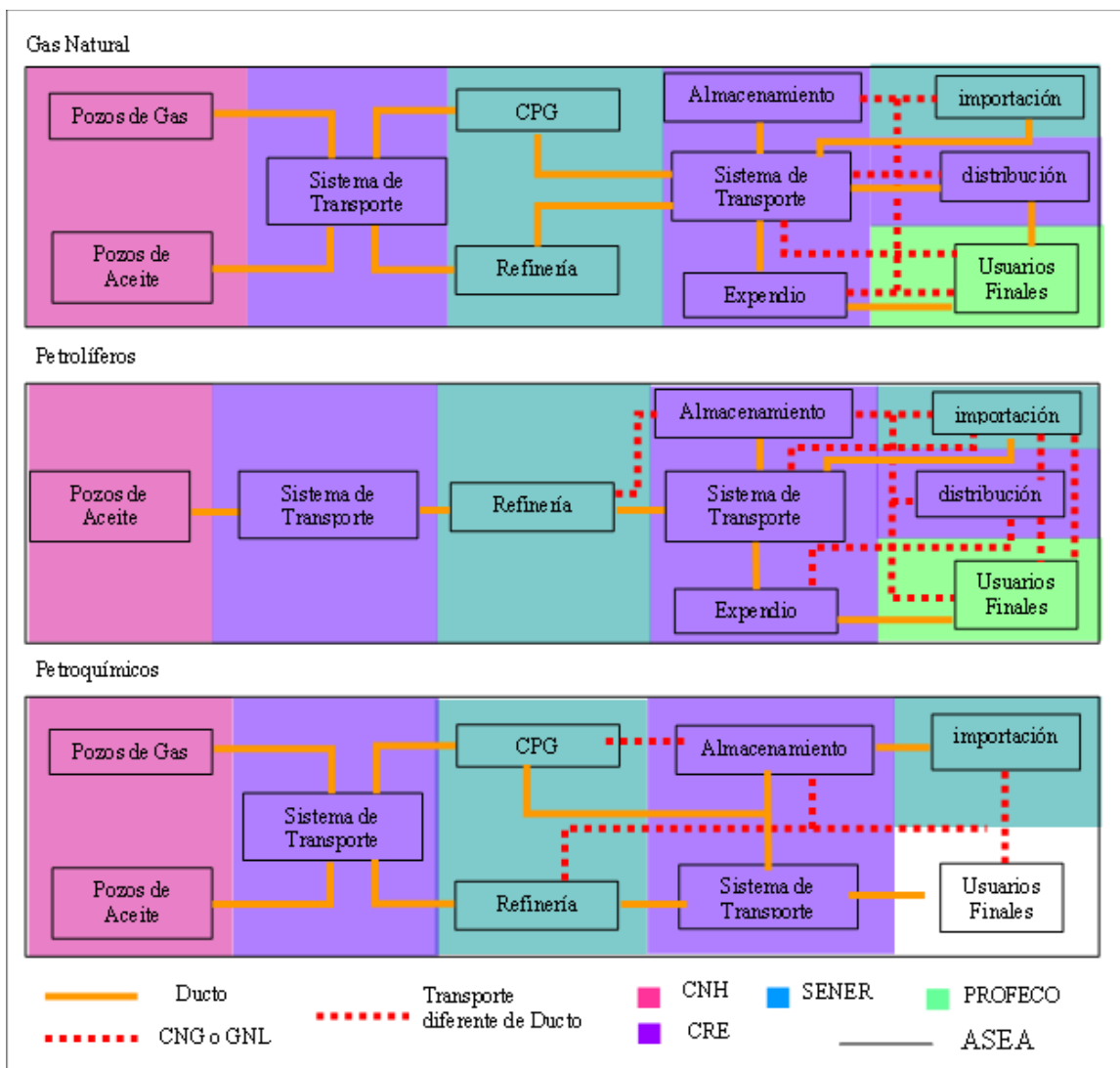
El Artículo 27 decreta el dominio directo del Estado sobre los recursos del territorio nacional, recalando la propiedad inalienable e imprescriptible de la Nación sobre los hidrocarburos en el subsuelo y, como ya se mencionó, determina la posibilidad de establecer asignaciones y contratos con el sector privado para el aprovechamiento del potencial geológico del país (Reforma). Existe también una ley reglamentaria para este artículo, de donde se observa que una de las tareas de los órganos coordinados reguladores en materia energética es regular y supervisar las ventas de primera mano de petrolíferos y petroquímicos en México, bajo un esquema asimétrico para compensar la falta de competitividad del mercado.

El artículo 28 prohíbe el monopolio y a su vez enlista las actividades que no pueden ser consideradas como tal ya que son de carácter estratégico y por lo tanto exclusivas para el Estado, como ya se mencionó, en materia de hidrocarburos: el procesamiento, almacenamiento y el transporte quedan eliminados de esta lista debido a la reforma constitucional dejando únicamente las actividades de exploración y extracción bajo esta clasificación estratégica, los ingresos generados mediante los contratos y asignaciones para las actividades de exploración y extracción serán recaudados,

administrados y distribuidos por el Fondo Mexicano del Petróleo para la Estabilización y Desarrollo, así mismo el artículo establece la disposición del ejecutivo y de los órganos reguladores coordinados en materia energética: la Comisión Nacional de Hidrocarburos (CNH) y la Comisión Reguladora de Energía (CRE), de abordar la cadena de valor completa de la industria petrolera (Gobierno Federal, 2013).

Los artículos constitucionales cobran sentido a partir de las leyes sustantivas que los reglamentan, en materia de hidrocarburos existe un grupo de leyes que abordan los temas contenidos en los tres artículos anteriores a partir de los organismos, sectores y competencias inmersas en la industria petrolera, persiguiendo el mismo objetivo planteado en la constitución y permitiendo la materialización de este sector económico. Estas leyes sustantivas son la Ley de Petróleos Mexicanos, la Ley del Fondo Mexicano del Petróleo para la Estabilización y Desarrollo, la Ley de Hidrocarburos, la Ley de Ingresos sobre Hidrocarburos, la Ley de la Agencia Nacional de Seguridad Industrial y Protección al Medio Ambiente del Sector Hidrocarburos, la Ley de los Órganos Reguladores Coordinados en Materia Energética y sus reglamentos.

Ilustración 1.3 Competencias Gubernamentales a través de las actividades permitidas, (CRE, 2015)



La Ley de Petróleos Mexicanos y su reglamento contiene los objetivos de la empresa nacional y las empresas subsidiarias y filiales que se relacionan con Pemex mediante contratos y asociaciones, dichos objetivos son: la organización, administración, funcionamiento, operación, control, evaluación (audición) y rendición de cuentas en torno a las remuneraciones, adquisiciones y servicios, bienes, responsabilidades y cuestiones económicas (dividendo estatal, presupuesto y deudas). Esta ley reafirma la propiedad del Gobierno federal sobre Pemex, su patrimonio, y su sujeción a las leyes competentes estableciendo su fin último que es la contribución al desarrollo económico de la nación y las actividades mediante las cuales se llegara a este fin, por ejemplo los contratos y asignaciones de Exploración y Extracción que se celebran a través de la CNH y se fundamentan a su vez por la Ley de Hidrocarburos, la Ley de Ingresos Sobre Hidrocarburos y finalmente por la Ley del Fondo Mexicano del Petróleo para la Estabilización y Desarrollo (Gobierno Federal, 2014).

También, la Ley de Petróleos Mexicanos aborda sus funciones y funcionamiento a partir de un gobierno corporativo conformado por un Consejo Administrativo y un Director General (designado por el ejecutivo) quienes se encargan de las responsabilidades y las sanciones pertinentes a las faltas u omisiones de la misma ley, esta ley describe como Pemex, su empresas subsidiarias y sus empresas filiales serán auditadas por un comité de auditoría y bajo la vigilancia y autorización de su gobierno corporativo (C. Administrativo y Director General) mediante una auditoría interna ejecutada por el mismo comité y una auditoría externa ejecutada por una institución propuesta por el comité, con el objetivo de verificar el cumplimiento de los objetivos, planes y proyectos de la empresa nacional; recolectando, procesando y calificando la información pertinente; reportando así los resultados al gobierno corporativo para su evaluación y comparación con lo anteriormente planeado para fortalecer y direccionar el crecimiento de la empresa nacional, así como la evaluación de los riesgos inmersos en las actividades y planes estratégicos derivados de las auditorías.

La Ley del Fondo Mexicano del Petróleo para la Estabilización y Desarrollo aborda la responsabilidad de este órgano estatal, perteneciente al Banco de México como fiduciario del fondo, el cual recibe, administra, invierte y reparte los ingresos derivados de los contratos y asignaciones, también describe su organización y operación a través de su comité (Gobierno Federal, 2014).

### **De la Ley de Hidrocarburos**

Por otra parte, la ley de Hidrocarburos reglamenta los artículos 25, 27 y 28 de la Constitución Política Mexicana y tiene como objetivo la regulación de las siguientes actividades:

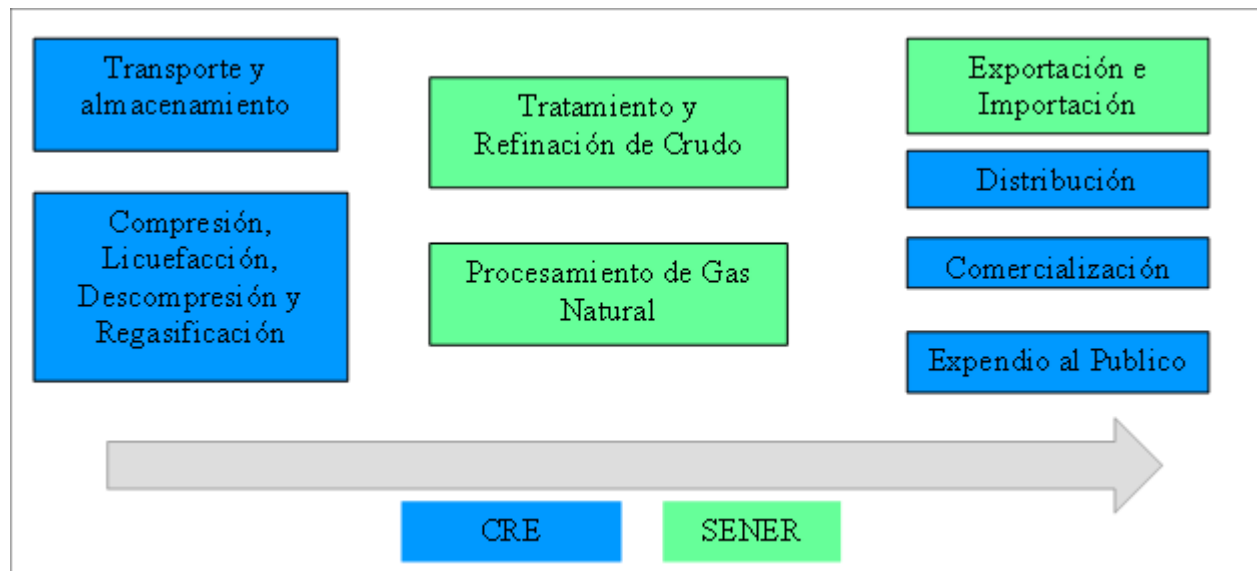
- I. El Reconocimiento y Exploración Superficial, la Exploración y Extracción de Hidrocarburos.
- II. El Tratamiento, refinación, enajenación, comercialización, transporte y Almacenamiento de Petróleo.
- III. El Procesamiento, compresión, licuefacción, descompresión y regasificación, Transporte, Almacenamiento, Distribución, Comercialización y Expendio al Público de Gas Natural.
- IV. El Transporte, Almacenamiento, Distribución, comercialización y Expendio al Público de petrolíferos.
- V. Transporte por ducto el Almacenamiento que se encuentra vinculado a ductos de Petroquímicos.

También establece conceptos con efectos legales para su utilización en los contratos y asignaciones (Agencia, Extracción, Gas Licuado de Petróleo, Recursos Contingentes, etc.) y describe las competencias gubernamentales para las asignaciones y contratos que involucran las actividades de

exploración y extracción, el reconocimiento y exploración superficial, las autorizaciones, regulaciones y obligaciones para todos los sectores involucrados (público, social y privado) (Gobierno Federal, 2021).

El título tercero de la Ley de Hidrocarburos es nombrado “De las Demas Actividades de la Industria de los Hidrocarburos” estas actividades abarcan de la actividad II a la V de la lista anteriormente mencionada, el capítulo presente persigue describir el objetivo jurídico de estas actividades con base en las Leyes y artículos constitucionales que las reglamentan. Este tercer título comienza analizando las actividades que requieren permisos:

- I. Para el tratamiento y refinación de Petróleo, el procesamiento de Gas Natural y la exportación e importación de Hidrocarburos y Petrolíferos y estos son expedidos por La Secretaría de Energía (SENER).
- II. El Transporte y Almacenamiento, Distribución, compresión licuefacción, descompresión, regasificación, comercialización y Expendio al Público de Hidrocarburos, Petrolíferos o Petroquímicos y la gestión de Sistemas Integrados, expedidos por la Comisión Reguladora de Energía (CRE).



*Ilustración 1.4 Actividades permitidas y los Órganos Reguladores, (Elaboración Propia)*

Para la comercialización de Hidrocarburos, Petrolíferos o Petroquímicos en territorio nacional se tiene la obligación de realizar la contratación de los servicios necesarios exclusivamente a través de permisionarios (Apéndice A), obedecer las disposiciones de seguridad de suministro establecida por la SENER y entregar la información que la CRE requiera, sujetándose a los lineamientos respecto a las relaciones con los integrantes de los consorcios aplicables a los permisionarios involucrados en las actividades requeridas (Gobierno Federal, 2021).

Este Tercer Título también describe la información requerida dentro de las solicitudes para cualquiera de los permisos y los requerimientos técnicos e infraestructurales necesarios (normativas) para las empresas solicitantes del permiso y su otorgamiento, en el caso del transporte por ductos y almacenamiento de hidrocarburos, petrolíferos y petroquímicos, la CRE podrá hacer una evaluación

que modifique el alcance y naturaleza de los permisos e instalaciones a través del acceso abierto (Apéndice A), instalaciones en común, la interconexión con otras instalaciones y la regulación tarifaria, así mismo el Título aborda las condiciones para la cesión, terminación, caducidad, revocamiento y ocupación o intervención de los permisos e instalaciones competentes a las actividades mencionadas.

Un Sistema Integrado consiste en los ductos y almacenadoras de gas natural, petrolíferos y petroquímicos que se encuentran interconectados a través de equipos de compresión, licuefacción, descompresión, regasificación y demás infraestructura involucrada, estos son considerados con el objeto de ampliar la cobertura y aportar beneficios sistémicos para la seguridad, continuidad, calidad y eficiencia para la prestación de los servicios y suministro de gas natural (Gobierno Federal, 2021). La SENER, a través del plan quinquenal de expansión y optimización de la infraestructura de transporte por ducto y almacenamiento, requerirá los análisis necesarios para la conformación de los sistemas integrados con asistencia técnica de la CRE quien otorgará los permisos, aprobará la creación de estos sistemas y la incorporación de nueva infraestructura.

Los sistemas integrados son operados por gestores quienes deben coordinar a los diferentes permisionarios para el transporte y almacenamiento, administrar las tarifas, desarrollar los mercados, tanto mayoristas como secundarios, fomentando la liquidez de los integrantes del sistema, los cuales deben ser independientes de las personas que realicen la distribución, producción y comercialización de gas natural, petrolíferos y petroquímicos, los gestores pueden ser entidades privadas, públicas y público – privadas y también puede ser alguno de los permisionarios, de cualquier forma deben evitar los conflictos de interés entre los participantes y con tal motivo la CRE establecerá disposiciones generales para evitar tales conflictos.

Los límites infraestructurales de los sistemas integrados son a partir de la terminación de las instalaciones de recolección, ductos de internación al país e instalaciones de procesamiento de gas natural y hasta los puntos de recepción y medición de los sistemas de distribución.

Esta Ley introduce al marco jurídico el Centro Nacional de Control de Gas Natural (CENAGAS) quien funge como gestor y administrador del Sistema de Transporte y Almacenamiento de Gas Natural y tiene por objetivo dar continuidad y seguridad al suministro de gas natural en el país.

Se conforma, al igual que Pemex, por un gobierno corporativo conformado por un Consejo Administrativo y un Director general; el consejo administrativo se encarga de la visión y misión estratégica; y el director general se encarga de la gestión, administración, ejecución y asignación de la capacidad de los sistemas, dadas sus características como permisionario y gestor de los sistemas integrados para el almacenamiento y transporte del gas natural, el CENAGAS, no puede privilegiar el uso o ampliación de su infraestructura con respecto a los demás permisionarios y su infraestructura integrada, siendo la CRE quien determine los términos para cumplir dicha disposición.

El CENAGAS, a través de la opinión técnica de la CRE, deberá proponer a la SENER el plan quinquenal de expansión del Sistema de Transporte y Almacenamiento Nacional integrado de Gas Natural, alineado con el plan quinquenal de expansión y optimización de la infraestructura de transporte por ducto y almacenamiento, el cual contiene la planeación indicativa y los proyectos de cobertura social y estratégica los cuales se llevarán a cabo mediante licitaciones para las empresas productivas del Estado y/o privados y serán aprobados por la CRE, anualmente estos órganos evaluarán y ajustarán dichos planes. Los proyectos estratégicos son catalogados de esa forma cuando tengan cierto alcance volumétrico y operacional (mínimo 30 pulgadas de diámetro, presiones operativas mayores a 800 PSI y una longitud mínima de 1 km), aporten redundancia, brinden nuevas rutas o fuentes de suministro relevantes para el mercado y cuando así lo determine la SENER.



Esta Ley propone las formas de adquirir hidrocarburos y sus derivados a través de los servicios de Transporte y Almacenamiento ofrecidos por los permisionarios: mediante un contrato de reserva de capacidad o mediante el concepto de acceso abierto, dentro de mercados secundarios o una Temporada Abierta (Apéndice A), cuando la liberación o renuncia de la capacidad sea permanente.

A través de las temporadas abiertas los permisionarios y usuarios de los ductos para el transporte de gas natural pueden celebrar convenios de inversión para la construcción de infraestructura adicional, condicionados y supervisados por la CRE y si los únicos inversores son los permisionarios la capacidad adicional será ofertada mediante un boletín electrónico y designada a través de otra temporada abierta. La Ley de Hidrocarburos aborda el expendio al público determinado la imposibilidad de adquirir combustible para aviación directamente, el permisionario podrá distribuir este producto dentro de aeródromos y únicamente a transportistas aéreos, operadores y terceros para actividades distintas a la aeronáutica con previo consentimiento de la SENER, la Secretaría de Comunicaciones y Transporte (SCT) y la Procuraduría General de la República (PGR).

A su vez determina la sujeción de las especificaciones en la calidad, métodos de prueba, muestreo, verificación de las características cualitativas y volumétricas de los hidrocarburos, petrolíferos y petroquímicos a las normas oficiales mexicanas expedidas por la CRE y la SENER, correspondientes a los usos comerciales nacionales e internacionales para todas las etapas de la cadena de valor de los hidrocarburos y derivados.

Las actividades de tratamiento y refinación de petróleo, procesamiento de gas natural y la exportación e importación de hidrocarburos y petrolíferos son reguladas y supervisadas por la SENER, quien determinará las políticas públicas relacionada con los niveles mínimos de almacenamiento y el aseguramiento del suministro de hidrocarburos y petrolíferos a través de disposiciones generales, también, con la ayuda de la CRE y la Comisión Federal de Competencia Económica (COFEC), debe instruir a las empresas productivas del Estado, sus subsidiarias y sus empresas filiales las acciones necesarias para garantizar que las acciones y operaciones no obstaculicen la competencia y desarrollo de los mercados (Gobierno Federal, 2021).

La SENER emitirá el plan quinquenal de expansión y optimización de la infraestructura de transporte por ducto y almacenamiento a nivel nacional con la asistencia técnica de la CRE y considerando las propuestas de los permisionarios y gestores de los sistemas integrados, dictará los planes de emergencia y los lineamientos para las políticas públicas, pudiendo adoptar estándares técnicos internacionales. Paralelamente a estas competencias corresponde a la CRE regular y supervisar el transporte y almacenamiento de hidrocarburos y petrolíferos, el transporte por ductos y el almacenamiento vinculado a ductos de petroquímicos, la distribución de gas natural y petrolíferos, regasificación, licuefacción, compresión y descompresión de gas natural, comercialización y expendio al público de gas natural y petrolíferos y la gestión de los sistemas integrados, incluyendo el sistema de transporte y almacenamiento nacional integrado de gas natural.

También debe aprobar la creación de los sistemas integrados y los términos y condiciones de prestación de servicios, la determinación de las contraprestaciones, precios y tarifas aplicables, las metodologías tarifarias y las reglas de operación para los gestores.

Para las regulaciones de las contraprestaciones, precios y tarifas la ley indica que los productos susceptibles a comercio internacional deberán considerar los costos de oportunidad y condiciones de

competitividad internacional además de los impuestos correspondientes, a diferencia de las actividades que no sean consideradas para el comercio internacional donde se determinara su precio a partir de metodologías generales que persigan costos eficientes, rentabilidades razonables que reflejen el costo de oportunidad, financiero y los riesgos internos, además considera que en caso del precio para gas licuado de petróleo, gasolina y diésel será determinado por las condiciones de mercado, así como cualquier otra actividad o producto que la COFECE considere que mantenga condiciones de competencia efectiva a partir de sus evaluaciones solicitadas por la CRE, la SENER y los permisionarios (Gobierno Federal, 2021).

La CRE aprobará también las bases de las licitaciones que realice el CENAGAS y los procesos de temporada abierta para la asignación de capacidad en los sistemas de almacenamiento y transporte de gas natural, opinará sobre las expansiones del transporte y distribución de gas natural y de gas licuado de petróleo, determinar las zonas geográficas para la distribución por ducto de gas natural junto con la SENER, supervisará las actividades reguladas para evaluar su funcionamiento a través de la creación o modificación de las regulaciones, proveerá información pública sobre sus análisis y el desempeño de los participantes, conforme a las políticas públicas e informando a la SENER y a la COFECE, establecerá lineamientos respecto a los permisionarios y sus relaciones con personas que formen parte del mismo grupo empresarial, recopilará información sobre el precio, descuentos y volúmenes de comercialización y expendio al público de gas natural y petrolíferos y a través de sus competencias, ayudará a la SENER en la instrucción de las empresas productivas del Estado, sus subsidiarias y filiales para garantizar que sus actividades y operaciones no obstaculicen la competencia y el desarrollo de los mercados.

Con el fin de promover el desarrollo eficiente de los mercados la CRE establecerá disposiciones entre los permisionarios de transporte, almacenamiento, distribución, expendio al público y comercialización de hidrocarburos petrolíferos y petroquímicos; estas disposiciones podrán establecer la separación legal, funcional, operativa y contable entre las actividades permitidas mediante códigos de conducta, límites de participación en el capital social, participación máxima en el mercado de la comercialización y en la reserva de capacidad de ductos y almacenamiento, para esto las personas propietarias del capital humano de usuarios finales, productores o comercializadores de hidrocarburos, petrolíferos y petroquímicos que soliciten servicios a través del acceso abierto, podrán participar con el capital social de los permisionarios cuando dicha participación cruzada no afecte la competencia, la eficiencia de los mercados y eficacia del acceso abierto, para cumplir con el objetivo anterior el capital social mencionado deberá realizar sus operaciones en sistemas independientes y establecer los mecanismos jurídicos y corporativos para no intervenir en la operación y administración de los permisionarios, la participación cruzada a su vez será autorizada por la CRE y el COFECE.

La Ley de Hidrocarburos también aborda las obligaciones de los permisionarios hacia los diferentes órganos, por ejemplo mantener siempre la vigencia de los permisos, estándares de calidad y medición basado en las normas mexicanas, apoyar a los verificadores de los diferentes organismo, la ejecución de protocolos para siniestros y contingencia, la ley también aborda como la CRE y SENER aplicarán sanciones a partir de sus competencias, promoviendo la transparencia y el combate a la corrupción a partir de la publicación de información, códigos de conducta y aplicación de principios constitucionales (legalidad, honradez, lealtad, imparcialidad y eficiencia) finalmente la ley establece la obligación de la SENER de evaluar el impacto social de todas las actividades mencionadas, también la ley menciona que el ejecutivo federal podrá instruir a Pemex y al CENAGAS, a través de la SENER y con la autorización de la SHCP y opinión de la CRE si es necesario (si el proyecto involucra actividades permitidas por la CRE), la realización de proyectos para la generación de beneficio social y desarrollo económico, donde la SENER y la SHCP determinarán los mecanismos de inversión

y contraprestaciones conducentes a las condiciones de mercado y la CRE establecerá la regulación tarifaria tomando en cuenta los recursos destinados al financiamiento, este financiamiento será determinado por la cámara de diputados en el presupuesto de egreso de la federación, la SENER podrá instruir la aplicación de mecanismos de inversión público privada (Gobierno Federal, 2021).

### **Del Reglamento de las Actividades a que se refiere el Título Tercero de la ley de Hidrocarburos**

El reglamento de la ley de hidrocarburos aborda particularmente las actividades correspondientes al título tercero de la ley de hidrocarburos y tiene como objetivo regular los permisos y demás actividades que emanan de estos, este reglamento comienza introduciendo conceptos adicionales a los dispuestos en la ley de hidrocarburos (Autotanque, Estación de Servicio Multimodal, Transportista, etc.), después, establece la capacidad de la CRE y SENER de regular, supervisar, otorgar, modificar y revocar los permisos correspondientes a su competencia. En materia de permisos el reglamento establece que una persona puede ser titular de varios permisos, la duración de estos (30 años) y las condiciones de prórroga y su renovación, reiterando la sujeción para la contratación de todos los servicios, bienes y productos a través del acceso abierto. Este reglamento también aborda los alcances que cada actividad permitida tiene:

- en el caso del expendio de los permisos de exportación e importación, establece su sujeción a la Ley de Comercio Exterior;
- con respecto al tratamiento y refinación de petróleo y procesamiento del gas natural comprende al tratamiento de petróleo como los procesos previos a la refinación y a su vez la refinación de petróleo y procesamiento de gas natural como los procesos fisicoquímicos que ocurren en los hidrocarburos para convertirlos en petrolíferos y petroquímicos susceptibles a ser comercializados para procesos industriales o su consumo final;
- en el ámbito de la comercialización el reglamento establece su concepto basado en la oferta de la compraventa de hidrocarburos, petrolíferos y petroquímicos, la gestión o contratación de los servicios de transporte, almacenamiento y distribución y la intermediación de servicios de valor agregado, ya sean en conjunto o por separado;
- consecuentemente el reglamento define el almacenamiento de hidrocarburos y derivados como el recibir, conservar, resguardar y devolver los fluidos, propiedad de terceros, en un punto de entrega y recepción dentro de las instalaciones o sistemas;
- El reglamento considera por separado y en conjunto los permisos relativos a las actividades de compresión, descompresión, licuefacción y regasificación, definiéndolas como “instalaciones con la capacidad de modificar volumétricamente los fluidos con el objetivo de transportarlos a módulos de descompresión, para utilizarlos como combustibles, inyectarlos a sistemas de ductos o instalaciones de aprovechamiento (Apéndice A), y puntualiza que no será necesario un permiso adicional si las instalaciones de compresión o descompresión formen parte consustancial de un sistemas de ductos” (Ley de Hidrocarburos, 2013);
- En relación con el transporte, el reglamento permite su ejecución a partir de ductos, autotanques, semirremolques, carrotanques o buque tanques, bajo trayectos, puntos de entrega y recepción específicos y las actividades diferentes al transporte por ductos deberán sujetarse a las disposiciones aplicables en materia de comunicaciones y transporte, estos permisos pueden ser otorgados para cualquier región de la nación bajo criterios económicos y técnicos, para el caso del transporte por ductos, se podrá recibir y entregar productos en cualquier punto del trayecto,

estos puntos deben estar localizados por la CRE y estarán sujetos a la viabilidad técnica y disponibilidad de capacidad, vinculados directa y exclusivamente al servicio de transporte;

- los alcances de la distribución los define el reglamento como la adquisición, recibimiento guarda y conducción de gas natural y petrolíferos par su expendio al público y consumo final, actividades realizables a través de ductos, autotanques, vehículos de reparto, recipientes portátiles y recipientes transportables sujetos a presión, para la distribución de combustible para aeronaves establece la información necesaria por parte de los terceros que utilizaran dicho combustible con objetivos diferentes a la aeronáutica;
- Finalmente establece los lugares donde el expendio al público puede llevarse a cabo, como estaciones de servicio, estaciones de servicio multimodal o bodegas de expendio, a través de recipientes portátiles y recipientes transportables no sujetos a presión.

estos permisos serán otorgados con respecto a las instalaciones y sus capacidades y trayectos determinados; también el reglamento indica que los permisionarios de estas actividades serán responsables de las mediciones y calidades de los productos finales, basándose en las normas oficiales mexicanas correspondientes, en el caso del otorgamiento y uso de los permisos para importación y exportación, comercialización y para el transporte es necesario recalcar que no conllevan la autorización de las demás actividades permitidas para lo cual se necesita un permiso adicional, para los permisos de almacenamiento, transporte, distribución y expendio al público los permisionarios podrán realizar protocolos de medición conjunta y esquemas para el intercambio de recipientes reafirmando la obligación de todos los permisionarios a sujetarse a las condiciones el acceso abierto (Gobierno Federal, 2014).

El Reglamento establece el procedimiento para la obtención de permisos, el cual consta de una solicitud, y la acreditación de lo dispuesto en el artículo 51 de la ley de hidrocarburos (instalaciones o proyectos), después de la admisión de la solicitud es necesario que la CRE o la SENER evalúe y analice la información necesaria, los estudios competentes, celebre audiencias para proveer la mejor resolución del otorgamiento.

Contiguamente el reglamento determina que cuando los servicios establecidos en los permisos ya no correspondan a la necesidad del mercado o afecten la seguridad, calidad y continuidad del servicio, los permisos podrán ser modificados a partir de un procedimiento en particular o a solicitud de los permisionados, donde se notificara al permisionario e involucrados las modificaciones y resoluciones emitida por la CRE.

También el reglamento describe los motivos para la cesión de los permisos, ya sea a través de la solicitud de los permisionarios o mediante la decisión de la CRE y opinión de la COFECE, a su vez describe el contenido de los títulos de los permisos a través de la información más relevante del permisionario, sus obligaciones y sus actividades como tal; dentro de las obligaciones de los permisionarios se encuentra la contratación y acreditación de seguros que involucren los daños y daños a terceros, realizar documentos donde se señale la medición en los volúmenes y especificaciones basadas en la normatividad oficial mexicana, presentar a la CRE y SENER la información correspondiente a sus actividades, comprobar la procedencia lícita de los hidrocarburos, petrolíferos o petroquímicos e instalaciones para sus actividades y la responsabilización de las obligaciones mencionadas y la entrega de la información técnica y económica que se presente ante las autoridades.

En materia de los sistemas integrados, el reglamento establece la capacidad de la CRE para aprobar la creación, extensión, expansión y optimización de estos sistemas, basado en estudios de costo beneficio y disposiciones generales que por mínimo consideren los efectos de las interconexiones de los sistemas

de transporte, los beneficios sistémicos (continuidad, calidad, eficiencia, etc.), los efectos en los usuarios o usuarios finales (Apéndice A) derivados de las diferencias entre costos bajo enfoques incrementales y sistémicos, la confiabilidad, tamaño, capacidad y riesgos de la disponibilidad de hidrocarburos y petrolíferos, la viabilidad técnica y económica, su congruencia con las políticas públicas y los riesgos comerciales inmersos en la transición de operaciones independientes a sistemas integrados. Los sistemas integrados son operados por gestores, como ya se mencionó, y para cumplir con sus objetivos estos deberán coordinar los actos jurídicos y demás rubros, determinar los trayectos, flujos operativos y volúmenes de hidrocarburos, petrolíferos y petroquímicos para la prestación de servicios óptima de los sistemas, también deben identificar las necesidades de nueva infraestructura, proponer la capacidad de almacenamiento óptima a la SENER y la CRE y llevar a cabo los procesos de compensación de ingresos para los diferentes participantes del sistema (Gobierno Federal, 2014).

Con el objetivo de identificar la necesidad e infraestructura adicional, cada 5 años los gestores de los sistemas integrados deberán proponer a la SENER los planes quinquenales de expansión y optimización de la infraestructura de transporte por ducto y almacenamiento y de expansión del sistema de transporte y almacenamiento de gas natural a través del procedimiento descrito en este reglamento, donde los gestores propondrán, previa opinión técnica de la CRE, los planes quinquenales, donde la SENER y la CRE podrán en cualquier momento solicitar la información necesaria para dichas propuestas y la SENER podrá considerar cualquier proyecto de corte estratégico o de cobertura social, como ya se mencionó, según los lineamientos estipulados en la ley de hidrocarburos.

Con respecto a las regulaciones económicas, el reglamento determina que la CRE establecerá los términos y condiciones que los permisionarios deben cumplir para la prestación de sus servicios a través de disposiciones generales, donde se debe reflejar los principios de desarrollo competitivo de los mercados y eficiencia en los servicios, evitando que los permisionarios ejerzan poder de mercado promoviendo regímenes de regulación predecibles, estables y transparentes.

La CRE puede modificar dichas disposiciones y también establecer condiciones negociables que se ajusten a las necesidades de los usuarios, usuarios finales y permisionarios. El contenido de estos términos y condiciones deberá abordar las características y alcances de los servicios, la garantía del acceso abierto, los derechos y obligaciones de los usuarios, usuarios finales y permisionarios, los esquemas de penalizaciones y bonificaciones y los procedimientos para atención de quejas y suspensión de servicios.

Aunado a los términos y condiciones donde se garantiza el acceso abierto; la CRE debe publicar disposiciones administrativas de carácter general donde se considere los criterios para los permisionarios de transporte por ductos, distribución por ductos y almacenamiento, respecto a su obligación de dar acceso abierto según la ley de hidrocarburos para el aprovechamiento de su capacidad disponible (Apéndice A) mediante las temporadas abiertas, boletines electrónicos, los tipos de contratación que mejor convengan (incluyendo contratos de interconexión), las condiciones para utilizar los sistemas y las capacidades de los permisionarios de su propiedad y la posibilidad para solicitar una ampliación en los sistemas.

Adicionalmente, el reglamento establece que existirán disposiciones generales emitidas por la CRE, donde se regularán las contraprestaciones, tarifas, descuentos y procedimientos (protocolos, formatos y especificaciones) para los servicios permisionados, exceptuando la comercialización y expendio al público de gas licuado de petróleo, gasolina y diésel y la distribución no vinculada a ductos de estos productos con el objeto de desarrollar mercados competitivos y mantener la correspondencia entre la

intervención y el poder de monopolio de los permitidos, la CRE podrá emplear cualquier herramienta de evaluación e indicadores de desempeño para determinar las contraprestaciones y tarifas, pudiendo requerir la información de costos, condiciones de operación y demás elementos estadísticos, técnicos y financieros a los permitidos, finalmente el reglamento determina que la CRE establecerá las disposiciones generales para las licitaciones que lleve a cabo el CENAGAS a través del plan quinquenal de expansión ya mencionado (Gobierno Federal, 2021).

A través de esta reforma en los artículos constitucionales se establecen las bases para incrementar la infraestructura dentro del mercado de los subsectores de procesamiento, almacenamiento y distribución de hidrocarburos y petrolíferos en México; en el análisis anterior observamos que esta reforma y los cambios jurídicos en materia energética consecuentes, tienen el objetivo de ampliar la cobertura de distribución de combustibles en el país, aumentar la producción de petrolíferos y disminuir su importación, además, mediante los órganos coordinados reguladores en materia de energía y los organismos nuevos (CENAGAS), aumentar la competitividad en el mercado del gas natural y la petroquímica.

Estos cambios en el entorno legal mexicano derivan en cambios en las actividades y estructuras de los diferentes organismos energéticos, la transformación de Pemex a empresa productiva del estado significa un cambio en su régimen fiscal, el cual prepara a Pemex para un mercado competitivo, abierto a cualquiera empresa de energía, la cual podrá asociarse o no con la empresa nacional, y mediante los permisos ya mencionados, realizar las diferentes actividades y desarrollar proyectos ingenieriles que cumplan con el objetivo del gobierno actual para consolidar la soberanía energética del país.

Durante la explotación de los hidrocarburos en la etapa posterior a la expropiación, Pemex junto con el gobierno federal operaba bajo un régimen monopolístico, el cual no se reconocía como tal gracias a lo dispuesto en los artículos constitucionales analizados y las actividades consideradas exclusivas del Estado, después de la reforma, el sistema económico cambia a un sistema competitivo abierto, en este caso cualquier empresa privada interesada y capaz de llevar a cabo un proyecto energético, puede aplicar para ser permitido de dichas actividades, respaldado por las leyes y disposiciones actuales para asegurar que dichos proyectos beneficiaran ambas partes (a la nación y la empresa), aunado a la producción creciente derivada de las licitaciones realizadas en los últimos periodos.

Dentro de las disposiciones administrativas, las normas internacionales y las leyes y reglamentos, analizadas anteriormente, se fundamenta este nuevo mercado de producción, manejo y distribución de petrolíferos, pese este hecho la infraestructura de la empresa productiva sigue siendo la misma, al comienzo del capítulo analizamos los cambios más relevantes en la infraestructura durante la historia del desarrollo de la industria en nuestro país, en el siguiente capítulo analizaremos los cambios más recientes en la infraestructura nacional el funcionamiento de los procesos necesarios para la manufactura de combustibles de grado comercial y finalmente analizaremos las implicaciones de pasar de un sistema monopolístico a uno abierto y competitivo, tomando en cuenta la posición en el mercado internacional de nuestro país, para si describir el grado de avance de la reforma analizada y sus posibles resultados en un futuro.

## Capítulo 2 Descripción Técnica de los Subsectores

### Tratamiento y Procesamiento de Crudo

En el capítulo anterior analizamos las condiciones jurídicas para el desarrollo de la industria petrolera en sus sectores Downstream y Midstream en México a partir de las leyes, regulaciones y competencias de los diferentes organismos, en este capítulo analizaremos los sistemas, unidades y procesos que involucran al crudo y gas natural para manufacturar los combustibles que se consumen diariamente a lo largo de la república y en diferentes sectores; en este capítulo nos enfocaremos al estudio del funcionamiento y condiciones operativas de los sistemas mencionados. El crudo después de ser vendido al permisionario de tratamiento y procesamiento ingresa a la refinería donde será almacenado, un sistema de control en línea dirigirá el crudo a las unidades que lo requieran, en principio será limpiado y después fraccionado y finalmente combinado, para formar combustibles de grado comercial.

Persiguiendo esta lógica de manufactura, los procesos a mencionar generan productos intermedios, intermedios entre el crudo y los combustibles, el mismo computador en línea deberá empatar los requisitos de combustible con la disponibilidad de los diferentes productos intermedios y las unidades disponibles que los requieran, generando condiciones de incertidumbre (Leao J Fernandes, 2015).

Ahora bien, para poder analizar la infraestructura mexicana disponible y futura, debemos primero entender la naturaleza de los procesos necesarios para manufacturar combustibles, en este caso es necesario analizar el tipo de materia prima (crudo), es decir, que tan pesado y contaminado es dicha materia prima, para poder determinar las instalaciones y procesos necesarios para poder limpiarla y fraccionarla con el objetivo de producir la mayor cantidad posible de combustibles y cumplir con los estándares de calidad y seguridad establecidos para la industria.

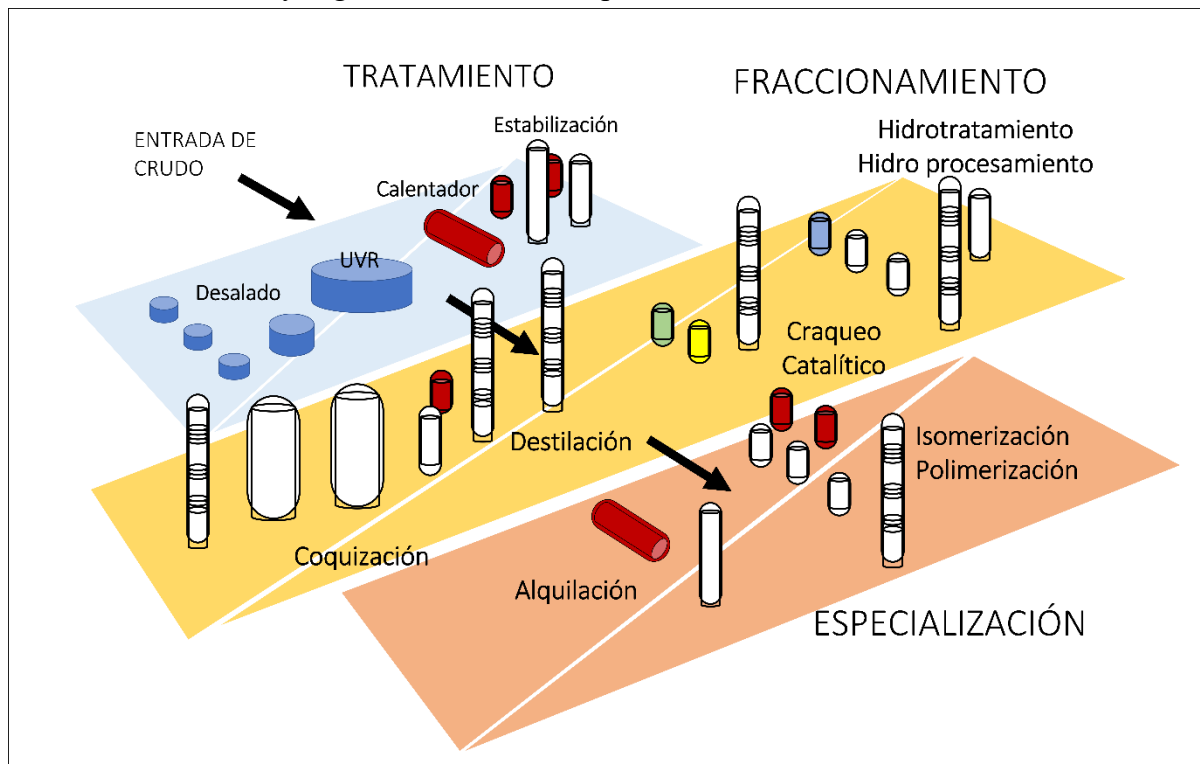


Ilustración 2.1 Clasificación de los Procesos en la Refinación, Elaboración Propia

En el esquema anterior podemos observar una clasificación propuesta para las operaciones que a continuación se analizarán, separando los procesos según su naturaleza, comenzado con la etapa de tratamiento, donde el crudo proveniente de los campos será limpiado, después, en la etapa de fraccionamiento, el crudo será separado a través de diferentes reacciones fisicoquímicas y finalmente en la etapa de especialización se homogeneiza la composición de los subproductos provenientes de la etapa de fraccionamiento, antes de pasar a la última etapa, donde se mezcla para producir combustibles de grado comercial.

### Unidades de recuperación de Vapor

Las Unidades de Recuperación de Vapor (VRU) tiene el objetivo de atrapar los vapores expulsados por el crudo y sus derivados al momento de ser almacenados, evitando la contaminación a la atmosfera, explosiones y mantener una gravedad API con mayor valor económico. Su operación consta de la recolección de los vapores durante el día (mayor temperatura), su licuefacción y la conducción de estos líquidos de regreso al crudo (Abdel Aal, 2003).

Se presenta a continuación un esquema de estas unidades:

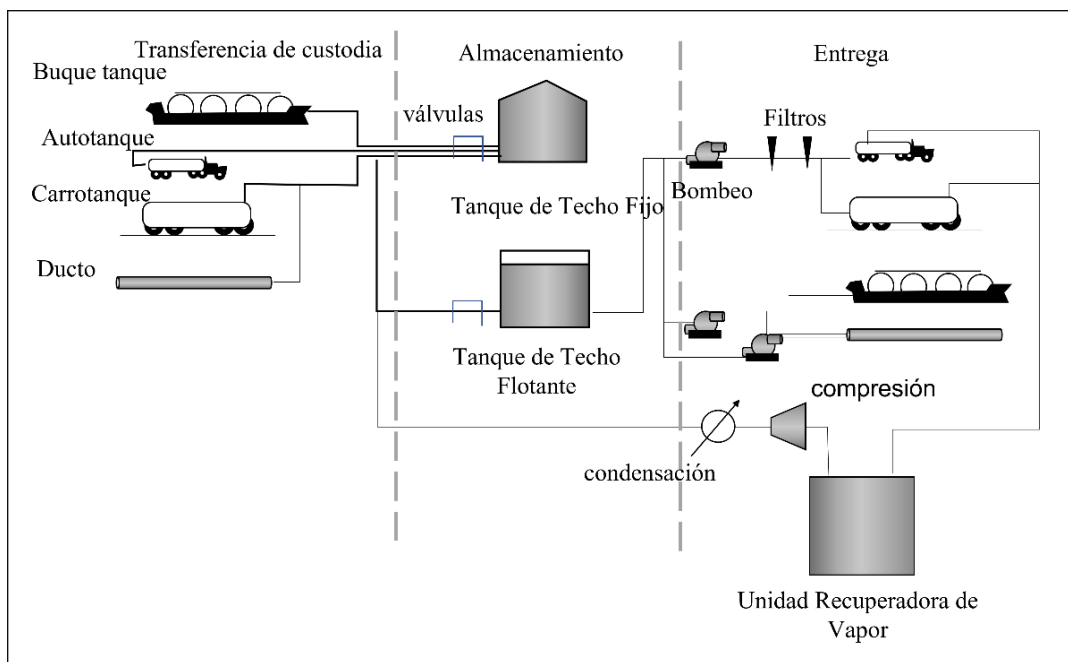


Ilustración 2.2 Sistema Unidad de Recuperación de Vapor, Elaboración Propia.

La parte principal de estos equipos es el arreglo de reguladores de vapor y sus funciones son las siguientes (Abdel-Aal, 1998):

- I) Liberar los vapores de los tanques de almacenamiento cuando la presión de operación rebasa la presión establecida
- II) Añadir vapor a los tanques cuando la presión de operación decae abruptamente.

El arreglo de reguladores trabaja con un sistema de válvulas (respiración y seguridad), se presenta el sistema y un diagrama de sus presiones de operación.



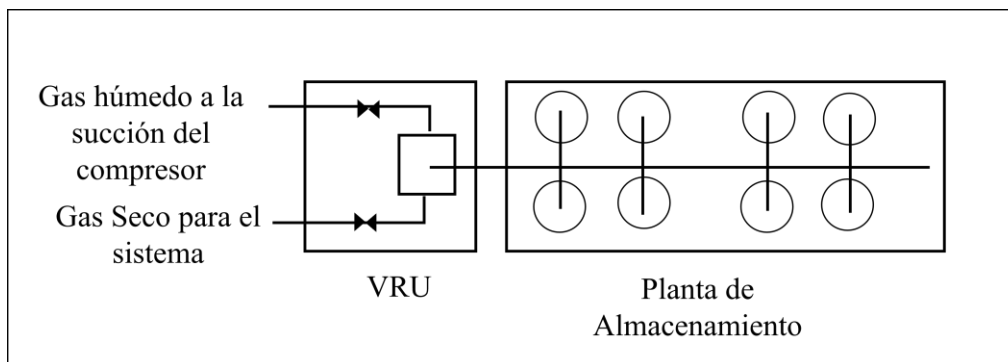


Ilustración 2.3 Conexión entre URV y Planta e Almacenamiento

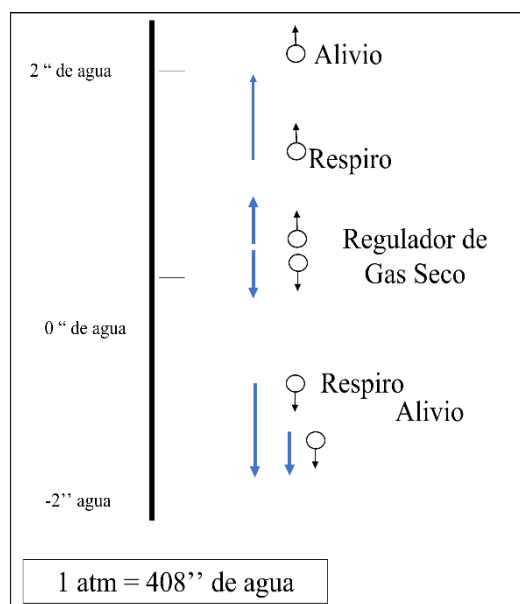


Ilustración 2.4 Límites Operativos VRU, Chilingar, G.V. "Surface Operations in Petroleum Production", Elsevier PI, 1969.

## Tipos de Pérdidas en el Almacenamiento

Existen dos clasificaciones de pérdidas de hidrocarburos en los procesos de almacenaje y transporte a través de las instalaciones de tratamiento y procesamiento:

- Pérdidas por Operación
  - Llenado

Ocurren cuando la válvula de presión de alivio del tanque es superada por la del bombeo de hidrocarburos

- Vaciado

Ocurre cuando el espacio de vapor se expande debido a la sustracción de los hidrocarburos líquidos del tanque.

- Otras Perdidas
  - Venteo  
Ocurre debido a la expansión térmica o barométrica de los vapores presentes y cuando aumenta la cantidad de vapor
  - Perdidas de Accesorios  
Surgen debido al cambio de nivel y su efecto en escotillas, aberturas, válvulas y demás accesorios.
  - Perdidas por Ebullición  
Cuando la presión de vapor del líquido excede la presión de confinamiento

#### Métodos de Recuperación de Vapor

Las pérdidas de vapor son un proceso necesario o forzoso ya que las refinerías tienen un requerimiento de presión de vapor para admitir el crudo y es muy costoso operar a presiones más elevadas a la del vapor. Su recuperación entonces es un proceso que debe ser eficiente, se pretende que las instalaciones encargadas de esta recuperación lo hagan mediante una combinación de los siguientes mecanismos (Yocum, 1968):

**Absorción:** A través de solventes con alto peso molecular y alta presión a través ciclos de regeneración.

**Condensado:** mediante la compresión y enfriamiento de los vapores.

**Adsorción:** Se mezclan los vapores de hidrocarburos con gases no condensables (aire) y con ayuda de tamices moleculares (carbón activado, gel de silicón) a través de calor o despresurización se remueven los vapores de los tamices para ser condensados.

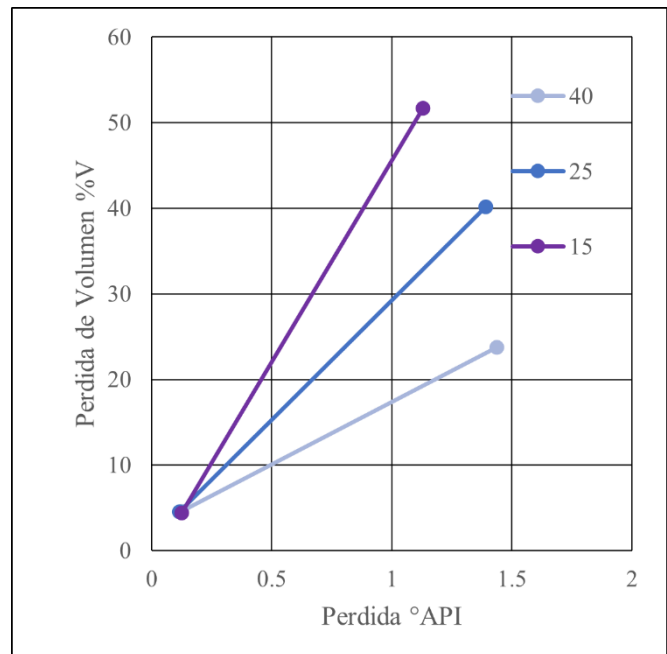


Ilustración 2.5 Correlación Para la determinación de Perdidas, Hussein Abdel-Aal, 2003.

#### Tratamiento de Emulsiones y Deshidratación del Crudo

El aceite, agua, gas y sus mezclas son transportadas a los separadores donde se obtiene el “Gas Primario”, agua libre, aceite y emulsiones de aceite y agua junto con gotas de agua menores a 500  $\mu\text{m}$ , más adelante en el tratamiento del aceite se obtiene y separa el “Gas Secundario”, debido a las caídas de presión y la adición de calor.

Antes de poder enviar el aceite a los procesos de refinación o a instalaciones de reparto es necesario tratar el aceite y el gas para desalarlos, deshidratarlos y estabilizarlos.

El objetivo de la deshidratación es remover el agua libre y romper las emulsiones de agua y aceite, dependiendo del contenido inicial de agua, el proceso de deshidratación y su salinidad se puede conseguir una pureza de agua de hasta 0.02%, los contaminantes restantes son llamados Agua y Sedimento de Fondo (por sus siglas en inglés B.W. & S.) y bajo este parámetro se diseñan y construyen las instalaciones y procesos de tratamiento de crudo.

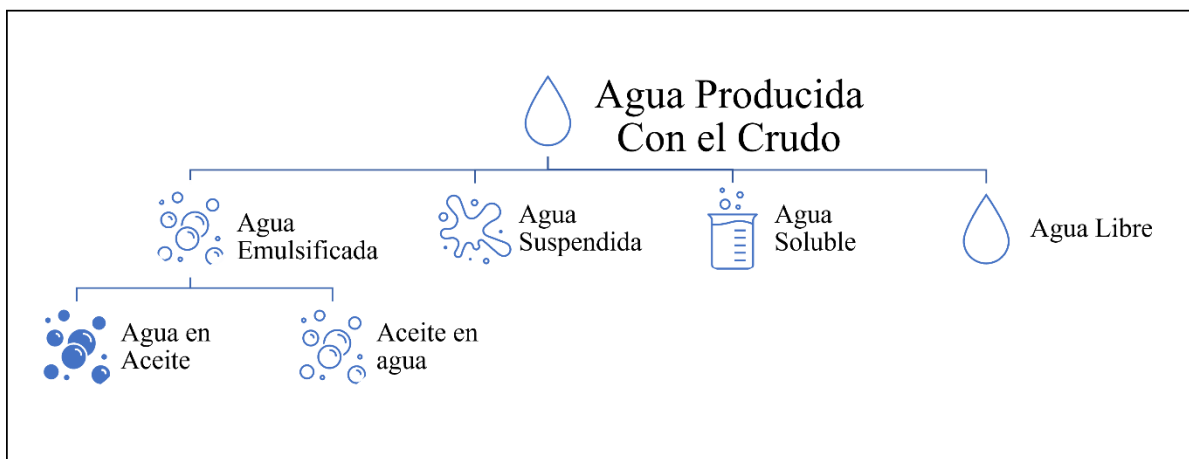
Los principios del proceso de tratamiento son (Abdel-Aal H.K., 1992):

- Romper las emulsiones a través de procesos químicos, intercambio de calor o campos electrostáticos y combinaciones de ellos.
- Combinar las gotas pequeñas de agua para generar gotas más grandes.
- Asentar las gotas de agua por gravedad y removerlas.

### **Emulsiones**

Las emulsiones más comunes en las instalaciones de producción son emulsiones de agua en aceite (W/O), conforme el corte de agua aumenta hay más posibilidad de encontrar emulsiones inversas (aceite en agua (O/W)), las condiciones para formar emulsiones estables son:

1. Que los dos líquidos sean inmiscibles
2. Debe existir suficiente energía de agitación para dispersar una fase en la otra
3. La presencia de un líquido emulsificante



*Ilustración 2.6 Clasificación del Agua Producida, Elaboración Propia*

Las emulsiones no son muy comunes en las formaciones productoras, estas se forman a lo largo de las instalaciones de producción que aportan energía de agitación debido al flujo turbulento, los líquidos emulsificantes pueden estar presentes en las formaciones de forma natural o pueden añadirse al crudo a través de las operaciones de perforación o mantenimiento.

Los diferentes emulsificantes pueden ser:

- Materiales asfálticos
- Resinas
- Ácidos orgánicos solubles en aceite
- Sólidos Finos

Los Criterios para evaluar la estabilidad de una emulsión son los siguientes (Abdel Aal, 2003):

- Viscosidad: la separación es más fácil para aceites menos viscosos
- Densidad: a mayor diferencias mejor separación
- Tensión Interfacial: a menor tensión interfacial se facilita la separación

- Tamaño de las Gotas de Agua: a mayor tamaño es más rápida la separación el tamaño más usual de partículas está por debajo de los 50  $\mu\text{m}$
- Porcentaje de agua: a menor porcentaje de agua es más difícil provocar la coalescencia entre gotas de agua
- Salinidad del Agua: Mayor salinidad implica mayor diferencia entre densidades lo que facilita la separación

### Proceso de Deshidratación

La deshidratación comienza por la separación del agua libre, después se separa el agua emulsionada junto con los demás contaminantes como sedimentos y arenas. Los equipos más comunes para un sistema de deshidratación son (Abdel Aal, 2003):

- Tanque de agua libre
- Tanque de lavado
- Barril
- Calentador
- Inyector químico
- Deshidratador electrostático

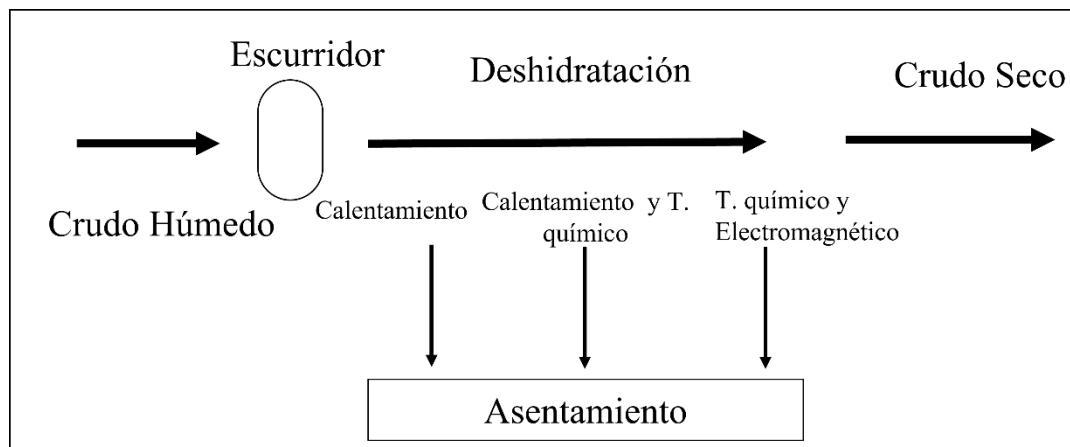


Ilustración 2.7 Diagrama general de la Deshidratación del Crudo, Elaboración Propia.

### Remoción de Agua Libre

El agua libre se define como el agua producida con el aceite que se separa del aceite después de un tiempo (Abdel-Aal, 1998) y las razones principales para separarla al principio del proceso son:

1. Reducir los tamaños de tubería y equipos de tratamiento
2. Reducir el consumo energético para el calentamiento (el agua tarda hasta dos veces más que el aceite en calentarse)
3. Minimización de la corrosión en los equipos y tuberías

Se muestra a continuación un diagrama general de los tanques escurridores, los cuales se encargan de separar el agua libre contenida en el crudo:

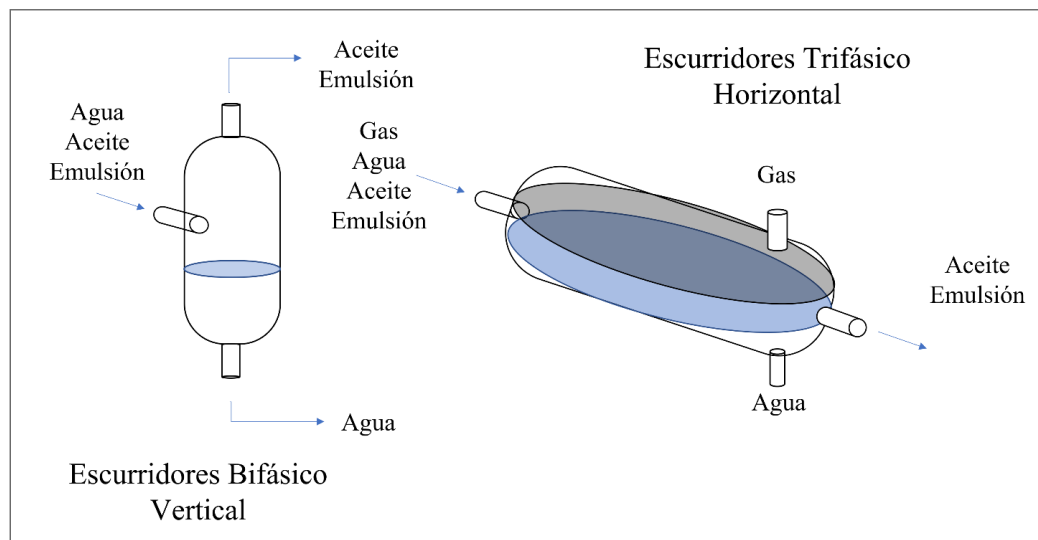


Ilustración 2.8 Escurridor Bifásico Vertical y Escurridor Trifásico Horizontal, Elaboración Propia

El proceso de deshidratación consiste en 3 procesos principales y consecutivos:

- Ruptura la Emulsión: esto implica debilitar y romper la capa interfacial que brinda estabilidad a la emulsión, a través de un aditivo (químico o calor).
- Coalición: combinar las gotas de agua tras romper la emulsión, este proceso aumenta con respecto al tiempo y puede mejorarse a través de campos electrostáticos, impactos en superficies solidas o lavado con agua.
- Asentamiento Gravitacional: posterior a la coalición las gotas reunidas se asientan por diferencia gravitacional.

El proceso de coalescencia es el más lento, provocando la mayor parte de la ruptura de las emulsiones y por lo tanto el de mayor importancia para el diseño y por lo tanto su costo.

