



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD TÉCNICO – ECONÓMICA DE UNA  
PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA CON CAPACIDAD DE  
50,000 BSPD**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERO QUÍMICO**

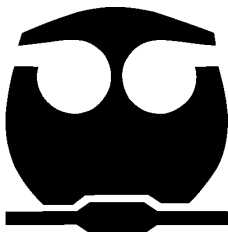
**PRESENTA**

**CLAUDIA PATRICIA ROMERO SÁNCHEZ**

**MÉXICO, D.F**

**AÑO**

**2010**





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.

**JURADO ASIGNADO:**

PRESIDENTE: HUBERTO RANGEL DÁVALOS

VOCAL: ALEJANDRO ZANELLI TREJO

SECRETARIO: HÉCTOR PEDROZA MIRANDA

1er. SUPLENTE: ABRAHAM RODRIGO FLORES RAMOS

2° SUPLENTE: JOSÉ LUIS ZARAGOZA GUTIÉRREZ

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

MÉXICO, D.F.

**ASESOR DEL TEMA:**

ING. HECTOR PEDROZA MIRANDA

**SUSTENTANTE:**

CLAUDIA PATRICIA ROMERO SÁNCHEZ

## *Dedicado...*

*A Mamá y a Papá que con su apoyo constante e incondicional han y siguen impulsándome a lograr todas mis metas. Gracias por el cariño que desde siempre me brindan, por guiar mi camino y estar cerca de mí.*

*A Diana y a Flor, gracias por estar en las buenas y... en las buenas, por enseñarme y complementarme, por distraerme, estresarme y desestresarme cada vez que me estoy con ustedes.*

## *Agradecimientos*

*A Dios,*

*A la Universidad Nacional Autónoma de México.*

*A la Facultad de Química.*

*Al jurado y a mis Maestros.*

*A Angelito, por que se que eres tu : )*

*A mis amigos, por su apoyo y valiosa amistad.*

*A todos mis familiares.*

*A mis compañeros de la facultad.*

*A mis compañeros de Pemex, siempre hay algo que aprender.*

*A Andres por tu apoyo y agradable compañía.*

*A todas las personas que han estado cerca de mí y a todas aquellas que algún día conoceré.*

*Por todas sus enseñanzas, valiosos momentos y experiencias.*

	Contenido
Índice de Ilustraciones .....	6
Índice de Tablas .....	8
Justificación .....	1
Objetivo .....	1
Hipótesis .....	1
Introducción .....	2
El petróleo y la industria petrolera .....	2
Gravedad API .....	2
Contenido de Azufre .....	3
Carbón <i>Conradson</i> .....	4
Tipos de crudo .....	4
Estructura del mercado petrolero .....	5
Capítulo 1 Requerimientos energéticos a nivel mundial y nacional .....	6
Situación actual del Sistema Nacional de Refinación (SNR).....	11
Visión de las plantas de coquización en México <sup>10</sup> .....	14
Producción Mundial de Coque de Petróleo .....	15
Precio del Coque de Petróleo .....	16
Procesos que utilizan Coque de Petróleo .....	17
Capítulo 2 La Refinación .....	24
Tipos de refinerías .....	24
Refinería Baja complejidad ( <i>Reformación-Hydroskimming</i> ).....	25
Refinería de Mediana Complejidad ( <i>Fluid Catalytic Cracking</i> ).....	26
Refinería de conversión profunda o de alta Complejidad ( <i>Deep conversion</i> ).....	27
Esquema Típico de Destilación de Crudo.....	29
Procesos típicos de refinación de crudo .....	33
Planta de Destilación atmosférica .....	33
Destilación al vacío .....	34
Planta de Estabilización de Naftas y Fraccionamiento de Gases .....	35
Planta de Hidrodesulfuradora (HDS) .....	36
Planta de Reformación Catalítica.....	38
Planta de Isomerización.....	41
Planta de MTBE y TAME .....	42
Planta de Alquilación .....	43
Planta de Desintegración Catalítica .....	45
Tecnologías de Fondo de Barril.....	48
Generalidades.....	48
Reductora de Viscosidad ( <i>Visbreaking</i> ) .....	49
Hidrodesintegración Catalítica.....	50
Coquización.....	52
Capítulo 3. El proceso de Coquización retardada .....	53
Descripción del Proceso.....	54
Precalentamiento del tambor.....	55
Llenado en línea.....	55
Despojamiento/Vaporización a la fraccionadora.....	55

Enfriado con Agua.....	55
Sistema de corte hidráulico (Decoquizado) .....	56
Servicios Auxiliares .....	58
Rendimiento de Productos .....	59
Capitulo 4. Fluidcoking / Flexicoking .....	64
Función .....	64
Descripción del Proceso.....	64
Alimentación.....	65
Agotamiento y fraccionamiento .....	65
Lecho fluidizado .....	65
Sistema de elutriación .....	65
Circulación entre reactor y horno.....	65
Flexicoking .....	66
Servicios Auxiliares .....	67
Rendimiento de Productos .....	68
El tanque de coquización:.....	70
Torre de agotamiento y fraccionamiento .....	70
Comparación de Coquización retardada y <i>Fluidcoking</i> .....	70
Desventajas <i>fluidcoking</i> .....	70
Desventajas coquización retardada.....	71
Capitulo 5. Metodología para el análisis económico.....	72
Resumen de resultados .....	78
Análisis de resultados .....	80
Capitulo 6. Conclusiones.....	85
Anexos .....	87
Anexo I Productos de Coquización retardada.....	88
Anexo II Productos de Fluidcoking / Flexicoking.....	90
Anexo III Conceptos para la evaluación económica.....	92
Anexo IV Métodos de evaluación .....	101
Anexo V Resultados de la memoria de cálculo para los tres procesos empleando la misma .....	105
Bibliografía.....	116

## Índice de Ilustraciones

Figura 1.1 Comparación de rendimientos de diferentes tipos de crudo para procesamiento simple .....	5
Figura 1.2 Distribución de reservas mundiales probadas por región .....	6
Figura 1.3 Proporción de reservas totales de crudo en México .....	7
Figura 1.4 Distribución del tipo de crudo según el tipo de reserva .....	7
Figura 1.5 Producción por tipo de crudo en México.....	8
Figura 1.6 Distribución de producción mundial de crudo pesado convencional .....	9
Figura 1.7 Distribución del procesamiento del crudo pesado por países .....	9
Figura 1.8 Capacidad de refinación por Región .....	10
Figura 1.9 Capacidad de Refinación instalada en México.....	11
Figura 1.10 Capacidad instalada por tipo de proceso en SNR (MBD) .....	12
Figura 1.11 Demanda de crudo por su tipo .....	12
Figura 1.12 Demanda por tipo de tipo de crudo para cada refinería. (MBD) .....	13
Figura 1.13 Impacto de los proyectos estratégicos en la producción de gasolinas 2007-2017 .....	13
Figura 1.14 Capacidad instalada por tipo de proceso en 2017 SNR (MBD) .....	14
Figura 1.15 Distribución de los productos para los años 2007 y la prospectiva para el año 2017 ..	14
Figura 1.16 Producción de coque de petróleo por centro de trabajo, 2007-2017 .....	15
Figura 1.17 Evolución del precio del coque de petróleo (3), del gas natural (1) y del gas sintético derivado del coque de petróleo (2) .....	16
Figura 1.18 Mercado consumidor de coque de petróleo, en 1999 (IEA-COAL, 2004) .....	18
Figura 1.19 Prospectiva de demanda de coque de petróleo en México .....	19
Figura 1.20 Balance comercial de coque de petróleo 2007-2017 .....	19
Figura 1.21 Estructura del coque tipo aguja .....	22
Figura 1.22 Estructura del coque tipo esponja .....	22
Figura 1.23 Estructura del coque tipo perdigón .....	23
Figura 2.24 Esquema de refinería de baja complejidad.....	25
Figura 2.25 Esquema de refinería de complejidad media .....	26
Figura 2.26 Esquema de refinería de alta complejidad .....	27
Figura 2.27 Grafica de rendimientos de productos en distintas configuraciones de refinerías .....	27
Figura 2.28 Principales productos de una refinería orientada a la producción de combustibles...29	
Figura 2-29 Principales productos de una refinería orientada a la producción de combustibles....33	
Figura 2.30 Esquema básico de destilación .....	34
Figura 2.31 Esquema general de planta estabilizadora de gases y naftas.....	36
Figura 2.32 Esquema de procesamiento de una planta hidrodesulfuradora.....	38
Figura 2.33 Número octano para hidrocarburos puros .....	39
Figura 2.34 Planta reformadora continua con reactores estacados de procesamiento del licenciador UOP. ....	40
Figura 2.35 Reformación regenerativa, reactores <i>side by side</i> .....	40
Figura 2.36 Ubicación de las plantas de Isomerización y Reformación .....	41
Figura 2.37 Isomerización .....	41
Figura 2.38 Esquema de procesamiento de la unidad isomerizadora de butanos .....	42
Figura 2.39 Esquema de procesamiento para la obtención de MTBE, ETBE y TAME de un paso....43	
Figura 2.40 Proceso de Alquilación con catalizador H <sub>2</sub> F .....	44

Figura 2.41	Proceso de Alquilación con catalizador $H_2SO_4$ .....	44
Figura 2.42	Proceso de Cracking Catalítico de lecho fluidizado.....	45
Figura 2.43	Detalle del reactor de proceso FCC.....	46
Figura 2.44	Ubicación de las plantas procesadoras de fondo de barril en el esquema de refinación.....	48
Figura 2.45	Intervalos de temperatura y presión para procesos de fondo de barril .....	49
Figura 2.46	Rendimiento de la Planta Reductora de Viscosidad alimentando residuo de vacío. ....	50
Figura 2.47	Rendimiento de productos de <i>H-Oil</i> alimentando alimentación de Residuo de vacío del crudo <i>Arabian Medium</i> y <i>Bitumen de Athabasca</i> .....	51
Figura 2.48	Proceso de Hidrocraqueo.....	52
Figura 3.49	Diagrama simplificado del proceso de coquización retardada .....	53
Figura 3.50	Diagrama de sistema hidráulico de corte .....	57
Figura 3.51	Diagrama de una Planta de coquización retardada. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura 3.52	Rendimiento de los productos de Planta de Coquización Retardada en función de CCR.....	59
Figura 3.53	Rendimiento de los productos de Planta de Coquización Retardada en función de °API .....	60
Figura 3.54	Representación de la formación de coque .....	63
Figura 4.55	Esquema de reactor y horno de <i>Fluidcoking</i> .....	64
Figura 4.56	se muestra el diagrama simplificado del proceso de <i>Flexicoking</i> . .....	67
Figura 4.57	Rendimiento de los productos de Planta de Fluidcoking.....	69
Figura 5.58	Metodos de evaluación económica. ....	74
Figura 5.59	Sensibilidad del VPN con respecto a la tasa de interés para las tres tecnologías. ....	83
Figura A.60	Representación gráfica del punto de equilibrio .....	102
Figura A.61	Interpretación gráfica del VPN .....	103
Figura A.62	Interpretación gráfica del TIR .....	104
Figura A.63	Inversión inicial de diferentes tecnologías .....	107



## Índice de Tablas

Tabla 1.1 Composición elemental del petróleo crudo.....	2
Tabla 1.2 Clasificación del petróleo crudo en función de su gravedad API .....	3
Tabla 1.3 Variedades de petróleo preparadas para exportación en México.....	4
Tabla 1.4 Propiedades de crudos seleccionados .....	4
Tabla 1.5 Producción mundial de coque de petróleo.....	16
Tabla 1.6 Precios del carbón y del coque de petróleo.....	17
Tabla 1.7 Valores típicos de CTE correspondientes a cada estructura de coque.....	21
Tabla 2.8 Relación precio –producción en distintas configuraciones de refinerías.....	28
Tabla 2.9 Procesos que involucran separación física.....	30
Tabla 2.10 Procesos de conversión.....	31
Tabla 2.11 Corrientes producidas en la unidad de destilación .....	35
Tabla 2.12 Compuestos presentes en petróleo que contiene azufre .....	36
Tabla 2.13 Reacciones objetivo de hidrogenólisis .....	37
Tabla 2.14 Temperatura de reacción para diferentes catalizadores .....	43
Tabla 2.15 Reacciones en la unidad FCC.....	47
Tabla 2.16 Impurezas/contaminantes para diferentes fracciones de crudo maya.....	48
Tabla 3. 17 Etapas de operación de la planta para un ciclo de 36hrs.....	55
Tabla 3. 18 Servicios Auxiliares .....	58
Tabla 4.19 Composición gas de combustión .....	66
Tabla 4.20 Requerimientos promedio de servicios auxiliares para <i>Fluidcoking</i> y <i>Flexicoking</i> .....	67
Tabla 4.21 Comparación de coquización retardada y <i>fluidcoking</i> . .....	70
Tabla 6.22 Precios de productos.....	76
Tabla 6.23 Precio de materia prima.....	76
Tabla 6.24 Resumen de indicadores de evaluación.....	78
Tabla 6.25 Análisis de sensibilidad para Coquización retardada .....	82
Tabla 6.26 Análisis de sensibilidad para Flexicoking.....	82
Tabla 6.27 Análisis de sensibilidad para Fluidcoking .....	82
Tabla A.28 Porcentaje en peso obtenido por proceso.....	105
Tabla A.29 Rendimientos con Conversión de unidades por barril de residuo procesado .....	106
Tabla A.30 Costo de productos por barril en el año 2009 .....	106
Tabla A.31 Inversión inicial de diferentes tecnologías.....	107
Tabla A.32 Consumo de servicios auxiliares por barril .....	107
Tabla A.33 Costo de servicios auxiliares por barril (USD) .....	108
Tabla A.34 Costos variables .....	108
Tabla A.35 Costos fijos.....	108
Tabla A.36 Costo fijo anual .....	109
Tabla A.37 Costos de Producción de Tecnologías evaluadas.--Coquización Retardada .....	110
Tabla A.37 Costos de Producción de Tecnologías evaluadas.—Flexicoking .....	114
Tabla A.37 Costos de Producción de Tecnologías evaluadas.--Fluidcoking .....	115
Tabla A.38 Flujos de efectivo anuales para las tecnologías evaluadas. ....	110

## Justificación

Esta tesis se desarrolla debido a la situación del Sistema Nacional de Refinación (SNR) que consiste en lo siguiente:

- Incremento en la demanda de gasolina y diesel.
- Disminución de consumo de combustóleo.
- Altos inventarios de Residuales que sobrepasan la capacidad de almacenamiento en cada Refinería.

Esto ha causado que las refinerías realicen movimientos extraordinarios de importación de ligeros y exportación de residuales, disminución en la carga alimentada al proceso y márgenes de utilidad negativos.

Una solución para esta situación es la implantación de esquemas de procesamiento de residuales o fondo de barril por ejemplo las refinerías de Cadereyta, Madero y Minatitlán. Existe una gran variedad de tecnologías que cumplen con esta función, pero no todas solucionan la problemática del SNR.

Esta tesis surge debido a que en las prácticas profesionales tuve la oportunidad de ir a la Refinería de Minatitlán, donde se está realizando una reconfiguración, ahí nos encomendaron la tarea de comparar la Ingeniería Básica y de Detalle con la construcción, uno de los ingenieros comentó que la Planta de coquización Retardada era una maravilla, porque es capaz de convertir la basura en oro, me pareció que estaba exagerando y quise comprobar y conocer la magnitud de sus palabras, considero que la mejor manera para lograrlo es realizar una evaluación económica y comparar la tecnología con otras plantas que tienen el mismo objetivo; procesar los Residuos de vacío.

## Objetivo

Evaluar los procesos de Coquización Retardada, *Flexicoking* y *Fluidcoking* como alternativas para procesar el fondo de barril y seleccionar el proceso que ofrezca mayores beneficios.

## Hipótesis

La tecnología más empleada a nivel mundial es la de coquización retardada, se comprobará que esta presenta las mayores ventajas técnicas y los mejores indicadores de rentabilidad económica

## Introducción

### El petróleo y la industria petrolera

El petróleo es un combustible fósil cuya formación comenzó hace millones de años.

De acuerdo con la teoría más aceptada, el petróleo se formó a partir de la degradación de los residuos de fitoplancton y zooplancton depositados en el fondo del mar que fueron enterrados en estratos de arcilla, limo y arena. Juntos el material arenoso y los residuos fueron formando diferentes capas que, gracias a la acumulación de sedimentos, fueron enterradas a una profundidad cada vez mayor incrementando paulatinamente la presión y temperatura a las que se sometían. La materia orgánica original sufrió una degradación producto de estas condiciones, dando lugar a la formación de compuestos de hidrógeno y carbono.<sup>1</sup>

Una vez formado, el petróleo tiende a fluir hacia la superficie, es decir, migrar hacia zonas de baja presión. En su recorrido muchas veces se encuentra con roca impermeable que impide que este siga desplazándose, dando forma a un yacimiento.

El petróleo es una mezcla homogénea de hidrocarburos, que en su estado natural no tiene aplicación útil. Como combustible es pobre y difícil de quemar, contiene una gran cantidad de impurezas (azufre, sales y metales), por lo que es necesario separarlo y procesarlo para obtener productos de mayor utilidad y valor agregado.

En la tabla 1.1 se muestran los intervalos de la composición elemental del crudo.

Elemento Químico	% en peso
Carbón	83-87
Hidrógeno	11-16
Azufre	0 - 4
Oxígeno	1 - 1.5
Nitrógeno	0 - 0.6

Tabla 1.1 Composición elemental del petróleo crudo<sup>2</sup>

Para clasificar los tipos de petróleo se realizan un conjunto de pruebas analíticas, cuyos resultados permiten ubicar a cada crudo por su relación masa-volumen y por su corrosividad. Las propiedades evaluadas son: Gravedad API y Contenido de azufre.

#### Gravedad API

La gravedad API se refiere a la densidad del crudo y los productos del petróleo. Las unidades son los grados (°) API, y son definidos por la siguiente expresión:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{gravedad específica}} - 131.5$$

<sup>1</sup> Parra Iglesias Enrique, Petróleo y gas natural: industria, mercados y precios, Editores Akal, España, 2003. Pág. 32

<sup>2</sup> Parra Iglesias Enrique, Petróleo y gas natural: industria, mercados y precios, Óp. cit. Pág. 37.

La gravedad específica se refiere al peso por unidad de volumen del material a 15.6 °C en comparación con la densidad del agua a la misma temperatura.

La mayoría de los crudos comercializados a nivel mundial oscilan en el intervalo de 20 a 45 °API; de acuerdo a esta propiedad los crudos se clasifican como se muestra en la tabla 1.2.

Clasificación	Densidad (gr/cm <sup>3</sup> )	° API
Extra pesados	» 1.0	« 10.0
Pesados	1.0 – 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 - 39.0
Súper Ligero	« 0.83	» 39.0

Tabla 1.2 Clasificación del petróleo crudo en función de su gravedad API <sup>3</sup>

Las características de los crudos son definidas por el tiempo y la presión a la que han estado sometidos; un crudo pesado o crudo joven poco profundo (*Shallow Young Crude*), es aquel que se encuentra en etapas tempranas de creación y está enterrado a poca profundidad, por lo que no ha sido expuesto a altas presiones y temperaturas. Estas condiciones provocan que las cadenas pesadas de hidrocarburos que lo conforman permanezcan sin ser rotas, confiriendo así, una mayor densidad pues las cadenas lineales de moléculas pueden empaquetarse muy cerca una de la otra dando como resultado una mayor masa por unidad de volumen, además de una viscosidad elevada, debido a la dificultad de que las moléculas fluyan una sobre la otra.

Por otra parte un crudo que se encuentra a gran profundidad y está expuesto a altas presiones y temperaturas, durante un largo periodo de tiempo, es probable que produzca muchas rupturas en las cadenas de hidrocarburos que lo conforman, de esta manera adquieren densidad, viscosidad y contenido en azufre bajos, estos crudos son conocidos como “viejos profundos”, existen algunos crudos que han sido sometidos a presiones y temperaturas “bajas” durante un prolongado periodo de tiempo, adquiriendo propiedades similares a un “viejo profundo”, y se les conoce como “viejos superficiales”

#### Contenido de Azufre

Esta propiedad, aunada con la gravedad API, influye fuertemente en el valor comercial del crudo y se expresa como el porcentaje en peso del azufre y sus intervalos oscilan entre 0.1 % a más de 5 %. Al tener un contenido mayor a 0.5% de azufre se denominan crudos amargos (ácidos o corrosivos), por lo que requieren tratamiento especial para la remoción del contaminante.

En la tabla 1.3 se muestran las propiedades de los crudos comercializados en México, es posible observar que el crudo tipo olmeca es de mayor valor comercial debido a que su gravedad API es elevada y el contenido de azufre es bajo.

---

<sup>3</sup> Gary, James H., Hanwerk Glenn, *Chemical engineering handbook of Petroleum Refining, Technology and Economics*, 4ta Ed. Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001 Pag. 21.

Clasificación	° API	Contenido de Azufre
Altamira	16.8	5.5 %
Maya	22	3.3 %
Istmo	33.6	1.3 %
Olmeca	39.3	0.8 %

Tabla 1.3 Variedades de petróleo preparadas para exportación en México.<sup>4</sup>

### Carbón Conradson

Es la cantidad de carbón remanente, después de sujetar una muestra a elevada temperatura, bajo condiciones específicas, indicadas en el método ASTM D189<sup>5</sup>. Es un indicador de la propensión de los combustibles a depositar carbón en las máquinas de combustión.

### Tipos de crudo

Existe una gran cantidad de crudos que se comercializan a nivel mundial; más de 240 tipos de acuerdo a datos del *HPI Consultants*.

En la tabla 1.4 se muestran las propiedades de algunos crudos seleccionados, a modo de ejemplificar las propiedades de crudos ligeros como el Griffin de Australia, con 55°API, y 0.03% de contenido de azufre. Existen crudos extrapesados como el Bachaquero de Venezuela, con 16.8°API y 2.4% de contenido de azufre.

Región	Crudo	° API	Azufre (%)
Australia	<i>Griffin</i>	55.0	0.03
EUA	<i>WestTexasIntermediate</i>	40.8	0.34
Mar del Norte	<i>Brent Blend</i>	38.3	0.4
Arabia Saudita	<i>ArabExtraLight</i>	37.2	1.15
Rusia	<i>Rusia export blend</i>	31.8	1.53
Venezuela	Bachaquero	16.8	2.4

Tabla 1.4 Propiedades de crudos seleccionados<sup>6</sup>

Las propiedades, como el residuo de carbón (% en peso de carbón), *Pour point* (contenido de aromáticos y parafinas), intervalo de destilación (*true boiling point*) y el contenido de sales, Nitrógeno y metales, impactan en el rendimiento de hidrocarburos líquidos por barril.

<sup>4</sup> Secretaria de Energía, Prospectiva del petróleo crudo 2008-2017, SENER, México, 2009, Pág. 26.

<sup>5</sup> *American Society for Testing Materials*, Ramsbottom Carbon Residue, ASTM Method D189, S24. Pag. 1-4.

<sup>6</sup> *HPI consultants y Mc Quillin Services*. Crude Assay DataBase (COADB) and Handbook. Estados Unidos de America EUA [http://www.nexideasystems.com/Minicut%20Assay%20System%20\(Oct%202009\).pdf](http://www.nexideasystems.com/Minicut%20Assay%20System%20(Oct%202009).pdf) Pag. 7-12.

## Estructura del mercado petrolero

La estructura de la industria petrolera suele dividirse en tres ramos, dependiendo de la actividad que se realiza; *Upstream*, *Midstream*, *Downstream*.

*Upstream* (Aguas arriba): sector que involucra la exploración (búsqueda de nuevos yacimientos) y producción (explotación de los mismos). Las actividades se caracterizan por tener asociado un riesgo elevado de inversión.

*Midstream*: incluye las actividades de transporte del petróleo crudo desde el sitio de extracción hasta las refinerías, las mayores inversiones están asociadas a la construcción de los ductos y la adquisición o arrendamiento de buques-tanque.

*Downstream* (aguas abajo): Involucra las actividades de refinación y comercialización, la mayor inversión está enfocada a la infraestructura que procesará el crudo, y está ligada a la complejidad y capacidad de la refinería.

En la figura 1.1 se muestra una comparación de los rendimientos para crudo pesado, medio y ligero al ser procesados en una refinería de baja complejidad.<sup>7</sup>

Para los crudos ligeros serán menores los procesos necesarios para obtener productos finales.

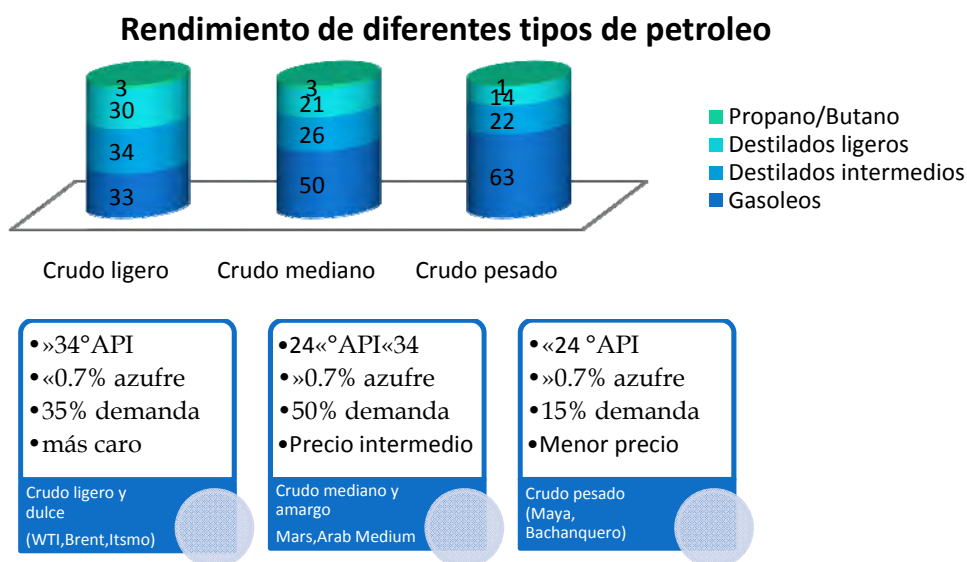


Figura 1.1 Comparación de rendimientos de diferentes tipos de crudo para procesamiento simple<sup>8</sup>

<sup>7</sup> Energy Information Administration, *Crude Oil Refining Capacity by Process*, EIA, Junio, EUA, 2007, <http://www.eia.doe.gov/emeu/international/oilother.html>

<sup>8</sup> Tammy G. Heppner and Matthew M. Breslin, *Petroleum Supply Monthly, Accuracy of Petroleum Supply Data*, Energy Information Administration EIA, EUA, febrero 2009, Pág. 34-37.

## Capítulo 1 Requerimientos energéticos a nivel mundial y nacional

En el Capítulo 1 se describe brevemente la situación del procesamiento de crudo a nivel nacional y mundial.

El total de las reservas probadas de crudo a nivel mundial en 2009, según datos obtenidos de BP en el *Statistical Review of World Energy 2010*, es cercano a 1,238 MMB, y están distribuidas como se muestra en la figura 1.2.

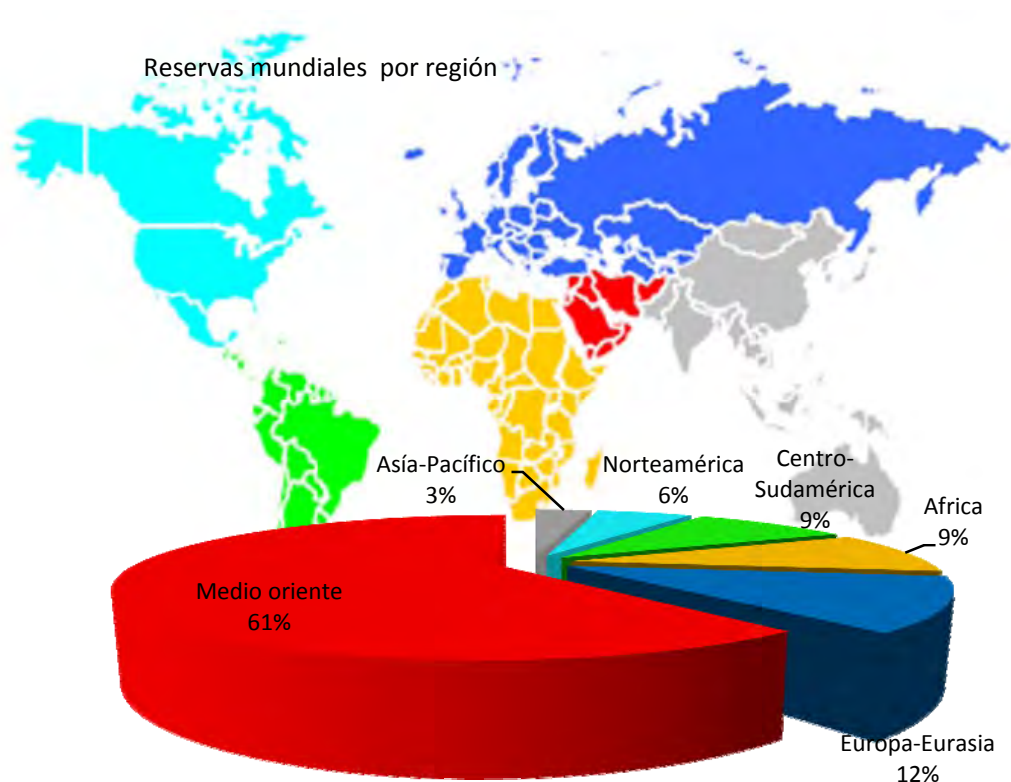


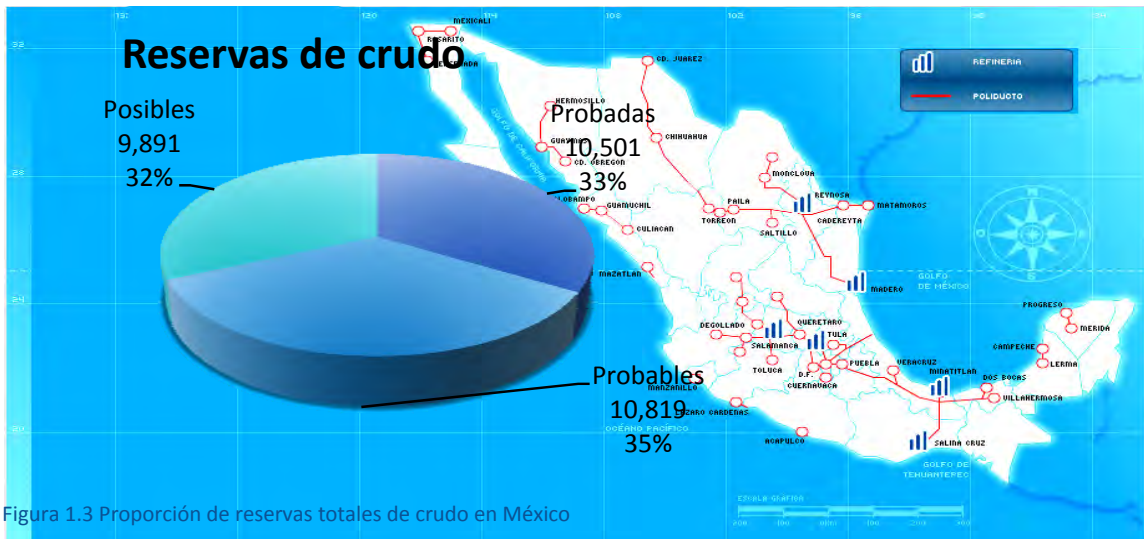
Figura 1.2 Distribución de reservas mundiales probadas por región

BP *statistical review of World Energy 2010*<sup>9</sup>

Al 1º de enero de 2009, las reservas totales de México se ubicaron en 31, 211.6 millones de barriles de petróleo crudo (MMBPC) las cuales están distribuidas como se muestra en la figura 1.3.<sup>10</sup>

<sup>9</sup>British Petroleum, *BP statistical review of World Energy 2010*, Reino Unido, Junio 2010, Pág. 25.

[http://www.bp.com/liveassets/bp\\_internet/globalbp/globalbp\\_uk\\_english/reports\\_and\\_publications/statistical\\_energy\\_review\\_2009/STAGING/local\\_assets/2010\\_downloads/statistical\\_review\\_of\\_world\\_energy\\_full\\_report\\_2010.pdf](http://www.bp.com/liveassets/bp_internet/globalbp/globalbp_uk_english/reports_and_publications/statistical_energy_review_2009/STAGING/local_assets/2010_downloads/statistical_review_of_world_energy_full_report_2010.pdf)



Las reservas están distribuidas en una tercera parte, de acuerdo al tipo de reservas, las de mayor proporción son las reservas probables con 35% del total.

La distribución del crudo según las reservas se plantea en la figura 1.4. La mayor parte de las reservas corresponden al tipo de crudo pesado y el crudo que se encuentra en menor proporción es el crudo súper ligero.

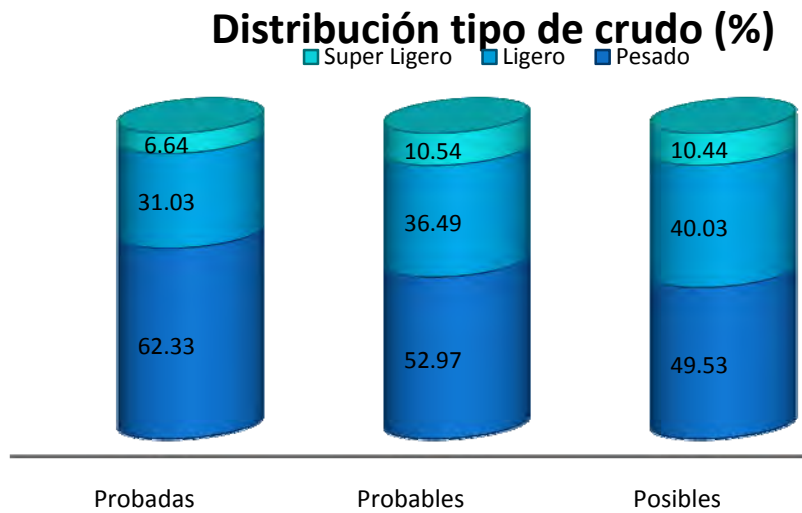


Figura 1.4 Distribución del tipo de crudo según el tipo de reserva<sup>10</sup>

La producción y demanda del crudo a nivel mundial ha crecido de manera constante durante varias décadas, históricamente los incrementos en la oferta se han dado de cierta forma, que existe una capacidad excedente de producción que permanece con cierto margen de holgura; en caso de disminuir la producción en algún lugar del mundo, existe la posibilidad de cubrir la

<sup>10</sup> Prospectiva del mercado de petróleo crudo 2007-2016, SENER, México.



demanda con producción de algún otro lugar. Sin embargo este margen de holgura es cada vez menor.

La producción de crudo en México se presenta en la figura 1.5, cabe señalar que en su mayoría corresponde al crudo pesado tipo Maya.<sup>10</sup>

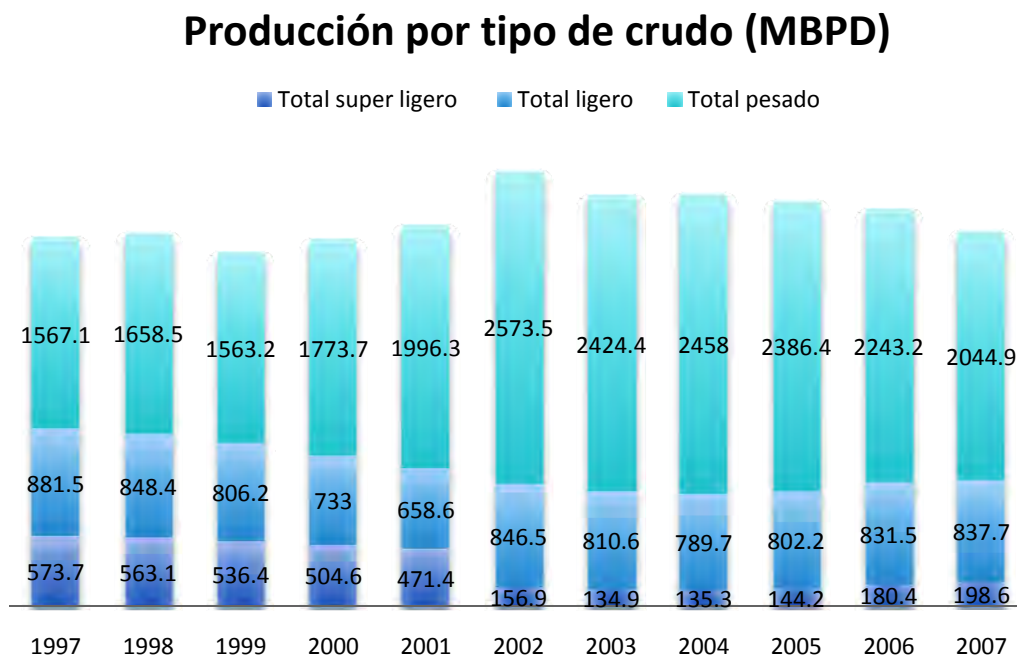


Figura 1.5 Producción por tipo de crudo en México.

Debido a que la mayor producción de crudo en México corresponde al tipo de crudo pesado, se considera necesario que en las refinerías existentes se integren trenes de procesamiento del Residuo de la torre de vacío entre los que destaca el proceso de coquización retardada. Del mismo modo México es el mayor productor de crudo pesado; aportando el 20 % de la producción mundial, como se muestra en la Figura 1.6.<sup>10</sup>

## Producción Crudo Pesado

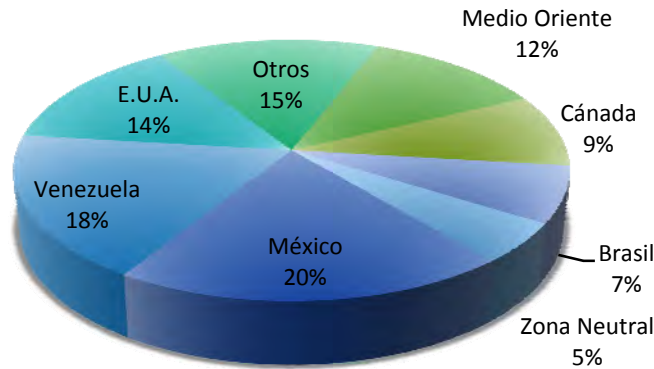


Figura 1.6 Distribución de producción mundial de crudo pesado convencional<sup>11</sup>

No todas las regiones del mundo tienen la capacidad para procesar crudo pesado; el mercado más importante es la región de la costa del golfo de México en EUA, en dicha zona se encuentran las refinerías de mayor complejidad y donde se procesa el 25 % de este tipo de crudo del mundo. En la Figura 1.7 se muestra que EUA es el mayor procesador de Crudo Pesado del mundo.

## Proceso de Crudo Pesado

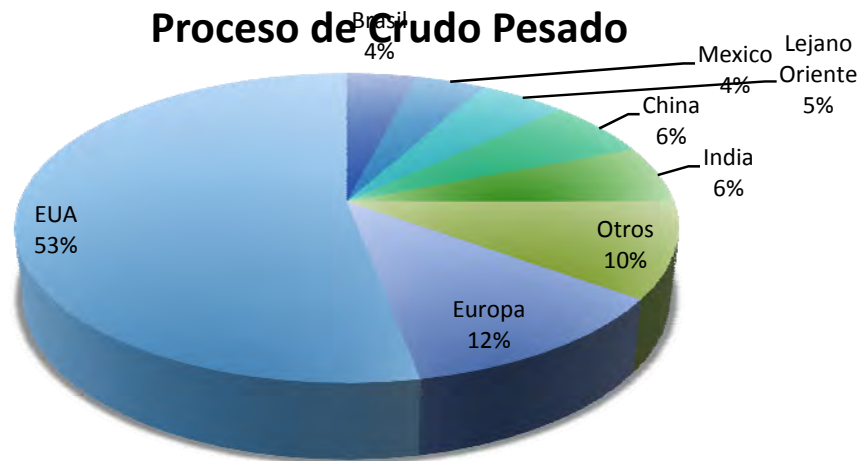


Figura 1.7 Distribución del procesamiento del crudo pesado por países<sup>12</sup>

<sup>11</sup> Portal de Pemex, no incluye los crudos pesados no convencionales como *Tarsand* o bitumen.

<sup>12</sup> Secretaria de Energía, Prospectiva del petróleo crudo 2008-2017, SENER, México, 2009, Pág. 87.

Es importante conocer la distribución del tipo de refinería que predomina según la región del mundo, en la figura 1.8 se puede apreciar que la mayor parte de la capacidad de refinación está enfocada a los procesos más sencillos, y al procesamiento de crudos ligeros, dejando abierto el mercado para la implantación de tecnologías de procesamiento de fondo de barril, aunado a la prospectiva futura de aumentar la producción de crudos pesados, representa un área de oportunidad para el desarrollo económico.

### Capacidad de Refinación por proceso en distintas regiones

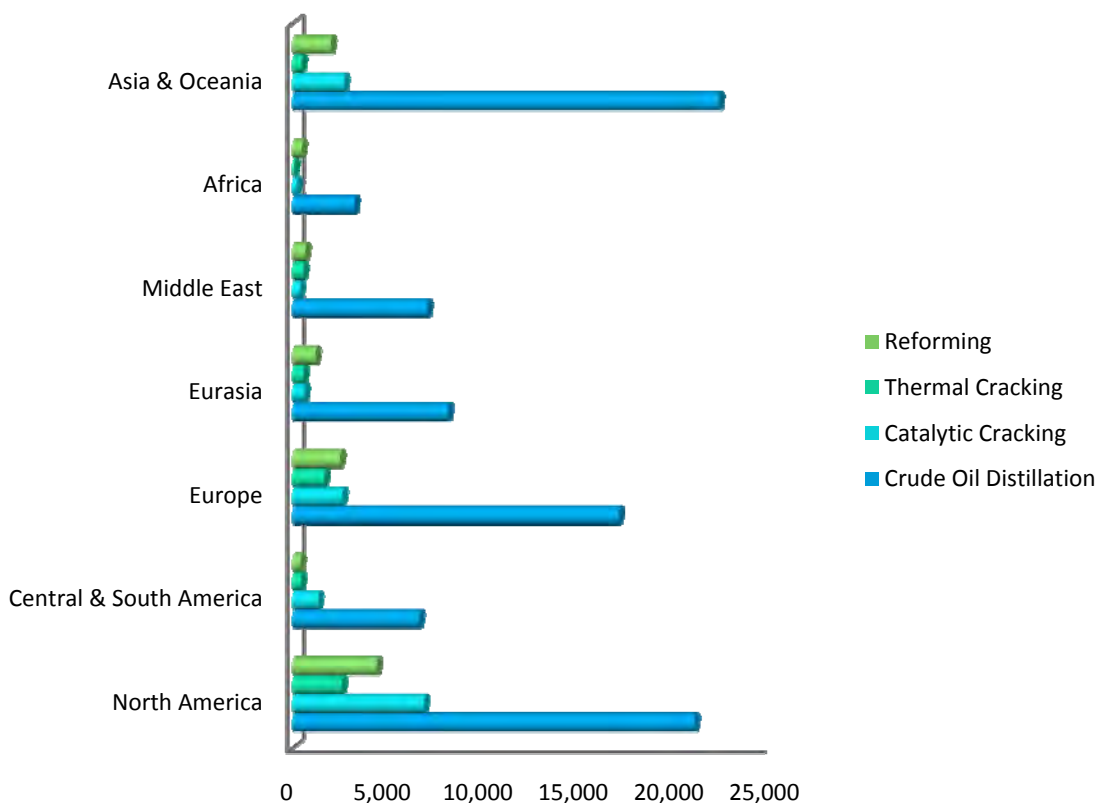


Figura 1.8 Capacidad de refinación por Región <sup>13</sup>

<sup>13</sup> British Petroleum, *BP statistical review of World Energy 2010*, Reino Unido, Junio 2010, Pág. 18.

### Situación actual del Sistema Nacional de Refinación (SNR)

En nuestro país, de acuerdo a la Prospectiva de Petrolíferos 2008-2017 publicada por la SENER, se cuenta con seis Refinerías que, en conjunto, poseen una capacidad de refinación que asciende a 1540 MBD. De 1997 a 2007 la capacidad instalada por tipo de proceso se ha incrementado, destacando la incorporación de coquizadoras como parte de los proyectos de reconfiguración (Madero y Cadereyta); incrementando la producción de destilados a costa de residuos de vacío y permitiendo el procesamiento de una mayor proporción de crudos pesados. Según el documento, se planea la incorporación de estas plantas en todas las refinerías del SNR.

La capacidad de refinación de cada una de las refinerías que conforman el SNR, se presenta en la Figura 1.9, siendo la Refinería de Salina Cruz, la que posee mayor capacidad de procesamiento y la refinería de Madero es la que procesa la menor cantidad de barriles por día.

**Capacidad de Refinación por refinería (mbd)**

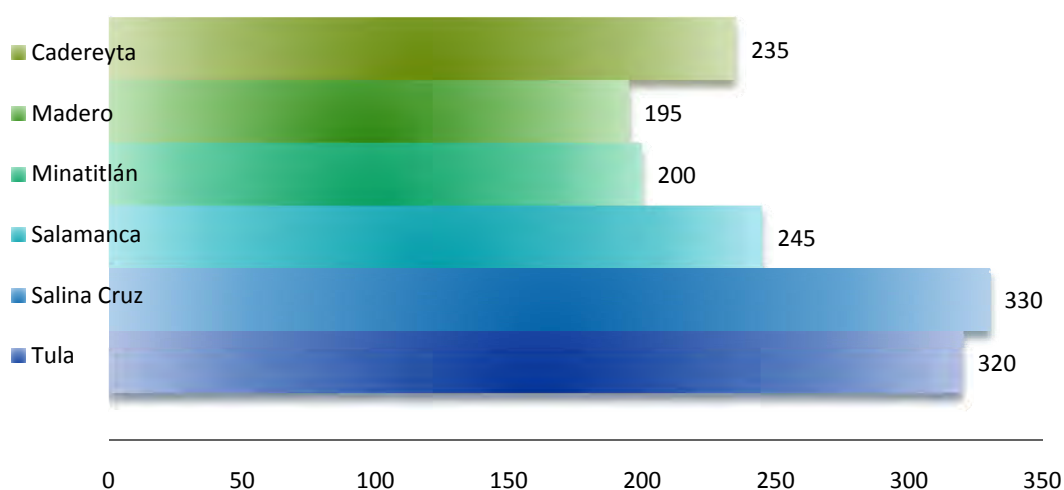


Figura 1.9 Capacidad de Refinación instalada en México.

Cada refinería tiene una configuración diferente de acuerdo al tipo de crudo que procesa, la disponibilidad de equipo, costos de operación, demanda de productos y esquema óptimo de operación, el cual es determinado por consideraciones económicas, en la Figura 1.10 se muestra la capacidad instalada de acuerdo al tipo de proceso en cada una de las refinerías. Cabe señalar que no se contempla la capacidad adicional en Minatitlán debido a su reconfiguración.

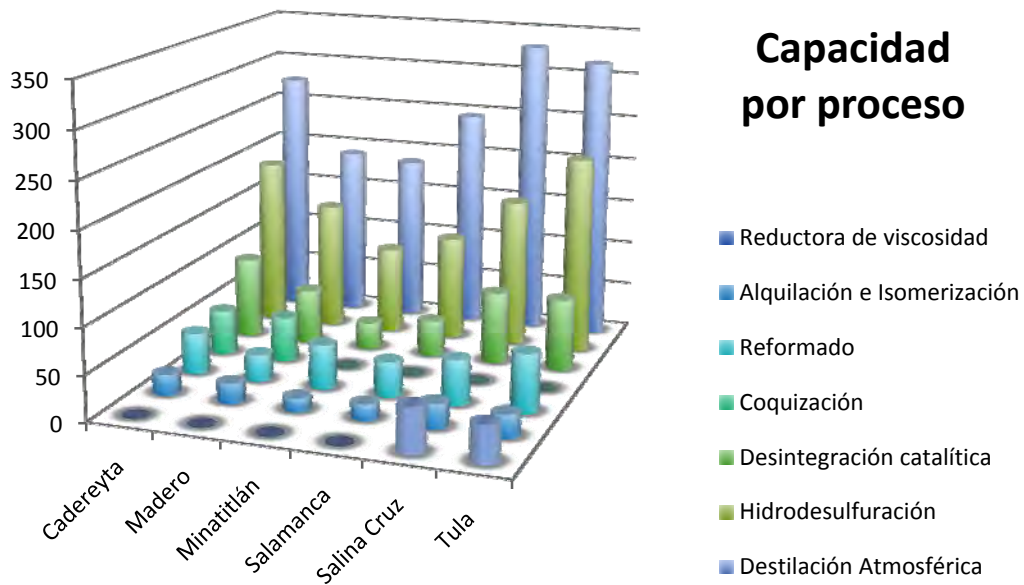


Figura 1.10 Capacidad instalada por tipo de proceso en SNR (MBD).<sup>10</sup>

La demanda por tipo de crudo del SNR en 2006 fue de 499MBD de crudo pesado (38.9%), 723 MBD de crudo ligero (56.3%) y el súper ligero sólo representó el 4.8%, como se muestra a continuación:

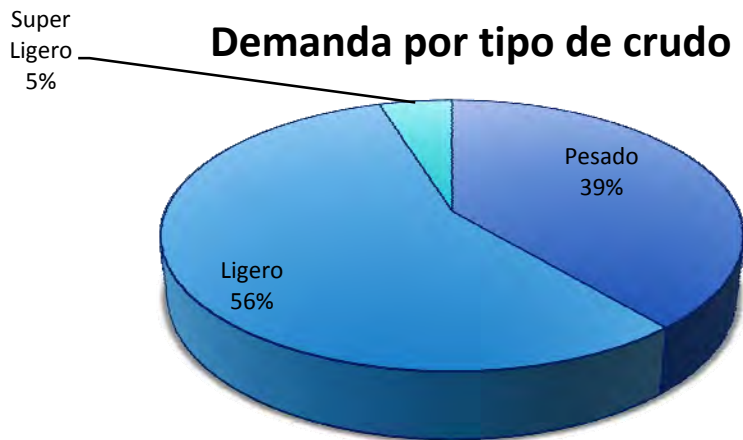


Figura 1.11 Demanda de crudo por su tipo

En la Figura 1.12 se muestra la cantidad de crudo que es demandado por cada refinería, lo cual está relacionado con la capacidad de refinación instalada y con el tipo de procesamientos con los que cuenta la refinería.

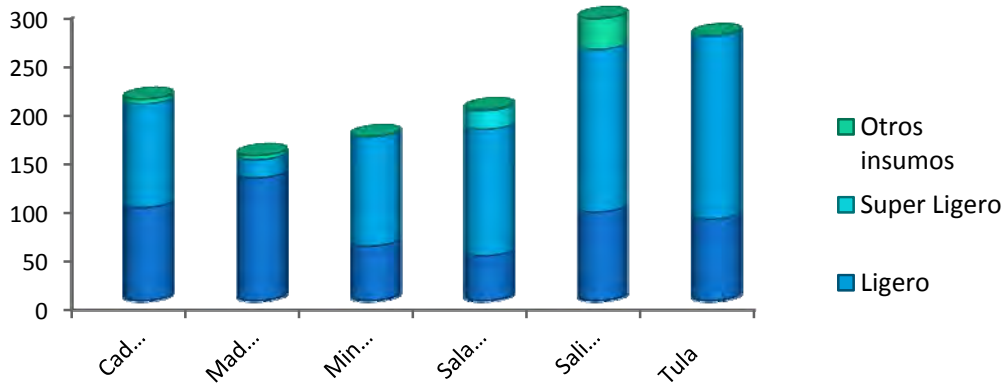


Figura 1.12 Demanda por tipo de tipo de crudo para cada refinería. (MBD)<sup>10</sup>

Con la incorporación de trenes de procesamiento de crudo pesado se reducirá el consumo de petróleo ligero y se incrementará el consumo del pesado, siendo la refinería de Madero (después de Minatitlán, que está en Reconfiguración) aquella con mayor porcentaje de crudo pesado consumido. De acuerdo a la prospectiva del mercado del crudo 2007-2017 se pretende la realización de un conjunto de proyectos estratégicos para mejorar la situación del mercado de los combustibles fósiles en nuestro país, en la Figura 1.13 se muestra en orden cronológico el impacto en la producción, que deberá generar cada uno de los proyectos.

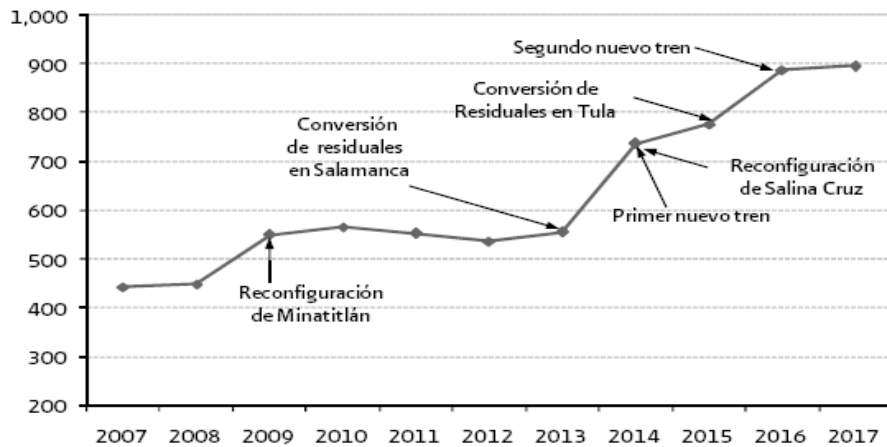


Figura 1.13 Impacto de los proyectos estratégicos en la producción de gasolinas 2007-2017<sup>10</sup>

Cabe señalar que estas cifras y fechas corresponden al plan de trabajo, sin embargo pueden sufrir cambios; el presente año se emitió el compromiso presidencial, de iniciar la construcción de la nueva refinería y se estima que entrará en operación en 2015.

De acuerdo al desarrollo de los proyectos estratégicos, se pretende que para el 2017 la capacidad instalada por tipo de proceso sea la siguiente.

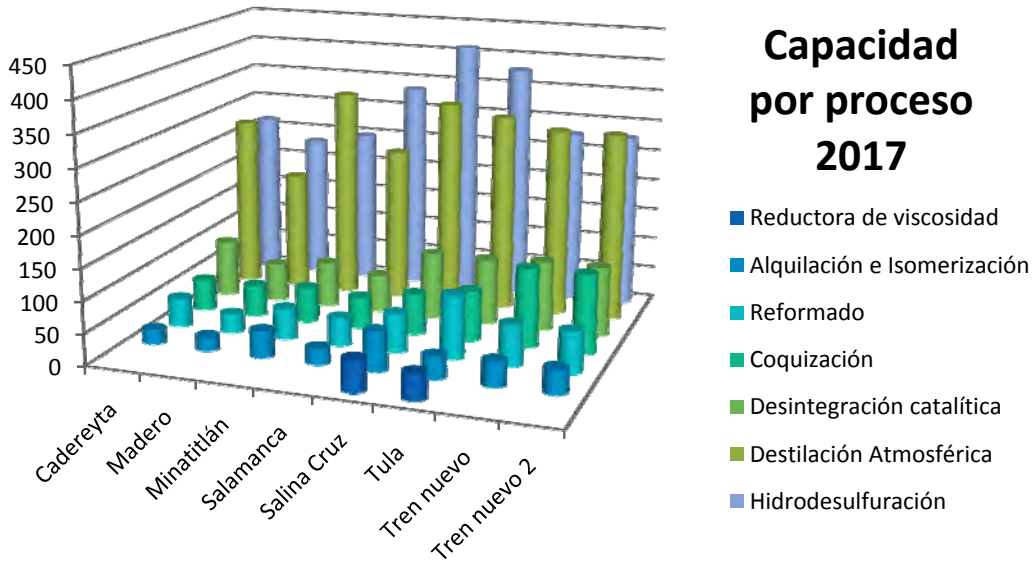


Figura 1.14 Capacidad instalada por tipo de proceso en 2017 SNR (MBD).<sup>10</sup>

En la Figura 1.15 se muestra la distribución de los productos que se pretende alcanzar en el 2017, así como la comparación con la distribución en el año 2007.

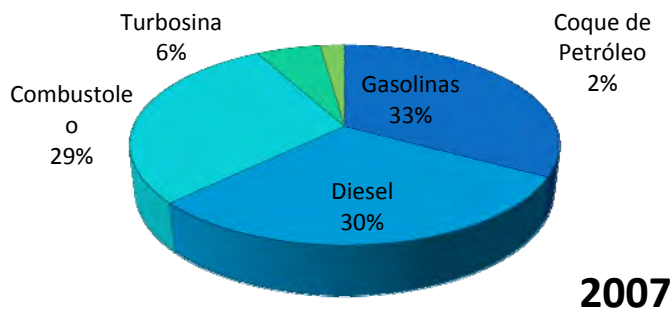
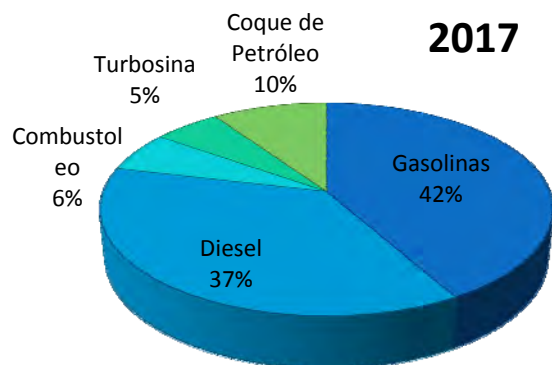


Figura 1.15 Distribución de los productos para los años 2007 y la prospectiva para el año 2017<sup>10</sup>

Se planea una producción mayor de productos ligeros como gasolina y diesel y eliminando casi por completo la producción de productos pesados como el combustóleo.



### Visión de las plantas de coquización en México<sup>10</sup>

De acuerdo a la prospectiva del mercado de petrolíferos, se plantea la posibilidad de instalar plantas de coquización retardada con un mayor procesamiento de crudo Maya en todas las refinerías instaladas en el SNR, por ello el coque de petróleo mostrará un ritmo de crecimiento anual de 21.5%. La alta disponibilidad del coque de petróleo tornó este residuo atractivo para el sector industrial, principalmente para el sector de generación de energía eléctrica.<sup>14</sup>

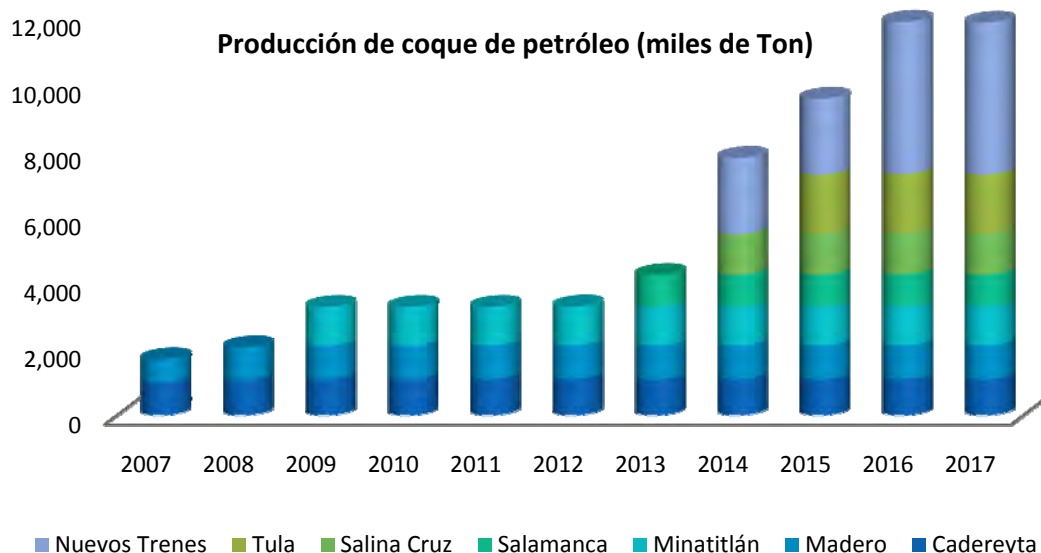


Figura 1.16 Producción de coque de petróleo por centro de trabajo, 2007-2017<sup>10</sup>

### Producción Mundial de Coque de Petróleo

La producción en los estados unidos de coque de petróleo alcanzó 848 mbd en 2006, en 2009 se produjeron 799 mbd. <sup>15</sup>Estados Unidos de América es el mayor productor de coque de petróleo, con casi el 66% de la producción mundial. El 57% de la producción americana proviene de la costa del Golfo de México (Texas y Louisiana) producido por aproximadamente 35 refinerías. La Tabla 1.5 muestra la producción mundial de coque, considerando la participación porcentual por región productora de coque de petróleo.<sup>16</sup>

Entre los países exportadores de coque de petróleo según *Energy Publishing* (2007), en los meses de enero y febrero de 2007, los Estados Unidos exportó 2, 628,882 y 1, 919,634 toneladas respectivamente, valores que corresponden al 93.28% y 91.7% del total de las

<sup>14</sup> Wang, J., E.J. Anthony y J.C. Abanades; *Clean and efficient use of petroleum coke for combustion and power generation: Fuel*, EUA. 2004 Pág. 83, 1341 – 1348.

<sup>15</sup> EIA, *Energy Information Administration, U.S. Refinery and Blender Net Production of Petroleum coke, Updated on 7/29/2010*, [http://tonto.eia.doe.gov/dnav/pet/pet\\_pnp\\_refp2\\_a\\_eppc\\_ypp\\_mbbbl\\_a.htm](http://tonto.eia.doe.gov/dnav/pet/pet_pnp_refp2_a_eppc_ypp_mbbbl_a.htm).

<sup>16</sup> Dynamis, *Dynamis Mecânica Aplicada Ltda, Coque de Petróleo: Parte 3 – Perspectivas, Disponibilidade, Preço*, Brasil, 2004. <http://www.dynamismecanica.com.br/artigo005.php>



exportaciones al nivel mundial; el segundo país colocado en el listado de exportadores fue China, con 132,821 y 131,597 toneladas, representando 4.71 y 6.28% en los mismos meses.

Regiones productoras	Participación (%)
Norteamérica	69.5
Sudamérica	9.1
Europa	8.5
Asia	6.9
Ex-URSS	5.0
África	0.5
Oceanía	0.5



Tabla 1.5 Producción mundial de coque de petróleo.

### Precio del Coque de Petróleo

Varios factores influyen el precio de mercado del coque de petróleo. Cuando el precio internacional del carbón aumenta, la demanda de coque de petróleo también aumenta. En la visión de los analistas, el alza del precio internacional del carbón generalmente es lo que más influencia el alza del precio del coque de petróleo.

La Figura 1.17 presenta la evolución, en US\$/millón de BTU, del costo del coque de petróleo en comparación del costo del gas natural y del gas sintético producido por la gasificación del coque de petróleo.

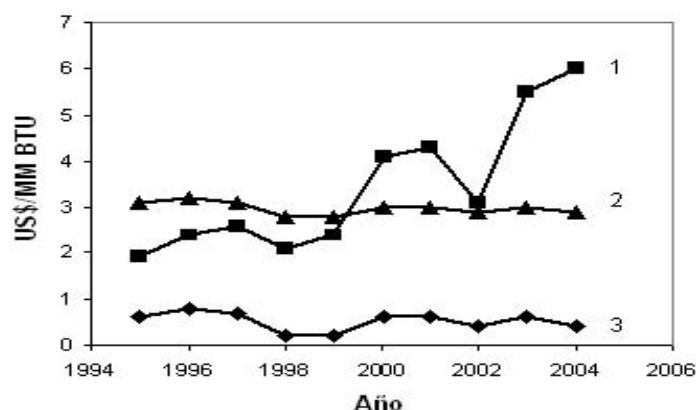


Figura 1.17 Evolución del precio del coque de petróleo; 3, del gas natural; 1 y del gas sintético derivado del coque 2)<sup>17</sup>.

La Tabla 1.6, muestra una comparación relativa entre los precios del carbón y del coque de petróleo, se aprecia que el precio del coque de petróleo siempre estuvo por debajo del precio del carbón; no obstante, a partir de julio de 2004, la tasa de crecimiento de los precios del coque de petróleo llevó a este a valores cada vez más próximos del precio del carbón. En julio

<sup>17</sup> GCPA, Gulf Coast Power Association, April 14, 2005, ConocoPhillips, *Petroleum Coke Gasification Synergies for Refineries*, <http://www.gulfcoastpower.org/default/S05-amick.pdf> (2005).

de 2006 y enero de 2007 el precio del coque de petróleo superó el precio del carbón; por eso, la selección entre el uso de carbón o del coque de petróleo es técnica y no económica.<sup>18</sup>

Intervalo (años)	U\$ 0,01/MM BTU	
	Carbón	Coque de petróleo
ene 97 a dic 97	120	89
dic 97 a nov 98	120	75
nov 98 a oct 99	118	68
oct 99 a sep 00	110	58
sep 00 a ago 01	108	70
ago 01 a jul 02	120	70
jul 02 a jun 03	118	52
jun 03 a may 04	120	70
may 04 a abr 05	135	110
abr 05 a may 06	155	140
may 06 a feb 07	160	165

Tabla 1.6 Precios del carbón y del coque de petróleo

Por otro lado, la cantidad de coque de petróleo que una refinería produce tiene poco o nada que ver con el mercado. De hecho, las refinерías no deciden producir más coque de petróleo cuando el mercado crece o el precio sube. La única razón para que la producción de coque de petróleo aumente es cuando mayores cantidades de fracciones pesadas de petróleo son convertidas en fracciones más ligeras, como combustible de aviación, que generan más residuos. En contrapartida, si una refinería está produciendo más fracciones pesadas, como aceite combustible, el proceso produce menos coque de petróleo.

#### Procesos que utilizan Coque de Petróleo

Dependiendo de la oferta al mercado consumidor, hay casos en que el coque calcinado es usado como combustible en termoeléctricas y cementeras, a pesar del bajo contenido de volátiles (lo que dificulta la combustión) y del menor valor de HGI (indicando mayor dificultad en la pulverización del material). El coque verde puede tener los siguientes usos.<sup>19</sup>

1) coque combustible utilizado en la producción de cemento y en calderas de lecho fluidizado para la generación de vapor y energía eléctrica usando material calcáreo para la remoción de compuestos sulfurados;

2) en caso de bajo contenido de azufre, el coque de petróleo puede tener uso metalúrgico en la forma de mezclas compuestas con coque mineral, para alimentación de alto-horno;

<sup>18</sup> *Energy Publishing, Coal & Energy Price Report, Petcoke Report*, 2007. <http://www.energypublishing.biz/pricereport.html>

<sup>19</sup> Ellis, P. J. y C.A. Paul; *Tutorial: Delayed Coking Fundamentals*, Great Lakes Carbon Corporation, Topical Conference on Refinery Processing, Tutorial Session: Delayed Coking, Paper 29a, 1998, Pag. 1-20.

3) sufriendo oxidación parcial, el coque de petróleo puede ser usado en procesos de gasificación, para aplicación en la producción de vapor de agua, generación de energía eléctrica y producción de cargas gaseosas para varias aplicaciones industriales.

El coque verde puede ser también utilizado directamente en lo alto-horno, proceso conocido como inyección de finos de carbón. En este proceso el coque verde, también utilizado como combustible, es mezclado con otros carbones, pulverizado e inyectado directamente en los altos-hornos. Estas aplicaciones están siendo utilizadas con éxito en Brasil, en la COSIPA – Compañía Siderúrgica Paulista, en *Cubatão*, SP, haciendo que el sector siderúrgico sea un consumidor más de coque de petróleo (BR-No 20, 2005).

El coque calcinado, a su vez, tiene diversas aplicaciones industriales: en la fabricación de ánodos en la industria de aluminio, en la producción de titanio a partir del óxido de titanio, en la producción de monóxido de carbono para la producción de materiales plásticos y en la utilización en procesos industriales que requieran bajos contenidos de azufre, como en la producción de aceros especiales y acero inoxidable.

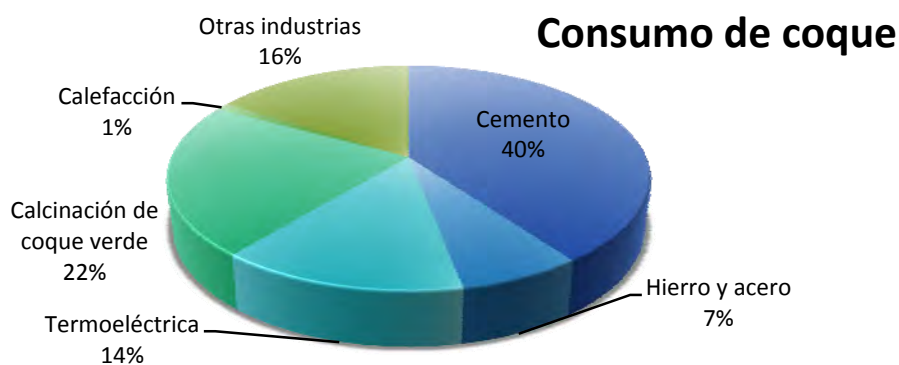


Figura 1.18 Mercado consumidor de coque de petróleo, en 1999 (IEA-COAL, 2004).

En la Figura 1.18 se muestran los porcentajes del mercado consumidor de coque de petróleo, donde se aprecia que el sector cementero es el mayor consumidor de coque de petróleo, con 40% del total de coque producido. El segmento de calcinación de coque verde es el segundo mayor consumidor, con 22% de participación; el sector de plantas termoeléctricas se presentan como el cuarto consumidor de coque de petróleo, consumiendo 14% del total de coque producido en 2003. El Consejo Mundial de Energía recomienda que la mezcla carbón mineral y coque de petróleo contenga un máximo de 20% de coque, debido al bajo contenido de material volátil en el coque de petróleo.<sup>20</sup>

La distribución la demanda del coque de petróleo en México se muestra en la figura 1.19, siendo el área principal de consumo la producción de cementos, seguida de los metales básicos y los productos químicos y se prevé que en el futuro se mantendrá la misma importancia relativa por grupo de ramas.

---

<sup>20</sup> WEC, *World Energy Council; Challenges and Economics of Using Petroleum Coke for Power Generation*, [http://www.worldenergy.org/wec-geis/publications/default/tech\\_papers/17th\\_congress/](http://www.worldenergy.org/wec-geis/publications/default/tech_papers/17th_congress/) 2005 Pág.54.