### Calentamiento

El calentamiento es el método más utilizado para romper las emulsiones y su efecto se puede analizar con la reducción de la viscosidad del aceite  $\mu_o$  (centipoise) y el cambio en la densidad relativa  $\Delta\gamma$  que provoca el aumento en la velocidad de asentamiento para partículas de agua  $d_m$  ( $\mu\text{m}$ ), se presenta su ecuación en pies por segundo:

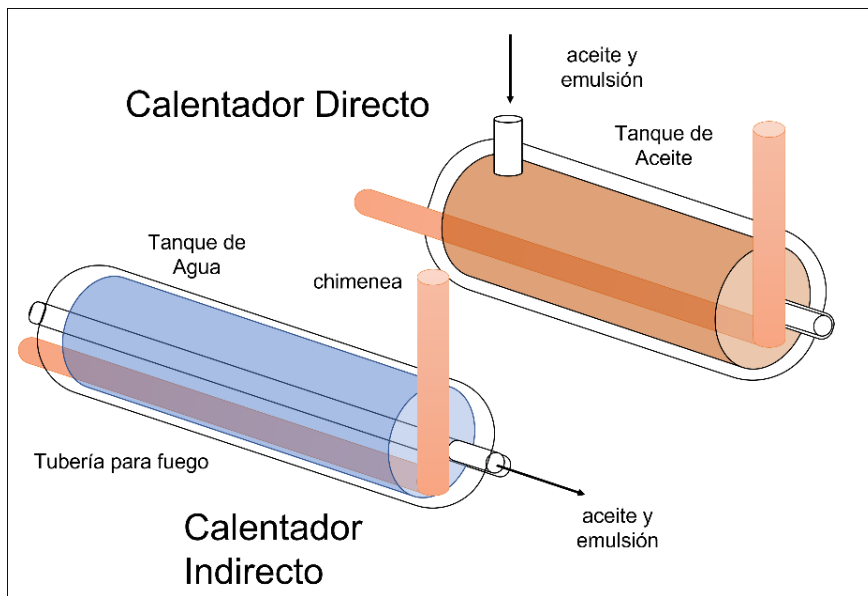
Ecuación 2.1 velocidad de asentamiento de las partículas  $d$  agua

$$u = 1.787 \times 10^{-6} \frac{\Delta\gamma * d_m}{\mu_o}$$

El calentamiento aumenta la diferencia entre densidades lo que facilita la separación de fases, también promueve el movimiento de gotas de agua provocando su coalescencia y desestabiliza la película emulsificante, también derrite las parafinas y asfaltenos previniendo su acción como emulsificantes. El aceite se puede calentar de forma directa o indirecta y usualmente se utiliza gas natural para generar una llama dentro de un sistema pirotubular, el método indirecto sirve para contenidos porcentuales entre 1 y 2 % de agua y el método directo para porcentajes mayores:

La cantidad de calor transmitida (Nalco Chemical Co. , 1984) hacia un fluido se calcula con la relación entre la masa (lb), el calor específico (BTU/lb °F) y el cambio de temperatura (°F):

*Ilustración 2.9 Tipos de Calentadores, Elaboración Propia.*



*Ecuación 2.2 Cantidad de Calor Transmitido*

$$q = mc\Delta T$$

$$m \left[ \frac{lb}{h} \right] = 15\gamma \left[ \frac{lb}{ft^3} \right] Q \left[ \frac{BBL}{d} \right]$$

Tomando en cuenta el calor transmitido al agua, al aceite y las pérdidas de calor ( $q_p = q * l$  (calor perdido total), el calor necesario requerido para el tratamiento:

*Ecuación 2.3 Calor Considerando perdidas y fluidos*

$$q = q_o + q_w + q_p$$

*Ecuación 2.4 Calor Requerido*

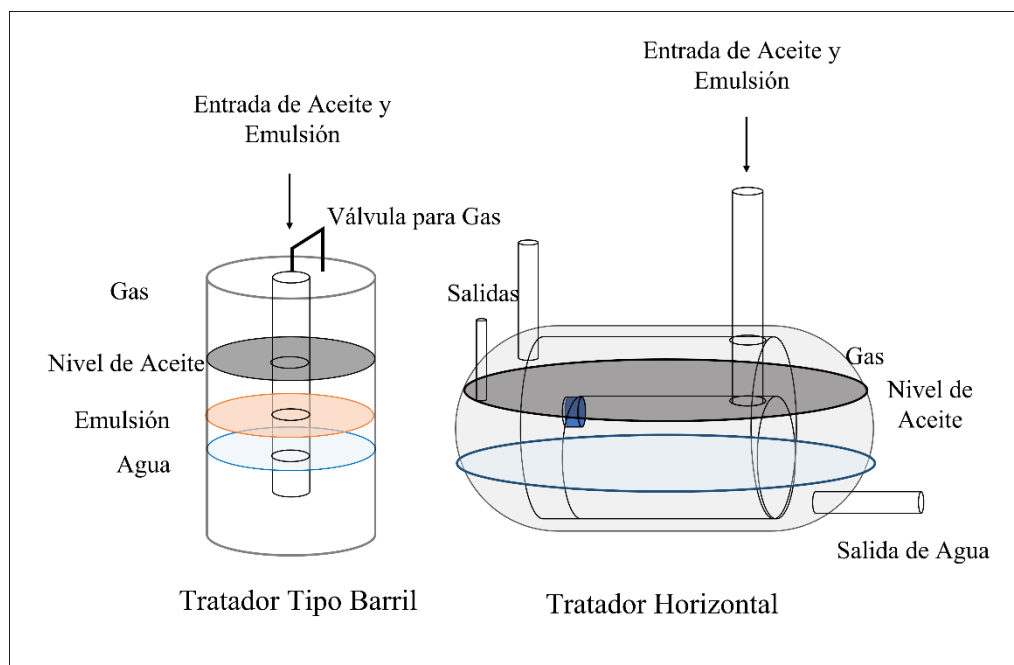
$$q = \frac{1}{1-l} 15Q_o\Delta T(\gamma_o c_o + w\gamma_w c_w)$$

La cantidad de calor requerida para separar el agua del aceite conlleva a una expresión que involucra la diferencia de densidades y capacidades caloríficas y el gasto de aceite (BPD).

## Tipos de Calentadores

Todos los calentadores y sus tipos cumplen con el mismo objetivo, separar las emulsiones restantes y separar también el gas, el aceite y el agua, para el tratamiento de un solo pozo es más común encontrar un tratador vertical; donde el aceite junto con la emulsión entran por la parte superior de un costado del tanque, en la parte más alta del tanque se encuentra un extractor de niebla que separa el gas existente y los líquidos viajan al fondo a través de una tubería que termina en un esparcidor justo debajo del contacto agua-aceite para “lavar” el agua del aceite, el cual asciende en contacto con una cámara de gas combustible el cual transmite el calor al aceite y ayuda a la separación (Abdel-Aal, 1998).

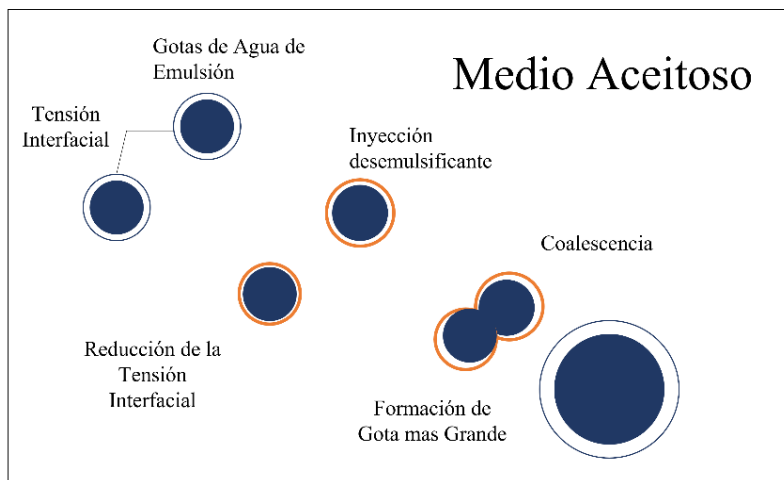
Los tratadores horizontales se utilizan en instalaciones que tratan varios pozos estos también tienen una entrada, un proceso de recolección de gas, y calentamiento con flujo vertical para acelerar la separación de los componentes de la emulsión. Los tratadores de Cámara de Barril tienen un diámetro mayor a los tratadores verticales y son utilizados para campos pequeños que no requieren mucho calor para separar las fases de la emulsión.



*Ilustración 2.10 Tratadores de Emulsiones, Elaboración Propia*

## Tratamiento Químico

Los aditivos que se le añaden a una emulsión pueden estar combinados con tratamientos térmicos o no, su composición son polímeros de alto peso molecular los cuales adsorben la emulsión y la rompen mediante la reducción de la tensión interfacial, estos al verterse en un tanque son atraídos por la emulsión donde flocculan, rompen la película emulsificante y finalmente colisiona formando gotas de agua. Se recomienda inyectar el químico desemulsificantes donde ocurra la mayor cantidad de agitación en el flujo posible y a su vez se recomienda utilizar desemulsificantes solubles en aceite para evitar pérdidas de este al entrar en contacto con las albercas de agua (Manning, 1991).



*Ilustración 2.11 Reducción de la Tensión Interfacial a través de desmulsificantes l, Elaboración Propia*

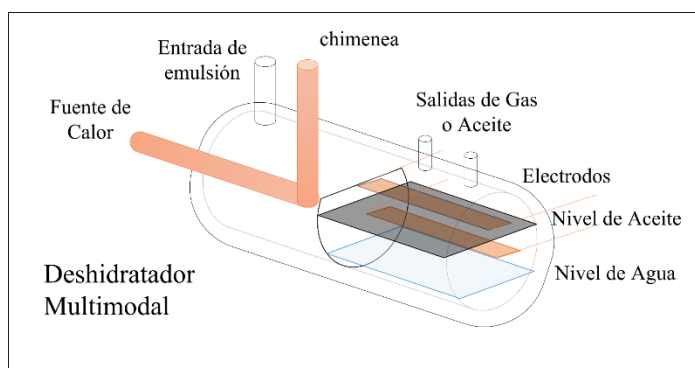
Usualmente se utiliza 1 L de desmulsificantes para tratar 15 a 20 m<sup>3</sup> de aceite + emulsión y dependiendo del tipo de aceite las concentraciones químicas van de 10 a 60 ppm, estos químicos son compuestos orgánicos complejos (combinaciones de materiales catiónicos, aniónicos y no iónicos) ejemplos de estos compuestos son sulfonatos, poliglycol ester, compuestos de poliamida, etc.

#### Tratamiento Químico Eléctrico

Los procesos de calentamiento y tratamiento químico funcionan a través de la ruptura de la emulsión a diferencia del tratamiento eléctrico, el cual consta de inducir un campo eléctrico de alto voltaje (1000 a 16000 v) para acelerar el proceso de coalición entre las gotas de agua (Separación electrostática). El campo electromagnético afecta a las moléculas polares del agua las cuales se alinean de forma dipolar favoreciendo la coalición, el campo electromagnético también genera cierta agitación sobre las gotas de agua, cuando estas gotas incrementan considerablemente su tamaño es posible la segregación gravitacional hacia el fondo del tratador.

Tratar con solo un proceso de separación resulta ineficiente dado que los equipos tratadores de emulsión son capaces de combinar diferentes métodos, el tanque diseñado con electrodos provee un proceso donde se calienta la emulsión y se le añaden químicos desmulsificantes hasta un contenido de agua de entre 1 y 5 [%] para después pasar a una cámara donde se encuentran los electrodos, estos tanques tienen 2 salidas de agua, el agua libre recuperada en el proceso térmico/químico y la salida para el agua recuperada del proceso electromagnético.

*Ilustración 2.12 Deshidratador Multimodal, Elaboración propia*





### Desalado del Aceite

El desalado de aceite es necesario a partir de las 20 libras por cada mil barriles de sal (PTB) que esta disuelta en el agua que no fue posible remover (cloruro de sodio, magnesio o calcio), usualmente este proceso ocurre dentro de la refinería, a menos que este muy lejos, si es así es necesaria una planta externa.

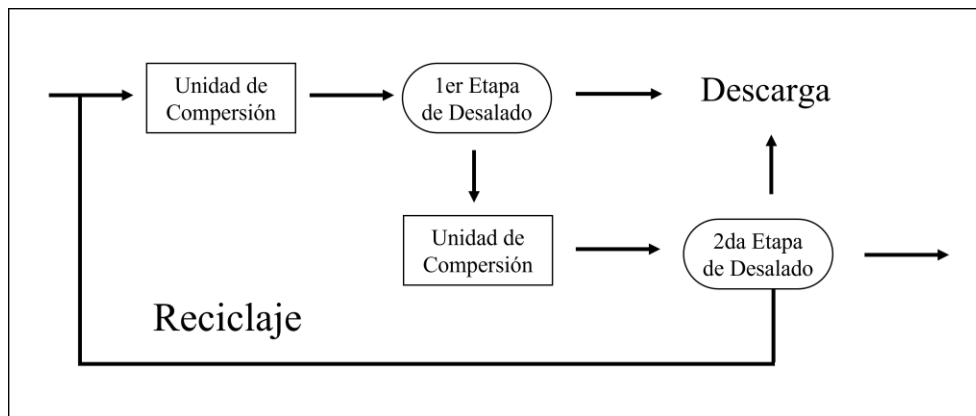
La cantidad de sal en el crudo es función de la cantidad de agua  $W_R$  (%BS&W), la densidad de la salmuera y la salinidad  $S_R$  (PPM) de esta, esta cantidad se expresa con la siguiente ecuación (Manning, 1991):

*Ecuación 2.5 Cantidad de Sal en el Crudo, Manning and Thompson.*

$$PTB = 350 \gamma_s \left( \frac{1000W_R}{100 - W_R} \right) \left( \frac{S_R}{10^6} \right)$$

El desalado del crudo es un proceso distinto a la deshidratación dado que el objetivo es reducir la salinidad del agua mas no removerla, con el objetivo de evitar fallas en las unidades de destilación debido al depósito de cloruros y a temperaturas más altas la formación de ácido clorhídrico.

Estos sistemas se presentan en dos o tres etapas comenzando con un proceso de deshidratación y uno o dos etapas de desalado dependiendo de que tan alta sea la salinidad del crudo. Después de la etapa de deshidratación, el crudo se mezcla con agua de lavado con una salinidad menor a la del crudo para diluirlo y después volverlo a deshidratar, este proceso lleva entre 10 minutos a 2 horas y el requerimiento de agua es entre el 5% y 10% del volumen del agua, en los sistemas de dos etapas el agua de lavado es inyectada desde el segundo proceso de desalado para reciclarla y utilizarla en el primer proceso (Ilustración 2.12).



*Ilustración 2.13 Desalado en dos etapas, Elaboración propia*

El grado de combinación puede mejorarse a través de una cámara de mezclado, en la cual se bombea (50 y 250 psi) de forma separada el aceite (fase continua) y el agua (fase dispersa); esta puede estar combinada con químicos como sulfonatos, alcoholes y ácidos grasos, a un dispositivo de mezcla (válvula estranguladora), para mejorar la mezcla se pueden utilizar mezcladores de placas con orificios, el tratamiento del aceite combina los procesos de aplicación de calor, agentes químicos, aplicación de campos eléctricos y desalado (Nelson, 1958).

El desalado puede llevarse a cabo con agua, inducción de campos eléctricos de corriente alterna, directa y variable (16,000 V - 33,000 V); y agentes químicos o una combinación de estos y los

parámetros operativos más importantes son el nivel de la interfase en la cámara el cual debe mantenerse constante, la temperatura del proceso, la relación entre las cantidades de aceite y agua de lavado y la caída de presión en la válvula de mezclado (Mc Ketta, 1992).

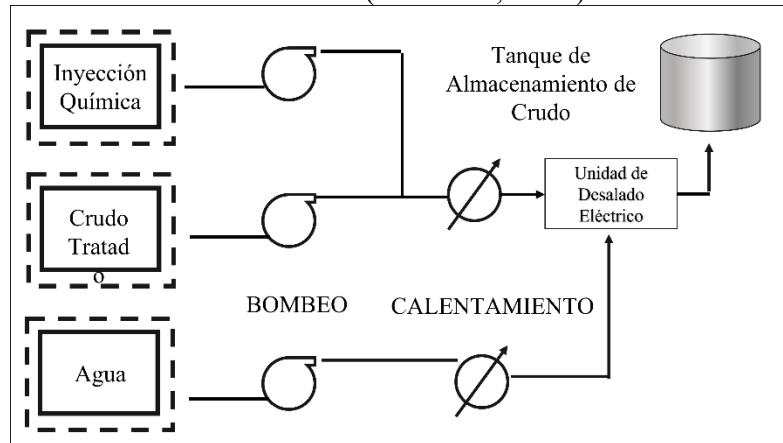


Ilustración 2.14 Diagrama General del Desalado Eléctrico, Elaboración Propia

### Estabilización y Endulzamiento

Después de los procesos de desgasificación, deshidratación y desalado del aceite, es necesario remover los gases disueltos en el aceite: los gases de las fracciones ligeras de hidrocarburos y el ácido sulfhídrico, este doble procesos es llamado estabilización y endulzamiento; y tiene el objetivo de alcanzar la mayor rentabilidad del crudo a partir de maximizar la densidad API y bajo las restricciones de la presión de vapor y contenido admisible de ácido sulfhídrico. Previo a la estabilización es necesario reducir la presión del aceite mediante un tanque esférico, este proceso reduce el contenido de agua (BS & W) HASTA UN 0.3 %, un contenido de sal de 10 a 20 PTB, presiones de vapor de 5 a 20 psi y contenidos de ácido sulfhídrico entre 10 a 100 ppmw, el gas se clasifica como amargo cuando tiene más de 0.05 pies cúbicos de ácido sulfhídrico por cada 100 galones de aceite (Abdel Aal, 2003).

### Operaciones de Estabilización

Después de la última etapa de desalmamamiento y deshidratación el crudo se encuentra a condiciones parecidas a la atmosférica con una presión de vapor (RPV) de entre 4 a 20 psia, la mayor parte de la presión parcial del aceite proviene de los gases más ligeros (los componentes con puntos de ebullición bajos: metano y etano), en la estabilización se busca reducir el contenido de estos componentes ligeros y retener los componentes de mayor interés comercial, evitando así problemas de riesgos por explosión.

La Estabilización del crudo lleva a cabo esta separación por etapas de vaporización: celdas donde se separan las diferentes fracciones de hidrocarburos a través de un cambio súbito de presión mediante el efecto Joule-Thompson; y torres de fraccionamiento: torres formadas por cilindros que envuelven muchas bandejas ranuradas, el crudo entra por la parte inferior a alta temperatura, al igual que el primer proceso, los hidrocarburos más ligeros atravesarán por las ranuras hacia las bandejas de arriba en forma de vapor, con el objetivo de llegar a los requerimientos de presión de vapor y contenido de ácido sulfhídrico y dependiendo de la naturaleza de la producción se plantean dos casos (Abdel Aal, 2003):

- Producción de Aceite “Dulce” donde no es necesario el endulzamiento y la estabilización se lleva a cabo con una unidad recuperadora de vapores (estas unidades son recomendables para volúmenes pequeños de crudo a tratar) en los tanques de almacenamiento para enviarlo después a una planta de gasolina.
- Producción de Aceite “Amargo” donde es necesaria la estabilización ya sea por etapas o en una torre de fraccionamiento, altas cantidades de H<sub>2</sub>S pueden restringir el uso de torres fraccionadoras debido a que limita el requerimiento de presión de vapor necesaria para separar los elementos ligeros.

### **Proceso de Fraccionamiento**

Este proceso es muy útil para grandes cantidades de crudo, en el fraccionamiento es necesario un agente separador ya sea masico o energético, los dos tipos de plantas estabilizadoras con agentes separadores energéticos son:

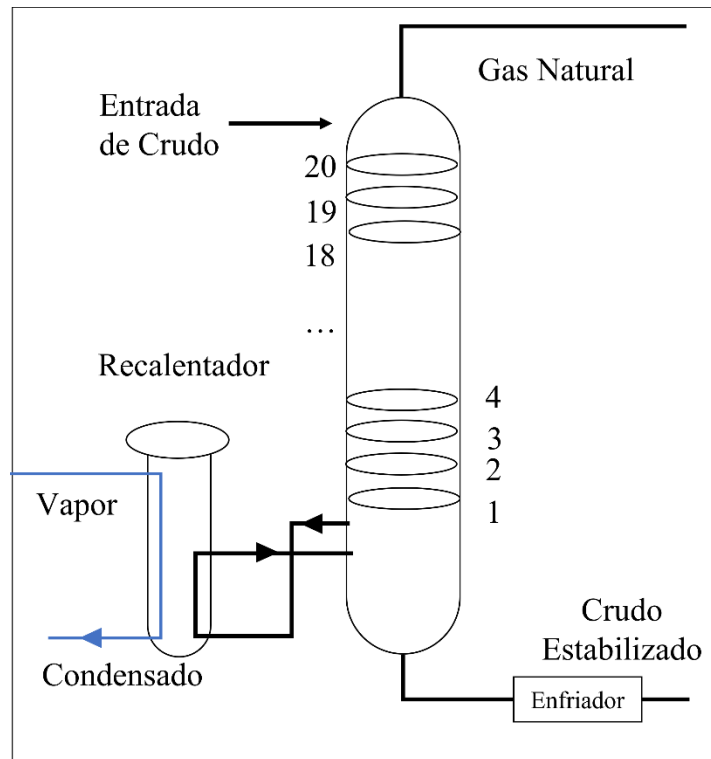
- los convencionales con reflujo, que operan de 150 a 300 psia estas unidades perteneces a centrales de procesamiento (más grandes) más adecuados para el procesamiento;
- y los no convencionales o “fríos” sin reflujo que operan a presiones de entre 55 a 85 psia y son más simples de construir y más adecuados para el tratamiento.

Los estabilizadores fríos o sin reflujo funcionan calentando la parte inferior de un tanque alargado vertical con varias bandejas transversales ranuradas dentro del tanque; la entrada del crudo “frio” es por la parte de arriba del tanque, donde desciende debido a las fuerzas gravitacionales y en su curso se encuentran con los vapores calientes liberados de la parte abajo los cuales sustraen y arrastran las partes ligeras hacia la salida por la parte superior del tanque y el crudo disuelve los componentes pesados del vapor para salir por la parte de inferior (Mc Ketta, 1992).

Un Estabilizador consiste en la columna de separación con aproximadamente 20 bandejas (más bandejas implica un proceso más cerca del equilibrio térmico), recalentadores y enfriadores de aceite, operando con temperaturas bajas en la parte superior y elevadas en el fondo de la columna, para una máxima recuperación es necesario que la superior sea lo más pequeña posible y la de fondo sea controlada para mantener la presión del crudo en el fondo (Abdel-Aal H.K., 1992).

Se puede asumir que la temperatura de los vapores de separación en la parte superior del tanque es igual a la del crudo de entrada debido a que la relación másica es muy pequeña y en algunos diseños se introduce la materia prima (crudo frio) unas bandejas debajo de la bandeja superior para evitar el arrastre de líquidos a la salida de recuperación de fracciones ligeras, un área de 1 pie cuadrado es capaz de manejar 100 barriles al día de crudo y la presión de operación debe mantenerse lo más baja posible evitando perder muchos componentes ligeros en la entrada, evitando filtrado de líquidos, acercándose al equilibrio y reduciendo los requerimientos de recalentamiento y combustible.

Se muestra un ejemplo de un estabilizador frio sin reflujo que opera con 40, 000 barriles al día.



*Ilustración 2.15 Torre de Estabilización de Crudo, Elaboración Propia*

Es necesario remarcar los requerimientos básicos de un estabilizador como el gas combustible, poder ser operados sin supervisión bajo límites controlados de sistemas de falla segura, fácil instalación y desmantelado y mantenimiento simple, se presentan sus condiciones operativas:

- la temperatura de la primera etapa debe estar entre 0 y 40 °F y a una presión mínima de 1200 psig
- los grados API del aceite (estabilizado) en el tanque deben ser mayores a 45 °
- Las demás especificaciones son dispuestas por el mercado bajo un requerimiento mínimo de fracciones ligeras.

### **Proceso de Endulzamiento**

Cuando el ácido sulfhídrico, los mercaptanos y otros derivados del azufre están disueltos en los hidrocarburos, generan dificultades sanitarias, mecánicas y operativas al ser producidos, transportados y procesados, entre estas dificultades se encuentra el riesgo que involucra su tratamiento y exposición a los trabajadores de la industria, su alto grado de corrosión en el hierro, cobre y sus aleaciones y el tratamiento ambiental necesario para su desecho responsable. Es menester remover estos compuestos de los hidrocarburos a un nivel admisible para el medio ambiente y los seres vivos lo antes posible dentro de la cadena productiva de los hidrocarburos sujetándose a las características comerciales de los productos dictadas por la normativa competente a cada etapa de su transcurso a los consumidores finales (Abdel Aal, 2003).

Existen tres formas de endulzar el crudo:

- I. Vaporización por etapas con gases de remoción (Másico)

El ácido sulfhídrico tiene una presión de vapor mayor que la del propano peor menor que la del etano, por consiguiente, en cada etapa de este proceso se obtendrá etano, propano y el ácido a las salidas y añadir gas previamente endulzado efficientiza el proceso, dicha eficiencia dependerá de la presión en la primera etapa (fuerza de arrastre del aceite), la composición de la producción y las especificaciones comerciales objetivo.

## II. Estabilización en torres de fraccionamiento con gases de remoción (Másico)

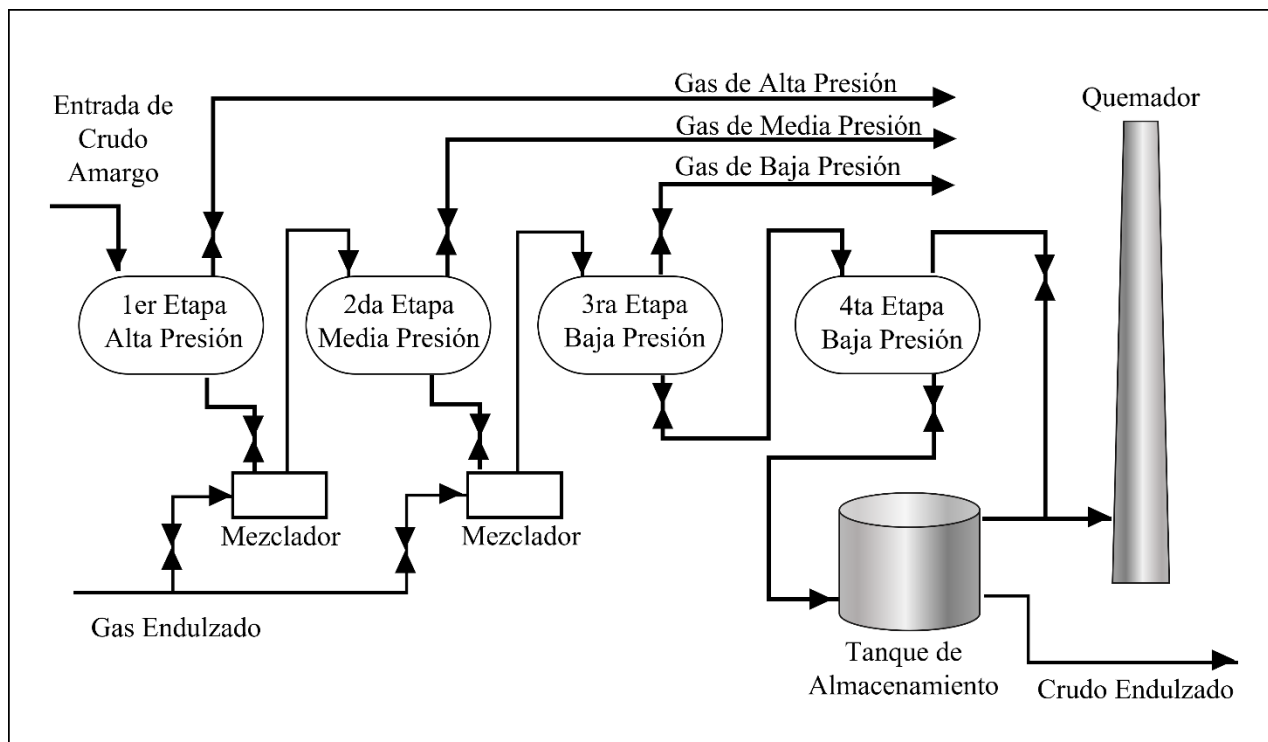


Ilustración 2.16 Estabilización de Crudo con Gas en diferentes Etapas

En este proceso se ocupa una torre de fraccionamiento donde el crudo entra por la parte de arriba, en contracorriente con el gas natural presurizado que es inyectado por la parte de abajo, los gases que limpian el crudo son incinerados por cuestiones de protección ambiental, las torres tienen de 24 a 28 pies de altura y de 12 a 14 bandejas, cada bandeja está separada de otra cada 2 metros.

## III. Estabilización en torres de fraccionamiento con un Rehervidor (Energético)

Este método es el más eficiente, operando de forma similar al proceso anterior, la diferencia reside en que un Rehervidor es el que genera los vapores de arrastre inyectados en el fondo del tanque, gracias a la alta temperatura de estos vapores y el contacto vapor/liquido adecuado para el diseño de la torre (el cual debe ser alto) acelerando y dándole mayor precisión en la calidad del proceso, además gracias a que el ácido sulfhídrico tiene una presión de vapor más alta que el propano, es posible separar el ácido del crudo y lograr una mínima pérdida de pentanos + (C<sub>5</sub>+) en la parte superior del tanque (Kister, 1988).

Ilustración 2.18 Endulzamiento Con Sistemas Térmicos, Elaboración Propia

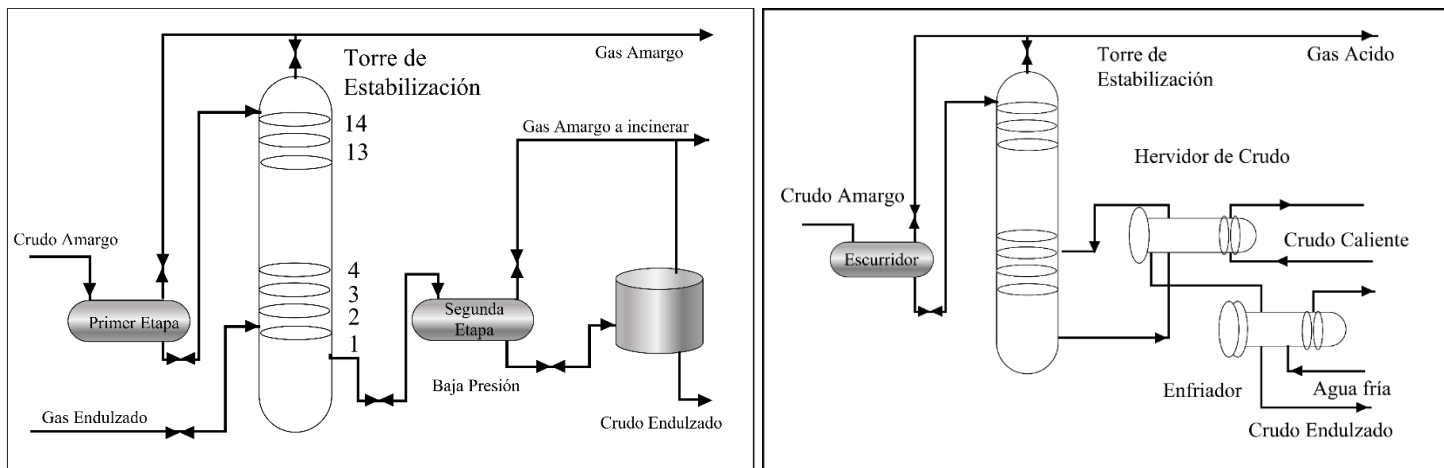


Ilustración 2.17 Endulzamiento de Gas con Torre, elaboración propia

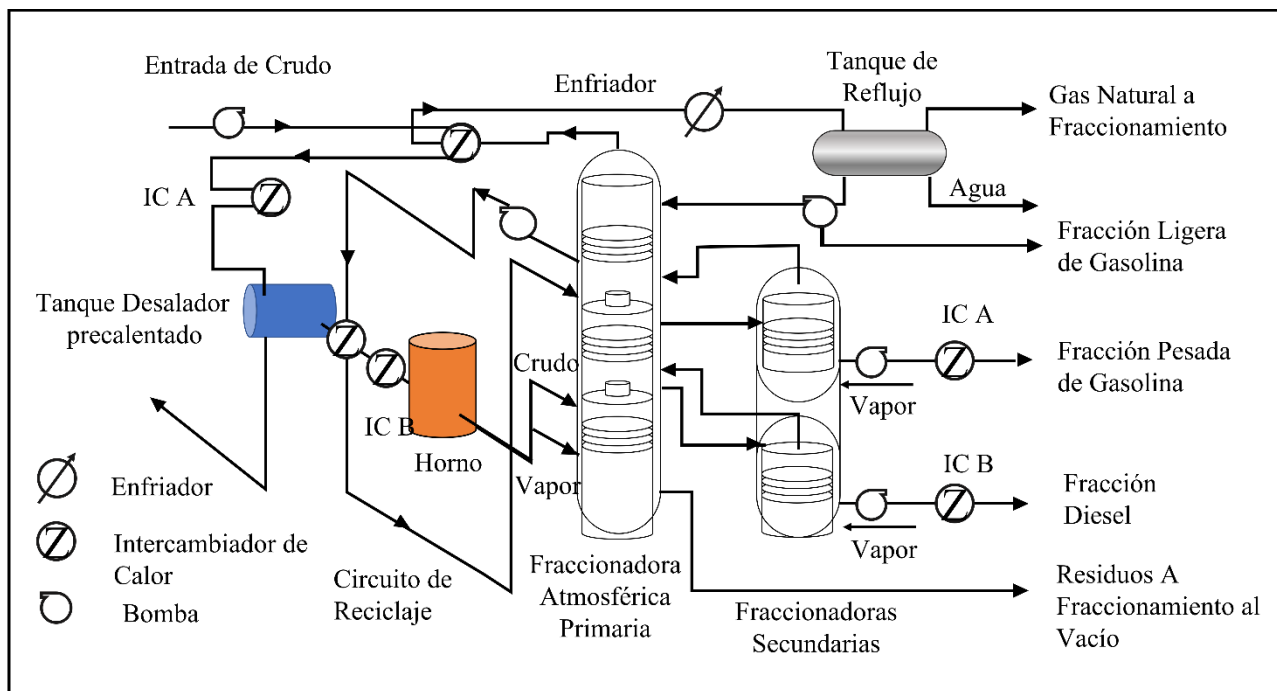
## Destilación de Crudo

### Destilación Atmosférica

Después de la desalación, endulzamiento y estabilización, viene la destilación, para poder inyectar el crudo en la zona de vaporización de la torre de destilación, el crudo debe ser precalentado (288 °C) mediante reflujo con productos calientes y después calentado en hornos de flama directa (400 °C), evaporando todas las fracciones que tengan un punto de ebullición por encima de la temperatura de la zona de vaporización y un 15 % de las fracciones de hidrocarburos que son separadas por el fondo de la torre, este 15% generan reflujo en la parte superior de la torre, este reflujo es propiciado por la inyección de fracciones ligeras condensadas en la parte superior e inyección de fracciones intermedias precalentadas por debajo de la parte superior de la torre y por encima de la zona de vaporización, por debajo de esta zona se inyecta vapor de agua para asegurar que los hidrocarburos gaseosos lleguen a la parte superior, también se extraen líquidos por debajo de la zona de vaporización y del fondo para inyectarlos en dos torres con al menos 4 bandejas para hacerles pasar vapor de agua, estos líquidos aligerados son reinyectados a la unidad destiladora por la parte superior de la torre y encima de la zona de vaporización . Una torre de destilación con 4 salidas separadas por al menos 5 bandejas puede tener hasta 42 bandejas.

En la parte superior de la torre existe un condensador el cual ayuda a recuperar los pentanos y las fracciones más pesadas de los vapores, estos condensados son la parte ligera de la gasolina, contiene propano y butano y demás componentes ligeros. Estos condensados también son inyectados en la parte superior de la torre para generar reflujo y lo demás se manda a estabilizar a la planta de gas, donde se separa el butano y propano. Se muestra un diagrama general del siguiente proceso (Gary, 1921).

Ilustración 2.19 Diagrama General de Unidad de Destilación Atmosférica, Elaboración Propia



### Destilación al Vacío

Cuando la temperatura requerida para el horno que descarga en la entrada (450 °F) de la torre de destilación atmosférica es muy alta puede generar craqueo y pérdida de los hidrocarburos y fracciones importantes, así como falla de los equipos, en estas condiciones se utiliza la destilación al vacío (entre 0.5 psia a 0.8 psia), el vacío se genera controlando bombas y condensadores; ya que al reducir la presión de entrada del crudo se reducen los puntos de ebullición de las fracciones por lo que se requieren menos temperaturas para llevar a cabo la destilación, en este proceso se añade vapor de agua en la entrada del horno para aumentar la velocidad del fluido y evitar coquización, también se inyecta vapor de agua en el fondo de la torre de destilación (generalmente se inyectan a una tasa de hasta 50 lb/bbl crudo) (Gary, 1921).

La inyección de vapor puede ser utilizada en proceso mojados, donde se inyecta vapor en el horno y la torre, procesos húmedos donde solo se inyecta vapor en el horno, la inyección de vapor es controlada por etapas de válvula de alivio en la torre, estas etapas son para recuperar los condensados (condensadores), comprimir los gases no condensables y removerlos de los condensadores; y también existen los procesos secos, donde no se utiliza vapor, con el objetivo de alcanzar la máxima temperatura (Kutler, 1970).

La presión efectiva (presión de operación – presión del vapor inyectado) determinará la cantidad de hidrocarburos vaporizados y separados, esto requiere de una caída de presión mínima a lo largo de la torre al momento del diseño de los equipos, el número de válvulas de alivio y condensadores dependerá del requerimiento de vacío y la calidad de los vapores del proceso, con el objeto de ahorrar costos operativos, al haber más cantidad de vapor producido es necesario también tener un diámetro mayor que una torre de destilación atmosférica.

Se muestra a continuación un esquema del proceso de destilación al vacío:

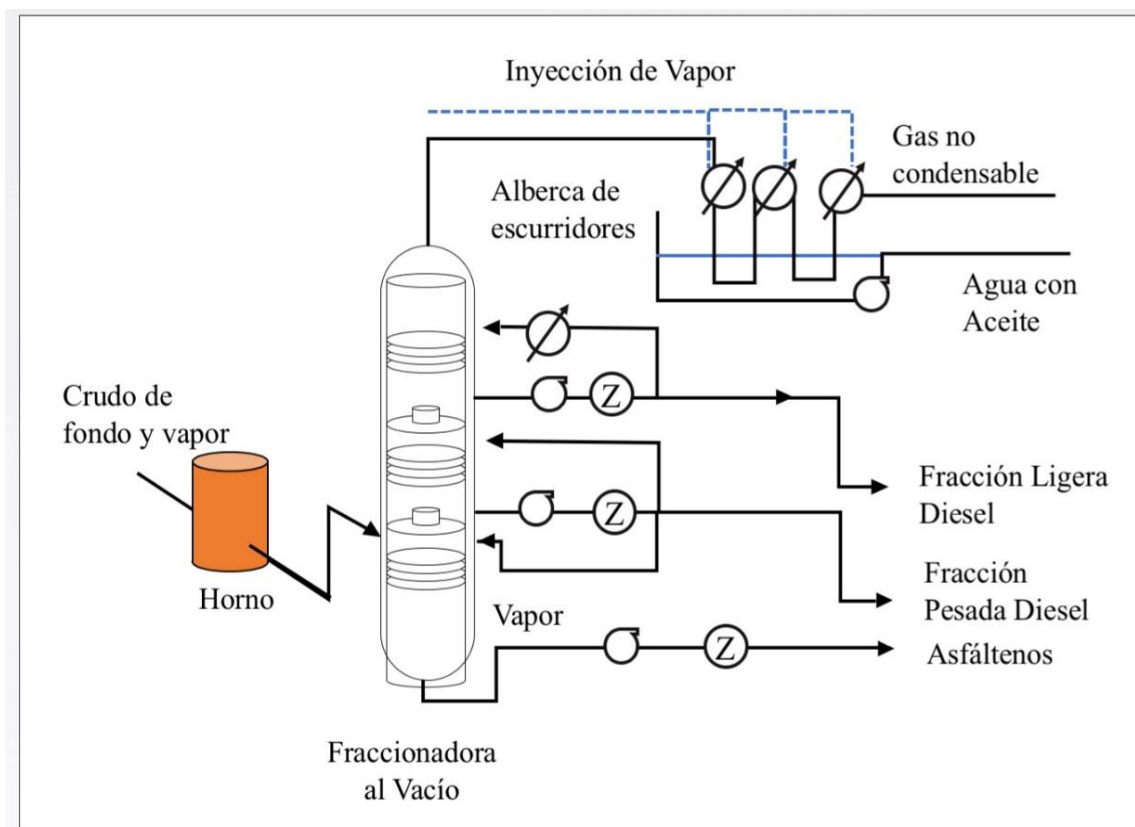
Una alternativa para no enviar los líquidos condensados a instalaciones de procesamiento de gas es instalar un estabilizador al cual entran los líquidos condensados de la parte superior de la unidad fraccionadora para extraer el propano y butanos, estos elementos aumentan la presión de vapor, rebasando el límite para la producción de gasolinas.

También un cilindro de vaporización es instalado entre los intercambiadores de calor para precalentar el crudo y el ducto hacia el horno, para recuperar las fracciones ligeras e inyectarlas en la torre de fraccionamiento, en la sección de vaporización, disminuyendo el requerimiento de calor (tamaño del horno y temperatura de salida) con mayor recuperación de vapores en la parte superior (Mc Ketta, 1992).

Se presentan a continuación una tabla con los productos derivados de la destilación enlistados de forma ascendente a partir de sus puntos de ebullición (Nelson, 1958):

- Gas seco: consiste en metano y etano principalmente
- Gas húmedo: este gas contiene propano y butano a parte de las fracciones ya mencionadas. Estos componentes son utilizados para productor LGN y los butanos para producir gasolina y alimentar unidades de alquilación
- Naftas o Gasolinas Ligeras: se remueve el azufre de esta gasolina y se aumenta la cantidad de octanos en una unidad de isomerización para después ser enviadas a la producción de gasolinas.
- Naftas o Gasolinas Pesadas: Este producto se utiliza para alimentar una planta de ajuste catalítico la cual produce gasolinas de alto octanaje (reformadas) y aromáticos.

*Ilustración 2.20 Destilación al vacío, Elaboración Propia*





- Diésel o gasoil: las fracciones más ligeras de las unidades de destilación atmosférica y al vacío producen gasolina, diésel y combustible de aviación pasan por un proceso de craqueo catalítico o craqueo hidro-catalítico, las fracciones pesadas son utilizadas para la fabricación de lubricantes.
- Residuo: los productos del fondo de la torre de destilación al vacío pueden ser utilizados para producir combustible pesado, lubricantes y reformadores; mediante ruptura viscosa, coquización y remoción de asfaltos, los crudos asfálticos se les acondiciona para fabricar caminos y carreteras.

Se presenta a continuación un balance de materia usual necesario para evaluar preliminarmente la viabilidad técnica y operativa de una refinería y para este caso unidades de destilación, en este balance de materia se calculan, a través del tipo y cantidad de crudo, las condiciones de procesamiento requeridas y las fracciones másicas de cada producto por unidad de destilación mediante su densidad que se obtiene como propiedad y como taza (lb/BPD y lb/h) y su contenido de azufre, en el Apéndice C se muestran las características del Crudo del balance:

*Tabla 2.1 Balance de Materia para una Unidad de Destilación Atmosférica y destilación al Vacío*

| <b>Componente</b>              | <b>Vol%</b> | <b>BPD</b> | <b>°API</b> | <b>LB/BPD</b> | <b>LB/H</b> | <b>WT%</b> | <b>WT% S</b> |
|--------------------------------|-------------|------------|-------------|---------------|-------------|------------|--------------|
| <b>Destilación Atmosférica</b> |             |            |             |               |             |            |              |
| <b>Entrada</b>                 |             |            |             |               |             |            |              |
| Crudo                          | 100         | 100,000    | 26.4        | 13.1          | 1,307,464   | 100        | 0.99         |
| <b>Productos</b>               |             |            |             |               |             |            |              |
| C2-                            | 0.1         | 72         |             | 5.18          | 372         | 0.003      |              |
| C3                             | 0.3         | 317        |             | 7.39          | 2,341       | 0.18       |              |
| iC4                            | 0.2         | 159        |             | 8.2           | 1,302       | 0.1        |              |
| nC4                            | 0.6         | 629        |             | 8.51          | 5,353       | 0.41       |              |
| C5-180 °F                      | 4.3         | 4,277      | 63          | 10.61         | 45,394      | 3.47       |              |
| 180-350                        | 11.7        | 11,685     | 49.9        | 11.38         | 132,988     | 10.17      | 0.01         |
| 350-400                        | 4.3         | 4,332      | 42.5        | 11.85         | 52,534      | 3.93       | 0.11         |
| 400-525                        | 12.2        | 12,200     | 36.5        | 12.21         | 148,906     | 11.39      | 0.24         |
| 525-650                        | 12.5        | 12,500     | 38          | 12.77         | 159,653     | 12.21      | 0.52         |
| 650+                           | 57          | 54,147     | 15.5        | 14.03         | 759,799     | 58.11      | 1.54         |
| Total                          |             | 100,317    |             |               | 1,307,464   | 100        |              |
| <b>Destilación Al Vacío</b>    |             |            |             |               |             |            |              |
| <b>Entrada</b>                 |             |            |             |               |             |            |              |
| 650+                           | 57          | 54,147     | 15.5        | 14.03         | 759,799     | 58.11      | 1.54         |
| <b>Productos</b>               |             |            |             |               |             |            |              |
| 650-850 °F                     | 20.5        | 20,500     | 22.2        | 13.42         | 275,119     | 36.2       | 0.95         |
| 850-1050                       | 15.6        | 15,644     | 15.5        | 14.03         | 219,518     | 28.9       | 1.51         |
| 1050+                          | 18          | 18,003     | 8.7         | 14.74         | 265,162     | 34.9       | 2.17         |
| Total                          |             | 54,177     |             |               | 759,799     | 100        |              |

### Craqueo Catalítico Fluido

Este proceso es el más importante en el procesamiento de crudos pesados ya que se obtiene una gran cantidad de naftas al calentar estos aceites pesados mediante un catalizador, desplazando al craqueo térmico como método térmico de recuperación de fracciones ligeras. Este proceso también genera coque, el cual se adhiere a las paredes del catalizador y reduce su efecto, por lo que es necesario quemarlo con aire, en un proceso cíclico llevado a cabo en un reactor (exotérmica) y un regenerador (endotérmica), regulando la cantidad de aire de entrada al regenerador, regulando así la relación  $CO_2/CO$  en la quema (O'Connor, 1991).

El catalizador es un sólido fino amorfo (70 micrómetros) que se comporta como un fluido al contacto con vapor (zeolita, compuesto silicoaluminato), este fluido viaja del reactor al calentador cíclicamente, transfiriendo el calor al aceite y rompiendo las cadenas largas de hidrocarburos en el vapor y regresando al regenerador para desprender el coque.

Las temperaturas del reactor pueden llegar hasta 570 °C, del crudo de alimentación hasta 430 °C y de la salida del regenerador hasta 800 °C, la temperatura del regenerador debe ser cuidada para evitar la degradación térmica del catalizador y mantener la remoción del coque, para esto, el crudo caliente entra al reactor y entra en contacto con el catalizador, comenzando la catálisis, los vapores de hidrocarburos y catalizador son separados mecánicamente, y el aceite restante en el catalizador es removido con vapor de agua para dirigirlo al regenerador (Nelson, 1958). Los vapores hidrocarburos son dirigidos a una torre fraccionadora, obteniendo flujos de salida con puntos de ebullición controlados. Se muestra a continuación una tabla con los productos provenientes de estos vapores:

Ilustración 2.21 Craqueo Catalítico Fluido Reactor y Regenerador Separados, Elaboración Propia

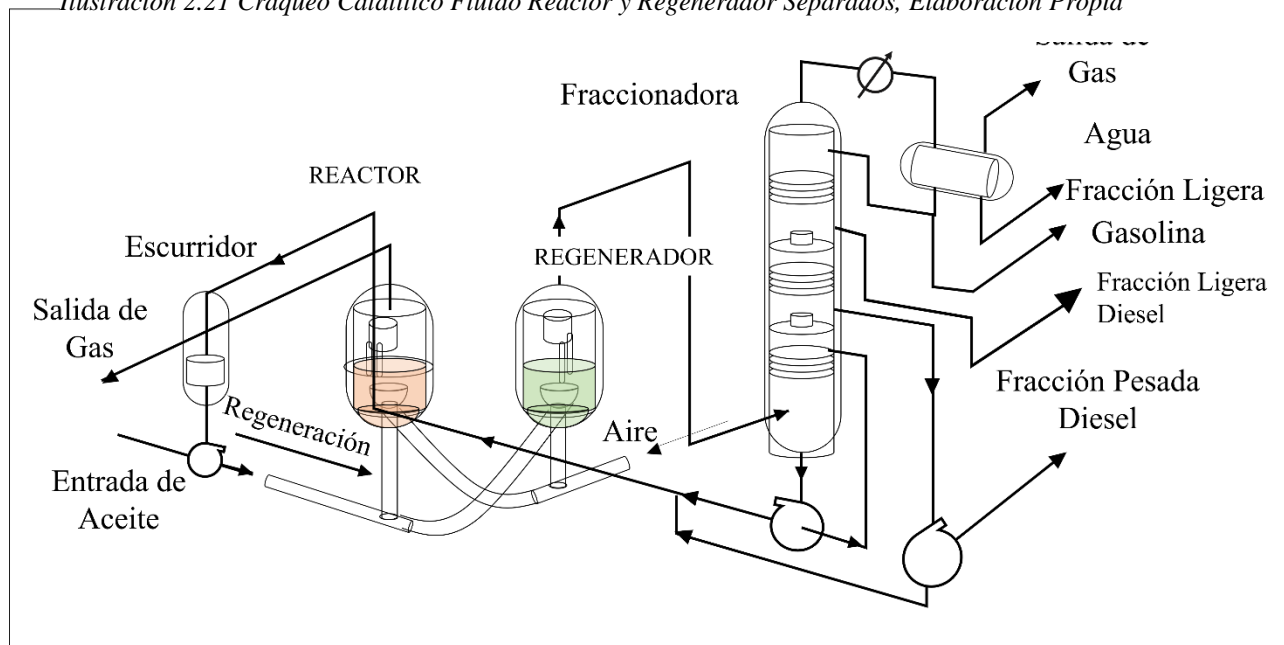


Tabla 2.2 Productos del Craqueo Catalítico Fluido

| Productos del Craqueo Catalítico Fluido | %peso | %volumen |
|---|-------|----------|
|   |       |          |

| Productos del Craqueo Catalítico Fluido | %peso | %volumen |
|---|-------|----------|
| Materia prima                           | 100   | 100      |
| Gas                                     | 4.3   |          |
| Propano                                 | 1.3   | 2.2      |
| Propileno                               | 6.8   | 10.9     |
| Iso-butano                              | 2.6   | 4        |
| n-Butano                                | 0.9   | 1.4      |
| Butileno                                | 6.5   | 10.4     |
| Gasolina C5+                            | 48.9  | 59       |
| Aceite Ligero cíclico                   | 15.7  | 15       |
| Aceite Residual                         | 8     | 7        |
| Coque                                   | 5     |          |
| Total                                   | 100   | 109.9    |

El reactor puede estar junto al regenerador o sobre el regenerador (Murcia, 1992.), el diseño más común es el segundo, ya que cuando se utiliza una tubería vertical la reacción se lleva a cabo dentro de esta tubería gracias a la alta temperatura, los diseños más modernos pueden controlar la velocidad de flujo y por lo tanto aumentar el tiempo de contacto (1 a 3 segundos) y reacción del catalizador rociándolo en la tubería vertical, estos diseños utilizan el reactor como un separador y la tubería vertical como el reactor, se muestran a continuación dos esquemas generales del proceso de craqueo catalítico con estas configuraciones (tubería vertical o "riser"):

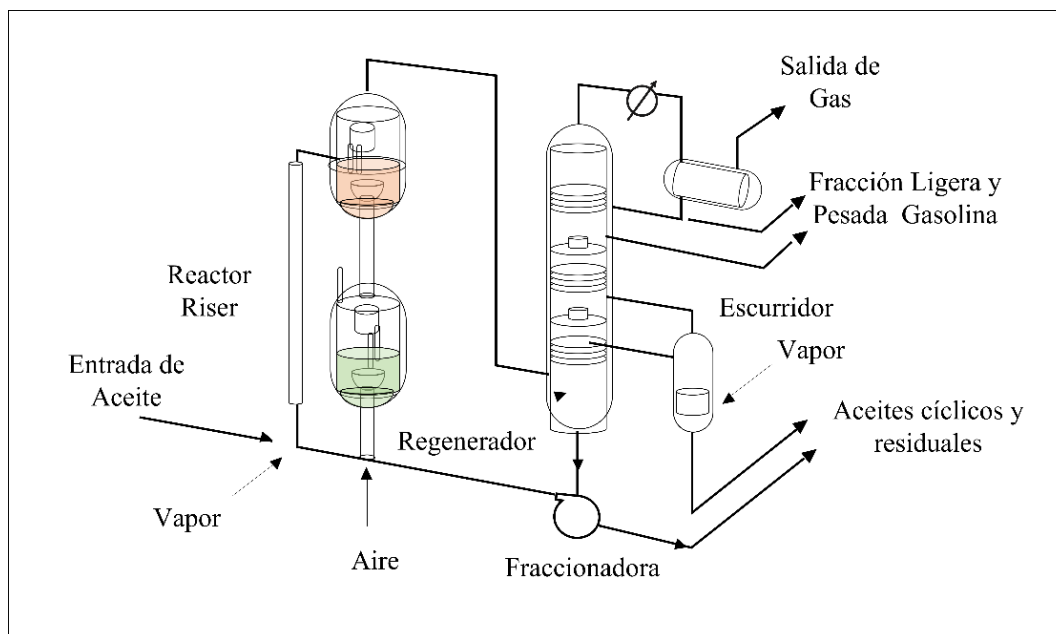


Ilustración 2.22 Craqueo Catalítico Montado, Elaboración Propia

La planta de craqueo catalítico es alimentada con residuos e hidrocarburos muy pesados, por cada 1000 barriles de estos residuos se requieren de entre 3 a 5 toneladas de catalizador y tazas de reflujo de al menos 1 tonelada de catalizador por minuto por cada millón de barriles, los residuos vienen de las unidades de destilación atmosférica y al vacío, combinados con el reflujo del mismo proceso.

Parte del reflujo proveniente del regenerador, precalentado con intercambiadores de calor u hornos para entrar en el riser donde se mezcla con el catalizador, el calor del catalizador vaporiza los hidrocarburos elevándolos a la temperatura de reacción y llevándolos al separador y después a la torre fraccionadora, el catalizador es expuesto a vapor de agua para remover los hidrocarburos restantes y bajar al regenerador, donde se quema con aire el coque formado por el craqueo (Sloan, , 1991.).

Los residuos metálicos (níquel y vanadio) y carboníferos promueven la formación de coque y disminuyen la eficiencia del catalizador, estos pueden ser removidos a través de antimonio y bismuto, cuando el contenido metálico rebasa las 15 ppm en necesario el hidro-procesamiento.

### **Tipos de Catalizador**

Existen 3 tipos de catalizadores (Anon., 1969), todos basados en compuestos silicoaluminatos, existen los naturales (tratados con ácido), sintéticos amorfos (combinaciones de sílice y alúmina) y sintéticos cristalinos o zeolita (más comunes), la zeolita permite una mayor producción de gasolina e iso-butano, y un mayor octanaje y una menor y mejor producción de coque. Se muestra una tabla con su eficiencia a partir de los productos resultantes:

*Tabla 2.3 Productos por Tipo de Catalizador*

| Productos               | Amorfo | Zeolita |
|-------------------------|--------|---------|
| Coque [%peso]           | 4      | 4       |
| Conversión [%volumen]   | 55     | 65      |
| Gasolina C5+ [%volumen] | 38     | 51      |
| Propano C3 – [%vol]     | 7      | 6       |
| Butano C4+ [%]          | 17     | 16      |

La cantidad de catalizador casi siempre está dada por al menos un 25% de zeolita y lo demás catalizador amorfo, desde este porcentaje las reacciones y los beneficios comienzan a surgir, también, el catalizador amorfo es menos costoso (Hemler, 1979 ).

Los metales combinados con nitrógeno, como níquel, vanadio, hierro y cobre son sumamente dañinos para el catalizador, en especial el níquel, al reaccionar con el centro ácido del catalizador e inhibiendo su funcionamiento, incrementando la producción de coque y volumen de aire requerido para quemar el coque, promoviendo la combustión de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y reduciendo la producción de gasolinas. Se muestra a continuación una tabla que muestra la eficiencia del catalizador contra la cantidad de contaminantes metálicos:

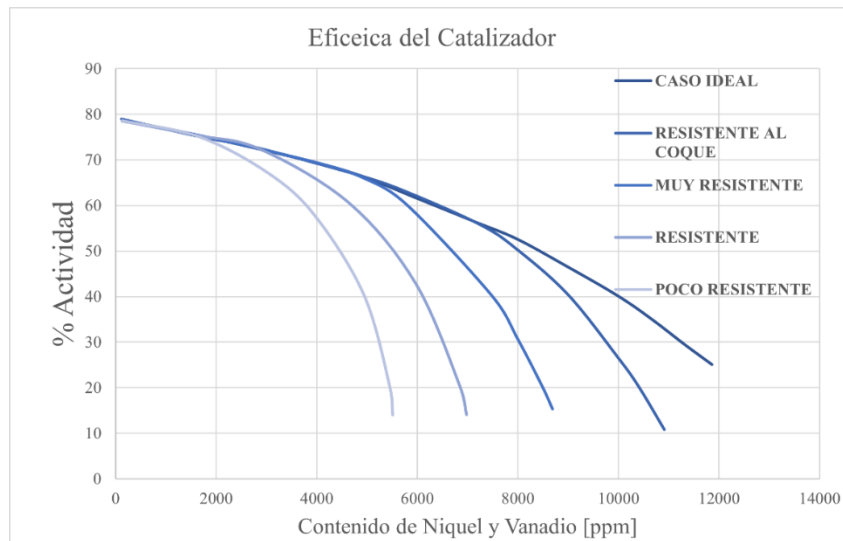


Ilustración 2.23 Eficiencia de los catalizadores, Tolen, D.F., *Oil and Gas J.*, 1998.

Cada vez la cantidad de metales en el crudo aumenta, como ya se mencionó, es necesaria la adición de bario o compuestos de antimonio (Gary, 1921), para neutralizar el efecto de los metales existentes en unidades de craqueo catalítico que tienen una cámara para generar reflujo con el catalizador y eliminar los metales.

Existen varios catalizadores en el mercado, y su eficiencia media llega al 70%, también existen aditivos que se venden a las refinerías que cuentan con unidades de craqueo catalítico fluido para aumentar la producción de butano (C<sub>4</sub>), Propileno (CH<sub>2</sub>=CH—CH<sub>3</sub>) y gases ligeros, esto a expensas de la producción de gasolinas.

Los hidrocarburos pesados que entran a la planta de craqueo catalítico fluido deben ser tratados para remover los contaminantes de azufre y nitrógeno para obtener gasolina y diésel bajo en azufre, también se puede añadir hidrogeno a estos hidrocarburos para aumentar la cantidad de gasolinas ligeras y diésel. El hidrotreamiento se clasifica en plantas de hidro-desulfuración, hidro-craqueo “suave”, estas dos plantas operan en rango de entre 800 psia a 1000 psia, y de conversión parcial, estas unidades operan a 1500 psia siendo las más costosas y tiene como objetivo hidrogenar los anillos bencénicos y producir destilados de alto rendimiento (bajo contenido de azufre), cualquiera de estas puede llegar a desulfurar los hidrocarburos de alimentación hasta 85 ppm generando así gasolina de 30 ppm (Tolen, 1981).

Utilizar hidro-craqueo suave y conversión parcial aumentan la cantidad de producción de diésel y turbosina, al operar estas tres unidades es necesario monitorear la temperatura de craqueo, la tasa de entrada de aceite y catalizador en el reactor y la tasa de reflujo.

Durante la operación, aumentar la temperatura de los fluidos asegura una buena eficiencia en el catalizador y la producción de gasolinas, por otro lado, una alta velocidad de flujo puede provocar

perdidas en la producción y promover la producción de coque y gas (no deseados). Este proceso y sus diferentes unidades están limitadas por la cantidad de coque que pueden quemar (capacidad de compresión) generando la necesidad de inyectar oxígeno en el aire. Al incrementar la presión aumenta la cantidad de coque producido, así como reduce el octanaje de las gasolinas por lo que se debe mantener invariable (Avidan, 1992.).

Se muestra un diagrama de las condiciones operativas:

*Tabla 2.4 Condiciones Operativas del Craqueo Catalítico Fluido*

| Variable Operativa                               | Craqueo Catalítico Fluido |
|--|---------------------------|
| Velocidad de inyección de catalizador [Lb/hr/lb] | 1.1-13                    |
| Razón Catalizador/Aceite [%peso]                 | 5-16                      |
| Razón Aceite de entrada/Aceite de reflujo [vol]  | 0.5                       |
| Requerimiento de Catalizador [lb/bbl]            | 0.15-0.25                 |
| Taza de circulación de catalizador [ton/bbl]     | 0.9 – 1.5                 |
| Eficiencia [%]                                   | 96-98                     |
| Temp. Reactor [°F]                               | 885-950                   |
| Temp. Regeneración [°F]                          | 1200-1500                 |
| Presión de Reactor [psig]                        | 8-30                      |
| Presión de Regenerador [psig]                    | 15-30                     |
| RON  | 92-99                     |
| MON  | 80-85                     |

Para ahorrar energía es necesario instalar recuperadores de calor como calderas de vapor y turbinas para cogeneración eléctrica, estas son los más eficientes, en términos de ahorro energético. Asumiendo una presión y temperatura de salida de 20 psig y 538 °C las producciones energéticas de cada proceso.

*Tabla 2.5 requerimiento eléctrico del Craqueo Catalítico*

| Actividad               | Consumo hp | Consumo kWh |
|-------------------------|------------|-------------|
| Re-boiler               | 45         | 34          |
| Recuperación de energía | 78         | 58          |
| Quemador                | 145        | 108         |
| Total                   | 205        | 154         |

Se muestra en el anexo B un ejercicio de balance masico con las gráficas necesarias para obtener el siguiente balance de materia, para una planta de craqueo catalítico fluido:

*Tabla 2.6 Balance de Materia para una Unidad de Craqueo Catalítico Fluido*

| Componente | Vol% | BPD    | °API | LB/BPD | LB/H    | WT% S |
|------------|------|--------|------|--------|---------|-------|
| Entrada    |      |        |      |        |         | 0.1   |
| 650-850 °F | 56.7 | 15,331 | 23.2 | 13.35  | 268,103 | 0.29  |
| 850-150    | 43.3 | 35,421 | 16.5 | 13.95  | 213,857 | 0.18  |
| To         | 100  | 35,421 | 20   | 13.61  | 481,960 |       |

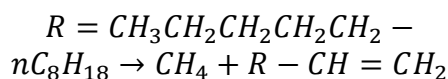
| Componente             | Vol%  | BPD    | °API | LB/BPD | LB/H    | WT% S |
|------------------------|-------|--------|------|--------|---------|-------|
| Productos              |       |        |      |        |         |       |
| Coque [%peso]          | 5.8   |        |      |        | 27,954  | 0.83  |
| C2- [%peso]            | 5.5   |        |      |        | 26,508  | 1.3   |
| C3-                    | 5.3   | 1,877  |      | 7.61   | 14,286  |       |
| C3                     | 2.9   | 1,027  |      | 7.42   | 7,591   |       |
| C4-                    | 9.5   | 3,365  |      | 8.76   | 29,477  |       |
| iC4                    | 6.1   | 2,161  |      | 8.22   | 17,178  |       |
| nC4                    | 2.7   | 956    |      | 8.51   | 8,139   |       |
| Gasolina C5+           | 56.79 | 20,117 | 57.2 | 10.94  | 220,115 | 0.02  |
| Fracción Diesel Tope   | 25    | 8855   | 8.9  | 14.7   | 130,172 | 0.21  |
| Fracción Ligera Diesel | 18.4  | 6517   | 12.6 | 14.32  | 93,352  | 0.17  |
| Fracción Pesada Diesel | 6.6   | 2,338  | -0.6 | 15.75  | 36,820  | 0.32  |
| TOTAL                  |       | 38,359 |      |        | 481,960 |       |

### Reacciones Catalíticas

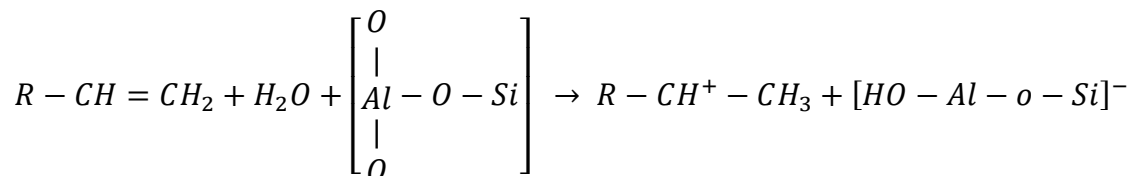
Existen dos tipos de reacciones en el proceso del craqueo catalítico, primarias y secundarias; las primarias se encargan de la ruptura de enlaces carbono-carbono y las secundarias de la neutralización inmediata de los iones carbonio, removiendo los alquenos (moléculas que contienen un doble enlace) de las parafinas (cadenas de hidrocarburos), alquilo naftenos (ciclo-parafinas) y alquilo aromáticos (moléculas con anillo de electrones en su centro), produciendo parafinas, naftenos y aromáticos + alquenos (Gruse, 1960.).

Se muestra a continuación la cadena de reacciones generadas tomando como ejemplo el octano y observar como el catalizador actúa sobre las cadenas de hidrocarburos (Gary, 1921):

1. Craqueo inicial: a través de una ruptura térmica de la cadena de Octano ( $nC_8H_{18}$ ) se separa un solo átomo de carbono (metano), de una cadena alargada (R) enlazada con un alqueno.



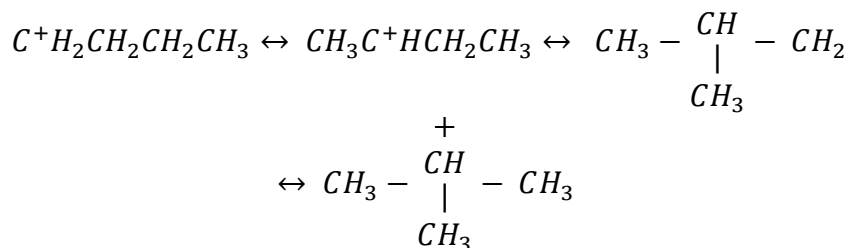
2. Intercambio de protones: en contacto con el catalizador (zeolita) la cadena de hidrocarburos resultante sustrae un protón de hidrogeno ( $H^+$ ) del catalizador formando una cadena larga con un ion carbonio.



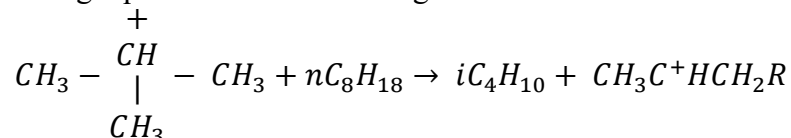
3. Ruptura: Instantáneamente el ion carbonio es neutralizado mediante la separación de la cadena larga (R) de hidrocarburos.



4. Reorganización: la cadena que contiene al ion carbonio se reorganiza para lograr el equilibrio químico



5. Transferencia del ion hidrogeno: la reacción se repite cuando el arreglo en equilibrio con el ion de hidrogeno entra en contacto con otra cadena de octano y generan otra ruptura separando otra molécula de metano que se une al arreglo en equilibrio, y una cadena larga que sustrae el ion hidrogeno.



Es necesario recordar que los mecanismos de reacción para las diferentes cadenas de hidrocarburos son diferentes a estas anteriormente mostradas, aun así, se obtiene el mismo resultado, la formación de iones carbono que permiten la separación de cadenas más largas de hidrocarburos, por su parte el catalizador reacciona a partir de cadenas de 6 carbonos, y mientras más larga es la cadena mayor eficiencia tiene el catalizador. En el caso de las parafinas la eficiencia del catalizador aumenta con moléculas con carbonos terciarios (átomos de carbono unidos a 3 átomos de carbono) y disminuye con moléculas con carbonos cuaternarios, mayormente se produce propano y butano (C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub>).

Las moléculas que contienen alquenos reaccionan en mayor cantidad que las parafinas, estas reacciones son la separación carbono-carbono, isomerización, polimerización y saturación/aromatización/formación de cadenas de carbón, donde la isomerización y la saturación son las reacciones que provocan la mayor cantidad de gasolinas con alto octanaje (Gruse, 1960.).

Por otro lado, las ciclo parafinas o naftenos sufren deshidrogenación convirtiéndose en hidrocarburos aromáticos en presencia del catalizador, estas reacciones se ven beneficiadas a temperaturas menores a 540 °C, también los anillos de hidrocarburos pueden romperse, así como las extremidades unidas a estos, los líquidos y gases provenientes de estas reacciones tienden a estar más saturadas que los resultantes del craqueo de parafinas lineales.

Finalmente, los anillos bencénicos son poco reactivos debido a su naturaleza, el catalizador y las cadenas con el ion carbonilo remueve las extensiones que puedan tener los anillos, mas no romperlos.

### **Craqueo Hidro-Catalítico**

Este proceso es una adecuación del proceso anterior que surgió gracias a la creciente necesidad de eliminar los contaminantes aromáticos y sulfhídricos, y el aumento en la demanda de gasolina, diésel y turbosina con niveles cada vez menores de los contaminantes mencionados, también, su desarrollo se vio beneficiado por los bajos costos del hidrogeno (Nelson, 1958).

Además, este proceso tiene mayor capacidad para procesar fluidos pesados, ofrece mejores calidad y balances de gasolina, diésel e iso-butano y puede trabajar en conjunto con una planta de craqueo catalítico, mientras la planta de craqueo catalítico consume los productos parafinicos (diésel y turbosina) de las plantas de destilación atmosférica y al vacío (ligeros); la planta de craqueo hidro-catalítico consume los destilados aromáticos, los destilados provenientes de la coquización y material



con puntos de ebullición en los rangos del diésel para producir gasolinas para motor y jet (pesados) (Gary, 1921).

Los destilados aromáticos son difíciles de romper aun con el craqueo hidro-catalítico por lo que usualmente son usados como combustibles pesados, también puede ser pasado por la planta de craqueo catalítico y después por la de craqueo hidro-catalítico, cuando la planta es completamente alimentada con aceites aromáticos se refleja en la calidad de la turbosina, disminuyendo. Para evitar esto, la planta también puede ser alimentada con crudos reducidos y combustibles residuales pesados, este proceso es llamado “hidro-procesamiento” y cuando se alimentan fracciones más ligeras es llamado hidrotratamiento, en las siguientes secciones analizaremos el hidro-procesamiento y después trataremos el hidrotratamiento, se muestra a continuación una tabla con la materia prima y los productos del hidro craqueo, así como un diagrama general del proceso:

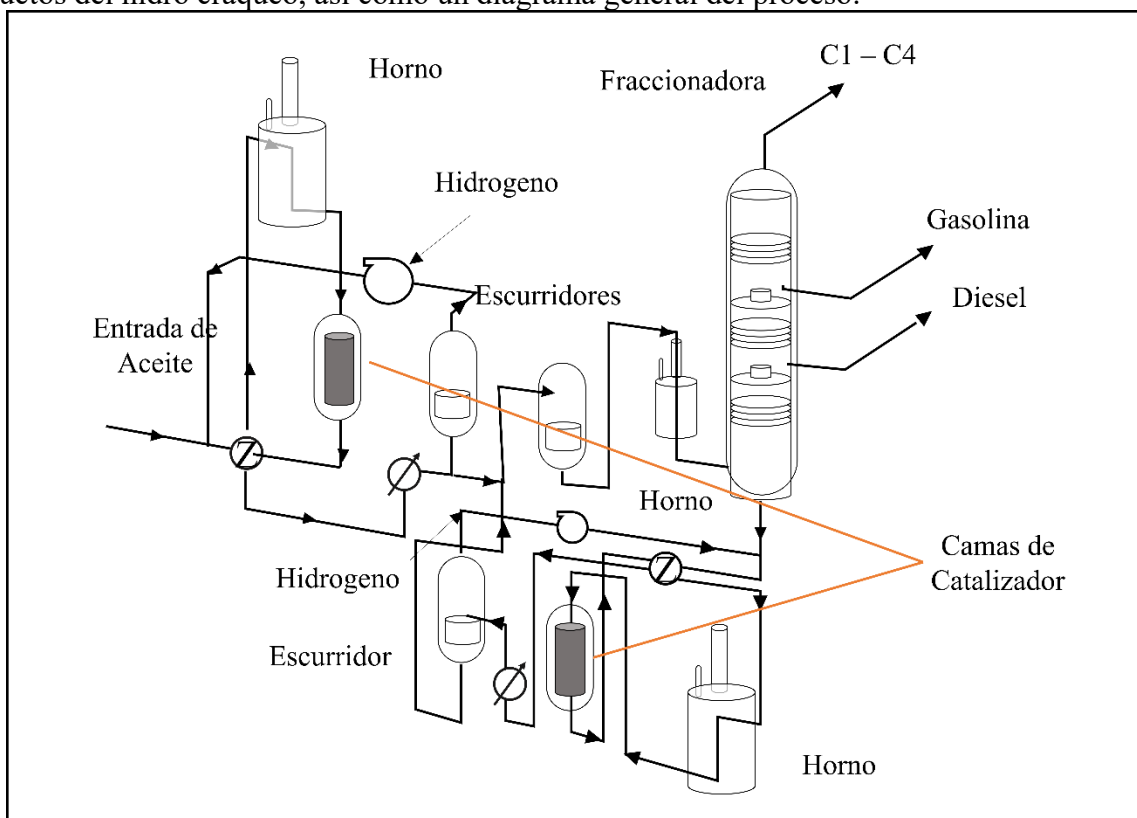


Ilustración 2.24 Craqueo Hidro-Catalítico, Elaboración Propia

Tabla 2.7 Materia Prima para Unidad de Craqueo Catalítico Fluido

| Materia Prima                           | Productos del Hidrocraqueo   |
|---|------------------------------|
| Keroseno                                | Gasolina                     |
| Fracción diésel Destilación Atmosférica | Gasolina, Diesel y Turbosina |
| F. Diesel Destilación al Vacío          | Gasolina, Diesel y Turbosina |
| F. ligera Diesel craqueo                | Gasolina                     |
| F. pesada Diesel craqueo                | Gasolina y Diesel            |
| F. Ligera Coquización                   | Gasolina y Diesel            |
| F. Pesada Coquización                   | Gasolina y Diesel            |

| Materia Prima      | Productos del Hidrocraqueo |
|--------------------|----------------------------|
| F. Completa Diesel | Gasolina o Turbosina       |

### Proceso

El proceso tiene varias patentes con licencia para construir estas unidades, pueden ser de una o dos etapas, esto dependerá del proceso a utilizar y el tipo de hidrocarburos que alimentaran la planta, es decir, la cantidad de catalizador y reflujo necesario (Murphy, 1970.), y que tan paseado es el crudo o aceite de entrada. Este proceso consta de la regeneración de camas de catalizador impregnado con un metal raro, donde entran los hidrocarburos (2000 psi) pretratados y calentados (415 °C) a una temperatura tal que los productos de la planta tengan puntos de ebullición por debajo de los 200 °C.

Estos nuevos catalizadores son extremadamente sensibles a las sales metálicas, el oxígeno y los compuestos orgánicos de nitrógeno y azufre presentes en el crudo y aceites de alimentación, por lo que es necesario hacer pasar un flujo de hidrogeno que remueva estos contaminantes donde los últimos 2 mencionados son convertidos en amonio (NH) y ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), previo al craqueo hidro-catalítico.

Durante este pretratado se hidrogenan (saturan) los hidrocarburos de entrada, los alquenos y anillos aromáticos sin embargo el craqueo es insignificante, estas dos últimas reacciones son exotérmicas, si hay altos contenidos de contaminantes la formación de amonio y ácido sulfhídrico puede generar mucha energía y calor (70 BTU/pcH y 140 BTU/pcH), en general, el hidrotratamiento genera aproximadamente 30,000 BTU por barril de crudo procesado, aparte es necesario remover el agua en la entrada ya que cristaliza el catalizador y remueve el metal raro, esto se lleva a cabo mediante los procesos de deshidratación ya mencionados (camas de sílice o mayas moleculares), en promedio el hidrotratamiento requiere 300 pc de hidrógeno por barril de hidrocarburos de alimentación (Hunter, 1997).

Después del pretratado los hidrocarburos son conducidos a la planta de craqueo hidro-catalítico, en la entrada son combinados con hidrogeno y gases de reciclaje (ricos en hidrógeno), esta mezcla es calentada y bombeada hacia la cima de la cama con el catalizador, estos fluidos son enfriados, y enviados a un separador de alta presión, finalmente son enviados a una torre fraccionadora.

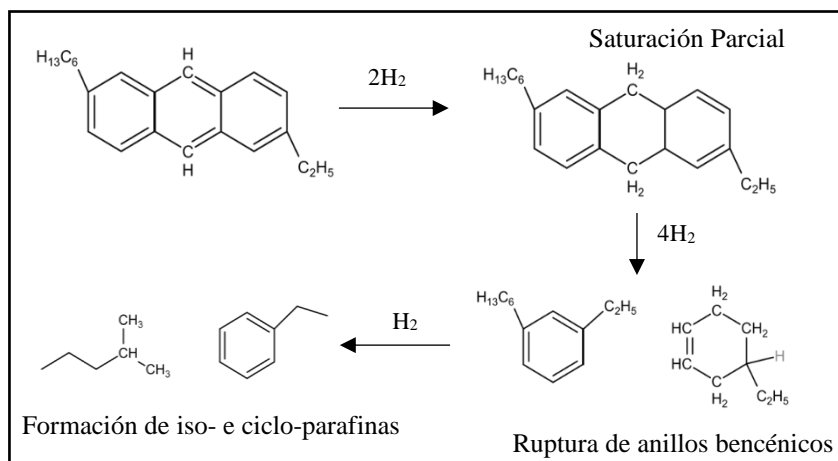
Del separador surgen los gases que son combinados con los hidrocarburos de alimentación y por la cima torre se obtiene metano (C<sub>4</sub>) y por las bandejas de los lados se obtienen fluidos con puntos de ebullición correspondientes a gasolina pesada, turbosina y diésel, cuando hay una segunda etapa de procesamiento los aceites provenientes del fondo de la torre fraccionadora son enviados a esta segunda etapa para terminar su procesamiento. Contar con dos etapas de procesamiento requiere la adición de hidrogeno frio para controlar la temperatura del reactor.

### Reacciones Involucradas en el craqueo hidro-catalítico

En todos los procesos anteriormente mencionados la cantidad de reacciones es numerosa, para poder generalizar este proceso se consideran las siguientes reacciones en el craqueo hidro-catalítico. El proceso consta de una división de enlaces carbono-carbono y la hidrogenación de dobles enlaces, estas dos reacciones son complementarias, ya que la división de enlaces carbono-carbono genera alquenos (doble enlace) para ser hidrogenados, gracias a que la hidrogenación es exotérmica, genera calor, el cual promueve la división de los enlaces entre carbonos y dobles enlaces. Gracias a que el calor generado puede exceder la temperatura optima de operación surge la necesidad de la inyección de hidrogeno frio (Gary, 1921). Otra reacción muy importante en este proceso es la hidrogenación de un

hidrocarburo aromático y su conversión a ciclo parafina, lo cual promueve la ruptura de anillos de hidrocarburos y la isomerización, que surge gracias a la formación de iso-parafinas por la hidrogenación de los alquenos (octanaje alto), evitando que se formen parafinas lineales (bajo octanaje), estas reacciones suceden a temperaturas de hasta 400 °C y presiones de entrada en el reactor de hasta 2000 psig. El hidrogeno aumenta la eficiencia del catalizador y la calidad de los hidrocarburos producidos, estas plantas pueden ser acondicionadas para producir en su mayoría gasolinas o producir en su mayoría diésel y turbosina. Se muestran a continuación los mecanismos de reacción en este proceso:

Ilustración 2.25 Formación de Parafinas por saturación e Hidrogeno, Elaboración Propia.



La temperatura es un factor muy importante durante la operación de estas unidades ya que controla el grado de “conversión”, la conversión es la cantidad de material prima que desapareció y se convirtió en productos por debajo de un punto de ebullición en específico, ahora bien, el grado de conversión es llamado severidad. Si aumentamos la temperatura en tan solo 10 °C podemos lograr el doble de reacciones en la torre, mas no lograríamos aumentar tanto la conversión debido a las reacciones iniciales, gracias a este hecho es necesario elevar la temperatura gradualmente para compensar la pérdida de catalizador día con día, cuando existe un aumento en la entrada de aceite de alimentación es necesario también aumentar la temperatura y mantener la conversión (Hunter, 1997). Por otro lado, la presión, al aumentar, aumenta la presión parcial de hidrogeno y del amonio; aumentar la presión parcial del hidrógeno provoca un aumento en la conversión y aumentar la presión parcial del amonio reduce la cantidad de conversión, el efecto sobre el hidrogeno es predominante por lo que es benéfico aumentar la presión.

### Productos del Craqueo Hidro-catalítico

Para poder clasificar los hidrocarburos durante su proceso para convertirse en petrolíferos han surgido varios criterios basados en las propiedades de estos subproductos, analizaremos a continuación los términos y análisis principales:

Existe un factor llamado factor “Universal de los Productos del Aceite” o factor de caracterización de Watson ( $K_w$ ), se muestra a continuación dos correlaciones para calcular este factor y los valores usuales para los aceites de alimentación de las unidades de craqueo hidro-catalítico:

*Ecuación 2.6 Factor de Caracterización de Watson, Watson, K.M. and Nelson, E.F. 1933*

$$K_W = \frac{(1.8T_b)^{\frac{1}{3}}}{S}$$

Cuando M (peso molecular) es menor a 300:

*Ecuación 2.7 F.C. a partir del peso molecular*

$$K_W = 4.5579M^{0.15178}S^{-0.84573}$$

Donde  $T_b$  es el punto de ebullición y  $S$  la gravedad específica.

*Tabla 2.8 Factor de Caracterización de las moléculas más importantes*

|                 |                     |
|-----------------|---------------------|
| Parafinas       | 12.5 < $K_w$ < 13.5 |
| Ciclo parafinas | 11 < $K_w$ < 12.5   |
| Aromáticos      | 8.5 < $K_w$ < 11    |

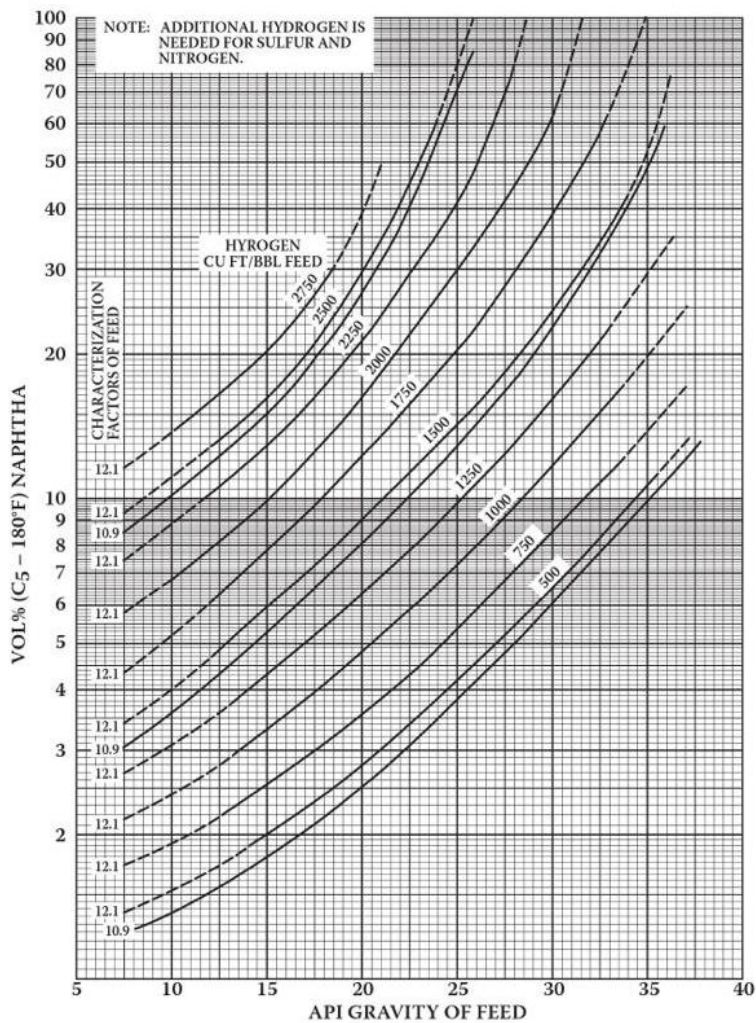
Finalmente se puede calcular el factor para una mezcla de hidrocarburos:

*Ecuación 2.8 F.C. para una mezcla*

$$K_W = \frac{\sum_{i=1}^N w_i K_{wi}}{\sum_{i=1}^N w_i}$$

Donde  $w_i$  es la fracción del peso del componente o peso molecular (Nelson, 1958), después de obtener el factor para los aceites de alimentación se calcula la cantidad de hidrogeno necesario y la producción esperada de líquidos con puntos de ebullición entre el pentano( $C_5$ ) y  $180^\circ F$ :

*Ilustración 2.26 Produccion de  $C_5+$  -  $180^\circ F$  vs  $^\circ API$  para diferentes tazas de hidrogeno, Pederson, B.S., UOP Tec. Conference, 1990*



Con la cantidad de productos con puntos de ebullición entre el C<sub>5</sub> y 180 °F se determina la fracción correspondiente de productos con punto de ebullición entre 180 °F a 400 °F mediante la siguiente figura:

De esta figura se puede observar que cantidades altas de la fracción C<sub>5</sub> a 180 °F puede provocar

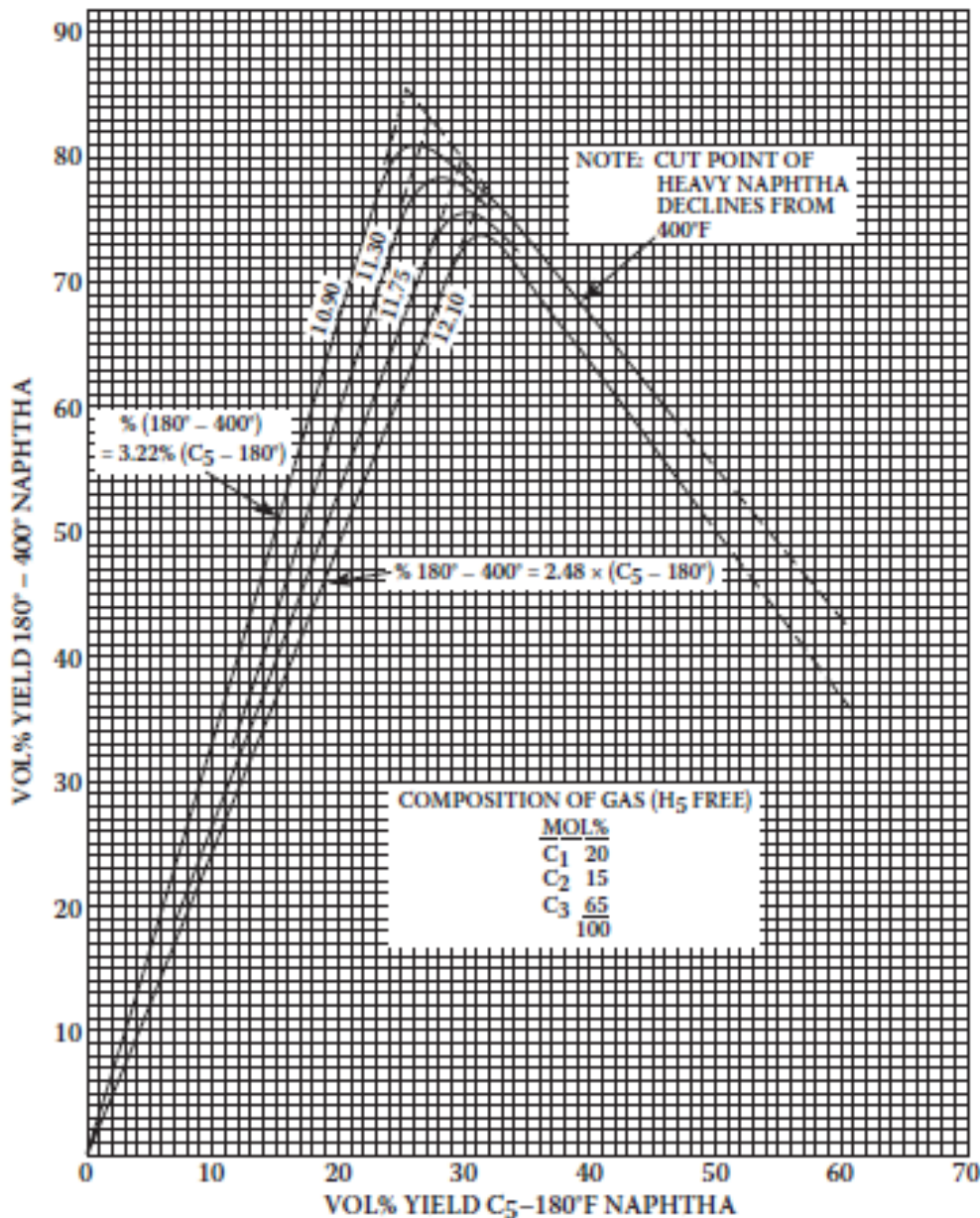


Ilustración 2.27 Producción de Fracción de Gasolina pesada (180-400°F) vs Fracción Ligera de Gasolina (C<sub>5</sub>+ - 180 °F), Pederson, B.S., UOP Tec. Conference, 1990

una baja producción para el rango siguiente (180 °F a 400 °F), ya que la pendiente cambia de signo. Después se obtienen las fracciones correspondientes de estos rangos de ebullición, se calcula el volumen porcentual de propanos y butanos con las siguientes correlaciones:

Ecuación 2.9 fracciones Volumétricas de los productos

$$V\% iC_4 = 0.377[V\%C_5 - 180 \text{ }^\circ F]$$

$$V\% nC_4 = 0.186[V\%C_5 - 180 \text{ }^\circ F]$$

$$m\%C_3 = 1 + 0.09[V\%C_5 - 180 \text{ }^\circ F]$$

Finalmente se obtienen los factores de caracterización de Watson de los productos finales mediante la siguiente figura y para las siguientes temperaturas 130, 280 y 460 °F, temperaturas promedio para los rangos de ebullición (C<sub>5</sub> a 180 °F, 180 °F a 400 °F y 400 °F +):

Se presenta a continuación un balance de materia para una unidad de hidro-craqueo junto con el balance de hidrogeno correspondiente obtenidos mediante las operaciones anteriores:

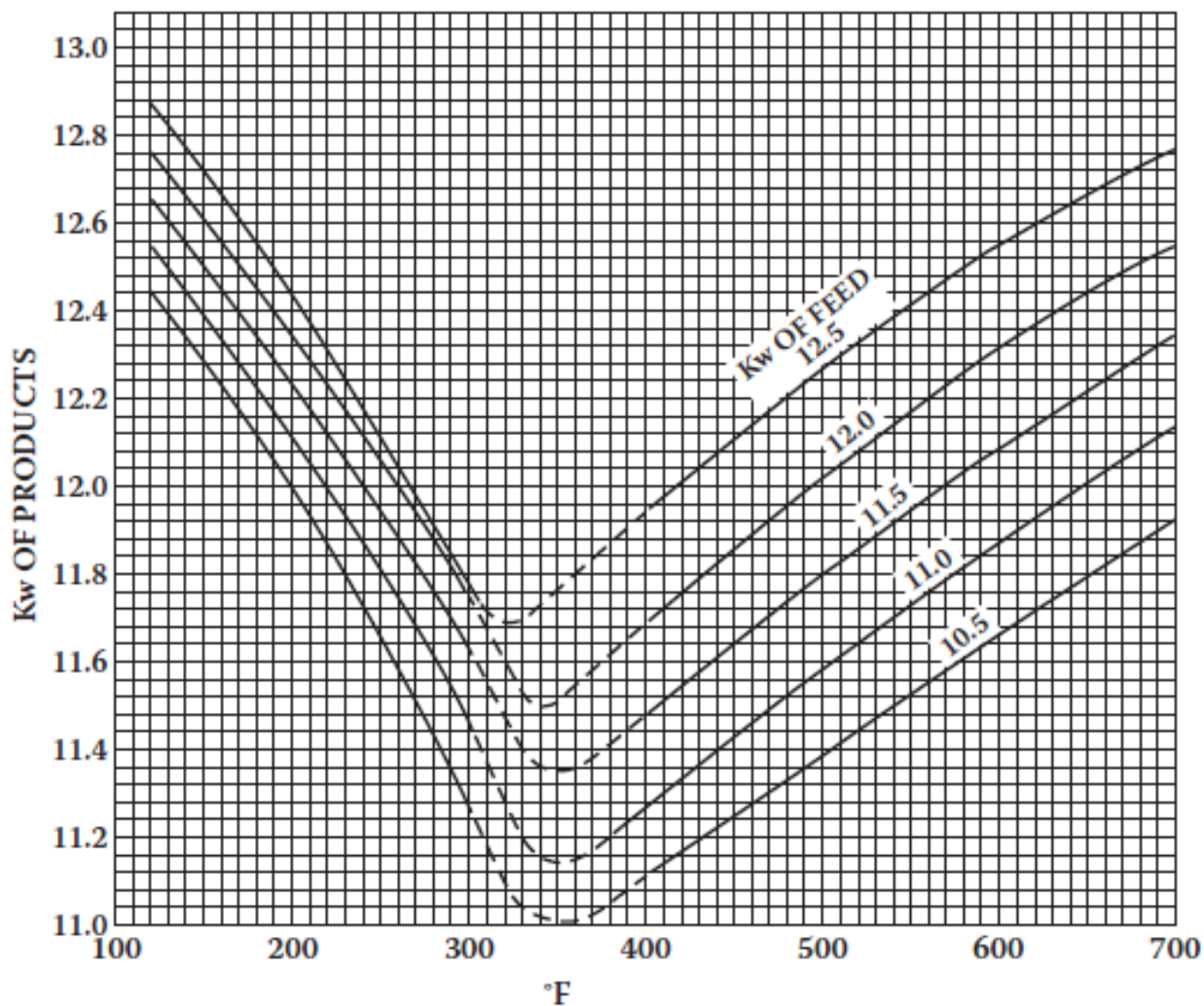


Ilustración 2.28 Factor de caracterización de los productos vs P. Ebullición la materia prima para diferentes factores de caracterización, Nelson W.L., Oil and Gas Journal, 1973.

Tabla 2.9 Balance de Materia para una Unidad de Hidrocraqueo

| Componente                      | Vol%            | BPD          | °API            | LB/BPD | LB/H    | WT%<br>S |
|---------------------------------|-----------------|--------------|-----------------|--------|---------|----------|
| <b>Entrada</b>                  |                 |              |                 |        |         |          |
| Aceite de Coquización           | 38.6            | 4,103        | 14.3            | 14.16  | 58,114  | 1.98     |
| Craqueo Catalítico Fluido       | 61.4            | 6,517        | 12.6            | 14.32  | 93,352  | 0.17     |
| Combinación Hidrogeno [PC]      | 100             | 10,621       | 13.3            | 14.26  | 151,456 |          |
|                                 | 2,000           |              |                 |        | 4,671   |          |
| <b>Total</b>                    |                 |              |                 |        | 156,137 |          |
| <b>Productos</b>                |                 |              |                 |        |         |          |
| H2S [%pes]                      | 0.89            |              |                 |        | 1,391   | 2.15     |
| C3- [%peso]                     | 1.72            | 307          |                 |        | 1,603   |          |
| iC4                             | 2.89            | 151          |                 | 8.22   | 2,523   |          |
| nC4                             | 1.43            | 817          |                 | 8.51   | 1,289   |          |
| C5+ - 180°F                     | 7.7             | 2,937        | 77.1            | 9.9    | 8,096   |          |
| 180 400                         | 28.12           | 8,441        | 47.1            | 11.56  | 34,519  |          |
| 400-520                         | 79.5            | 12,841       | 32.2            | 12.61  | 106,716 |          |
| <b>TOTAL</b>                    | 120.9           |              |                 |        | 156,137 |          |
| <b>Balance Hidrogeno Salida</b> |                 |              |                 |        |         |          |
|                                 | <b>%peso H2</b> | <b>Lb/hr</b> | <b>Lb/hr H2</b> |        |         |          |
| H2S [%pes]                      |                 | 1,391        | 82              |        |         |          |
| C3- [%peso]                     | 20              | 1,603        | 321             |        |         |          |
| iC4                             | 17.2            | 3,805        | 654             |        |         |          |
| nC4                             | 15.3            | 8,053        | 1,231           |        |         |          |
| C5+ - 180°F                     | 13.9            | 34,519       | 4,798           |        |         |          |
| 180 400                         | 12.1            | 106,439      | 12,870          |        |         |          |
| 400-520                         |                 | 443          |                 |        |         |          |
| <b>TOTAL</b>                    |                 |              | 20,399          |        |         |          |
| <b>Balance Entrada</b>          |                 |              |                 |        |         |          |
| Fracción Diesel de Coquización  | 10              | 58,114       |                 |        |         |          |
| Craqueo Catalítico Fluido       | 9.9             | 93,352       |                 |        |         |          |
| Hidrogeno                       | 100             | 4,671        |                 |        |         |          |
| <b>Total</b>                    |                 | 19,697       |                 |        |         |          |
| H2 añadido                      |                 | 702          |                 |        |         |          |
| <b>Total</b>                    |                 | 20,399       |                 |        |         |          |



También existe una clasificación química, la cual puede abarcar un crudo “recién salido del yacimiento” o bien una fracción del destilado de uno de estos crudos, por su nombre en inglés “Crudo Oil Assay” es llamado COA y este análisis ayuda a tomar decisiones referentes a la calidad de los productos y su precio, al igual que el factor de Wattson, este factor tiene varias modalidades dependientes del tipo de objetivo que se tenga, este puede ser la definición del precio de un producto, la tarifa de transporte de algún fluido, ingreso de una mezcal en una refinería y modificación/optimización de un proceso y existe la caracterización preliminar, corta y detallada (Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. , 2022).

Cada uno cumple con un objetivo diferente dentro del mercado, por ejemplo, una caracterización corta se realizará sobre un producto habitual en un proceso, con el objetivo de verificar la calidad requerida, y uno detallado se realizará para la operación de una nueva planta o su diseño. Este análisis utilizará diferentes propiedades y características de los fluidos, como su punto de ebullición, su densidad y sus diferentes interpretaciones, destilaciones simuladas en 15 platos teóricos, presión de vapor Reid, viscosidad, ácidos, etc. Cada una referenciada a una prueba de laboratorio para determinar dicha propiedad (Diana Marcela Cristancho Velazco, 2008).

## **Hidro-Procesamiento e Hidrotratamiento**

### **Hidro-procesamiento**

Como ya se mencionó, estos dos procesos están diseñados para aprovechar los hidrocarburos residuales de las diferentes unidades de destilación y craqueo, y surgen de la necesidad y capacidad para obtener combustibles para el transporte (gasolina y diésel) de los residuos más pesados de la cadena productiva (Carbrera, 1987).

Las unidades de hidro procesamiento son afines al residuo producido por la destilación atmosférica, en cambio los residuos de la destilación al vacío son más convenientes de tratar en las unidades de coquización, estas unidades se analizarán en las secciones siguientes.

Los residuos de las unidades de destilación atmosférica producen altos contenidos de carbón, y tienen altos niveles de metales (níquel y vanadio) por lo que es necesario pretratarlos, este pretratamiento consiste en utilizar propaio líquido para disolver la fracción aceitosa de estos residuos y después reaccionar estos fluidos aceitosos resultantes con n-pentano, n-hexano o n-octano para extraer los hidrocarburos resinosos de esta recuperación inicial de aceite, la materia que no es disuelta de este pretratamiento es llamada “asfaltenos” y consta de una mezcla de mayas de hidrocarburos cíclicos con altos valores de peso molecular, rico en sulfuros, metales, oxígeno y generadores de carbón, llegan a representar 25% del peso total del residuo a procesar.

La fracción aceitosa es más rica en parafinas que las resinas y con mucho menor contenido de metales por lo que es más aprovechable (Rossi, 1977). Existen tres métodos de hidro-procesamiento todos involucran un sistema de cámaras donde se lleva a cabo el procesamiento de los crudos reducidos de la destilación atmosférica, como ya se mencionó, se busca reducir sustancialmente la cantidad de contaminantes y reducir el punto de ebullición de los hidrocarburos de entrada logrando un máximo del 65% del volumen recuperado que será, estos hidrocarburos son enviados a plantas de craqueo y coquización. Los productos con puntos de ebullición cercanos a los de la gasolina pesada serán enviados a una planta de reformación catalítica para aumentar el octanaje, los fluidos en el rango del diésel serán conducidos a una planta de hidro-tratamiento para reducir la cantidad de aromáticos, los productos en el rango del diésel de la destilación al vacío, en cambio, son alimento para una planta de

craqueo catalítico fluido y los residuos hacia una planta de craqueo de residuos o de coquización (Gary, 1921).

Las unidades de hidro-procesamiento operan a altas temperaturas (2000 psig) y flujos de catalizador lentos y cargas de 35,000 barriles por día de materia prima aproximadamente. Cuentan con un “tren” de proceso de al menos tres reactores a la entrada de estos reactores el fluido es combinado con hidrogeno, donde se encuentran las camas con el catalizador, en el primer reactor se encuentra el catalizador encargado de secuestrar los contaminantes como metales y moléculas que promueven la generación de carbón y los sólidos más grandes, el catalizador de este primer reactor es de poros amplios, hechos de silicoaluminatos, cobalto y molibdeno, en los otros dos reactores se acondicionan los hidrocarburos para elevar su conversión al momento de ser enviados a las plantas de hidro-craqueo, los catalizadores contienen níquel y tienen tamaños de poros menores. Se muestra a continuación un diagrama del proceso anteriormente descrito:

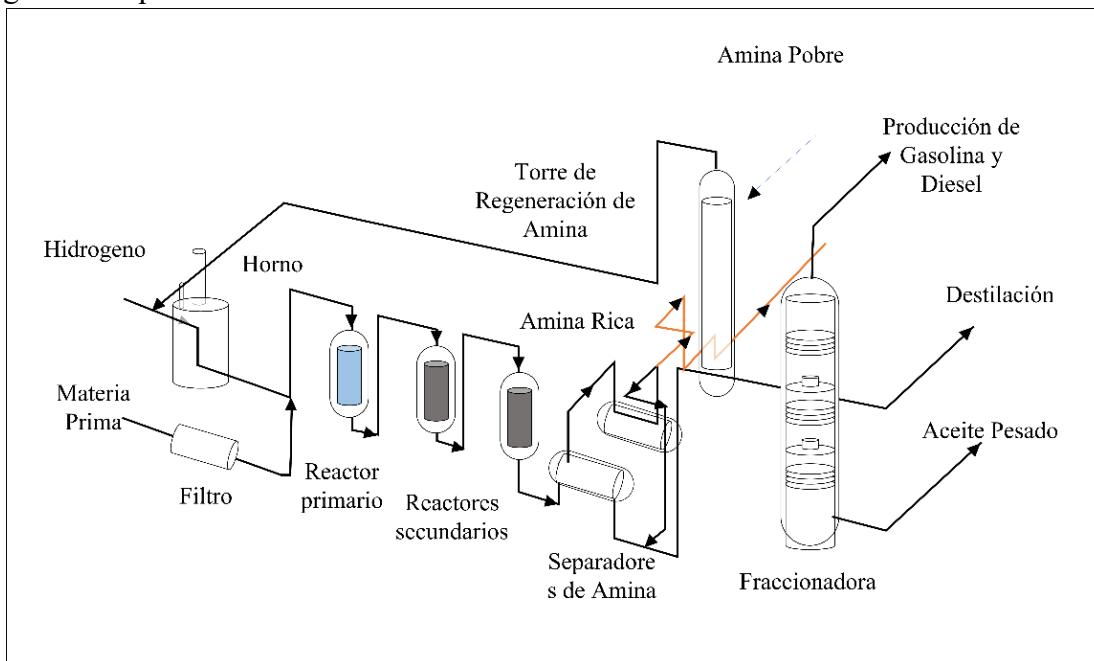


Ilustración 2.29 Hidro procesamiento, Elaboración Propia

Es necesario entender (Exxon Research and Engineering Co., 1971) que la construcción de estas plantas debe considerar los riesgos ambientales inmersos en los procesos anteriores y también determinar la factibilidad de la suficiencia productiva, se muestra a continuación un balance de materia para una unidad de hidro-procesamiento:

Tabla 2.10 comparación de propiedades entre materia prima y productos del hidro-procesamiento

| Resultados    | Materia Prima | Productos |
|---------------|---------------|-----------|
| Gravedad °API | 8.5           | 22.7      |
| Azufre %peso  | 4             | 0.8       |
| Níquel ppm    | 89            | 5         |
| Vanadio, ppm  | 440           | 19        |
| Residuo       | 13.8          | 2.8       |

Tabla 2.11 Productos y Características del Hidro-procesamiento

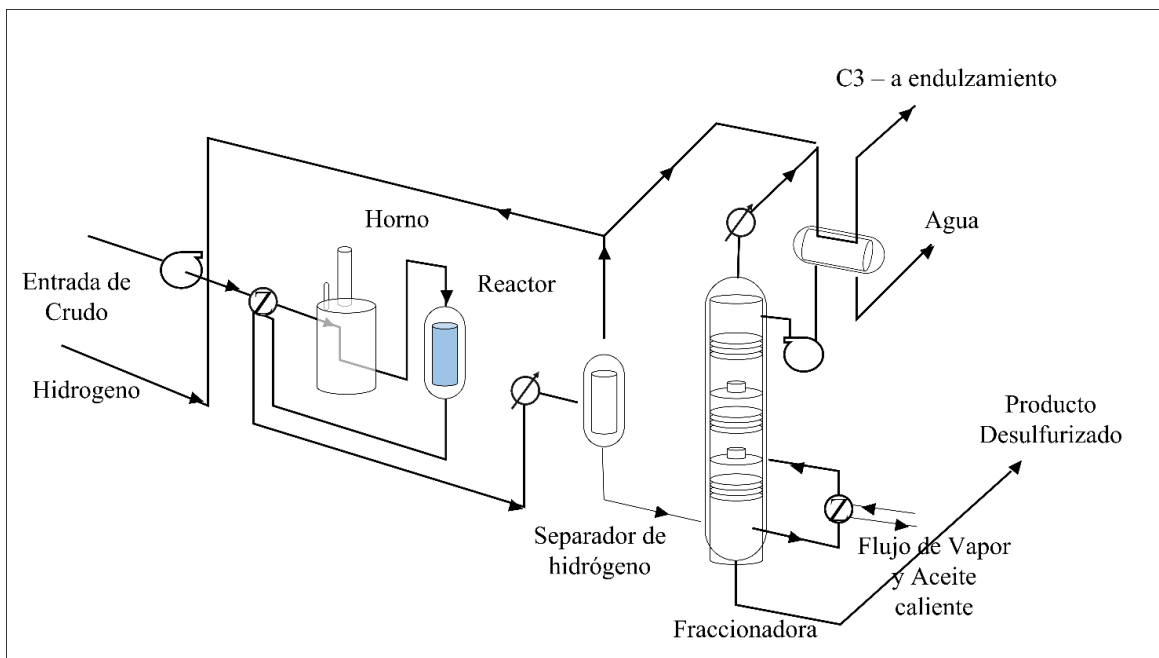
|   | Residencia Baja | Residencia Alta |
|---|-----------------|-----------------|
| <b>Entrada</b>                              |                 |                 |
| °API  | 15.7            | 10.7            |
| Azufre %peso                                | 2.7             | 3.2             |
| Residuos de Carbono %peso                   | 9.4             | -               |
| Metales                                     |                 |                 |
| Vanadio, ppm                                | 110             | 147             |
| Níquel, ppm                                 | 27              | 35              |
| Punto Inicial – 1050°F, %vol.               | 55              | 33.2            |
| 1050+ °F, %vol.                             | 45              | 66.8            |
| <b>Productos</b>                            |                 |                 |
| C3-, PC/bl                                  | 350             | 590             |
| Gasolina C4-400°F, %vol.                    | 17.8            | 13.1            |
| °API  | 61              | 64              |
| Azufre                                      | < 0.1           | 0.04            |
| Keroseno, 400-500°F, %vol.                  | 10.2            | 8.9             |
| °API  | 38.8            | 87.2            |
| Azufre                                      | 0.1             | 0.1             |
| Aceite de Destilación ATM 500-600°F, %vol.  | 19.7            | 14.3            |
| °API  | 31.8            | 30.1            |
| Azufre                                      | 0.25            | 0.18            |
| Aceite de destilación VAC 650-1050°F, %vol. | 37.1            | 36.1            |
| °API  | 22.4            | 23              |
| Azufre                                      | 0.6             | 0.6             |
| Residuo 150+ °F, %vol                       | 20              | 32.7            |
| °API  | 7.7             | 7               |
| Azufre                                      | 1.3             | 2.3             |
| Consumo de Hidrógeno, [PC/bl]               | 985             | 1310            |
| Consumo de Catalizador [lb/bl]              | 0.1             | 0.12            |

#### Hidrotratamiento

Este proceso trata de saturar los hidrocarburos aromáticos y alquenos; y reducir el contenido de hidrogeno y nitrógeno, mas no reducir el punto de ebullición de los productos, para ser dirigidos a una planta de craqueo, este proceso, a diferencia del hidro-procesamiento, esta exclusivamente diseñado para pretratar los hidrocarburos.

El hidrotratamiento es una estabilización del aceite en los rangos del diésel proveniente de una unidad de craqueo catalítica (puede ser la fracción ligera y/o la fracción pesada), convierte los alquenos, ciclo-parafinas y dienos (formadores de goma) en parafinas, para esto se combina con hidrogeno y se precalienta (430 °C) para entrar en las cámaras con el catalizador (óxidos metálicos) los cuales producirán ácido sulfhídrico, amonio e hidrocarburos saturados y separará los metales atrapándolos en

la parte superior de la cámara con el catalizador, gracias a la capacidad de ajustar la porosidad, a menor diámetro de poro y mayor selectividad, mayor difusividad existirá en el medio poroso y menos obstrucción de poros (Nelson, 1958). Los productos que salen son enfriados para recuperar el hidrogeno y los gases para ser enviados a una planta fraccionadora, se muestra a continuación un diagrama general del proceso:



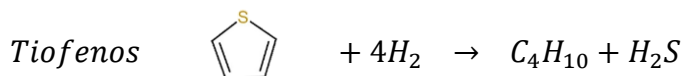
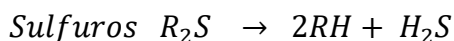
*Ilustración 2.30 Hidrotratamiento, Elaboración propia*

El catalizador está formado por sulfatos de alúmina con tungsteno o molibdeno, oxido de vanadio y sulfatos de níquel o cobalto y molibdeno, estos últimos dos son especiales para remover los compuestos de nitrógeno, estos catalizadores sobresalieron de los demás tipos de catalizadores, gracias a su resistividad al deterioro y facilidad para regenerarse, los catalizadores, al tener la capacidad de remover los contaminantes del nitrógeno pueden, por ende, remover los contaminantes de azufre y metal, dado que los enlaces de los hidrocarburos con el nitrógeno son más fuertes que con el azufre, en promedio se utiliza entre 0.006 libras por barril (Nelson, 1958).

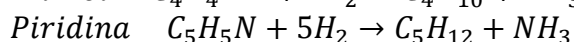
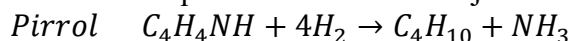
La variable que controla la saturación de hidrocarburos aromáticos es la presión parcial del hidrogeno, al aumentar la presión de entrada (1500 psig) y a una relación de 2 barriles por hora de crudo por barriles de catalizador, se puede reducir el contenido de hidrocarburos aromáticos a valores menores al 10% del peso, en cambio se debe encontrar los límites de temperatura que sean suficientemente elevados para asegurar una taza elevada de conversión pero no tan elevada para asegurar a su vez la eliminación de hidrocarburos aromáticos, considerando también que la hidrogenación es una reacción exotérmica. Como se mencionó anteriormente, el aceite de alimentación puede ser la fracción ligera del diésel, que tiene alrededor de 11% del peso de mono-aromáticos el cual aumenta a 18% en el hidrotratamiento y 17% de di-aromáticos al inicio y una reducción hasta del 0.5% después del proceso; o bien con las dos fracciones, ligera y pesada, esto reduce el tiempo de vida del catalizador y la unidad en general gracias a la presencia de cades tri-aromaticas de hidrocarburos.

Se enlistan a continuación las diferentes reacciones involucradas además de la hidrogenación en el hidrotratamiento en orden de importancia:

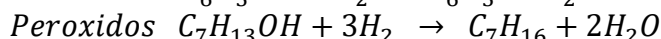
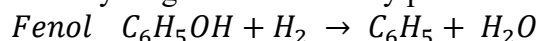
1. Desulfuración: conforme los hidrocarburos se vuelven más complejos se vuelven más difíciles de desulfurar, por ejemplo, las fracciones más ligeras son más sencillas que las pesadas y a su vez, las parafinas son las más sencillas de “endulzar” que las ciclo-parafinas, y los bencenos.



2. Remoción del Nitrógeno: como ya se mencionó los enlaces con nitrógeno son más difíciles de romper, el catalizador de níquel con molibdeno mejora la remoción de este compuesto



3. Desoxidación: la desoxidación ocupa un volumen promedio de 180 pies cúbicos por barril de crudo de alimentación y surge en los fenoles y peróxidos:



En perspectiva, una alta presión ayuda a saturar las moléculas, evitar el coque y remover los contaminantes, en cambio altas temperaturas promueven la formación de coque y altas velocidades de flujo evitan la conversión y reducen el requerimiento de hidrogeno. Se presenta a continuación un esquema de dos diferentes balances de materia, uno para una unidad de hidro procesamiento y otra para una unidad de hidrotratamiento donde se identifican los distintos propósitos de los procesos anteriormente tratados:

Tabla 2.12 Balance e Materia para una unidad de Hidrotratamiento

| Componente                            | %vol | BPD    | <sup>a</sup> API | Lb/hr   | %peso S |
|---------------------------------------|------|--------|------------------|---------|---------|
| Entrada                               |      |        |                  |         |         |
| Fracción Diesel de Destilación ATM    | 39   | 12,500 | 30               | 159,653 | 0.52    |
| Fracción Diesel ligera de Coquización | 23.5 | 7,587  | 30               | 96,967  | 0.93    |
| Turbosina de destilación ATM          | 37.8 | 12,200 | 37.5             | 148,906 | 0.24    |
| H2, PC/bl                             |      | 500    |                  | 3,524   |         |
| Total                                 | 1000 | 32,287 | 32.3             | 409,076 | 0.51    |
| Productos                             |      |        |                  |         |         |
| H2S                                   |      |        |                  | 2,013   |         |
| C2-                                   |      |        |                  | 1,385   |         |
| C3                                    | 1    | 337    |                  | 2,500   |         |
| iC4                                   | 1.9  | 634    |                  | 5,210   |         |
| nC4                                   | 1    | 315    |                  | 2,677   |         |
| Turbosina                             | 36.3 | 11,956 | 38.5             | 14,5194 | 0.05    |
| Diesel                                | 59.8 | 19,686 | 31               | 250,096 | 0.05    |
| Total                                 | 100  | 32927  |                  | 40,9076 |         |

Tabla 2.13 Balance de Materia par una unida de Craqueo Catalítico Fluido

| Componente                               | %vol | BPD    | <sup>a</sup> API | Lb/hr   | %peso S |
|--|------|--------|------------------|---------|---------|
| Entrada                                  |      |        |                  |         |         |
| Fracción Ligera de Diesel Coquización    | 56.7 | 20500  | 22.2             | 275,119 | 0.95    |
| Fracción Pesada Diesel Destilación vacío | 43.3 | 15644  | 15.5             | 219,518 | 1.51    |
| H <sub>2</sub> , P/bl                    |      | 500    | 19.3             | 3,974   | 1.2     |
| Total                                    | 100  | 36144  |                  | 494,637 |         |
| Productos                                |      |        |                  |         |         |
| H <sub>2</sub> S                         |      |        |                  | 5,352   |         |
| C <sub>2</sub> -                         |      |        |                  | 1,193   |         |
| C <sub>3</sub>                           | 1    | 199    | 7.42             | 1,476   |         |
| iC <sub>4</sub>                          | 1.9  | 374    | 8.22             | 3,076   |         |
| nC <sub>4</sub>                          | 1    | 186    | 8.51             | 1,580   |         |
| Fracción Ligera                          | 36.3 | 20,090 | 13.35            | 26,8103 | 0.1     |
| Fracción Pesada                          | 59.8 | 15,331 | 13.95            | 21,3857 | 00.29   |
| Total                                    | 100  | 36,180 |                  | 494,637 |         |

### Reformación Catalítica

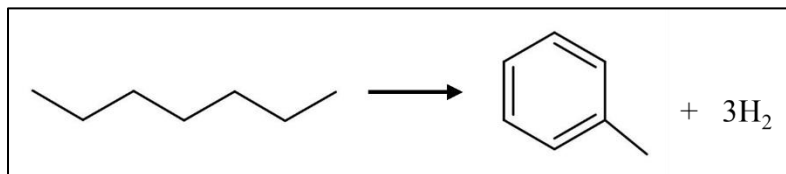
Este proceso sirve para reducir los puntos de ebullición mediante el reacomodo de las estructuras parafínicas (ciclación isomerización) para aumentar el octanaje sin aumentar la cantidad de combustible, los hidrocarburos con puntos de ebullición por encima de los 200 °C generan una gran cantidad de coque al ser craqueados (Greenough, 1986,). Estas unidades pueden ser alimentadas con la fracción pesada de la destilación atmosférica y la fracción pesada de unidades de hidro-craqueo, se presenta a continuación una tabla con los hidrocarburos principales del aceite de alimentación y del aceite producido:

Tabla 2.14 Comparación entre Materia Prima y Productos de la Reformación Catalítica

| Componente | Entrada | Productos |
|------------|---------|-----------|
| Parafinas  | 30-70   | 30-50     |
| Alquenos   | 0-2     | 0-2       |
| Naftenos   | 20-60   | 0-3       |
| Aromáticos | 7-20    | 45-60     |

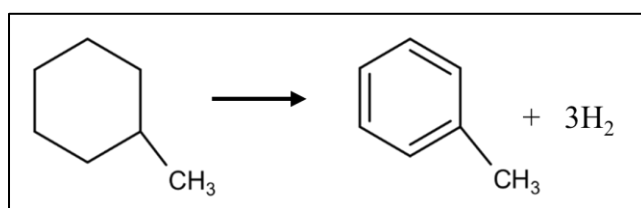
Existen ciertas reacciones deseadas y reacciones no deseadas en la reformación catalítica, en general para aumentar el octanaje es necesario aumentar la cantidad de hidrocarburos aromáticos, para esto, es necesario que los alquenos formen parafinas, y a su vez la parafinas formen naftenos (parafinas cíclicas) y estos naftenos se mezclen con cadenas parafínicas para formar hidrocarburos aromáticos, las dos reacciones indeseables en este proceso son la alquilación de los aromáticos y naftenos y el craqueo, las 3 reacciones favorables se enlistan a continuación:

1. Deshidrogenación de parafinas y naftenos: esta reacción es endotérmica, por lo que requiere intercambiadores de calor para conservar la reactividad, y es la reacción más importante y prolifera de estas unidades, convierte los naftenos en aromáticos:



*Ilustración 2.31 Hidrocarburos Aromáticos, Elaboración Propia*

y las parafinas en aromáticos (ciclación):

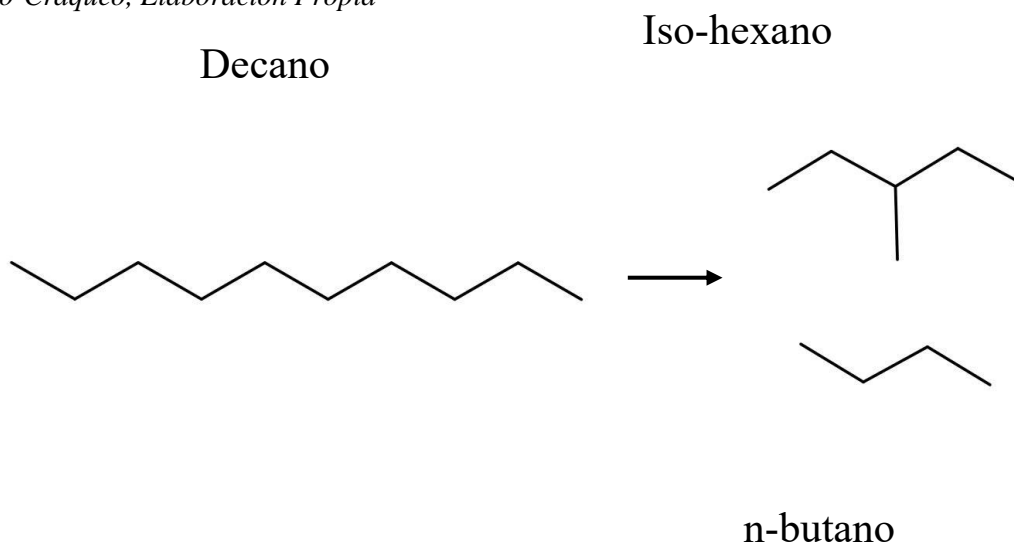


*Ilustración 2.32 Proceso de Ciclación de Parafinas, Elaboración propia*

Este proceso se ve beneficiado por altas temperaturas (reactividad), bajas presiones (equilibrio químico), tazas pequeñas de inyección de catalizador y bajos contenidos de hidrogeno.