### Demanda de coque de petroleo (miles de ton)

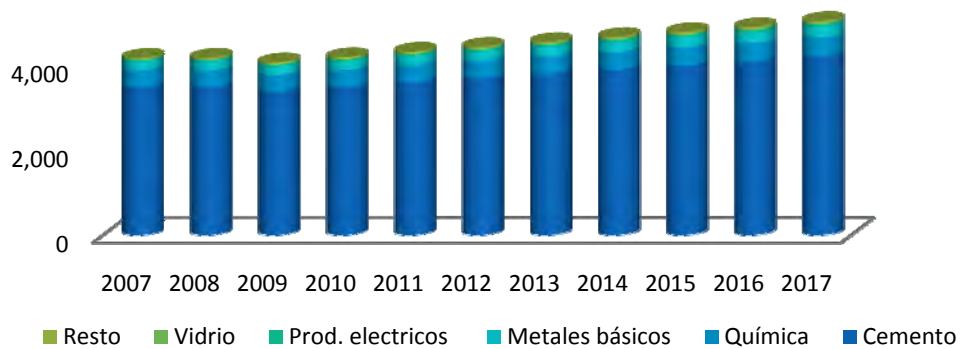


Figura 1.19 Prospectiva de demanda de coque de petróleo en México

Durante 2007 la demanda de coque en la rama de cemento se ubicó en 3,472 Mton, y se espera que en 2017 sea 4,195 Mton, con mayores consumos en los estados de Hidalgo, San Luis Potosí y Sonora.

Se estima que el país tendrá un saldo deficitario en la balanza comercial por lo que se registrarán considerables importaciones hasta 2013 a pesar de la reconfiguración de Minatitlán en 2009 y de la conversión de residuales en Salamanca en 2013. A partir de 2014 la balanza comercial cambiará a una posición exportadora, derivado de la terminación de la reconfiguración de Salina Cruz, así como la conversión de residuales en Tula a partir del 2015 y la nueva capacidad de refinación. Como se muestra en la siguiente Figura 1.20.

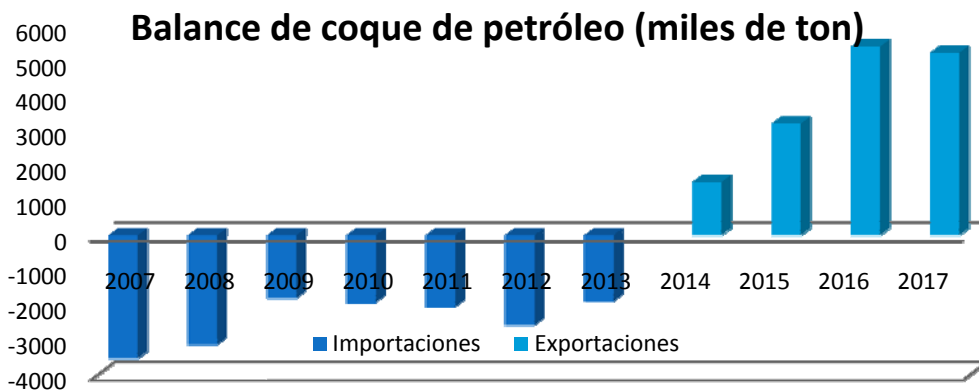


Figura 1.20 Balance comercial de coque de petróleo 2007-2017 <sup>21</sup>

El principal consumidor de coque en México es Cemex, por ello, Cemex tiene el poder para negociar el precio. Además, se caracteriza por buscar continuamente fuentes alternativas de combustible de menor costo, incluyendo llantas molidas, plástico reciclado, etcétera. Cada vez que Cemex encuentra algún otro combustible que puede utilizar, ejerce presiones de precio.

<sup>21</sup> Datos tomados de la Prospectiva de petrolíferos 2008-2017 Pág. 141.

Al tener un excedente en la balanza de producción de coque, México se verá en la necesidad de exportar coque, sin embargo, por el alto contenido de azufre y el aumento en la oferta, los precios de venta se reducirán.

Los valores de coque exportados libre a bordo (LAB) para las refinerías en la Cuenca del Atlántico (Europa, costa Este de Sudamérica) serían negativas, en el orden de US\$20/miles de toneladas, debido a los gastos de logística y transportación.<sup>22</sup>

Derivado de la situación que se presentaría en un futuro son recomendables las siguientes acciones: reducir las exportaciones de coque y diversificar las ventas nacionales de coque.

Construir unidades de lecho fluidizado en las refinerías, ya que consumen coque de petróleo y generan vapor y electricidad a muy bajo costo. Estas unidades podrían desplazar a las calderas actuales y las compras de electricidad en las refinerías. El excedente de electricidad se podría vender a la red de distribución. Estas unidades están diseñadas para consumir coque alto en azufre y cumplen con los requerimientos actuales de emisiones. Cada MW de capacidad instalada operando 24 horas al día, 7 días a la semana, los 365 días del año, usa aproximadamente 3,000 toneladas de coque al año. Por ejemplo, un cogenerador de 200 MW, utilizaría aproximadamente 600,000 toneladas de coque al año. Si se instalaran cuatro de estas unidades (una en cada nueva coquizadora) se utilizarán casi 2.5 millones de toneladas al año, reduciendo en gran manera la cantidad de coque que se necesitaría vender o exportar.

Los servicios eléctricos en México podrían construir plantas de energía de lechos fluidizados. La demanda de energía eléctrica en México está creciendo por encima de la capacidad instalada de 154 TW al año. Incluso con un crecimiento anual conservador del 3%, se requieran en el 2017 195 TW al año. Un ejemplo de ello es la compra de doce millones de toneladas de carbón proveniente de Australia, para abastecer a la planta eléctrica de Petacalco en Guerrero.<sup>23</sup>

---

<sup>22</sup> *KBC Advanced Technologies, Análisis del Mercado de Coque de Petróleo, KBC Advanced Technologies Inc.* 30 de marzo de 2007, Pág.12.

<sup>23</sup> La CFE Petacalco es la planta de mayor consumo de carbón del país, demandando al año 6 millones de toneladas. El producto es desembarcado en el puerto a través de una terminal exclusiva para esta actividad, donde han descargado barcos de más de 100 mil toneladas de carga, además de contar con la mayor área de almacenamiento del puerto, con un millón 256 mil 459 metros, permitiendo una capacidad en estos patios de un millón 920 mil toneladas de carbón.

TORRES OSEGUERA, Carlos., "Compra récord de carbón para la CFE Petacalco; tendrá asegurado el suministro hasta el 2012", *Municipios, La Jornada Michoacán*, 2009, sábado 23 de mayo, Michoacán, Mexico, <http://www.lajornadamichoacan.com.mx/2009/05/23/>



Central termoeléctrica de Petacalco Ubicada en el municipio La Unión, Guerrero

El beneficio para las compañías de servicio es que el coque que reciban será más económico que el carbón o el gas natural. Una oportunidad muy visible es la construcción de un cogenerador cerca de Petacalco con transporte de coque desde Salina Cruz por buque hasta el mismo puerto donde se importa el coque de Australia.

Tipos de coque de petróleo.

El coque proveniente de los tambores, es transportado hacia contenedores, que son transportados vía ferrocarril. El proceso básico al cual es sometido el coque es: calcinado, mezclado con (*coal tar pitch*), extruido hasta partículas de 13 mm de diámetro, horneado a 850° C y grafitizado a 2900°C, en este punto las diferencias en los tipos de coque consisten básicamente en su Coeficiente Térmico de Expansión (CTE).

Estructura	CTE (cm/cm/°C X10 <sup>-7</sup> )
Coque aguja (acicular)	0 - 4
Coque esponja	8 – 18
Coque perdigón ( <i>isotropic</i> )	20- »

Tabla 1.7 Valores típicos de CTE correspondientes a cada estructura de coque.

#### Coque tipo aguja

Posee una estructura física similar a la de una aguja. Se produce por alimentaciones sin la presencia de asfáltenos, por ejemplo los aceites decantados de la planta FCC. Empleado en los electrodos de grafito, usados en la industria de acero.

El coque tipo aguja es producido por alimentaciones con alto contenido de aromáticos, los poros son unidireccionales muy escasos, de forma elíptica de paredes muy finas, muestras estrías uniformemente definidas y tiene apariencia metálica, con orientación características de sus cristales, posee bajo coeficiente de expansión térmica y alta conductividad eléctrica.

Su dureza es debido a la densa masa formada con la estructura de carbono de los hilos o las agujas orientadas en una sola dirección. Puede soportar temperaturas de 2800 °C.

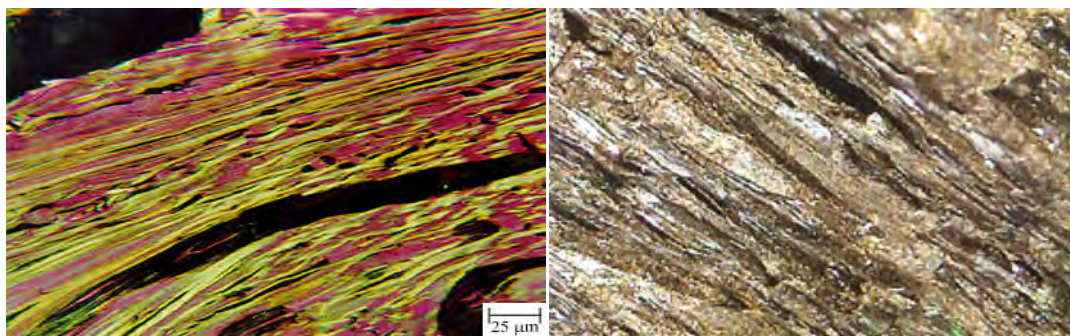


Figura 1.21 Estructura del coque tipo aguja

### Coque tipo esponja

Es nombrado de esta forma por su apariencia esponjosa; es producido debido a que la alimentación contiene de moderada a baja concentración de asfáltenos. Es empleado para la fabricación de ánodos de carbón para la industria del aluminio. En caso de no cumplir con las especificaciones requeridas se emplea como combustible.

El coque tipo colmena es producido por las alimentaciones con bajo contenido de resina asfáltenos y después de la calcinación y grafitización puede producir calidad satisfactoria para la fabricación de ánodos; los poros son elipsoidales y uniformemente distribuidos, son unidireccionales y cuando se corta a través del coque una estructura a colmena (panal de abeja) es evidenciada, los poros internos están interconectados, lo cual lo hace altamente permeable y generador de finos.

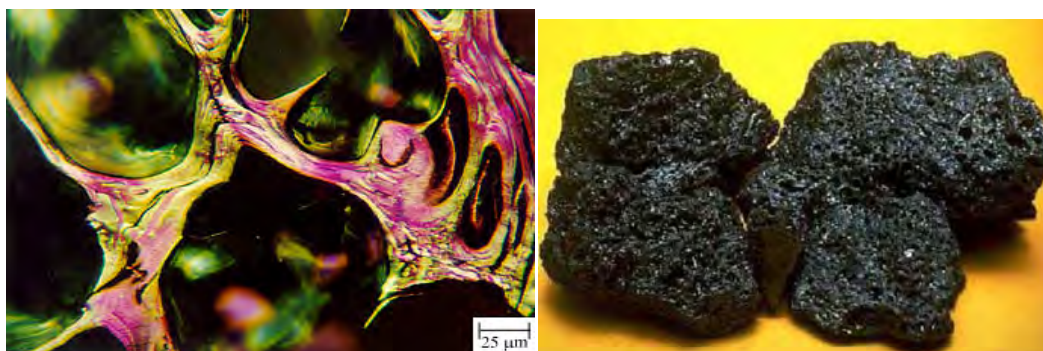


Figura 1.22 Estructura del coque tipo esponja

El mayor problema de las refinerías al producir coque grado ánodo es obtener la baja materia volátil requerida (MV). La producción de aluminio requiere cerca de un kilogramo y medio de carbón por cada kilogramo de aluminio producido.

### Coque perdigón (*shot coke*)

La producción de coque tipo perdigón requiere elevadas concentraciones de resinas y asfáltenos en la alimentación de la carga, una velocidad y/o turbulencia abundante y elevadas temperaturas en el tambor, no se utiliza en la fabricación de ánodos debido a sus impurezas (contenido de azufre) y que posee baja conductividad eléctrica, su estructura es de forma de pequeños poros con paredes muy gruesas entre los poros no existiendo interconexión entre ellos.

El coque tipo perdigón se va formando conforme la alimentación fluye dentro del tambor, cuando los residuos ligeros “flashean” en el tambor, pequeños glóbulos de residuo (*tar*) pesado se suspenden en el flujo, estos glóbulos coquizan rápidamente debido a las reacciones exotérmicas de polimerización de los asfáltenos, las pequeñas esferas, con un diámetro entre 2 y 5 mm caen al fondo del tambor, en los canales de flujo que se van formando en el tambor algunas de las esferas rodarán y se unirán a otras formando pelotitas de mayor diámetro ; hasta de 25cm.

Algunos métodos para eliminar la formación de coque tipo perdigón, como las disminución de la temperatura, incrementando la presión o elevar la fracción de recirculación; incrementaran la corriente de coque, disminuyendo las corrientes de mayor valor comercial, lo cual no es deseado.

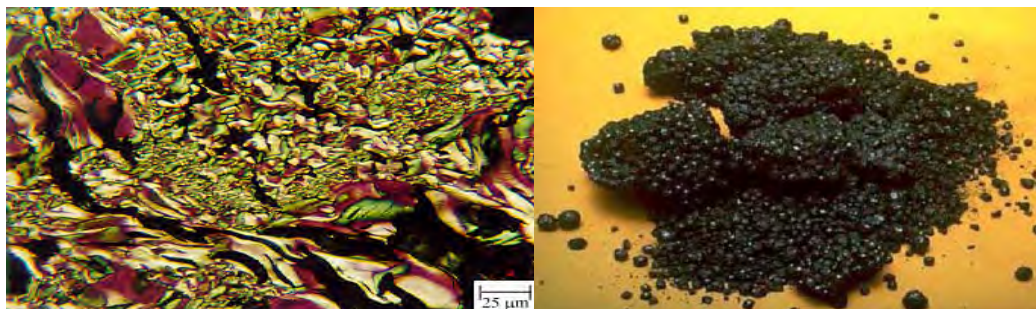
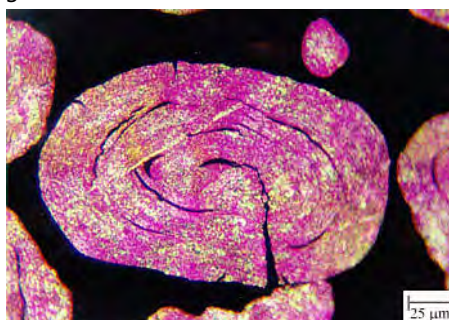


Figura 1.23 Estructura del coque tipo perdigón

El coque formado mediante el proceso de *fluidcoking* consiste en el crecimiento de capas sobre las partículas de coque, y estas son removidas por la fluidez del reactor y nuevas partículas de coque son ingresadas. A continuación se muestra la estructura de coque formada por en una planta *fluidcoking*.





## Capítulo 2 La Refinación

En el presente capítulo se pretende describir el esquema típico de Refinación del Crudo, con el fin de entender los procesos de una refinería y mostrar la importancia técnica y económica de las interrelaciones de las unidades.

### Tipos de refinerías

Una refinería es un conjunto de instalaciones, constituida principalmente por plantas de procesos industriales en donde se transforma el petróleo crudo. Una forma de clasificar los centros de refinación, es por el tipo de productos finales que se obtendrán, es decir refinerías dirigidas a la elaboración de productos petroquímicos, conocidas genéricamente como complejos petroquímicos y aquellas enfocadas a la producción de combustibles fósiles llamadas refinerías.

Acerca de estas últimas, existen refinerías sencillas, que se limitan a procesos de destilación atmosférica y de vacío, por otra parte, existen refinerías complejas, que incluyen procesos de fraccionamiento, conversión (incremento o disminución del peso molecular promedio de las corrientes) y tratamiento (mejora en la calidad de los combustibles, por ejemplo número de octano, contenido de azufre, etc.), con el fin de obtener mayores rendimientos de hidrocarburos ligeros.

Las características y procesos de las refinerías a nivel mundial están relacionadas directamente con la región geográfica, la demanda en la región, la capacidad de inversión, las características del crudo a refinar, entre otras cosas.

Al procesar crudos pesados y requerir una mayor producción de productos ligeros, requerirá que la refinería sea compleja, aprovechando los diferenciales entre los crudos y los altos precios de venta de los productos ligeros. Las distintas configuraciones de las refinerías pueden clasificarse de la siguiente manera:



## Refinería Baja complejidad (Reformación-*Hydroskimming*)

Cuenta con la unidad de destilación atmosférica, eventualmente torres de destilación al vacío; unidades de reformación para obtener una mayor proporción de naftas de mayor calidad y unidades de hidrodesulfuración para la remoción de azufre.

Es la refinería más simple, se emplea principalmente para el procesamiento de crudos ligeros con bajo contenido de azufre y obtiene un menor margen de productos ligeros que una refinería de mayor complejidad empleando el mismo crudo.

Debido a que posee menos procesos, sus costos operativos son menores, generalmente su rentabilidad es menor ya que está asociada a los precios del crudo ligero.

Este tipo de refinerías no puede aprovechar el diferencial entre los precios de los crudos pesados y ligeros. Las refinerías de este tipo son casi inexistentes debido a que se han modificado o elaborado un revampeo para obtener mayores rendimientos de gasolinas.

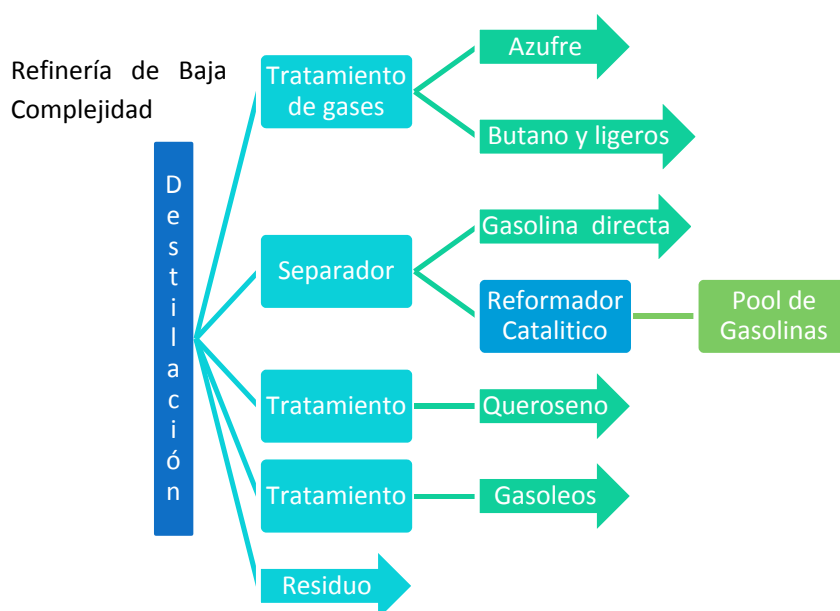


Figura 2.24 Esquema de refinería de baja complejidad<sup>24</sup>

<sup>24</sup> Leffler, W.L. *Petroleum refining for nontechnical person* (3ra Edición ), PennWell Books, EUA, (2000), Pág. 69.

## Refinería de Mediana Complejidad (*Fluid Catalytic Cracking*)

Este tipo de refinería posee los mismos procesos que una refinería de configuración sencilla, es complementada con destilación al vacío, además de las plantas:

Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado(FCC)

Planta de Alquilación

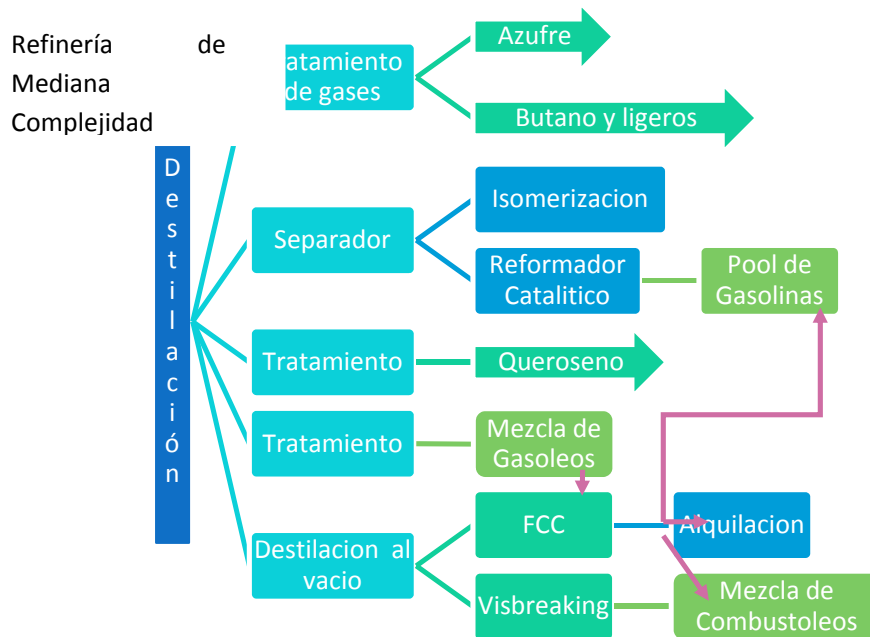


Figura 2.25 Esquema de refinería de complejidad media<sup>25</sup>

<sup>25</sup> Leffler, W.L. *Petroleum refining for nontechnical person* (3ra Edición ), PennWell Books, EUA, (2000), Pág. 90.

### Refinería de conversión profunda o de alta Complejidad (*Deep conversion*)

En este tipo de refinerías se involucran los procesos de las refinerías FCC y además algunos procesos de fondo de barril, por ejemplo la coquización, con lo que se elimina la producción de residuos. La unidad de coquización brinda a la refinería la oportunidad de aprovechar al máximo el diferencial entre los crudos ligeros y pesados.

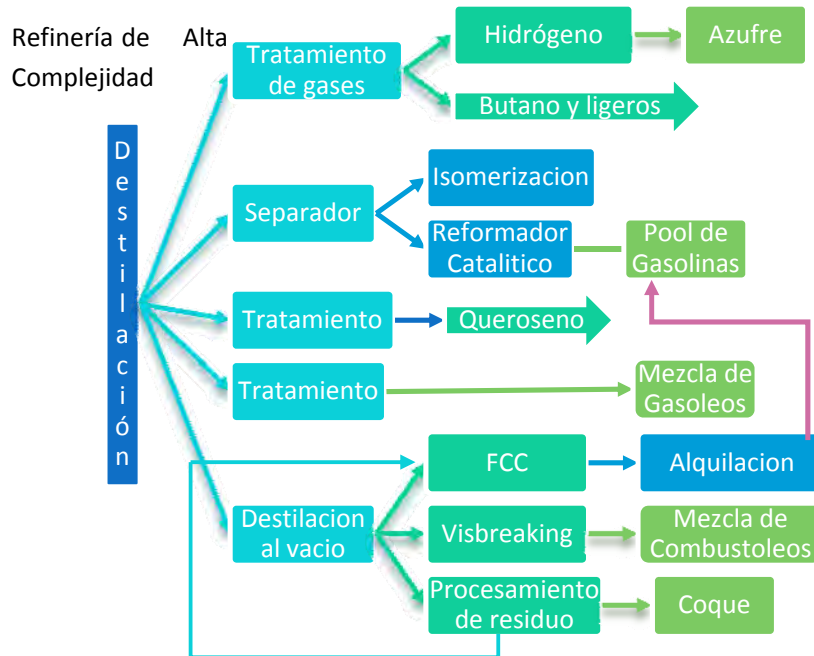


Figura 2.26 Esquema de refinería de alta complejidad

En la figura 2.27 se muestran los rendimientos de una mezcla *Cold Balke* (22°API, 3.6% azufre) en distintas configuraciones de refinerías, con ello se muestra que al procesar la misma alimentación de los 3 esquemas de refinación, se obtiene mayor cantidad de productos ligeros en la refinería de conversión profunda, que en una de baja complejidad.

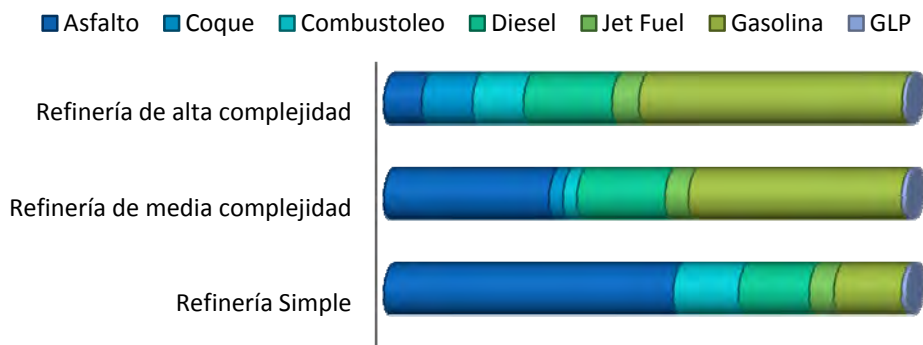


Figura 2.27 Gráfica de rendimientos de productos en distintas configuraciones de refinerías<sup>26</sup>

<sup>26</sup> Alberta Energy, *Alberta Royalty Review*, Alberta Energy, Canada, 2007 Pág.3-6.

Si se relacionan los precios de los productos y el costo de procesamiento es posible comparar los ingresos netos para las diferentes configuraciones de refinerías para un solo tipo de alimentación, resultando con mayores ingresos la refinería de conversión profunda. Como se muestra en la tabla 2.8

Tabla 2.8 Relación precio –producción en distintas configuraciones de refinerías<sup>27</sup>

	USD/bbl	Ingreso por tipo de refinería		
		Baja Complejidad	Media Complejidad	Alta Conversión
Gas LP	38.94	0.43	0.43	0.43
Gasolina	60.00	7.74	25.71	34.69
Turbosina	57.50	2.70	2.7	3.37
Diesel	59.00	7.97	10.42	11.44
Combustóleo	30.00	3.75	0.83	0.83
Coque USD/Ton	15.00	-	0.42	1.68
Asfalto	25.00	13.83	8.3	2.07

#### Ingresos en distintas configuraciones de refinerías

	USD/bbl <sup>28</sup>	Ingreso por tipo de refinería	
		Baja Complejidad	Alta Conversión
Ingreso Bruto	36.41	48.80	54.52
Costo Proceso	5	6.50	8.50
Materia prima	28	28	28
Ingreso Neto	3.41	14.30	28.02

Es posible observar los cambios en la economía entre una refinería de alta complejidad y una sencilla, debido a las distintas proporciones de productos de mayor valor producidas; las refinerías de mayor complejidad tendrán mayor ingreso neto, a pesar de tener mayores costos de producción.

<sup>27</sup> Idem. *Alberta Royalty Review* Pág.13.

<sup>28</sup> *Alberta Energy, International Crude Oil Handbook, Crude Monitore, Telerate*. 2009, Pág. 7.

## Esquema Típico de Destilación de Crudo

El conjunto de plantas que se presentará forman el esquema típico de una refinería Mexicana, cabe señalar que cada refinería posee su propio y único esquema de proceso, él cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda de productos, entre otras cosas. El modelo óptimo es dictaminado por consideraciones económicas y no existen dos refinerías que sean idénticas en sus operaciones.

En la figura 2.28 se muestran los productos obtenidos en las refinerías enfocadas en la producción de combustibles fósiles.

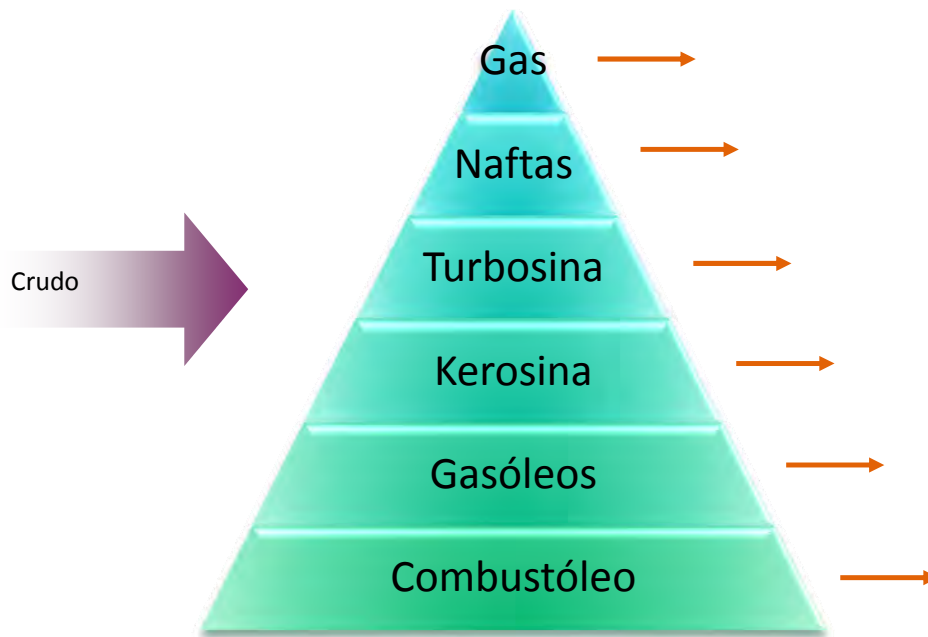


Figura 2.28 Principales productos de una refinería orientada a la producción de combustibles

Los productos pueden clasificarse como se indica a continuación:

Destilados ligeros: gasolinas y gases (metano, etano, propano, butano).

Destilados intermedios: gasolina, kerosina, turbosina, diesel y gasóleos.

Residuo o "fondo de barril": lo que queda después de extraerle los destilados.

Los procesos involucrados en una refinería son:

### *Separación física*

Los hidrocarburos presentes en el petróleo poseen distintos puntos de ebullición, en función de esta característica son extraídos mediante fraccionamiento en torres de destilación, previo tratamiento de remoción salina.

Proceso	Objetivo	Principio de Operación	Alimentación	Producto
Destilación Atmosférica	Fraccionamiento de Hidrocarburos	Térmica, puntos de ebullición	Petróleo desalado	Gas, nafta, gasóleo, destilados, residuales
Destilación de vacío	Fraccionamiento de Hidrocarburos sin Craqueo	Térmica, puntos de ebullición	Residuo de la torre de destilación atmosférica	Gasóleos, lubricantes, residuos
Desalado	Remoción de sales contaminantes en el crudo	Miscibilidad	Crudo	Crudo sin sal

Tabla 2.9 Procesos que involucran separación física

### Conversión

Procesos físico-químicos que modifican el tamaño y/o estructura de las moléculas de hidrocarburos.

Descomposición: proceso de rompimiento de moléculas mediante *cracking*; catalítico, térmico, *hydrocracking (H-oil)*, *visbreaking*, coquización.

Construcción molecular: combinación de moléculas para formar moléculas más grandes; Alquilación, eterificación, TAME, MTBE y polimerización.

Rearreglo molecular: modificación de la estructura molecular; isomerización y reformación, hidrodesulfuración.

Tratamiento: remoción de impurezas y sustancias no deseadas en los hidrocarburos; disolución, absorción, girbotol e hidrodesulfuración.

En la tabla 2.10 se enlistan los procesos de conversión, el objetivo, principio de operación, procedencia de alimentación y productos.

Conversión				
Proceso	Objetivo	Principio de Operación	Alimentación	Producto
Cracking Catalítico	Disminuir peso molecular	Catalítica de lecho fluidizado	Gasóleos	Gasolinas e insumos petroquímicos
Coquización	Conversión de residuos de vacío	Descomposición térmica	Residuo de Vacío	Gasolinas, LPG, Diesel, Coque
Proceso	Objetivo	Principio de Operación	Alimentación	Producto

<i>Hydrocracking</i> H-OIL	Conversión a hidrocarburos más ligeros	Catalítica	Residuos de vacío	Gasolina, Diesel y Combustóleo de bajo azufre
<i>Visbreaking</i>	Reducción de viscosidad	Térmico	Residuos de Destilación vacío	Naftas y Combustóleo
Alquilación	Combinar olefinas y parafinas	Catalítica	Isobutanos y olefinas	Gasolina de alto octano
Polimerización	Combinar olefinas	Catalítica	Butanos, pentanos, hexanos	Nafta de alto octano, insumos petroquímicos
Isomerización	Conversión de cadenas lineales en ramificadas	Catalítica	Butanos, Pentanos, Hexanos	Nafta de alto octano e insumos petroquímicos
Hidrodesulfuración /Hidrotratamiento	Remoción de azufre, Nitrógeno, saturación de hidrocarburos	Hidrogenación catalítica	Naftas, destilados con contenido de azufre	Destilados desulfurados
Extracción de solventes	Extracción de aceites insaturados	Absorción /Precipitación	Gasóleos, destilados	Gasolinas de alto octanaje
Reformado	Aumentar octanaje en naftas	Catalítica	Naftas desulfuradas	Reformado, aromáticos de alto octanaje
Desasfaltado	Remoción de asfalto	Absorción	Residuos de vacío, propano	Lubricantes pesados y asfalto
Remoción de ceras	Remover la cera de lubricantes	Enfriado/ Filtrado	Aceites lubricantes de torre de vacío	Base para insumo de lubricantes

Tabla 2.10 Procesos de conversión<sup>29</sup>

### *Formulación y mezcla*

Proceso donde se mezclan y combinan fracciones de hidrocarburos, aditivos y otros componentes para obtener los productos finales de mayor valor agregado.

<sup>29</sup> U. S. Department of labor Occupational Safety & Health Administration, *Occupational Safety & Health Administration Technical Manual* (OTM), EUA. [http://www.osha.gov/dts/osta/otm/otm\\_toc.html](http://www.osha.gov/dts/osta/otm/otm_toc.html)



### *Operaciones Auxiliares*

Permiten garantizar la calidad y continuidad de las operaciones de plantas de producción, son imprescindibles para mantener la integridad y seguridad de la operación.

Según la FERC; *Federal Energy Regulatory Commission*, "Los servicios auxiliares son aquellos necesarios para proveer el servicio básico de transmisión a los consumidores. Estos servicios comprenden las siguientes acciones:

Servicios que afectan a la transacción (programación y despacho de servicios).

Servicios que son necesarios para mantener la integridad del sistema durante una transacción (seguimiento de carga y soporte de energía reactiva).

Existen otros servicios auxiliares que son requeridos para corregir los efectos asociados con el compromiso de la transacción (por ejemplo, servicio de carga desbalanceada)"<sup>30</sup>

### *Operaciones de aprovisionamiento*

Son las actividades que se realizan en las instalaciones, sistemas y equipos que brindan soporte a los procesos que componen las refinerías tales como: generación de vapor y energía eléctrica, agua para diversos objetivos, tratamiento del agua empleada, aire de proceso y para los instrumentos, desplazamiento y almacenamiento de productos y materias primas, desfuegos, laboratorios, talleres de mantenimiento, sistemas contra incendio, oficinas técnico-administrativas, servicios médicos, etc.

Además del aprovisionamiento de catalizadores y servicios auxiliares; agua, nitrógeno, vapor, aire, electricidad, etc.

---

<sup>30</sup> *Federal Energy Regulatory Commission, Energy Market and Reliability Assessment, EUA, 2010*  
<http://www.ferc.gov/> Pág. 3.

## Procesos típicos de refinación de crudo

### Planta de Destilación atmosférica

El primer proceso del crudo, en una refinería orientada a la producción de hidrocarburos es la “destilación atmosférica” o “fraccionamiento del crudo”, en esta se aprovechan los puntos de ebullición de los diferentes hidrocarburos que lo componen, para separarlos y llevarlos posteriormente a procesos de adecuación como productos terminados. Se lleva a cabo a una presión de 0.3 a 0.5 kg/cm<sup>2</sup> manométricos, ligeramente por arriba de la presión atmosférica.

En la figura 2.29 se muestran los productos de la destilación atmosférica.

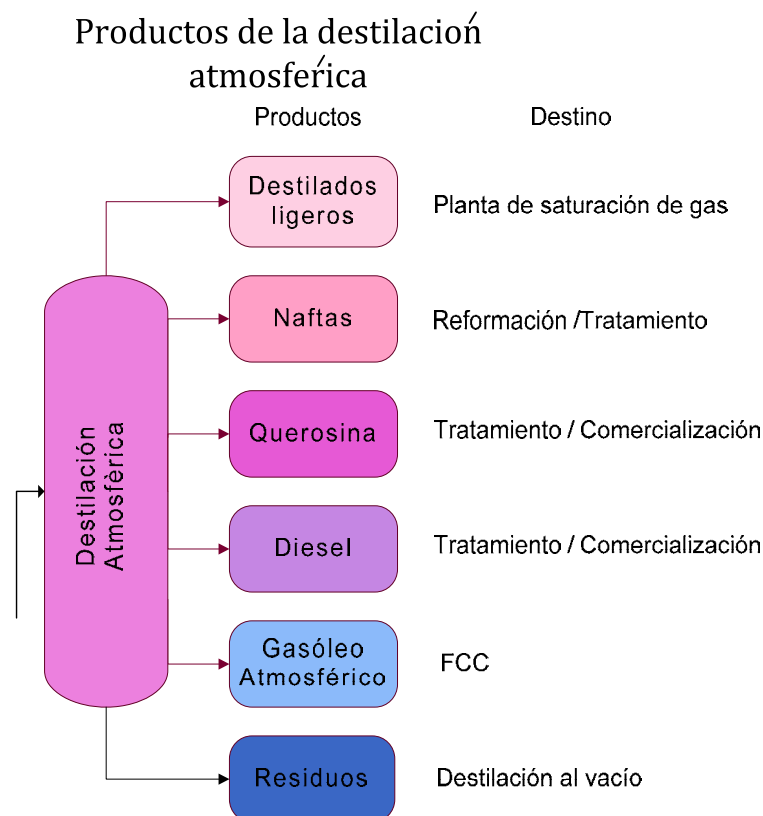


Figura 2-29 Principales productos de una refinería orientada a la producción de combustibles

Las torres de destilación poseen puntos de extracción de donde se obtienen las diferentes fracciones, están localizados a lo largo de la torre, dependiendo de la fracción que se extraiga será la altura del plato de extracción; de la sección superior de la torre se obtendrán destilados más ligeros, las fracciones serán más pesadas conforme el punto de extracción se localice más cerca del fondo de la torre.

Los productos de la destilación atmosférica no cumplen con las especificaciones requeridas para ser utilizadas como productos finales, por ello constituyen la materia prima para otros procesos, donde se eliminan las impurezas y se adecúan a las especificaciones requeridas.

### Destilación al vacío

Forma parte de una planta combinada, es el proceso subsecuente del residuo de la destilación atmosférica. Se emplea este tipo de destilación debido a que las temperaturas requeridas para la destilación de las fracciones más pesadas del crudo a presión atmosférica podrían ocasionar un craqueo térmico, que provocaría inconvenientes en el proceso; al disminuir la presión del proceso, por debajo de la atmosférica, la temperatura de ebullición de las fracciones desciende también.

Es común la inyección de vapor sobrecalentado de baja presión a la entrada del horno y en el fondo de la torre, para disminuir la presión efectiva, aumentar la velocidad de flujo y minimiza la formación de coque.

En la figura 2.30 se muestran los productos de la destilación atmosférica.

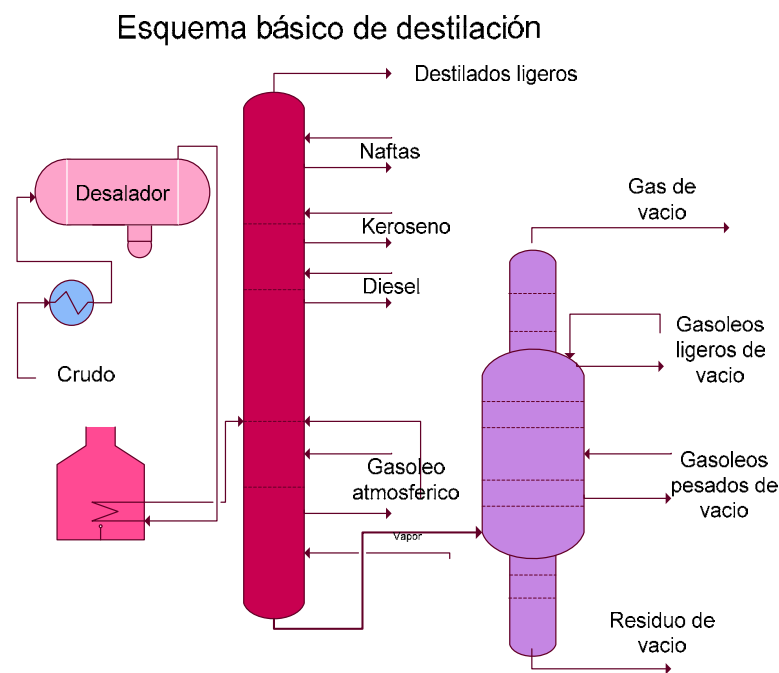


Figura 2.30 Esquema básico de destilación.

La presión de operación de vacío se obtiene mediante eyectores de vapor y condensadores barométricos; el tamaño y número de éstos está determinado por el vacío requerido y las condiciones del vapor empleado, a continuación se muestra el esquema básico de destilación, con los productos relacionados y la tabla de las corrientes producidas en la unidad de destilación.

En la tabla 2.11 se enlista el proceso subsecuente de los productos de la unidad de destilación.

Tabla 2.11 Corrientes producidas en la unidad de destilación <sup>31</sup>

Producto	Proceso y disposición
Productos ligeros	Se alimentan a una planta de saturación de gas para producir gas combustible; propanos, butanos, nafta ligera.  Tratamiento de aminas para la remoción de gas ácido (ácido sulfhídrico).
Propano	Tratamiento MEROX para minimizar el contenido de azufre y se comercializa como GLP.
Butanos	Se alimentan a la unidad de Alquilación mezclados con isobutanos para producir alquilado ligero que es una gasolina de alto octano.
Nafta ligera	Se trata para remoción de azufre y posteriormente se mezcla en el pool de gasolinas o se alimenta a una unidad de isomerización.
Nafta Pesada	Hidrotratamiento y reformado catalítico para aumentar su octanaje para el pool de gasolinas.
Keroseno	Se trata y comercializa, o mezcla con Jet fuel.
Diesel	Se hidrata y comercializa.
Gasóleo pesado	Se hidrata y alimenta a la unidad de craqueo catalítico FCC para obtener gasolinas de alto octano
Residuo de Vacío	Coquizadora, <i>visbreaker</i> , hidrotadora de residuales ( <i>H-oil</i> ), <i>Fluidcoking</i> , <i>Flexicoking</i> o mezcla de combustóleo.

#### Planta de Estabilización de Naftas y Fraccionamiento de Gases

La corriente de gases que salen del acumulador de nafta de las plantas de destilación atmosférica está compuesta de hidrocarburos ligeros (metano, etano, propano y butano) y además contiene ácido sulfhídrico.

El objetivo de este proceso es recuperar de esta corriente el propano y el butano para ser utilizados como gas licuado de petróleo (GLP) o como materia prima para elaborar otros productos petroquímicos.

Al salir del acumulador, la corriente de gases se dirige a la succión de un compresor centrífugo, para aumentar su presión y ser alimentada a la sección de fraccionamiento y tratamiento de gases.

<sup>31</sup> Gary, James H. Handwerk, Glenn E. *Chemical engineering handbook of petroleum refining processes. Technology and economics*. 4ta edición, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001. Pág. 5-20.

Por otra parte, la corriente líquida de nafta ligera que proviene del fondo del mismo acumulador, contiene algo de hidrocarburos ligeros, los cuales deben separarse para obtener la nafta estabilizada. Esta corriente se alimenta a una torre “estabilizadora de naftas” donde se separan y salen por la parte superior los hidrocarburos ligeros y por el fondo se obtiene la nafta estabilizada, libre de butano y más ligeros, ésta es enviada a la planta hidrodesulfuradora de naftas para eliminar compuestos de azufre, nitrógeno y saturar hidrocarburos.

### Planta estabilizadora de Naftas y fraccionadora de gases

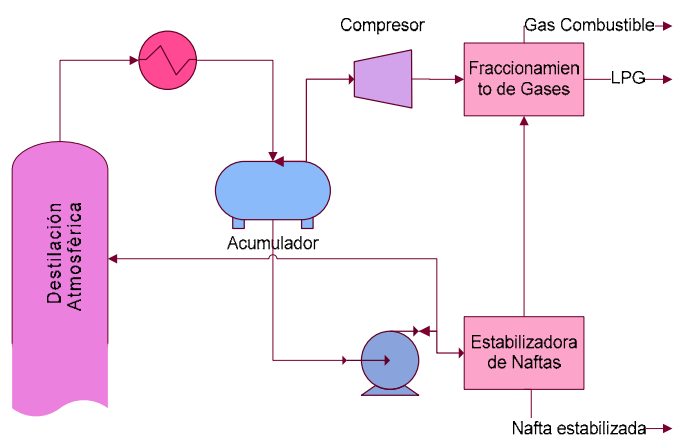


Figura 2.31 Esquema general de planta estabilizadora de gases y naftas.

### Planta de Hidrodesulfuradora (HDS)

Los crudos que se procesan en una refinería contienen contaminantes como azufre, nitrógeno y metales, al separarse el crudo en varias fracciones (en la destilación), los contaminantes se distribuyen en ellas, concentrándose más a medida que la fracción se compone con hidrocarburos más pesados.

En las corrientes de gases compuestas de hidrocarburos ligeros, el azufre, se presenta en forma de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y a partir de hidrocarburos con 6 átomos de carbón, forma compuestos y se encuentra ocluido en ellos; en la tabla 2.12 se ejemplifican los compuestos que contiene azufre presentes en petróleo.

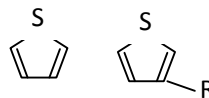
Tabla 2.12 Compuestos presentes en petróleo que contiene azufre <sup>32</sup>

Compuesto	Estructura
Tioles (mercaptanos)	R-S-H
Disulfides	R-S-S-R'
Sulfides	R-S- R'
Compuesto	Estructura

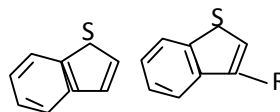
<sup>32</sup> Gates, Bruce C., Katzer James R., *Chemistry of catalytic processes*, Mc Graw Hill, EUA, 1979. Pág. 392.

---

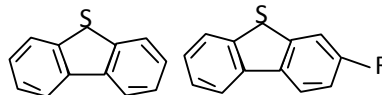
Tiofenos



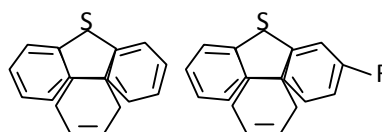
Benzotiofénos



Dibenzotiofénos



Benxo [def]dibenzotiofenos



---

El proceso mediante el cual se eliminan los compuestos de azufre y metales de los hidrocarburos utilizando hidrógeno, se llama en forma genérica Hidrotratamiento, contemplan las reacciones objetivo de hidrogenólisis mostradas en la tabla 2.13.

Tabla 2.13 Reacciones objetivo de hidrogenólisis<sup>33</sup>

Nombre Genérico de Reacción	Reacción
Hidrodesulfuración	$R-S-H + H_2 \rightarrow R-H + H_2S$
<i>Hydrocracking</i>	$RC H_2-C H_2R' + H_2 \rightarrow RCH_3 + R'CH_3$
Hidrodesnitrogenación	$RNH_2 + H_2 \rightarrow RH + NH_3$
Saturación de olefinas	
Desmetalización	V y Ni

---

Es importante señalar que no solo se llevan a cabo las reacciones objetivo, es por ello que se utilizan catalizadores especializados a base de cobalto-molibdeno, o níquel-molibdeno de acuerdo, entre otros factores a la presión de operación, depositados sobre un sustrato de alúmina, con el fin de promover las reacciones deseadas.

En las refinerías este proceso se realiza para desulfurar las naftas, turbosina, kerosina y el diesel, gasóleo ligero (GOL), antes de enviarlos a almacenamiento como producto final, en algunas refinerías, se hidrotrota los gasóleos para desulfurarlos o desintegrarlos.

Las razones más importantes para eliminar estos contaminantes por medio de hidrotratamientos son:

---

<sup>33</sup> Gates, Bruce C., Katzer James R., *Chemistry of catalytic processes*, Mc Graw Hill, EUA, 1979. Pág. 393.

- El azufre y los metales envenenan los catalizadores, que son utilizados en procesos de reformación y desintegración catalítica.
- Las normas ambientales restringen el contenido de azufre en las emisiones a la atmósfera y en los combustibles fósiles.
- Mejorar la calidad de los combustibles, ya que al quemarse se eliminan los  $\text{SO}_x$  y  $\text{NO}_x$ .

En la figura 2.32 se muestra el esquema de procesamiento de una planta hidrotratadora de Naftas.

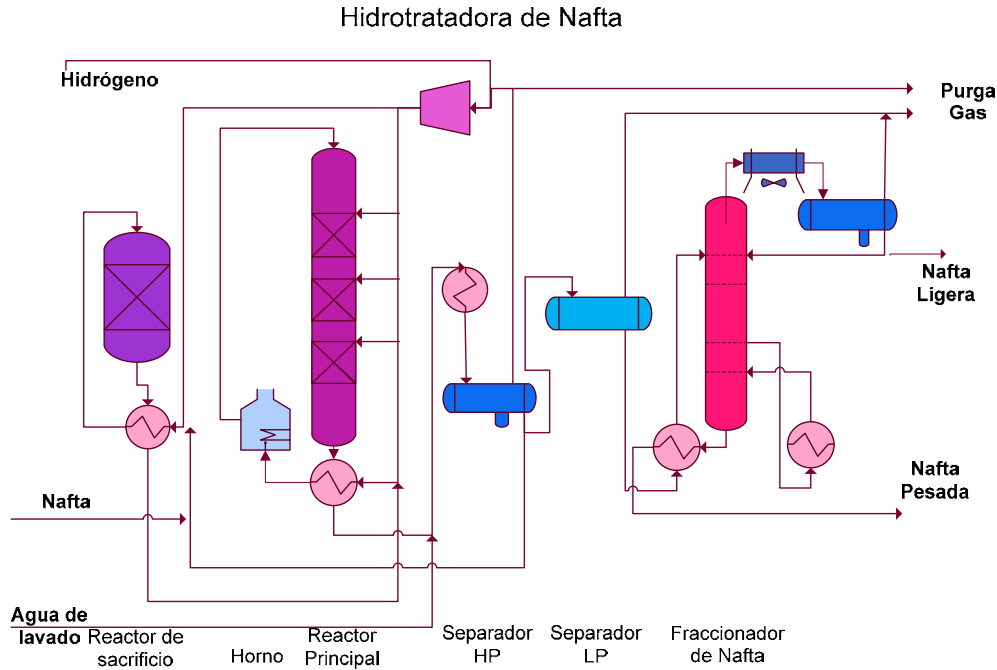


Figura 2. 32 Esquema de procesamiento de una planta hidrodesulfuradora

### Planta de Reformación Catalítica

La reformación de naftas, previamente hidrodesulfuradas, es un proceso catalítico de rearrreglo molecular, llevándose a cabo la reacción en un lecho metálico a base de platino y renio, donde los hidrocarburos parafínicos se convierten a isoparafinas, nafténicos y aromáticos, obteniendo mezclas de mayor octanaje

El número de octano o calidad antidetonante de una gasolina, representa la capacidad del combustible para no alcanzar su temperatura de autoignición cuando se comprime en los cilindros de un motor. Una gasolina de bajo octano inicia por sí sola su combustión al comprimirse, antes de que el pistón termine su recorrido, originando golpeteos sobre el mismo pistón que se transmite al cigüeñal, ocasionando daños al motor. La gasolina de alto octano, se quema con la chispa de la bujía, evitando los efectos de una gasolina pobre en octano. En la figura 2.33 se muestran graficas comparativas para diversos hidrocarburos, con el fin de visualizar el aumento de número de octano según el tipo de hidrocarburos, los hidrocarburos nafténicos, son muy reactivos, por lo que son considerados productos intermedios.

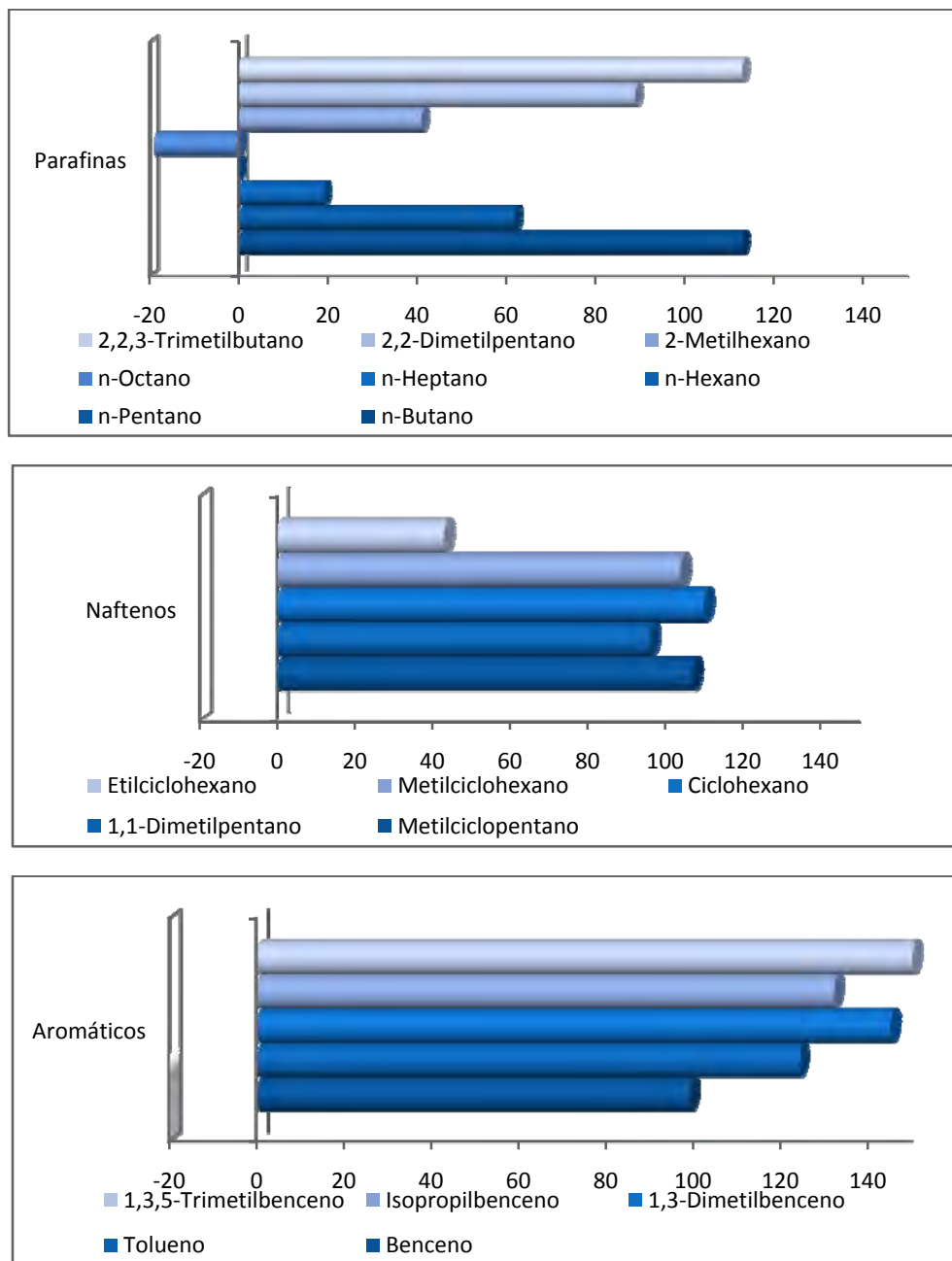


Figura 2.33 Número octano para hidrocarburos puros

Es posible observar que los compuestos que poseen mayor octanaje son los aromáticos, seguidos de los nafténicos y finalizando con los parafínicos, sin embargo es conveniente mantener un equilibrio de octanaje adecuado para los diferentes tipos de motores. La normatividad ambiental relacionada con la calidad de los combustibles no permite sobrepasar la cantidad de aromáticos contenida en gasolina y diesel, por lo que se hace una mezcla de gasolinas.

La nafta que se obtiene en la planta de destilación atmosférica es de bajo octanaje (53), ya que en su composición predominan los hidrocarburos parafínicos y nafténicos; por lo tanto, no es conveniente que sea utilizada directamente como componente de la mezcla para elaborar las



gasolinas, esto hace necesario someterla a un proceso, de hidrodesulfuración inicialmente y posteriormente un proceso de reformación catalítica para incrementar su octanaje.

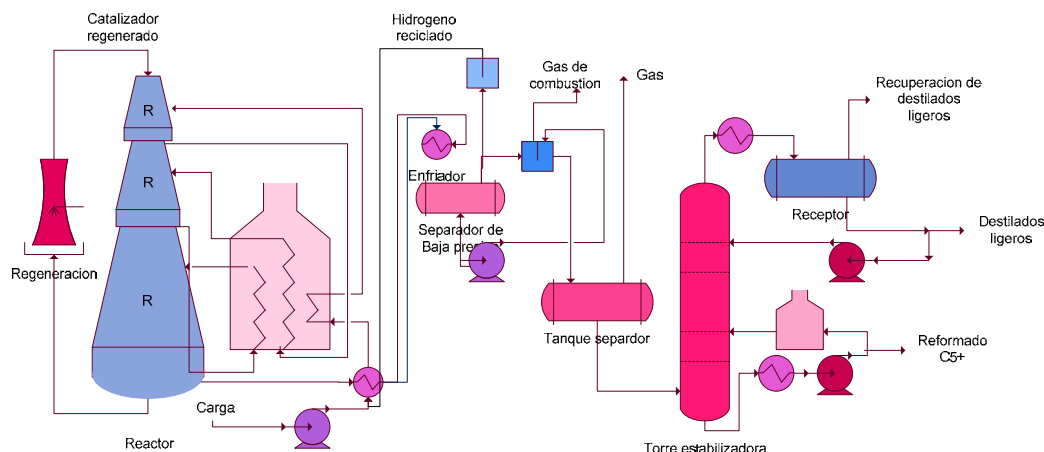


Figura 2.34 Planta reformadora continua con reactores estacados de procesamiento del licenciador UOP.

La figura 2.34 muestra el procesamiento de la planta de reformación catalítica, tipo continuo licenciada por UOP con reactores estacados, la cual está instalada en algunas refineras del Pemex. En la figura 2.35 se presenta el esquema de procesamiento de reformación con tres reactores, semiregenerativo.<sup>34</sup>

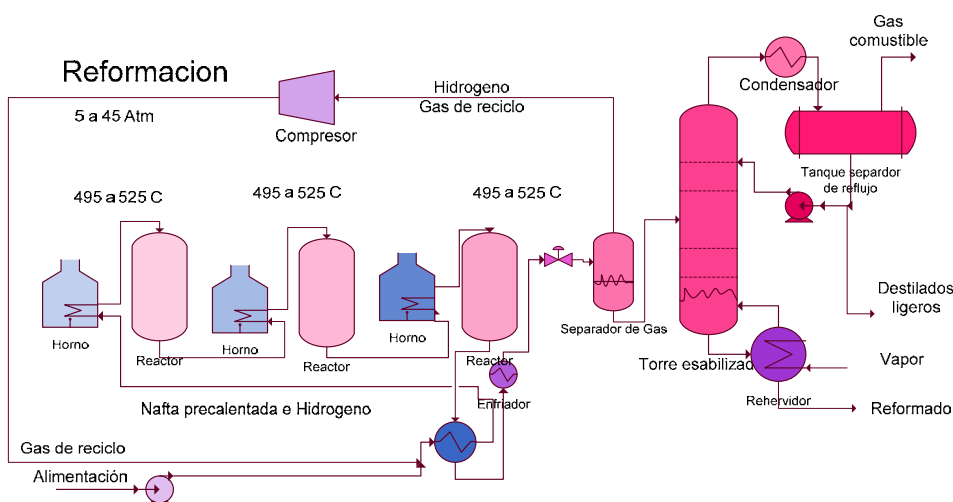


Figura 2.35 Reformación regenerativa, reactores side by side.

En la figura 2.36 se muestra la ubicación del proceso de isomerización y reformado en la refinera, las naftas obtenidas de la destilación atmosférica y la planta de estabilización,

<sup>34</sup> U. S. Department of labor Occupational Safety & Health Administration, *Occupational Safety & Health Administration Technical Manual* (OTM), EUA, elaboración propia. Sin paginado.

después de ser hidrotratadas son enviadas a las plantas de isomerización y reformación para obtener las características deseadas.

## Planta de Isomerización y Reformado

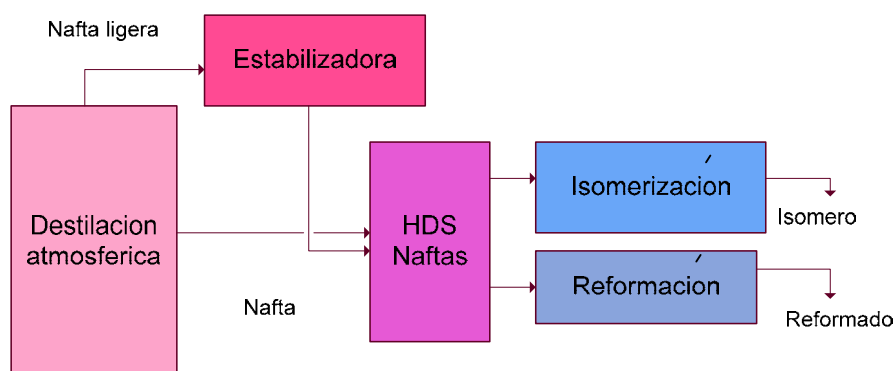


Figura 2.36 Ubicación de las plantas de Isomerización y Reformación

### Planta de Isomerización

La isomerización es un proceso catalítico donde los hidrocarburos parafínicos de 5 y 6 átomos de carbono, sufren un arreglo molecular sin cambiar el número de carbonos. Consiste en la reubicación de un radical de la molécula original a una posición "iso" de la molécula resultante, al cambiar la estructura molecular, se modifican sus propiedades físicas, incrementándose la presión de vapor y el número de octano, la figura 2.37 la obtención de iso-pentano a partir de n-pentano y el aumento del número de octano.

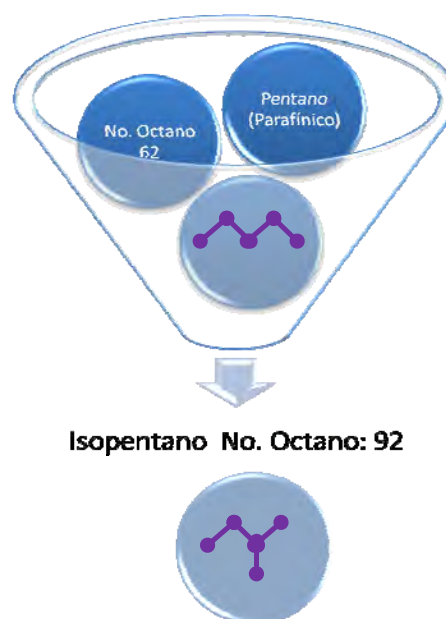


Figura 2.37 Isomerización

Otros procesos comunes de isomerización son la isomerización del n-butano a isobutano, que es empleado como materia prima del proceso de Alquilación, asimismo para la producción de metil terbutil éter (MTBE) es necesario isobutileno, que es producido a partir de isobutano mediante deshidrogenación, por ello la unidad de isomerización del butano puede ser de gran relevancia. En la figura 2.38 Se muestra un esquema de la isomerización de Butanos.

## Isomerizadora de Butanos

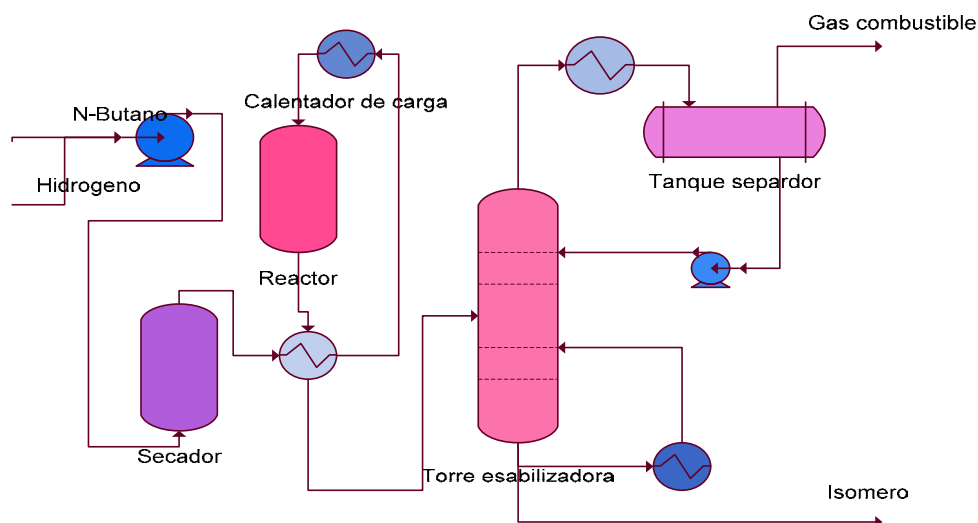


Figura 2.38 Esquema de procesamiento de la unidad isomerizadora de butanos.

### Planta de MTBE y TAME

El Metil-ter-butil-eter (MTBE) y el Ter-amil-metil-eter (TAME), son compuestos oxigenados elaborados a partir de olefinas y metanol.

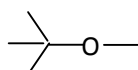
Los procesos empleados para disminuir el contenido de olefinas, la presión de vapor y elaborar compuestos que contengan oxígeno, además de mejorar el índice de octano en gasolinas, son los procesos de producción de MTBE, TAME y alquilado.

En las refinerías, la planta de desintegración catalítica (FCC) es la mayor generadora de olefinas; las corrientes de butanos y gasolina ligera que se obtienen en esta planta contienen alto porcentaje de olefinas, estos compuestos se caracterizan por tener presión de vapor elevada y ser muy reactivos, por lo que no es conveniente enviarlos directamente a la mezcla de gasolinas.<sup>35</sup>

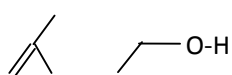
Iso-butileno + Metanol →



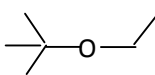
MTBE



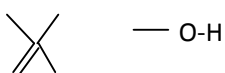
Isobutileno + Etanol →



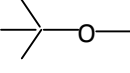
ETBE



Isoamileno + Metanol →



TAME



Se muestran las reacciones que se llevan a cabo para la formación de MTBE, TAME, ETBE, a partir de olefinas.

<sup>35</sup> Gary, James H. Handwerk, Glenn E. *Chemical engineering handbook of petroleum refining processes. Technology and economics*. 4ta edición, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001. Pág. 112.

Proceso Huls de MTBE, ETBE y TAME unidad de un paso

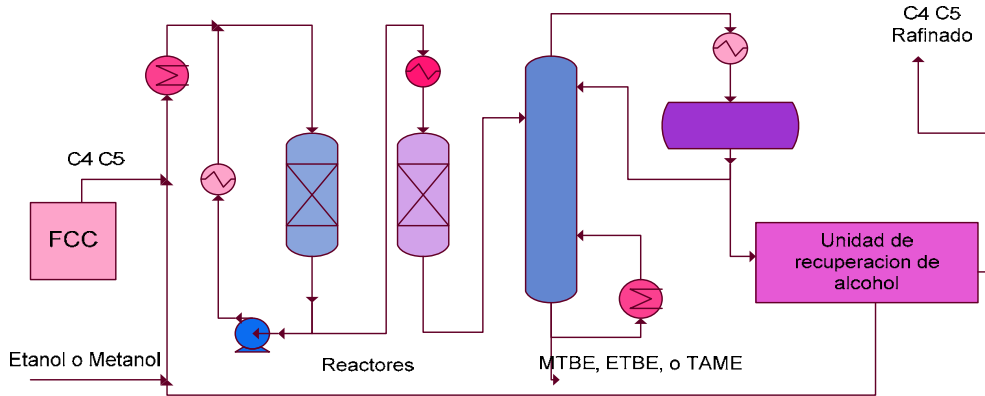


Figura 2.39 Esquema de procesamiento para la obtención de MTBE, ETBE y TAME de un paso.

Planta de Alquilación

En el proceso de Alquilación comprende la unión de una olefina (propileno o butileno) con isobutano, para formar una isoparafina, llamada alquilado. La Alquilación tiene la finalidad de procesar olefinas producidas en la planta FCC, produciendo un compuesto llamado alquilado que se caracteriza por una baja presión de vapor libre de olefinas y compuestos aromáticos además de un número de octano elevado.<sup>36</sup>

El proceso de Alquilación es catalizado mediante un ácido fuerte; ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) o ácido fluorhídrico (HF), algunos aspectos críticos del proceso son mantener una recirculación elevada de isobutano en olefinas (al menos de 10:1 ), debido a que las reacciones se llevan en fase líquida y los coeficientes de difusión son desfavorables, se requiere un mezclado eficiente, mantener la concentración del catalizador para evitar corrosión en los equipos y las temperaturas de operación para mantener la conversión adecuada.

Tabla 2.14 Temperatura de reacción para diferentes catalizadores

Catalizador	Temperatura (°C)
ácido sulfúrico (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	4.5- 15.5
ácido fluorhídrico (HF)	26.6-43.3

A continuación se muestran dos esquemas del proceso de Alquilación, para el catalizador H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y HF<sup>37</sup>

<sup>36</sup> RVP: *Reis Vapor Pressure*, es una medida de la volatilidad de la gasolina, se refiere a la presión absoluta del vapor de un hidrocarburo a 37.8 °C, es determinada mediante método ASTM-D-323. Pág. 1-6.

<sup>37</sup> Maples Robert E., *Petroleum Refinery Process Economics*, Penn Well Books, Oklahoma, USA, 2000. Pág. 241-242.