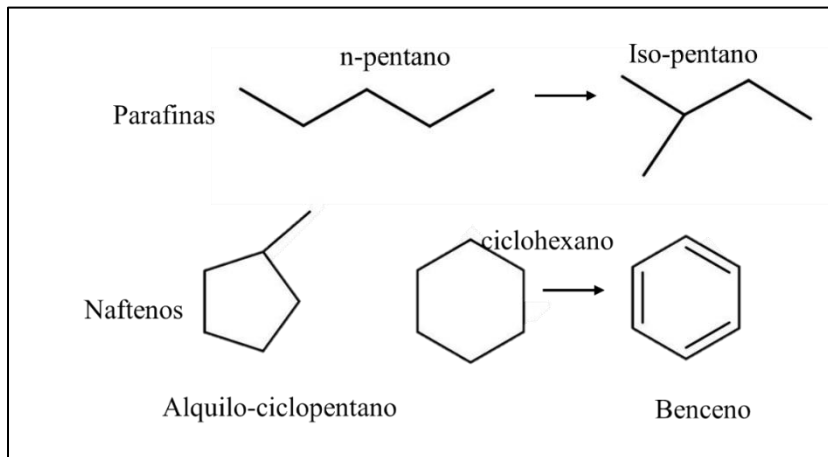
2. Isomerización: Estas reacciones se llevan a cabo en las parafinas y los naftenos como el alquilciclopentano y el ciclohexano y son beneficiadas por la alta temperatura gracias a que incrementa la tasa de reactividad y tazas pequeñas de entrada de catalizador para incrementar el tiempo de exposición al catalizador.
3. Hidro-craqueo: Esta reacción resulta en parafinas saturadas más pequeñas y surgen al final del reactor, un ejemplo es la conversión del decano a iso-hexano y n-butano:

*Ilustración 2.33 Hidro-Craqueo, Elaboración Propia*



### Proceso

El aceite que será alimentado a la planta debe ser inicialmente hidro tratado, para remover los compuestos de azufre, nitrógeno y los metales que pueden afectar al catalizador para la reformación, el cual está hecho a base de alúmina clorada (zeolita) y platino combinado con renio (el renio ayuda a estabilizar la reacción al permitir operar a menores presiones), altamente reactivo con los contaminantes presentes en los hidrocarburos. El hidrogeno para este pretratado puede ser obtenido de la deshidrogenación de la reformación catalítica.



*Ilustración 2.34 isomerización, Elaboración Propia.*

Los diferentes tipos de reformación catalítica se clasifican dependiendo de la forma en la que se regenera el catalizador, esta regeneración puede ser continua, cíclica o semi regenerativa, este último proceso es el más económico y eficiente, en este proceso se detiene la alimentación para hacer el cambio de catalizador en intervalos de entre 3 a 24 meses (Gary, 1921).

En este proceso se calienta la mezcla de hidrocarburos e hidrogeno de reciclaje a aproximadamente 500 °C, las unidades operan en rangos de 50 a 350 psig y a tazas de hidrogeno de entre 3000 a 7500 pies cúbicos por barril, para entrar al primer reactor donde ocurre la deshidrogenación de las parafinas y naftenos, como ya se mencionó estas reacciones son endotérmicas por lo que es necesario recalentar los productos que salen del primer reactor al segundo reactor, en general se utilizan 4 reactores, cada uno con menor requerimiento térmico ya que la reactividad va disminuyendo conforme van pasando los reactores los cuales serán cada vez más largos.



Se muestra un diagrama general del proceso de reformación catalítica:

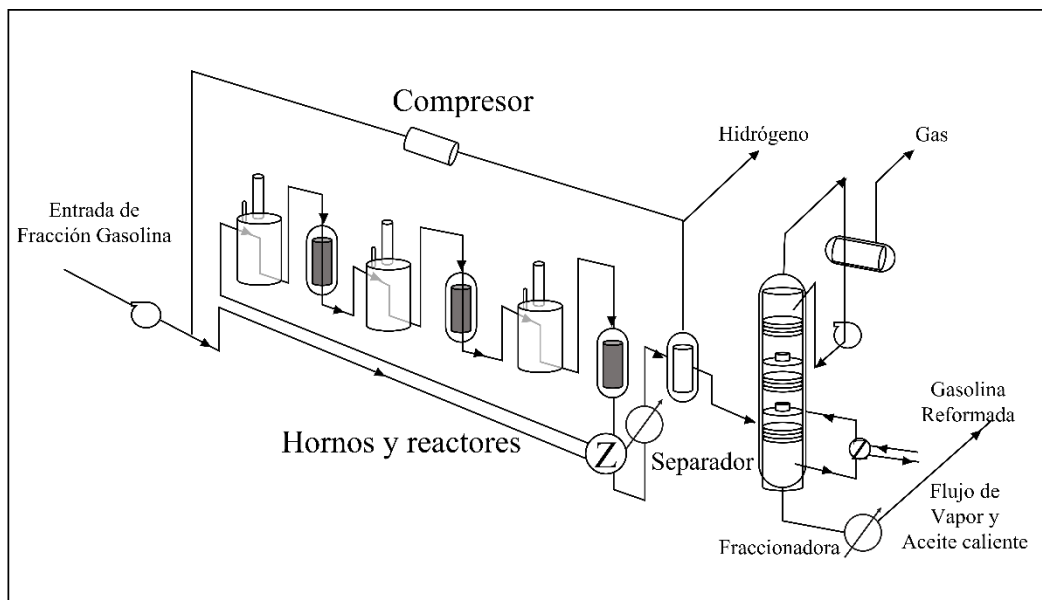


Ilustración 2.35 Reformación Catalítica, Elaboración propia

Los fluidos que salen del último reactor son enfriados para condensar los líquidos y separar los gases ricos en hidrogeno, el hidrogeno recuperado es utilizado en el pretratado y en el proceso, los fluidos son enviados a una torre fraccionadora donde se remueve el butano y el fluido reformado por extremos de la torre.

Los reactores son cámaras de acero reforzadas con cromo (5%) y molibdeno (0.5%) debido al hidrogeno, para maximizar el uso del catalizador es necesario instalar después de la entrada a la cámara un distribuidor de vapor, esto asegurará el mayor tiempo de contacto con el catalizador y la menor caída de presión posible, los reactores tienen instalados tres termómetros en diferentes profundidades para monitorear el catalizador y la formación de coque.

### Isomerización

Existe una variante de este proceso que consta del mismo sistema, pero es alimentado con la fracción ligera de la destilación atmosférica (Greenough, 1986,) dado que esta fracción es rica en pentanos y hexanos promueve el aumento del octanaje aumentado el RON de un 70 a un 90, los isómeros formados (85% de los líquidos de entrada) son más estables a bajas temperaturas de operación (100-200 °C) generando la necesidad de utilizar catalizadores más reactivos (enriquecidos con metales nobles) y de mejor regeneración, se presenta a continuación una tabla general de la obtención de isómeros y su calidad:

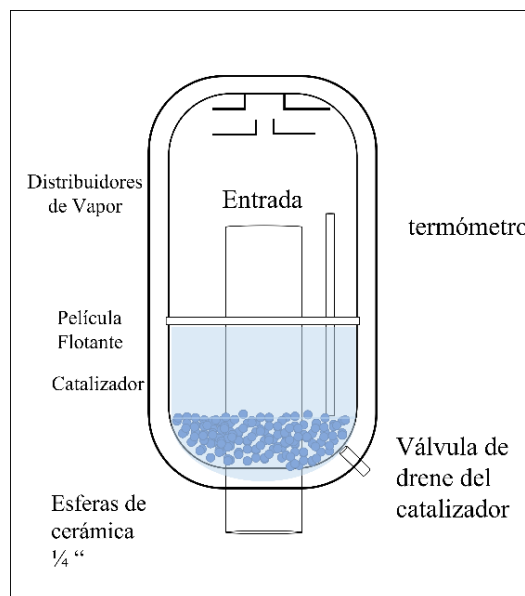


Ilustración 2.36 Reactor para la Reformación, Elaboración Propia

Tabla 2.15 Obtención de Isómeros

| Componentes de la Fracción Ligera | Materia Prima | Productos | RON antes del mezclado |
|-----------------------------------|---------------|-----------|------------------------|
| Isopentano                        | 22            | 41        | 92                     |
| n-Pentano                         | 33            | 12        | 62                     |
| 2, 2, Dimetil Butano              | 1             | 15        | 96                     |
| 2, 3, Dimetil Butano              | 2             | 5         | 84                     |
| 2- Metilpentano                   | 12            | 15        | 74                     |
| 3 – Metilpentano                  | 10            | 7         | 74                     |
| n- Hexano                         | 20            | 5         | 26                     |
| Total                             | 100           | 100       |                        |

La separación de los isómeros puede realizarse a partir de una torre fraccionadora o mediante la adsorción de vapores, es necesario recalcar que gracias a que este proceso solo promueve el aumento en el octanaje y no el aumento en la producción de gasolinas y diésels, el craqueo provocará que una reducción en el volumen de los productos, el gas de salida puede llegar a ser hasta el 4% del peso, con una composición de 95% metano y 5% etano, aproximadamente, estas unidades pueden ser alimentadas para la producción exclusiva de iso-butano que sirve como alimento para una planta de alquilación, analizado en la sección siguiente, se presenta en el apéndice B un procedimiento básico para entender la producción de estas unidades.

### Alquilación y Polimerización

Este proceso está basado en la alquilación, que es la adición de un alqueno con una iso-parafina (iso-butano e iso-pentano), con el objetivo de formar moléculas con mayor peso molecular y productos de mayor octanaje (hasta 99) y dentro de las especificaciones para gasolinas (Gruse, 1960.). Opuesta al craqueo, esta reacción sucede sin catalizador a altas presiones y temperaturas, aun así, los procesos comercialmente más utilizados trabajan a bajas temperaturas y dos tipos de catalizador, ácido sulfhídrico operado a temperaturas máximas de 21 °C y ácido anhídrido fluorhídrico a temperaturas máximas de 38 °C, la cantidad de este catalizador es igual al volumen de entrada de hidrocarburos; es necesario agitarlos para asegurar la mayor cantidad de reacciones y los tiempo de contacto son de aproximadamente 45 minutos.

Los factores que afectan la calidad y cantidad de productos son la temperatura de operación ya que mientras menor sea la temperatura será mayor la cantidad de parafinas largas aumentando así el octanaje, también se debe considerar que una temperatura muy baja puede provocar aumento en la viscosidad del ácido (sulfúrico) lo cual afecta el mezclado; la taza iso-butano /alquenos dado que evita las reacciones indeseables y reduce el consumo de ácido, además mantener una carga de alquenos baja evita la formación de moléculas con puntos de ebullición alto, favoreciendo el octanaje, este favorecimiento se observa también cuando se tienen tiempos de contacto (el tiempo que lleva el ácido “fresco” o sin reaccionar con los hidrocarburos de entrada. Se muestra a continuación un esquema general de las reacciones que se llevan a cabo en la alquilación:

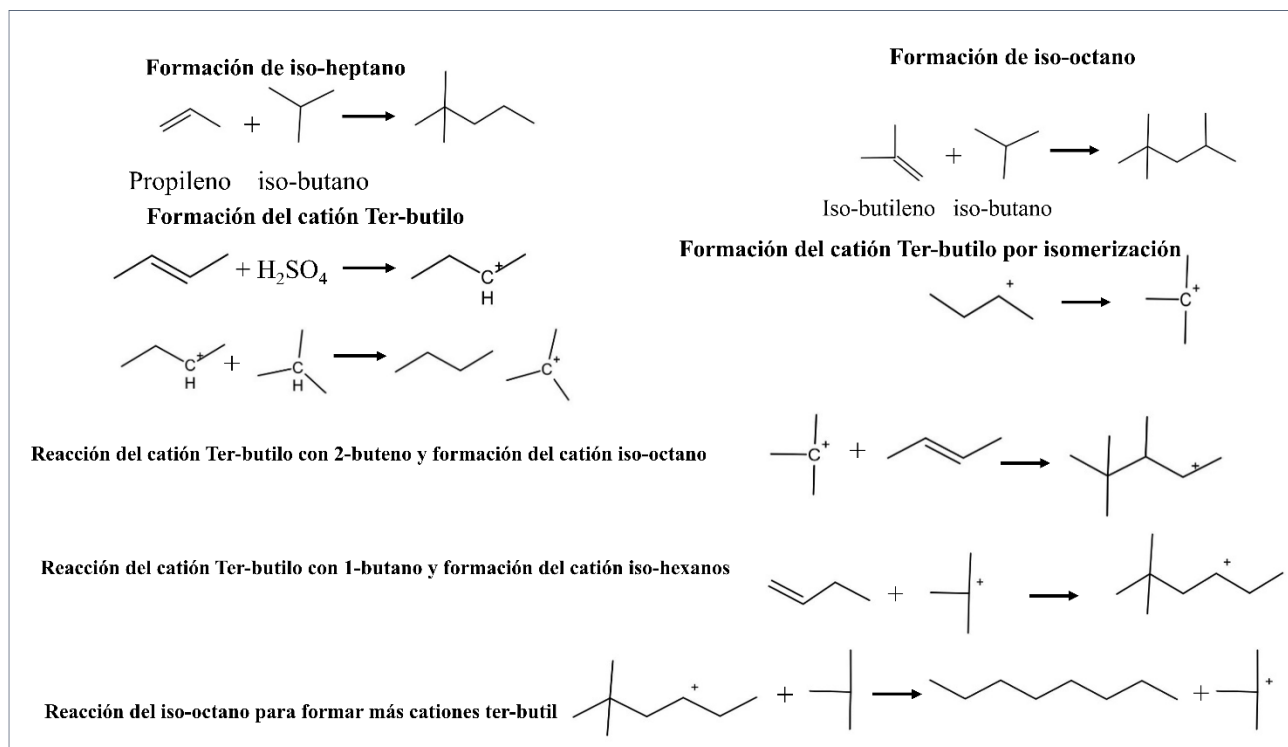


Ilustración 2.37 Mecanismos de Reacción de la Alquilación, Elaboración Propia.

Como se observa en la figura anterior las reacciones principales es la formación de iso-octano e iso-hexano a partir del butano y diferentes alquenos (Gruse, 1960.), así mismo la producción de iones carbonio los cuales promueven la formación de cadenas parafínicas e iso-parafínicas más largas.

La materia prima de este proceso son los alquenos y el iso-butano, los alquenos provienen del craqueo catalítico y la coquización, los alquenos más usados son el buteno y propeno, la adición de pentenos (para su alquilación) ayuda a reducir la presión de vapor de los productos en el rango de la gasolina del craqueo catalítico fluido, el iso-butano es refinado específicamente para este proceso y se puede obtener mediante el hidro-craqueo y craqueo catalítico, reformación catalítica, destilación y procesamiento de gas natural. Los productos, comienzan con el propano líquido para generar LPG, butano líquido y las parafinas alquiladas formados por las reacciones, una pequeña fracción se vuelve residuo (0.1%) aceitoso, se muestra a continuación un diagrama con los productos y condiciones operativas del proceso:

Tabla 2.16 Variables Operativas para la Alquilación

| Variables Operativas                 | Ácido Fluorhídrico | Ácido Sulfídico |
|--------------------------------------|--------------------|-----------------|
| %vol en reactor                      | 30 – 80            | 40 – 80         |
| Taza externa de Alquenos             | 3 – 12             | 3 – 12          |
| Taza interna de Alquenos             |                    | 40 – 1000       |
| Tiempo de contacto total             | 8 – 20             | 20 – 30         |
| Velocidad de iny. De Alquenos v/hr/v |                    | 0.1 - 0.6       |

| Variables Operativas         | Ácido Fluorhídrico | Ácido Sulfídico |
|------------------------------|--------------------|-----------------|
| Temperatura, °F              | 60 – 115           | 35- 60          |
| Concentración de Ácido %peso | 80 – 95            | 88 – 95         |
| Ácido en Emulsión %vol       | 25 – 80            | 40 – 60         |

*Tabla 2.17 Obtención de alquilados e isómeros*

| Mat. Prima | Alquilado %vol | Isobutano %vol |
|------------|----------------|----------------|
| Etileno    | 188            | 139            |
| Propeno    | 181            | 128            |
| Buteno     | 172            | 112            |
| Penteno    | 165            | 96             |

Los catalizadores en este caso son el ácido sulfúrico y el ácido fluorhídrico, los cuales ayudan a formar iones carbonio y después cadenas alquiladas provenientes del iso-octano, en este caso la reacción menos deseada es la polimerización de los alquenos, un catalizador fuerte puede evitar dicha polimerización, en cambio, una cantidad menor al 88% es indicador cambiar y regenerar el ácido el iso-butano es poco soluble en los ácidos, los alquenos son un poco más, en el caso del ácido fluorhídrico se remueve un desperdicio ácido aceitoso y se consume 0.3 libras por barril de producto, de inventario se tienen aproximadamente 40 libras por barril. El ácido es regenerado en una planta externa, para el ácido sulfúrico alrededor de 30 libras por barril (Thomas, 1970).

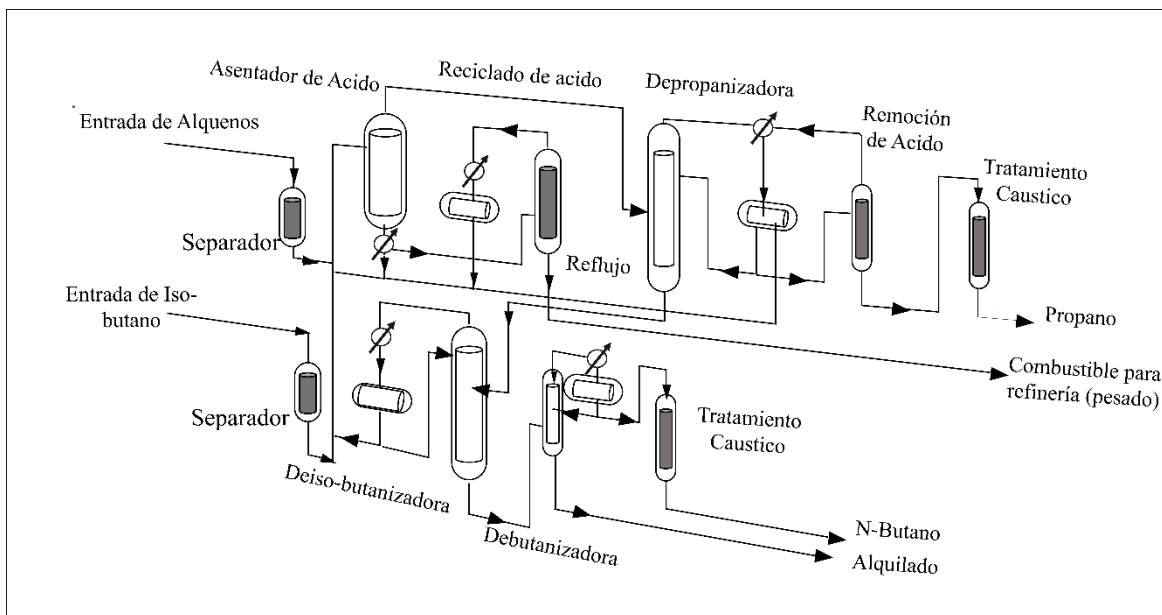
### Ácido Fluorhídrico

Las plantas que trabajan con ácido fluorhídrico necesitan un proceso de deshidratación para su materia prima, el agua es extremadamente nociva para la reactividad del ácido, aparte de generar corrosión, después de la deshidratación, los alquenos y el butano son mezclados con el catalizador a una presión suficiente para mantener todos los fluidos en fase líquida, después de la mezcla se deja separar por gravedad los fluidos, dado que el ácido es más denso que los hidrocarburos se asienta y es retirado por la parte inferior de un tanque de asentamiento, este tanque cuenta con un sistema de intercambio de calor para controlar la temperatura de la reacción y un sistema de reflujo para asegurar el mezclado, para ser enfriado dadas las reacciones exotérmicas, y reciclado para mezclarse ácido nuevo, existe una torre de reflujo (5 bandejas a 150 psia) donde una parte del ácido es tratado para remover el agua y los polímeros formados.

Por otro lado, los hidrocarburos recuperados del tanque de asentamiento son separados por fraccionamiento y tratamiento caustico para remover el ácido, el iso-butano es reingresado al proceso, se muestra un diagrama general del proceso y una tabla con los consumos y productos de este:

*Tabla 2.18 Productos y su Calidad de la Alquilación*

|           | Vol / Vol Alquenos |           | Octanaje |     |
|-----------|--------------------|-----------|----------|-----|
|           | Iso-butano         | Alquilado | RON      | MON |
| Propileno | 1.33               | 1.77      | 93       | 91  |
| Butileno  | 1.16               | 1.75      | 96       | 94  |



*Ilustración 2.38 Alquilación con Ácido Fluorhídrico, Elaboración Propia*

### Ácido Sulfúrico

El proceso para el ácido sulfúrico es muy parecido al anterior, en este caso el tanque de reacción y asentamiento está dividido en varias etapas (cascada), cada una con un sistema de reflujo para emulsionar la materia prima con el ácido, la variación en los diferentes modelos está en el momento para evaporar el iso-butano y el propano, estos vapores son comprimidos y licuados y otra parte es vaporizada de nuevo para reducir la temperatura (como en el proceso anterior), el método más utilizado es llamado de “auto refrigeración” ya que al expandir el gas en una cámara de vaporización se reduce la temperatura, usualmente se opera entre 10 a 50 psig y 5 °C, el ácido y el iso-butano son alimentados en el reactor principal para que fluya a través de los demás reactores y los alquenos son inyectados en cada reactor, después del último reactor se conducen los productos a un tanque de asentamiento donde se remueve el ácido para su reciclaje, los hidrocarburos son sometidos a un baño caustico para remover el ácido y un baño en agua, para después sustraer el iso-butano y reinjectarlo en el proceso, y n-butano y las parafinas alquiladas como productos. Se muestra a continuación un diagrama general del proceso y una tabla con los productos obtenidos y sus características:

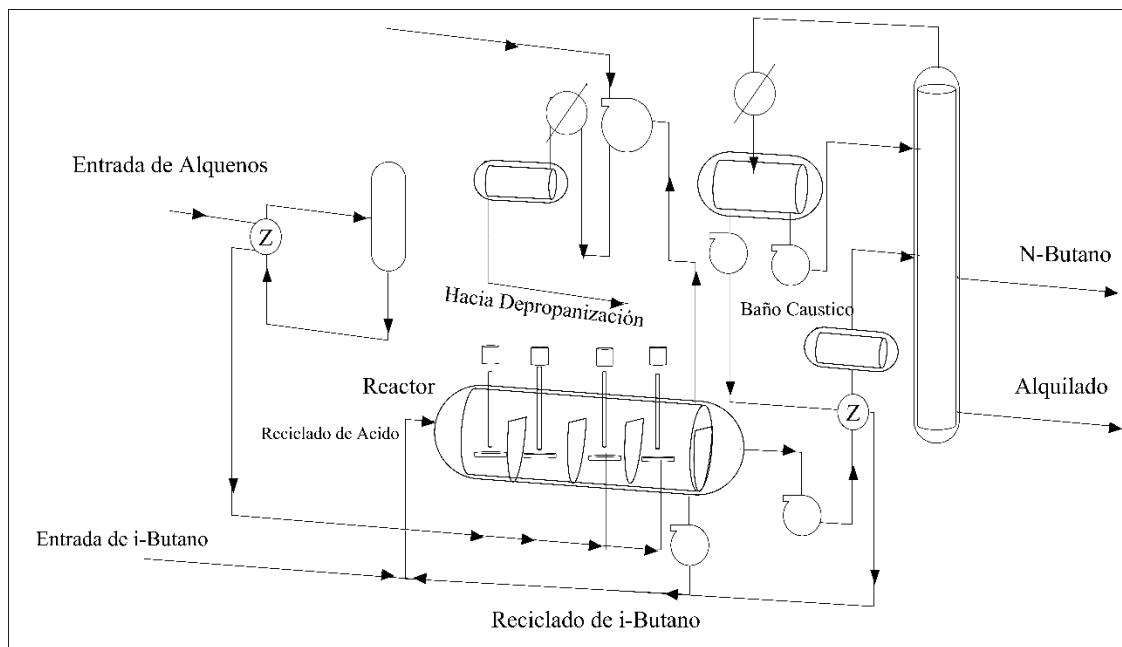


Ilustración 2.39 Alquilación con Ácido Sulfúrico, Elaboración propia

Tabla 2.19 Productos y características de la alquilación con Ácido Sulfúrico

|                       | Propileno | Butileno  | Pentileno |
|-----------------------|-----------|-----------|-----------|
| Alquilado %Vol        | 171 – 178 | 170 – 178 | 197 – 220 |
| iC4                   |           |           |           |
| Consumido %Vol        | 119 – 132 | 110 – 117 | 96 – 133  |
| Acido Consumido       | 34 – 42   | 13 – 25   | 25 – 42   |
| Presión de Vapor Reid | 3.8       | 2.6       | 4         |
| MON                   | 88 – 90   | 92 – 94   | 88 – 93   |
| RON                   | 89 – 92   | 94 – 98   | 90 – 92   |

### Polimerización

Este proceso es el reordenamiento de alquenos: propeno y buteno (isomerización) y alcanos: propano y butano, que sirven como diluyentes; deshidratados, endulzados y tratados con sosa caustica para remover los mercaptanos, para generar productos en el rango de la gasolina (97 RON) llamadas gasolinas poliméricas, los productos son butileno, trímeros y dímeros a una taza de 0.7 barriles de gasolina polimérica por barril de alquenos, este proceso es más barato por lo que puedes ser utilizado junto con la alquilación o sin esta y tiene un funcionamiento muy parecido a los anteriores (Gary, 1921).

El catalizador en este caso es ácido fosfórico combinado con algun solido fino inerte como el cuarzo, este catalizador es inhibido por el ácido sulfhídrico y el oxígeno aumentando así el consumo de catalizador, estos consumos son de al menos una libra de catalizador por cada 200 galones de gasolinas poliméricas, operando a presiones de entre 400 y 1500 psig, temperaturas de entre 180 y 240 °C y tazas de inyección de ácido de 0.3 galones por libra de alquenos.

El reactor en este proceso es muy exotérmico por lo que se debe controlar la temperatura de operación inyectando butano frío o intercambiadores de calor, el 98% de los alquenos son convertidos en hidrocarburos en el rango de las gasolinas poliméricas

Se presenta a continuación un diagrama del proceso de polimerización y dos balances de materia, uno para la alquilación y otro para la polimerización:

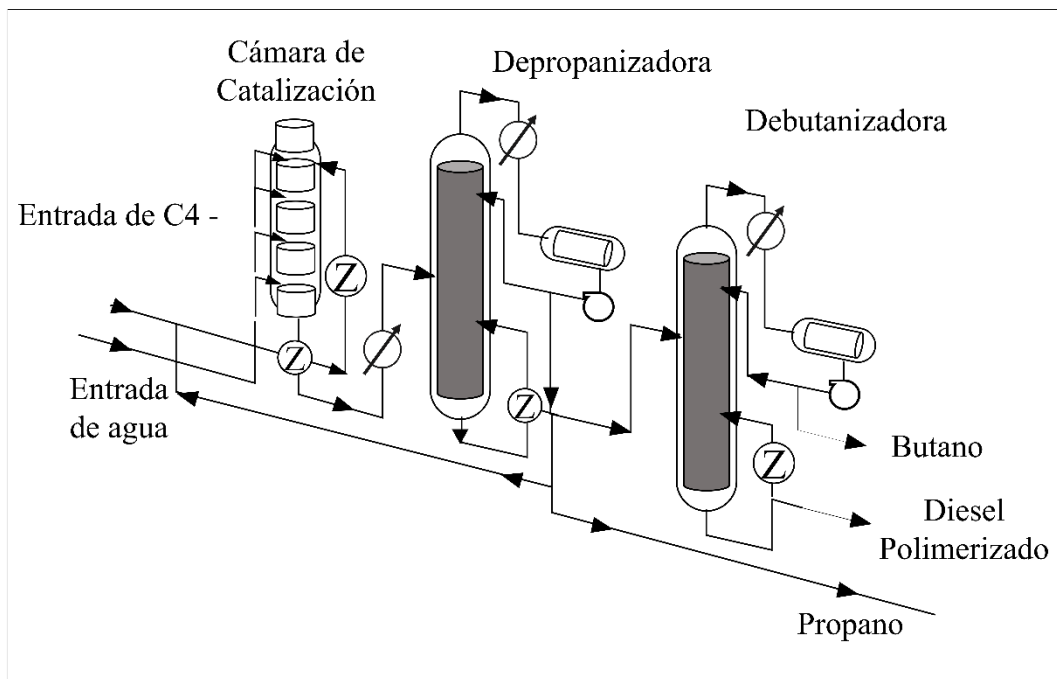


Ilustración 2.40 Polimerización con Ácido Fosfórico, Elaboración Propia

Tabla 2.20 Balance de Materia para la Alquilación

| Componente        | BPD         | °API | Lb/hr/BPD | Lb/h         |
|-------------------|-------------|------|-----------|--------------|
| <b>Entrada</b>    |             |      |           |              |
| iC4-              | 3129        |      | 8.22      | 25716        |
| C4                | 3559        |      | 8.76      | 31180        |
| C3                | 0           |      |           | 0            |
| <b>Total</b>      | <b>6688</b> |      |           | <b>56896</b> |
| <b>Producto</b>   |             |      |           |              |
| C4-               | 952         |      | 8.76      | 8341         |
| nC4               | 331         |      | 8.51      | 2820         |
| C5+ Alquilada     | 4117        | 77.9 | 9.86      | 40584        |
| Fondos Alquilados | 310         |      |           | 4683         |
| Residuos          | 25          |      |           | 468          |
| <b>Total</b>      | <b>5375</b> |      |           | <b>56896</b> |

Tabla 2.21 Balance de Materia para una unidad de Polimerización

| Componente   | BPD  | °API | Lb/h/BPD | LB/h  |
|--------------|------|------|----------|-------|
| Entrada      |      |      |          |       |
| C3-          | 2094 |      |          | 15475 |
| C4-          | 952  |      |          | 8341  |
| TOTAL        | 3046 |      |          | 23816 |
| C5+          |      |      |          |       |
| Polimerizado | 2071 | 47.9 | 11.5     | 23816 |

### Coquización

Los residuos producidos por la destilación pueden ser transformados a fracciones ligeras (gases hidrocarburos condensables) y posteriormente transformables en combustibles, a través del proceso de coquización, donde, a altas temperaturas (980 °C), se genera una ruptura abrupta en los residuos, generando en su mayoría un tipo de carbón llamado coque y las fracciones ligeras mencionadas, estas pueden ser utilizadas en una unidad de craqueo catalítico para evitar la formación de coque o para la fabricación de combustibles, aumentando la cantidad de productos valiosos y reduciendo la cantidad de desechos, este proceso añade valor a la cadena productiva debido al aprovechamiento de mayor porcentaje de materia prima (Mc Ketta, 1992). Existen tres tipos de coquización, la coquización prolongada, fluida y la coquización flexible se muestra a continuación una tabla con los diferentes procesos y sus productos:

Tabla 2.22 Tipos de Coque y Usos en la industria

| Proceso   | Tipo de Coque | Característica  | Uso   |
|-----------|---------------|---|---|
| Retardado | Esponja       | Poroso  | Ánodos d Aluminio<br>Pigmentos de Titanio<br>Material de Combustión |
|           |               | Área de Contacto Elevada<br>Pocos Contaminantes<br>Alto Contenido Volátil           |   |
|           | Residuo       | Forma esférica<br>Bajo contenido Volátil<br>Tendencia a la Aglomeración             |   |
| Fluido    | Aguja         | Apariencia de Aguja<br>Bajo contenido Volátil                                       | Grafito<br>Electrodos   |
|           |               | Alto contenido de Carbón  |   |
|           | Fluido        | Aspecto de Arena negra<br>Bajo contenido Volátil<br>Alto contenido de Contaminantes | Cogeneración Eléctrica  |

### Tipos de coque

El coque más ligero, que es recuperable y reutilizable, producto de las partículas que no completaron su carbonización, es llamado coque verde, el coque residual (carbonizado) es vendido para la fabricación de ánodos de aluminio o electrodos para hierro (1300 °C) este proceso reduce sustancialmente la cantidad de fraccionamiento ligero (Gary, 1921).



El coque proveniente de la coquización prolongada está compuesto de sólidos porosos llamados esponjas, su tamaño varía de los 50 cm a polvo fino, cuando la planta de coquización es alimentada con altos contenidos de hidrocarburos aromáticos provenientes de una planta de craqueo catalítico y operada a altas presiones y tasas altas de reciclaje (1:1) el coque también puede ser utilizado para fabricar fósforo o carburos de silicón.

Se genera otro tipo de coque llamado coque “aguja” es una formación cristalina de unos cuantos micrómetros, es preferible al coque esponja debido a su mayor conductividad y menor coeficiente de expansión térmica.

El tercer tipo de coque es el residual y su volumen está dado por la cantidad de fracciones pesadas, son pequeños detritos negros, su formación no es conveniente ya que ocupan mucho espacio y poseen altos contenidos de residuos provenientes del ácido sulfhídrico (desde 1.5% al 8% del peso).

### Coquización Retardada

La coquización surge gracias a la necesidad de aprovechar los residuos de la unidad de vacío, gasoil aromático y demás fracciones pesadas. Se descubrió que se podía diseñar los calentadores para elevar su temperatura por encima del punto de coquización sin generar coque (500 °C), mediante el aumento de la velocidad de flujo en el calentador (horno), añadiendo cámaras de coquización aisladas después del calentador (usualmente se utilizan 2), generando tiempo suficiente para la recuperación de coque, gracias a este hecho nace el nombre de coquización “retardada” (Nelson, 1958). Se muestra un diagrama del proceso de coquización retardado donde se observa cómo se alimenta una torre fraccionadora de líquido caliente entre las primeras bandejas de la torre y el residuo de esta torre es enviado al horno y después a las cámaras de coquización:

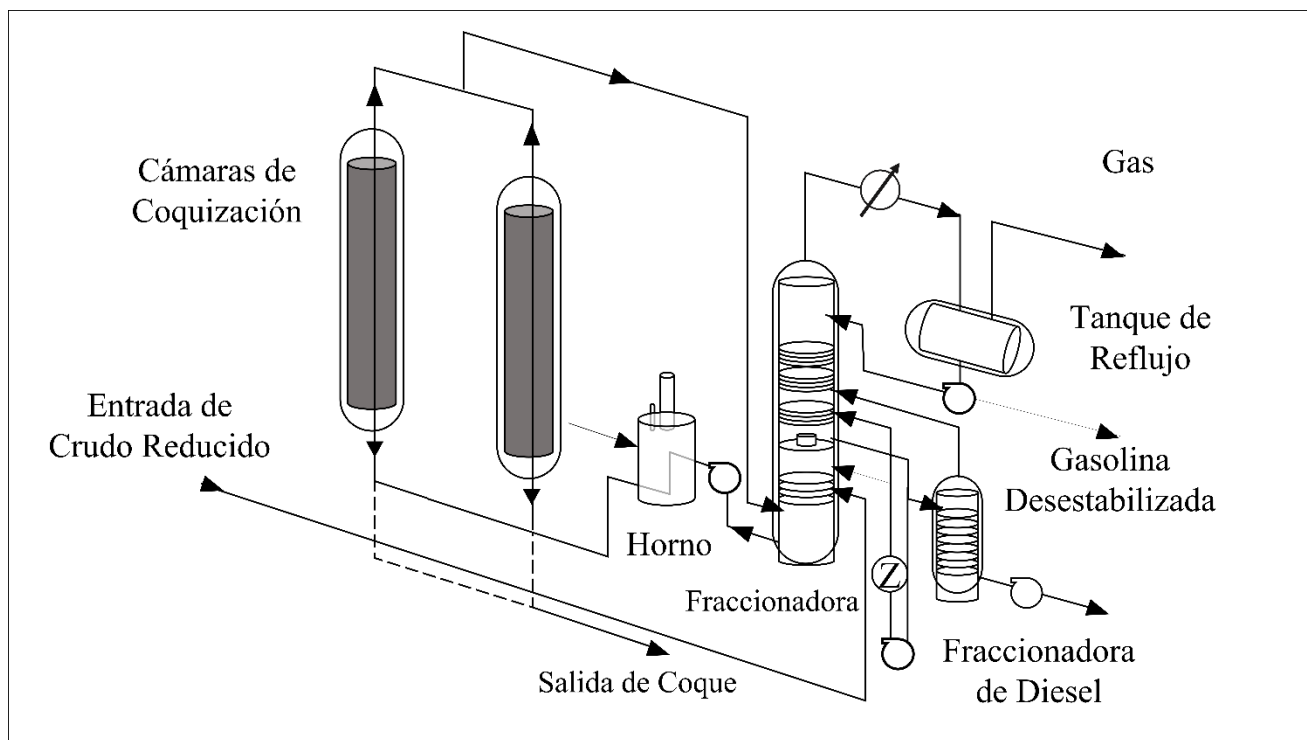


Ilustración 2.41 Coquización Retardada, Elaboración Propia

Los hidrocarburos líquidos descargados pueden ser alimentados directamente al horno o en la planta fraccionadora, es conveniente hacerlo en la planta fraccionadora porque los vapores de las cámaras de coquización (gas, gasolina y diésel) se enfrían con este líquido al ser reinyectados en la fraccionadora, arriba de donde se extraen los residuos para enviar a las cámaras de coque y evitando así la formación de coque en la fraccionadora y condensando las fracciones más pesadas de estos gases para su reciclaje. Arriba de las bandejas de entrada de hidrocarburos hay bandejas adicionales para que suceda el enfriamiento mencionado, después viene la salida del diésel o gasoil, esta salida está conectada a un ciclo de reflujo de enfriamiento y recuperación de calor con diésel y a una torre fraccionadora de al menos 8 bandejas alimentada con vapor, con el objetivo de mejorar la calidad de los productos (controlar su punto de ebullición) y extraer el diésel por la parte inferior. Los vapores y fracciones ligeras obtenidas de este subproceso son reinyectadas a la torre fraccionadora principal, un par de bandejas por encima de la salida del diésel.

Después de la extracción del diésel sigue la extracción de la gasolina o nafta, de 8 a 10 bandejas por arriba de la extracción del diésel, esta extracción es por la parte superior de la fraccionadora principal, el cual dirige los hidrocarburos a un sistema de enfriamiento y una cámara de separación para el gas natural, los líquidos del fondo (gasolina o nafta) donde una parte es reinyectada en la última bandeja de la torre y otra parte es extraída del proceso como gasolina desestabilizada.

Cuando la cámara de coque en uso se llena de coque es desconectada y aislada de la salida del horno, esta salida es conectada a la cámara vacía, la remoción de los hidrocarburos en el primer cámara (llena) se realiza inyectando vapor por la parte de abajo, después el coque es enfriado con agua, drenado y finalmente se remueven las partes de arriba y debajo de la cámara para seccionar el coque y extraerlo. La operación de seccionar y extraer el coque es a través de la inyección de agua a alta presión, se realiza un agujero inicial en el centro de la cámara y posteriormente se introduce un tubo para “jetear” el agua desde abajo hacia arriba de la cámara, también se pueden usar barrenas y raspadores. El coque que cae de la cámara con el agua es drenado y puede ser almacenado en contenedores ferroviarios para su transporte o almacenado (Hunter, 1997).

Este proceso se lleva a cabo cíclicamente, se muestra a continuación una tabla con los diferentes tiempos requeridos para este ciclo, cada cámara de coquización es rellena mientras la otra es aislada para la remoción del coque, la temperatura del calentador, la presión de la torre fraccionadora y la temperatura de los gases que salen de las cámaras de coquización son las variables operativas más importantes, se muestra a continuación la duración de las etapas de coquización:

*Tabla 2.23 Ciclo de la Coquización Retardada*

| Operación                           | Duración<br>hr |
|-------------------------------------|----------------|
| Llenado de las cámaras              | 24             |
| Cambio de cámara y llenado de vapor | 3              |
| Enfriado                            | 3              |
| Drene                               | 2              |
| Ranura y decoquización              | 5              |
| Alineación y prueba                 | 2              |
| Calentamiento                       | 7              |
| Tiempo muerto                       | 2              |
| Total                               | 48             |

Las gasolinas o naftas residuales de este proceso, después de pasar por un proceso de hidrotratamiento (remoción de azufre y alquenos) se van a dividir en naftas ligeras (35.1 %, 65 °API) esta fracción ligera puede pasar por un proceso de isomerización para mejorar el octanaje o directamente para fabricar gasolinas; y una fracción pesadas (64.9 %, 50 °API) que pasará por un proceso de reformación.

A su vez, el diésel o gasoil se divide en una fracción ligera (67.3%, 30°API) que alimenta una plata de hidro-craqueo, también puede pasar por un proceso de hidrotratamiento para después alimentar una planta de craqueo catalítico; y una fracción pesada (32%, 13°API) que puede ser utilizada como combustóleo pesado o puede ser hidro-tratado para usarlo como materia prima para una planta de craqueo catalítico. Se presenta a continuación un balance masico con las unidades más importantes para el procesamiento del crudo y sus residuos.

Tabla 2.24 Balance de Materia para una unidad de Coquización Retardada

| Componente                     | % Vol | BPD   | API  | LB/hr/BPD | Lb/hr  | %peso S |
|--------------------------------|-------|-------|------|-----------|--------|---------|
| <b>Entrada</b>                 |       |       |      |           |        |         |
| 1050+ Dest. Vacío              | 88.4  | 18003 | 8.7  | 14.72     | 265162 | 2.17    |
| Fracción Pesada Craqueo Fluido | 11.5  | 2338  | 0.06 | 15.75     | 36820  | 0.32    |
| Residuos Alquilados            | 0.1   | 25    |      |           | 468    |         |
| Total                          | 100   | 20366 | 7.4  | 14.85     | 302450 | 1.94    |
| <b>Productos</b>               |       |       |      |           |        |         |
| Gas %peso                      | 22.7  |       |      |           | 29776  | 5.92    |
| Fracción Gasolina Ligera       | 7.6   | 1551  | 65.5 | 10.51     | 16303  | 0.36    |
| Fracción Gasolina Pesada       | 14.1  | 2868  | 50.1 | 11.36     | 32575  | 0.72    |
| Fracción Turbosina Ligera      | 37.3  | 7587  | 30   | 12.78     | 96967  | 0.93    |
| Fracción Turbosina Pesada      | 20.1  | 4103  | 14.3 | 14.16     | 58114  | 1.98    |
| Coque                          | 22.7  |       |      |           | 68717  | 2.56    |
| Total                          |       | 16110 |      |           | 302450 |         |

### Coquización Flexible

Las unidades de coquización flexible son alimentadas con residuos de la destilación al vacío, provenientes de aceites lutíticos o bitúmenes arenosos y demás residuos pesados, precalentados a 350 °C y rociados a un reactor, entrando en contacto con una alberca de coque líquido, esta alberca posee un sistema de calentamiento y reciclaje (alberca secundaria), a una tasa de reflujo y extracción de coque (purga) que permita mantener una temperatura de 530 °C añadiendo calor sensible y de vaporización para el alimento de la unidad y el calor endotérmico para la coquización y craqueo de los vapores.

En la parte intermedia del reactor está instalado un separador de vórtice para los vapores y las partículas sólidas de coque (7 micrómetros en adelante), después, en la parte superior hay un escurridor para recuperar (condensar) y reciclar en el reactor las fracciones con puntos de ebullición altos (500 °C) y también para realizar un lavado con aceites que enfrían y recuperar los sólidos más finos, para dirigir los vapores finales recuperados hacia la torre fraccionadora.

El sistema de calentamiento tiene instalado a su vez un sistema de gasificación, el cual consiste en otra alberca (alberca terciaria) por la cual se hace fluir aire y vapor de agua, de este proceso se obtiene un gas combustible formado por monóxido y dióxido de carbono (CO, CO<sub>2</sub>), hidrogeno y nitrógeno (H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>) para después convertirlo en amoníaco NH<sub>3</sub>, los residuos de azufre son convertidos en ácido sulfhídrico y COS. Estos gases viajan de la parte superior del sistema de gasificación a la parte inferior

del sistema de calentamiento, dándole fluides al coque generado y la temperatura requerida para el reactor. Se muestra a continuación un diagrama del proceso discutido anteriormente:

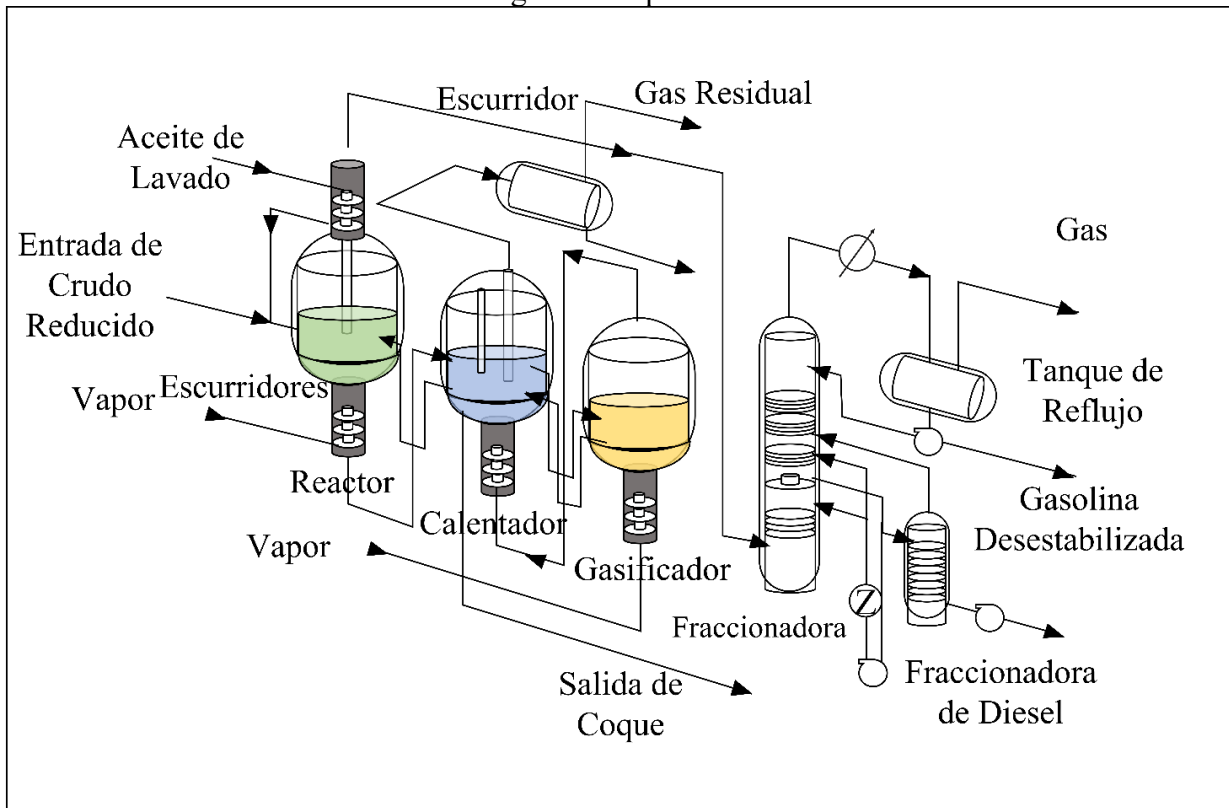


Ilustración 2.42 Coquización Flexible, Elaboración Propia

El gas que sale del calentador es enfriado y aprovechado para generar vapor y como combustible para la refinería (130 BTU por pie cubico), después pasa por escudridores tipo Venturi y vórtice recuperando todas las partículas finas de coque, sumadas a la purga del calentador representan la producción total de coque en este proceso (Carbrera, 1987).

Los productos de este proceso pueden variar, al igual que la coquización retardada, dependiendo del crudo de alimentación, también es necesario mencionar que existe un proceso similar, pero con menor cantidad de albercas y mayor producción de coque, llamado coquización fluida, comparado con la coquización retardada cada proceso produce 40 % y 80% del coque generado respectivamente.

Se muestra a continuación porcentajes estimados de los productos que se pueden obtener de estos tres procesos, provenientes de un residuo de crudo de 4.9 ° API:

Tabla 2.25 Comparación de Productos entre la Coquización Retardada y la Flexible

| Productos % peso | Retardada | Flexible |
|------------------|-----------|----------|
| Gas              | 9.3       | 11.8     |
| F. Ligera        | 2         | 1.9      |
| Gasolina         |           |          |

| Productos % peso | Retardada | Flexible |
|------------------|-----------|----------|
| F. Pesada        | 8         | 7.8      |
| Gasolina         |           |          |
| Diesel           | 46.7      | 50.4     |
| Coque            | 34        | 28.1     |
| Total            | 100       | 100      |
| Coque total      | 34        | 2.3      |
| Líquidos C5+     | 56.7      | 60.1     |

### Manufactura de Combustibles de Grado Comercial

Hasta ahora hemos analizado los procesos que generan los fluidos “intermedios” entre el aceite y el crudo y los productos en condiciones de venta, ahora analizaremos los procesos analíticos para determinar los requerimientos para generar gasolinas, diésel y gas avión (en este orden de importancia) a través de una mezcla de estos fluidos intermedios. El objetivo del área de productos en una refinería es colocar los diferentes fluidos intermedios disponibles en mezclas que lleguen a las especificaciones necesarias, la demanda de requerida y maximizar las ganancias en el proceso.

A través de un control en línea se analizan los inventarios, costos y propiedades de los fluidos para llegar a los productos deseados a través de una relación lineal o geométrica que coordina las operaciones de distribución de fluidos al menor costo.

Para asegurar que se ha llegado a la mezcla deseada de fluidos intermedios, se utilizan relaciones entre los requerimientos de las propiedades de los productos terminados y la medición de estas propiedades para la mezcla real, entre ellas está el punto de ebullición, la gravedad específica, la presión de vapor Reid y el octanaje, estas dos últimas son las más importantes.

Existe un requerimiento de etanol para la gasolina, dado que existen motores que lo requieren, este tipo de gasolina es llamada E85 ya que tiene una mezcla de gasolina con etanol al 85%, debemos considerar que el producto más abundante es la gasolina.

Se presenta a continuación una revisión de las propiedades que sirven como referencia y algunos ejemplos para esclarecer cómo se determina que una mezcla de fluidos intermedios llegó a los requerimientos de los productos comerciales.

### Presión de Vapor Reid

Existen varias formas para determinar la combinación adecuada de productos intermedios para formar los productos dentro de las especificaciones deseadas y para ello se utilizan correlaciones empíricas basadas en las fracciones de los componentes y alguna propiedad medible para asegurar la calidad de los productos terminados, y la más utilizada es la correlación empírica para la presión de vapor Reid, equivalente a la presión que ejercen los vapores volatilizados a 38 °C (Gary, 1921).

Para producir gasolina con una presión de vapor Reid determinada, es necesario combinar las fracciones ligeras con puntos de ebullición entre el pentano C<sub>5</sub> y los 193 °C (gasolinas) provenientes de la destilación, craqueo, alquilación y demás procesos y añadir finalmente n-butano, a través de la siguiente expresión en términos de la cantidad de moles de n-butano requerido:

*Ecuación 2.10 Requerimiento de n butano para la producción de combustibles*

$$M_y * \sum_{i=1}^n \frac{mol}{hr} * PVR_i + M_{nC_4} = (M_y + M_{nC_4}) * PVR_t$$

Donde el subíndice “y” expresa a todos los componentes de la mezcla menos el n-butano, el subíndice “t” representa el producto deseado y el subíndice “i” representa los componentes de la

mezcla, este modelo está basado en los moles presentes en la mezcla, existen correlaciones empíricas que utilizan bases volumétricas y másicas.

En el apéndice B se muestra un ejemplo para determinar la cantidad de n-butano para producir gasolina con una presión de vapor Reid de 10 psi.

### Índices de Presión de Vapor de Mezclado

La empresa de investigación subsidiaria de chevron desarrolló varias correlaciones empíricas con diferentes propiedades de los productos hidrocarburos, la más importante y flexible de todas son las tablas de Índices de Presión de Vapor de Mezclado, esta correlación sirve para encontrar el volumen requerido de n-butano, al igual que en el procedimiento anterior, a partir de las fracciones de los productos intermedios a mezclar y los valores contenidos en las tablas para los índices (apéndice C), se presenta a continuación la expresión en términos del requerimiento volumétrico de n-butano y en el Apéndice B se presenta un ejemplo para corroborar los dos procedimientos mencionados:

*Ecuación 2.11 Requerimiento de n Butano basado en el volumen*

$$A(VPBI)_A + B(VPBI)_B + \dots + W(VPBI)_W = (Y + W)(VPBI)_t$$

En esta expresión W representa el volumen requerido de n-butano en barriles, este valor debe ser despejado de la expresión para encontrar dicho volumen, Estos procedimientos nos ayudan a encontrar las fracciones necesarias para los productos requeridos en la refinería, para el ejemplo de gasolina se debe hacer un cálculo adicional que considere el octanaje necesario para fabricar gasolina premium y regular, en el caso del diésel y turbosina es necesario hacer un cálculo del azufre a hidro-tratar para las fracciones ligeras de diésel de la destilación al vacío y la fracción ligera de diésel de una planta de coquización.

### Octanaje

Este proceso requiere de mejoradores de octanaje, el cual son sustancias que al añadirles a la mezcla de fracciones ligeras y n-butano producen octanajes mayores, debemos recordar que la forma de medir el octanaje (que es un valor relacionado con la resistencia a la autoignición de un combustible a las condiciones utilización en un motor) es a través de correlaciones empíricas que se determinan en un laboratorio, existe la caracterización MON (motor) y la caracterización RON (investigación) , el promedio aritmético entre estos números reflejan el valor publicado (PON) u octanaje real, en el Apéndice B se presenta un ejemplo de dichos mejoradores y en el apéndice C una tabla con los valores más comunes para estos parámetros, y a continuación se presenta la ecuación necesaria para determinar la cantidad de estos mejoradores y además una tabla con los mejoradores de octanaje más utilizados:

*Tabla 2.26 Mejoradores de Octanaje y propiedades*

| Componente | Parámetro de Manufactura |     |     |          |
|------------|--------------------------|-----|-----|----------|
|            | PVR,<br>psi              | RON | MON | Promedio |
| Metanol    | 40                       | 135 | 105 | 120      |
| Etanol     | 11                       | 132 | 106 | 119      |
| TBA        | 6                        | 106 | 89  | 98       |
| MTBE       | 9                        | 118 | 101 | 110      |

|      | Parámetro de Manufactura |       |       |     |
|------|--------------------------|-------|-------|-----|
| ETBE | 4                        | 118   | 102   | 110 |
| TAME | 1.5                      | 111   | 98    | 105 |
| TEL  |                          | 10000 | 13000 |     |

Ecuación 2.12 Balance entre octanajes de productos deseados y productos intermedios

$$B_t ON_t = \sum_{i=1}^n (B_i ON_i)$$

Donde B son barriles y ON el octanaje real, y el subíndice “t” representa el producto deseado e “i” los componentes, esta forma de expresar la relación entre los componentes y el producto final es una reducción de la forma mostrada en las ecuaciones anteriores, donde se hace explícita la fracción de n-butano, esta nueva forma es el principio empleado para casi todas correlaciones empíricas con las propiedades de los productos intermedios y finales y de esta forma se cumplen los requisitos continuos de una refinería.

### Tratamiento y Procesamiento de Gas

El Gas Natural, que sale de las baterías de separación es conducido a instalaciones para su acondicionamiento como productos, el cual consiste en dos etapas similares a las del aceite: el tratamiento y el procesamiento: durante estas etapas se va a eliminar el agua, sólidos restante, los gases ácidos del Gas Natural (H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>); y separar el Gas Natural Licuado (GNL) y sus fracciones como petroquímicos y productos finales (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub> Y C<sub>4</sub>) respectivamente (Abdel Aal, 2003).

Para el diseño de una planta de procesamiento de gas es necesario considerar la importancia económica del fraccionamiento del GNL, las reservas estimadas, los gastos de producción y la composición del gas de alimentación, las condiciones de mercado interno y externos, las condiciones técnicas para el transporte de los productos, factores ambientales y riesgos económicos.

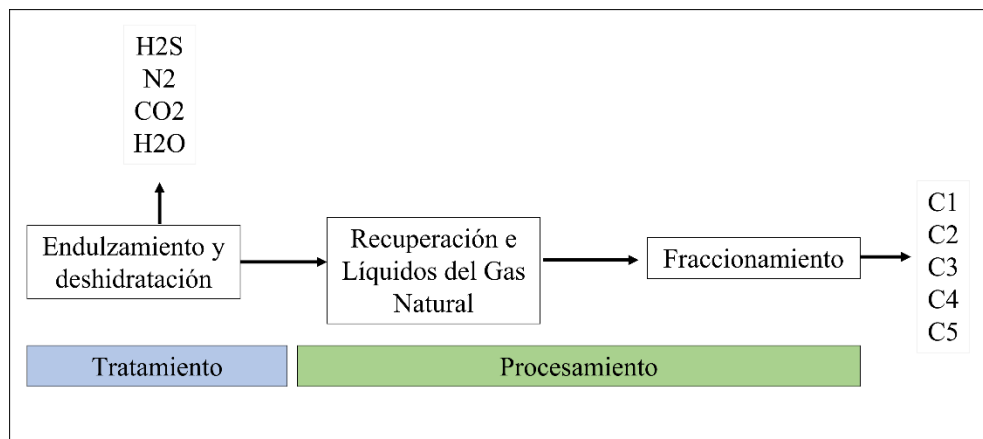


Ilustración 2.43 Tratamiento y Procesamiento de Gas Natural, Elaboración Propia

El Gas Natural tiene como componente principal el metano (C<sub>1</sub>) y una reducción gradual de los hidrocarburos consecuentes ya mencionados, como productos finales son transportados a centros de

distribución de corte industrial, comercial y doméstico, se presenta a continuación una tabla con las especificaciones de calidad para el gas natural procesado.

Tabla 2.27 Especificaciones del gas Natural para su transporte por ducto

| Parámetro                 | Cantidad | Unidad                   |
|---------------------------|----------|--------------------------|
| Contenido total de Azufre | 1296     | mg/100 ft <sup>3</sup>   |
| Oxígeno                   | 0.2%     | % de volumen             |
| Dióxido de Carbono        | 2%       | % de volumen             |
| GNL                       | 0.2      | Gal/1000 ft <sup>3</sup> |
| Agua                      | 7        | Lbs/MMPC                 |
| Poder calorífico          | 1150     | Btu/ft <sup>3</sup>      |

Tres de las especificaciones más importantes para el transporte por ducto de gas natural son referentes al contenido de ácido sulfhídrico debido a los riesgos involucrados al desgaste de las instalaciones debido a este componente, si la presión parcial del CO<sub>2</sub> excede los 15 psi el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono causaran severos problemas de corrosión (Abdel Aal, 2003).

Tres de las especificaciones más importantes para el transporte por ducto de gas natural son referentes al contenido de ácido sulfhídrico debido a los riesgos involucrados al desgaste de las instalaciones debido a este componente, si la presión parcial del CO<sub>2</sub> excede los 15 psi el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono causaran severos problemas de corrosión.

### Recuperación, Separación y Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural

Los líquidos hidrocarburos presentes en los flujos de gas pasan por dos procesos para su manufactura, la recuperación y separación, en la recuperación, a través de agentes separadores (energéticos y masicos), ocurre un cambio de fase, después en la separación se licua parcialmente o se condensan esos líquidos para finalmente convertir estos líquidos en productos finales a través de instalaciones de fraccionamiento.

#### Recuperación y Separación

Como ya se mencionó la recuperación se puede llevar a cabo por agentes masicos o energéticos. Los agentes energéticos son utilizados en un proceso de destilación, donde se reduce la temperatura y así los Líquidos del Gas Natural (LGN) son condensados (fracciones más pesadas) y recuperados:

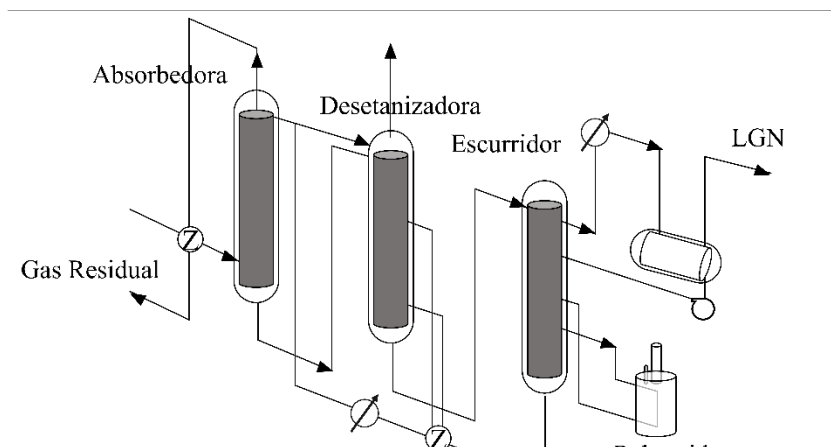
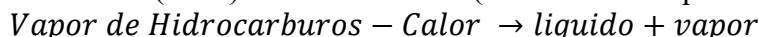


Ilustración 2.44 Recuperación de Líquidos del Gas Natural Por Absorción, Elaboración Propia



La licuefacción parcial es llevada a cabo cuando se desea condensar solo una parte específica de estas fracciones espadas y la licuefacción total cuando se desea condensar todo el flujo de gas.

Los agentes masicos función de forma parecida a la deshidratación, se hace fluir el gas a través de filtros solidos que absorben o adsorben los LGN (Murcia, 1992.).

Para generar este cambio de fases es necesario manipular la fracción de gas y liquido en el flujo de gas (X y Y) a través de la regulación de las condiciones operativas (P y T), en el caso de los agentes masicos las fracciones son las variables para controlar, para los agentes energéticos la presión es controlada y mantenida directamente mientras que la temperatura es reducida, ya sea a través de refrigeración y compresión o criogenización y expansión a través de una turbina o válvula. Los procesos de absorción y adsorción pueden ser complementarios a los procesos térmicos (refrigeración y compresión, y criogenización) para asegurar la recuperación deseada de LGN.

En la sección anterior se analizó el proceso de adsorción, en esta sección analizaremos el proceso de absorción, refrigeración y criogenización, ya que son los más utilizados para recuperar los LGN (Campbell, 1976).