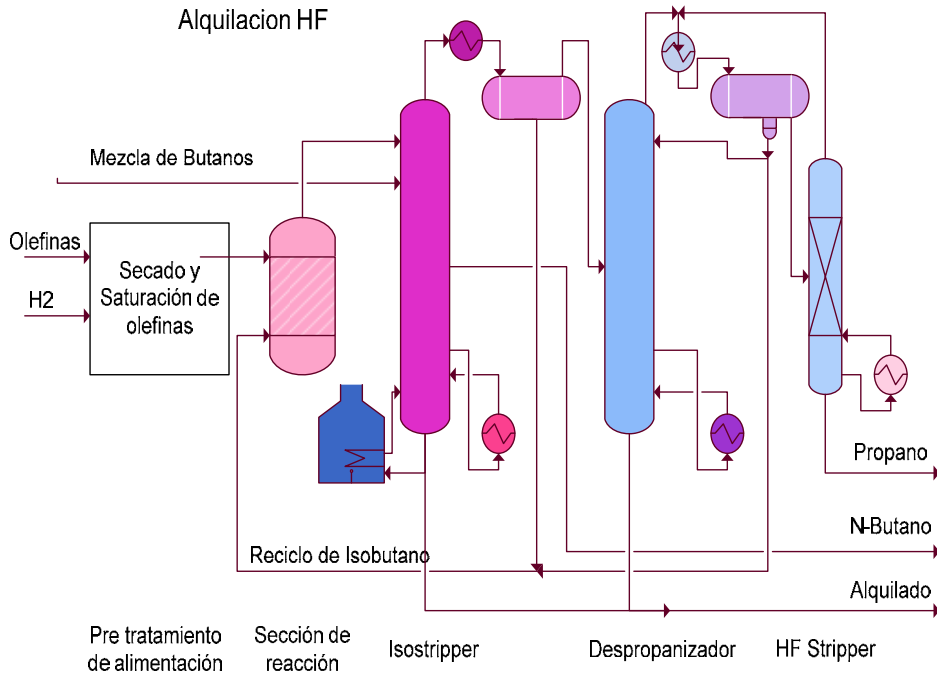


Figura 2. 40 Proceso de Alquilación con catalizador H<sub>2</sub>F

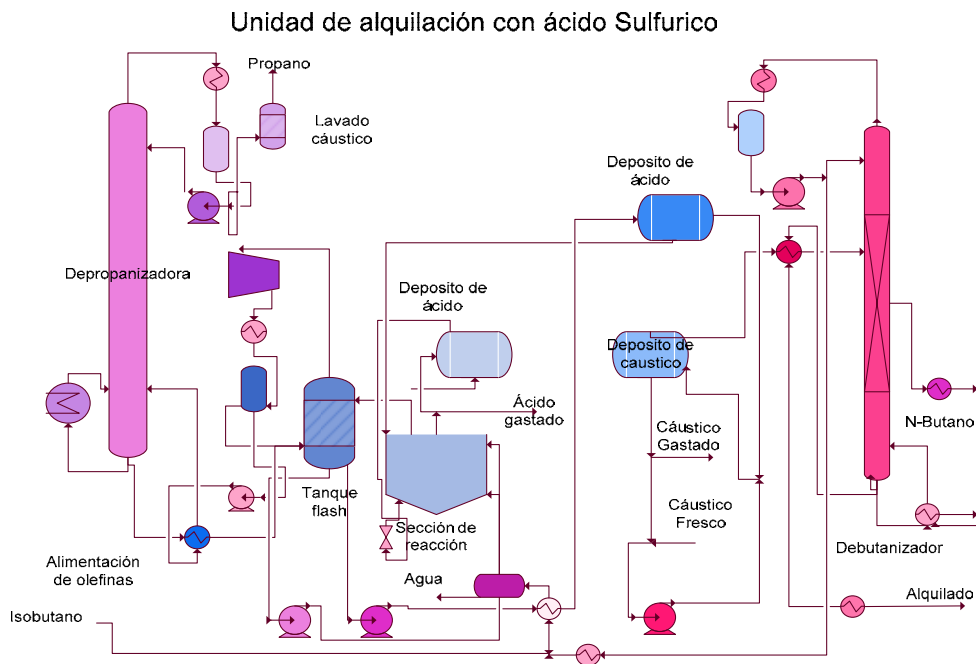


Figura 2.41 Proceso de Alquilación con catalizador H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

## Planta de Desintegración Catalítica

El proceso de desintegración catalítica de lecho fluidizado, conocido popularmente como Cracking Catalítico Fluidizado (FCC) o “la Catalítica”, es el proceso más empleado para obtener gasolinas y otros productos intermedios ligeros a partir de fracciones pesadas, consiste en el rompimiento de las moléculas “grandes” de los gasóleos, empleando calor en presencia de un catalizador (zeolita), el producto obtenido por este proceso posee mayor cantidad de azufre, en comparación con el resto de la mezcla de las corrientes que forman la gasolina que provienen de distintos procesos, por lo que se incorporan procesos de hidrotratamiento.

Es posible convertir alrededor del 40% del azufre contenido en la alimentación a  $H_2S$ , que puede ser fácilmente removido, mediante un endulzamiento de gases.

La alimentación a las plantas, normalmente es una mezcla de gasóleos, se componen principalmente de hidrocarburos parafínicos, constituidos por 18 a 32 átomos de carbón.

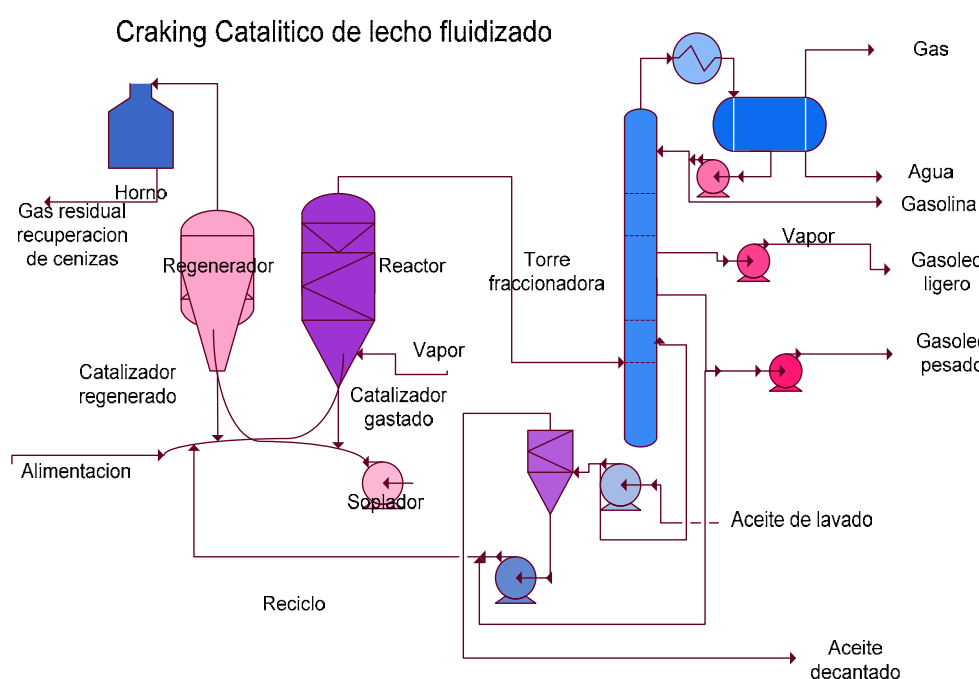


Figura 2.42 Proceso de Cracking Catalítico de lecho fluidizado

El proceso consiste en poner en contacto los gasóleos, con el catalizador, en la línea de alimentación del riser o en el reactor y es impulsado verticalmente con el auxilio de un conjunto de ciclones, donde el catalizador es despojado de los hidrocarburos. Conforme la reacción de craqueo ocurre, el catalizador se desactiva debido a la formación de coque que se adhiere a la superficie de este, el catalizador y los vapores de hidrocarburos se separan por su volatilidad y el aceite restante que permanece en el catalizador se remueve mediante baños de vapor antes de entrar al regenerador. Los vapores de hidrocarburos se separan en la torre de fraccionamiento en corrientes de acuerdo a su punto de ebullición.

El catalizador empleado fluye hacia un regenerador y es reactivado al quemar el coque depositado, las temperaturas en esta etapa deben ser cuidadosamente controladas, pues de elevarse demasiado, causarían la desactivación permanente del catalizador.

Es caracterizado por el uso de un catalizador pulverizado finamente, que se hace fluir verticalmente con diferentes patrones de flujo, dependientes de la configuración del reactor.

En el reactor ocurren los siguientes fenómenos: al rompimiento de moléculas de gasóleos se produce hidrogeno, pero no es suficiente para saturar todos los carbonos libres, lo que ocasiona la formación de coque y olefinas, asimismo se forma todo el intervalo de hidrocarburos de bajo peso molecular, empezando desde el metano hasta pentano, los cuales constituyen la mezcla de gases. En la figura 2.43 se muestra el detalle del reactor y regenerador del proceso FCC.

### Cracking Catalítico de lecho fluidizado (detalle del reactor)

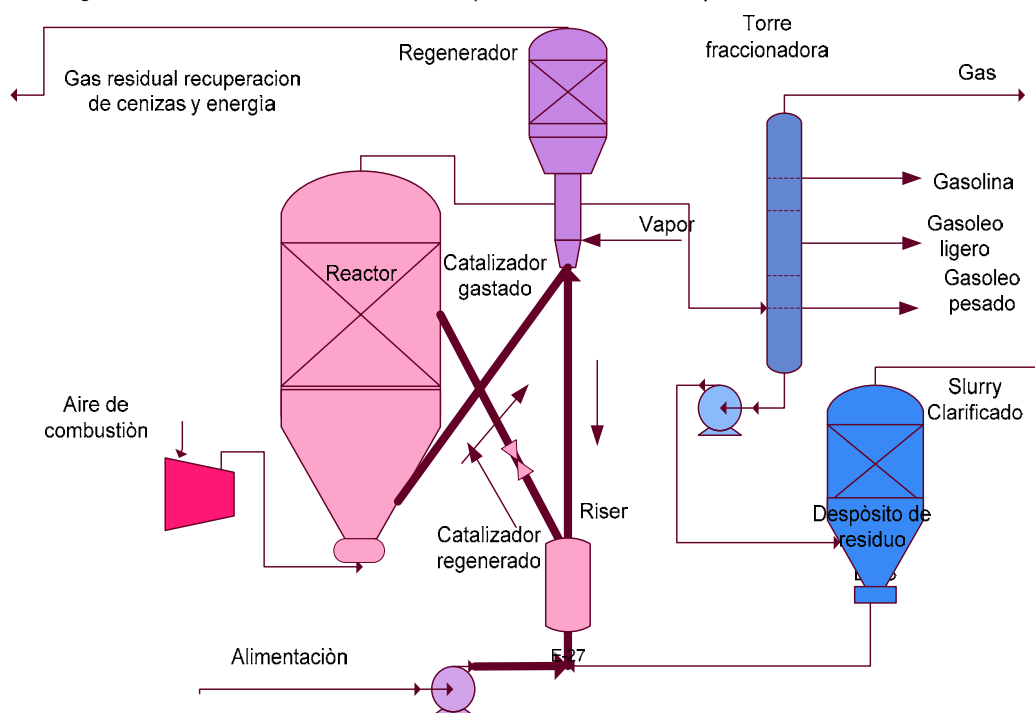


Figura 2.43 Detalle del reactor de proceso FCC

En la tabla 2.15 Se muestran ejemplos de reacciones llevadas a cabo en el reactor de FCC.

Reacción	Ejemplo de reacción
<b>Craqueo</b>	
Parafinas a olefinas y parafinas más pequeñas	$C_{10}H_{22} \rightarrow C_4H_{10} + C_6H_{12}$
Olefinas a olefinas más pequeñas	$C_9H_{18} \rightarrow C_4H_{18} + C_5H_{10}$
Rompimiento de cadenas de aromáticos	$ArC_{10}H_{12} \rightarrow ArC_5H_9 + C_5H_{12}$
Cicloparafinas a olefinas pequeñas	$Ciclo-C_{10}H_{20} \rightarrow C_6H_{12} + C_4H_8$
<b>Isomerización</b>	
Cambio de enlace de olefinas	$1-C_4H_8 \rightarrow trans-2-C_4H_8$
n-Olefinas a iso-olefinas	$n-C_5H_{10} \rightarrow iso-C_5H_{10}$
n-Parafinas a iso-parafinas	$n-C_4H_{10} \rightarrow iso-C_4H_{10}$
Transferencia de Hidrógeno	Naftenos + Olefinas $\rightarrow$ Aromáticos + Parafinas
Cicloaromatización	$C_6H_{12} + 3C_5H_{10} \rightarrow C_6H_6 + 3 C_5H_{12}$
Transalquilación	$C_6H_4(3CH_3)_2 + C_6H_6 \rightarrow 2C_6H_5 CH_3$
Ciclar olefinas	$C_7H_{14} \rightarrow CH_3-ciclo-C_6H_{11}$
Deshidrogenación	$n-C_8H_{18} \rightarrow C_8H_{16} + H_2$
Dealquilación	$Iso-C_3H_7-C_6H_5 \rightarrow C_6H_6 + C_3H_6$
Condensación	$Ar-CH=CH_2 + RCH=CHR' \rightarrow Ar-Ar + 2H$

Tabla 2.15 Reacciones en la unidad FCC<sup>38</sup>

El sistema de catalizador de lecho fluidizado es usado para facilitar la transferencia de calor y catalizador entre el reactor y el regenerador. El sistema está caloríficamente balanceado; la combustión del coque en el regenerador brinda todo el calor requerido por el reactor.

<sup>38</sup> Gates, Bruce C., Katzer James R., *Chemistry of catalytic processes*, Mc Graw Hill, EUA, 1979, Pág. 5-13.



## Tecnologías de Fondo de Barril

### Generalidades

Los gasóleos de vacío, son considerados los últimos productos extraíbles del crudo y el residuo de vacío, es el comúnmente conocido como “Fondo de Barril”, pueden tener diversos usos, dependiendo del tipo de crudo procesado, la configuración de la refinería, la capacidad de los procesos y la demanda de los productos.

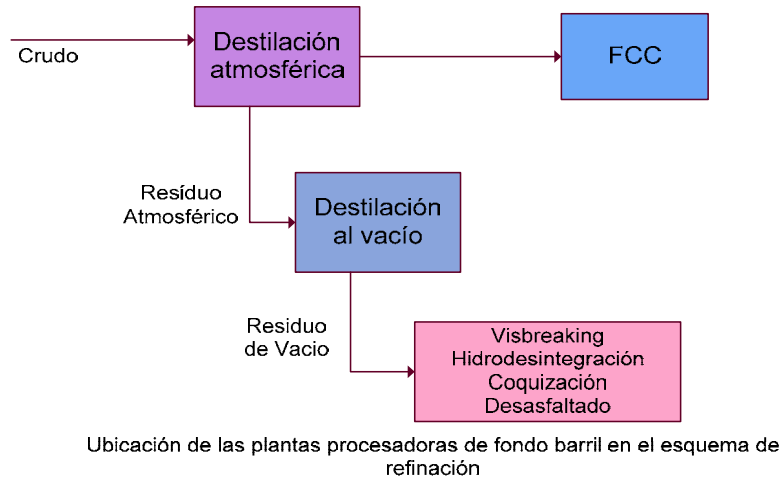


Figura 2.44 Ubicación de las plantas procesadoras de fondo de barril en el esquema de refinación

El fondo de barril puede representar hasta el 30% del crudo alimentado a la refinería, se constituye por hidrocarburos complejos de alto peso molecular e impurezas del crudo concentradas.

Contaminante	Gasóleo Pesado Atmosférico	Gasóleo Ligero de Vacío	Residuo de vacío
(% en peso )			
Azufre	2.49	2.77	3.43
Nitrógeno	1.219	1.377	2.505
Carbón <i>ramsbottom</i>	0.11	0.25	0.58
Metales Ni, V	0.04	0.04	1.31

Tabla 2.16 Impurezas/contaminantes para diferentes fracciones de crudo maya<sup>39</sup>

Las refinerías de configuraciones sencillas que no cuentan con plantas para procesar el fondo de barril, utilizan el residuo de vacío para elaborar combustóleo, usando kerosina y gasóleo como diluyentes para alcanzar las especificaciones del producto.

<sup>39</sup> Pemex-Refinación-IMP-STI “Procesos de fondo de Barril” en Memorias del Primer Foro en la industria de la Refinación, agosto, 1995. Pág. 22.

Se impulsa la implementación de tecnologías de procesamiento de fondo de barril debido a que la demanda del combustóleo ha disminuido drásticamente, debido a las normas ecológicas que limitan el contenido de azufre en los derivados del petróleo así como las emisiones de motores y calderas que emplean combustibles fósiles.

En la figura 2.45 se muestran diferentes tecnologías de procesamiento de fondo de barril, y las condiciones de operación comúnmente empleadas.

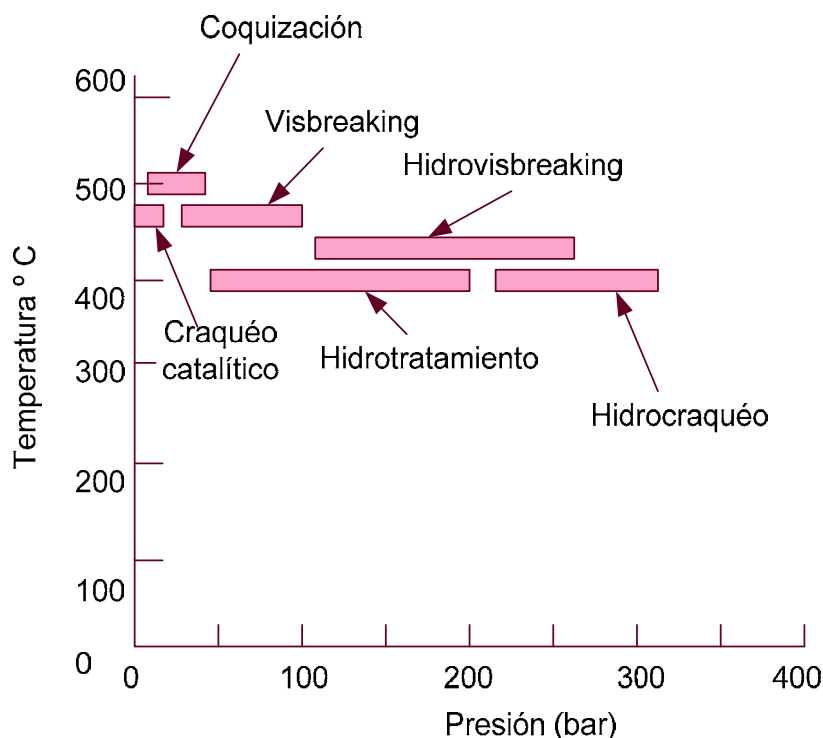


Figura 2.45 Intervalos de temperatura y presión para procesos de fondo de barril

Una forma de clasificar a los procesos para manejo del fondo de barril es la siguiente:

Rechazo de carbón (*Carbon rejection*); se refiere a los procesos de mejoramiento donde se produce coque, y está basado en la redistribución de la proporción de Carbón-Hidrógeno. Algunos ejemplos son: *visbreaking*, coquización y FCC.

Adición de hidrógeno; son aquellos procesos de mejoramiento en los que se emplea hidrógeno como tratamiento. Algunos ejemplos son: *hydrovisbreaking*, *Hydrocracking catalítico*, *Hidrotratamiento*, *H-Oil*, etc.

Procesos de separación; son los procesos de mejoramiento (*upgrading*) en los cuales los constituyentes del fondo de barril son separados sin descomposición térmica. Algunos ejemplos son: Destilación y desasfaltado.

#### Reductora de Viscosidad (*Visbreaking*)

Es un proceso térmico en donde el residuo de vacío, de alta viscosidad es sometido a temperaturas cercanas a 450°C con un periodo de residencia corto para evitar la coquización y a una presión de 25kg/cm<sup>2</sup>, con lo cual las moléculas de alto peso molecular se desintegran

formando moléculas pequeñas de diferentes tamaños y estructura, los cuales constituyen productos ligeros de mayor valor agregado, por ejemplo gases, gasolina y gasóleo; además de un nuevo residuo con menor viscosidad de diluentes que se usan para elaborar combustóleo.

Este proceso tiene como finalidad reducir la viscosidad de las alimentaciones pesadas, mediante una descomposición térmica controlada, los productos son enfriados antes de completar la conversión, tiene el inconveniente de formación de sedimentos en los productos, los cuales deberán ser removidos en caso de no cumplir con las especificaciones requeridas.

## Visbreaking

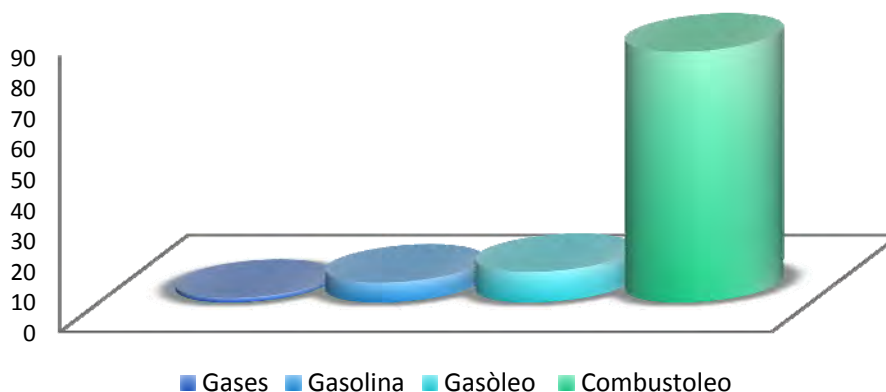


Figura 2.46 Rendimiento de la Planta Reductora de Viscosidad alimentando residuo de vacío.

La unidad de *Visbreaking* consiste en un horno de reacción, seguido de un apagado (enfriamiento, *quench*) y finalmente se fraccionan los productos obtenidos. La severidad de la reacción es controlada con la velocidad del flujo por los tubos del horno.

Como se muestra en la figura 2.46, el proceso no disminuye sustancialmente el fondo de barril, sin embargo, se justifica económicamente, ya que se ahorran total o parcialmente los diluentes (kerosina, GOL, etc.) requeridos para elaborar el combustóleo a partir del residuo de vacío y además se produce un porcentaje apreciable de destilados.

### Hidrodesintegración Catalítica

Es un proceso térmico, en el que la hidrogenación acompaña el craqueo, los procesos de desintegración con hidrógeno o hidrodesintegración (conocidos como *hidrocracking*), tienen como función disminuir el fondo de barril, procesando para ello corrientes pesadas de hidrocarburos (GOPA, residuo de vacío), los cuales son altamente viscosos y contienen impurezas, por lo que su demanda es baja y tiene poco valor comercial.

Las reacciones son catalizadas por un catalizador de función dual; por ejemplo catalizadores de silica-alumina cumplen con la función de craqueo y catalizadores de platino, tungsteno, o níquel apoyan en la hidrogenación.

Los procesos de *hidrocracking* generan productos ligeros con poco contenido de azufre y de metales, los cuales contienen mayor valor económico que las cargas alimentadas, reduciendo en forma considerable la cantidad de combustóleo que se produce en las refinerías, dependiendo del tipo de carga que se procese, el catalizador utilizado y la tecnología aplicada;

existen diferentes configuraciones de plantas de desintegración con hidrógeno, dentro de un intervalo amplio de condiciones de operación y niveles de consumo de hidrógeno.

Entre estas se encuentran los procesos: *H-Oil*, *Asphaltenic Bottom Cracking (ABC)*, *CANMET*, *Hydrocracking(HYCAR)*, *Hydrovisbreaking*, *Hyvahl*, *IFP*, *Hydrocracking*, *Isocracking*, *LC-Fining*, *MAKfining*, *Microcat-RC*, entre otros.

La alimentación se pone en contacto con el catalizador e hidrógeno a presión y temperatura elevadas, con el fin de remover el azufre, nitrógeno y metales. Después la carga es dirigida a otro reactor

Las condiciones de estos procesos son severas, requiriendo presiones de 60 a 250 kg/cm<sup>2</sup> abs. y temperaturas entre 300 y 400° C con elevados consumos de hidrógeno. Los materiales de construcción para este tipo de plantas son complejos, los principales equipos son los calentadores de hidrógeno de alta presión para llegar a temperaturas cercanas a los 400° C, las bombas de alimentación, los compresores de hidrógeno y los reactores.

A pesar de las ventajas que este proceso ofrece, requiere una gran cantidad de capital de inversión, mantenimiento y reemplazo de catalizador.

En la figura 2.47 se muestra el rendimiento de productos de *H-Oil* al alimentar de Residuo de vacío del crudo *Arabian Medium* a 65% y 90% y Bitumen de Athabasca, con el fin de ejemplificar las posibilidades de rendimientos.<sup>40</sup>

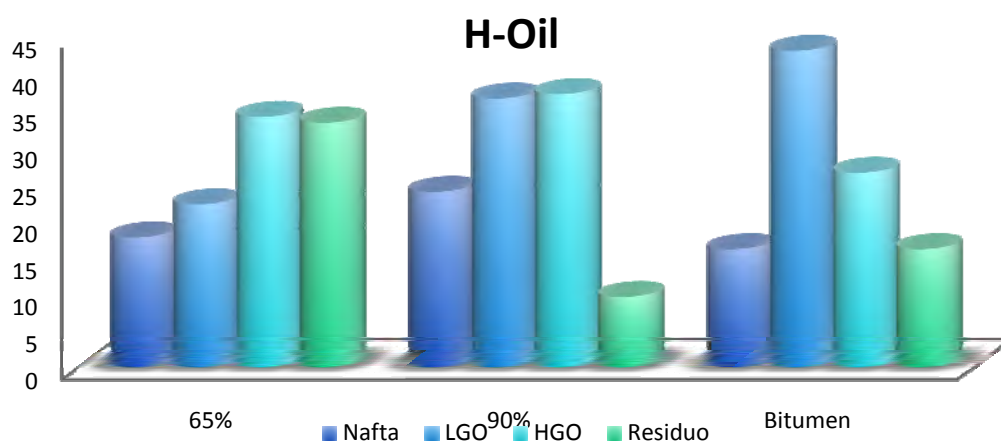


Figura 2.47 Rendimiento de productos de *H-Oil* alimentando alimentación de Residuo de vacío del crudo *Arabian Medium* y *Bitumen de Athabasca*

En la figura 2.48 se muestra el esquema de proceso de Hidrocrqueo.<sup>40</sup>

<sup>40</sup> Speight J. G. y Ozum, B., *Petroleum Refining Processes*, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2002, Pág. 324.

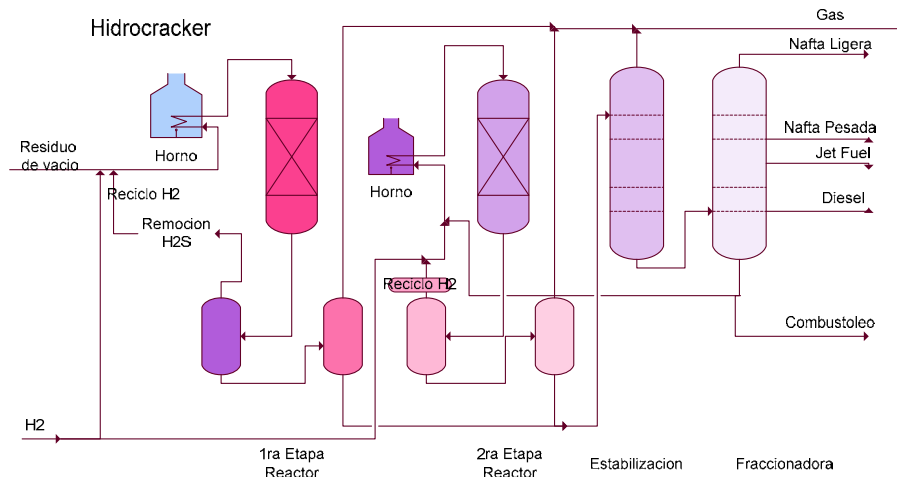


Figura 2.48 Proceso de Hidrocrackeo

### Coquización

La coquización adquiere una gran relevancia debido al procesamiento de crudos cada vez más pesados, así como la disminución del mercado de los destilados pesados por el incremento de las normas ambientales respecto a las emisiones de contaminantes. El proceso consiste en la ruptura térmica de las moléculas pesadas y viscosas, obtenidas en la destilación al vacío o del craqueo catalítico, en este rompimiento se produce coque sólido, como último producto, así como gas combustible e hidrocarburos más ligeros que pueden emplearse como insumos en otras unidades de la refinería para la obtención de productos de mayor valor.

De los diferentes procesos que existen para reducir la cantidad de fracciones residuales, la coquización es el más empleado, siendo la coquización retardada (*Delayed Coking*) el tipo más común a nivel mundial, con el 90% de la capacidad instalada en este tipo de procesos.

Otras opciones para procesar el crudo reducido de vacío son:

- ROSE.- *Residual Oil Supercritical Extraction* Empleada para la producción de gasóleos, asfáltenos y resinas libres de metales.
- *Propane Deasphalting /Bright Stock*.- Extracción con solventes de lubricantes pesados.
- Asfalto para carreteras
- Asfalto para impermeabilizar (existen tecnologías más modernas para impermeabilizar)
- Gasificación

### Capítulo 3. El proceso de Coquización retardada

Fue desarrollado para reducir los márgenes obtenidos de combustóleos residuales en la refinación por medio del craqueo térmico severo de corrientes que pueden ser gasóleo pesado atmosférico (GOPA), gasóleos aromáticos, residuos de unidades de craqueo catalítico y preferentemente residuo de la planta de vacío.

Es la tecnología para procesamiento de fondo de barril preferida por muchas refinерías debido a su flexibilidad de procesar incluso el más pesado de los residuos. En la figura 3.49 se muestra el diagrama básico de la planta de coquización retardada. En la coquización se llevan a cabo reacciones de craqueo térmico, ocasionando una expansión volumétrica, es un proceso en el que los productos no están listos para el mercado y requieren un procesamiento posterior.<sup>41</sup>

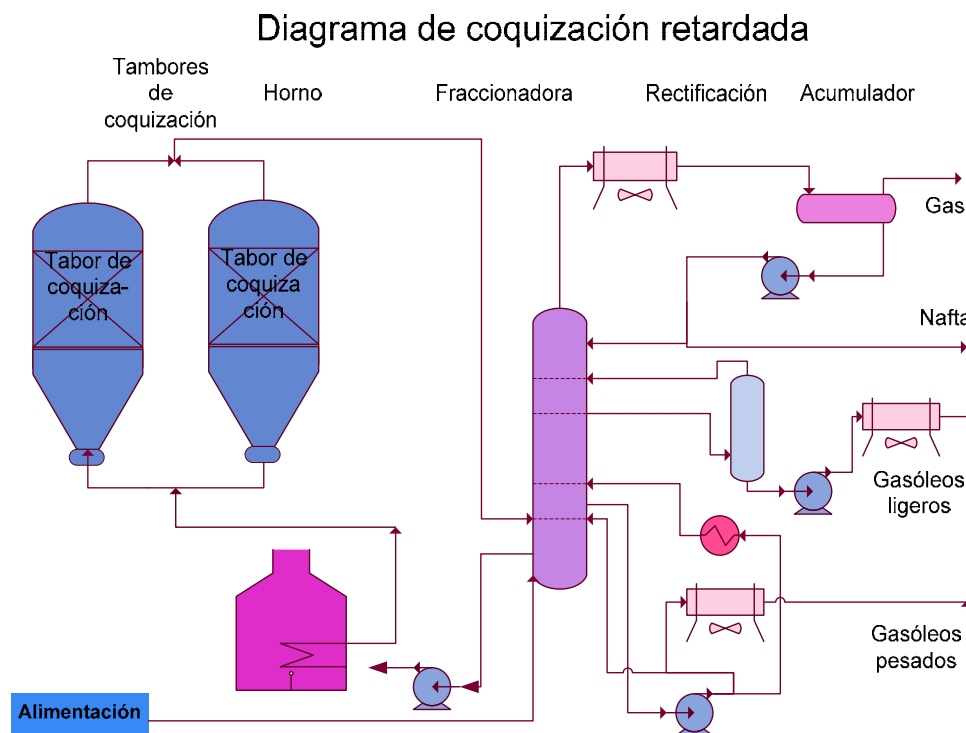


Figura 3.49 Diagrama simplificado del proceso de coquización retardada

El residuo de vacío contiene componentes asfálticos, que son en su mayoría moléculas heterocíclicas. Las alimentaciones de aceites decantados y de residuos de pirolisis tienen concentraciones polinucleares de aromáticos.

<sup>41</sup>Gary, James H. Handwerk, Glenn E. *Chemical engineering handbook of petroleum refining processes. Technology and economics*. 4ta edición, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001. Pág. 71-81.

## Descripción del Proceso

La mezcla de alimentación; residuo de vacío se precalienta con la corriente de salida del fondo de la torre fraccionadora, en seguida se introduce al fondo de la torre fraccionadora, con el fin de producir un intercambio de calor con los productos provenientes de los tambores de coque. Con esto se busca enfriar los vapores y evitar la formación de coque en el fondo de la fraccionadora y condensar parte de las corrientes pesadas, mismas que son recirculadas y usadas para precalentar la mezcla haciendo más eficiente el proceso. Adicionalmente se remueve el material ligero de la mezcla de alimentación.

Una vez precalentada la mezcla, pasa al horno de coque a un flujo de 53 a 59 m<sup>3</sup>/hr, donde se eleva la temperatura aun intervalo de 485-500 °C en condiciones de baja presión (5 kg/cm<sup>2</sup>). Este calentamiento genera una evaporación parcial y craqueo suave, por ello se inyecta vapor de alta presión (60 kg/cm<sup>2</sup>) para mantener la velocidad de flujo y evitar la coquización prematura en los tubos del calentador. Posteriormente, la mezcla de líquido y vapor se envía a un tambor de coquización, en donde el material reacciona a bajas presiones (1.05 kg/cm<sup>2</sup>) durante 18 horas. Por cada horno de calentamiento se instalan dos tambores de coquización con el fin de mantener una operación *semibatch*, así mientras el coque se forma en un tambor, el coque es retirado del otro tambor a través de un sistema de decoquización, que consiste en inyección de agua a elevada presión. Los ciclos de la planta de coquización tienen una duración de 32 a 48 horas. Entendiéndose por ciclo de coquización a partir de que la carga de residuo de vacío se alimenta al tambor de coquización y se prolonga hasta alcanzar la altura de llenado del mismo. Esta actividad es de 12 a 18 horas en condiciones óptimas de operación, que se pueden prolongar hasta 24 horas o más, dependiendo del espacio restante de llenado o de vacío del tambor que se encuentra coquizando.

Durante este proceso se generan vapores producto de las reacciones de craqueo (gases, naftas ligeras y pesadas, gasóleo ligero y gasóleo pesado), que son enviados a la torre fraccionadora, en la cual son separadas de acuerdo a los puntos de ebullición. Cuando el periodo de coquización ha terminado el flujo se desvía al otro tambor, siguiendo así en el tambor que ha estado en operación, un proceso en de vaporización de agotamiento hacia la fraccionadora, vaporización de agotamiento hacia el *blowdown*, enfriado del tambor de coque con agua, drenado de agua y apertura del tambor, seguido por la operación de decoquizado.

- Para una planta de 50 MBPD, se requieren 4 tambores de coque con las siguientes medidas:<sup>42</sup>
- Diámetro interno de 8.53 m (28 pies).
- Longitud entre bridas de 36.2 m (118.7 pies),
- Longitud de la sección cónica de 5.66 m (18.6 pies).
- Brida superior 0.91 m (3 pies).
- Brida inferior de 1.52 m (5 pies).

---

<sup>42</sup> Manual de operación de planta de Coquización retardada de la refinería de Minatitlán. Pág. 213-235.

Se incluyen las medidas con el fin de brindar una idea de las dimensiones de los tambores de coquización.

En la tabla 3.17 se muestran las etapas de operación de una planta con un ciclo de 36hrs

Operación	Tiempo
Despojamiento/Vaporización a la fraccionadora	00:00a 1:00
Vaporización al <i>Blowdown</i>	00:45 a 02:30
Enfriamiento y llenado con agua	02:30 a 07:30
Drenaje de Agua y destapado	07:30 a 10:00
Operación de decoquizado	10:00 a 13:00
Tapado y prueba	13:00 a 14:00
Precalentamiento	14:00 a 18:00
Coquización	18:00 a 36:00

Tabla 3. 17 Etapas de operación de la planta para un ciclo de 36hrs<sup>43</sup>

Algunos de los pasos más importantes en el ciclo de cada tambor se describen a continuación:

#### Precalentamiento del tambor

Para estar en posibilidad de alinear el tambor de coque que se encuentra vacío y frío, vapores calientes, provenientes del vapor en operación son circulados hacia el interior del tambor, con la finalidad de elevar su temperatura gradualmente, eliminar la humedad remanente y evitar presiones súbitas al entrar en contacto el residuo de vacío caliente con la humedad que pudiera haber quedado atrapada en el interior del tambor.

#### Llenado en línea

Después de que el tambor frío fue calentado con vapor por un par de horas, la carga a procesar (*hot oil*), proveniente de los tubos a fuego directo a una temperatura de 485 ° C es direccionado al tambor.

#### Despojamiento/Vaporización a la fraccionadora

Una vez que el tambor que se está coquizando haya llegado a la altura de llenado, se efectúa el cambio de tambor, metiendo carga al tambor vacío. Se hace fluir vapor dentro del fondo del tambor, para agotar o despojar los hidrocarburos remanentes contenidos en el coque del tambor y enviarlos al *blowdown*; de otra forma el líquido no convertido, que se encuentra sobre la capa de coque fluirá hacia abajo por los canales formados en donde se coquizará y tapaná los canales, causando problemas en la etapa de enfriamiento, al impedir el libre flujo de agua, causando erupciones al momento de cortar el coque.

#### Enfriado con Agua

La velocidad de inyección de agua de enfriamiento es crítica; si se aumenta el flujo de agua demasiado rápido puede causar endurecimiento, formar cavidades y fluir por los canales más grandes, sin enfriar totalmente el cuerpo de coque, impidiendo una disminución uniforme de la temperatura en los tambores. El coque tiene poca porosidad que permita al agua fluir fuera de los canales principales en el tambor de coque.

---

<sup>43</sup> Los periodos pueden variar según del diseño de la planta, capacidad, carga y condiciones de operación. Tomado de [www.coking.com](http://www.coking.com), Ellis Paul J., Paul Christopher A., *Tutorial: Delayed Coking Fundamentals*, Great Lakes Carbon Corporation, EUA, 1998, Pág. 1-20.



### Sistema de corte hidráulico (Decoquizado)

El propósito del Sistema del Cortado de coque es el de proveer una manera segura y eficiente de cortar y retirar el coque de los Tambores en un mínimo de tiempo.

El equipo de corte del Coque operara aproximadamente durante 3 horas para cada corte de tambor (ciclo de 36 horas para coquificar y decoquificar 4 Tambores de Coque).

Un conjunto de instrumentación, válvulas automáticas, interruptores y enclavamientos, garantizan una operación segura para los componentes del sistema de cortado y del equipo operacional.

Este sistema está diseñado para el cortado con agua del coque dentro de los tambores de coque durante operación normal y adicionalmente permite cortar el coque acumulado en la cúpula/domo de los tambores.

Este sistema consta de manera global de:

- Una bomba de alta presión (con sistema de lubricación).
- Una válvula especial de tres vías o válvula de cortado/decoquizado (común para los 4 tambores).
- Una válvula de drenaje (común para los 4 tambores).
- Una válvula de aislamiento para cada tambor.
- Una estructura de cortado conformada por:
- Una manguera de agua para alta presión para cada tambor (DI: 3.5 pulgadas y 10000 psig de presión de diseño).
- Una junta rotatoria (*rotary joint*) para cada tambor.
- Un cabestrante (*winch*) para cada tambor.
- Un eje/cañón de cortado para cada tambor.
- Una herramienta de cortado para cada tambor.
- Un sistema de control compuesto por un panel/consola de control maestro ubicado al lado de la bomba y dos paneles (uno para cada par de tambores de coque) de control local ubicados en la caseta de cortado ubicado en el tope de los tambores.

El coque es retirado de los tambores de coque durante la operación de decoquizado, comenzando por el tope y usando una herramienta especial de cortado con agua a alta presión. Esta operación consta de una primera etapa (corte inicial, corte de perforación o corte piloto) en la que se hace una perforación/hueco de unos 0.9 m a 1.2 m (3 a 4 pies) aproximadamente de diámetro a través del tambor de coque (cortado vertical) y una segunda etapa que es la de cortado del coque propiamente dicha, la cual consiste en cortar el coque en sucesivas capas/franjas de 0.30 m (12 pulgadas) a 0.46 m (18 pulgadas) permitiendo el cortado controlado de las piedras de coque que caen a la fosa de cortado (corte final/lateral). Cada tambor tiene una herramienta de cortado de accionamiento mecánico (permite el cambio entre corte inicial o piloto y corte final o lateral) acoplada a un vástago o eje a través de una junta rotatoria (4 "*rotary joints*" en total), que permite que el eje rote a una velocidad estipulada (recomendada entre 8 a 12 RPM). Esta velocidad de rotación se modifica a través de la regulación de aire al motor de giro de la junta rotatoria el cual posee una válvula reguladora y un indicador de revoluciones en el panel de control de la herramienta de cortado ubicado

dentro de la caseta de cortado en el tope de los tambores. También posee una base que se coloca sobre la brida de tope del tambor y que sirve como guía al conjunto eje/herramienta de cortado. El eje o vástago consiste en 7 piezas ensambladas de tuberías con una longitud total de 40.3 m / 132.25 pies.

La herramienta de cortado propiamente dicho, tiene 1.03 m de largo y consta de las siguientes boquillas:

- 2 boquillas para el cortado horizontal.
- 2 boquillas para retrolavado (*back spray*) de la herramienta de corte.

La herramienta de cortado es izada/bajada mediante un conjunto de cabestrante y un sistema de poleas y cables. Cada tambor tiene un cabestrante y sistema de poleas. Además este sistema de izado/bajada viene provisto de sistema de protección contra caídas (*free fall arrestor*) del conjunto junta rotatoria/cañón de cortado/herramienta de corte, el cual se activa al detectar que el conjunto se desplaza a una alta velocidad (caída libre), activándose un sistema de frenos que se cierran sobre los cables guías.

El agua a alta presión es enviada a la estructura de coque por medio de la bomba de cortado a una presión aproximada de 295 kg/cm<sup>2</sup> man y un caudal entre 249.7 y 272.5 m<sup>3</sup>/h. Para ello se usan mangueras especiales preparadas para agua a alta presión, que conectan el final de la línea de descarga de la bomba con el conjunto de cortada (hay 4 juegos de mangueras, uno para cada tambor). Existe una válvula especial de tres vías a la descarga de la bomba de cortado que puede tener tres posiciones: desvío/recirculación, prellenado y decoquizado. Adicionalmente, existen válvulas de bloqueo de accionamiento automático (válvulas de bola) en cada uno de los tambores de coque. En la figura 3.50 se muestra un esquema del sistema de corte de coque.

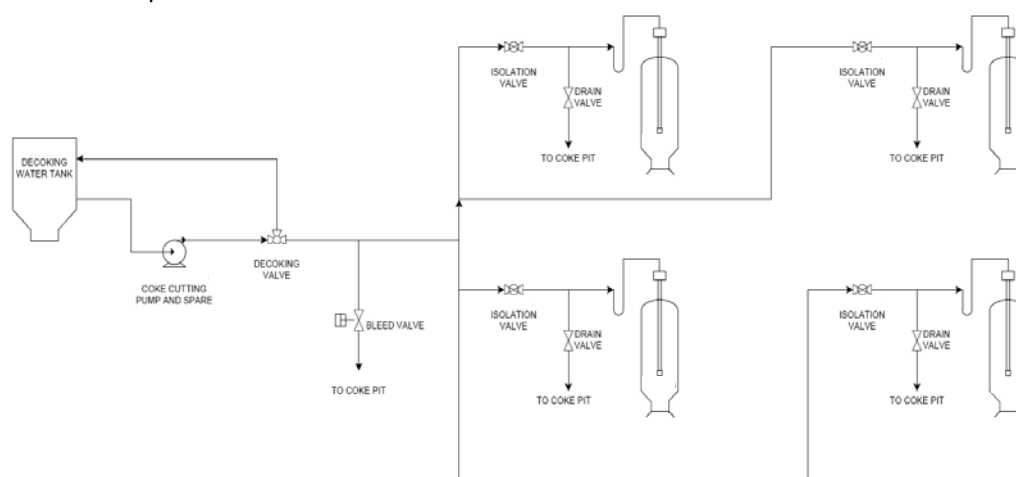


Figura 3.50 Diagrama de sistema hidráulico de corte

Los flujos manejados por la válvula de corte son aproximadamente:

- Para modo desvío/bypass de 148m<sup>3</sup>/h para una presión diferencial de 330kg/cm<sup>2</sup>man. Posición de la válvula (P.v.) 0%.
- Para modo prellenado de 68 m<sup>3</sup>/h para una presión diferencial de 301kg/cm<sup>2</sup>man. P.v.= 30%

- Para modo corte de 273 m<sup>3</sup>/h para una presión de 295 kg/cm<sup>2</sup>man. P.v.= 100%

Este sistema consta de una serie de permisivos de seguridad/bloqueo e interruptores de emergencia para proteger tanto al personal de operaciones como a los equipos.

Durante el proceso de decoquizado, el personal de operaciones tiene que prestar especial cuidado, ya que; dependiendo del enfriamiento del coque, velocidad de cortado, tipo de coque, etc., se pueden presentar puntos calientes(*hot spot*), que al entrar en contacto con el agua, pueden producir erupciones de agua/coque (*geiser*) y generar alguna condición insegura.

### Servicios Auxiliares

Las condiciones promedio de operación de los servicios auxiliares para una planta de coquización retardada del licenciador ABB Lummus Global Inc., por barril procesado se muestran en la tabla 3.18

Condiciones de operación	Unidad	Valor
Temperatura de salida del Horno	°C	483-510
Presión de los tambores de coquización.	psig	15-90
Combustible (saturado)	MBTU	123
Electricidad	KWh	3.6
Vapor	lb	1
Agua de Enfriamiento	Gal	58

Tabla 3. 18 Servicios Auxiliares <sup>44</sup>

<sup>44</sup> *Refining Processes* 1998, 2004 y 2008 en: *Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing Company, USA.* Pág. 58-62.

## Rendimiento de Productos

Las corrientes producidas por la planta de coquización varían según del diseño de la planta, capacidad, tipo de carga y condiciones de operación. En las figuras 3.52 y 3.53 se muestran ejemplos de corrientes producidas al procesar residuo de vacío de diferentes tipos de crudo. En el anexo I se muestran las bases de datos de las figuras 3.52 y 3.53.<sup>45</sup>

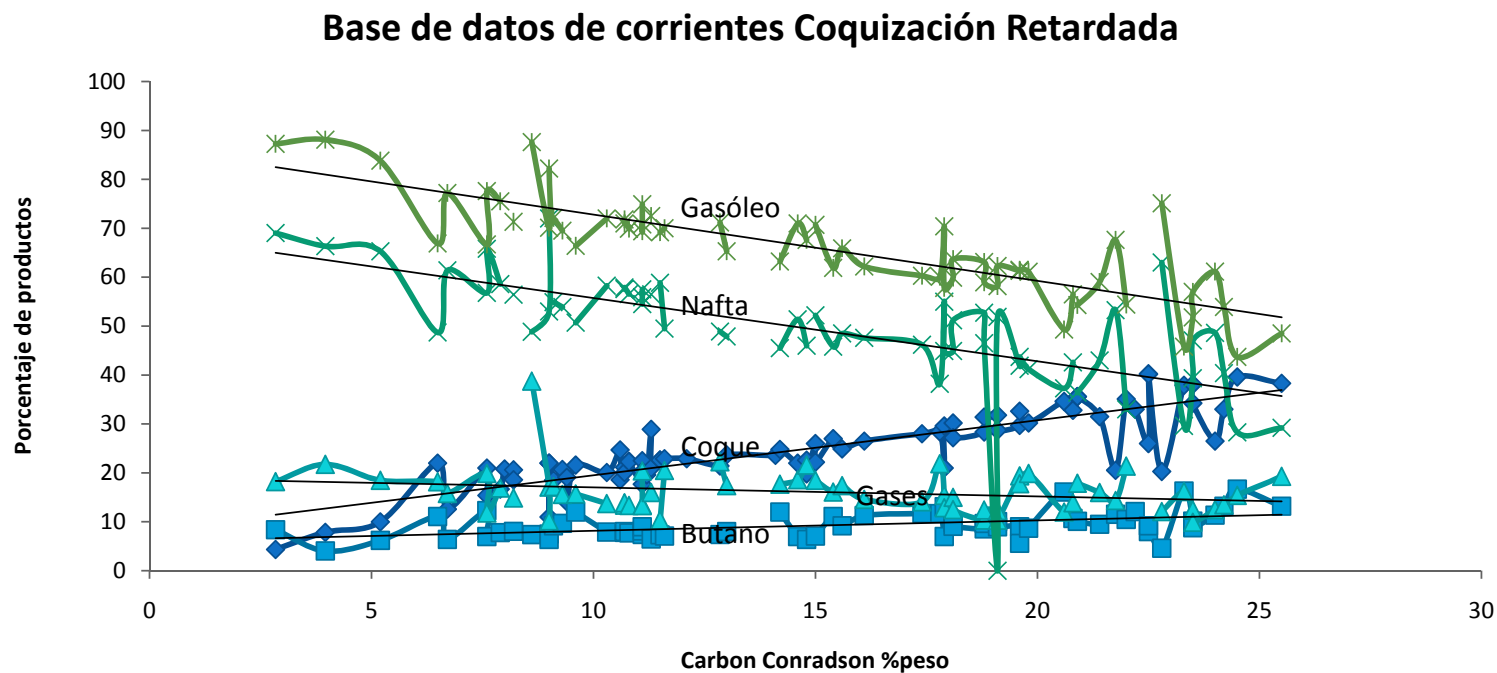


Figura 3.51 Rendimiento de los productos de Planta de Coquización Retardada en función de CCR.

<sup>45</sup> Maples Robert E., *Petroleum Refinery Process Economics*, Penn Well Books, Oklahoma, EUA, 2000. Pág. 104-105.

# Base de datos de corrientes Coquización Retardada

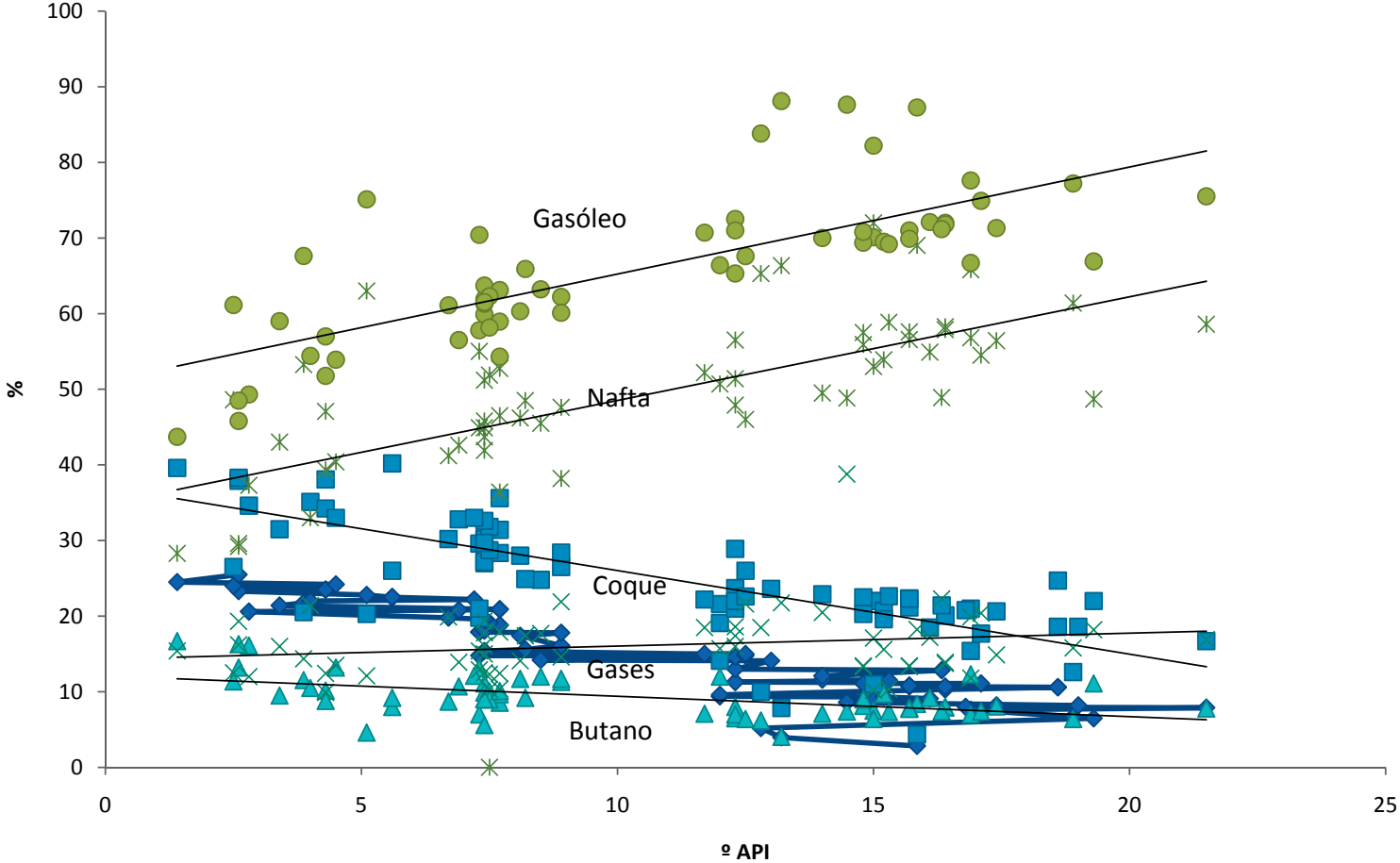


Figura 3.52 Rendimiento de los productos de Planta de Coquización Retardada en función de °API

A continuación se indican las principales variables a las que se encuentra sujeto el proceso de coquización retardada y el efecto que ocasionan en los productos.

En la sección de Hornos:

#### A mayor temperatura de salida del calentador:

Menor producción de coque con menor cantidad de VCM (materia volátil), mayor dureza y mayor producción de líquido.

La temperatura a la salida de los hornos es controlada bajo control de temperatura accionando la válvula de gas de combustible a los quemadores y cada paso posee un control independiente de su temperatura.

#### Diferencial de presión a través del horno (290-350 psig)

Una pérdida de presión demasiado baja es una indicación de baja velocidad dentro de los tubos pudiendo generar coquización dentro de los pasos, como resultado de un tiempo de residencia excesivo dentro de los mismos.

El horno posee una inyección de vapor de alta presión para evitar la coquización de los pasos del horno.

En la sección de Tambores de Coque

La coquización retardada es un proceso térmico mediante el cual las moléculas grandes de hidrocarburos se descomponen por calor en moléculas más pequeñas, con punto de ebullición más bajo y generación de coque.

#### Alta temperatura

La temperatura del tambor de coque se controla indirectamente ajustando la temperatura de salida del horno.

Entre más alta sea la temperatura, será más baja la materia combustible volátil (VCM) y será más bajo el índice de molibilidad (*Hardgrove index* HGI), así el coque es más difícil de manipular.

#### Baja temperatura

La reacción de coquización no avanza lo suficiente y se produce coque blando o brea con alto contenido de VCM y HGI. Como regla general esta temperatura del tope de los tambores no debería ser menor a los 427 °C (800 °F).

#### Aumento de presión

Los tambores de coque se contrapresionan con el compresor de gas del coquizador, localizado en la planta de gas del coquizador

Un incremento en la presión aumenta la producción de coque y se obtiene un producto de mejor calidad en términos de estructura porosa, densidad y del VCM, mientras decrece el

punto final del HCGO y se incrementa la cantidad de butanos (C<sub>4</sub>) y de gases más livianos producidos y disminuye la producción de líquido.

Debido a que el Coque es un producto secundario del proceso, la presión del Tambor de Coque deber mantenerse lo más baja posible para maximizar el rendimiento general de los productos líquidos del Coquizador

En algunas unidades antes de cambiar los tambores de coque, se debe acumular HCGO en la bandeja de extracción total del fraccionador del coquizador para evitar que durante el cambio de tambores debido a la pérdida de carga a la fraccionadora se quede la sección de HCGO sin flujo.

#### Formación de espuma

Durante toda la operación existe un frente de espuma dentro del tambor que puede variar entre 3 a 5 m (10 a 17 pies), sin inyección de antiespumante.

A presión constante, al disminuir la temperatura, se expandirá el frente de espuma

#### Tiempo de residencia

Los ciclos de llenados son típicamente de 18 horas. Por lo tanto, el efluente del Horno tiene de 0 a 18 horas de tiempo de residencia en el tambor, para que la reacción de craqueo/polimerización tenga lugar. Como el tiempo de reacción varía debido al contenido del tambor, existe una estratificación de densidades de Coque desde la parte superior hasta el fondo del tambor. El Coque con la mayor densidad y mayor período de residencia se encuentra al fondo del tambor. La estructura porosa y el material de combustión volátil (VCM) del Coque también varía a en función al periodo de residencia. Una mejor estructura porosa y más bajo VCM están asociados con tiempos de reacción más prolongados y una polimerización más completa (entre más largo sea la duración del ciclo y el periodo de residencia, más duro es el Coque).

#### Formación de Coque

El efluente del horno que entra en el Tambor de Coque a 496°C (925°F) es parcialmente evaporado; parte de la carga entra al tambor como gas (vapor) y el resto es líquido.

Esto se conoce como un flujo de dos fases. Las reacciones de coquización, desintegración térmica y polimerización que se iniciaron en el Horno, son completadas en el Tambor de Coque después de un período de 2 horas. A medida que la carga entra en el Tambor de Coque, la reacción de craqueo térmico se acelera aun más, debido a la caída de presión que ocurre entre la salida del horno y el ingreso al tambor.

Al inicio del ciclo de llenado, el Tambor de Coque contendrá líquido en el fondo, luego una capa de líquido espumoso o "espuma" y finalmente vapores. La rápida caída de presión y el incremento en el craqueo acelera la formación de espuma o la liberación de gases del líquido. La capa de espuma sobre el líquido contiene moléculas en reacción donde ocurren reacciones de coquización .

Esta capa de espuma en reacción violenta puede tener una altura de 2.4 a 3 m (8 a 10 pies). El uso de antiespumante es requerido durante la última mitad del ciclo de llenado, para suprimir la capa de espuma. El antiespumante es un polímero de silicona con un alto peso molecular, el cual actúa rompiendo la tensión superficial de las burbujas de espuma en el tambor.

A medida que el tambor continúa llenándose, la capa de líquido comienza a concentrar Coque. Por lo tanto, después de varias horas Coque sólido es formado en el fondo del tambor de coque formando un lecho de Coque, sobre el cual existe una capa de líquido y finalmente vapores. Estos gases y vapores fluyen hacia arriba y fuera del tambor de coque hacia el Fraccionador Sin embargo, algunos gases hacen contacto con las paredes del tambor y se condensan. Estos hidrocarburos condensados regresan al ciclo de reacción nuevamente.

A medida que la carga entra por el fondo del tambor, se forma una vía principal o canal a través del Coque formado y de las capas de líquido. Este canal de carga principal se ramifica en varias direcciones dentro del lecho de Coque a medida que el tambor va siendo llenado.

Estos canales son muy importantes para el proceso porque serán usados después en el Tambor para el despojamiento por vapor y enfriamiento con agua. Los canales se obstruirán o tapan si ocurre una interrupción de la carga o flujo dentro del tambor. Si llega a ocurrir una interrupción del flujo, será muy difícil, si no imposible, despojar con agua y vapor el tambor por la entrada del fondo. Por lo que se recomienda mantener el flujo todo el tiempo conservando los canales abiertos

En la figura 3.54 se muestra una representación de la formación de coque en los tambores.

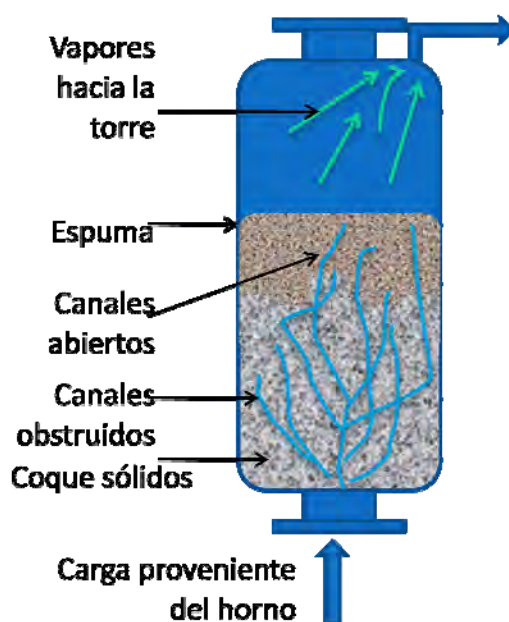


Figura 3.53 Representación de la formación de coque



## Capítulo 4. Fluidcoking / Flexicoking

### Función

Fue desarrollado por *EXXON-MOBIL* y su función es convertir las corrientes residuales en productos de mayor valor comercial, éstas pueden provenir de la unidad de craqueo catalítico o preferentemente el residuo de la planta de vacío.

*EXXON-MOBIL* promociona al *Flexicoking*, como una alternativa para procesar el fondo de barril sin generar grandes cantidades de coque; uno de los lemas para promocionar la tecnología es "Coking without coque".

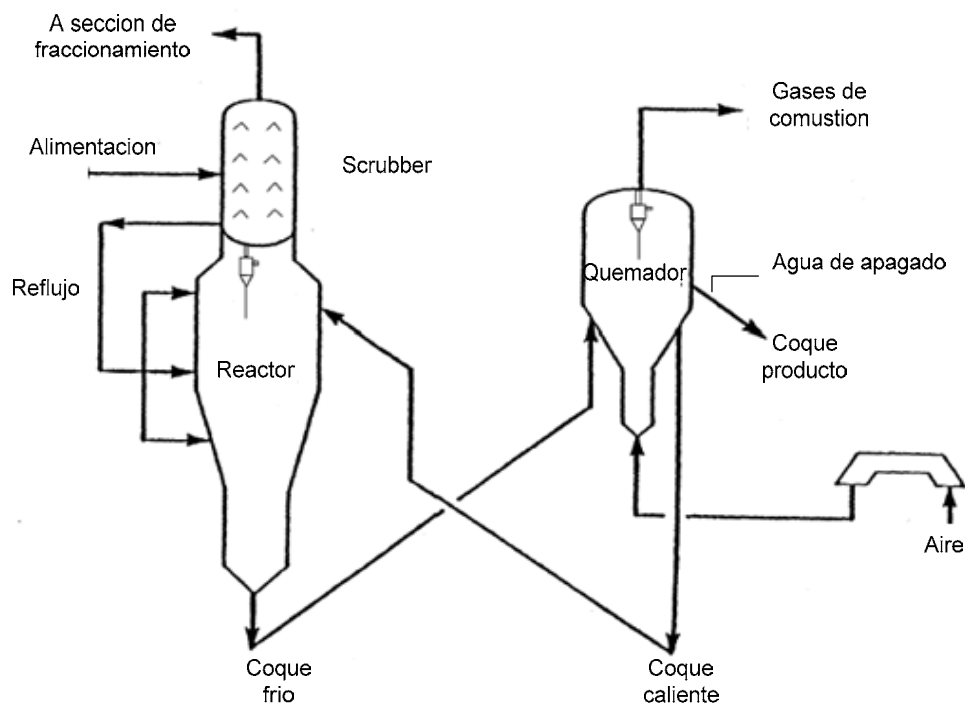


Figura 4.54 Esquema de reactor y horno de *Fluidcoking*

### Descripción del Proceso

El proceso básico de *fluidcoking* emplea 2 recipientes; un reactor y un quemador.

El proceso básico de *flexicoking* emplea 3 recipientes; un reactor y un quemador y un gasificador.

El proceso consiste en un lecho fluidizado de partículas de finas de hidrocarburos y coque; vapor de alta presión es introducido en el fondo del reactor para fluidizar el lecho, de esta forma el reactor mantiene transitando las partículas, estas son circuladas para transferir el calor del horno al reactor.

El proceso sigue las siguientes etapas:

#### Alimentación

La alimentación proveniente del fondo de la torre de vacío, a una temperatura de entre 260° C a 370° C es inyectada directamente al reactor, la temperatura del reactor es entre 480° C a 565° C a presión atmosférica, de modo que la alimentación fresca es parcialmente vaporizada y parcialmente depositada sobre las partículas fluidizadas de coque, las cuales van cayendo al fondo del agotador.

#### Agotamiento y fraccionamiento

En la sección superior del reactor hay una zona de agotamiento de los vapores, en la que los compuestos más ligeros son dirigidos a la una sección de fraccionamiento, asimismo una porción de esta corriente es reciclada a la alimentación inicial, mediante unos ciclones y vapor de alta presión las partículas gruesas de coque caen al fondo del reactor, mientras que las partículas finas circulan trazando círculos dentro del reactor.

El vapor desplaza los remanentes de los producto volátiles atrapados en las partículas de coque, la temperatura promedio del lecho del horno es de 590° C a 650° C y una presión de 5 a 25 psi, se inyecta aire por el fondo del horno mediante un conjunto de compresores, la temperatura del horno se mantiene quemando una porción del coque producido.

Emplear el coque producido como fuente de calentamiento posee la desventaja de liberar el azufre contenido, produciendo los indeseables SOX. La porción no quemada de coque en el horno es devuelta al reactor mediante un segundo *riser*; esta es corriente denominada coque caliente.

#### Lecho fluidizado

La velocidad de la parte baja del lecho debe ser la adecuada para mantener la fluidez y el efecto de fraccionamiento deseado. La velocidad del lecho permanece relativamente constante, debido al cambio de diámetro del reactor; es más angosto en la sección inferior y más amplia o en superior. La velocidad de flujo preferible es de 1 a 3 ft/s, si se tienen velocidades mayores puede aumentar la turbulencia y se disminuye la densidad del lecho.

Vapor de alta presión es inyectado al recipiente a través de boquillas jet (*jet nozzles*), a gran velocidad, para producir atrición y molido de las partículas circulantes, además de despojar los vapores de las partículas de coque, y que estos fluyan a la parte superior del reactor.

#### Sistema de elutriación

Durante el transcurso de las reacciones de coquización las partículas de coque incrementan su tamaño, el cual es controlado mediante un sistema de molienda incorporado al reactor. El límite inferior de temperatura es dado por el comportamiento de las partículas del coque fluidizado; si la conversión en coque y productos volátiles es muy lenta las partículas de coque se aglomeran formando taponamiento conocido como *bogging*.

#### Circulación entre reactor y horno

Al caer las grandes partículas de coque, entran en una zona de agotamiento en el fondo del reactor, el vapor alimentado por el fondo, despoja los vapores de las partículas, y el coque fluye hacia el *riser*, que alimenta al horno.

La alimentación es circulada espreandola mediante boquillas especiales, al lecho fluidizado en el horno, aquí las partículas finas de coque permiten continuar con las reacciones de coquización a mayor temperatura y menores tiempos de contacto, las reacciones se llevan a cabo en una delgada capa, alrededor de cada partícula de coque.

Una fracción de las partículas es acarreada hacia el reactor, para permitir la transferencia de calor a este. Los vapores provenientes del domo del horno son empleados para la generación de vapor, la corriente enfriada es enviada a un tanque de separación, donde se obtiene gas de coquización y las partículas finas de coque son removidas.

### Flexicoking

El proceso de *flexicoking* usa la misma configuración del *fluidcoking*, empleando la posibilidad de mejorar el proceso al incorporar un sistema de gasificación de coque para la producción de gas combustible de refinería con un bajo poder calórico, esta mejora corresponde al proceso Patentado e incorporado por *Exxon-mobil* a finales de la década de 1960 e inicios de 1970's.

La sección de gasificación del *flexicoking*, consiste en hacer reaccionar el coque con vapor y aire, a temperatura de 830° C a 1000° C, bajo estas condiciones el azufre contenido, es convertido a H<sub>2</sub>S que debe ser removido del gas, antes de emplearse como combustible. Después de este proceso la composición típica del gas producido se muestra en la siguiente tabla 4.19.

Componente	% masa
CO	18
CO <sub>2</sub>	10
H <sub>2</sub>	15
N <sub>2</sub>	51
H <sub>2</sub> O	5
CH <sub>4</sub>	1

Tabla 4.19 Composición gas de combustión

La mayor desventaja de la gasificación es la necesidad de incorporar en gran reactor adicional, especialmente diseñado para tener la mayor conversión de coque. Algunas unidades son diseñadas para gasificar del 60 al 97% del coque producido, sin embargo el coque producido tiene grandes cantidades de azufre y metales como el níquel y vanadio por lo que es necesario poner especial atención es su disposición.

Al gasificar el coque producido se está evitando la producción de productos que son relativamente difíciles de Manipular.

## Servicios Auxiliares

Las condiciones y requerimientos promedio de operación de los servicios auxiliares requeridos para una planta de *Fluidcoking* y *Flexicoking* por barril alimentado se muestran en la siguiente tabla 4.20.

Servicio	Flexicoking	Fluidcoking
Electricidad (kWh)	30	30
Vapor (8.8kg/cm <sup>2</sup> )	150	25
Vapor (42.2 kg/cm <sup>2</sup> )	(200)	(160)
BFW	35	35
Agua de enfriamiento	700	15
Compresor HP-hr	0.6	0.2
Vapor (42.2 kg/cm <sup>2</sup> )	660	230

Tabla 4.20 Requerimientos promedio de servicios auxiliares para *Fluidcoking* y *Flexicoking*

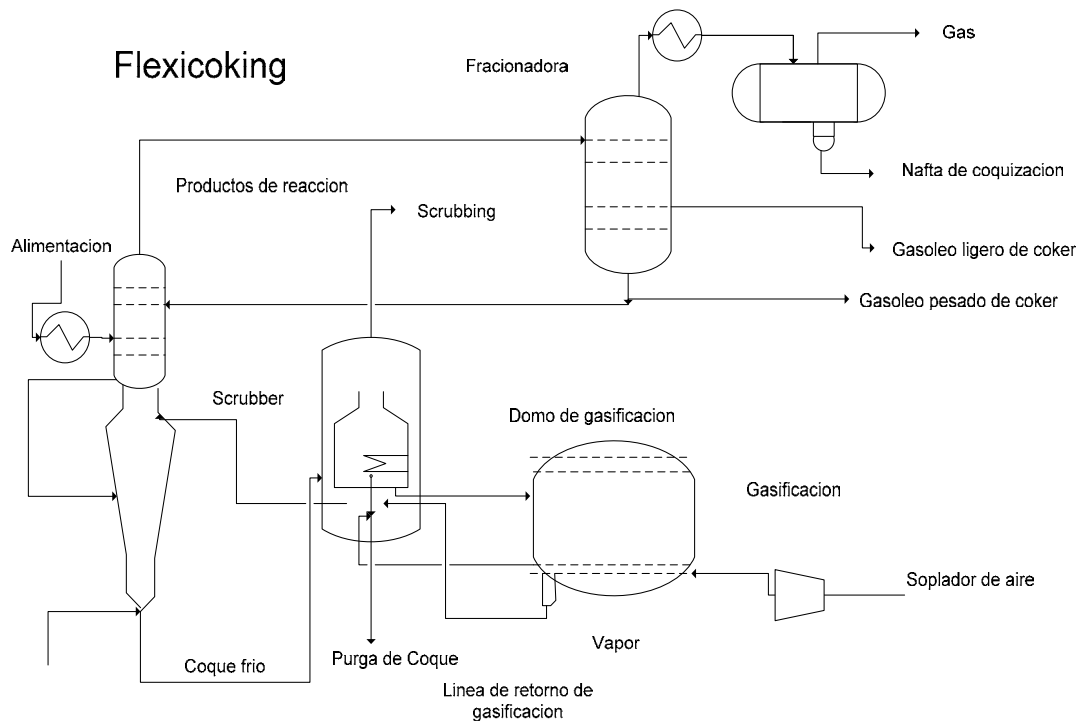


Figura 4.55 se muestra el diagrama simplificado del proceso de *Flexicoking*.

## Rendimiento de Productos

Las corrientes producidas están determinados por las propiedades de alimentación, la temperatura del lecho fluidizado, el tiempo de residencia, se describen a continuación algunos factores:

- Presión de operación

Al operar a baja presión (< 100psi), a elevada temperatura (500° C) la tendencia de los productos es tener bajo peso molecular, comparados con los producidos a una elevada presión (400 a 1000psi)

Temperaturas de cada uno de los recipientes

Un aumento de 5° C en la temperatura de operación del lecho fluidizado, normalmente aumenta la corriente de gas y naftas en 1 % peso respectivamente.