#### Absorción

Este proceso es similar a los mostrados anteriormente, consiste en la absorción y regeneración, mediante un solvente (aceite ligero en rango de ebullición del keroseno) que opera de 400 a 1000 psi a temperatura ambiente o ligeramente menor, el solvente enriquecido es regenerado mediante destilación dónde se obtiene gasolina, C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> y en muy poca cantidad C<sub>2</sub> (poco costeable).

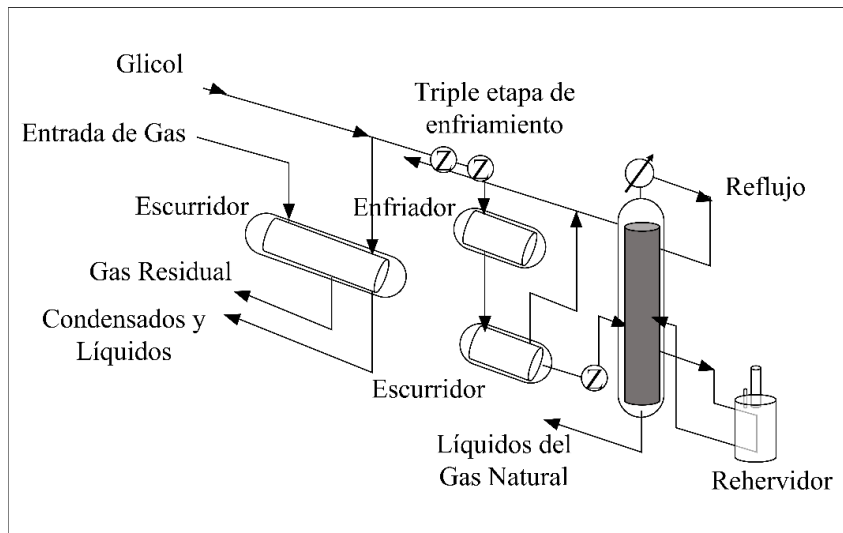
#### Refrigeración

La refrigeración puede llevarse a cabo a través de sistemas de baja energía (0°F a -40°F) y sistemas de alta energía (cascada, -100 °F a -150 °F), en los sistemas de alta energía la recuperación se hace a varias temperaturas, permitiendo separar las fracciones, también la recuperación de etano es alta C<sub>2</sub>, en los dos casos los refrigerantes no son tóxicos ni corrosivos, también es necesario mencionar que este proceso puede tener el objetivo de controlar el punto de rocío de la mezcla de hidrocarburos bajándola entre 6° C a 10 °C por debajo del punto de rocío requerido; o priorizar la recuperación de líquidos donde se evita condensar las fracciones no vendibles de la mezcla (metano) (Abdel Aal, 2003).

La presión óptima debe reducir el costo de operación, altas presiones mejoran la condensación (400 a 6000 psi) y finalmente la presión de separación obedece la presión requerida para la venta con el objeto de evitar volver a comprimir el gas. La temperatura, por otro lado, será regulada para cada tipo de producto:

- Si se requiere vender “crudo” se mantiene entre 0 °C y 5 °C.
- Si el componente más ligero es el propano se mantiene entre -30 °C a -18 °C

- Por debajo de los  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$  se recupera etano (criogénico).



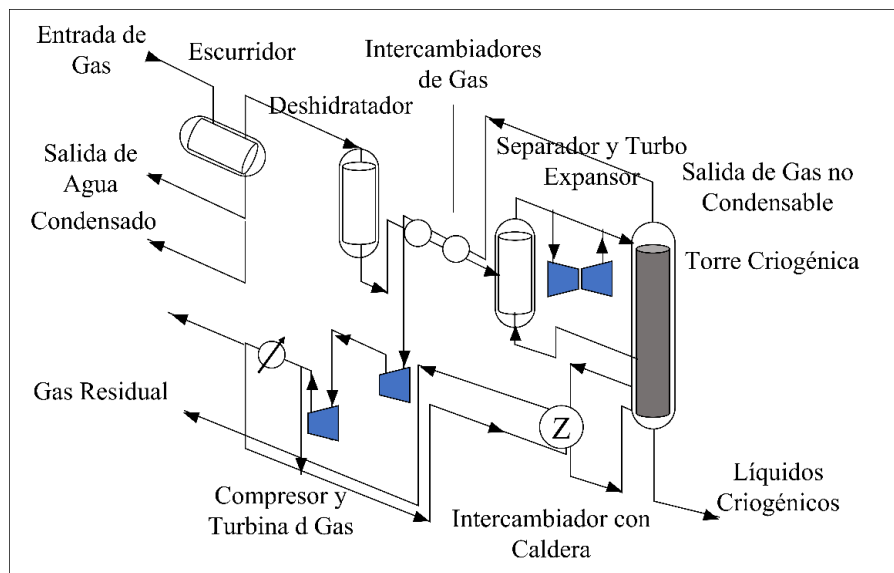
*Ilustración 2.45 Recuperación de LGN mediante Refrigeración, Elaboración Propia*

### Criogenización

A través de la expansión criogénica (auto refrigeración) se pueden utilizar dos técnicas muy eficientes:

- Un turbo expansor, donde se aprovecha la entalpía del gas (aproximación de un proceso isentrópico, sin intercambio de calor).
- Una válvula que genera un proceso isoentálpico (P y T constantes).

Las temperaturas que alcanza el turbo expansor son menores a las temperaturas de la válvula. Se presentan a continuación diagramas generales de una planta de recuperación convencional, una planta de condensación/demetanización y una planta criogénica.



*Ilustración 2.46 Recuperación de Líquidos por Criogenización, Elaboración Propia*

### Fraccionamiento (Destilación)

El fraccionamiento tiene varios objetivos operativos, regular el consumo de combustible del proceso, controlar las impurezas en los productos y producir petrolíferos dentro de las especificaciones del mercado, en el caso de la destilación se aprovechan las propiedades de las fracciones que presentan diferencias, para separarlas. Se debe tomar en cuenta la cantidad de materia y el comportamiento químico (corrosivo) al cambiar la magnitud de estas propiedades, una forma de medir estas diferencias es a través del factor de separación:

$$SF = \frac{(C_A / C_B)_{SUPERIOR}}{(C_A / C_B)_{INFERIOR}}$$

C es la concentración, ahora, considerando los siguientes puntos de ebullición:

Tabla 2.28 Puntos de Ebullición de las Fracciones del Gas Natural

| Componente | Punto de Ebullición °F |
|------------|------------------------|
| Etano      | -128                   |
| Propano    | -44                    |
| i-Butano   | 11                     |
| n-Butano   | 31                     |
| Pentano +  | 82-250                 |

Si quisiéramos separar una mezcla de LGN y decidir al propano plus como el producto de fondo y etano el producto de la cima, el valor de SF sería mayor a 1 para lograr concentrar etano en la cima y propano en la base gracias a la alta diferencia entre sus puntos de ebullición, una separación difícil como esta conlleva una mayor cantidad de bandejas de destilación, mayor tasa de reflujo y tamaño de bomba y mayor requerimiento calorífico (Abdel-Aal H.K., 1992).

La tasa de reflujo controla la cantidad fracciones pesadas en la cima de la torre, si aumentas el reflujo disminuye la cantidad de fracciones pesadas, una torre de condensado total produce líquidos (depropanizadora y debutanizadora), una torre de condensado parcial produce vapor (deetanizadora), por su parte la presión de operación en la cima de la torre se ajusta partir del medio de condensación, no afecta mucho en la calidad de los productos. La temperatura de fondo regula la cantidad de componentes ligeros en el fondo y se ajusta con la caldera o reboiler.

#### Clasificación

Una planta demetanizadora, como su nombre lo indica, remueve el metano a un flujo de gas, por lo que su entrada debería contener fracciones ligeras de metano y etano ( $C_1$  y  $C_2$ ), el metano sale por la parte superior y el etano por la parte inferior.

Ahora, una planta Deetanizadora es alimentada con LGN, remueve una fracción de etano y metano ( $C_2$  y  $C_1$ ) por la parte superior y una mezcla de propano plus ( $C_3+$ ) sale por el fondo, una planta Depropanizadora es alimentada con esta mezcla ( $C_3+$ ), de donde se remueve el propano por la parte superior y por el fondo sale butano plus ( $C_4+$ ), una planta debutanizadora remueve los butanos (iso + n) por la parte superior y por el fondo salen gasolina o pentanos plus ( $C_5+$ ), finalmente una planta deisobutanizadora la cual separa el iso-butano del butano (Rossi, 1977).

Los diferentes tipos de destilación son:

- Por número de componentes (binario o multicomponente)
- Tipo de separación (equilibrio, diferencial o continuo)
- Número de etapas (etapa única, multietapa)
- Tipo de proceso (por bache u operación continua)
- Condiciones de operación (p. atmosférica, presión baja, al vacío y con vapor)

Se muestra un esquema de las diferentes operaciones para la separación de los componentes hidrocarburos.

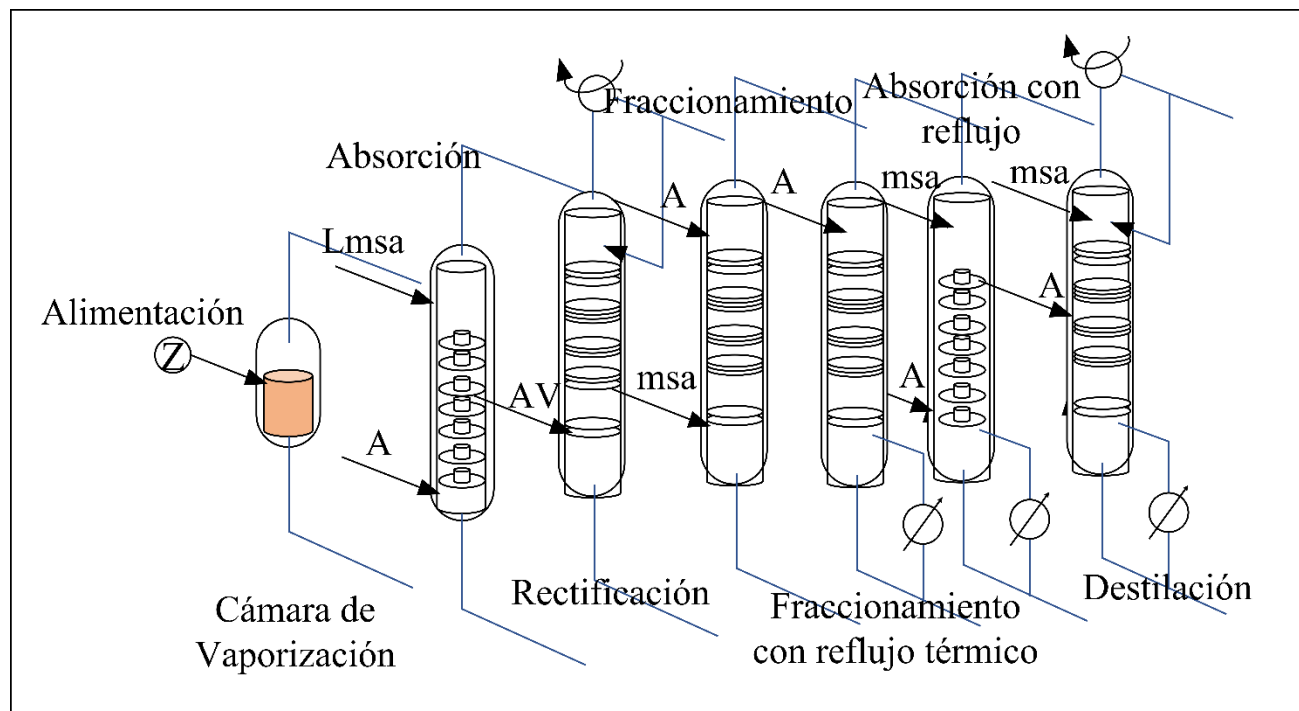


Ilustración 2.47 Tipos de Separación de Hidrocarburos, Elaboración Propia

Para comprobar que una separación específica entre dos componentes es posible técnicamente hablando (número de bandejas y altura de la torre de destilación) se emplea el siguiente razonamiento heurístico:

La primera regla para encontrar la secuencia correcta de destilación dicta que el número de columnas necesarias será igual al número de componentes de la mezcla menos 1:

$$\text{No. de columnas} = \text{No. de Componentes} - 1$$

Y la cantidad de secuencias \$S\$ está dada por la siguiente relación con el número de componentes \$C\$:

$$S = \frac{[2(C - 1)]!}{C! (C - 1)!}$$

Se enlistan a continuación las otras 4 reglas heurísticas para decidir el número de colimas y secuencias en un proceso de destilación:

1. Separar el componente más abundante cuanto antes
2. Las separaciones difíciles dejarlas al final del proceso

3. Cerciorarse que la secuencia de destilación termine en los componentes más valiosos por la parte superior de la torre
4. Las secuencias que separen componentes por extremos de la columna son favorables
5. Evitar cambios de temperatura bidireccionales

Por ejemplo, si quisiéramos obtener propileno y etileno en un proceso de destilación que recibe GNL, a través de una planta de craqueo catalítico, debido a la cercanía en los puntos de ebullición se dejan hasta el final las secuencias para el propano y el propileno; y el etano y el etileno (Arnold, 1989). El etileno y propileno siempre deben salir por la parte superior (destilados), también, la primera columna debe ser una demetanizadora, gracias a que removiendo el metano se remueven también componentes volátiles, hidrógeno (18%) y metano (15%). Se muestra un diagrama general de este procedimiento:

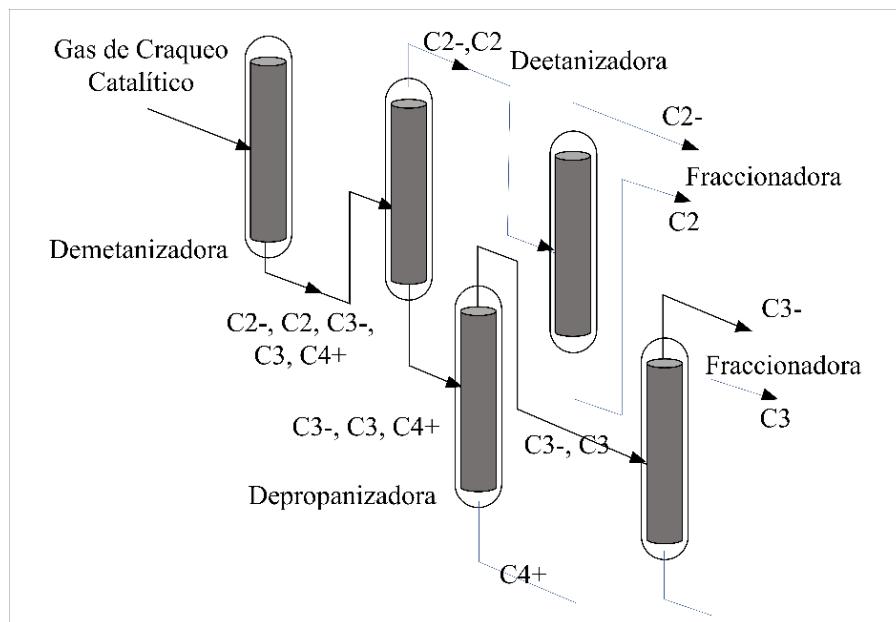


Ilustración 2.48 Fraccionamiento del gas, Elaboración Propia

### Tratamiento o Endulzamiento

Se mencionan a continuación los diferentes métodos en orden de utilización e importancia para endulzar el gas natural, se estima que existen alrededor de 300 métodos:

- **Camas sólidas de absorción:** para concentraciones bajas de azufre se utiliza esponjas de hierro, mallas moleculares y óxido de zinc.
- **Solventes:** la monoetanol amina (MEA), dietanol amina (DEA) Diglicol amina (DGA) diisopropanol amina (DIPA) y carbonato de potasio caliente son solventes utilizados para remover grandes cantidades de azufre mediante un proceso de regeneración; y el Selexol, Rectisol, Purisol y solventes provenientes del Flúor son utilizados para remover físicamente dióxido de carbono CO<sub>2</sub>.
- **Oxidadores directos:** son utilizados para eliminar emisiones de H<sub>2</sub>S.
- **Membranas:** para altos contenidos de CO<sub>2</sub>.

Se muestra a continuación un diagrama de estos métodos (procesos comerciales), clasificados en líquidos y sólidos el primero para altos contenidos de azufre y el segundo para bajos contenidos.

La selección del método depende de las condiciones geológicas del gas (sus impurezas, su caudal y condiciones de presión y temperatura, presencia de aromáticos pesados, localización del pozo, etc.) condiciones económicas y ambientales. En el Apéndice C se muestra una metodología grafica basada en la relación entre concentración acida de salida y entrada (Gary, 1921).

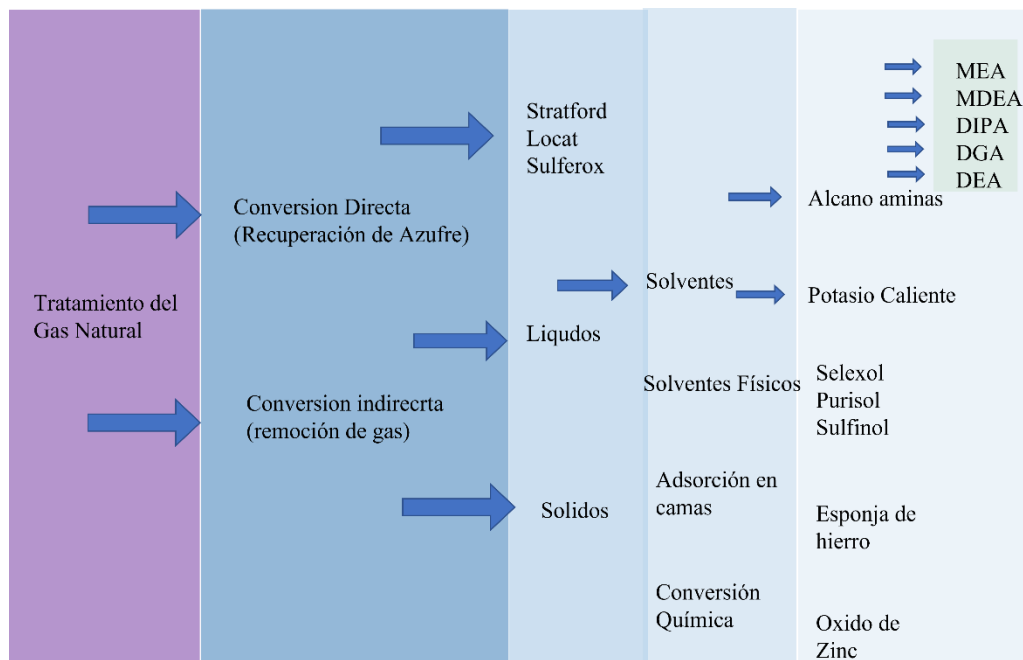
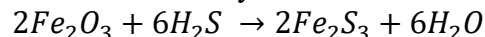


Ilustración 2.49 Métodos para el Tratamiento del Gas Natural, Elaboración propia.

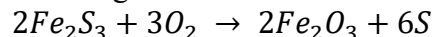
### Procesos por Baches o Filtros

#### Esponja de Hierro

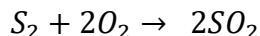
La absorción con esponja es el método más utilizado de estos procesos, aplica para bajas concentraciones de ácido sulfhídrico (300 ppm) operando a presiones moderadas (50 – 500 psig), el gas de entrada es alimentado en la parte superior de un reactor lleno de óxido de hierro hidratado y corcho (Campbell, 1976). Se presenta la reacción química del proceso, donde se obtiene sulfato férrico, la cual requiere un pH alcalino entre 8 a 10 con inyección controlada de agua:



La regeneración de la cama de hierro es regenerada a través de oxidación controlada:



Parte de azufre se aglomera en las esponjas por lo cual se debe inyectar lentamente oxígeno para oxidar el azufre, las esponjas deben ser cambiadas cada 10 ciclos de regeneración:



El proceso es continuo, bajas cantidades de aire y oxígeno para acelerar la oxidación, se presenta un diagrama del proceso, en una cámara sucede el proceso de oxidación y en otra el proceso de regeneración:

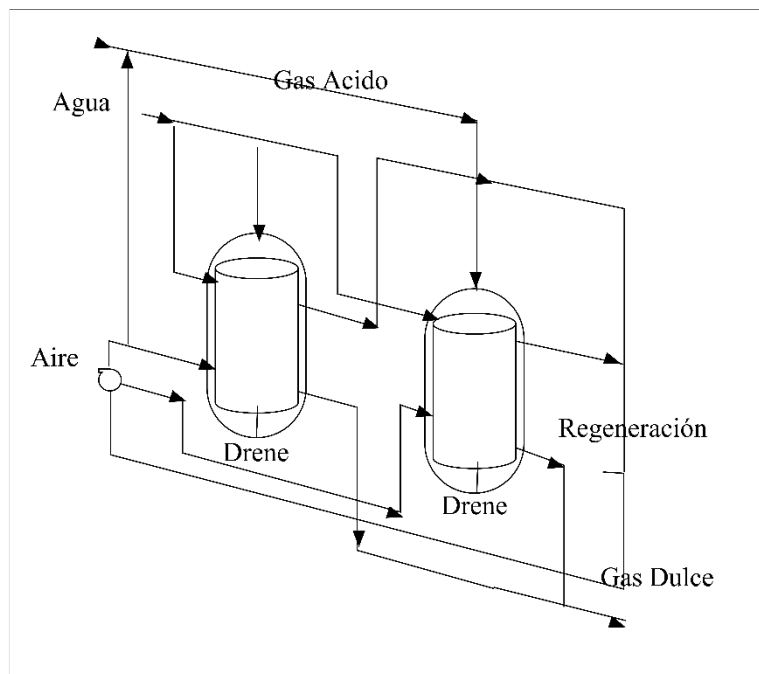
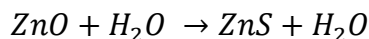


Ilustración 2.50 Deshidratación con Esponja de Hierro, Elaboración Propia.

### Óxido de Zinc

El óxido de zinc puede ser utilizado en vez del óxido de hierro, este proceso remueve el COS, CS<sub>2</sub> y los mercaptanos, este método es más eficiente alcanzando niveles de 1 ppm a temperaturas de 300 °C:



Un inconveniente de este método es que el óxido de zinc no puede ser regenerado in situ debido a que la superficie activa disminuye por sinterización, generando una gran cantidad de sólidos resultando en un proceso con caídas altas de presión.

### Maya Molecular

Las mayas moleculares son silicatos, aluminio y sodio cristalinos con áreas grandes de contacto y poros pequeños donde quedan atrapadas las moléculas de ácido sulfhídrico, poseen cargas polares de alta energía en la superficie que actúan como zonas de adsorción para moléculas polares, el gas tratado termina con una concentración de 4 ppm.

Las mayas moleculares tienen 4 zonas principales:

1. **Zona de equilibrio (agua):** gracias a que el agua es un componente polar desplaza cualquier molécula con azufre.
2. **Zona de Intercambio:** en esta zona el agua sigue desplazando al azufre el cual comienza a ser adsorbido y se genera un perfil de concentración, este perfil decae conforme se avanza a través de la maya.
3. **Zona de equilibrio (azufre):** en esta zona se presenta la concentración más grande de azufre.
4. **Zona de transferencia de masa:** en esta zona la maya ha terminado y se presentan componentes de azufre en esta zona cuando es necesaria la regeneración.

Se muestra a continuación un diagrama de estas cuatro zonas de la maya:

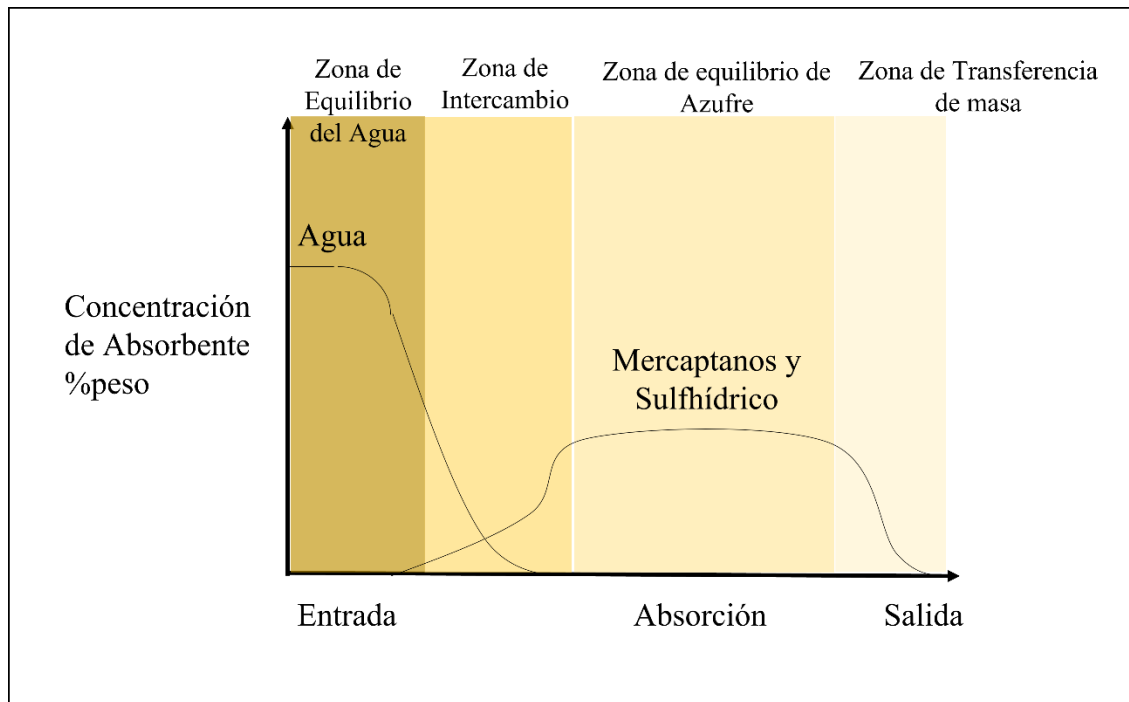
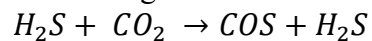


Ilustración 2.51 Zonas de una cama de absorción, Elaboración propia

La reacción catalítica producida es la siguiente:



Los alcanos, aromáticos y glicoles absorbidos por la maya pueden contaminarla, este proceso necesita 2 mayas, mientras una de las mayas está en operación la otra pasa por un proceso de regeneración el cual consiste en hacer fluir gas tratado a altas temperaturas (400 – 600 °F) por un periodo aproximado de una hora y media, conforme la maya se calienta el azufre adsorbido se desprende y es enviado a un quemador elevado ya sea después del proceso o después de un proceso de regeneración de amina, también se puede dirigir a una planta de recuperación de azufre, se presenta un diagrama general de un sistema de mayas moleculares (Abdel Aal, 2003).



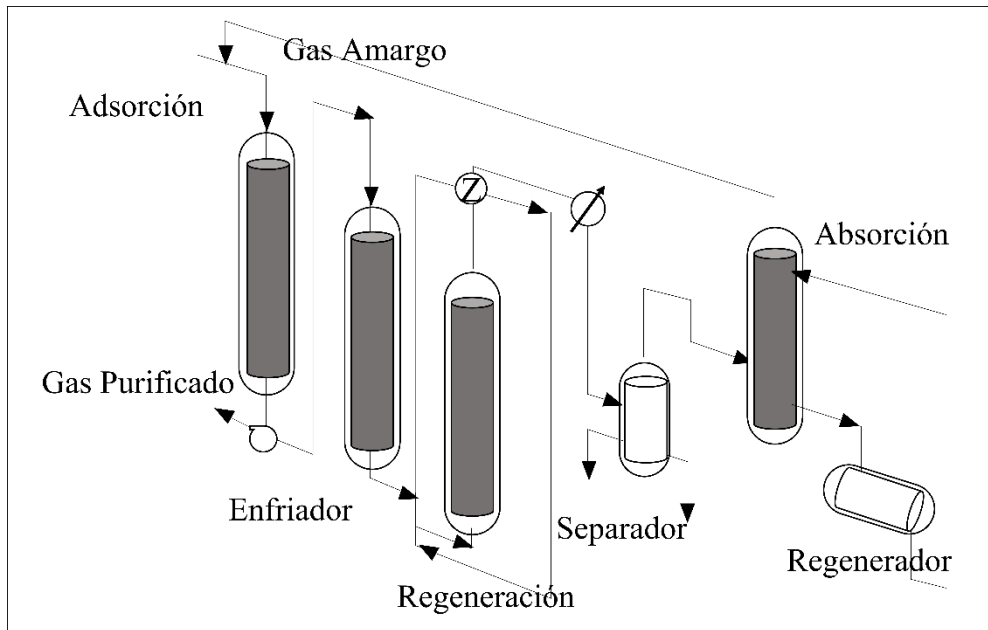


Ilustración 2.52 Endulzamiento de Gas Natural con Mayas Moleculares, Elaboración Propia

### Procesos en Fase Líquida

Estos son los procesos más utilizados en la industria, los cuales sirven para remover  $H_2S$  y el  $CO_2$  en un proceso regenerativo (cambios de presión y temperatura) a través de solventes que adsorben de forma química o física los contaminantes mencionados (Abdel-Aal H.K., 1992).

#### Proceso de Amina

El agente químico más utilizado en para estos procesos de endulzamiento son alcano aminas ya que tienen bajos costos y flexibilidad de operación (Abdel Aal, 2003). El gas ácido es alimentado en un escurridor para separar el agua y los líquidos hidrocarburos, después entra en la parte inferior a una torre de absorción (se utilizan bandejas para flujos elevados y cámaras para flujos menores), y la amina pobre (pobre en contenido de contaminantes) entra por la parte superior, en el transcurso hacia abajo la amina se encuentra con el gas ácido y donde sucede el proceso de absorción, la amina sale por la parte inferior de la torre convertida en amina rica y el gas por la parte superior convertido en gas dulce; la amina es transportada a presión, filtrada y llevada a una torre de regeneración en la cual, mediante vapor de agua son removidos los contaminantes, convirtiendo la amina rica en pobre, dejándola lista para volver a ser inyectada en la torre de absorción, se presenta un diagrama general del proceso de absorción por amina.

Se presenta a continuación una descripción de los diferentes tipos de aminas utilizadas en este proceso (Abdel Aal, 2003):

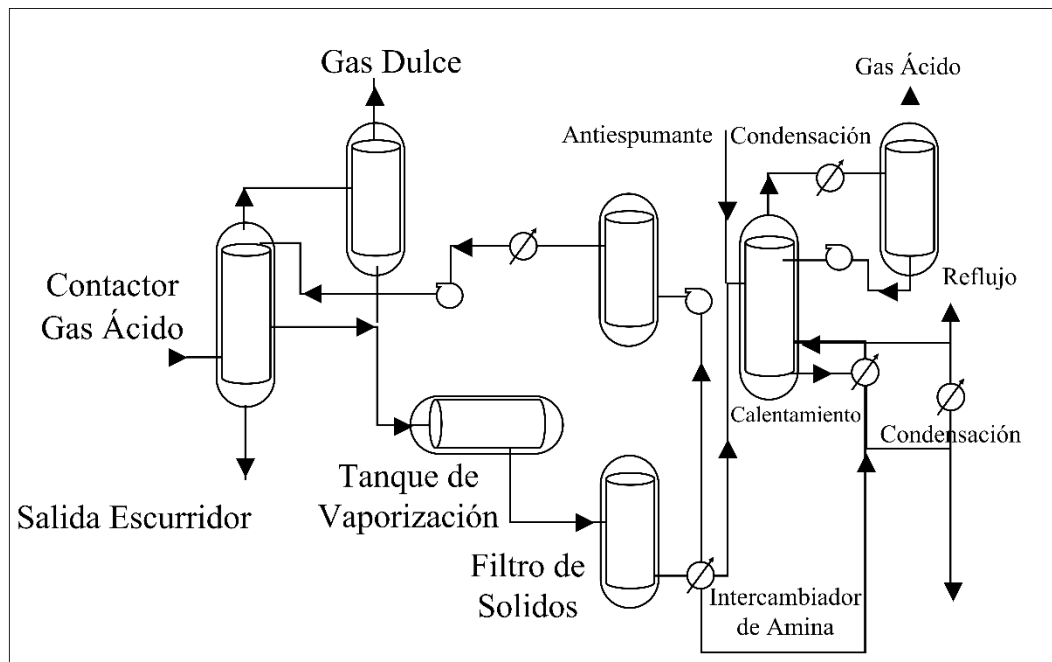
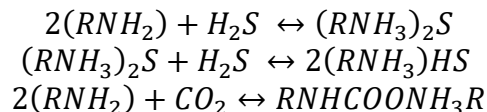
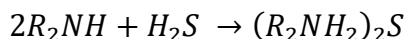


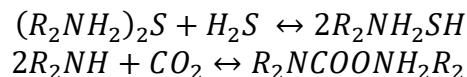
Ilustración 2.53 Endulzamiento de Amina, Elaboración Propia

- Monoetanol Amina (MEA):** Es una amina primaria, estas aminas reaccionan fuertemente con los ácidos sin embargo gracias a los enlaces tan estables que generan con este es difícil llevar a cabo el proceso de regeneración, esta amina es capaz de generar gas natural con condiciones para ser transportado por ductos, reacciona de forma no selectiva con el  $H_2S$  y  $CO_2$ , produce corrosión, espuma y reacciona de forma irreversible con el sulfuro de carbonilo ( $COS$ ) y con el disulfuro de carbono ( $CS_2$ ) generando sólidos en la solución y pérdida de producto. Es utilizado en solución de entre 15 y 20% de MEA en agua, con una capacidad de 0.3 a 0.4 mol de ácido por 1 mol de MEA y la tasa de circulación es de entre 2 a 3 moles de MEA por mol de  $H_2S$ . La cantidad de bandejas en la torre pueden variar entre 15 a 25, cada una con 35% de eficiencia, se presenta la reacción química entre los contaminantes y la amina, esta reacción es revertida en las torres de regeneración.



- Dietanol Amina (DEA):** Es un producto muy utilizado para endulzar el Gas Natural ya que es menos reactivo y corrosivo que el MEA, su reacción con el  $COS$  y  $CS_2$  puede ser regenerada, con presión de vapor y punto de ebullición bajos, lo que lo vuelve más fácil de operar. Este producto es utilizado en una proporción de 35% y puede ser utilizado a una tasa de 0.65 moles de Gas Amargo por mol de DEA gracias a que genera menos corrosión, se presenta la reacción principal en la torre de absorción donde  $R = C_4H_9OH$ :

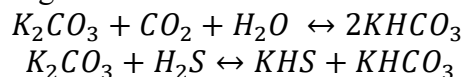




- Metildietanol Amina (MDEA):** Se utiliza desde un 20 % a 50% del porcentaje de la solución y una relación molar de 0.7 a 0.8 mol de ácido por mol de amina, en presencia del oxido la MDEA genera ácidos corrosivos que provocan sulfato de hierro, tiene alta selectividad por el H<sub>2</sub>S la cual puede aumentar si se aumenta el tiempo de residencia por bandeja y se aumenta la temperatura de la torre.

Proceso de Carbonato de Potasio Caliente

El carbonato de potasio (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) remueve el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico, también se puede remover de forma reversiblemente el COS y CS, cuando la presión de operación está en un rango entre 30 a 90 psi sucede la siguiente reacción:



Esta reacción solo sucede en condiciones de presión y temperatura altas, así mismo necesita un proceso de mayas moleculares y la presencia de CO<sub>2</sub>, se presenta el diagrama general del proceso.

Se presenta una tabla comparativa de los solventes de amina (Nelson, 1958):

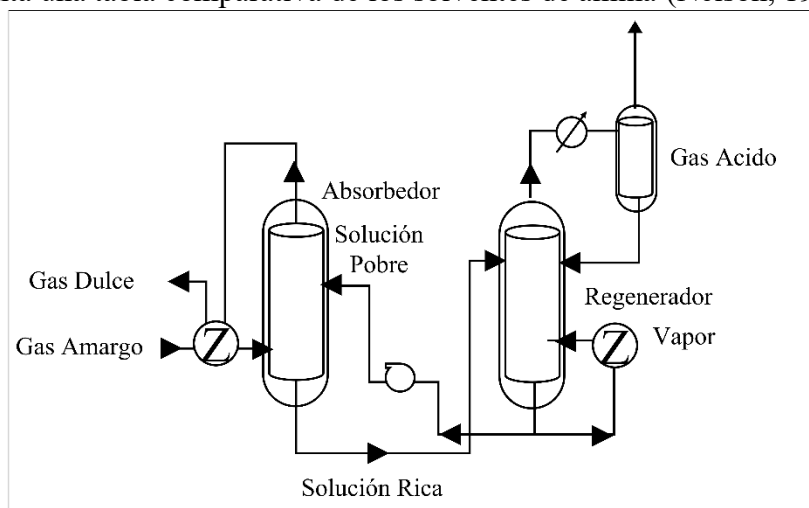


Ilustración 2.54 Proceso de Carbón Caliente, Elaboración propia

Tabla 2.29 Propiedades de las diferentes aminas

| Solvente                           | MEA              | DEA               | DIPA              | DGA   | MDEA                             |
|------------------------------------|------------------|-------------------|-------------------|---|----------------------------------|
| Formula                            | RNH <sub>2</sub> | R <sub>2</sub> NH | R <sub>2</sub> NH | RO(CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> NH <sub>2</sub> | R <sub>2</sub> CH <sub>3</sub> N |
| Peso molecular                     | 61               | 105               | 133               | 105   | 119                              |
| Tipo de Amina                      | Primaria         | Secundaria        | Secundaria        | Primaria  | Terciaria                        |
| Presión de Vapor                   |                  |                   |                   |   |                                  |
| Punto de Congelación               | 15               | 20                | 16                | -40   | -25                              |
| Concentración de la solución %peso | 15 – 20          | 20 – 35           | 30 – 40           | 45 – 65   | 40 – 55                          |
| Descarga Mol Gas/Mol               | 0.35             | 0.5               | 0.7               | 0.3   | 0.4                              |
| Circulación gal/mol AG             | 100 - 165        | 60 – 125          |                   | 50 – 75   | 65 – 110                         |
| Flujo de Vapor lb/gal              | 1 – 1.2          | 0.9 – 1.1         |                   | 1.1 – 1.3   | 0.9 – 1.1                        |
| Temperatura de Rehervidor (°F)     | 240              | 245               | 255               | 260   | 265                              |
| Calor de Reacción (BTU/lb de gas)  | 620              | 550               |                   | 675   | 500                              |
| CO <sub>2</sub>                    | 660              | 630               | 0                 | 850   | 600                              |

Solventes Físicos

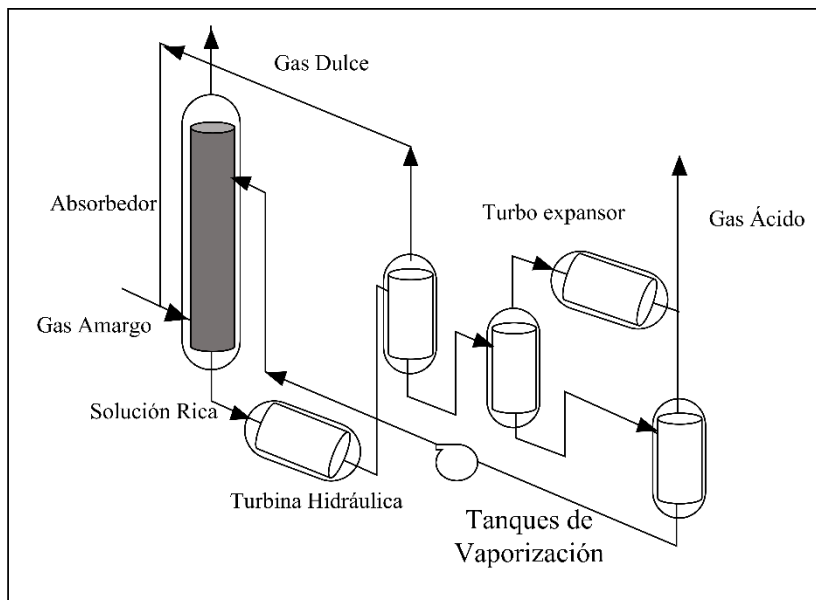
Se utilizan solventes orgánicos para absorber el H<sub>2</sub>S (preferentemente) y el CO<sub>2</sub> a altas presiones y bajas temperaturas, la regeneración se realiza liberando la presión, aplicando la ley de Henry (Abdel Aal, 2003):

Ecuación 2.13 Ley de Henry

$$X_i = \frac{Y_i}{H} P$$

Donde X<sub>i</sub> es la fracción del gas ácido absorbido por el líquido que es proporcional a la fracción mol del gas Y<sub>i</sub> y la presión P, inversamente proporcional a la constante de Henry para una temperatura dada H.

- Proceso de Flúor: este proceso remueve todas las impurezas ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{C}_2$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{CS}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) en un solo paso, a través de 3 cámaras, en la primera se encuentran los hidrocarburos los cuales son comprimidos y reciclados, en la segunda contiene una turbina de expansión y la tercera cámara contiene los gases ácidos, este proceso remueve el  $\text{CO}_2$  hasta un 3%, se muestra a continuación un diagrama general del proceso.



*Ilustración 2.55 proceso de Flúor, Elaboración propia*

- Proceso con Selexol: Este proceso utiliza una mezcla de grupos dimetil eter provenientes de glicoles de propileno como solventes, el gas amargo se inyecta en la parte inferior de una torre de absorción a 1000 psia el solvente rico en contaminantes es enviado a una cámara de despresurización (200 psia) donde se remueve el metano hacia una cámara atmosférica y es reintegrado a la torre de regeneración, después, el solvente es extraído para ser regenerado. Este proceso es utilizado cuando el gas ácido tiene una presión parcial alta y no hay presencia de hidrocarburos pesados, se presenta un diagrama general del proceso:

- Proceso de Sulfinol: Este proceso utiliza un solvente (Sulfinol) compuesto por 40% sulfolano ( tetrahidrotiofeno 1-1 dióxido) 40% di-isopropanol amina y 20% agua, es un método para mejorar la selectividad de la amina mediante la adición de un solvente físico.

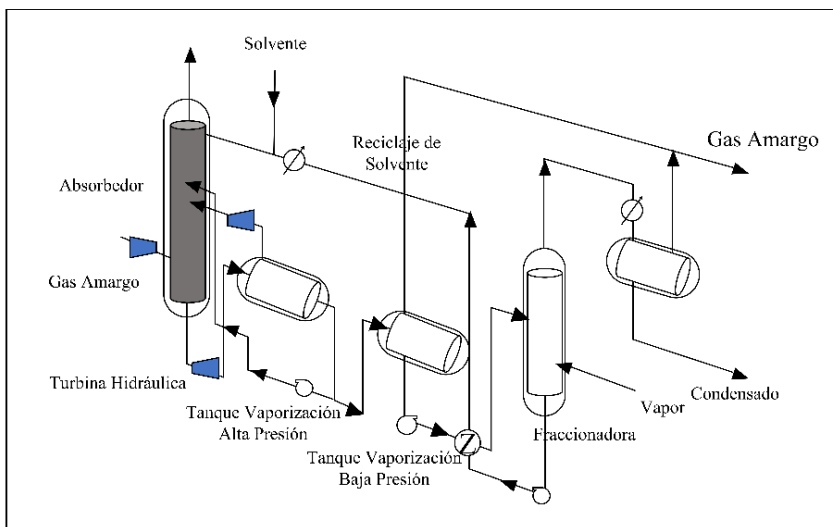


Ilustración 2.56 proceso Selexol, Elaboración Propia

El sulfolano es un solvente muy eficiente para los compuestos de azufre ( $H_2S$ ,  $COS$  y  $CS_2$ ), este solvente se utiliza para relaciones de  $H_2S$  Y  $CO_2$  mayores a 1:1 alcanzando descargas de 1.5 moles de ácido por mol de sulfinol, El diagrama de este proceso es casi idéntico al anterior solo que se añade un ciclo de reflujo en la torre absolvedora.

Se presenta una tabla comparativa de los diferentes solventes físicos:

Tabla 2.30 Comparación de los Solventes Físicos

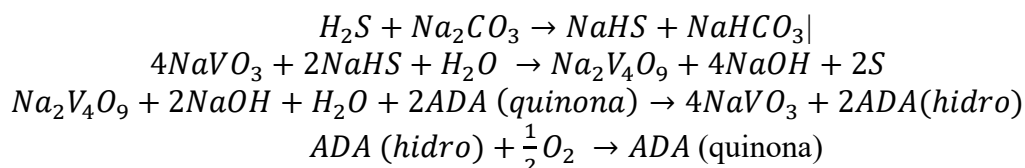
| Proceso           | Flúor     | Purisol             | Selexol                 |
|-------------------|-----------|---------------------|-------------------------|
| Solvente          | Propileno | n-Metil Pirrolidina | Di etileno Dimetil Éter |
| Pesos moleculares | 102.09    | 99.13               | 134.17                  |
| Congelamiento     | -56       | -12                 | -83                     |
| Ebullición        | 467       | 396                 | 324                     |
| Solubilidad       |           |                     |                         |
| $H_2S$            | 13.3      | 43.3                | 25.5                    |
| $CO_2$            | 3.3       | 3.8                 | 3.6                     |
| $COS$             | 6         | 10.6                | 9.8                     |
| $C_3$             | 2.1       | 3.5                 | 4.6                     |

### Procesos de Conversión Directa

Estos procesos funcionan a través de la absorción del H<sub>2</sub>S mediante una solución alcalina que contiene oxidantes para generar sulfuros, la solución es regenerada con aire en una cámara de flotación, se enlistan los diferentes tipos de endulzamiento por conversión directa (Thomas, 1970):

#### Proceso Stretford

Este proceso utiliza una solución de carbonato de sodio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), metavanadato de sodio (Na<sub>2</sub>VO<sub>3</sub>) y antraquinona ácido disulfónico (ADA) para remover el H<sub>2</sub>S y la reacción ocurre en 4 pasos:



El gas natural entra en la parte inferior de la torre de absorción y los solventes son inyectados en la parte superior. Puede tratar gas natural con bajas concentraciones de azufre, convirtiéndolo en sólidos finos o espumas, el ADA es utilizado para acarrear el oxígeno de vuelta al Oxidador, en el

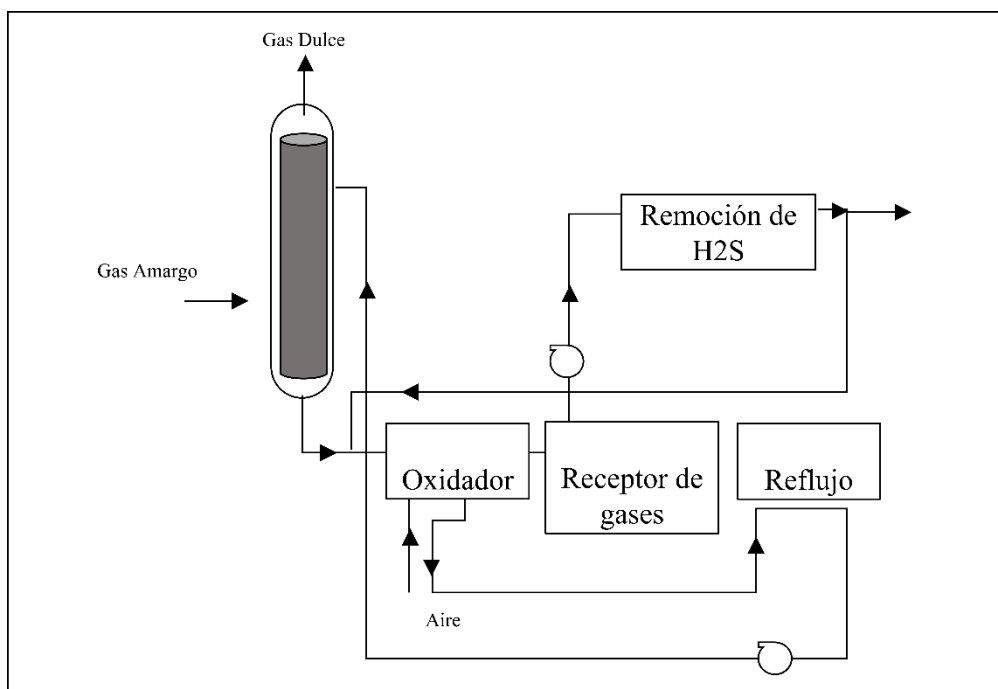
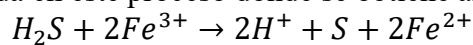


Ilustración 2.57 proceso Stretford, Elaboración Propia

proceso de regeneración se oxida nuevamente mediante la adición de aire, se muestra un diagrama general del proceso Stretford:

#### Proceso LOCAT

Este proceso utiliza una cantidad mínima de solución de quelatos de hierro, este agente quelante se pierde por reacciones secundarias y con el azufre precipitado, se presenta un diagrama general del proceso y la reacción involucrada en este proceso donde se obtiene azufre elemental:



Y la reacción de regeneración para el hierro mediante la inyección de aire:

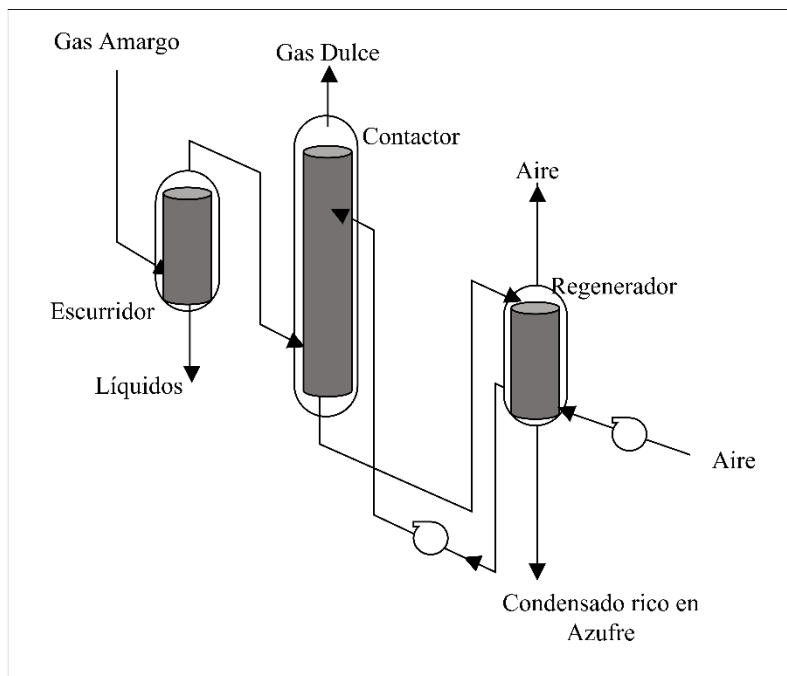
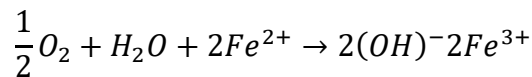


Ilustración 2.58 Proceso Locat, Elaboración Propia

### Proceso con Membrana

A través de una permeabilidad selectiva, membranas poliméricas separan los gases, disolviéndolos en la superficie de contacto (Campbell, 1976), permeándolos a lo largo del gradiente de presión parcial a través de la pared de la membrana, la tasa de permeo está dada por la siguiente expresión:

Ecuación 2.14 Taza de Permeo

$$q = \frac{PM}{t} A_M \Delta P_p$$

Donde PM es la permeabilidad de la membrana,  $A_m$  y  $t$  son el área y el grosor de la membrana y  $\Delta P_p$  el gradiente de la presión parcial del gas a través de la membrana.

El principio fundamental de este proceso es hacer fluir el gas amargo por uno de los extremos de la membrana para que fluya y al final de la membrana salga gas dulce. Existen dos configuraciones usuales para estos equipos:

- **Espiral:** consiste en 4 capas de membranas alrededor de un tubo ranura recolector, envuelto en un armazón metálico, el gas pasa por fuera del tubo y el gas ácido permea perpendicularmente hacia la membrana y llega al tubo.
- **Fibra Hueca:** Un cumulo de fibras permeables muy pequeñas al centro de una cámara son expuestas al flujo del gas amargo y las fibras atrapan el gas ácido y lo drenan por la parte inferior de la cámara, el gas dulce sale por parte superior. Se requiere un área de contacto a



la siguiente razón:  $3000 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ , es necesario mantener la presión alta para asegurar alta permeación.

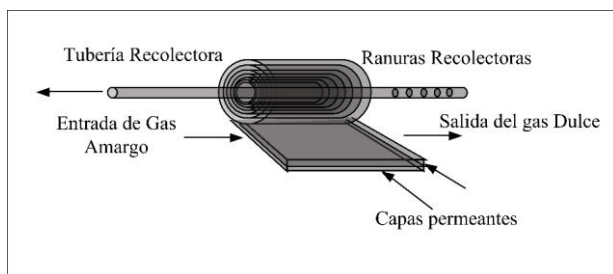


Ilustración 2.59 Membrana en Espiral, Elaboración propia

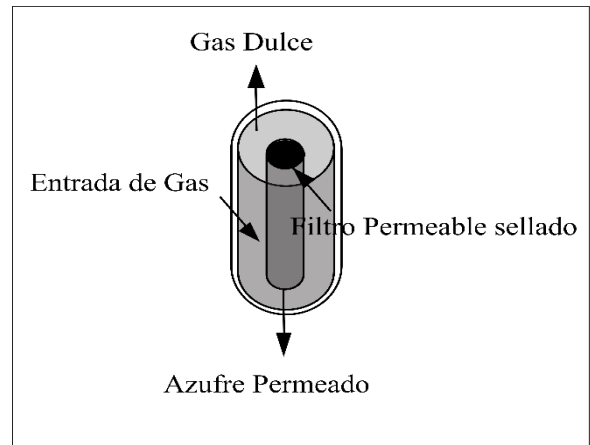


Ilustración 2.60 Filtro Hueco, Elaboración Propia

Se presentan las diferentes permeabilidades de los gases para las membranas:

Tabla 2.31 Permeabilidades de los gases para diferentes membranas y materiales

| Material        | Temperatura °C | He   | H2   | CH4   | CO2  | O2    | N2    |
|-----------------|----------------|------|------|-------|------|-------|-------|
| Goma de Silicón | 25             | 300  | 550  | 800   | 2700 | 500   | 250   |
| Goma Natural    | 25             | 31   | 49   | 30    | 131  | 24    | 8.1   |
| Policarbonato   | 25 – 30        | 15   | 12   |       | 5.6  | 1.4   |       |
| Nylon 66        | 25             | 1    |      |       | 0.17 | 0.034 | 0.008 |
| Polyester       |                |      | 1.65 | 0.035 | 0.31 |       | 0.031 |
| Combinación     | 25             |      | 210  |       | 970  | 160   | 70    |
| Teflón          | 30             | 62   |      | 1.4   |      |       | 2.5   |
| Etil Celulosa   | 30             | 35.7 | 49.2 | 7.47  | 47.5 | 11.2  | 3.29  |
| Poliestireno    | 30             | 40.8 | 56   | 2.72  | 23.3 | 7.47  | 2.55  |

La eficiencia de estos filtros puede mejorar al añadir un gas inerte a la entrada o utilizando aminas para hacerlas reaccionar con el gas ácido.

El diseño de las etapas de membranas puede ir en serie o paralelo según sea el requerimiento de calidad necesario, una sola etapa de membranas puede reducir hasta un 50% el contenido de agua (Campbell, 1976).

### Deshidratación del Gas

Este proceso consiste en remover el vapor de agua dentro del Gas Natural para reducir su “punto de rocío” definido como la temperatura a la cual el vapor de agua se condensa en el flujo de gas natural, el agua es el contaminante más común en el gas natural volviendo a este proceso muy importante para el procesamiento de los hidrocarburos, por este motivo los contratos de compraventa

y en las operaciones de transferencia de custodia de hidrocarburos es necesario especificar los niveles máximos de vapor de agua o los puntos de ebullición (Arnold, 1989).

Existen 3 razones para deshidratar el gas:

1. Prevenir y eliminar la formación de Hidratos de Metano, sólidos formados por moléculas de metano (10%) envueltas en estructuras cristalinas de agua (hielo, 90%) en codos, orificios, válvulas o secciones donde el flujo no sea lineal y estable, cuando hay un contenido alto de agua, bajas temperaturas y altas presiones.
2. Prevenir y evitar corrosión de los equipos y tuberías, gracias a la disolución del ácido en el agua, especialmente para el acero con carbón.
3. Requerimientos del mercado, comenzando con los requerimientos de calidad para las instalaciones de transporte, después las de tratamiento y procesamiento; y finalmente distribución y comercialización.

### **Predicción de Formación de Hidratos de Metano**

Estos métodos presentados a continuación están enfocados encontrar la cantidad de agua para saturar cierto volumen de gas natural, y las condiciones de presión y temperatura de operación donde surjan formación de hidratos, existen Métodos de Aproximación y Analíticos (Mc Ketta, 1992).

Método de Aproximación

- Determinación de presión o temperatura de formación de hidratos de metano:

1. Calcular el peso molecular del gas promedio  $M_G$
2. Calcular la gravedad específica del gas  $\gamma_G$

*Ecuación 2.15 Cálculo el peso Molecular*

$$\gamma_G = \frac{M_G}{M_{AIRE}}$$

3. Da la temperatura o la presión del gas se estima la presión o la temperatura de formación respectivamente, a través de la siguiente gráfica:

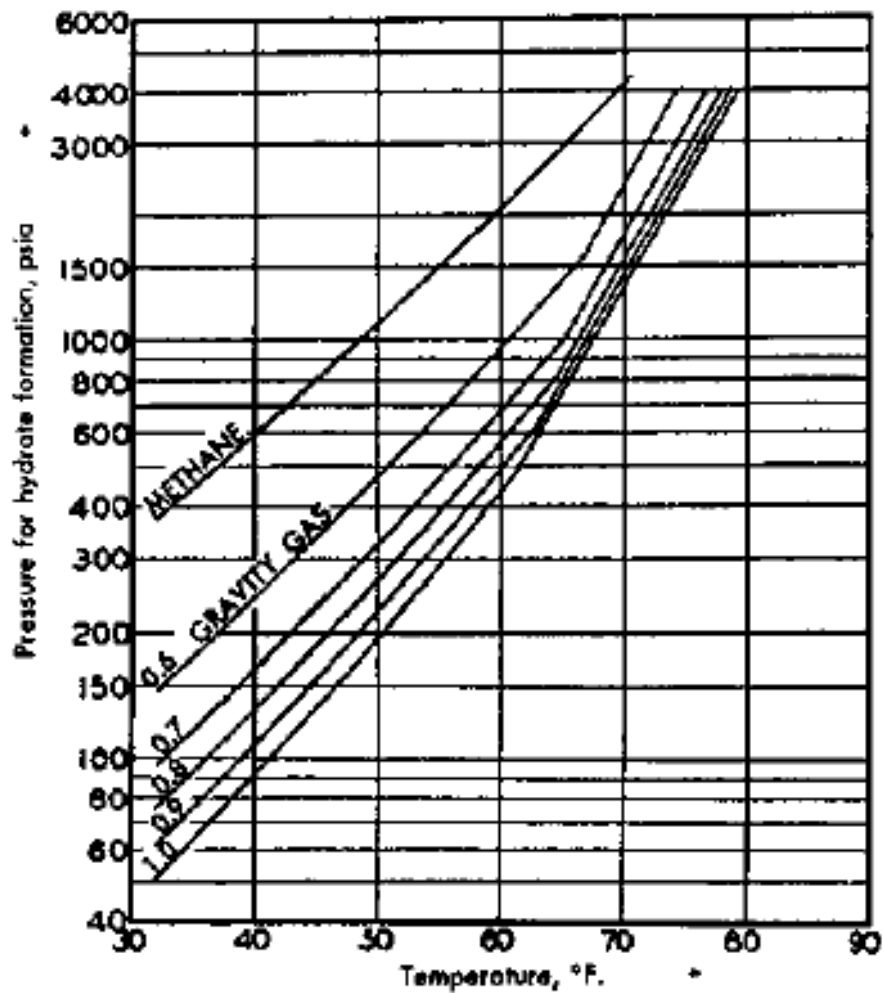


Ilustración 2.61 Condiciones de Formación de Hidratos, *Engineering Data Book*, 15th ed., GPSA, Tulsa, OK, 1987.

- Determinación de la cantidad de vapor de agua en el punto de rocío:

A través del método gráfico de McKetta y Wehe se aproxima el valor de la cantidad el vapor a través de las condiciones de formación de hidratos.

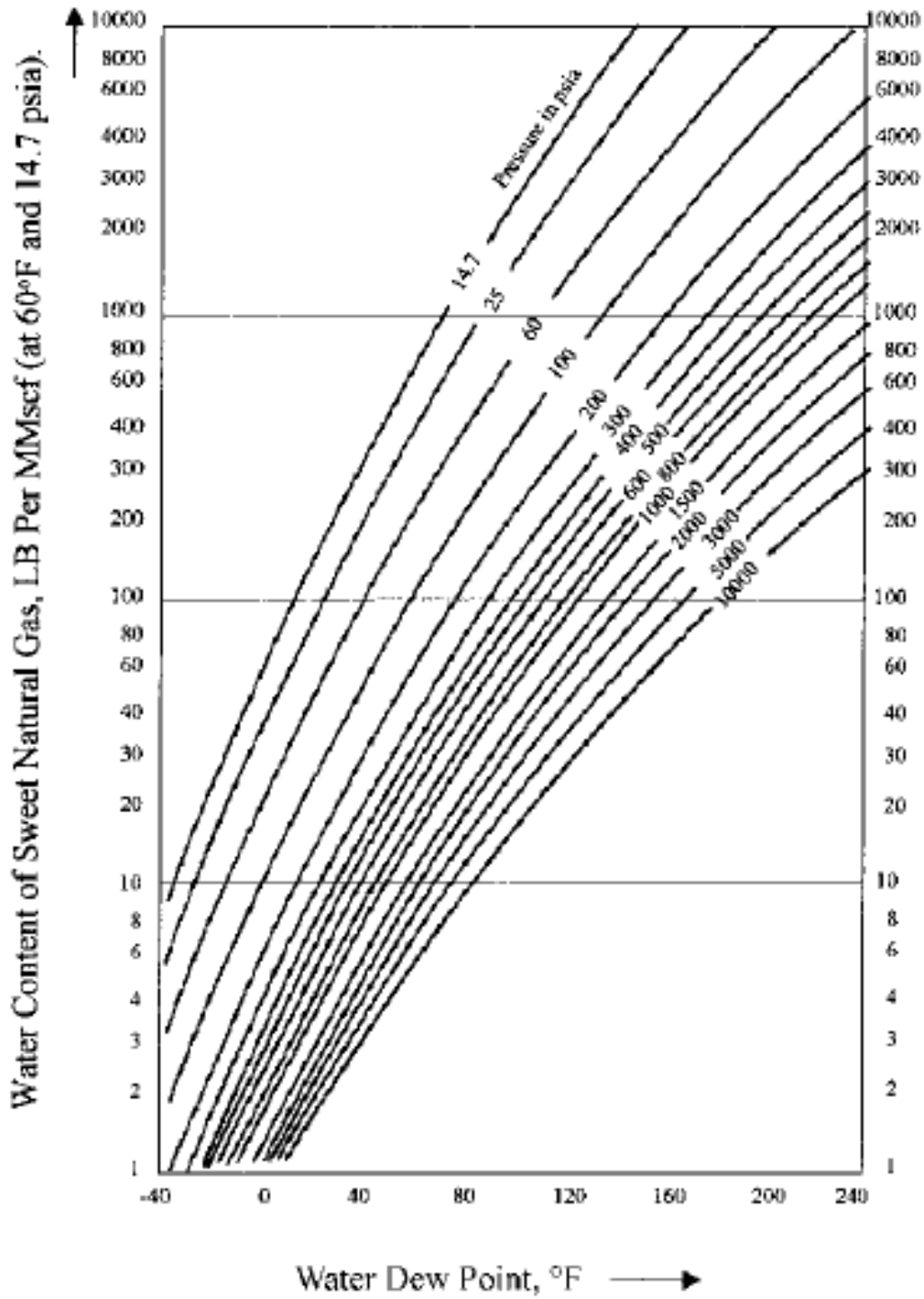


Ilustración 2.62 Contenido de agua de gas dulce vs punto de Rocío

### Método Analítico

El método siguiente pretende encontrar la temperatura de formación de hidratos para una presión dada, o encontrar la presión de formación de hidratos para una temperatura de operación dada, utilizando la ecuación para encontrar el punto de rocío en una mezcla de gases:

*Ecuación 2.16 Ecuación de Punto de Rocío*

$$\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{K_i} = 1$$

Donde  $y_i$  es la fracción mol del componente  $i$  en la fase gaseosa,  $K_i$  es la constante de equilibrio sólido vapor dada por la expresión:

*Ecuación 2.17 Constante de Equilibrio*

$$K_i = \frac{x_i}{y_i}$$

Donde  $x_i$  es la fracción mol del componente  $i$  en la fase sólida, teniendo el valor de la presión del gas y la fracción mol del componente  $i$  en la fase gaseosa  $y_i$ , se puede calcular la temperatura de formación a través del siguiente método iterativo:

1. Asumir un valor de temperatura.
2. Obtener  $K$  mediante un método gráfico (cada componente tiene una gráfica para la obtención de  $K$ , se muestra el ejemplo para el isobutano)

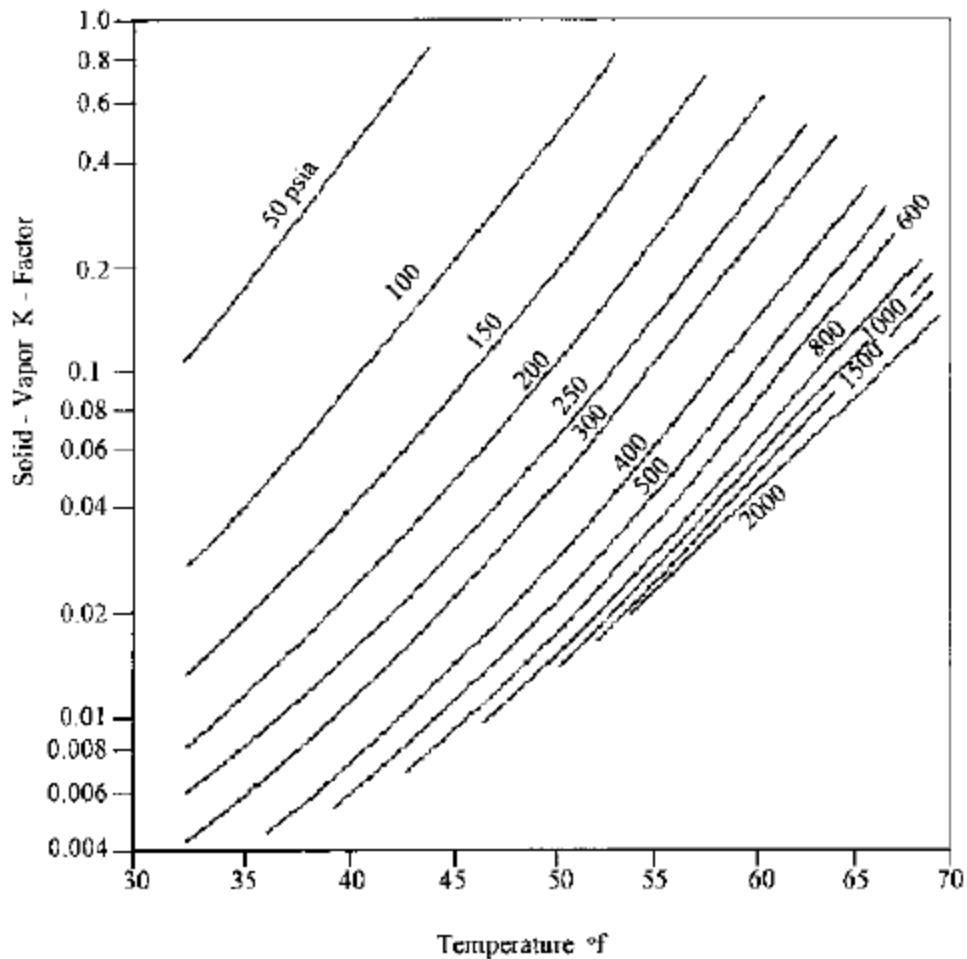


Ilustración 2.63 constantes de equilibrio sólido - vapor para el iso-butano, Abdel-Aal, H.K., *Surface Petroleum Operations*, SPDH, Jeddah, 1998.

3. Calcular  $x_i$
4. Encontrar el valor de  $\frac{y_i}{k_i}$  para cada componente y sumarlo
5. Encontrar el valor para la temperatura que resulte en  $\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{k_i} = 1$

A través de este método encontramos la fracción mol de líquidos instantánea.

### Métodos Inhibición de la formación de Hidratos

La formación de hidratos surge por la presencia de vapor de agua, bajas temperaturas y altas presiones por lo tanto la forma de evitar su formación es a través de la regulación de estas variables de operación (P y T), inyectar químicos como glicol o etanol o removiendo el agua (deshidratación).  
Regulación de Presión/Temperatura

en este caso se pueden instalar reguladores de presión para generar la caída de presión más súbita cuando los hidrocarburos siguen calientes (pozo), también existen calentadores para pozos y líneas de transporte de gas natural, los últimos sirven cuando el pozo está muy lejos de las instalaciones de procesamiento, se pueden perder hasta 80°F en un recorrido de 5000 ft debido a la expansión del gas (Campbell, 1976).

### Inyección Química

En los siguientes casos es necesario utilizar glicol o etanol para controlar y prevenir la formación de hidratos a través de la reducción de la temperatura de congelamiento del agua:

- En un sistema de ductos, en especial los que operen cerca de la temperatura de formación
- Sistemas de recolección de gas provenientes de pozos con producción en declive.
- Ductos con formación de hidratos localizados.

El metanol es no corrosivo, inerte, soluble en agua, muy volátil (presión de vapor mayor a la del agua) y barato, desafortunadamente cuando hay altas cantidades de hidrocarburos líquidos en el flujo del gas el metanol se disuelve volviéndolo incosteable debido a su pérdida, es recomendable inyectarlo cerca del pozo, donde no ocurre volatilización.

El Glicol en cambio no se evapora tan fácilmente, es menos soluble y reutilizable, existen tres tipos de glicoles; Glicol Etileno (EG), es el más efectivo y volátil, y se utiliza en ductos de transporte de gas y válvulas; Glicol Dietileno (DEG) y Glicol Trietileno (TEG) se utilizan cuando puede ocurrir alta volatilización (caídas de presión). Es necesario enfatizar que la remoción de los líquidos en las etapas primeras del tratamiento y procesamiento ahorrarán en uso de estos productos, se presenta a continuación la expresión para calcular la cantidad de inhibidor requerido W:

*Ecuación 2.18 Cantidad de Inhibidor Requerido*

$$\Delta T = \frac{KW}{M(100 - W)}$$

$$W = \frac{\Delta T * M * 100}{K + \Delta T * M}$$

Donde  $\Delta T$  es la diferencia entre la temperatura de formación y la temperatura de flujo, la constante K diferente para cada inhibidor y M que es el peso molecular de cada inhibidor, se muestra una tabla con sus valores.

*Tabla 2.32 Tabla de datos para los diferentes Inhibidores de Formación de Hidratos*

| Inhibidor       | M     | K    |
|-----------------|-------|------|
| Methanol        | 32.04 | 2335 |
| Etilen Glicol   | 62.07 | 2200 |
| Propilen Glicol | 76.1  | 3590 |
| Dietilen Glicol | 106.1 | 4370 |

### Deshidratación

La absorción y la adsorción son los dos métodos más comunes para deshidratar gas natural, el primero utiliza desecantes líquidos (glicol y metanol) y el segundo utiliza desecantes sólidos (aluminio y gel de silicón), así como el enfriamiento y condensación por expansión o refrigeración.

#### Absorción con glicol

En este proceso un líquido higroscópico (TEG) entra en contacto con el vapor del agua en el flujo del gas natural, provocando la absorción (transferencia de gas a líquido) del vapor de agua, considerando la siguiente relación producto de la combinación de la ley de Raoult y la ley de Dalton:

*Ecuación 2.19 Combinación de la Ley de Raoult y la Ley de Dalton*

$$\frac{P_i}{P} = \frac{Y_i}{X_i} = K_i$$

Donde  $P_i$  es la presión del componente puro  $i$  y  $P$  la presión de la mezcla de gases,  $Y_i$  es la fracción mol del componente  $i$  en fase gaseosa y  $X_i$  de la parte líquida y  $K_i$  la constante de equilibrio de fases. Cuando la temperatura desciende  $P_i$  también, lo que hace decrecer la fracción gaseosa del componente  $i$ , esto mismo sucede cuando la presión total de la mezcla de gases  $P$  aumenta, el proceso de absorción es continuo por lo que no existe en realidad un estado de equilibrio entre las fases, para propiciar entonces dicho equilibrio se necesita hacer fluir a contracorriente los solventes mencionados en una torre de absorción, ya sea de bandejas o por cámaras aisladas (Abdel Aal, 2003).

En un sistema regular de absorción el gas húmedo entra por la parte inferior de la torre y fluye hacia arriba a través de las bandejas (6 a 8 bandejas), el glicol pobre es inyectado en la parte de arriba y es expulsado como glicol enriquecido por la parte de abajo hacia el sistema de regeneración.

Este sistema contiene una caldera que produce vapor, el cual sustrae el agua del glicol y cualquier hidrocarburo (benceno, tolueno, xileno) que haya disuelto el glicol para ser venteados por la parte superior de la torre de regeneración. La absorción se ve favorecida a altas presiones (>3000 psi) gracias a la reducción en la cantidad de vapor de agua, también una presión alta eleva el costo del sistema debido al requerimiento de bombeo del glicol, en perspectiva, presiones bajas y operar al vacío favorecen la regeneración, sin embargo, requieren mayor altura de la torre, por lo que usualmente se operan a presiones de 1000 a 1200 psi.

Altas temperaturas en la operación generan pérdidas de glicol (degradación), incrementan el requerimiento de altura de la torre al expandir el gas e incrementan el contenido de vapor, bajas temperatura generan condensados de agua e hidrocarburos, también aumenta la viscosidad del glicol, dificultando su bombeo y generando espumas, en conclusión, debe existir un margen de temperatura entre el glicol y el flujo de gas natural por encima de 10 °F, las operaciones de absorción se llevan a cabo usualmente a 80°F a 110 °F, las de regeneración a 370 °F a 390°F.

**Adsorción por Cama Solida**

Cuando es necesario reducir demasiado el punto de rocío de la corriente de gas natural es lógico usar filtros sólidos que trabajan con disecantes sólidos como el gel de silicón, el aluminio activado o mayas moleculares, la propiedad más importante de estos materiales son su capacidad de secar representada en % de agua que adsorbe, a altas temperaturas esta capacidad disminuye, se presenta una tabla con las propiedades de estos materiales.

*Tabla 2.33 Características de los diferentes descantes de gas natural*

| Propiedad                              | Gel de Sílice | Alúmina Activada | Mayas Moleculares |
|--|---------------|------------------|-------------------|
| Diámetro de poro ( $10^{-9}$ m)        | 10 – 90       | 15               | 3, 4, 5, 10       |
| Densidad Absoluta(lb/ft <sup>3</sup> ) | 45            | 44-48            | 43 – 47           |
| Capacidad calorífica (BTU/LB °F)       | 0.22          | 0.24             | 0.23              |
| P. Rocío mínimo                        | -60 a -90     | -60 a – 90       | -100 a – 300      |



| Propiedad                        | Gel de Sílice | Alúmina Activada | Mayas Moleculares |
|----------------------------------|---------------|------------------|-------------------|
| Capacidad de Diseño (wt%)        | 4-20          | 11- 15           | 8 – 16            |
| Temperatura de Regeneración (°F) | 300 – 500     | 350 – 500        | 425 – 550         |
| Calor de Adsorción (BTU/lb)      |               |                  | 1800              |

Los sistemas están formados por dos o más camas, una de las camas siempre debe estar en proceso de regeneración, el gas natural entra por la parte de arriba que es la primera en saturarse de agua, la segunda zona es llamada “zona de transferencia de masa” por sus siglas en inglés (MTZ) la cual se satura poco a poco y la tercera zona (parte inferior) donde ya no hay presencia de agua, se presenta un diagrama de estas 3 zonas de la cama sólida y su saturación a través de los ciclos de deshidratación.

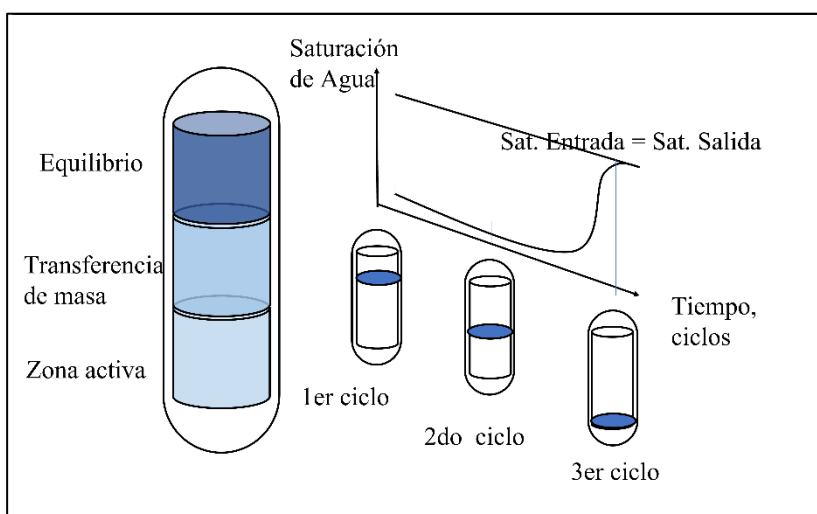


Ilustración 2.64 Camas de deshidratación, Elaboración Propia

Conforme el gas es inyectado la MTZ va recorriendo la cámara hacia abajo saturando la tercera zona al punto de necesitar del proceso de regeneración para volverse a utilizar ya que la saturación de agua inicial y final son iguales (Abdel Aal, 2003).

Después de que la cama sólida haya sido utilizada y saturada de agua comienza el proceso de regeneración que consiste en hacer fluir gas caliente por lo menos por 6 horas y 2 horas más con gas frío para enfriar la cama, se muestra la rampa de

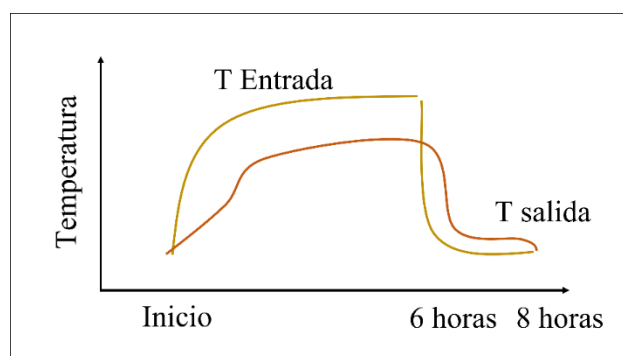
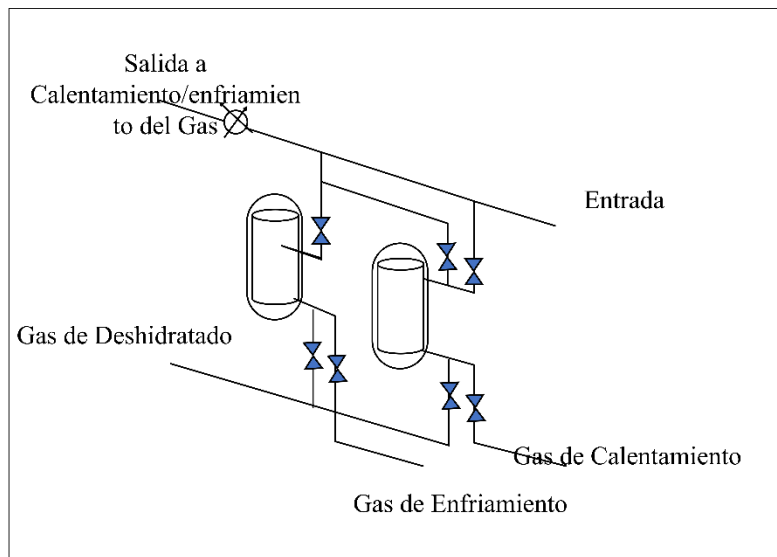


Ilustración 2.65 Comportamiento térmico de los ciclos de regeneración, Elaboración Propia

temperatura para el proceso de regeneración y un diagrama general de un sistema con dos filtros.



*Ilustración 2.66 Deshidratación en Camas Sólidas, Elaboración Propia*

## Tanques de Almacenamiento y Transporte

### Tanques de Almacenamiento

Los tres aspectos principales para tomar en cuenta para el diseño y adecuación de un tanque de almacenamiento para crudo son la presión de vapor, toxicidad y condiciones de presión y Temperatura del almacenamiento (Arnold, 1989). Con el objeto de cumplir con los estándares ambientales acerca de las emisiones, prevenir explosiones y evitar las pérdidas de hidrocarburos de alto valor se pueden utilizar dos tipos de tanques:

- Techo flotante (1.12–11.5 psia y temperatura de almacenamiento)
- Techo ajustado con unidad de recuperación de vapores

El propósito de los tanques es distribuir el aceite hacia los ductos, medir sus propiedades, tomar muestras y calibrar los equipos para el tratado, se presentan los diferentes tipos de tanques de Almacenamiento y sus propósitos.

Tabla 2.34 Tipos de Tanques de Almacenamiento

| Características          | Estándares  | Tanques de tipo Conservación de vapores                 |   |  |
|--------------------------|---|---|---|--|
|                          |   | 1Techo flotante   | 2Altura de vapor variable   | 3Almacenamiento de Presión   |
| Perdida de Vapores       | Alta  | Mínima  | Mínima  | Nula   |
| Condiciones de Operación | Líquidos con presión de vapor por debajo de la atm      | No existe espacio para vapor desde el nivel del líquido | Permite la mezcla de aire y vapores hidrocarburos (control de volumen a presión variable o constante) | Permite el incremento de presión en la cámara de valor   |
| Subclasificaciones       | Rectangulares<br>Cilíndricos:<br>HORIZONTAL<br>VERTICAL |   | Extractor de gas sobre un tanque estándar<br>Domo de vapor  | Baja presión<br>2.5 – 5 psig hasta 15 psig<br>Alta presión<br>30 – 200 psig                    |
| Tipos más comunes        | Cilíndricos   | Techo flotante<br>Wiggins-Hidek                         | Techo elevable<br>Sello seco tipo wiginns   | Baja Presión Esferoides,<br>semiesferas<br>Alta Presión<br>Esferas                             |
| Aplicación               | Crudo Pesado  | Crudos Amargos<br>Crudos ligeros<br>Productos ligeros   | Productos Ligeros y destilados  | Baja presión para combustibles para aviación y motor<br>Alta presión<br>Gasolina natural y LPG |

### Dimensionamiento de un tanque de almacenamiento

Este seguimiento persigue estimar la capacidad de almacenamiento para un pozo de producción y seleccionar el número de tanques necesarios para el campo completo (Abdel Aal, 2003):

Para la capacidad de los tanques aplican estas dos reglas:

- a) Para un pozo la capacidad por cada tanque deberá ser adecuada para al menos 2 o 3 días de producción
- b) Para un campo la capacidad de cada tanque deberá ser adecuada para al menos 3 o 4 días de producción

Existe una relación grafica para seleccionar la cantidad de tanques a partir del número de pozos de instalaciones de producción pequeñas y medianas; se presenta a continuación:

### Ductos y Esquemas para Transportar Crudo desde los Campos

Los diámetros de los ductos que transportan hidrocarburos y sus derivados varían entre 2 a 48 pulgadas y existen 4 tipos:

- a) Ductos de conducción desde campos, importante para las operaciones de producción
- b) Ductos que van de los campos a los puertos de descarga, estos son complementarios al transporte oceánico
- c) Ductos de larga distancia
- d) Ductos que transportan del puerto de descarga hacia el interior de una refinería lejos de dichos puertos

Las tuberías más pequeñas son las que van de los cabezales de producción a las instalaciones de separación, después están los que transportan desde estas unidades a las instalaciones de refinación o almacenamiento y existen varios esquemas para recolectar y transportar el crudo y el gas asociado o no a este:

- I) Distribución Individual, conectando con instalaciones de recolección y separación de crudo
- II) Troncal Recolector, ductos pequeños convergen en el troncal
- III) Troncal y Ramificaciones, las ramificaciones son más pequeñas (16 a 20") que los troncales (24 a 30"), las ramificaciones recolectan hidrocarburos de ductos más pequeños y estas confluyen en los troncales
- IV) Separación, une las primeras etapas de separación de diferentes pozos en una segunda o tercera etapa a través de ductos pequeños y cortos.

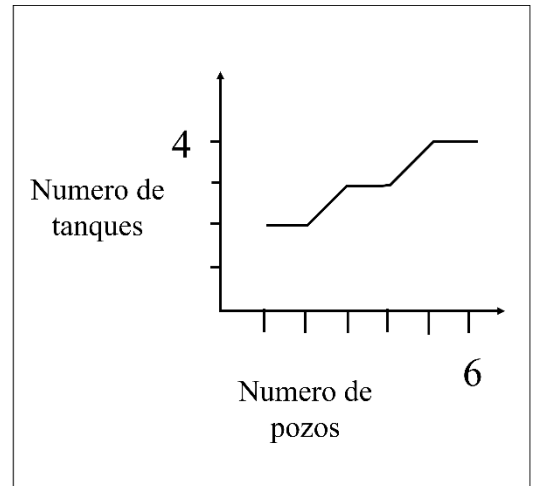


Ilustración 2.67 Relación grafica para determinar la cantidad de tanques almacenamiento necesario, Elaboración propia

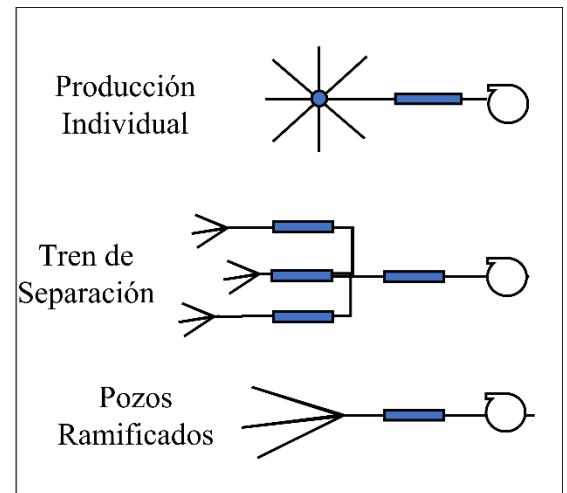


Ilustración 2.68 Esquemas de Recolección, Elaboración Propia

Durante este capítulo analizamos los diferentes procesos necesarios para manufacturar combustibles de grado comercial de manera general, revisando las diferentes instalaciones, equipos y procesos involucrados y los subproductos y productos finales esperados con base en la materia prima de cada proceso, ahora bien, para analizar el panorama técnico de la manufactura de combustibles en México es necesario ubicar geográficamente sus instalaciones y analizar su capacidad y desempeño para finalmente poder generar un diagnóstico de su crecimiento en un futuro, las instalaciones son 6 refinerías, que producen alrededor de la mitad de los petrolíferos en el país a las diferentes terminales de almacenamiento repartidas a lo largo del territorio, el método más eficaz para transportar hidrocarburos son los ductos, dada su bajo costo y alto volumen de transporte, pese este hecho y el

robo de combustibles, la logística se recarga en el transporte automotriz en una escala de venta al cliente final.

Estas refinerías tienen procesos de destilación atmosférica y al vacío, craqueo térmico y catalítico, reformación catalítica, hidro-desulfuración, alquilación y polimerización y solo tres de ellas cuentan con el proceso de coquización (Cadereyta, Madreo y Minatitlán) y 2 de ellas cuentan con plantas de reducción de viscosidad. Los procesos, infraestructura y sistemas necesarios para completar la cadena de valor de los hidrocarburos en México están entrando lógicamente a un sistema competitivo mundial, donde es necesario coordinar los esfuerzos para poder abarcar, en cuestión de tamaño de mercado y presencia en la cadena de valor, una fracción competitiva ante los demás actores del sector energético.

Con el objetivo de identificar las áreas de oportunidad para el incremento de la infraestructura en México será necesario evaluar las características de la infraestructura disponible y la adicional, como las dos refinerías adicionales y las terminales de almacenamiento y ductos y estaciones de servicio consecuentes a las refinerías.

Actualmente el parque de refinación es limitado para satisfacer la demanda de petrolíferos, supliéndola con el comercio exterior, además es necesario redirigir los esfuerzos al mantenimiento de la calidad y la protección para este subsector, finalmente la infraestructura en su mayoría le pertenece a la empresa nacional, así que todos los esfuerzos y servicios necesarios como la implementación y modernización de la tecnología deberá ser a través de concursos y asociaciones con Pemex, esto beneficiará los ingresos para la nación y la derrama económica producto de la subcontratación de empresas.

En México existen alrededor de 9,000 km de poliductos, de los cuales el 90% está saturado en su capacidad de utilización, de las 77 terminales de almacenamiento el 80% se mantiene con menos de 5 días de autoabastecimiento, esto indica un déficit en el abasto por parte de las refinerías y además en 5 de 7 ciudades más pobladas del país existe un déficit en la cantidad de estaciones de servicio por cantidad de habitantes por coche para suplir la demanda.

La falta de infraestructura en México es un panorama favorable para el desarrollo y crecimiento de la industria, solo si existe un ambiente económico que soporte dicho desarrollo y permita a la nación, a través de los ingresos “iniciales” por parte de la producción de hidrocarburos, asegurar la productividad de petrolíferos en el país, con el objetivo de dejar de depender de la importación a través del mejoramiento, aumento y mantenimiento del sistema de refinación nacional.

### Capítulo 3 Evaluación Económica de los Subsectores Midstream y Downstream en México La Infraestructura del Tratamiento y Procesamiento en México

En el primer capítulo se analizó el panorama jurídico que relaciona a los diferentes actores del sector energético en México, describiendo sus actividades, obligaciones y directrices para incrementar la infraestructura del tratamiento, procesamiento, almacenamiento, transporte y distribución de crudo y petrolíferos en el país; en el segundo capítulo se analizaron las características de los procesos, plantas y equipos utilizados para estas actividades junto con el mezclado y manufactura de los productos finales más importantes (Gasolinas, Diesel y Turbosina).

A continuación, se presenta un análisis del panorama económico mexicano a través de la producción de crudo y petrolíferos, las importaciones de combustibles y exportaciones de crudo y las características logísticas de las instalaciones. Actualmente México tiene 6 refinerías activas y 9 centros procesadores de gas, 76 Terminales de Almacenamiento, 86,00 kilómetros de ductos de petrolíferos y 30 puntos de internación.

En México operan 6 refinerías, enlistadas a continuación junto con sus márgenes de ganancia:

*Tabla 3.1 Refinerías y márgenes de ganancia, Estudio Elaborado del primer Encuentro del Sector Energético, IPADE, PricewaterhouseCoopers 2017.*

| Refinería          | Margen de Producción |
|--------------------|----------------------|
| Salina Cruz (Oax.) | 1.55 USD/BBL         |
| Tula (Hgo.)        | 1.3 USD/BBL          |
| Minatitlán (Ver.)  | 6.29 USD/BBL         |
| Cadereyta (N.L.)   | 10.44 USD/BBL        |
| Salamanca (Gto.)   | 1.64 USD/BBL         |
| Madero (Tam.)      | 5.3 DLS/BBL          |

Estas 6 instalaciones en conjunto tienen una producción de petrolíferos de aproximadamente 1.2 millones de barriles diarios, presentando mínimos de 630 mil barriles. Las refinerías del Este del país tienen mayor rentabilidad debido a su mayor producción de petrolíferos ligeros (Diesel y Gasolina). Se muestra a continuación una gráfica de la producción por cada refinería y por tipo de petrolíferos:

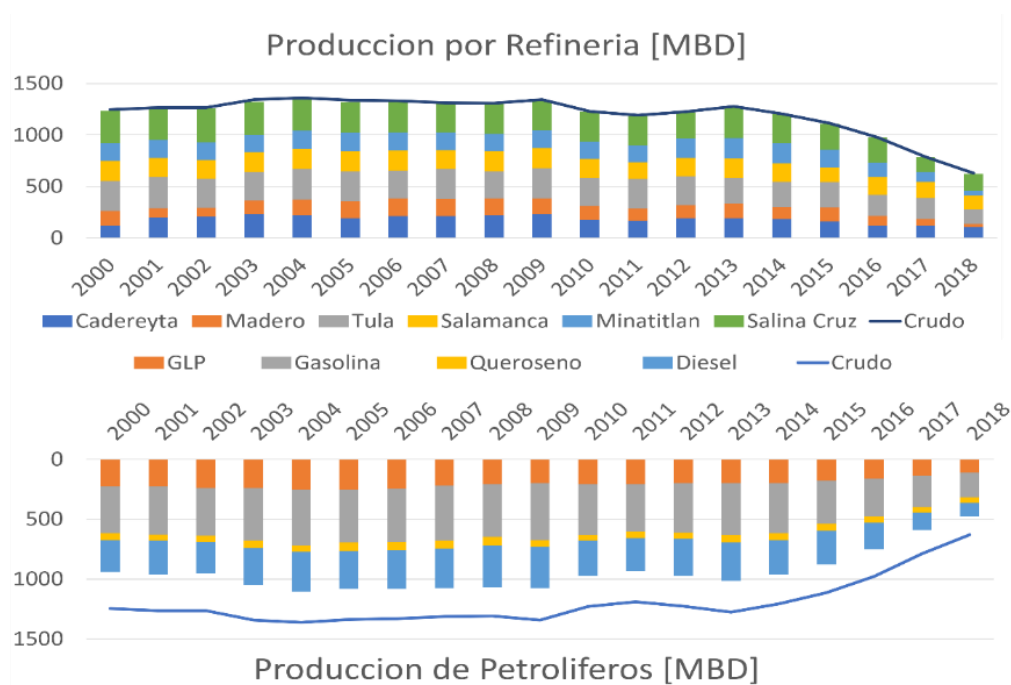
A lo largo de las últimas dos décadas se ha invertido en el mejoramiento de la calidad de los productos, operación y continuidad de las refinerías mencionadas anteriormente, con el objeto de producir combustibles (Gasolina y Diesel) con contenido ultra bajo en azufre, evitar los paros en la operación y reducir las emisiones a la atmósfera, esto en un trasfondo técnico implica mejorar la seguridad en las operaciones y aumentar la calidad de los productos.

Además de esta infraestructura disponible, en México se está desarrollando actualmente la construcción de una refinería junto al puerto de Dos Bocas en el estado de Tabasco, y adicionalmente a comienzos del año 2022 Pemex finalizó la compra de una refinería ubicada en el condado de Deer Park, Texas, dentro de la unión americana, esta refinería tiene una capacidad de procesamiento de 275 mil barriles, produciendo 340 mil barriles de petrolíferos al día (Gasolina, Diesel, Turbosina, etc.), ubicada al este de la ciudad de Houston tiene instalada infraestructura para cualquier tipo de transporte.

Con el objetivo de analizar el impacto de estas instalaciones y las mejoras más recientes en la infraestructura actual en el país, se muestra a continuación una serie de mapas diseñados para ubicar las instalaciones de separación de crudo y recolección (verde y verde claro), las refinерías(amarillo), ductos (línea negra) y terminales de almacenamiento de petrolíferos (rojo), superpuestos sobre mapas coropléticos que representan la densidad poblacional (escala de verde), para cada estado y las localidades de los estados con mayor población y densidad de transporte automotriz (naranja) y ferroviario (línea morada).

Las dos refinерías nuevas, ubicadas cerca de los límites norte y sur del país, están alineadas para contribuir en la cobertura de las regiones con mayor consumo y probable incremento poblacional, estas refinерías deberán estar acompañadas de ductos, terminales y centros de consumo que, con el mismo objetivo sistémico, conecten y satisfagan la demanda de combustibles (Kazemi, 2016).

Ilustración 3.1 márgenes de Refinación por refinерía y por producto, Elaboración Propia, Datos de Pemex.



EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA EFICIENCIA EN EL MERCADO DE PROCESAMIENTO, ALMACENAMIENTO Y TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS Y DERIVADOS EN AMÉRICA DEL NORTE

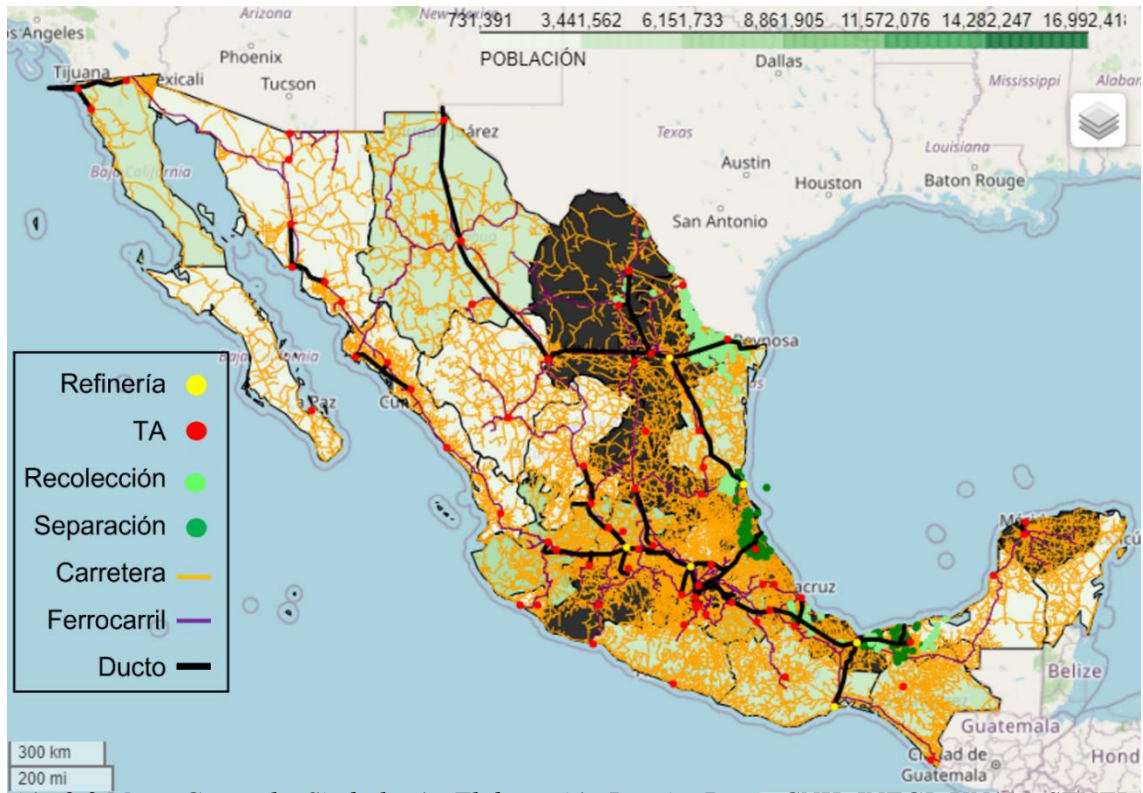


Ilustración 3.3 Mapa General y Simbología, Elaboración Propia, Datos CNH, INEGI, UNAM, SENER.

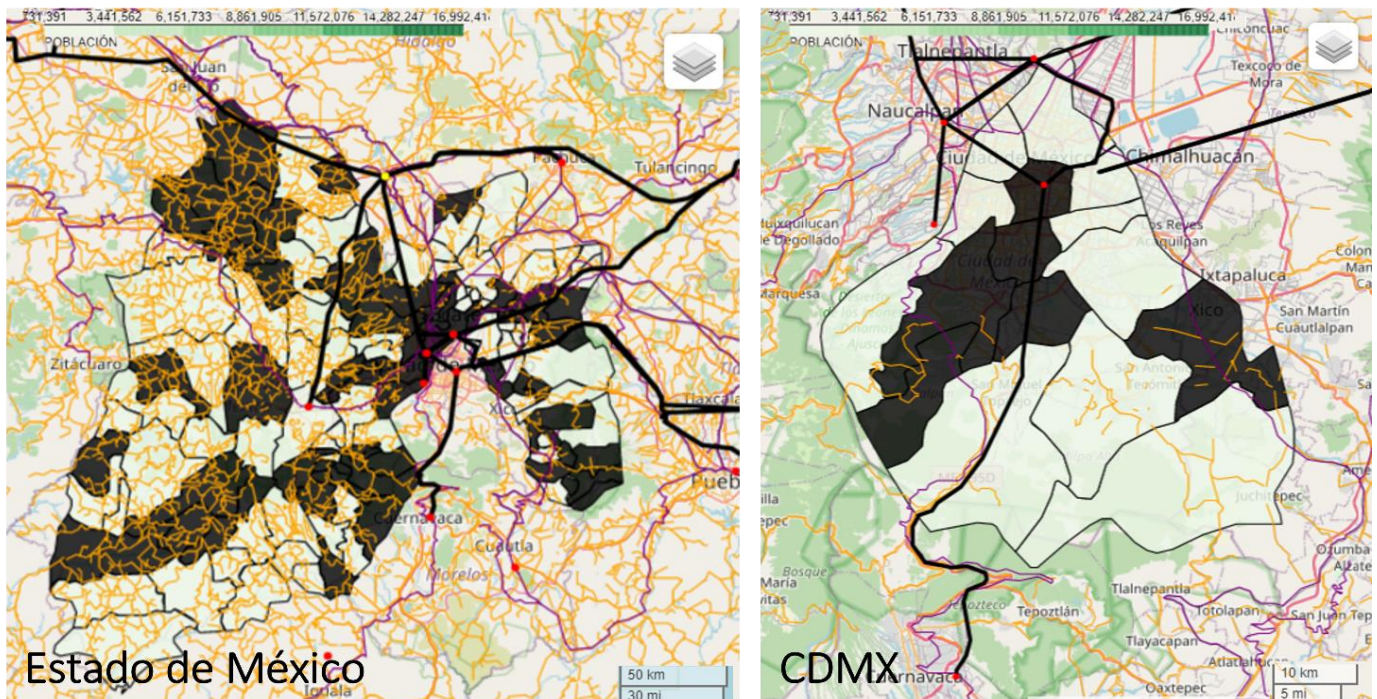


Ilustración 3.2 Zona Centro, Elaboración Propia

Dada la alta densidad de carreteras que existe en ciertas regiones, es necesario analizarlas a escala estatal, donde observamos la mayor concentración de población e infraestructura de petrolíferos

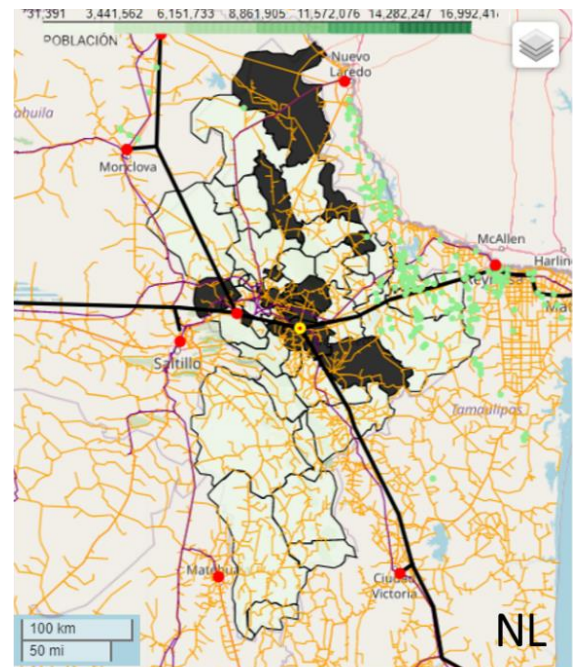
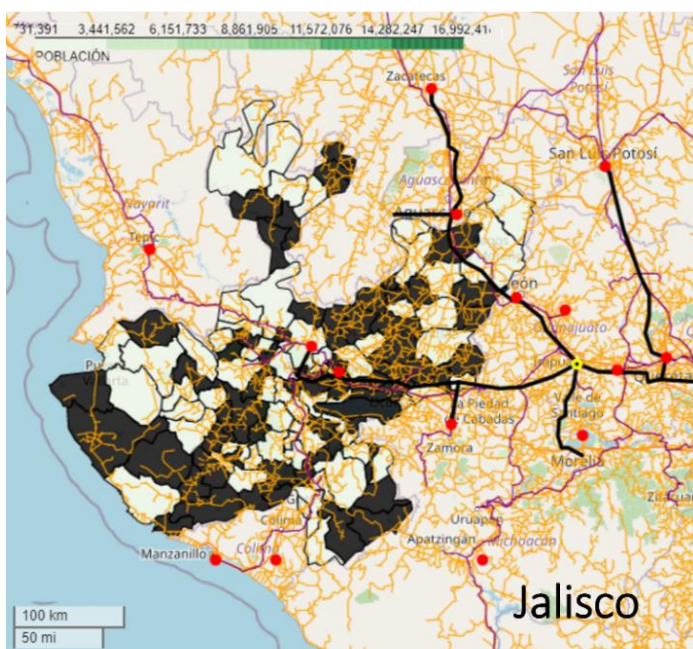


conectada y el mercado más amplio de combustibles para el transporte (CDMX (17.09 %), de Nuevo León (7.63 %), Jalisco (6.93 %), Estado de México (6.57 %), Tamaulipas (4.14 %), Coahuila (3.68 %), Puebla (3.63 %), Chihuahua (3.55 %), Michoacán (3.12 %) y Veracruz (3.01 %)).

La región centro del país dada su orografía tiene los conglomerados poblacionales más grandes, estos seccionan el consumo a partir de la densidad habitacional y parque vehicular. Considerando la micro migración labora y que la distribución del transporte esta mayormente dominada por vehículos automotores para las estaciones de servicio y a su vez para las terminales de almacenamiento (rojo) por ductos de petrolíferos provenientes de 3 de las refinerías, es claro asumir la necesidad de una mayor cantidad de terminales de almacenamiento, estas deberán ubicarse en zonas con crecimiento reciente para ubicar la posibilidad de instalar un ducto, las unidades de transporte automotor y las estaciones de servicio deberán estar ubicadas donde exista menor densidad entre estaciones y habitantes con automóviles (Leão José Fernandes, 2018). Conforme nos alejamos del mapa la zona conurbada que envuelve al centro representa el inicio del transporte laboral donde la densidad de trenes aumenta significando un aumento en el entorno industrial.

Jalisco y Nuevo León son dos casos muy similares de distribución, ya que son de los 7 estados más poblados y con mayor densidad de transporte, son alimentados por ductos que delimitan el territorio y las terminales de almacenamiento más lejanas a los ductos tienen cercanía con puertos marítimos, aunque la cantidad de habitantes no es tan alta como en otros estados, estos dos cuentan con parques vehiculares más grandes, estos estados tienen “anillos” de terminales de almacenamiento, colocadas estratégicamente para satisfacer la demanda de petrolíferos de los estados que envuelven y además proveer a los estados en su alrededor (con menor consumo), una estrategia infraestructural será concluir o fortalecer estos anillos y aumentar la capacidad de transporte por ductos para conectarla con la costa oeste del país (M. A. H. Dempster, 2017).

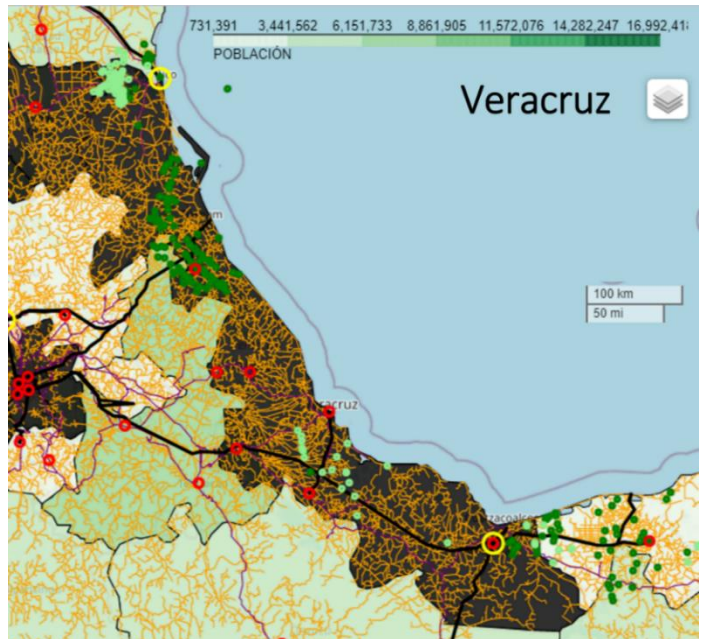
Ilustración 3.4 Jalisco y Nuevo León, Elaboración Propia



Las características del crecimiento del parque vehicular en el país indican que estos estados aumentarán su consumo, requiriendo más infraestructura y provocando mayor cantidad de emisiones a la atmósfera y consumo de recursos en general, este hecho fundamenta el estudio y predicción de dicho crecimiento y el evidente enfoque al cuidado del ambiente que requiere, además la planeación sistemática que logre el consumo óptimo del recurso, sujeto a los lineamientos para la transición energética.

Ilustración 3.5 Veracruz, Elaboración Propia

La costa del golfo contiene la mayor cantidad de infraestructura en términos de recolección y separación, es decir, los hidrocarburos y materia prima de las refinerías, además, de la región norte provienen los petrolíferos importados de estados unidos que satisfacen la demanda de estas regiones en crecimiento. Evidentemente la zona este del país provee de combustibles a toda la nación por lo que es indispensable alinear la infraestructura proyectada para el futuro, a los flujos de materias primas, subproductos y productos, priorizando la producción de petrolíferos en el país a las regiones que presentan un incremento en su población (Mohamed, 2014).



Parque vehicular y habitantes en México

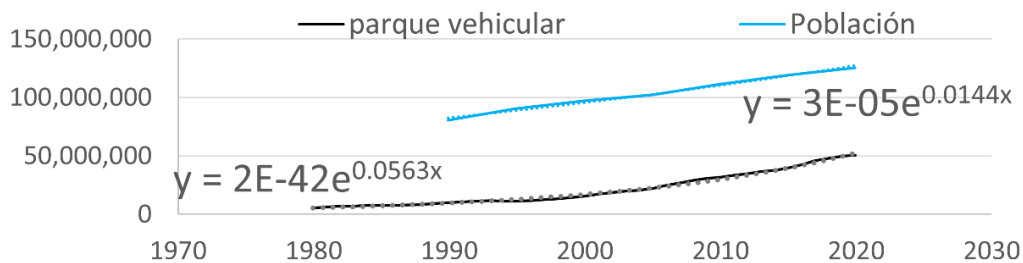
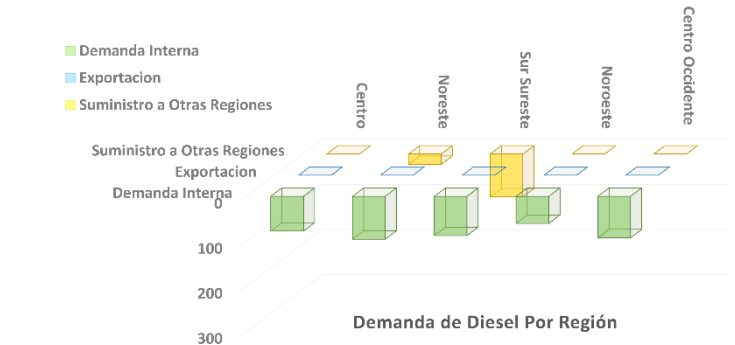
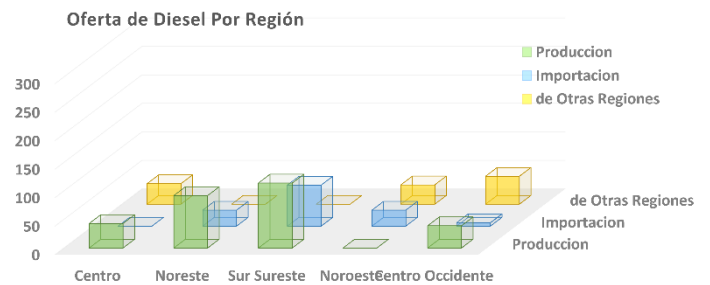
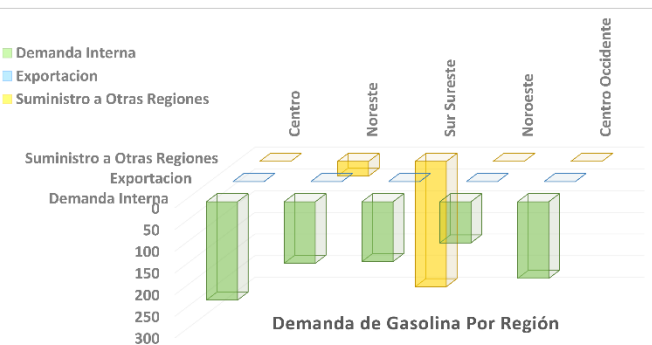
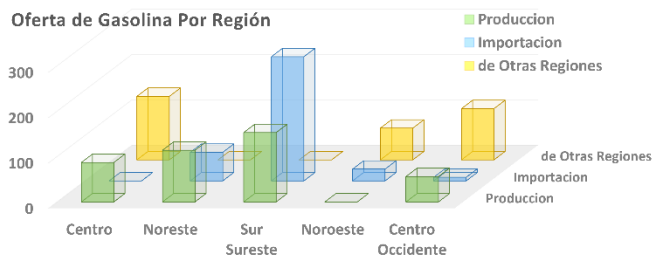


Ilustración 3.6 Parque vehicular y Crecimiento Poblacional, elaboración Propia, Datos INEGI

El análisis de los mapas anteriores sugiere la necesidad de analizar la logística en la oferta y demanda de gasolinas y Diesel por región, tomando en cuenta la gráfica donde se evidencia el crecimiento en el mercado de transporte y la ubicación de los centros de producción de petrolíferos y puntos de internación que alivian el déficit productivo, dividiendo del país en 5 regiones (Centro, Noreste, Sur Sureste, Noreste, centro Occidente). La demanda satisfecha por la importación proviene de las regiones de la costa del golfo, esta distribución surge gracias a que el barco es segundo transporte más barato para petrolíferas y el golfo de México es un área de transporte marítimo estratégica, sustituir dichas importaciones deberán considerar que los petrolíferos producidos tengan un menor costo unitario (tabla 3.1) para alcanzar estas regiones (noreste y sur sureste).

*Ilustración 3.8 Oferta y Demanda de Gasolina, elaboración Propia Datos Pemex*



*Ilustración 3.7 Oferta y Demanda de Diesel, elaboración Propia Datos Pemex*

Estas dos imágenes demuestran que la región que más dependencia tiene para el reparto de petrolíferos son la costa este del país ya que reciben la mayor parte de los combustibles importados (más caros) para distribuirlos a las regiones donde el transporte de petrolíferos nacionales es poco eficiente, zona centro y costa oeste del país, a través de los de los diferentes puntos de entrada de productos (puertos y ductos de internación) (Leão José Fernandes, 2018) (Yasaman Kazemi, s.f.).

### Los Mercados y Modelos Económicos del Petróleo en México

A lo largo de las últimas 5 décadas se han realizado varios estudios que analizan el desarrollo de la explotación de recursos no renovables bajo mercados y precios competitivos (Milton C. Weinstein, 1975) y monopolistas (M. L. Cropper, 1978) analizando su comportamiento bajo diferentes restricciones, como costos 0 de extracción y stock conocido y desconocido del recurso, así mismo se ha propuesto un modelo de mercados monopolísticos y abiertos bajo condiciones de elasticidades no cambiantes (Stiglitz, 1976) y mercados divididos (Exportación e Importación) (Laxminarayan, 2004). A continuación, se presenta un análisis de los indicadores macroeconómicos en México con respecto a los precios del crudo marcador para evidenciar su afección en la economía nacional y después se construirá el modelo de precio de la demanda, anteriormente planteado, para un mercado monopolista y uno abierto/competitivo (reforma energética) y un estudio de las tendencias para los próximos 10 años de la industria petrolera en México.

Persiguiendo la lógica del primer capítulo, primero analizaremos los periodos donde la empresa nacional era un monopolio, antes de la reforma energética, a través de un modelo propuesto en el año 2014 (López, 2014) basado en 2 mercados, nacional e internacional, y diferentes bienes

(mezclas mexicanas), estos estudios analizan la elasticidad en los precios y la producción de bienes diferenciados.

Con el objetivo de proyectar el modelo hasta la actualidad y un periodo adicional, analizaremos el periodo de la reforma, donde se establece una base jurídica y el periodo hasta el cual la presencia de la industria privada tiene relevancia en el mercado para incluirla en el modelo matemático, finalmente se discutirán los resultados con el objeto de esclarecer el comportamiento del consumo del crudo en el País a través de la reforma y el crecimiento infraestructural.

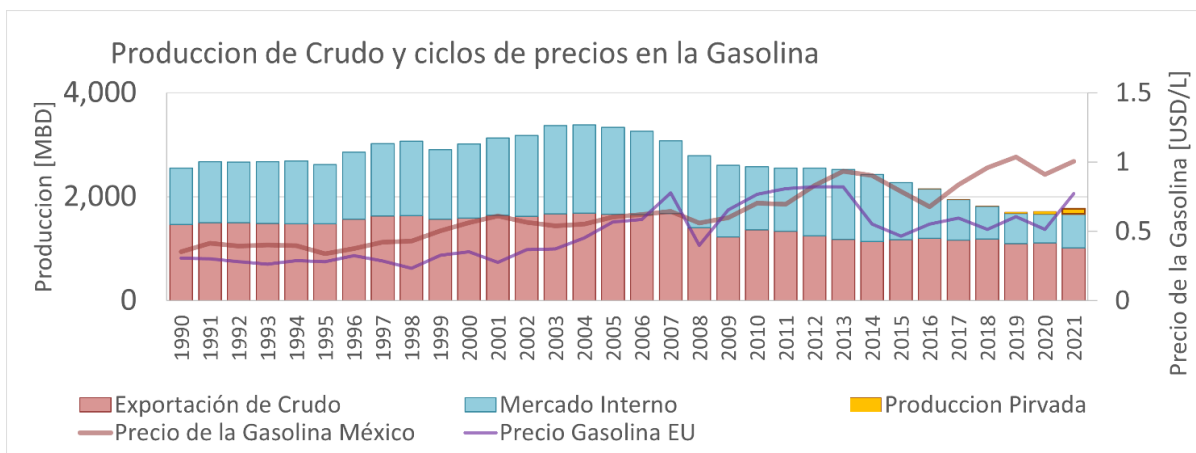


Ilustración 3.9 precio de la gasolina en EE. UU. y México y producción de crudo por mercado, Elaboración Propia.

## Modelo Cíclico

Se muestra a continuación una tabla comparativa con los crudos de referencia (WTI y BRENT) y las Mezclas Mexicana de Importación (MMI) Olmeca, Istmo y Maya:

México produce en promedio 4% del crudo total mundial y entre EE. UU., Rusia y China producen

| País    | Mezcla   | API    | Tipo         | Contenido de Azufre [% peso] |
|---------|----------|--------|--------------|------------------------------|
| Noruega | Brent    | 38°    | Ligero       | 0.36                         |
| Asia    | Dubái    | 31°    | Mediano      | 2.04                         |
| EE. UU. | WTI      | 39°    | Ligero       | 4                            |
| México  | Maya     | 21.6°  | Pesado       | 3.3                          |
|         | Istmo    | 33.44° | Ligero       | 1.8                          |
|         | Olmeca   | 38.3°  | Extra Ligero | 0.8                          |
|         | Talam    | 16°    | Pesado       | 4.6                          |
|         | Altamira | 15.5°  | Pesado       | 5.7                          |

más del 30% Tabla 3.2 Crudos marcadores y mexicanos, Elaboración Propia

de la producción

total; se presenta a continuación una ilustración con los precios de las diferentes mezclas:

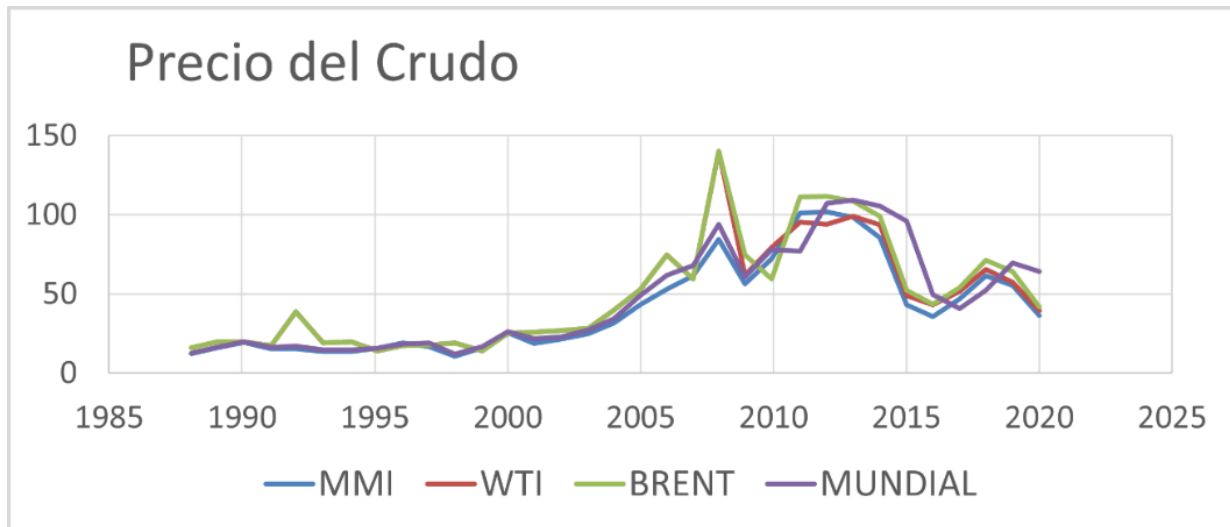


Ilustración 3.10 precios de los crudos marcadores, Elaboración propia, Datos EIA, SENER

Donde se observa que la mezcla olmeca es la más cara y la maya la más barata durante estos 20 años, se muestra a continuación una tabla con los coeficientes de correlación de Pearson para los precios y exportaciones de las diferentes mezclas:

Tabla 3.3 Coeficientes de Correlación entre mezclas y exportación, Elaboración Propia

| Precio/Exp | Olmeca | Istmo | Maya |
|------------|--------|-------|------|
| Olmeca     | -0.3   |       |      |
| Istmo      |        | -0.70 |      |
| Maya       |        |       | 0.54 |

Estos coeficientes demuestran que la mezcla istmo y olmeca mantiene una relación inversa entre el precio y cantidad exportada, al aumentar su precio disminuirá su exportación, para la mezcla maya sucede que, sin importar el precio, la exportación aumentará, esto debido a que es la mezcla que más se exporta hasta el año 2020 donde se registró casi un 99% de crudo maya para la exportación. A partir de este hecho se realiza a continuación un estudio de la relevancia del precio de la MMI y las diferentes mezclas marcadoras y el crecimiento económico mexicano (a través del PIB).