- Tiempo de residencia

Al emplear un lecho fluidizado el tiempo de residencia de los vapores en el reactor, comparado con la tecnología de coquización retardada, lo cual reduce la cantidad de reacciones de craqueo, por lo que las corrientes de olefinas y gasóleos son incrementadas.

- Recirculación

Si se lleva el craqueo a un punto medio se favorece la producción de naftas, disminuyendo la de coque y gases, sin embargo la calidad de las naftas es muy baja y con poco valor comercial. Al llegar a condiciones de craqueo más severas se incrementa la producción de gas, coque y la nafta obtenida es de mayor calidad.

Composición de la alimentación

Al alimentar corrientes ligeras, estas requieren un mayor tiempo de procesamiento para llegar a mayores craqueos.

En la figura 4.57 se muestran ejemplos de corrientes al procesar residuo de vacío en Fluidcoking para 3 tipos de crudo. Las propiedades de las corrientes de alimentación se presentan en el anexo II.<sup>46</sup>

---

<sup>46</sup> Speight J.G. and Ozum B. *Petroleum Refining Processes*, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2002, Pág. 314.

Base de datos de corrientes Fluidcoking / Flexicoking

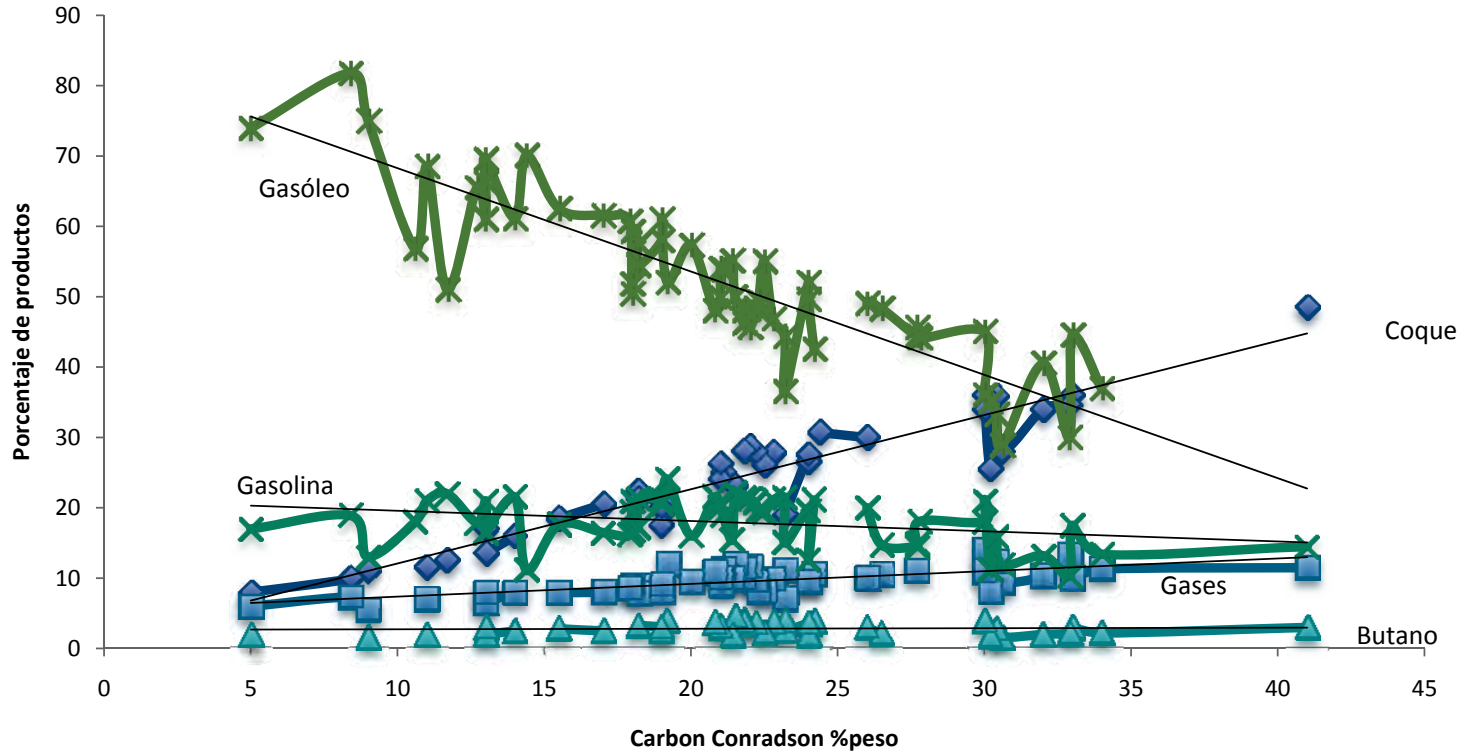


Figura 4.56 Rendimiento de los productos de Planta de Fluidcoking<sup>47</sup>

<sup>47</sup> Maples Robert E., *Petroleum Refinery Process Economics*, Penn Well Books, Oklahoma, EUA, 2000, Pág. 118.

Para una planta de *flexicoking* con capacidad de 4 MBPD, se emplean tanques con las siguientes dimensiones:

#### El tanque de coquización:

- Zona de despojamiento: diámetro 9ft, altura: 20ft.
- Diámetro más ancho; bajo el lecho denso: diámetro 11ft, altura: 16.6 ft.
- Sección media del cono: diámetro 4ft x 11ft, altura: 34ft.
- Sección de fraccionamiento: diámetro 4ft, altura: 10ft.
- Profundidad del lecho incluye sección de fraccionamiento :60ft

#### Condiciones de operación:

Temperatura: 950°F, presión de salida: 11psig, peso de sólidos en el lecho: 70ton, velocidad de gases: fondo 1ft/s, domo: 3.5ft/s. Cantidad de vapor de agotamiento y atrición inyectado por el fondo: 3265lb/hr.

#### Torre de agotamiento y fraccionamiento

- Diámetro 7.5ft, altura 40ft.
- Condiciones de operación:
- Temperatura del fondo: 700°F, presión: 10 psig
- Temperatura de bandeja de extracción de gasóleo: 500°F
- Temperatura de domo 275°F, presión 9.5psig
- Horno (Tanque de quemado)
- Diámetro 12ft, altura; 32 ft
- Condiciones de operación
- Temperatura: 1125°F
- Presión en domo 12 psig
- Sólidos en suspensión: 22 ton, volumen de circulación entre tanque de coquización y tanque de quemado: 4.3 ton/min.

### Comparación de Coquización retardada y *Fluidcoking*

Tabla 4.21 Comparación de coquización retardada y *fluidcoking*.

	Coquización retardada	Fluidcoking
Propósito	Maximizar rendimientos del fondo de barril	Maximizar rendimientos del fondo de barril
Nivel de craqueo	Reacciones permitidas hasta el equilibrio	Reacciones permitidas hasta el equilibrio
Temperatura	415-500 °C	590-650° C
Presión	15 a 90 psi	5 a 25 psi
Tipo	Semi-batch	Continuo

#### Desventajas *fluidcoking*

Es necesario mantener el reactor y el horno con un sistema de calentamiento, para evitar que los gases se condensen en las paredes y se deslice al fondo del reactor, produzcan taponamiento en las boquillas e imposibilitando la operación continua.

La tendencia del lecho fluidizado a perder fluidez, que ocasiona que caiga al fondo y se solidifique, por lo que es necesario detener la operación y realizar un procedimiento de decoquizado similar al de coquización retardada.

La necesidad de emplear cantidades relativamente grandes de vapor de alta presión para mover los vapores de reacción, que implica mayor espacio en los equipos de fraccionamiento y separación, subsiguientes al reactor.

No se tiene un buen sistema para mantener el tamaño de partículas; la planta cuenta con un sistema de elutriación, que permite remover las partículas de grandes dimensiones (mayores a 500 micrones de diámetro) y reciclar aquellas con un tamaño aceptable (entre 150 y 300 micrones).

#### Desventajas coquización retardada.

Estrés en los tambores de coquización debido a los constantes cambios de temperatura durante los ciclos, debido a las diferentes temperaturas en los tambores de coquización es necesario verificar periódicamente el estado de los tambores; puede presentarse “el efecto Banana”, es cual consiste en que un lado del tambor de coque al ser enfriado con el agua de apagado (*quench*) este disminuye su altura ganada por la expansión térmica del metal, mientras que otra parte del tambor, aun se encuentra calientes y no ha disminuido su altura, de modo que de un lado del tambor tiene más altura que del otro.

Una mala operación de la torre de fraccionamiento puede ocasionar coquización en el fondo de la torre. En algunas torres fraccionadoras no se les incorpora el plato para la salida del agua, esta contiene una gran cantidad de sales, y en caso de no extraerse genera taponamiento en las etapas siguientes.

Al realizar el diseño de las tuberías se debe de considerar la posibilidad de hacer decoquizados en línea (mientras la planta se mantiene operando) y decoquizados fuera de línea.

Son necesarios tratamientos especiales de hidrotratamiento (3 reactores; guarda de sílice, desmetalización y saturación de olefinas) en el proceso de hidrosulfuración, con la finalidad de remover el antiespumante inyectado durante la etapa de coquización.

Otro inconveniente es que al estar sujetos los tambores de coquización a esfuerzos mecánicos de calentamiento y enfriamiento pueden llegar a deformarse, con la consecuente necesidad de cambiar los tambores.

Es necesaria la necesidad de incorporar equipos para el manejo de lodos y agua de apagado, aumentando la inversión inicial.

Los depósitos de coque a cielo abierto generan emisión de CO y CO<sub>2</sub>

Posibilidad de taponamiento en los tubos del horno, por lo que es necesario emplear vapor de alta presión para impulsar la carga.



## Capítulo 5. Metodología para el análisis económico.

Se analizarán las tecnologías descritas en los capítulos anteriores: Coquización Retardada, *Flexicoking* y *Fluidcoking*, con el fin de determinar si son económicamente aceptables y cuál de ellas ofrece la mejor alternativa para el procesamiento de fondo de barril, posteriormente se discutirán los resultados.

### Estudio Económico

Las decisiones involucradas con un proyecto deben combinar los aspectos técnicos y económicos, para que en conjunto sea posible determinar el punto de costo-beneficio, óptimo.

El estudio económico aporta la información necesaria para calcular la rentabilidad de los recursos que se utilizarán, con la posibilidad de compararse con aquellos de otras alternativas de inversión.

Enseguida se muestra el diagrama que representa el procedimiento para el análisis económico



La definición detallada de cada uno de los conceptos está en el anexo III  
 La información necesaria para determinar la factibilidad económica de un proyecto, es la siguiente:



#### Factores que afectan a la rentabilidad de las inversiones.

- Costo instalado de la inversión fija. Capital total invertido, es el factor más importante, es el dinero que nos cuesta instalar la industria.
- Capital de Trabajo.
- Periodo de construcción
- Costos iniciales de arranque
- Predicción del volumen de ventas
- Predicción del precio del producto
- Vida económica
- Vida efectiva de depreciación
- Valor de recuperación de las instalaciones fijas
- Método de depreciación
- Tasa de recuperación mínima aceptable
- Impuestos
- Inflación
- Condiciones generales del negocio.

## Métodos de evaluación económica.

El análisis económico se realizó con los métodos de evaluación que se clasifican en la figura 5.58, el detalle de los conceptos se encuentra en el anexo IV.

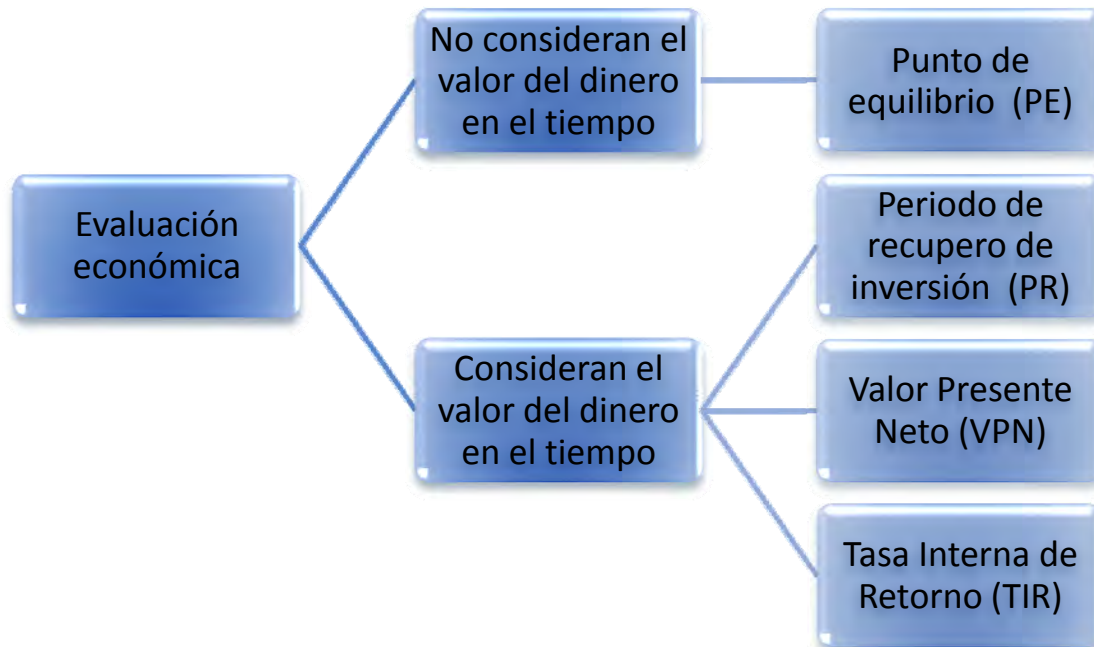


Figura 5.57 Métodos de evaluación económica.<sup>48</sup>

---

<sup>48</sup> Baca Urbina G., Evaluación de Proyectos, Ed. Mc Graw Hill, 3era edición, 1995, México, Pág. 180-194.

## Consideraciones generales para la evaluación.

- Los procesos a evaluar son Coquización Retardada, *Flexicoking* y *Fluidcoking*, como alternativas para procesar el Fondo de Barril.
- La estimación económica se hizo en Dólares de los Estados Unidos de América (USD), por ser esta la moneda en que se cotizan los subproductos obtenidos para la tecnologías, la moneda en que son adquiridos la ingeniería, licencia y equipos principales, además de presentar una ventaja en caso de presentarse variación en el tipo de cambio.
- Tiempo de construcción 3 años, horizonte de planeación a 20 años de operación por ser el tiempo estándar de vida útil de los equipos mayores de la industria petroquímica y como metodología aceptada por la SHCP para la justificación y registro de proyectos de inversión.<sup>49</sup>
- Tasa de descuento de 12%, de acuerdo los lineamientos de la SHCP para la evaluación de proyectos de inversión.<sup>50</sup> Al ser un proyecto relacionado con la explotación de los recursos petrolíferos solo Petróleos Mexicanos puede desarrollar esta clase de proyectos.<sup>51</sup> Se realizó un análisis de sensibilidad para visualizar las afectaciones en la TIR y el VPN.
- El costo estimado de la inversión, se tomó de la revista *Hydrocarbon Processing*, en el artículo anual para la selección de tecnologías de procesos de refinación del año 2003 para las tecnologías de *Flexicoking* y *Fluidcoking*, y del año 2008 para la coquización retardada. (Sep. 2003) en: *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Company, USA.
- ISR del 30% de acuerdo al artículo 113 de la ley del impuesto sobre la renta.
- Se considerara una operación al 100% de la capacidad de la planta, con un factor de servicio del 97.2%, con un paro durante 30 días cada 3 años para mantenimiento.
- Se considera para el mantenimiento 5.5% de la inversión en capital fijo, Incluye materiales, mano de obra y supervisión.

---

<sup>49</sup> Lineamientos para la elaboración y presentación de los análisis costo y beneficio de los programas y proyectos de inversión, publicados en el DOF el 18 de marzo de 2008.

<sup>50</sup> Lineamientos para la elaboración y presentación de los análisis costo y beneficio de los programas y proyectos de inversión, publicados en el DOF el 18 de marzo de 2008.

<sup>51</sup> Artículo 2 y 3 del la Ley Reglamentaria del Artículo 27 Constitucional en el Ramo del Petróleo, Última Reforma DOF 28-11-2008.

- Los precios de productos, materias primas y servicios auxiliares fueron obtenidos del “Pronóstico de largo plazo para el estudio de Mercado 2009: 2009-2023.-ESCENARIO MEDIO.”, para la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Rio de Minatitlán Ver.
- Para la evaluación de los servicios auxiliares no se presentan variaciones durante los primeros 5 años, a partir del año 6 se incrementa el costo en 2% anual.
- En la tabla 6.23 y 6.24 se muestran los precios de los productos y materia prima para la evaluación económica, ejemplo para el año 2010 de operación.

Precio de productos	Unidades	Año 2010
Gas	D/MMBTU	6.1583
Nafta	D/B	39.1171
Gasóleo	D/B	59.9200
Coque	D/TON	4.7373

Tabla 6.22 Precios de productos

Precio de la materia prima	Año 2010
Residuo Pesado de Vacío	31.1803
Costo variable de alimentación/año	512,136,686

Tabla 6.23 Precio de materia prima.

- Para el análisis de sensibilidad, se aplicará un incremento en 20% a la inversión inicial, por concepto del supuesto riesgo al desarrollar un proyecto que no está correctamente definido con la posibilidad de generación de trabajos adicionales por parte de los contratistas con el consecuente aumento en la inversión inicial.
- Asimismo se evaluará la posibilidad de ampliar un año más en el plazo de ejecución de la obra, que puede ser ocasionada por retrasos en el desarrollo de la ingeniería o la procura de los materiales y equipos críticos, baja calidad en la ejecución de las obras causando re-trabajos y retrasos en la programación de hitos, falta de comunicación entre los equipos de trabajo, siniestros naturales, huelgas, etc.<sup>52</sup> Con ello se pretende demostrar la viabilidad del proyecto seleccionado a pesar de los riesgos de ejecución, así como generar planes de contingencia en caso de ocurrir cualquiera de los escenarios descritos.
- Se considera la mano de obra como costo fijo<sup>52</sup>, se realizó la práctica de considerarlos como costos variables, sin embargo esta evaluación no presenta una diferencia

<sup>52</sup> Criterios considerado en la metodología de evaluación de Proyectos de Inversión en Pemex Refinación, ante la SHCP.

significativa (variación menor al 1% en los resultados), pues los costos de mano de obra representan el 2.5% de los costo total de operación.

## Resumen de resultados

Enseguida se detalla el contenido del anexo V que incluye los resultados de la memoria de cálculo para los tres procesos empleando la misma alimentación; crudo *Middle East*, con 7.4º API, 4.2% porcentaje en peso (*wt*) de azufre y 20%wt de carbón *Conradson*:

- Rendimiento de productos en porcentaje en peso.
- Rendimiento de productos en Sistema Internacional de Unidades mks.
- Ingresos por venta de producto por cada barril.
- Inversión inicial
- Consumo de servicios auxiliares
- Costo por consumo de servicios auxiliares
- Costo total de producción para las 3 tecnologías evaluadas
- Estado de Resultados y flujos de efectivo anuales.
- Punto de equilibrio

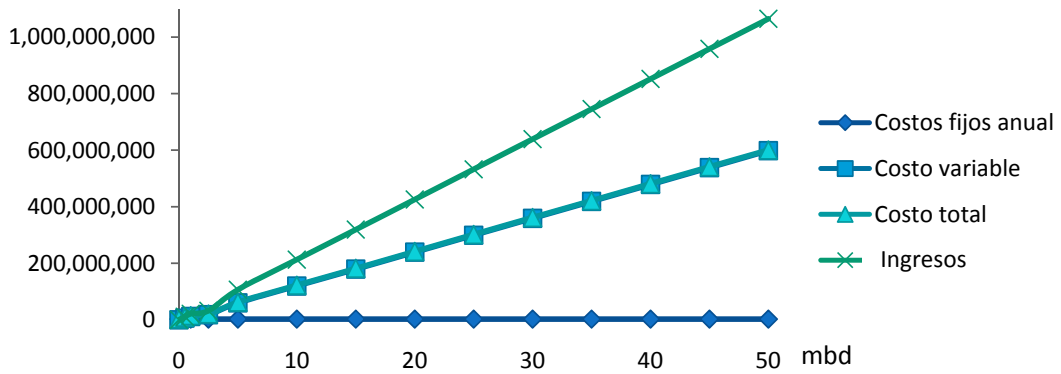
La tabla 6.24 muestra el resumen de los valores obtenidos para el VPN, TIR, periodo de recuperación de la inversión.

Indicador	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
Inversión total	418,160,491	259,573,469	195,522,873
VPN	1,655,595,485	945,607,020	366,649,642
TIR	46.441	44.714	28.552
Flujo anual promedio	390,193,086	235,530,080	121,280,755
Tiempo de recuperación	3.7	3.3	5.3
Tiempo de recuperación descontado	4.4	4.1	7.8
Punto de equilibrio MMB	89,631	92,517	270,495

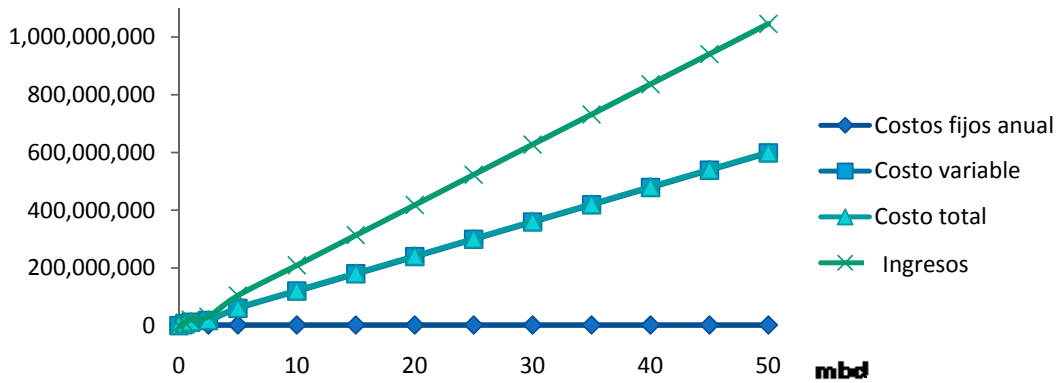
Tabla 6.24 Resumen de indicadores de evaluación

A continuación se muestran las gráficas del punto de equilibrio anual, en ellas se muestra la ganancia anual en función de la capacidad de operación, es posible observar que incluso a una baja capacidad se alcanza en poco tiempo el punto de equilibrio y es posible visualizar el comportamiento de las economías de escala, a mayor producción habrá una ganancia mayor.

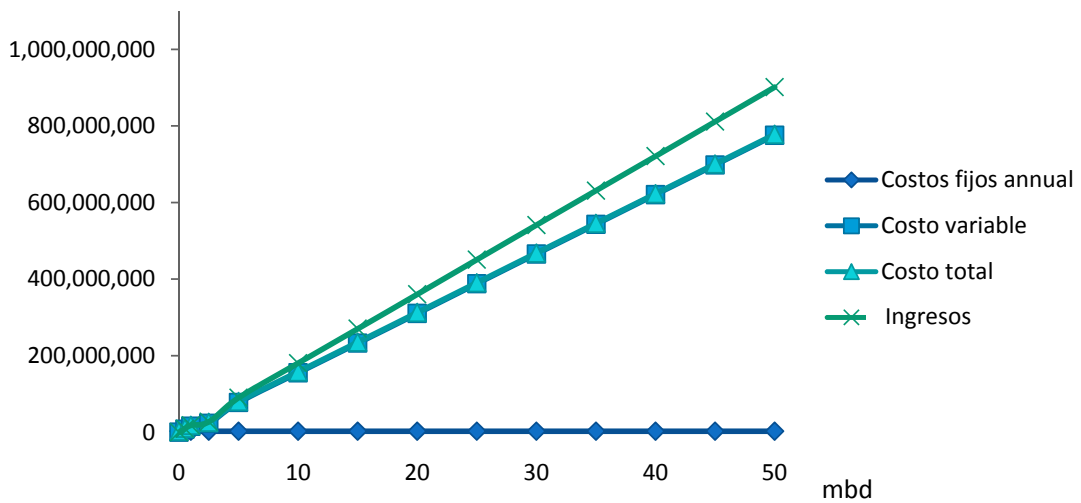
## Punto de equilibrio para Coquización Retardada



## Punto de equilibrio para Flexicoking



## Punto de equilibrio para Fluidcoking





## Análisis de resultados

Es posible analizar los resultados de forma puntual observando cada indicador, con la posibilidad de rechazar un proyecto por su aparente desventaja con respecto a los otros proyectos evaluados. Asimismo es posible hacer la evaluación de manera global dando un grado de importancia a cada indicador, de esta forma, aquel grupo de indicadores que en función de las consideraciones sean los más importantes serán los factores de la decisión.

En seguida se muestran las tablas comparativas con los resultados de los indicadores, asimismo se califica cual tecnología es la mejor en función de cada indicador.

### Punto de equilibrio

Indicador	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
Punto de equilibrio MMB	89,631 ✓✓✓	92,517 ✓✓	270,49 ✓

La mejor tecnología de acuerdo al punto de equilibrio es Coquización retardada debido a requiere el menor número de unidades procesadas (barriles), para alcanzar el punto en el que los ingresos son iguales a los egresos.

La escala de las gráficas no permite observar aquella tecnología que presenta el menor punto de equilibrio, es por ello que se realiza el cálculo de la cantidad de barriles para llegar al punto de equilibrio.

### Periodo de recuperación de la inversión

Indicador	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
Tiempo de recuperación	3.7 ✓✓	3.3 ✓✓✓	5.3 ✓
Tiempo de recuperación descontado	4.4 ✓✓	4.1 ✓✓✓	7.8 ✓

La tecnología de Fluidcoking presenta el periodo de recuperación de la inversión más largo, esto se debe a que a pesar de ser la tecnología con menor inversión inicial, los costos de operación son muy elevados y la suma de los ingresos por productos es la más baja, esto, debido a los bajos rendimientos de los productos de mayor valor, lo cual imposibilita el aprovechamiento de los márgenes de costo entre materias primas y productos.

Y la tecnología que presenta el menor tiempo de recuperación de la Inversión es Flexicoking, debido a que la inversión inicial es más baja que la tecnología de coquización retardada y los flujos anuales de ambas tecnologías, durante los primeros años de operación son similares.

### Valor Presente Neto (VPN)

Indicador	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
VPN (USD)	1,655,595,485 ✓✓✓	945,607,020 ✓✓	366,649,642 ✓

La tecnología que se seleccionaría de acuerdo al indicador de VPN, sería Coquización retardada, tiene el mayor valor presente neto, debido a que es aquella con los costos de operación más bajos y los mayores rendimientos de productos de mayor precio. Sin embargo si estas plantas tuvieran una inversión inicial mayor; como se muestra en el análisis de sensibilidad, el VPN disminuiría, por lo que es necesario que en la ejecución de los proyectos se lleve a cabo una planeación y control avances adecuado.

### Índice del Valor Presente Neto (IVPN)

El método del Valor presente neto puede favorecer a ciertos proyectos por qué no todos poseen la misma inversión inicial. Para resolver este inconveniente se calcula el índice del VPN, al divide el Valor presente neto entre el valor de Inversión inicial, logrando así una comparación imparcial.

El índice del VPN permite una comparación más justa entre proyectos de diferente inversión inicial.

$$IVPN = \frac{VPN}{IIN}$$

Indicador	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
IVPN	3.96 ✓✓✓	3.64 ✓✓	1.88 ✓

La mejor tecnología de acuerdo al indicador de IVPN, es Coquización retardada.

### Tasa interna de retorno (TIR)

Indicador	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
TIR	46.441 ✓✓✓	44.714 ✓✓	28.552 ✓

La mejor tecnología de acuerdo a la TIR, es Coquización retardada.

Los criterios a considerar para la TIR son:

- La TIR debe ser mayor que la tasa mínima aceptable.
- Se seleccionara aquella inversión que presente mayor valor de TIR, pues representa la tasa de interés que se tendrá cuando el Valor Presente Neto sea cero.

Al evaluar la totalidad de los indicadores es posible observar que la tecnología de coquización retardada es la que debe ser seleccionada:

Presenta el menor periodo de recuperación descontada de la inversión, presenta el mayor valor presente neto.

### Análisis de sensibilidad

Se aplicó un incremento en 20% a la inversión inicial y un año más en el plazo de ejecución de la obra.

#### Coquización retardada

Indicador	Original	Al aumentar un año el periodo de ejecución	Al aumentar 20 % el costo de la construcción	Unidad
Periodo de Recuperación	3.7	5	4.3	años
PR descontado	4.4	5.6	4.9	años
VPN	1,655,595,485	1,357,515,202	1,537,667,826	USD
TIR	46.441	36.452	37.051	%

Tabla 6.25 Análisis de sensibilidad para Coquización retardada

#### Flexicoking

Indicador	Original	Al aumentar un año el periodo de ejecución	Al aumentar 20 % el costo de la construcción	Unidad
Periodo de Recuperación	3.3	4.8	4.2	años
PR descontado	4.1	5.7	4.9	años
VPN	945,607,020	765,962,332	875,063,553	USD
TIR	44.714	34.912	35.609	%

Tabla 6.26 Análisis de sensibilidad para Flexicoking

#### Fluidcoking

Indicador	Original	Al aumentar un año el periodo de ejecución	Al aumentar 20 % el costo de la construcción	Unidad
Periodo de Recuperación	5.3	6.9	7.3	años
PR descontado	7.8	9.6	9	años
VPN	366,649,642	272,074,595	311,509,199	USD
TIR	28.552	23.473	23.219	%

Tabla 6.27 Análisis de sensibilidad para Fluidcoking

Para las tres tecnologías es posible observar que es más perjudicial el impacto al aumentar el periodo de ejecución del proyecto, que si se incrementa el costo de la instalación de la nueva planta en 20%.

Se recomienda seguir programas de planeación para la ejecución del proyecto, de esta forma evitar que el proyecto sobrepase el tiempo de construcción planteado, de lo contrario existe posibilidad de disminuir la rentabilidad del proyecto, los periodos de recuperación, el VPN y la TIR.

En la figura 5.59 se muestra el comportamiento del Valor Presente Neto de las diferentes tecnologías al variar la tasa de interés aplicada al proyecto. Esto con el fin de tener en consideración, que de acuerdo a la naturaleza del proyecto y a los inversionistas en dado caso de realizarse por la iniciativa privada, sería requerido cumplir.

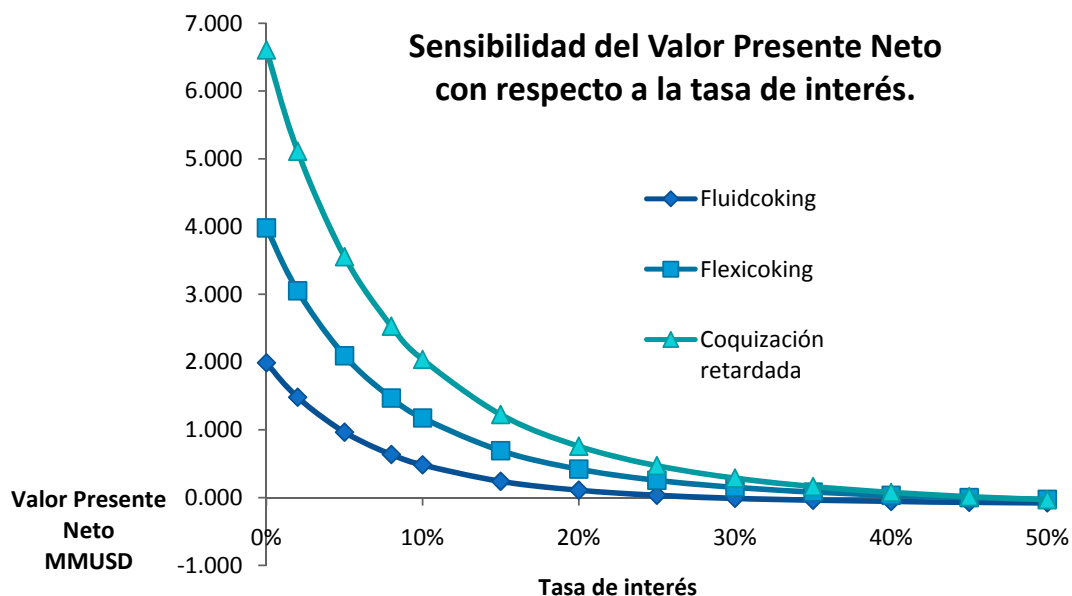


Figura 5.58 Sensibilidad del VPN con respecto a la tasa de interés para las tres tecnologías.

Es posible observar que la tecnología de Coquización retardada presenta para todas las tasas de interés el mayor VPN, por lo que es posible afirmar que al seleccionar este proceso se está en posibilidad de cumplir con las responsabilidades ante los accionistas y que esta es la tecnología más rentable.

Tasa de interés	Fluidcoking	Flexicoking	Coquización retardada
0	1.988	3.980	6.605
0.02	1.480	3.050	5.110
0.05	0.964	2.092	3.554
0.08	0.636	1.470	2.530
0.1	0.483	1.174	2.039
0.15	0.240	0.691	1.225
0.2	0.109	0.419	0.757
0.25	0.034	0.255	0.471
0.3	-0.011	0.150	0.287
0.35	-0.039	0.081	0.163
0.4	-0.057	0.033	0.077
0.45	-0.070	-0.002	0.015
0.5	-0.078	-0.027	-0.031

Existen teorías económicas de optimización, como la de Cobb-Douglas, en las que es posible sustituir los factores de producción en las funciones de producción, con ello se logra realizar las evaluaciones maximizando la utilidad y minimizando los costos, este hecho mejora notablemente el comportamiento económico de los proyectos. Un ejemplo aplicable para las evaluaciones consideradas en esta tesis sería establecer los costos de operación, Mano de obra, originalmente considerados en los costos fijos, como costos en función de la producción, esta es un conjunto de métodos de optimización de inversiones muy interesantes, sin embargo no se realizaron para estos casos, debido a que las evaluaciones se realizaron de acuerdo a los lineamientos de la SHCP.

La tasa de descuento considerada es del 12%, de acuerdo a los lineamientos de la SHCP, sin embargo en dado caso de llevarse a cabo este proyecto en la iniciativa privada, exigiría una tasa más atractiva para estar en posibilidad de invertir en el proyecto, y en ese caso se podrían utilizar los métodos de optimización económica, para mejorar aun más la imagen y los indicadores económicos frente a los inversionistas.

## Capítulo 6. Conclusiones

1. Se cumplieron los objetivos de la tesis, debido a que se logró seleccionar a la Coquización retardada como la tecnología que presenta los mejores beneficios para el procesamiento de "fondo de barril", las principales ventajas de esta selección son:
  - Flexibilidad de alimentación de diferentes tipos de carga.
  - Bajos costos de operación. 27.4 MMUSD
  - Continuidad en la operación.
  - Mayor experiencia en horas de operación a nivel mundial.
  - Mayor rendimiento en destilados de mayor valor como Nafta (Gasolina) y Gasóleos (Diesel).
  - Mayor Valor Presente Neto (1.655 MMUSD) y mayor TIR (46.441).
2. Los indicadores económicos nos muestran que es conveniente construir una planta de coquización retardada, y pueden parecer alentadores, sin embargo para realizar una evaluación económica completa, serian necesario contemplar aquellas plantas que preceden y aquellas posteriores al proceso, estas formarán sinergia con el tratamiento de fondo de barril.
3. Esta tesis sirve para seleccionar un proyecto, sin embargo esta selección es solo en base a resultados económicos, es necesario realizar un conjunto de evaluaciones más, que involucren los riesgos:
  - Riesgos de no efectuar la Unidad de Inversión.
  - Riesgos de ejecución
  - Riesgo de operación
  - Riesgo de mercado

Con relación a este último punto podríamos concluir lo siguiente:

4. El aumento de la producción de coque de petróleo es una consecuencia natural de la disminución del grado API de los petróleos disponibles actualmente en el mercado internacional. Esta tendencia queda reflejada con el hallazgo de grandes reservorios de petróleos "no convencionales", extremadamente pesados y con alto contenido de azufre. De este modo, el actual mercado consumidor de coque de petróleo debe ser ampliado, estimulando a los actuales consumidores a aumentar sus límites de uso, incluyendo nuevas tecnologías para el uso del coque de petróleo.