La primera suposición del modelo es considerar que el periodo a analizar (1988-2010 y 2000-2020) puede ser divisible en un término tendencial  $g_t$  y un término cíclico  $c_t$ , la segunda suposición consta de suavizar el comportamiento de las variables tendenciales a través de una reducción en su variabilidad mediante constantes positivas  $\lambda$  (cuando este parámetro tiende a infinito la tendencia se convierte en una línea recta), se presenta a continuación la ecuación que define al periodo y después la condicionante para suavizar la tendencia:

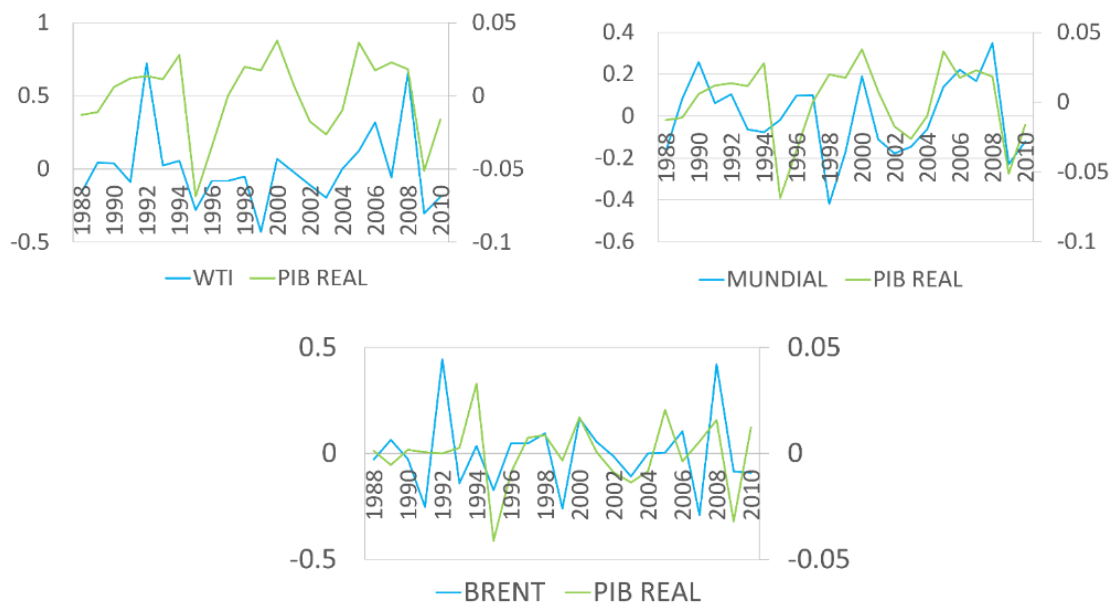
*Ecuación 3.1 Modelo cíclico, Hodrick, Robert J. and E.C. Prescott (1980) "Postwar U.S. Business Cycles: an Empirical Investigation"; mss. Pittsburgh: Carnegie-Mellon University; Discussion Papers 451, Northwestern University.*

$$y_t = g_t + c_t$$

*Ecuación 3.2 Restricción de Suavizamiento, Hodrick, Robert J. and E.C. Prescott (1980) "Postwar U.S. Business Cycles: an Empirical Investigation"; mss. Pittsburgh: Carnegie-Mellon University; Discussion Papers 451, Northwestern University.*

$$\min_{g_t} \sum_{t=1}^T c_t^2 + \lambda \sum_{t=1}^T [(g_t - g_{t-1}) - (g_{t-1} - g_{t-2})]^2$$

A partir de correlacionar los ciclos de precios ( $c_t$ ) de las diferentes mezclas mostradas en la tabla con las tendencias de exportación ( $g_t$ ) se determinó que las únicas correlaciones positivas y significativas son entre el PIB y el precio mundial, el WTI y la mezcla Brent, esto debido a la relevancia del mercado internacional y la economía occidental sobre la economía mexicana (López, 2014). Se presentan a continuación los resultados del modelo cíclico, así como los coeficientes de correlación y sus respectivos valores P, que demuestran su dependencia y afección en la volatilidad de los precios.



*Ilustración 3.11 Ciclos económicos 1990 - 2010, elaboración Propia*

| 1990-2010                           | WTI VS PIB  | MUNDIAL VS PIB | BRENT VS PIB |
|-------------------------------------|-------------|----------------|--------------|
| Coefficiente de correlación         | 0.468       | 0.893          | 0.413        |
| Valor P                             | 0.0241 4533 | 6.82051E-14    | 0.049        |
| Volatilidad ( $\sigma_x/\sigma_y$ ) | 9.88169105  | 6.6546         | 10.2088      |

*Tabla 3.4 Estadística Descriptiva 1990 - 2010*

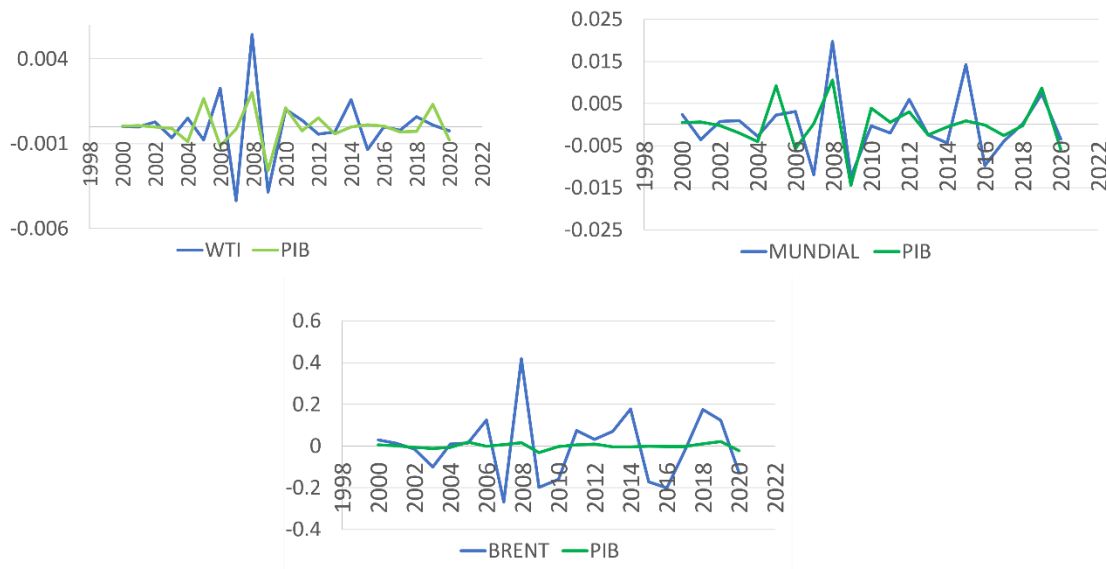


Ilustración 3.12 Ciclos económicos 2000 - 2020

| 2000-2020                           | WTI VS PIB | MUNDIAL VS PIB | BRENT VS PIB |
|-------------------------------------|------------|----------------|--------------|
| Coefficiente de correlación         | 0.414      | 0.631          | 0.405        |
| Valor P                             | 0.0615     | 0.00247        | 0.0683       |
| Volatilidad ( $\sigma_x/\sigma_y$ ) | 1.931      | 2.809          | 11.54202165  |

Tabla 3.5 Estadística descriptiva 2000 - 2020

Los dos periodos analizados demuestran que el comportamiento cíclico se acentúa a través del tiempo y aumenta a partir de la reforma energética, los coeficientes entre las mezclas marcadoras se “nivelan” ya que la mezcla de exportación (crudo maya) tiene una correlación mayor (57.1%) y el crudo que se produce en México (Mundial) tiene una correlación menor (63.1%), es necesario destacar que, en el periodo anterior a la reforma, la exportación de crudo tenía una correlación menor con el crecimiento económico. Este cambio en la afección del mercado del crudo en México mantiene el equilibrio del mercado donde ambas mezclas tienen menor volatilidad con el tiempo (Mundial y WTI) y la mezcla WTI tiene una correlación mayor en comparación con la mezcla europea Brent la cual incrementa su volatilidad.

Después de analizar el comportamiento del mercado del crudo con respecto al desarrollo económico y demostrar cuales son los productos que afectan y dirigen dicho comportamiento, es necesario ahora estudiar los modelos que describen el comportamiento del tipo de mercado antes y después de la reforma energética.

### Modelo de equilibrio Monopolístico y Competitivo

Un método básico para analizar las características de dos mercados, en este caso el equilibrio monopolístico y el competitivo; consta de generar un modelo de optimización a través de multiplicadores de Lagrange donde se analizan funciones de precios sobre demanda (Competitivo) y precio sobre ganancias marginales (Monopolísticos) para interpretar su comportamiento. Para esto, primero se propone un modelo “base” el cual se describe a continuación (Stiglitz, 1976):

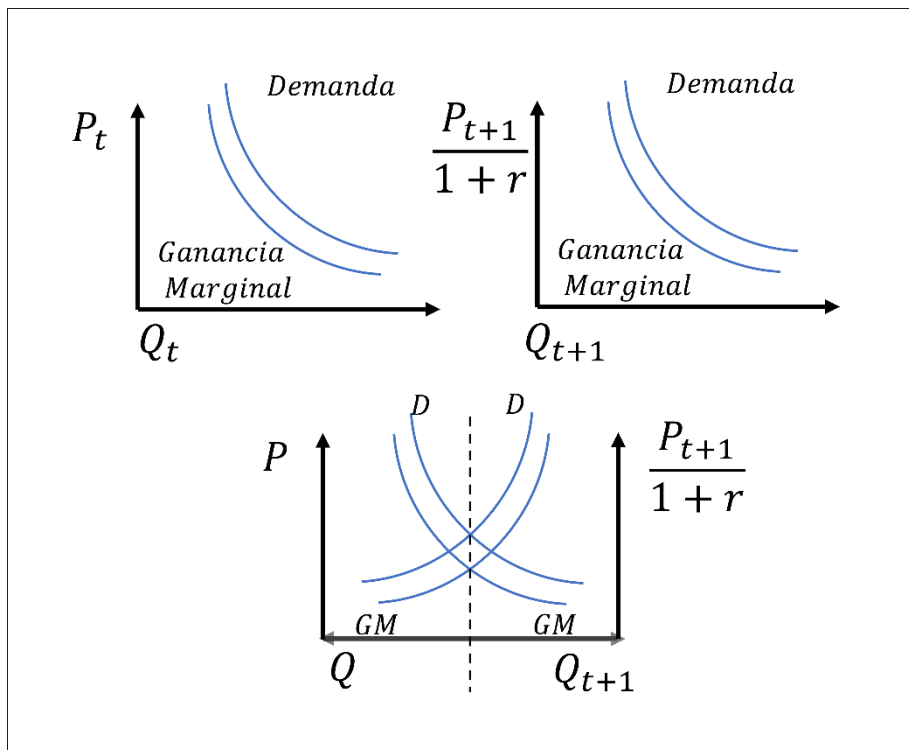


Ilustración 3.13 Modelo de equilibrio Stiglitz, elaboración Propia

Este modelo consta de dos periodos, asumiendo que los costos de extracción son 0 y que el stock del recurso será dividido entre los dos periodos, es decir, lo que no se venda en el primer periodo se venderá el segundo. El modelo competitivo está formado por dos curvas de demanda con elasticidad constante, para los dos periodos, en graficas de consumo vs precio, donde el equilibrio entre los dos periodos esta dado por la intersección de las curvas de demanda, al interponerlas y cambiar el sentido del consumo en el segundo periodo y dividir el precio sobre  $1 +$  la tasa de interés  $r$ .

Debajo de estas curvas de demanda se encuentran las curvas de Ganancia Marginal que representan el modelo monopolístico, estas curvas comparan las ganancias marginales del primer periodo con el segundo periodo, considerando como ganancia marginal el hecho de vender una unidad extra en el siguiente periodo, o sea incrementar la cantidad de mercado y en este caso transferir una unidad de venta del primer periodo al segundo y su equilibrio esta dado por la intersección de la misma forma que el caso anterior ya que estas ganancias son proporcionales al precio, como podemos observar, los dos equilibrios, el competitivo y el monopolístico generan el mismo consumo de aceite para los dos periodos, siempre y cuando exista una elasticidad constante, es decir, el consumo y su precio será proporcional a la demanda y esta a su vez proporcional a las ganancias marginales (Laxminarayan,



2004), en cambio, si hay un aumento en la elasticidad de la demanda, esto es, hay un aumento en el consumo pero no en el precio, entonces la razón de cambio entre las ganancias marginales y precio aumenta para el segundo periodo, esto implica que el precio competitivo para el monopolio debe considerar el costo de poder vender más producto en un futuro.

Considerando ahora los costos de extracción  $c$ , se presenta a continuación la ecuación que describe el equilibrio competitivo, entre el precio del primer y segundo periodo, donde se observa que el precio debe aumentar conforme la tasa de interés:

*Ecuación 3.3 Equilibrio considerando costos de extracción*

$$p_t - c = \frac{p_{t+1} - c}{1 + r}$$

La “renta” representa el precio menos los costos de operación, ahora, la condición monopólica correspondiente es que las ganancias marginales menos los costos de operación deben aumentar conforme la tasa de interés:

*Ecuación 3.4 Equilibrio en las Ganancias Marginales considerando costos de extracción*

$$GM_t - c = \frac{GM_{t+1} - c}{1 + r}$$

Dado que las ganancias marginales son una fracción del precio, bajo un esquema de elasticidad constante, el precio se mantendrá igual sin embargo las ganancias marginales el siguiente periodo serán mayores a las de este por lo que el monopolio debe considerar su expansión en el mercado mientras que el modelo competitivo no sugiere dicha expansión.

Este modelo simple o base es suficiente para entender las condiciones básicas para los análisis de un mercado monopolista y uno abierto, ahora se demostrará a través de un modelo basado en una serie Lagrangiana, donde se consideran costos 0 de extracción, y una elasticidad constante de demanda  $\alpha$ , la proporcionalidad entre el precio, la ganancia marginal  $GM$  y el consumo acumulado en cada periodo  $Q$ .

La función de demanda para una cantidad  $q$  de crudo es de la siguiente forma:

*Ecuación 3.5 Función de demanda*

$$p = f(t)q^{\alpha-1} \quad 0 < \alpha < 1$$

Donde  $1/(1 - \alpha)$  es la elasticidad de la demanda, para esta función se considera la serie que perseguiría una estrategia monopolista, para maximizar la demanda en los diferentes periodos:

*Ecuación 3.6 Serie de Maximización de demanda*

$$MAX \int_0^{\infty} p(t)q(t)e^{-rt} dt$$

Sujeta a la condicionante del Stock Total  $S_0$ :

*Ecuación 3.7 Condicionante de Stock*

$$\int_0^{\infty} q(t)dt \leq S_0$$

Sustituyendo la primera ecuación con la segunda e introduciendo el multiplicador de Lagrange  $\lambda$

*Ecuación 3.8 Serie de Maximización Lagrangiana*

$$MAX \int_0^{\infty} (f(t)q^{\alpha}e^{-rt} - \lambda q)dt$$

Donde el multiplicador  $\lambda$  está dado por:

*Ecuación 3.9 Multiplicador Lagrangiana*

$$\lambda = \alpha e^{-rt} f q^{\alpha-1}$$

Igualando la última ecuación a 0 y derivándola logarítmicamente con respecto del tiempo obtenemos:

*Ecuación 3.10 Primer derivada logarítmica con respecto al tiempo del multiplicador*

$$\frac{1}{p} \frac{dp}{dt} = r$$

Esto es; el precio debe variar inversamente proporcional con respecto a la tasa de interés.

Sustituyendo la primera ecuación sobre esta última obtenemos:

*Ecuación 3.11 Primer derivada de la función de demanda con respecto al tiempo*

$$\frac{1}{q} \frac{dq}{dt} = \frac{r - \frac{df}{f}}{\alpha - 1}$$

Esta ecuación diferencial aplica para los dos modelos, ya que los dos satisfacen la misma ecuación junto con su condicionante de volumen, esto implica que el precio y la cantidad de recursos no renovables son los mismos para los dos mercados recordando que la elasticidad de demanda es constante (López, 2014).

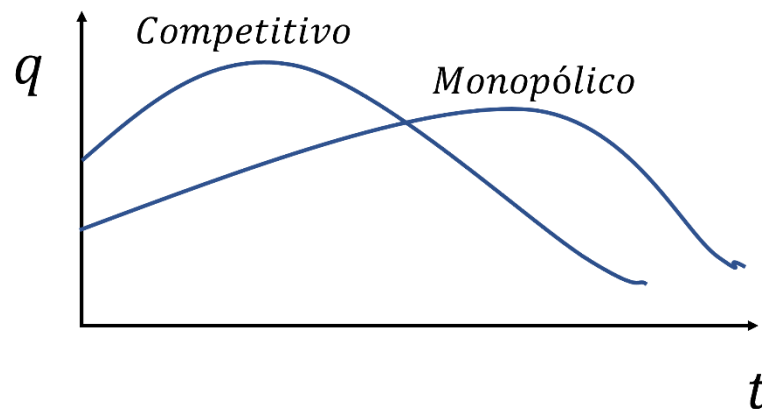
Ahora vamos a considerar una elasticidad de demanda creciente y costos de extracción, panorama más real en la industria petrolera, ya que el crecimiento en la elasticidad de la demanda significa que existe algún otro recurso sustituto, la ecuación del multiplicador  $\lambda$  sería la misma, pero la expresión del cambio del precio con respecto del tiempo ahora involucra el término de elasticidad de la demanda  $\alpha$

*Ecuación 3.12 Primer derivada con respecto del tiempo considerando elasticidad cambiante*

$$\frac{1}{p} \frac{dp}{dt} = r - \frac{d\alpha}{dt} \frac{1}{\alpha}$$

El hecho de considerar que la elasticidad no será constante resulta en un aumento más lento del precio para el modelo monopolista que para el modelo competitivo, esto provoca una utilización menor y más lenta del recurso por parte del modelo monopolístico, evidenciando que un modelo competitivo extraerá mayor cantidad de recurso y en menor tiempo, se muestra un perfil temporal para los dos modelos:

*Ecuación 3.13 modelo de consumo bajo elasticidad cambiante*



Ahora bien, considerando elasticidad constante, si introducimos un costo de extracción unitario decreciente descrito por la función  $g(t)$  con un cambio en el tiempo menor o igual a cero. La función de ganancias marginales (modelo monopolístico) es ahora:

*Ecuación 3.14 Serie de Maximización considerando costos de extracción*

$$MAX \int_0^{\infty} (pq^{\alpha} - gq)e^{-rt} dt$$

Y el multiplicador es:

*Ecuación 3.15 Multiplicador Lagrangiana considerando costos de extracción*

$$e^{-rt}(\alpha pq^{\alpha-1} - g) - \lambda = 0$$

El cambio del precio con respecto del tiempo integra el termino de los costos de extracción  $\gamma_m$  que es la división entre el costo de extracción unitario  $g$ , la elasticidad  $\alpha$  y el precio  $p$ :

*Ecuación 3.16 Primer derivada con respecto del tiempo de la función de precio considerando costos de extracción*

$$\frac{\dot{p}}{p} = r(1 - \gamma_m) + \frac{\dot{g}}{g} \gamma_m$$

*Ecuación 3.17 Término de costos de extracción para un régimen monopolístico*

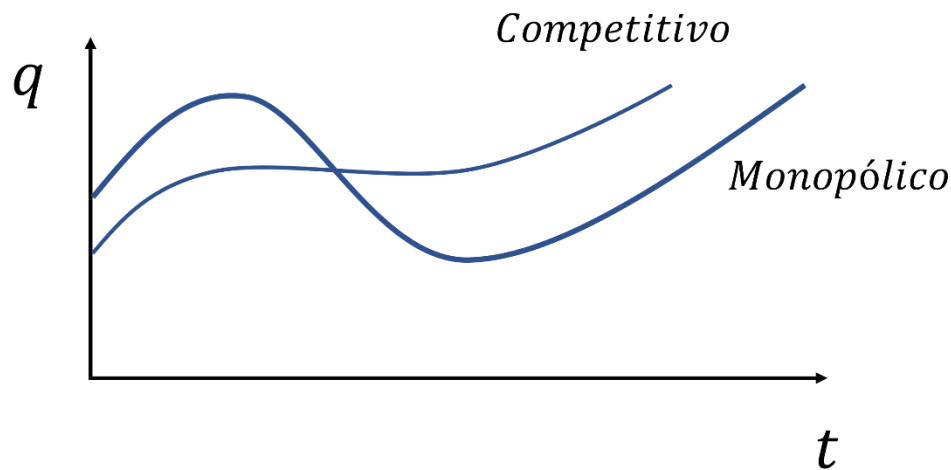
$$\gamma_m = \frac{g}{\alpha p}$$

En cambio, el término de los costos para el modelo competitivo no incluye el término de la elasticidad  $\alpha$ :

*Ecuación 3.18 Costos de extracción para un régimen competitivo*

$$\gamma_c = \frac{g}{p}$$

Claramente  $\gamma_m < \gamma_c$  por lo que el cambio en el precio con respecto del tiempo para el modelo monopolístico será menor que el mercado competitivo, esto también indica que las curvas de precios entre los mercados solo se cruzan una vez, considerando elasticidad constante, y que el monopolio extrajo inicialmente mayor cantidad de recurso, el comportamiento del precio resultará benéfico para el modelo competitivo en un largo plazo, como se muestra en la siguiente figura:



*Ilustración 3.14 consumo de hidrocarburos considerando costos de extracción*

De esta figura se puede observar que un entorno competitivo recupera más y en menos tiempo el recurso natural, en el caso del entorno mexicano, se puede concluir que un entorno competitivo aceleraría la producción y aumentaría el volumen de recuperación.

Ahora analizaremos estos dos modelos económicos cuando tienen dos mercados diferentes: A y B, elasticidad propia  $\alpha_A$   $\alpha_B$  y cada mercado con su tamaño  $\mu$  (desplazamiento en el eje horizontal), el modelo económico ideal o perfectamente competitivo está descrito por la siguiente serie lagrangiana (Laxminarayan, 2004):

*Ecuación 3.19 Multiplicador Lagrangiana para dos mercados separados*

$$MAX^C \int_{t=0}^{\infty} e^{-rt} \left( \int_{c=0}^{q_t^A} P_A(c) dc + \int_{c=0}^{q_t^B} P_B(c) dc \right) dt - \lambda \left( \int_{t=0}^{\infty} (q_t^A + q_t^B) dt - K_0 \right)$$

Esta vez el multiplicador lagrangiana  $\lambda$  representa el “precio sombra” este precio es el precio máximo dispuesto a pagar por una unidad adicional de venta, a partir del excedente en stock total del recurso no renovable  $K_0$ .

Las condicionantes o restricciones para el aumento del precio del recurso (proporcional a la tasa de interés) y el stock son:

*Ecuación 3.20 Condicionantes de aumento de precio y de Stock para dos mercados*

$$\begin{aligned} q_t^A > 0, & \quad P_A(q_t^A) = e^{rt} \lambda \\ q_t^B > 0, & \quad P_B(q_t^B) = e^{rt} \lambda \\ \lambda > 0, & \quad \int_{t=0}^{\infty} (q_t^A + q_t^B) dt \leq K_0 \end{aligned}$$

La segunda expresión es una condicionante de extracción final, las primeras condicionantes pueden combinarse dejando como expresión genérica para cada mercado en condiciones ideales:

*Ecuación 3.21 Equilibrio de precio para diferentes mercados*

$$P_i(q_t^{i,C}) = e^{rt} P_i(q_0^{i,C}); \quad i = A, B$$

Esta última expresión genérica demuestra que los precios en cada mercado se elevan con respecto a la tasa de interés y además se asume que para cada mercado los precios son iguales, reflejando así los costos de escases.

Ahora planteamos una función de precios con elasticidad constante:

*Ecuación 3.22 Función de precio considerando el tamaño del mercado y la elasticidad constante*

$$P_i(q) = \frac{q^{-\frac{1}{\eta_i}}}{\mu_i}$$

Para este modelo consideraremos al mercado B como el que tiene mayor elasticidad, ahora planteemos las ecuaciones de consumo para cada mercado:

*Ecuación 3.23 consumo para cada mercado*

$$q_t^{A,C} = e^{-\eta_i rt} (q_0^{A,C}) \quad q_t^{B,C} = e^{-\eta_i rt} (q_0^{B,C})$$

Y dado que los precios son iguales, entonces resolvemos la ecuación del precio inicial para el mercado B a partir de la función de precios con elasticidad constante y condiciones del mercado A:

*Ecuación 3.24 Relación de Consumo para ambos mercados*

$$q_0^{B,C} = \mu_B \left( \frac{q_0^{A,C}}{\mu_A} \right)^{\frac{\eta_B}{\eta_A}}$$

Esta última expresión indica que, aunque los precios sean iguales las cantidades van a diferir dependiendo de la elasticidad y parámetro de tamaño de mercado, ahora, integrando con respecto del tiempo la ecuación de consumo obtenemos la ecuación general que representa la extracción acumulativa del recurso para cada mercado:

*Ecuación 3.25 extracción acumulativa*

$$\int_{t=0}^{\infty} e^{-\eta_i r t} q_0^{i,C} dt = \frac{q_0^{i,C}}{r \eta_i}$$

De las dos últimas ecuaciones planteadas se obtiene la expresión para el consumo óptimo:

*Ecuación 3.26 Consumo Óptimo*

$$\frac{q_0^{A,C}}{r \eta_A} + \frac{\mu_B}{r \eta_B} \left( \frac{q_0^{A,C}}{\mu_A} \right)^{\frac{\eta_B}{\eta_A}} = K_0$$

Bajo estas condiciones cada mercado consumió en suma la totalidad del recurso no renovable.

Se plantea a continuación el modelo monopolístico para este ambiente económico, donde la función de optimización lagrangiana, al igual que el modelo anterior, está en función del consumo q, el precio P y sus condicionantes:

*Ecuación 3.27 Modelo Monopolístico para dos mercados*

$$MAX^M \int_{t=0}^{\infty} e^{-r t} (P_A(q_t^A) q_t^A + P_B(q_t^B) q_t^B) dt - \lambda \left( \int_{t=0}^{\infty} (q_t^A + q_t^B) dt - K_0 \right)$$

Las condicionantes para el multiplicador ahora involucran las ganancias marginales GM para los dos mercados y la condicionante de stock es la misma:

*Ecuación 3.28 multiplicador y condicionantes de Ganancias Marginales*

$$q_t^A > 0, \quad GM_A(q_t^A) = e^{r t} \lambda$$

$$q_t^B > 0, \quad GM_B(q_t^B) = e^{r t} \lambda$$

Estas ecuaciones se cumplen si las ganancias marginas son iguales para cada mercado en cada periodo, reflejando de nuevo valores iguales de escases. Dado que las ganancias marginales deben incrementarse conforme la tasa de interés, se expresan las ganancias marginales en función del precio de forma genérica para cada periodo:

*Ecuación 3.29 Función de Precio para el modelo Monopolístico*

$$GM_I = \frac{\eta_i - 1}{\eta_i} \left( \frac{q}{\mu_i} \right)^{-\frac{1}{\eta_i}} = \frac{\eta_i - 1}{\eta_i} P_i(t)$$

Esta expresión sugiere que el precio, al igual que el mercado competitivo, aumentará proporcionalmente a la tasa de interés  $r$ :

*Ecuación 3.30 equilibrio en el precio para ambos mercados*

$$P_i(q_t^{i,M}) = e^{rt} P_i(q_0^{i,M}); \quad i = A, B$$

Obteniendo el mismo resultado que el modelo competitivo:

*Ecuación 3.31 Función de Consumo para cada mercado*

$$q_t^{A,M} = e^{-\eta_i r t} (q_0^{A,M}) \quad q_t^{B,M} = e^{-\eta_i r t} (q_0^{B,M})$$

Recordando que este equilibrio entre periodos está descrito por una elasticidad constante, se muestra en comparativa las ganancias marginales cuando esta asunción de la elasticidad no existe:

*Ecuación 3.32 equilibrio de precios para los dos mercados*

$$P_B(q_t^{B,M}) = \frac{\eta_B}{\eta_B - 1} \frac{\eta_A - 1}{\eta_A} P_A(q_t^{A,M})$$

Estas expresiones evidencian la necesidad de tener precios diferentes si la elasticidad de los mercados es independiente y diferente, comparando los dos mercados, asumiendo costos 0 de extracción, elasticidad de demanda constante y mayor a 1, el precio para el monopolio será mayor para el mercado inelástico y menor para el mercado más elástico en comparación con el modelo competitivo (Laxminarayan, 2004).

Dada la diferencia de elasticidades  $\alpha_B > \alpha_A > 1$  y el modelo para elasticidades diferentes (ecuación 3.32) se deduce que  $P_t^{B,M} < P_t^{A,M}$  es decir, el monopolio debe tener precios menores en el mercado con mayor elasticidad. De las ecuaciones de precios para el monopolio (ecuación 3.19) y el mercado competitivo (ecuación 3.27) se demuestra que los precios incrementarían conforme la tasa de interés y en el caso competitivo los precios serán iguales (López, 2014), ahora, si el precio del mercado competitivo es menor al del mercado menos elástico (mercado A) o sea,  $P_t^C < P_t^{A,M}$ , debería mantenerse de esta forma para todo  $t$ , en cambio, si fueran iguales entonces implicaría que el precio del mercado más elástico es menor al del mercado competitivo, en este caso la extracción en el modelo monopolístico sería mayor, excediendo la condicionante de stock inicial, la misma lógica existe para el caso en el que el precio del mercado más elástico (B) fuese igual al competitivo implicaría que  $P_t^C < P_t^{A,M}$  y esta vez quedaría corto para la condicionante de stock ya que el modelo monopolístico obtendría menos recurso que el competitivo, de aquí se asegura que el mercado más elástico (B) tendrá un precio menor al competitivo (y mayor consumo) y el mercado menos elástico (A) tendrá un precio mayor al competitivo y un consumo menor por causalidad (Laxminarayan, 2004).

Para poder ilustrar este proceso se plantea la extracción acumulativa en términos del consumo inicial, la elasticidad y la tasa de interés, esta expresión es igual al caso competitivo:

*Ecuación 3.33 Extracción acumulativa para cada mercado*

$$\int_{t=0}^{\infty} e^{-\eta_i r t} q_0^{i,M} dt = \frac{q_0^{i,M}}{r \eta_i}$$

Pero la expresión de consumo inicial y consumo óptimo cambiara gracias a las elasticidades diferentes:

*Ecuación 3.34 Función de Demanda considerando diferentes elasticidades*

$$q_0^{B,M} = \mu_B \left( \frac{\eta_B}{\eta_B - 1} \frac{\eta_A - 1}{\eta_A} \right)^{-\eta_B} \left( \frac{q_0^{A,M}}{\mu_A} \right)^{\frac{\eta_B}{\eta_A}}$$

*Ecuación 3.35 Función de Consumo óptimo*

$$\frac{q_0^{A,M}}{r \eta_A} + \frac{\mu_B}{r \eta_B} \left( \frac{\eta_B}{\eta_B - 1} \frac{\eta_A - 1}{\eta_A} \right)^{-\eta_B} \left( \frac{q_0^{A,M}}{\mu_A} \right)^{\frac{\eta_B}{\eta_A}} = K_0$$

De esta expresión se observa que si el mercado B desaparece, o sea,  $\mu^B \rightarrow 0$ ,  $q_0^{A,M} \rightarrow q_0^{A,C}$  que es el caso inicial que observamos (modelo Stiglitz).

A partir de las asunciones anteriores se consideró que la extracción del monopolista podía ser mayor al inicio, esto se comprueba reescribiendo la condicionante de stock de la siguiente forma:

*Ecuación 3.36reacomodo de la Condicionante de stock en dos mercados*

$$\frac{q_0^{A,j}}{r \eta_A} + \frac{q_0^{B,j}}{r \eta_B} = K_0$$

Donde j representa el tipo de modelo C o M (Competitivo y Monopólico) y resolviendo para el consumo se obtiene:

*Ecuación 3.37Equilibrio en el Consumo para dos mercados*

$$q_0^{B,j} = r \eta_B K_0 - \frac{\eta_B}{\eta_A} (q_0^{A,j})$$

Lo que permite escribir la ecuación en términos de la extracción total inicial  $Q_0^j$  para los modelos y analizar su diferencia

*Ecuación 3.38 Extracción total para dos mercados*

$$Q_0^M - Q_0^C = \left( 1 - \frac{\eta_B}{\eta_A} \right) (q_0^{A,M} - q_0^{A,C})$$



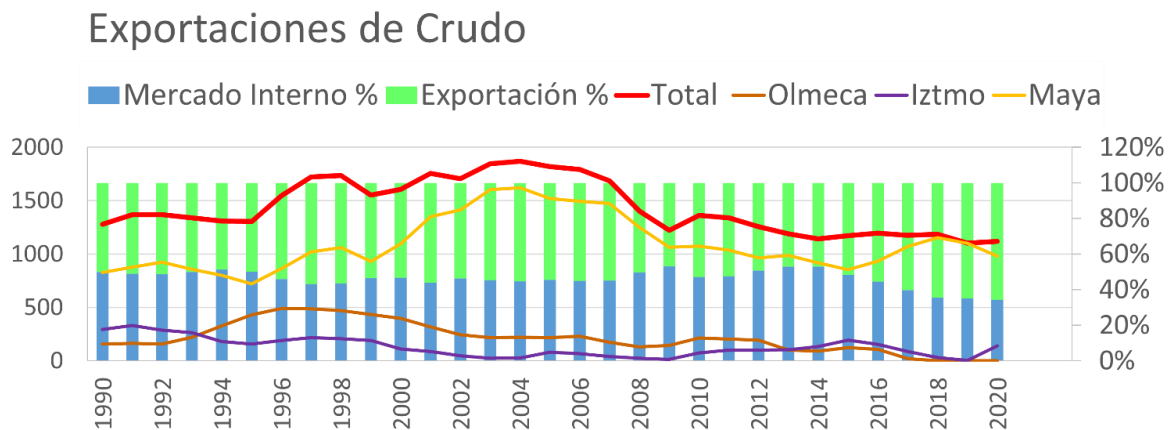
Por lo tanto, el mercado más inelástico consume menos en el modelo monopolístico que en el competitivo, es decir

*Ecuación 3.39 relación de consumo para diferentes elasticidades*

$$q_0^{A,M} < q_0^{A,S}$$

Esto indica que el modelo monopolístico reduce su consumo en un mercado para suplantarlo en el otro, provocando consumo más elevado al principio de la serie, concluyendo que el modelo monopolista tendrá una extracción más rápida que el modelo competitivo ya que acabamos de demostrar que el consumo al principio para el monopolio será mayor, si queremos satisfacer la condicionante de stock entonces este consumo debe cruzar 1 vez y colocarse por debajo del modelo competitivo demostrando así que el modelo competitivo es más eficiente que el monopolístico (Stiglitz, 1976).

Ahora bien, para demostrar que la economía mexicana se comporta de esta forma haremos un análisis de los precios de las tres mezclas y observaremos sus elasticidades calculadas. Se muestra a continuación una gráfica de las exportaciones de las diferentes mezclas:



*Ilustración 3.15 Cantidad Exportada por mezcla y porcentajes de exportación*

De estas graficas podemos ver que la mezcla Maya es la más exportada del país, en cambio las mezcla Istmo y Olmecca es utilizada en el mercado interno, ahora para comprobar que el modelo planteado aplica para la economía mexicana y el mercado de exportaciones es el más elástico y por lo tanto el mercado monopolista o interno debe cambiar a un mercado competitivo, se muestra a continuación una tabla con los valores de elasticidad de la demanda y de los precios para las diferentes mezclas y el precio mundial:

*Tabla 3.6 Elasticidad de precios sobre demanda 1990-2010*

| $E_{PQ}$ | Mdo. Int. | IS     | OL     | MA    |
|----------|-----------|--------|--------|-------|
| P. M     | -1.651    | -0.580 | -0.500 | 1.537 |
| P. IS    | -1.652    | -0.550 | -0.475 | 1.502 |
| P. OL    | -1.589    | -0.547 | -0.492 | 1.474 |
| P. MA    | -1.982    | -0.602 | -0.466 | 1.549 |

Tabla 3.7 Elasticidad de Demanda 1990 - 2010

| E <sub>QP</sub> | P. Mund. | P. IS   | P. OL   | P. MA   |
|-----------------|----------|---------|---------|---------|
| MI              | -0.0114  | -0.0123 | -0.0120 | -0.0129 |
| IS              | -1.148   | -1.175  | -1.190  | -1.126  |
| OL              | -0.271   | -0.278  | -0.293  | -0.238  |
| MA              | 0.251    | 0.265   | 0.2651  | 0.2394  |

Estas dos tablas sugieren las siguientes conclusiones; la mezcla maya es la más competitiva ya que es la que más se exporta y produce, así mismo es la más elástica por lo que un aumento en su precio implica un aumento en la cantidad exportada, así mismo podemos observar que la mezcla maya es sustituta de las demás y a su vez la mezcla istmo y olmeca son complementarias entre sí.

La elasticidad del precio en el mercado mundial con respecto al crudo maya es mayor a la elasticidad de las demás mezclas con respecto a la Maya, además, el mercado interno tiene una elasticidad cercana a 2, esto quiere decir que el consumo de la mezcla maya y el consumo interno es más sensible al precio mundial que a las demás mezclas, este hecho comprueba que elasticidades con un valor menor o equivalente a la unidad, promueve control y equilibrio en los mercados de las exportaciones e importaciones y ayuda a revertir el aumento en la exportación de crudo e importación de gasolinas, mediante la producción de petrolíferos de grado comercial y abarcar la mayor parte de la cadena de valor de los hidrocarburos.

Si bien el mercado de las exportaciones para México es un mercado competitivo dentro de la unión americana, el mercado interno se mantenía en un régimen monopolístico hasta la reforma energética del año 2013 donde dicho mercado interno se abrió a través de licitaciones públicas mencionadas en el capítulo 1, para comprobar que un ambiente competitivo generará mayor extracción en menor tiempo debemos analizar las elasticidades del precio y de la demanda para el siguiente periodo (2010 – 2020), esta vez gracias a la apertura del mercado y la exportación exclusiva de crudo maya analizaremos la elasticidad de demanda y precio para el mercado interno (MI) y la mezcla maya (MA) como los dos mercados del crudo en México, es decir, el crudo de exportación y la producción para el consumo interno.

Tabla 3.8 Elasticidad de precio de la demanda 2000-2020

| E <sub>PQ</sub> | Mdo. Int. | IS     | OL     | MA    |
|-----------------|-----------|--------|--------|-------|
| P. M            | -0.679    | -0.361 | -0.58  | 0.926 |
| P. IS           | -0.533    | -0.333 | -0.554 | 0.885 |
| P. OL           | -0.667    | -0.425 | -0.544 | 0.864 |
| P. MA           | -0.717    | -0.390 | -0.603 | 0.945 |

Tabla 3.9 Elasticidad de la Demanda 2000-2020

| $E_{QP}$ | P. Mund. | P. IS   | P. OL   | P. MA   |
|----------|----------|---------|---------|---------|
| MI       | -0.0311  | -0.0807 | -0.0273 | -0.0881 |
| IS       | -0.717   | -0.735  | -0.627  | -0.697  |
| OL       | -0.489   | -0.512  | -0.516  | -0.457  |
| MA       | 0.0872   | 0.0924  | 0.0954  | 0.0799  |

Esta nueva tabla demuestra que en tan solo 10 años de la reforma, las elasticidades han mantenido su comportamiento anteriormente mencionado acerca de la dependencia del mercado mundial, además, la elasticidad se encuentra por debajo de la unidad esto sugiere que a partir de que existan ahora (por primera vez) mayor ofertantes de un mismo producto la disponibilidad del recurso se ve afectada gracias a la diversificación de su distribución volviendo menos sensible el cambio en su precio dado un cambio en el consumo del recurso.

Por el contrario, la elasticidad de la demanda a partir del precio (relación inversa), demuestran cada vez menos elasticidad para la demanda del crudo maya de lo cual se puede concluir que su presencia en el mercado americano es cada vez más necesaria y menos reemplazable a diferencia de las demás mezclas cada vez más escasas.

El mercado del crudo en México es una pieza clave para el abasto de combustibles en todo América del norte, su relación con las diferentes mezclas de referencia en el mundo y su elasticidad o sensibilidad al cambio de la demanda, demuestran la necesidad de regular los precios conforme el mercado mundial lo requiere, bajo una política de competencia justa, será necesario mantener las condiciones de elasticidad constante y cercana a la unidad, a través de los competidores en este mercado.

La forma en la que el crudo se oferta en el mercado internacional, como se analizó en el primer capítulo, proviene de las regulaciones entre la empresa nacional, sus empresas productivas y sus clientes. Existe una expresión creada desde los años 90, que es utilizada para determinar el precio de las diferentes mezclas en nuestro mercado, esta fórmula consta de la extracción porcentual de los precios de los crudos de referencias (WTI y Brent) y la adición de un factor K que dependerá de la estabilidad del mercado.

Ecuación 3.40 Factor K de ajuste para una mezcla, PMI 2017

$$\text{Precio Maya} = 0.65 \text{ WTI Houston} + 0.35 \text{ ICE Brent} + K$$

Esta fórmula es utilizada para determinar el precio de la mezcla mexicana, podemos observar que la referencia con los 100 dólares por barril se cumple si los dos crudos de referencia son iguales y el factor k deliberadamente fuese 0, para esclarecer esta idea se presenta una ilustración de los diferentes precios (Maya, WTI y Brent) y el factor K y su elasticidad con respecto al cambio en el precio WTI.

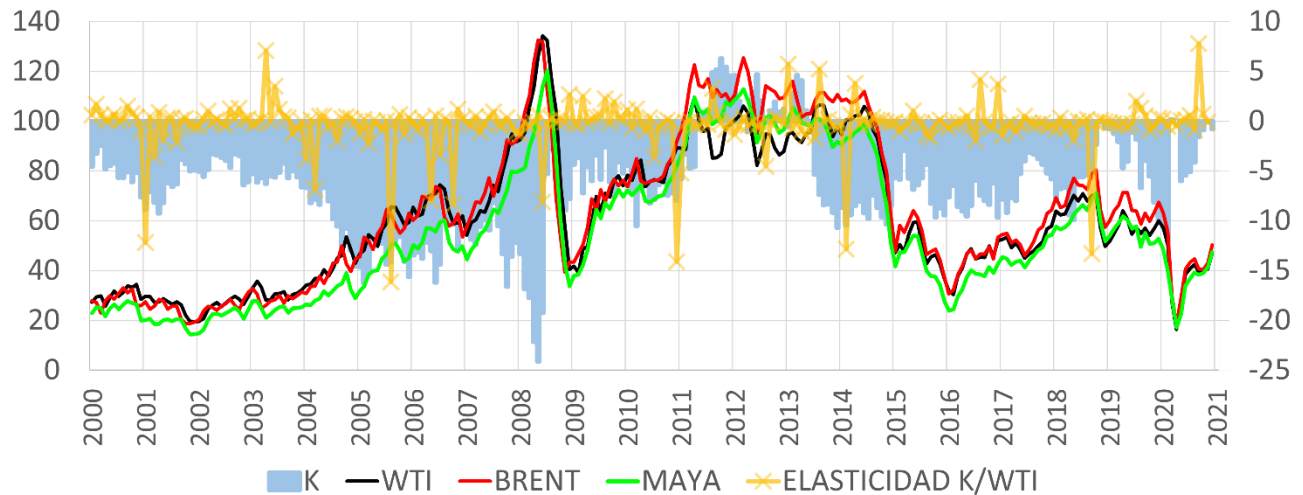


Ilustración 3.16 Comparación de Precios, Factor K y elasticidad del factor K con el precio, Elaboración Propia, Datos de EIA y SENER

Esta grafica demuestra el siguiente hecho, el factor K ajusta la mezcla para que, en un entorno de alta competitividad (precios altos), el WTI pueda mantenerse por encima de la mezcla mexicana, es decir, cuando hay precios altos en el mercado, el precio del crudo maya debe subir para volver más competitivo el WTI. Este comportamiento indica que cuando existe un entorno de precios muy altos, el factor K es cada vez menor y por lo tanto la elasticidad o sea la sensibilidad del precio de la mezcla con respecto a las mezclas marcadoras es menor, dado que, bajo condiciones de alta demanda (arriba de los 100 dólares) pueden competir entre ellas de forma regular alterando su naturaleza dependiente y volviendo a k inconsistente o inelástico al precio de referencia, a partir de la reforma energética la elasticidad del factor K tiene menor variabilidad, además se acerca o ronda por la unidad en mayor medida, estos dos hechos confirman que el mercado de las exportaciones de crudo al abrirse a diversos productores u ofertantes, debilita la dependencia del recurso a un solo mercado, elevando su precio y volviéndolo un producto aún más competitivo.

El desarrollo de la industria petrolera en México está vinculado con el desarrollo energético mundial desde hace varias décadas, por tal motivo es necesario trazar un consumo de este recurso que involucre los diferentes factores del entorno energético mundial, y generar una estrategia de reparto y procesamiento que considere la transición energética de la tecnología y el transporte para los combustibles.

Estas nociones dejan claro el siguiente panorama, los países desarrollados serán los primeros en lograr la transición energética dado que son los países que requieren en mayor medida reducir sus emisiones de dióxido de carbono, en cambio los países como México, Brasil, Colombia, que tienen un crecimiento exponencial en su parque vehicular y poblacional, deberán adquirir mayor capacidad de refinación y por lo tanto proveer dicho impacto ambiental, que satisfaga la demanda, a su vez, es

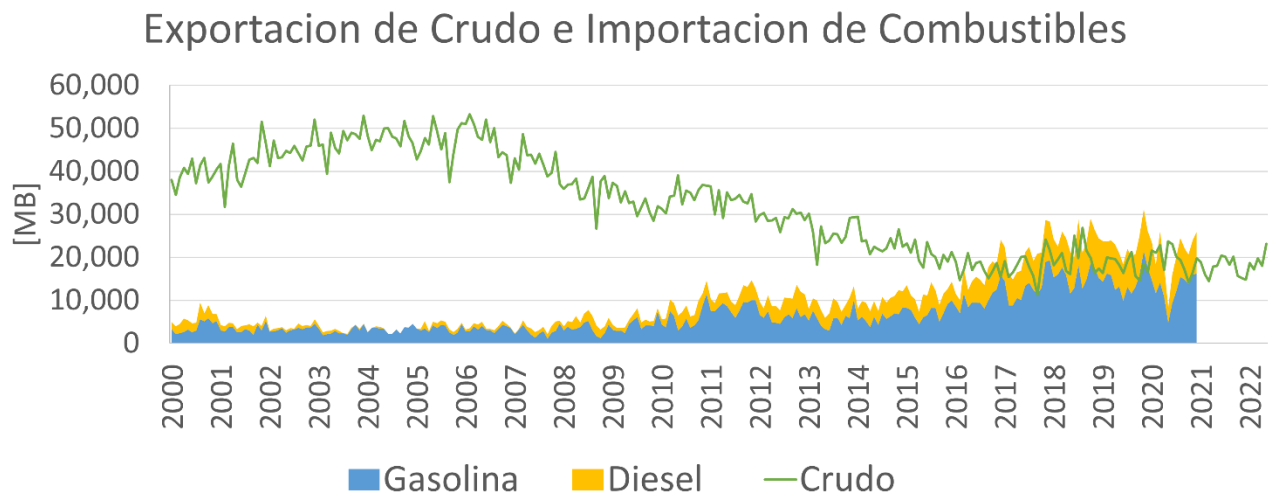
necesario “migrar” la tecnología que los países en desarrollo comiencen a desinstalar de sus territorios y deberán ser reubicadas estratégicamente para beneficiar el suministro y abasto de petrolíferos.

La adquisición de la refinería en el estado de Texas ejemplifica como las empresas internacionales líderes en energía comienzan su transición, y permiten esta reubicación de las instalaciones, además la apertura del mercado del crudo mexicano, la disponibilidad de las materias primas y los costos de extracción son factores que determinan cuántos ciclos más podrá soportar la economía petrolera hasta alcanzar condiciones de baja rentabilidad en el mercado internacional.

Actualmente existen políticas que promueven la implementación y mejora de sistemas dentro de los organismos y empresas en materia de calidad, seguridad y salud, energía y medición, estos sistemas, sujetos a las normas y acuerdos internacionales, buscan disminuir las emisiones al medio ambiente a través de continuidad operativa y la cultura preventiva. Pese todos estos esfuerzos es necesario incluir dentro de la cadena de valor de los hidrocarburos, la captura y redistribución de los residuos expulsados en las emisiones, implementar mecanismos de captura de emisiones e incluirlos como parte del procesamiento de los hidrocarburos y como compromiso con el medio ambiente y la sustentabilidad en general.

La cantidad y tasa de crecimiento de los automóviles eléctricos e híbridos no es significativa para la cantidad de vehículos automotores en nuestro país, aunado a la alta densidad de carreteras es necesario considerar el aumento en el consumo de combustible, con el objetivo de mejorar la rentabilidad de esta industria, es imprescindible lograr un ajuste en la cantidad de crudo vendido a solo un destino y la cantidad de combustibles importados, que cubren al demanda que rebasa la capacidad de refinación del país.

Ilustración 3.17 Exportación de Crudo e Importación de Combustibles, Datos de EIA y SENER



## Capítulo 4 Apéndices

### Apéndice A: Glosario

#### ***PERMISIONARIO***

Petróleos Mexicanos, cualquier otra empresa productiva del Estado o entidad paraestatal o cualquier particular que sea titular de un permiso para la realización de las actividades previstas en la ley.

#### ***ACCESO ABIERTO***

Servicio prestado por Permisarios a terceros para Transportar y Distribuir a través de Ductos y Almacenar Hidrocarburos, Petrolíferos y Petroquímicos condicionado a la capacidad Disponible de las instalaciones requeridas o por la no utilización de contratos de reserva de capacidad, ofertadas mediante boletines electrónicos incluyendo tarifas autorizadas, condicionado a las disposiciones emitidas por la CRE.

#### ***TEMPORADA ABIERTA***

Procedimiento para asignar o adquirir capacidad disponible para un tercero, comenzar un nuevo proyecto o anunciar la renuncia de cierta capacidad para su oferta y reasignación o determinar la necesidad de expandir capacidad, realizado por los Permisarios de Transporte, Almacenamiento o Distribución de Hidrocarburos, Petrolíferos y Petroquímicos mediante boletines electrónicos.

#### ***INSTALACIONES DE APROVECHAMIENTO***

Sistema de instalaciones para la recepción, amortiguamiento, guarda y manejo de Gas Natural, petroquímicos y Petrolíferos, su conducción hasta aparatos de consumo, pudiendo vaporizarlo y medirlo para su posterior consumo controlado, comienza en el punto de suministro (salida del medidor del ducto) y termina en los aparatos de consumo.

#### ***CAPACIDAD DISPONIBLE DE MANERA PERMANENTE***

Se entiende que la capacidad estará disponible de forma permanente cuando:

- I. Se construya un nuevo sistema
- II. Cuando se amplía la capacidad
- III. Cuando la capacidad existente no está comprometida
- IV. Cuando algún usuario ceda dicha capacidad

#### ***USUARIOS FINALES***

La persona que adquiere para su consumo Hidrocarburos, Petrolíferos o Petroquímicos.

#### ***USUARIOS***

El Permisario que solicita o utiliza los servicios de otro Permisario.

## Apéndice B: Metodologías de Cálculo

### Diseño de Tratadores de Emulsiones

Los apuntes presentes son limitados al dimensionamiento de la cámara de asentamiento y la entrada de calor requerida, para llegar a la cantidad de agua requerida dentro del aceite es necesario considerar el tamaño más pequeño de gota de agua que podemos encontrar. En este proceso interviene la temperatura, el tiempo de retención (10 – 30 [min]) y la viscosidad; una temperatura y viscosidad elevadas ayuda a expandir el agua y aumentar el tamaño de las gotas.

Existe una expresión que describe el diámetro de gota de agua necesario para descargar el aceite con una concentración de 1% de agua para viscosidades menores a 80 [cP]

*Ecuación 4.1 Diámetro necesario para deshidratar el aceite*

$$d_m = 200 \mu_0 [\mu m]$$

Para tratadores electrostáticos y viscosidades entre 3 y 80 [cP]

*Ecuación 4.2 Diámetro necesario para deshidratar el aceite en tratadores electrostáticos*

$$d_m = 170 \mu_0 [\mu m]$$

El siguiente paso es calcular las dimensiones de la sección de asentamiento y colisión, estos cálculos deben satisfacer el asentamiento de las partículas y el tiempo de retención suficiente, de este análisis se generan las ecuaciones que gobiernan el diseño de tratadores verticales y horizontales.

Horizontales

Primer condicionante (Asentamiento):

Se presenta la ecuación que representa la velocidad de asentamiento terminal de las gotas de agua, esta ecuación representa el límite de asentamiento para velocidades promedio del flujo de aceite (entrada),

*Ecuación 4.3 velocidad terminal de asentamiento*

$$u = 1.787 \times 10^{-6} \frac{\Delta\gamma d_m}{\mu_0} \left[ \frac{ft}{s} \right]$$

*Ecuación 4.4 velocidad promedio de asentamiento*

$$v_0 = 7.792 \times 10^{-4} \frac{Q_0}{DL} \left[ \frac{ft}{s} \right]$$

igualando las ecuaciones anteriores se obtiene el límite para el diámetro y la longitud efectiva de la sección de asentamiento y colisión en pies:

*Ecuación 4.5 Dimensiones de la cámara de Asentamiento y Colisión*

$$DL = 436 \frac{Q_0 \mu_0}{\left(\frac{D}{12}\right)^2 L} \left[ \frac{ft}{s} \right]$$

Segunda Condicionante (Tiempo de Retención):

Se presenta a continuación la ecuación que describe el tiempo de retención en minutos que se obtiene de dividir el volumen de aceite dentro de la sección de separación por el volumen de aceite en términos del cuadrado del diámetro por la longitud de la sección.

*Ecuación 4.6 Tiempo de retención*

$$\frac{D^2 L 1.057}{Q_0} = t$$

**Verticales**

De la misma forma que con los tratadores horizontales, se debe comenzar con la ecuación de velocidad terminal de asentamiento para las gotas de agua en pies por segundo:

*Ecuación 4.7 Velocidad de asentamiento para las gotas de Agua*

$$u = 1.787 \times 10^{-6} \frac{(\Delta\gamma) d_m}{\mu_o}$$

Si la velocidad promedio del flujo en el tratador es menor a esta velocidad el asentamiento ocurrirá, la velocidad promedio se calcula a partir de dividir el flujo entre el área transversal del tratador:

*Ecuación 4.8 velocidad promedio*

$$u_0 = 1.19 \times 10^{-2} \frac{Q_0 [ft]}{D^2 [s]}$$

Combinando las ecuaciones anteriores se obtiene la Restricción de Asentamiento:

*Ecuación 4.9 Restricción de Asentamiento*

$$D^2 = 6665 \frac{Q_0 \mu_o}{(\Delta\gamma) d_m^2} [in ft]$$

La Restricción de Tiempo de Retención se obtiene de dividir el volumen del tratador entre el flujo de entrada:

*Ecuación 4.10 Restricción de Tiempo*

$$D^2 H = 8.575 Q_0 [in^2 ft]$$

**Diseño de Esponjas de Acero**

Se calcula el diámetro mínimo de la columna con la expresión:

*Ecuación 4.11 Diámetro mínimo de la columna*

$$d_{min}^2 = 360 \frac{Q_g T Z}{P}$$

Donde  $d^2 [in^2]$  es el diámetro de entrada de la columna,  $Q_g$  MMPCD, es el gasto de gas y  $Z$  el factor de compresibilidad del gas, la temperatura  $T$  °R y la presión  $P$  psia.

El diámetro máximo para evitar la canalización del gas está dado por la expresión:

*Ecuación 4.12 Diámetro Máximo*

$$d_{max}^2 = 1800 \frac{Q_g T Z}{P}$$

Después se calcula el consumo esponja de acero diario con la siguiente expresión:

*Ecuación 4.13 Consumo de Esponja Diario*

$$R = 0.0133 Q_g (X_{AG})$$

Donde  $X_{AG} [\% \text{ MOL}]$  es la fracción mol de contaminantes en la corriente de gas.



Se debe asumir una altura de la torre entre 10 a 20 pies y se calcula el volumen de la cama de acero con la siguiente expresión:

*Ecuación 4.14 Volumen de Cama de Acero*

$$V = 0.7854 D^2 L$$

Donde D es el diámetro de la cama y L la altura seleccionada, en pies, el remplazo de la esponja de acero está dada por la expresión:

*Ecuación 4.15 Tiempo de Cambio de Esponja*

$$t = \frac{V}{R}$$

### ***Diseño de Unidades de Amina***

El equipo principal para el endulzamiento del Gas es la torre de absorción por lo que nos enfocaremos en el diseño de estos equipos:

Para un porcentaje del peso de 35% y una razón de 0.5 mol de gas ácido / mol DEA el flujo necesario de amina esta dado por la siguiente expresión:

*Ecuación 4.16 Flujo Necesario de Amina*

$$q_{AM} [gmp] = 126 Q_g X_{AG}$$

Donde la  $X_{AG}$  el porcentaje mol de gas ácido ( $H_2S$  y  $CO_2$ ), asumiendo un diámetro de gota de amina de 100  $\mu m$ , el diámetro de entrada de la torre de absorción d esta dado por la siguiente expresión:

*Ecuación 4.17 Diámetro de entrada de la torre de absorción*

$$d^2 = \frac{504(TZQ_g)}{P} \left[ \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} * C_d \right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde T es la temperatura[°R], Z es el factor de compresibilidad, P la presión (psia)  $C_d$  es el coeficiente de arrastre. Usualmente se utilizan válvulas de tipo 20 separadas por 24 in.

### ***Diseño de Torre de Glicol***

Este proceso determina el diámetro de entrada, la cantidad etapas y la altura de la columna para el proceso de deshidratación mediante absorción por glicol:

Para calcular el diámetro de la torre es necesario encontrar la velocidad máxima superficial permitida a través de la correlación de Souder Brown:

*Ecuación 4.18 Diámetro de la Torre*

$$U_{MAX} = C_{SB} \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}$$

Donde  $U_{MAX}$  es la velocidad máxima superficial [ft/h],  $C_{SB}$  el coeficiente (usualmente se asume un valor de 660 [ft/h]) y  $\rho$  representa las densidades del glicol y del gas [lb/ft<sup>3</sup>], después se debe calcular el área transversal de la columna:

*Ecuación 4.19 Área Transversal de la columna*

$$A = \frac{V}{U_{MAX}}$$

V es el volumen del flujo obtenido a partir de la ley de los gases reales y el diámetro se calcula con la siguiente expresión:

*Ecuación 4.20 Diámetro de la columna*

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

La cantidad de etapas que debe tener la torre está dada por el método McCabe Thiele, se traza una recta que describe la operación y otra semirrecta que describe el equilibrio entre el glicol y el gas natural, la semirrecta es descrita por la expresión:

*Ecuación 4.21 recta para el equilibrio gas glicol*

$$Y = 0.1042X$$

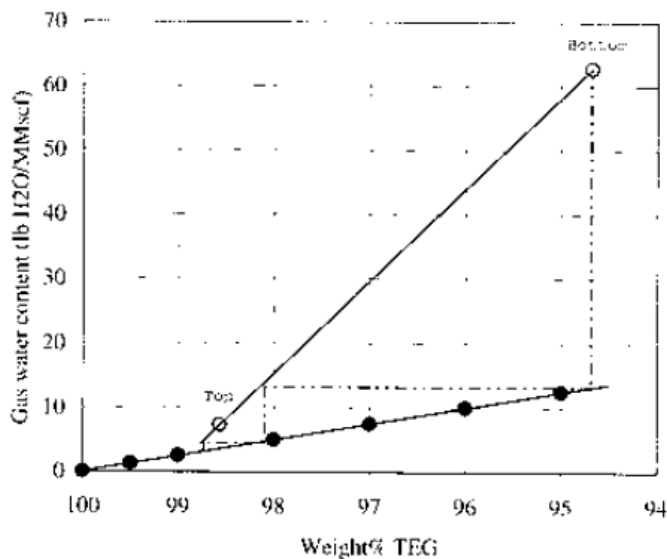
Donde Y es el contenido de agua en el gas y X la concentración de Glicol enriquecido de contaminantes, la cantidad de etapas estará dado por la cantidad de líneas verticales que se pueden generar desde el comienzo de la recta de operación sobre la recta de equilibrio, se muestra un ejemplo para el método que utiliza TEG:

Mediante la eficiencia de deshidratación de las etapas se calcula el número real de etapas:

*Ecuación 4.22 número real de etapas*

$$N_R = \frac{N}{\eta}$$

Asumiendo un espaciamento de 2 pies, se multiplica este espaciamento por el número real de etapas y se obtiene la altura.



### ***Diseño de un Cama de Absorción***

Para llevar a cabo este procedimiento se debe conocer las condiciones del gas: la densidad (lbs/ft<sup>3</sup>), presión (psia) y Temperatura (°F), el contenido de agua Y1 (lbs H<sub>2</sub>O/MMft<sup>3</sup>) dentro del flujo volumétrico V (MMft<sup>3</sup>/d) y el tamaño y la densidad de las partículas del desecante D<sub>p</sub> (ft), los cálculos siguientes son para corroborar la capacidad máxima de agua para el desecante X<sub>C</sub> (lbs H<sub>2</sub>O/lbs desecante) y considerando que los periodos de operación son de 8 horas.

Calculas el peso de la cama W<sub>B</sub> de absorción y su volumen V<sub>B</sub> y su altura h<sub>B</sub> asumiendo un valor inicial para X<sub>C</sub>:

$$X_C = 0.12$$

*Ecuación 4.23 Peso de la Cama a partir de la eficiencia propuesta*

$$W_B = \frac{VY_1}{3X_C}$$

*Ecuación 4.24 Volumen de la cama*

$$V_B = \frac{W_B}{\rho_B}$$

$$D_P = \frac{1}{8(12)} (in)$$

$$V_B = 540 \sqrt{\left(\frac{D_P}{\rho_g}\right)}$$

*Ecuación 4.25 Diámetro de la cama*

$$d = \sqrt{\frac{25VZ_gT_g}{PV_g}}$$

*Ecuación 4.26 Gasto de Agua*

$$q = 0.053 \left(\frac{VY_1}{d^2}\right)$$

*Ecuación 4.27 Altura de la zona de transferencia de masa*

$$h_z = 31.32 \left(\frac{q^{0.7895}}{V_g^{0.55506}RS^{0.2646}}\right)$$

*Ecuación 4.28 Altura del Tanque*

$$h_B = \frac{4V_B}{\pi d^2}$$

Con estos datos se vuelve a calcular X<sub>C</sub> con la capacidad dinámica de desecante X'<sub>S</sub> y la capacidad dinámica a 70 °F X<sub>S</sub>:

*Ecuación 4.29 Eficiencia de la Cama*

$$X_S = 7.407 + 0.09357RS$$

$$X'_S = X_S(1.518 - 0.00673T_B)$$

$$X_C = \frac{X'_S (h_B - 0.45h_z)}{h_B}$$

Después se calcula el tiempo de duración de la cama  $\theta_B$

*Ecuación 4.30* Tiempo de saturación de la cama

$$\theta_B = \frac{0.01X_C\rho_B h_B}{q}$$

Y finalmente se calcula la caída de presión:

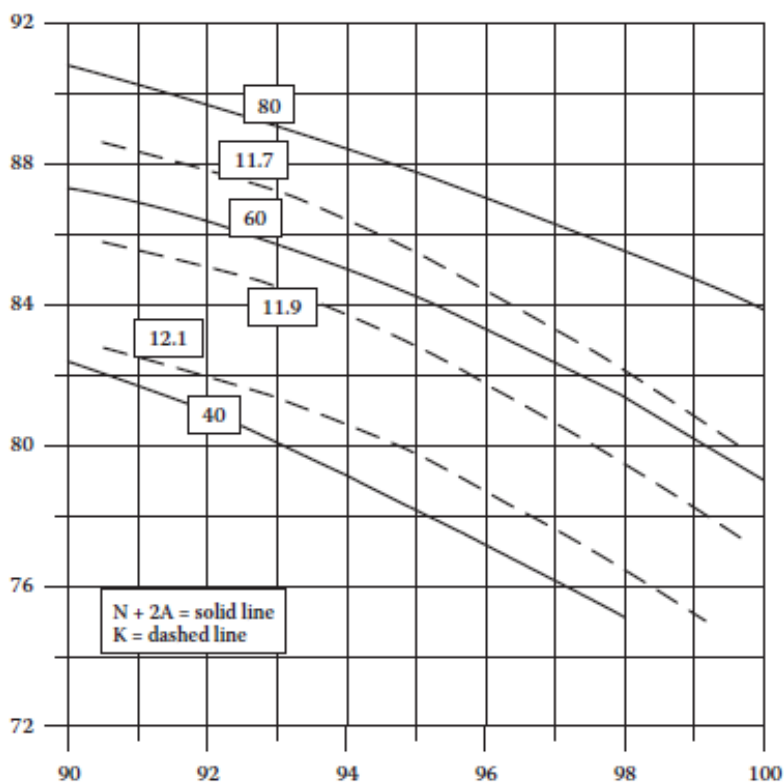
*Ecuación 4.31* Caída de presión dentro de la cama

$$\Delta P = 0.056\mu V_g + 8.89 \times 10^{-5} \rho V_g^2$$

### ***Estimación Gráfica de Productos derivados de la Reformación Catalítica***

Atraves de la siguiente tabla y, y la intersección entre la vertical trazada desde el valor de ROM para los fluidos reformados y curva para cada valor de la constante de caracterización K, se puede obtener la cantidad de pentano plus que se va a producir:

De la misma forma se obtiene a partir del pentano plus la cantidad de la fracción volumétrica para el metano, etano y propano, así como de hidrogeno excedente del proceso.



*Ilustración 4.1* correlación grafica para determinar la cantidad de Gasolina C5+, (Gary, 1921)

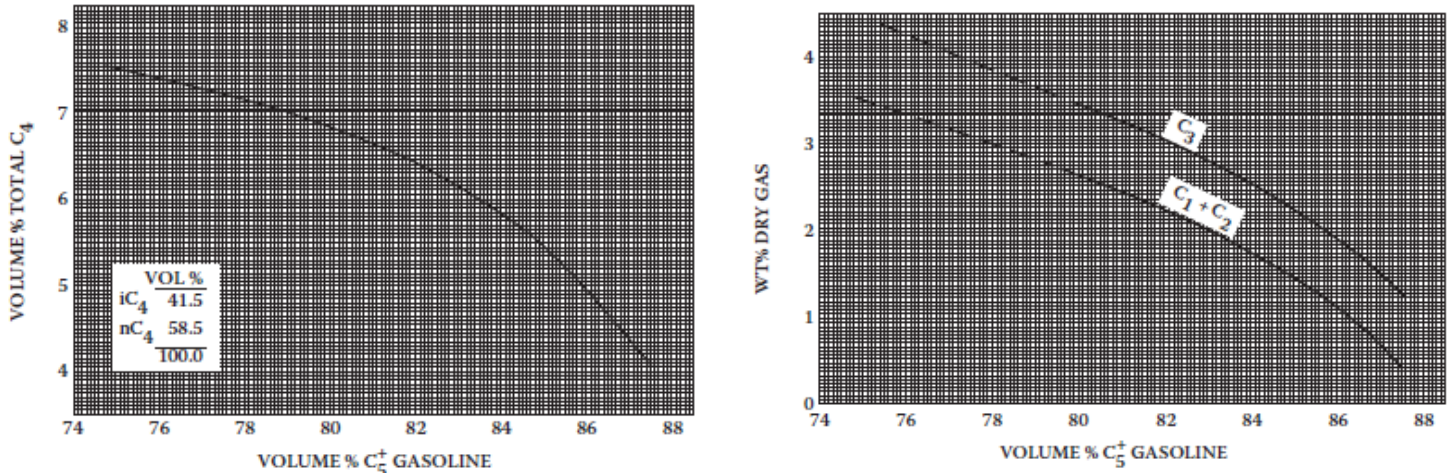


FIGURE 10.6 Catalytic reforming yield correlations.

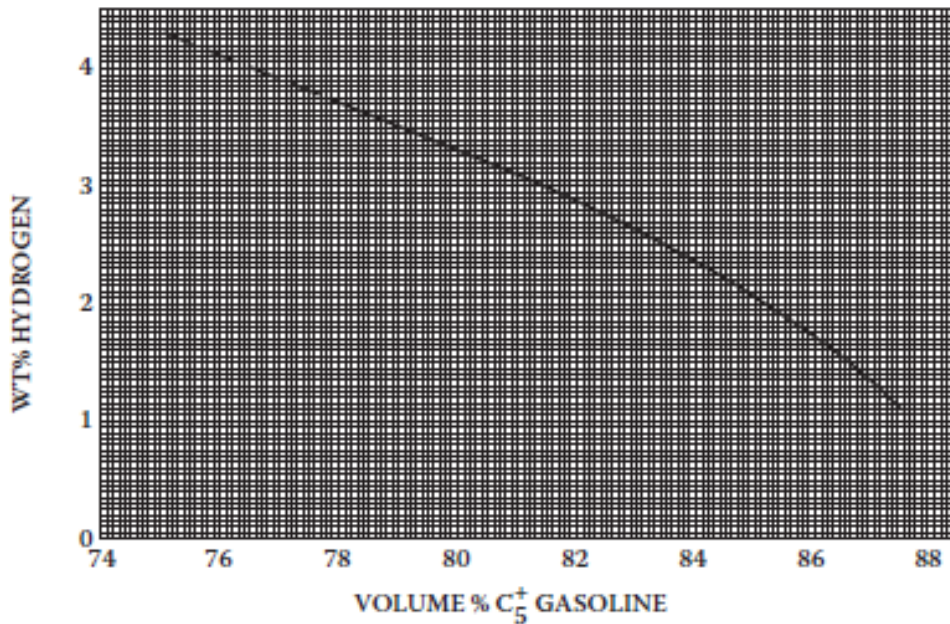


Ilustración 4.2 Correlación Gráfica para los demás productos del Craqueo Catalítico, (Gary, 1921)

**Estimación de Propiedades para la producción de Gasolina Premium, Regular, Diesel y Turbosina**

A través de la ecuación discutida en el capítulo 2 para encontrar la cantidad de moles necesarios de n-butano (PM = 58 Lb/Mol, PVR = 52 psi), y la siguiente combinación de productos intermedios se decide producir gasolina con una presión de vapor Reid de 10 psi.

Ecuación 4.32 Moles necesarios de n-butano

$$M_y * \sum_{i=1}^n \frac{mol}{hr} * PVR_i + M_{nC_4} = (M_y + M_{nC_4}) * PVR_t$$

| Stock                             | BPD   | Lb/hr | Peso molecular | Mol/hr | %mol | PVR  | %mol*PVR |
|-----------------------------------|-------|-------|----------------|--------|------|------|----------|
| Fracción ligera de destilación    | 4000  | 39320 | 86             | 457    | 21   | 11.1 | 2.32     |
| Reformado                         | 6000  | 69900 | 115            | 617    | 28.4 | 2.8  | 0.8      |
| Alquilado                         | 3000  | 30690 | 104            | 595    | 13.4 | 4.6  | 0.62     |
| Fracción ligera de Craqueo Fluido | 8000  | 87520 | 108            | 810    | 37.2 | 4.4  | 1.64     |
| TOTAL                             | 21000 |       |                | 2179   | 100  |      | 5.39     |

La cantidad de moles necesarios para producir esta gasolina se calcula sustituyendo los valores obtenidos de la tabla anterior y despejando la cantidad de moles de n-butano  $M_{nC_4}$ :

$$M_y * \sum_{i=1}^n \frac{mol}{hr} * PVR_i + M_{nC_4} PVR_{nC_4} = (M_y + M_{nC_4}) * PVR_t$$

$$2179 * 5.39 + M_{nC_4} * 52 = (2179 + M_{nC_4}) * 10$$

$$11723 + 52M_{nC_4} = (21790 + 10M_{nC_4})$$

Ecuación 4.33 Moles Necesarios de n-butano reacomodo

$$M_{nC_4} = 240 \text{ moles de } n - \text{butano}$$

|          | Mol/hr | Lb/hr | Peso Molecular | BPD  |
|----------|--------|-------|----------------|------|
| n-Butano | 240    | 13920 | 58             | 1640 |

Para comprobar este método utilizaremos ahora el segundo método mostrado en el capítulo 2, el cual está basado en los volúmenes, los índices de mezclado y la ecuación que relaciona los índices con los volúmenes para obtener los barriles de n-Butano

$$A(VPBI)_A + B(VPBI)_B + \dots + W(VPBI)_W = (Y + W)(VPBI)_t$$

| Stock                             | BPD   | PVR  | VPBI | VPBI*BPCD |
|-----------------------------------|-------|------|------|-----------|
| Fracción ligera de destilación    | 4000  | 11.1 | 20.3 | 81200     |
| Reformado                         | 6000  | 2.8  | 3.62 | 21720     |
| Alquilado                         | 3000  | 4.6  | 6.73 | 20190     |
| Fracción ligera de Craqueo Fluido | 8000  | 4.4  | 6.37 | 50960     |
| TOTAL                             | 21000 |      |      | 174070    |

De la misma forma que en el procedimiento anterior se despeja el volumen de n-butano requerido y se calcula directamente, la gasolina deseada (PVR = 10 PSI) tiene un VPBI de 17.8 y el n-butano tiene un valor de VPBI de 138 y un PVR de 51.6:

$$A(VPBI)_A + B(VPBI)_B + \dots + W(VPBI)_W = (Y + W)(VPBI)_t$$

$$174070 + 138W = 17.8(21000 + W)$$

$$W = 1660 \text{ barriles de } n - \text{butano}$$

En total se produjeron 22660 BPD de gasolina

Existe un ligero error, pero podemos concluir que los valores son muy parecidos y por lo tanto son veraces. El siguiente paso consta en determinar el octanaje y determinar si hay necesidad de introducir mejoradores de octanaje, en este ejemplo se reúnen los datos registrados en los balances de materia mostrados a lo largo del capítulo 2 y se utiliza para fabricar una alberca capaz de producir 50/50 de gasolina premium (PON = 91) y regular (PON = 87) para esto se necesita un PVR de 10.2 y un PON de 89.

De la misma forma que en el procedimiento anterior se despeja el volumen de n-butano requerido y se calcula directamente, la gasolina deseada (PVR = 10.2 PSI) tiene un VPBI de 17.8 y el n-butano tiene un valor de VPBI de 138 y un PVR de 51.6:

$$A(VPBI)_A + B(VPBI)_B + \dots + W(VPBI)_W = (Y + W)(VPBI)_t$$

$$394688 + 138W = 18.2W + 8666375$$

$$W = 3937 \text{ barriles de } n - \text{butano}$$

| Stock                             | BPD   | PVR  | VPBI | VPBI*BPCD |
|-----------------------------------|-------|------|------|-----------|
| Isómeros                          | 5735  | 13.5 | 25.9 | 148395    |
| Reformado                         | 14749 | 2.2  | 2.7  | 39517     |
| Fracción ligera de Craqueo Fluido | 20117 | 4.4  | 6.4  | 50960     |
| Hidrocraqueo                      | 814   | 12.9 | 24.4 | 19895     |
| Alquilado                         | 4117  | 4.6  | 6.7  | 27732     |
| Polímeros                         | 2071  | 8.7  | 14.9 | 30950     |
| TOTAL                             | 47603 |      |      | 394688    |

Esto suma un total de 51540 barriles, ahora se calcula a partir de una tabla de valores de RON y MON y las fracciones volumétricas el octanaje real de esta mezcla

| Stock                             | BPCD  | %VOL  | MON  | ΣMON  | RON  | ΣRON  |
|-----------------------------------|-------|-------|------|-------|------|-------|
| n-butano                          | 3937  | 0.077 | 92   | 7.05  | 93   | 7.12  |
| Isómeros                          | 5735  | 0.077 | 81.1 | 9.02  | 83   | 9.23  |
| Reformado                         | 14749 | 0.111 | 86.9 | 24.85 | 98.5 | 28.18 |
| Fracción ligera de Craqueo Fluido | 20117 | 0.39  | 76.8 | 29.97 | 92.3 | 36.02 |
| Hidrocraqueo                      | 814   | 0.016 | 82.4 | 1.3   | 82.2 | 1.31  |
| Alquilado                         | 4117  | 0.08  | 95.9 | 7.66  | 97.3 | 7.77  |
| Polímeros                         | 2071  | 0.04  | 84   | 3.38  | 96.9 | 3.89  |
| TOTAL                             | 51540 |       |      | 83.23 |      | 95.53 |

$$\text{Octanaje} = \frac{RON + MON}{2} = 88.38 \text{ PON}$$

Como se mencionó anteriormente esta primera mezcla no tiene un octanaje suficiente por lo que es necesario agregar algún mejorador, de la tabla del capítulo 2 se selecciona el MTBE para aumentar los 0.62 PON faltantes generando el segundo balance “corregido”:

| Stock     | BPD   | PVR  | VPBI | VPBI*BPCD |
|-----------|-------|------|------|-----------|
| n-Butano  | W     | 51.6 | 138  | 138*W     |
| Isómeros  | 5735  | 13.5 | 25.9 | 148395    |
| Reformado | 14749 | 2.2  | 2.7  | 39517     |

| Stock                             | BPD   | PVR  | VPBI | VPBI*BPCD |
|-----------------------------------|-------|------|------|-----------|
| Fracción ligera de Craqueo Fluido | 20117 | 4.4  | 6.4  | 50960     |
| Hidrocraqueo                      | 814   | 12.9 | 24.4 | 19895     |
| Alquilado                         | 4117  | 4.6  | 6.7  | 27732     |
| Polímeros                         | 2071  | 8.7  | 14.9 | 30950     |
| MTBE                              | 1593  | 9    | 15.6 | 24832     |
| TOTAL                             | 49195 |      |      | 419520    |

Dada esta nueva mezcla con 1593 barriles de MTBE se calcula la cantidad de barriles producidos y el aumento en el PON:

$$A(VPBI)_A + B(VPBI)_B + \dots + W(VPBI)_W = (Y + W)(VPBI)_t$$

$$419520 + 138W = 18.2(W + 419520)$$

$$W = 3984 \text{ barriles de } n - \text{butano}$$

| Stock | BPCD  | MON | $\Sigma$ MON | RON | $\Sigma$ RON | PON  |
|-------|-------|-----|--------------|-----|--------------|------|
| TOTAL | 53179 | 101 | 83.55        | 118 | 95.85        | 89.7 |

En El caso del diésel y la turbosina es necesario hacer los siguientes balances para una unidad de hidrotratamiento donde se obtienen combustibles libres de azufre y con los alquenos saturados:

| Componente        | BPD   | °API | Índice de Cetano | %Peso de Azufre |
|-------------------|-------|------|------------------|-----------------|
| Diesel            | 19686 | 31   | 47.6             | 0.0015          |
| Fondos alquilados | 310   | 5.3  | 5.9              | 0               |
| total             | 19996 | 30.5 | 46.9             | 0.0015          |

| Componente               | BPD   | °API | Lb/hr      | %Peso de Azufre |
|--------------------------|-------|------|------------|-----------------|
| HC Jet                   | 8441  | 32.2 | 106439     | 0.0             |
| ATM. Keroseno            | 11956 | 38.5 | 145194     | 0.0015          |
| Fracción pesada gasolina | 4332  | 42.5 | 1151354.85 | 0.003           |
| total                    | 19996 |      | 302987     | 0.0015          |



Apéndice C: Tablas

*Tabla con valores de presión de vapor Reid, MON y RON para diferentes productos del Procesamiento*

**TABLE 12.1**  
**Blending Component Values for Gasoline Blending Streams**

| No. | Component   | RVP, psi | MON  | RON   | %API |
|-----|---|----------|------|-------|------|
| 1.  | iC <sub>4</sub>   | 71.0     | 92.0 | 93.0  |      |
| 2.  | nC <sub>4</sub>   | 52.0     | 92.0 | 93.0  |      |
| 3.  | iC <sub>3</sub>   | 19.4     | 90.8 | 93.2  |      |
| 4.  | nC <sub>3</sub>   | 14.7     | 72.4 | 71.5  |      |
| 5.  | iC <sub>6</sub>   | 6.4      | 78.4 | 79.2  |      |
| 6.  | LSR gasoline (C <sub>5</sub> -180 × °F)                             | 11.1     | 61.6 | 66.4  | 78.6 |
| 7.  | LSR gasoline isomerized once-through                                | 13.5     | 81.1 | 83.0  | 80.4 |
| 8.  | HSR gasoline  | 1.0      | 58.7 | 62.3  | 48.2 |
| 9.  | Light hydrocrackate   | 12.9     | 82.4 | 82.8  | 79.0 |
| 10. | Hydrocrackate, C <sub>5</sub> -C <sub>6</sub>                       | 15.5     | 85.5 | 89.2  | 86.4 |
| 11. | Hydrocrackate, C <sub>6</sub> -190°F                                | 3.9      | 73.7 | 75.5  | 85.0 |
| 12. | Hydrocrackate, 190-250°F  | 1.7      | 75.6 | 79.0  | 55.5 |
| 13. | Heavy hydrocrackate   | 1.1      | 67.3 | 67.6  | 49.0 |
| 14. | Coker gasoline  | 3.6      | 60.2 | 67.2  | 57.2 |
| 15. | Light thermal gasoline  | 9.9      | 73.2 | 80.3  | 74.0 |
| 16. | C <sub>6</sub> <sup>+</sup> light thermal gasoline                  | 1.1      | 68.1 | 76.8  | 55.1 |
| 17. | FCC gasoline, 200-300°F   | 1.4      | 77.1 | 92.1  | 49.5 |
| 18. | Hydrog. light FCC gasoline, C <sub>5</sub> <sup>+</sup>             | 13.9     | 80.9 | 83.2  | 51.5 |
| 19. | Hydrog. C <sub>5</sub> -200°F FCC gasoline                          | 14.1     | 81.7 | 91.2  | 58.1 |
| 20. | Hydrog. light FCC gasoline, C <sub>6</sub> <sup>+</sup>             | 5.0      | 74.0 | 86.3  | 49.3 |
| 21. | Hydrog. C <sub>5</sub> <sup>+</sup> FCC gasoline                    | 13.1     | 80.7 | 91.0  | 54.8 |
| 22. | Hydrog. 300-400°F FCC gasoline                                      | 0.5      | 81.3 | 90.2  | 48.5 |
| 23. | Reformate, 94 RON   | 2.8      | 84.4 | 94.0  | 45.8 |
| 24. | Reformate, 98 RON   | 2.2      | 86.5 | 98.0  | 43.1 |
| 25. | Reformate, 100 RON  | 3.2      | 88.2 | 100.0 | 41.2 |
| 26. | Aromatic concentrate  | 1.1      | 94.0 | 107.0 |      |
| 27. | Alkylate, C <sub>7</sub> <sup>-</sup>                               | 5.7      | 87.3 | 90.8  |      |
| 28. | Alkylate, C <sub>4</sub> <sup>-</sup>                               | 4.6      | 95.9 | 97.3  | 70.3 |
| 29. | Alkylate, C <sub>7</sub> <sup>-</sup> , C <sub>4</sub> <sup>-</sup> | 5.0      | 93.0 | 94.5  |      |
| 30. | Alkylate, C <sub>5</sub> <sup>-</sup>                               | 1.0      | 88.8 | 89.7  |      |
| 31. | Polymer   | 8.7      | 84.0 | 96.9  | 59.5 |

*Tabla con valores de Índices de Presión de Vapor de mezcla y formula*

**TABLE 12.2**  
**Reid Vapor Blending Index Numbers for Gasoline and Turbine Fuels**

| Vapor Pressure, psi | 0.0  | 0.1  | 0.2  | 0.3  | 0.4  | 0.5  | 0.6  | 0.7  | 0.8  | 0.9  |
|---------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 0                   | 0.00 | 0.05 | 0.13 | 0.22 | 0.31 | 0.42 | 0.52 | 0.64 | 0.75 | 0.87 |
| 1                   | 1.00 | 1.12 | 1.25 | 1.38 | 1.52 | 1.66 | 1.79 | 1.94 | 2.08 | 2.23 |
| 2                   | 2.37 | 2.52 | 2.67 | 2.83 | 2.98 | 3.14 | 3.30 | 3.46 | 3.62 | 3.78 |
| 3                   | 3.94 | 4.11 | 4.28 | 4.44 | 4.61 | 4.78 | 4.95 | 5.13 | 5.30 | 5.48 |
| 4                   | 5.65 | 5.83 | 6.01 | 6.19 | 6.37 | 6.55 | 6.73 | 6.92 | 7.10 | 7.29 |
| 5                   | 7.47 | 7.66 | 7.85 | 8.04 | 8.23 | 8.42 | 8.61 | 8.80 | 9.00 | 9.19 |
| 6                   | 9.39 | 9.58 | 9.78 | 9.98 | 10.2 | 10.4 | 10.6 | 10.8 | 11.0 | 11.2 |
| 7                   | 11.4 | 11.6 | 11.8 | 12.0 | 12.2 | 12.4 | 12.6 | 12.8 | 13.0 | 13.2 |
| 8                   | 13.4 | 13.7 | 13.9 | 14.1 | 14.3 | 14.5 | 14.7 | 14.9 | 15.2 | 15.4 |
| 9                   | 15.6 | 15.8 | 16.0 | 16.2 | 16.4 | 16.7 | 16.9 | 17.1 | 17.3 | 17.6 |
| 10                  | 17.8 | 18.0 | 18.2 | 18.4 | 18.7 | 18.9 | 19.1 | 19.4 | 19.6 | 19.8 |
| 11                  | 20.0 | 20.3 | 20.5 | 20.7 | 20.9 | 21.2 | 21.4 | 21.6 | 21.9 | 22.1 |
| 12                  | 22.3 | 22.6 | 22.8 | 23.0 | 23.3 | 23.5 | 23.7 | 24.0 | 24.2 | 24.4 |
| 13                  | 24.7 | 24.9 | 25.2 | 25.4 | 25.6 | 25.9 | 26.1 | 26.4 | 26.6 | 26.8 |
| 14                  | 27.1 | 27.3 | 27.6 | 27.8 | 28.0 | 28.3 | 28.5 | 28.8 | 29.0 | 29.3 |
| 15                  | 29.5 | 29.8 | 30.0 | 30.2 | 30.5 | 30.8 | 31.0 | 31.2 | 31.5 | 31.8 |
| 16                  | 32.0 | 32.2 | 32.5 | 32.8 | 33.0 | 33.2 | 33.5 | 33.8 | 34.0 | 34.3 |
| 17                  | 34.6 | 34.8 | 35.0 | 35.3 | 35.5 | 35.8 | 36.0 | 36.3 | 36.6 | 36.8 |
| 18                  | 37.1 | 37.3 | 37.6 | 37.8 | 38.1 | 38.4 | 38.6 | 38.9 | 39.1 | 39.4 |
| 19                  | 39.7 | 39.9 | 40.2 | 40.4 | 40.7 | 41.0 | 41.2 | 41.5 | 41.8 | 42.0 |
| 20                  | 42.3 | 42.6 | 42.8 | 43.1 | 43.4 | 43.6 | 43.9 | 44.2 | 44.4 | 44.7 |
| 21                  | 45.0 | 45.2 | 45.5 | 45.8 | 46.0 | 46.3 | 46.6 | 46.8 | 47.1 | 47.4 |
| 22                  | 47.6 | 47.9 | 48.2 | 48.4 | 48.7 | 49.0 | 49.3 | 49.5 | 49.8 | 50.1 |
| 23                  | 50.4 | 50.6 | 50.9 | 51.2 | 51.5 | 51.7 | 52.0 | 52.3 | 52.6 | 52.8 |
| 24                  | 53.1 | 53.4 | 53.7 | 54.0 | 54.2 | 54.5 | 54.8 | 55.1 | 55.3 | 55.6 |
| 25                  | 55.9 | 56.2 | 56.5 | 56.7 | 57.0 | 57.3 | 57.5 | 57.9 | 58.1 | 58.4 |
| 26                  | 58.7 | 59.0 | 59.3 | 59.6 | 59.8 | 60.1 | 60.4 | 60.7 | 61.0 | 61.3 |
| 27                  | 61.5 | 61.8 | 62.1 | 62.4 | 62.7 | 63.0 | 63.3 | 63.5 | 63.8 | 64.1 |
| 28                  | 64.4 | 64.7 | 65.0 | 65.3 | 65.6 | 65.8 | 66.1 | 66.4 | 66.7 | 67.0 |
| 29                  | 67.3 | 67.6 | 67.9 | 68.2 | 68.4 | 68.8 | 69.0 | 69.3 | 69.6 | 69.9 |
| 30                  | 70.2 |      |      |      |      |      |      |      |      |      |
| 40                  | 101  |      |      |      |      |      |      |      |      |      |
| {nC <sub>4</sub> }  | 51.6 | 138  |      |      |      |      |      |      |      |      |
| {iC <sub>4</sub> }  | 72.2 | 210  |      |      |      |      |      |      |      |      |
| {C <sub>3</sub> }   | 190  | 705  |      |      |      |      |      |      |      |      |

| Example:<br>Calculate the vapor pressure of a gasoline blend as follows: |                 |                     |                                   |                        |
|--|-----------------|---------------------|-----------------------------------|------------------------|
| Component  | Volume Fraction | Vapor Pressure, psi | Vapor Pressure Blending Index No. | Volume Fraction x VPBI |
| n-Butane   | 0.050           | 51.6                | 138                               | 6.90                   |
| Light Straight Run   | 0.450           | 6.75                | 10.9                              | 4.90                   |
| Heavy Refined  | 0.500           | 1.00                | 1.00                              | 0.50                   |
| Total  | 1.000           | 7.4                 | 12.3                              | 12.30                  |

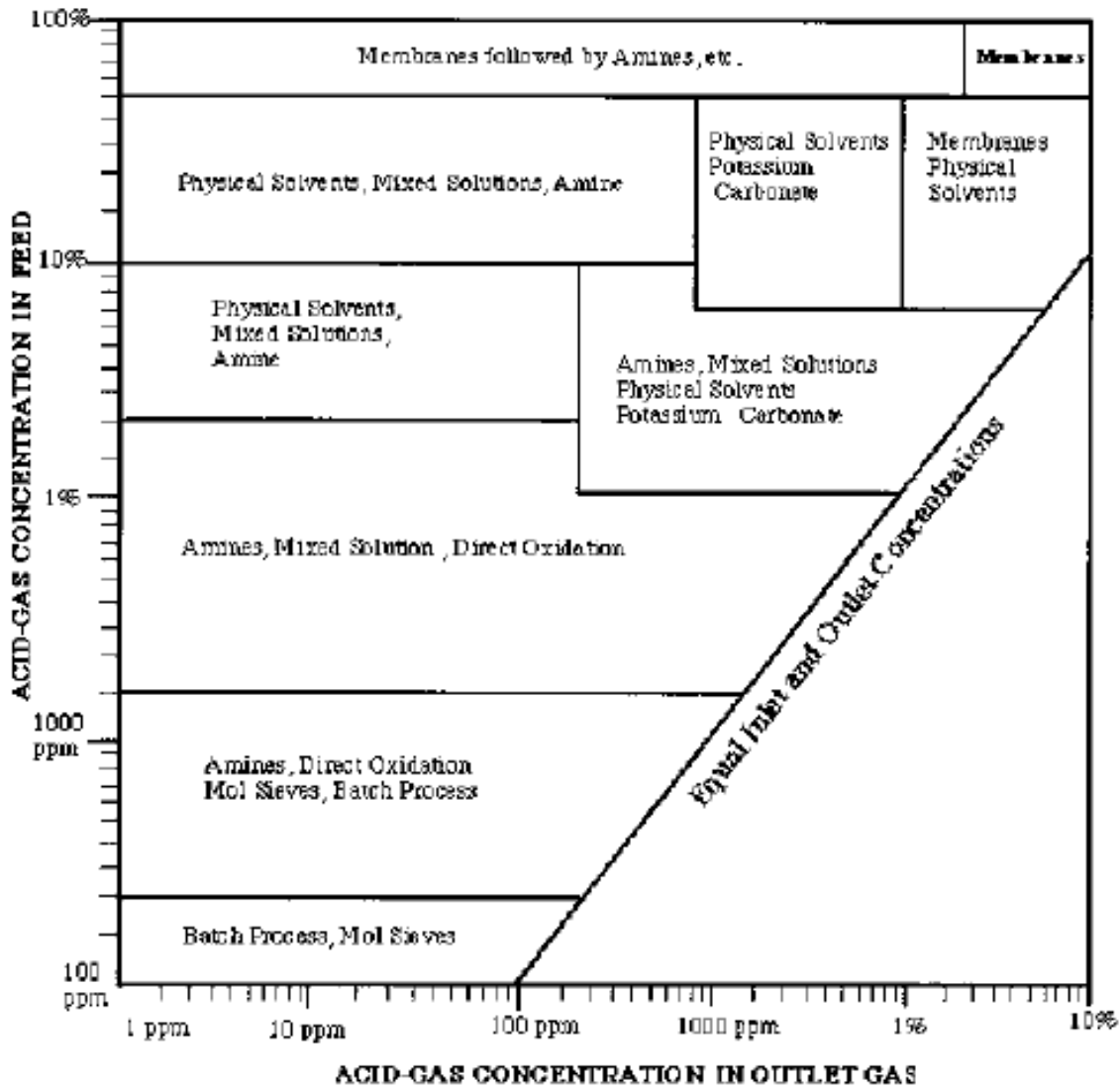
  

|                                    |
|------------------------------------|
| Equation:<br>VPBI = $\sum v_i P_i$ |
|------------------------------------|

From the brochure, "31.0°API Iranian Heavy Crude Oil," by arrangement with Chevron Research Company. Copyright © 1971 by Chevron Oil Trading Company.

Source: Note 3.

*Correlación Grafica para determinar el método adecuado para tratar el Gas Natural*



## Capítulo 5 Bibliografía y Listas de Contenido

### Bibliografía

- Instituto Belisario Domínguez . (2015). *Reforma Energetica y Nuevo Régimen fiscal del Sector Hidrocarburos*. CDMX: Dirección general de Finanzas.
- Abdel Aal, H. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing* . New York : Marcel Dekker Inc. .
- Abdel-Aal H.K., A. (1992). *Petroleum Economics and Engineering*. New York: Marcel Dekker .
- Abdel-Aal, H. (1998). *Surface Petroleum Operations SPDH, Jeddah, 1998*. Jeddah: SPDH.
- Anon. (1969). *Fluid Catalytic Cracking with Molecular Sieve Catalysts*.
- Arnold, K. a. (1989). *Surface Production Operations*. , Gulf Publishing,.
- Avidan, A. (1992.). *Oil Gas J.* , pp. 59–67, .
- Borda, J. A. (2006). *Crónica del Petróleo en México*. CDMX: PEMEX.
- Brown, J. C. ( 1997.). *Empresa y política: cómo y por qué se nacionalizó la industria petrolera*. Universidad Autónoma de Nuevo León, México: FCE.
- Campbell, J. M. ( 1976). *‘Gas Conditioning and Processing,’* . , Oklahoma,,: Norman.
- Carbrera, C. (1987). *Process Refining Handbook*. New York, ,: Myers, R.A. (Ed.), McGraw-Hill Book.
- Diana Marcela Cristancho Velazco, J. M. (2008). *Procedimientos Metodológicos para la caracterización de fluidos de campos maduros* . Bacaramanga: Universidad Industrial de Santander .
- Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. . (09 de 05 de 2022). *oilproduction.net*. Obtenido de chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcgclefindmkaj/http://oilproduction.net/files/GPA%20-%20Nota%20Tecnica%2087.pdf
- Exxon Research and Engineering Co., (1971). *Resid Fining Info*. .
- Federación, A. S. (2016). *Apuntes Didácticos*. CDMX: Auditoría Superior de la Federación.
- Gary, J. H. (1921). *Petroleum Refining Technology and Economics* . Boca Raton, FL: CRC Press .
- Gobierno Federal. (2013). *Resumen Ejecutivo de la Reforma Energética*.
- Gobierno Federal. (2014). *Ley de Petróleos Mexicanos*. Diario Oficial de la Federación.
- Gobierno Federal. (2014). *Reglamento de las Actividades a que se refiere el Título Tercero de la Ley de Hidrocarburos*. Diario Oficial del al Federación.
- Gobierno Federal. (2021). *Ley de Hidrocarburos*. Diario Oficial de la Federación.
- Greenough, P. a. (1986,). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. New York, : McGraw-Hill Book Co.
- Gruse, W. a. ( 1960.). *Chemical Technology of Petroleum, 3rd ed pp. 375–387* , . New York,,: McGraw-Hill Book Co., .
- Hemler, C. ( 1979 ). *Catalytic Conversion of Residual Stocks*. San Antonio, TX,,: NPRA Annual Meeting,.
- Hunter, M. P. (1997). *Handbook of Petroleum Refining Processes, 2nd ed.,*. New York, : Meyers, R.A. (Ed.), McGraw-Hill Book Co.,.
- Kazemi, Y. (2016). MODELING THE PETROLEUM SUPPLY CHAIN: MULTIMODAL TRANSPORTATION, . *North Dakota State University*.
- Kister, H. (1988). *Distillation Operations* . New York : Mc Graw Hill .
- Kutler, A. (1970). *Petroleum Chemical Engineering*.
- Laxminarayan, C. F. (2004). Monopoly Extraction of an Exhaustible. *Resources for the Future*.
- Leao J Fernandes, A. p. (2015). Downstream Petroleum Supply Chain under Uncertainty . *Research Gate* .

- Leão José Fernandes, A. P.-P. (2018). *Supply Chain Risk Management review and a new framework for Petroleum Supply Chains*. Obtenido de [https://www.researchgate.net/publication/227209522\\_Supply\\_Chain\\_Risk\\_Management\\_Review\\_and\\_a\\_New\\_Framework\\_for\\_Petroleum\\_Supply\\_Chains?enrichId=rgreq-0a3acbd597deb86554e19b256ecbf745-XXX&enrichSource=Y292ZXJQYWdlOzIyNzIwOTUyMjtBUzo2NjE0NzY3NjMyNTA2ODhAMTU](https://www.researchgate.net/publication/227209522_Supply_Chain_Risk_Management_Review_and_a_New_Framework_for_Petroleum_Supply_Chains?enrichId=rgreq-0a3acbd597deb86554e19b256ecbf745-XXX&enrichSource=Y292ZXJQYWdlOzIyNzIwOTUyMjtBUzo2NjE0NzY3NjMyNTA2ODhAMTU)
- López, K. F. (2014). Dinámica del petróleo en México. Un modelo de dos sectores. *EconoQuantum / Vol. 12. Núm. 2*.
- M. A. H. Dempster, N. H. (2017). Planning Logistics Operations in the Oil Industry. *The Journal of the Operational Research Society*, 1271-1288.
- M. L. Cropper, M. C. (1978). The Optimal Consumption of Depletable Natural Resources: An Elaboration, Correction,. *The Quarterly Journal of Economics*.
- Manning, F. (1991). *Oil-Field Processing of petroleum*. Tulsa OK: Pen-well Publications.
- Mc Ketta, J. (1992). *Petroleum Processing Handbook*. New York: Marcel Dekker.
- Milton C. Weinstein, R. J. (1975). The Optimal Consumption of Depletable Natural Resources. *The Quarterly Journal of Economics*, Vol. 89, No. 3.
- Mohamed, S. A. (2014). Simualtion and Characterization of the petroluem supply Chain . *Sudan University of Science and Technology*.
- Murcia, A. (1992.). , *Oil Gas J. pp. 68–71*.
- Murphy, J. S. (1970.). *Oil Gas J. 68(23), pp. 108–112*, .
- Nalco Chemical Co. . (1984). *Theories of Emulsion Breaking*. Sugarland, TX: CTS.
- Nelson, W. (1958). *Petroleum Refinifng Eneineering*. New York : Mc-Grawn Hill .
- O'Connor, P. (1991). *Crude Procesing*. New Yorck : Mc-Grawn Hill .
- Powell, J. R. (1956). *The Mexican petroleum industry 1938 - 1950*. CALIFORNIA: Berkeley.
- Rossi, W. D. (1977). *Hydrocarbon Process*.
- Sloan, H. (, 1991.). , *Hydrocarbon Process. 70(11), pp. 99–102*.
- Stiglitz, J. E. (1976). Monopoly and the Rate of Extraction of Exhaustible Resources. *The American Economic Review*, Vol. 66, No. 4, 655-661.
- Thomas, C. (1970). *Catalytic Processes and Proven Catalysts*, . New York: McGraw-Hill Book.
- Tolen, D. (1981). *Oil Gas J. pp. 90–93*.
- Yasaman Kazemi, J. S. (s.f.). *Modeling downstream petroleum supply chain: The importance of multi-mode transportation to strategic planning*. Obtenido de Elsevier: <http://dx.doi.org/10.1016/j.tre.2015.09.004>
- Yocum, B. (1968). *Proceedings of the second AIME Regional Technical Symposium*., Arabia Saudita : RTS.

## Lista de Figuras

|   |    |
|---|----|
| Ilustración 1.1 Línea del Tiempo del Desarrollo de la Industria en México.....                          | 7  |
| Ilustración 1.2 Sectores Midstream y Downstream para los Hidrocarburos, (Elaboración Propia) .....      | 9  |
| Ilustración 1.3 Competencias Gubernamentales atraves de las actividades permitonadas, (CRE, 2015) ..... | 11 |
| Ilustración 1.4 Actividades permitonadas y los Órganos Reguladores, (Elaboración Propia) .....          | 13 |
| Ilustración 2.1 Clasificación de los Procesos en la Refinación, Elaboración Propia.....                 | 21 |
| Ilustración 2.2 Sistema Unidad de Recuperación de Vapor, Elaboración Propia. ....                       | 22 |

|  |    |
|--|----|
| Ilustración 2.3 Conexión entre URV y Planta e Almacenamiento .....   | 23 |
| Ilustración 2.4 Límites Operativos VRU, Chilingar, G.V. “Surface Operations in Petroleum<br>Production”, Elsevier PI, 1969.....  | 23 |
| Ilustración 2.5 Correlación Para la determinación de Perdidas .....  | 24 |
| Ilustración 2.6 Clasificación del Agua Producida, Elaboración Propia .....   | 25 |
| Ilustración 2.7 Diagrama general de la Deshidratación del Crudo, Elaboración Propia. ....  | 26 |
| Ilustración 2.8 Escudridor Bifásico Vertical y Escudridor Trifásico Horizontal, Elaboración Propia..   | 27 |
| Ilustración 2.9 Tipos de Calentadores, Elaboración Propia. ....  | 28 |
| Ilustración 2.10 Tratadores de Emulsiones, Elaboración Propia .....  | 29 |
| Ilustración 2.11 Reducción de la Tensión Interfacial a través de desmulsificantes I, Elaboración<br>Propia .....   | 30 |
| Ilustración 2.12 Deshidratador Multimodal, Elaboración propia .....  | 30 |
| Ilustración 2.13 Desalado en dos etapas, Elaboración propia.....   | 31 |
| Ilustración 2.14 Diagrama General del Desalado Eléctrico, Elaboración Propia .....   | 32 |
| Ilustración 2.15 Torre de Estabilización de Crudo, Elaboración Propia .....  | 34 |
| Ilustración 2.16 Estabilización de Crudo con Gas en diferentes Etapas.....   | 35 |
| Ilustración 2.17 Endulzamiento de Gas con Torre, elaboración propia .....  | 36 |
| Ilustración 2.18 Endulzamiento Con Sistemas Térmicos, Elaboración Propia .....   | 36 |
| Ilustración 2.19 Diagrama General de Unidad de Destilación Atmosférica, Elaboración Propia .....   | 37 |
| Ilustración 2.20 Destilación al vacío, Elaboración Propia.....   | 38 |
| Ilustración 2.21 Craqueo Catalítico Fluido Reactor y Regenerador Separados, Elaboración Propia..   | 40 |
| Ilustración 2.22 Craqueo Catalítico Montado, Elaboración Propia .....  | 41 |
| Ilustración 2.23 Eficiencia de los catalizadores, Tolen, D.F., Oil and Gas J., 1998. ....  | 43 |
| Ilustración 2.24 Craqueo Hidro-Catalítico, Elaboración Propia.....   | 47 |
| Ilustración 2.25 Formación de Parafinas por saturación e Hidrogeno, Elaboración Propia. ....   | 49 |
| Ilustración 2.26 Producción de C5+ - 180 °F vs °API para diferentes tasas de hidrogeno, Pederson,<br>B.S., UOP Tec. Conference, 1990.....  | 51 |
| Ilustración 2.27 Producción de Fracción de Gasolina pesada (180-400°F) vs Fracción Ligera de<br>Gasolina (C5+ - 180 °F), Pederson, B.S., UOP Tec. Conference, 1990 .....                   | 52 |
| Ilustración 2.28 Factor de caracterización de los productos vs P. Ebullición la materia prima para<br>diferentes factores de caracterización, Nelson W.L., Oil and Gas Journal, 1973. .... | 53 |
| Ilustración 2.29 Hidro procesamiento, Elaboración Propia .....   | 56 |
| Ilustración 2.30 Hidrotratamiento, Elaboración propia .....  | 58 |
| Ilustración 2.31 Hidrocarburos Aromáticos, Elaboración Propia .....  | 61 |
| Ilustración 2.32 Proceso de Ciclación de Parafinas, Elaboración propia .....   | 61 |
| Ilustración 2.33 Hidro-Craqueo, Elaboración Propia .....   | 61 |
| Ilustración 2.34 isomerización, Elaboración Propia. ....   | 62 |
| Ilustración 2.35 Reformación Catalítica, Elaboración propia.....   | 63 |
| Ilustración 2.36 Reactor para la Reformación, Elaboración Propia.....  | 63 |
| Ilustración 2.37 Mecanismos de Reacción de la Alquilación, Elaboración Propia. ....  | 65 |
| Ilustración 2.38 Alquilación con Ácido Fluorhídrico, Elaboración Propia .....  | 67 |
| Ilustración 2.39 Alquilación con Ácido Sulfúrico, Elaboración propia.....  | 68 |
| Ilustración 2.40 Polimerización con Ácido Fosfórico, Elaboración Propia.....   | 69 |
| Ilustración 2.41 Coquización Retardada, Elaboración Propia .....   | 71 |
| Ilustración 2.42 Coquización Flexible, Elaboración Propia .....  | 74 |
| Ilustración 2.43 Tratamiento y Procesamiento de Gas Natural, Elaboración Propia.....   | 77 |

|   |     |
|---|-----|
| Ilustración 2.44 Recuperación de Líquidos del Gas Natural Por Absorción, Elaboración Propia.....  | 78  |
| Ilustración 2.45 Recuperación de LGN mediante Refrigeración, Elaboración Propia .....   | 80  |
| Ilustración 2.46 Recuperación de Líquidos por Criogenización, Elaboración Propia .....  | 80  |
| Ilustración 2.47 Tipos de Separación de Hidrocarburos, Elaboración Propia .....   | 82  |
| Ilustración 2.48 Fraccionamiento del gas, Elaboración Propia.....   | 83  |
| Ilustración 2.49 Métodos para el Tratamiento del Gas Natural, Elaboración propia.....   | 84  |
| Ilustración 2.50 Deshidratación con Esponja de Hierro, Elaboración Propia.....  | 85  |
| Ilustración 2.51 Zonas de una cama de absorción, Elaboración propia .....   | 86  |
| Ilustración 2.52 Endulzamiento de Gas Natural con Mayas Moleculares, Elaboración Propia .....   | 87  |
| Ilustración 2.53 Endulzamiento de Amina, Elaboración Propia .....   | 88  |
| Ilustración 2.54 Proceso de Carbón Caliente, Elaboración propia .....   | 89  |
| Ilustración 2.55 proceso de Flúor, Elaboración propia .....   | 91  |
| Ilustración 2.56 proceso Selexol, Elaboración Propia .....  | 92  |
| Ilustración 2.57 proceso Stretford, Elaboración Propia.....   | 93  |
| Ilustración 2.58 Proceso Locat, Elaboración Propia .....  | 94  |
| Ilustración 2.59 Membrana en Espiral, Elaboración propia .....  | 95  |
| Ilustración 2.60 Filtro Hueco, Elaboración Propia .....   | 95  |
| Ilustración 2.61 Condiciones de Formación de Hidratos, Engineering Data Book, 15th ed., GPSA,<br>Tulsa, OK, 1987. ....                                  | 97  |
| Ilustración 2.62 Contenido de agua de gas dulce vs punto de Rocío.....  | 98  |
| Ilustración 2.63 constantes de equilibrio sólido - vapor para el iso-butano, Abdel-Aal, H.K., Surface<br>Petroleum Operations, SPDH, Jeddah, 1998. .... | 100 |
| Ilustración 2.64 Camas de deshidratación, Elaboración Propia.....   | 103 |
| Ilustración 2.65 Comportamiento térmico de los ciclos de generación, Elaboración Propia .....   | 103 |
| Ilustración 2.66 Deshidratación en Camas Sólidas, Elaboración Propia .....  | 104 |
| Ilustración 2.67 Relación gráfica para determinar la cantidad de tanques almacenamiento necesario,<br>Elaboración propia .....                          | 106 |
| Ilustración 2.68 Esquemas de Recolección, Elaboración Propia .....  | 106 |
| Ilustración 3.1 márgenes de Refinación por refinería y por producto, Elaboración Propia, Datos de<br>Pemex.....   | 109 |
| Ilustración 3.2 Mapa General y Simbología, Elaboración Propia, Datos CNH, INEGI, UNAM,<br>SENER.....  | 110 |
| Ilustración 3.3 Zona Centro, Elaboración Propia.....  | 110 |
| Ilustración 3.4 Jalisco y Nuevo León, Elaboración Propia.....   | 111 |
| Ilustración 3.5 Veracruz, Elaboración Propia.....   | 112 |
| Ilustración 3.6 Parque vehicular y Crecimiento Poblacional, elaboración Propia, Datos INEGI .....   | 112 |
| Ilustración 3.7 Oferta y Demanda de Diesel, elaboración Propia Datos Pemex.....   | 113 |
| Ilustración 3.8 Oferta y Demanda de Gasolina, elaboración Propia Datos Pemex.....   | 113 |
| Ilustración 3.9 precio de la gasolina en EE. UU. y México y producción de crudo por mercado,<br>Elaboración Propia.....                                 | 114 |
| Ilustración 3.10 precios de los crudos marcadores, Elaboración propia, Datos EIA, SENER .....   | 115 |
| Ilustración 3.11 Ciclos económicos 1990 - 2010, elaboración Propia .....  | 116 |
| Ilustración 3.12 Ciclos económicos 2000 - 2020.....   | 117 |
| Ilustración 3.13 Modelo de equilibrio Stiglitz, elaboración Propia .....  | 118 |
| Ilustración 3.14 consumo de hidrocarburos considerando costos de extracción .....   | 122 |
| Ilustración 3.15 Cantidad Exportada por mezcla y porcentajes de exportación .....   | 127 |

|   |     |
|---|-----|
| Ilustración 3.16 Comparación de Precios, Factor K y elasticidad del factor K con el precio, Elaboración Propia, Datos de EIA y SENER..... | 130 |
| Ilustración 3.17 Exportación de Crudo e Importación de Combustibles, Datos de EIA y SENER...  | 131 |
| Ilustración 4.1 correlación grafica para determinar la cantidad de Gasolina C5+, (Gary, 1921) .....                                       | 138 |
| Ilustración 4.2 Correlación Grafica para los demás productos del Craqueo Catalítico, (Gary, 1921) .....                                   | 139 |

### Lista de Tablas

|   |     |
|---|-----|
| Tabla 1.1.1 Leyes Creadas y reformadas, elaboración propia. ....  | 7   |
| Tabla 2.1 Balance de Materia para una Unidad de Destilación Atmosférica y destilación al Vacío ...  | 39  |
| Tabla 2.2 Productos del Craqueo Catalítico Fluido .....   | 40  |
| Tabla 2.3 Productos por Tipo de Catalizador.....  | 42  |
| Tabla 2.4 Condiciones Operativas del Craqueo Catalítica Fluido .....  | 44  |
| Tabla 2.5 requerimiento eléctrico del Craqueo Catalítico.....   | 44  |
| Tabla 2.6 Balance de Materia para una Unidad de Craqueo Catalítica Fluido .....   | 44  |
| Tabla 2.7 Materia Prima para Unidad de Craqueo Catalítico Fluido.....   | 47  |
| Tabla 2.8 Factor de Caracterización de las moléculas más importantes.....   | 50  |
| Tabla 2.9 Balance de Materia para una Unidad de Hidrocrqueo .....   | 54  |
| Tabla 2.10 comparación de propiedades entre materia prima y productos del hidro-procesamiento..   | 56  |
| Tabla 2.11 Productos y Características del Hidro-procesamiento .....  | 57  |
| Tabla 2.12 Balance e Materia para una unidad de Hidrotratamiento.....   | 59  |
| Tabla 2.13 Balance de Materia par una unida de Craqueo Catalítico Fluido.....   | 60  |
| Tabla 2.14 Comparación entre Materia Prima y Productos de la Reformación Catalítica .....   | 60  |
| Tabla 2.15 Obtención de Isómeros.....   | 64  |
| Tabla 2.16 Variables Operativas para la Alquilación .....   | 65  |
| Tabla 2.17 Obtención de alquilados e isómeros.....  | 66  |
| Tabla 2.18 Productos y su Calidad de la Alquilación .....   | 66  |
| Tabla 2.19 Productos y características de la alquilación con Ácido Sulfúrico .....  | 68  |
| Tabla 2.20 Balance de Materia para la Alquilación .....   | 69  |
| Tabla 2.21 Balance de Materia para una unidad de Polimerización .....   | 70  |
| Tabla 2.22 Tipos de Coque y Usos en la industria.....   | 70  |
| Tabla 2.23 Ciclo de la Coquización Retardada .....  | 72  |
| Tabla 2.24 Balance de Materia para una unidad de Coquización Retardada.....   | 73  |
| Tabla 2.25 Comparación de Productos entre la Coquización Retardada y la Flexible .....  | 74  |
| Tabla 2.26 Mejoradores de Octanaje y propiedades .....  | 76  |
| Tabla 2.27 Especificaciones del gas Natural para su transporte por ducto .....  | 78  |
| Tabla 2.28 Puntos de Ebullición de las Fracciones del Gas Natural.....  | 81  |
| Tabla 2.29 Propiedades de las diferentes aminas.....  | 90  |
| Tabla 2.30 Comparación de los Solventes Físicos.....  | 92  |
| Tabla 2.31 Permeabilidades de los gases para diferentes membranas y materiales.....   | 95  |
| Tabla 2.32 Tabla de datos para los diferentes Inhibidores de Formación de Hidratos.....   | 101 |
| Tabla 2.33 Características de los diferentes descantes de gas natural .....   | 102 |
| Tabla 2.34 Tipos de Tanques de Almacenamiento .....   | 105 |
| Tabla 3.1 Refinerías y márgenes de ganancia, Estudio Elaborado del primer Encuentro del Sector Energético, IPADE, PricewaterhouseCoopers 2017. .... | 108 |
| Tabla 3.2 Crudos marcadores y mexicanos, Elaboración Propia.....  | 114 |



|  |     |
|--|-----|
| Tabla 3.3 Coeficientes de Correlación entre mezclas y exportación, Elaboración Propia..... | 115 |
| Tabla 3.4 Estadística Descriptiva 1990 - 2010.....   | 116 |
| Tabla 3.5 Estadística descriptiva 2000 - 2020 .....  | 117 |
| Tabla 3.6 Elasticidad de precios sobre demanda 1990-2020 .....                             | 127 |
| Tabla 3.7 Elasticidad de Demanda 1990 - 2010.....  | 128 |
| Tabla 3.8 Elasticidad de precio de la demanda 2000-2020.....                               | 128 |
| Tabla 3.9 Elasticidad de la Demanda 2000-2020.....   | 129 |

### Lista de Expresiones

|  |     |
|--|-----|
| Ecuación 2.1 velocidad de asentamiento de las partículas d agua .....                          | 27  |
| Ecuación 2.2 Cantidad de Calor Transmitido .....   | 28  |
| Ecuación 2.3 Calor Considerando perdidas y fluidos.....  | 28  |
| Ecuación 2.4 Calor Requerido .....   | 28  |
| Ecuación 2.5 Cantidad de Sal en el Crudo.....  | 31  |
| Ecuación 2.6 Factor de Caracterización de Watson .....   | 50  |
| Ecuación 2.7 F.C. a partir del peso molecular .....  | 50  |
| Ecuación 2.8 F.C. para una mezcla .....  | 50  |
| Ecuación 2.9 fracciones Volumétricas de los productos .....                                    | 53  |
| Ecuación 2.10 Requerimiento de n butano para la producción de combustibles.....                | 75  |
| Ecuación 2.11 Requerimiento de n Butano basado en el volumen.....                              | 76  |
| Ecuación 2.12 Balance entre octanajes de productos deseados y productos intermedios .....      | 77  |
| Ecuación 2.13 Ley de Henry.....  | 90  |
| Ecuación 2.14 Taza de Permeo .....   | 94  |
| Ecuación 2.15 Cálculo el peso Molecular.....   | 96  |
| Ecuación 2.16 Ecuación de Punto de Rocío .....   | 99  |
| Ecuación 2.17 Constante de Equilibrio.....   | 99  |
| Ecuación 2.18 Cantidad de Inhibidor Requerido.....   | 101 |
| Ecuación 2.19 Combinación de la Ley de Raoult y la Ley de Dalton .....                         | 102 |
| Ecuación 3.1 Modelo cíclico.....   | 116 |
| Ecuación 3.2 Restricción de Suavizamiento .....  | 116 |
| Ecuación 3.3 Equilibrio considerando costos de extracción.....                                 | 119 |
| Ecuación 3.4 Equilibrio en las Ganancias Marginales considerando costos de extracción.....     | 119 |
| Ecuación 3.5 Funcion de demanda .....  | 119 |
| Ecuación 3.6 Serie de Maximización de demanda .....  | 119 |
| Ecuación 3.7 Condicionante de Stock .....  | 120 |
| Ecuación 3.8 Serie de Maximización lagrangiana.....  | 120 |
| Ecuación 3.9 Multiplicador Lagrangiana.....  | 120 |
| Ecuación 3.10 Primer derivada logarítmica con respecto al tiempo del multiplicador .....       | 120 |
| Ecuación 3.11 Primer derivada de la función de demanda con respecto al tiempo .....            | 120 |
| Ecuación 3.12 Primer derivada con respecto del tiempo considerando elasticidad cambiante ..... | 121 |
| Ecuación 3.13 modelo de consumo bajo elasticidad cambiante .....                               | 121 |
| Ecuación 3.14 Serie de Maximización considerando costos de extracción.....                     | 121 |
| Ecuación 3.15 Multiplicador Lagrangiana considerando costos de extracción .....                | 121 |

|   |     |
|---|-----|
| Ecuación 3.16 Primer derivada con respecto del tiempo de la función de precio considerando costos de extracción ..... | 121 |
| Ecuación 3.17 Término de costos de extracción para un régimen monopolístico .....                                     | 122 |
| Ecuación 3.18 Costos de extracción para un régimen competitivo .....  | 122 |
| Ecuación 3.19 Multiplicador Lagrangiana para dos mercados separados .....   | 122 |
| Ecuación 3.20 Condicionantes de aumento de precio y de Stock para dos mercados.....                                   | 123 |
| Ecuación 3.21 Equilibrio de precio para diferentes mercados.....  | 123 |
| Ecuación 3.22 Función de precio considerando el tamaño del mercado y la elasticidad constante ..                      | 123 |
| Ecuación 3.23 consumo para cada mercado .....   | 123 |
| Ecuación 3.24 Precio para ambos mercados.....   | 123 |
| Ecuación 3.25 extracción acumulativa .....  | 124 |
| Ecuación 3.26 Consumo Óptimo .....  | 124 |
| Ecuación 3.27 Modelo Monopolístico para dos mercados .....  | 124 |
| Ecuación 3.28 multiplicador y condicionantes de stock.....  | 124 |
| Ecuación 3.29 Función de Precio para el modelo Monopolístico .....  | 125 |
| Ecuación 3.30 equilibrio en el precio para ambos mercados.....  | 125 |
| Ecuación 3.31 Función de Consumo para cada mercado .....  | 125 |
| Ecuación 3.32 equilibrio de precios para los dos mercados .....   | 125 |
| Ecuación 3.33 Extracción acumulativa para cada mercado.....   | 126 |
| Ecuación 3.34 Función de Demanda considerando diferentes elasticidades .....  | 126 |
| Ecuación 3.35 Función de Consumo óptimo .....   | 126 |
| Ecuación 3.36 readjuste de la Condicionante de stock en dos mercados .....  | 126 |
| Ecuación 3.37 Equilibrio en el Consumo para dos mercados.....   | 126 |
| Ecuación 3.38 Extracción total para dos mercados .....  | 126 |
| Ecuación 3.39 relación de consumo para diferentes elasticidades .....   | 127 |
| Ecuación 3.40 Factor K de ajuste para una mezcla, PMI 2017 .....  | 129 |
| Ecuación 4.1 Diámetro necesario para deshidratar el aceite.....   | 133 |
| Ecuación 4.2 Diámetro necesario para deshidratar el aceite en tratadores electrostáticos .....                        | 133 |
| Ecuación 4.3 velocidad terminal de asentamiento .....   | 133 |
| Ecuación 4.4 velocidad promedio de asentamiento .....   | 133 |
| Ecuación 4.5 Dimensiones de la cámara de Asentamiento y Colisión .....  | 133 |
| Ecuación 4.6 Tiempo de retención.....   | 134 |
| Ecuación 4.7 Velocidad de asentamiento para las gotas de Agua .....   | 134 |
| Ecuación 4.8 velocidad promedio.....  | 134 |
| Ecuación 4.9 Restricción de Asentamiento.....   | 134 |
| Ecuación 4.10 Restricción de Tiempo .....   | 134 |
| Ecuación 4.11 Diámetro mínimo de la columna.....  | 134 |
| Ecuación 4.12 Diámetro Máximo .....   | 134 |
| Ecuación 4.13 Consumo de Esponja Diario .....   | 134 |
| Ecuación 4.14 Volumen de Cama de Acero .....  | 135 |
| Ecuación 4.15 Tiempo de Cambio de Esponja .....   | 135 |
| Ecuación 4.16 Flujo Necesario de Amina.....   | 135 |
| Ecuación 4.17 Diámetro de entrada de la torre de absorción .....  | 135 |
| Ecuación 4.18 Diámetro de la Torre .....  | 135 |
| Ecuación 4.19 Área Transversal de la columna .....  | 136 |
| Ecuación 4.20 Diámetro de la columna .....  | 136 |

|   |     |
|---|-----|
| Ecuación 4.21 recta para el equilibrio gas glicol .....                 | 136 |
| Ecuación 4.22 número real de etapas.....                                | 136 |
| Ecuación 4.23 Peso de la Cama a partir de la eficiencia propuesta ..... | 137 |
| Ecuación 4.24 Volumen de la cama .....                                  | 137 |
| Ecuación 4.25 Diámetro de la cama .....                                 | 137 |
| Ecuación 4.26 Gasto de Agua .....                                       | 137 |
| Ecuación 4.27 Altura de la zona de transferencia de masa .....          | 137 |
| Ecuación 4.28 Altura del Tanque.....                                    | 137 |
| Ecuación 4.29 Eficiencia de la Cama .....                               | 137 |
| Ecuación 4.30 Tiempo de saturación de la cama .....                     | 138 |
| Ecuación 4.31 Caída de presión dentro de la cama .....                  | 138 |
| Ecuación 4.32 Moles necesarios de n-butano .....                        | 139 |
| Ecuación 4.33 Moles Necesarios de n-butano reacomodo .....              | 140 |