También debe ser tomado en cuenta la posibilidad de mezclas con carbones de bajo contenido de azufre, buscando alcanzar el importante mercado consumidor de las termoeléctricas. De este modo, podrá haber equilibrio entre a producción y el consumo de ese residuo del procesamiento del petróleo.

Sin embargo, cualquiera que sea la ruta a seguir para la utilización del coque de petróleo, los consumidores deberán considerar los patrones de emisión de contaminantes, principalmente en relación al SO<sub>2</sub>.

De llevarse a cabo los proyectos estratégicos contemplados en la producción de gasolinas 2007-2017, se tendrá un excedente de coque, por lo que se recomienda la incorporación de plantas de cogeneración dentro de la refinería o la construcción de plantas termoeléctricas de lecho fluidizado, que permitan generar electricidad a partir de la combustión de coque.

5. Es importante tener una visión global del desarrollo de los proyecto, y cuáles serán los objetivos a cumplir, por ejemplo si nuestro objetivo es seleccionar la mejor tecnología para el proceso de fondo de barril y un incremento en producción de hidrocarburos ligeros de una refinería seleccionada, se puede seleccionar con seguridad la coquización retardada.
6. Por otra parte si nuestro objetivo es el aumento en corrientes energéticas para el consumo humano, se seleccionaría Flexicoking, además tendríamos que analizar todas las posibilidades de transformación energética, como termoeléctricas, hidroeléctricas, energía eólica, solar, etc. y toda la infraestructura del posibilidades, como transformar los automóviles que emplean combustible fósiles a energía eléctrica, etc. No deberíamos sustentar la mayoría de nuestra economía en un conjunto de tecnologías que dirigidas a la transformación de un recurso no renovable.

La elaboración de esta tesis fue de gran trascendencia pues permitió identificar áreas de oportunidad, donde se podría investigar a más detalladamente:

- Selección de la mejor tecnología para el proceso de coquización retardada.
- Selección de la mejor tecnología para los procesos de Reformación y Alquilación.
- La administración, seguimiento y ejecución de los proyectos de Inversión.
- Cogeneración y Desarrollo Energético Sustentable.
- Software de optimización que incluye el balance energético Nacional, costos asociados a las redes y terminales de distribución y almacenamiento así como y su integración con el SNR.

Como estudiante de Ingeniería química permite conocer la complejidad de las decisiones al llevar a cabo un proyecto; es posible que económica y técnicamente un proyecto tenga más beneficios que otro, sin embargo por factores políticos o sociales esta decisión puede cambiar, aunque no representa la mejor opción. Con la realización de esta tesis se tiene conciencia de los conceptos y variables involucradas en la evaluación de proyectos de inversión, así como la importancia de la alineación de las estrategias de trabajo con los objetivos del negocio y la organización en la práctica profesional

En una industria de márgenes reducidos como es la refinación, la selección de tecnologías, inadecuada o sin una firme justificación, podría tener implicaciones negativas en la rentabilidad de los proyectos.

Las decisiones para realizar una inversión, se caracterizan por su permanencia e irreversibilidad, los efectos de estas decisiones pueden extenderse por un largo periodo de tiempo. Frecuentemente en caso de no terminar el proyecto, el capital invertido podría ser irrecuperable

Todo proyecto que se pretenda realizar debe hacerse manteniendo el equilibrio entre tiempo, recursos y calidad; no es posible realizar un proyecto con un plazo muy largo de ejecución, ya que causaría un mayor gasto, asimismo, no es recomendable comprometer la calidad del trabajo por minimizar costos.

..

## Anexos

Anexo I Productos de Coquización retardada

Anexo II Productos de Fluidcoking / Flexicoking

Anexo III Conceptos para la evaluación económica

Anexo IV Métodos de evaluación

Anexo V Resultados de la memoria de cálculo para los tres procesos empleando la misma



## Anexo I Productos de Coquización retardada

Porcentaje en peso de los productos obtenidos a partir de diferentes alimentaciones con un contenido de Carbón *Conradson* (CCR) y gravedad API variable.

FD API	FD CCR	COQUE	Butano	Gases		
				ligeros	GAS OIL	Gasolina
15.85	2.84	4.36	8.39	18.23	69.02	87.25
13.2	3.96	7.86	4.04	21.76	66.34	88.1
12.8	5.2	10	6.2	18.5	65.3	83.8
19.3	6.49	22	11.1	18.2	48.7	66.9
18.9	6.71	12.6	6.4	15.8	61.4	77.2
16.9	7.6	21	12.3	19.9	56.8	66.7
16.9	7.6	15.4	7	11.8	65.8	77.6
21.5	7.9	16.7	7.8	16.9	58.6	75.5
16.8	8	20.8				
17.4	8.2	20.63	8.06	14.89	56.42	71.31
19	8.2	18.6				
14.48	8.61		7.38	38.78	48.84	87.62
15	9	22	7.5	17.1	53	70.1
15	9	11	6.4	10.2	72	82.2
15	9	22				
16.1	9.1	18.5	9.2	17.2	54.9	72.1
15.2	9.3	20.7	9.7	15.6	53.9	69.5
12	9.4	19.1				
12	9.4	14.1				
12	9.6	21.6	12	15.7	50.7	66.4
16.4	10.3	20.09	7.91	13.74	58.26	72
18.6	10.6	24.7				
18.6	10.6	18.6				
15.7	10.7	21.15	7.85	13.42	57.58	71
16.4	10.7	20.09	8.02	13.91	57.89	71.8
15.7	10.8	22.36	7.74	13.34	56.56	69.9
15.7	10.8	22.3				
17.1	11.1	17.7	7.4	20.4	54.5	74.9
14.8	11.1	22.5	8.13	13.43	55.9	69.37
14.8	11.1	20.3	9	13.3	57.5	70.8
15.2	11.2	19.6				
12.3	11.3	28.9				
12.3	11.3	21	6.5	16	56.5	72.5
15.3	11.5	22.63				
15.3	11.5	22.63	7.34	10.35	58.85	69.2
14	11.6	22.9	7.1	20.5	49.5	70
14	12.1	22.9				
16.33	12.85	21.42	7.41	22.28	48.89	71.17

12.3	13	23.7	8	17.4	47.9	65.3
13	14.1	23.6				
8.5	14.2	24.8	12	17.7	45.5	63.2
12.3	14.6	22	7	18.6	51.4	71
12.5	14.8	22.6	6.4	21.6	46	67.6
7.3	14.8	19.8				
12.5	15	26				
11.7	15	22.2	7.1	18.5	52.2	70.7
7.4	15.4	27	11.1	16.1	45.8	61.9
8.2	15.6	24.9	9.2	17.4	48.5	65.9
8.9	16.1	26.5	11.3	14.6	47.6	62.2
8.1	17.4	28	11.7	14.1	46.2	60.3
8.9	17.8	28.4	11.7	21.9	38.2	60.1
7.3	17.9	21	7	15.4	55	70.4
7.3	17.9	29.6	13.1	12.9	44.9	57.8
7.4	18.1	30.2	9.9	15	44.9	59.9
7.4	18.1	27.2	9.1	12.5	51.2	63.7
7.7	18.8	28.35	8.55	10.36	52.74	63.1
7.7	18.8	31.41	9.66	12.42	46.51	58.93
7.5	19.1	31.8	10.05	12.3	45.85	58.15
7.5	19.1	28.73	8.98	10.32	51.87	62.29
7.4	19.6	29.7	9	19.4	41.9	61.3
7.4	19.6	32.6	5.6	17.8	43.7	61.5
6.7	19.8	30.2	8.7	19.9	41.2	61.1
2.8	20.6	34.6	16.1	12	37.3	49.3
6.9	20.8	32.8	10.7	13.9	42.6	56.5
7.7	20.9	35.6				
7.7	20.9	35.6	10.1	17.9	36.4	54.3
3.4	21.4	31.5	9.5	16	43	59
3.87	21.76	20.54	11.54	14.36	53.26	67.62
4	22	35.1	10.5	21.4	33	54.4
7.2	22.2	33	12.1			
5.6	22.5	26	8			
5.6	22.5	40.2				
5.6	22.5	40.2				
5.6	22.5	40.2	9.2			
5.1	22.8	20.3	4.6	12.1	63	75.1
2.6	23.3	37.9	16.3	16.2	29.6	45.8
4.3	23.5	38.08	10.15	12.43	39.34	51.77
4.3	23.5	34.24	8.8	9.91	47.07	56.98
2.5	24	26.5	11.37	12.51	48.62	61.13
4.5	24.2	33	13.2	13.5	40.4	53.9
1.4	24.5	39.6	16.7	15.4	28.3	43.7
2.6	25.5	38.3	13.2	19.31	29.2	48.5

## Anexo II Productos de Fluidcoking / Flexicoking

Porcentaje en peso de los productos obtenidos a partir de diferentes alimentaciones con un contenido de Carbón *Conradson* (CCR) variable.

CCR	COQUE	Gases			
		ligeros	Butanos	Nafta	Gasóleo
41	48.5	11.5	3	14.5	
34		11.3	2.2	13.4	36.9
33	36	10	3	17.5	44.5
32.9	34.6	13.2	2.2	10.3	29.9
32	34	10.3	2	13.2	40.5
30.6	28.1	9.5	1.6	11.8	28.8
30.4	35.9	12.3	2.8	15.8	33.2
30.2	25.6	8.2	1.9	11.1	35
30	36	14		21	36
30	34	11	4	18	45
27.8				18.1	44.1
27.7		11.1		15	45.6
27.7				14.5	44.4
26.5		10.5	2.1	14.7	48.3
26	30	10	3	20	49
24.4	30.7				
24.2		10.5	3.8	21.1	42.5
24	26.5	9.5	1.9	12.5	49.6
24	27.5	9.5	3.5	19.5	52
23.2	19	7	2.5	15	36.5
23.2		11.1	3.8	21.3	44.3
22.8	27.8	9.8	3.6	21.1	46.8
22.5	26	8	2.2	19.3	55
22.3		8.1		19.5	49.3
22.2	27.8	9.5	3.5	20.7	48.3
22	28.7	11.6		21.2	45.6
21.8	28	10	4	21	48
21.8		11.3	3.7	21.3	46.2
21.5	23	12	4.5	22	50
21.4		9.9	1.9	15.4	55.1
21.1	24.9	11.2		18.9	53.8
21	24	9	3	20	54
21	26.2	10		20.6	49.8
20.8		10.8	3.6	21.5	48
20		9.4		16	57.3
19.2	20	12	4	24	52
19	17.5	8	2.5	20.5	61

19	20	9	3	21	58
18.2	22.4	8.9	3.3	21.2	54.4
18.2	21.3	7.8		17.1	57.5
18				20.8	51.8
18		8.9		16.6	59.3
18				19.3	50.4
17.9		8.5		16.1	60.7
17	20.5	8	2.5	16.5	61.5
15.5	18.5	8	2.8	17.6	62.5
14.4				11.1	70.1
14	16	8	2.5	21.5	61.1
13	13.5	6.5	2	16.5	69.5
13				16.6	66.2
13	17	8	3	21	61
12.7				17.9	65.5
11.7	12.5			22	51
11	11.5	7	2	21	68.5
10.6				18	56.8
9	11	5.5	1.6	13	75
8.4	9.9	7.3		18.9	81.8
5	8	6	2	17	74

## Anexo III Conceptos para la evaluación económica

### Activos circulantes

Recursos requeridos por la empresa para operar en condiciones normales, constituidos por:

Inventario de Materias primas e insumos: Se establece considerando la capacidad de operación de la planta, la disponibilidad y capacidad de producción de los proveedores, el costo de almacenamiento en planta, etc.

Inventario de productos en proceso: Se determina con base en costo y el tiempo que tarda la materia prima en ser procesada para generar el producto a comercializar, los parámetros importantes son: tiempos de producción por unidad de producto, volumen de producción, insumos para la elaboración de los productos.

Efectivo en caja: Se estima en función del costo de producción, se emplea para el pago de las materias primas y para cubrir los gastos de producción que se genera al iniciar operaciones.

Inventario de productos terminados: Se establece considerando el ritmo de ventas, las características del producto, el costo de almacenamiento, la capacidad de producción de la planta, etc.

Cuentas por cobrar: el monto en efectivo que se genera al otorgar crédito a los compradores y se estima en función de las políticas de cobro y el nivel de ventas.

Contingencias: Es un factor para atender las contingencias en los rubros de incremento de precios, cambios en el costo de mano de obra, errores en las estimaciones.

**Capital de trabajo:** Activos circulantes menos los pasivos circulantes

### Costo de capital contable

Rendimiento requerido sobre las acciones comunes de una empresa en los mercados de capitales. También se conoce como tasa de rendimiento requerida de los tenedores de capital accionario porque es lo que éstos esperan obtener en el mercado de capitales. Desde la perspectiva de la empresa es un costo.

### Costos fijos

Se forman como resultado de la operación de la empresa, independientemente del volumen de producción de las plantas y están formados por:

Depreciación

Amortización

Mantenimiento preventivo

Rentas.

Costos variables: están directamente involucrados en la elaboración y venta del producto final y varían de forma directa al volumen de producción.

Materia prima

Mano de obra

Mantenimiento correctivo

## Suministros de operación

### Costos de producción

Son un reflejo de las determinaciones realizadas en el estudio técnico y corresponden a todas las erogaciones que están estrechamente ligadas con la producción y se dividen en costos fijos y costos variables.

### Depreciación contable<sup>53</sup>

Con excepción de los terrenos, la mayoría de los activos fijos tienen una vida útil limitada ya sea por el desgaste resultante del uso, el deterioro físico causado por terremotos, incendios y otros siniestros, la pérdida de utilidad comparativa respecto de nuevos equipos y procesos o el agotamiento de su contenido. La disminución de su valor, causada por los factores antes mencionados, se carga a un gasto llamado depreciación.

La depreciación indica el monto del costo o gasto, que corresponde a cada periodo fiscal. Se distribuye el costo total del activo a lo largo de su vida útil al asignar una parte del costo del activo a cada periodo fiscal.

El cómputo de la depreciación de un período debe ser coherente con el criterio utilizado para el bien depreciado, es decir, si este se incorpora al costo y nunca es revaluado, la depreciación se calcula sobre el costo original de adquisición, mientras que si existieron revalúos, debe computarse sobre los valores revaluados. Este cálculo deberá realizarse cada vez que se incorpore un bien ó mejora con el fin de establecer el nuevo importe a depreciar.

Por otro lado, debe considerarse el valor residual final ó valor recuperable que será el que tendrá el bien cuando se discontinúe su empleo y se calcula deduciendo del precio de venta los gastos necesarios para su venta, incluyendo los costos de desinstalación y desmantelamiento, si estos fueran necesarios.

|| Importe original || + || Revalúos efectuados || - || Valor recuperable || = || Importe a depreciar ||

Para calcular la depreciación imputable a cada período, debe conocerse:

Costo del bien, incluyendo los costos necesarios para su adquisición.

Vida útil del activo que deberá ser estimada técnicamente en función de las características del bien, el uso que le dará, la política de mantenimiento del ente, la existencia de mercados tecnológicos que provoquen su obsolescencia, etc.

Valor residual final.

Método de depreciación a utilizar para distribuir su costo a través de los períodos contables.

---

<sup>53</sup> Guajardo C., Gerardo y Phebe Moltz, Contabilidad, McGraw-Hill, México, 2002 3ra Edición pág. 232

## Métodos de depreciación<sup>54</sup>

Se han desarrollado varios métodos para estimar el gasto por depreciación de los activos fijos tangibles. Los cuatro métodos de depreciación más utilizados son:

- El de la línea recta.
- El de unidades producidas.
- El de la suma de los dígitos de los años.
- El del doble saldo decreciente.

La depreciación de un año varía de acuerdo con el método seleccionado pero la depreciación total a lo largo de la vida útil del activo no puede ir más allá del valor de recuperación. Algunos métodos de depreciación dan como resultado un gasto mayor en los primeros años de vida del activo, lo cual repercute en las utilidades netas del periodo. Por tanto, el contador debe evaluar con cuidado todos los factores, antes de seleccionar un método para depreciar los activos fijos.

Los métodos de depreciación en línea recta y de unidades producidas distribuyen el gasto por depreciación de una manera equitativa. Con el método de línea recta el importe de la depreciación es el mismo para cada periodo fiscal. Con el método de unidades producidas el costo de depreciación es el mismo para cada unidad producida, de cuántas horas se emplean o de los kilómetros recorridos, durante el periodo fiscal.

## Estimado de los Costos de Inversión<sup>55</sup>

Durante la formulación del proyecto de inversión, en los niveles de perfil y prefactibilidad, es frecuente que no se pueda obtener con oportunidad el costo de inversión de los equipos principales y auxiliares así como de las construcciones e instalaciones previstas para el proyecto. En tales situaciones existen ciertos métodos para estimar la magnitud de las inversiones fijas, entre estos están:

- Regla del exponente decimal.
- Método de *Lang*
- Regla de las 6 décimas o método exponencial de capacidades
- Escalación de costos por fecha de ejecución, Índices de *Marshall*

Existen diferentes métodos para corregir los precios por motivos de inflación, uno de ellos es mediante los índices de *Marshall*. Se muestran los índices de *Marshall & Swift* para costos de equipos, pueden actualizarse en internet en [www.marshallswith.com](http://www.marshallswith.com).

---

<sup>54</sup> Ley del impuesto sobre la renta, Título VI de los regímenes fiscales preferentes y de las empresas multinacionales, capítulo II de las empresas multinacionales, Título II de las personas morales disposiciones generales, capítulo II de las deducciones, sección II de las inversiones Pág. 48-52, 216-220

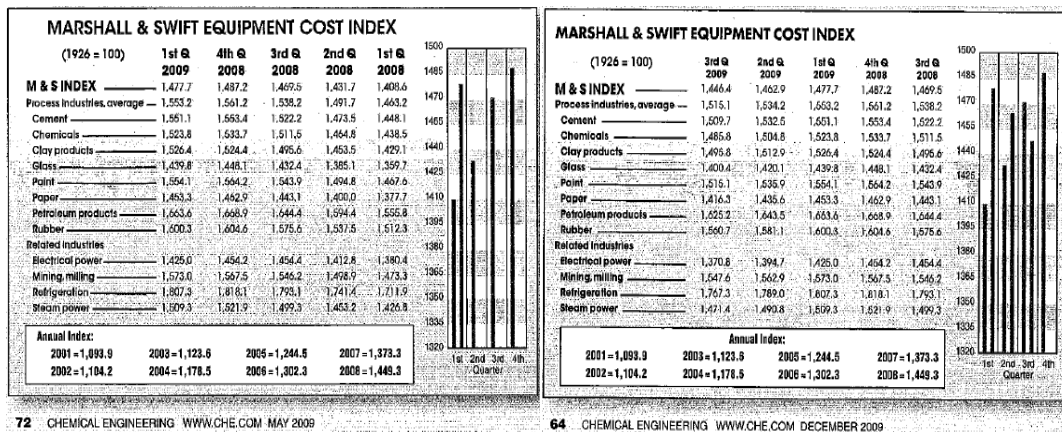
<sup>55</sup> Guía para proyectos de inversión, libros NAFIN, 2000, México D.F. Página NAFIN: <http://www.nafin.gob.mx/>

Para realizar la evaluación se aplica la siguiente ecuación:

$$Costo_{año 1} = Costo_{año 2} \left( \frac{I_{año 1}}{I_{año 2}} \right)^{56}$$

Ecuación 5.1 Índices de Marshall

### Índices de Marshall



### Flujo de efectivo<sup>57</sup>

Es el efectivo generado por la empresa y pagado a los acreedores y accionistas, es el flujo total de entradas de efectivo menos el flujo total de salidas de efectivo.

Generalmente el presupuesto de flujo de efectivo se considera anualmente y se va dividiendo en meses.

Los Ingresos y egresos de las empresas se clasifican en:

**Flujos Operativos:** proveniente de operaciones; utilidades antes de intereses y de depreciación menos impuestos. Mide el efectivo generado a partir de las operaciones, la venta, y fabricación de los productos sin contar los gastos de capital o los requerimientos de capital de trabajo.

**Flujos de Inversión:** principalmente asociados a la compra y venta de activos.

**Flujos de financiamiento:** Se derivan de las transacciones de financiamiento por deudo o emisión de acciones.

<sup>56</sup> Refining Processes 1998, 2004 y 2008 en: *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Company, EUA. Pág. 58-62.

<sup>57</sup> Ross, Stephen A., Westerfield Randolph W, Jordan Bradford D., *Fundamentals of Corporate Finance*, 7a edición, Mc Graw Hill, EUA, 2007, Pág. 27-30.



El presupuesto de flujo de efectivo ayuda a evaluar si los ingresos serán suficientes para cumplir con las obligaciones consecuentes del ciclo de producción, aquellas derivadas de préstamos y conocer si se tendrá el efectivo suficiente para las inversiones programadas en la planeación de largo plazo.

#### Fuentes de financiamiento

Las principales fuentes de financiamiento utilizadas por las empresas son:

**Emisión de acciones comunes:** constituyen la aportación de los socios que están representadas con títulos que les otorga derechos para contar en las decisiones de la empresa, así como percibir dividendos por las utilidades producidas por la actividad del capital invertido.

**Emisión de acciones preferente:** en este caso son títulos que representan la aportación de los socios, pero que no tienen derecho a participar en la toma de decisiones de la organización. Sin embargo poseen el derecho a pago de dividendos antes que las acciones comunes.

**Utilidades retenidas:** es la parte de las utilidades que genero la empresa, las cuales no se reparten a los socios, con la consecuencia de pagar a los socios, un premio por la utilización de estos recursos.

**Costo de la deuda:** en este caso es el monto de dinero pagado por los préstamos adquiridos de diversas fuentes, principalmente de los bancos o fondos de inversión. En este caso, se obtiene un ahorro fiscal derivado de los intereses pagados que se generan por el préstamo.

#### Gastos de administración

Erogaciones para pagos de sueldos de personal del área administrativa, contabilidad, asesoría legal, auditoría interna, compras, almacenes, adquisición de papelería, electricidad, teléfono, etc.

Gastos de venta: Pago de comisiones a los agentes de ventas de materiales, promoción, publicidad y gastos de distribución.

Gastos financieros: Pago de intereses sobre créditos a presupuestados para el proyecto.

Costo total: suma de los costos fijos + los costos variables.

Ingreso Total: determinado en función del volumen de producto vendido y el precio de dichos productos.

#### Gastos de preoperación

Se integra con todos los costos que surgen para la formalización de proyecto de inversión, desde el surgimiento de la idea hasta la ejecución, y operación, integrada por:

Estudios de pre inversión, por ejemplo estudio de mecánica de suelos, Dictámenes de viabilidad técnica, económica y ambiental, valoración de Riesgos.

Gastos financieros; intereses por pago de créditos, amortización de capital

Insumos, sueldos y salarios (Durante la ejecución del proyecto)  
Capacitación, costo de transportación  
Asuntos legales; escrituración, impuestos,

#### Inversión inicial (neta) <sup>58</sup>

La inversión se divide en tres aspectos: los activos fijos, gastos de preoperación y el capital de trabajo.

Activos fijos: <sup>59</sup> presupuesto formado por todos aquellos bienes tangibles que es necesario para adquirir inicialmente y durante la vida útil del proyecto, para cumplir con las funciones de producción comercialización y distribución de los productos a obtener constituidos por:

Terreno  
Obra civil y edificaciones  
Instalaciones  
Maquinaria y equipo

#### Elementos para la estimación del costo de capital fijo de un proceso químico<sup>60</sup>

Terreno  
Desarrollo del sitio  
Desmote y nivelación  
Carreteras de acceso e interiores  
Cercas, zonas de estacionamiento  
Muelles, embarcaderos, zonas de carga  
Instalaciones recreativas , paisaje  
Edificios para el proceso  
Estructuras, escaleras, grúas, nave de fabricación, oficinas, almacenes, taller de mantenimiento, laboratorio de control, laboratorio de investigación, vestidores.  
Servicio de edificios  
Calefacción, aire acondicionado, tuberías, instalación eléctrica, teléfonos, sistema contra incendios y seguridad física.  
Equipos de proceso  
Accesorios de procesamiento

---

<sup>58</sup> Ross, Stephen A., Westerfield Randolph W, Jordan Bradford D., *Fundamentals of Corporate Finance*, 7a edición, Mc Graw Hill, USA, 2007. Pág. 117

<sup>59</sup> Guía Nacional Financiera, Guía para la formulación y evaluación de proyectos de inversión, México. Pág. 23.

<sup>60</sup> Domínguez Moya Antonio M., Apuntes del curso "Diseño de equipos e instalaciones" Tema 2 Estimación de costos y rentabilidad de equipos, Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca, España. 2005, Pág. 77-81.

Tuberías y soportes, recubrimiento, válvulas y conexiones, instrumentación, tableros de instrumentos, sala de control.

Servicios

Planta de calderas, tratamiento de aguas, almacenamiento, planta de aire, salida de efluentes, alcantarillado, tratamiento de desechos.

Equipos de manipulación de materias primas y productos

Transporte y almacenamiento

Diversos

Catalizadores, fletes, impuestos y seguros

Costos de Ingeniería

Gastos de construcción

### Regla de las 6 décimas

Si el costo de inversión obtenido para el equipo es para una capacidad diferente a la capacidad para la que se está proyectando la planta, se puede determinar el costo de inversión del equipo a través de la regla de las seis décimas:

$$EB = EA [CB/CA]^{0.6}$$

#### Ecuación 5.8 Regla de las 6 décimas

En donde:

EB = inversión en equipo principal para la planta que se proyecta

EA = inversión del equipo según la cotización obtenida para una planta similar pero con capacidad A.

Cuando se cuenta con el detalle de la inversión fija de una planta semejante a la que se proyecta, pero con capacidad diferente, se usa la siguiente expresión:

$$IB = (f_1 + f_2 \text{ OA}) (CB/CA)^n + GA$$

En donde:

- IB = inversión fija de la planta que se proyecta
- EA = costo de inversión en obra civil de A.
- GA = costo de inversión (indirecto) correspondiente a: Ingeniería Básica y detalle, Administración del proyecto; contingencias y utilidades del contratista.
- CA = capacidad de la planta A
- CB = capacidad de la planta que se proyecta
- n = exponente que puede tomar valores 0.3-0.5, 0.6-0.7 y 0.8-0.95.
- F1 = factor de actualización del costo de inversión; se obtiene dividiendo el índice de costos del año en que se realiza el estudio entre el índice de costos, correspondiente al año en que se efectuó la inversión de la planta que se conoce.
- F2 = factor de actualización de costo de la obra civil.

La elección de la capacidad de producción de una nueva planta petroquímica o de la modificación de capacidad de una planta existente, es un claro ejemplo del concepto de economía de escala.

## Presupuesto<sup>61</sup>

Son los planes formales, escritos en términos monetarios

Presupuesto devengado: el reconocimiento de las obligaciones de pago por parte de los ejecutores de gasto a favor de terceros, por los compromisos o requisitos cumplidos por éstos conforme a las disposiciones aplicables, así como de las obligaciones de pago que se derivan por mandato de tratados, leyes o decretos, así como resoluciones y sentencias definitivas, y las erogaciones a que se refiere el artículo 49 de esta Ley;<sup>62</sup>

Presupuesto de inversión: Está formado por el conjunto de erogaciones que es necesario formalizar para integrar la infraestructura física, también conocida como activos totales del proyecto; maquinaria, terreno, edificios, instalaciones, y la infraestructura, costos asociados a los impuestos por la adquisición de activos, etc. que le permitirán al proyecto transformar sus insumos en un producto final.

## Programa de planeación del proyecto

Se refiere al periodo pronosticado para el desarrollo del proyecto y en el cual la inversión tendrá una vida útil, incluyendo en cuantos años se habrán de obtener utilidades, el tiempo estimado que el mercado demandará el producto, se establece con base en criterios y experiencias pasadas.

## Tasa de descuento

Existen diversas metodologías para establecer la tasa de descuento, ésta se determina con multicriterios y debe de cubrir por lo menos, el costo de financiamiento de inversión requerido para la realización del proyecto, en este caso se realizarán dos escenarios; a una tasa de descuento del 12% por ser el mínimo requerido por la SHCP, para la elaboración de análisis costo-beneficio<sup>63</sup>, y otro considerando la tasa de interés pasiva como los CETES a 28 días 5.43 (promedio del año 2009)<sup>64</sup> y agregando unos puntos adicionales por el riesgo adquirido y el costo de oportunidad además de la ganancia mínima en porcentaje que se desea obtener por la realización del proyecto en caso de desarrollarse por la iniciativa privada.

La tasa de descuento deberá cubrir también el costo de oportunidad que es la alternativa más valiosa que se abandona. La tasa de rendimiento que se utiliza se debe calcular el valor presente neto es una tasa de interés de oportunidad.

---

<sup>61</sup> Association for Advancement of Cost Engineering, *Cost Engineering Terminology*, AACEI, EUA, 2003, <http://www.aacei.org/> Pág. 25-26. <http://www.aacei.org/technical/rps/10s-90.pdf>

<sup>62</sup> Ley Federal De Presupuesto Y Responsabilidad Hacendaria, Última Reforma DOF 31-12-2008

<sup>63</sup> Lineamientos para la elaboración y presentación de los análisis costo y beneficio de los programas y proyectos de inversión, publicados en el DOF el 18 de marzo de 2008.

<sup>64</sup> Informe Anual 2009 del Banco de México, abril 2010, pag 87  
<http://www.banxico.org.mx/publicaciones-y-discursos/publicaciones/informes-periodicos/anual/index.html>

El proyecto es aceptable, siempre y cuando en la tasa de descuento utilizada se incluya un porcentaje de compensación del riesgo inherente al proyecto.

## Anexo IV Métodos de evaluación

### Periodo de recuperación de la inversión

Es un instrumento que permite medir el plazo de tiempo para que los Flujos de efectivo recuperen la Inversión inicial.

El retorno de la inversión es un método ampliamente usado para determinar el tiempo que tardará en recuperar la inversión inicial es decir el número de años requeridos para que el capital invertido sea cubierto por los beneficios resultantes.

Desventajas: no considera el valor del dinero a través del tiempo en la evaluación, y no incluye las ganancias después de que la inversión original se ha recuperado. Si el periodo de recuperación es prolongado, será necesario considerar el valor del dinero en el tiempo.

Ventajas: puede mostrar de manera preliminar una medida de la cronología del proyecto, así como el tiempo de recuperación, con un cálculo rápido y sencillo. Se calcula en el flujo anual antes de impuestos.

$$RI = IIN - \sum_{i=1}^n FE_i$$

*FE*: Flujos Netos de Efectivo anual

*i*: Corresponde al año que se genera el flujo de efectivo

*RI*: valor de recupero de inversión positivo en el año *i*

*IIN*: Inversión inicial neta

Se suman los flujos de efectivo anuales hasta que el valor de RI es mayor a cero y el número de años sumados equivale al tiempo de recuperación de la inversión.

### Punto de equilibrio

El objetivo de esta metodología es encontrar el punto en pesos y en unidades de venta, en el que los ingresos son iguales a los costos totales. La utilidad que tiene este análisis se menciona a continuación:

Conocer el volumen de ventas o ingresos para cubrir con los costos totales.

Fijar el precio mínimo del producto a fin de recuperar los costos de producción a un volumen determinado.

Establecer la relación costo, volumen y utilidad, y la variación de estos factores en el punto de equilibrio.

Para determinar el punto de equilibrio es posible realizar una grafica de dinero contra unidades vendidas, siguiendo las siguientes indicaciones:

1. Definir costos fijos, variables y totales en función del volumen de producción y graficarlos, todos en la misma grafica.
2. La línea de costos fijos generalmente es horizontal.
3. Los costos totales y variables tienen la misma pendiente (son paralelas), pero los costos totales tienen un valor mayor en la ordenada al origen

4. Graficar los ingresos totales, generalmente tienen una pendiente positiva mayor a la de los costos variables.
5. El punto de equilibrio es la intersección de la línea de ingresos totales y la línea de costos totales.

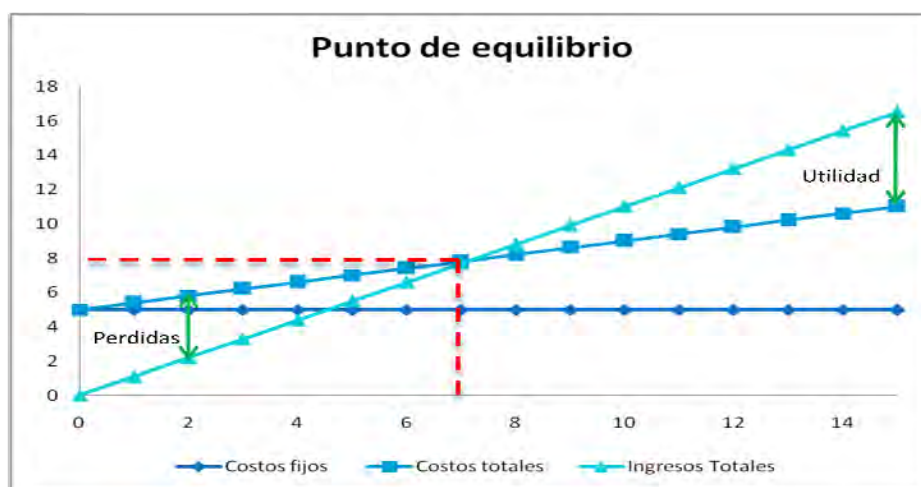


Figura A.59 Representación gráfica del punto de equilibrio

En este punto es posible leer en el eje de las abscisas los ingresos necesarios para alcanzar el equilibrio y el eje horizontal, la cantidad de producto necesario.

#### Ecuación 5.2 Punto de Equilibrio

- $PE_u$ : Punto de equilibrio en unidades
- $PE_\$$ : Punto de equilibrio en dinero
- $CF$ : Costos fijos
- $P$ : Precio por unidad
- $CV$ : Costos variables por unidad

#### Valor Presente Neto (VPN)

El VPN mide la aportación económica de un proyecto a sus inversionistas y refleja el aumento o disminución de la riqueza que genera el proyecto de inversión. El método del VPN incorpora el valor del dinero en el tiempo con la determinación de los flujos de efectivo netos del proyecto con la finalidad de hacer comparaciones correctas entre flujos de efectivo a lo largo del tiempo.

Para concluir si un proyecto es rentable o no, es necesario comparar los flujos de efectivo generados durante la totalidad del proyecto con "el" valor a cierto año, para "traer" el valor al año de evaluación, además de descontarles una determinada tasa de interés.

En esencia, los Flujos de efectivo se descuentan a la tasa de descuento ( $i$ ) previamente fijada para el proyecto y se suman, al resultado le es restada la inversión inicial de modo que la fórmula para calcular el Valor Presente Neto es:

$$VPN = \sum_{i=1}^n \frac{FE_i}{(1+i)^i} - \left[ IIN - \frac{VR}{(1+i)^i} \right]$$

Ecuación A.3 Valor Presente Neto<sup>65</sup>

$FE$ : Flujos Netos de Efectivo anual

$i$ : Tasa de interés a la que se descuentan los flujos de efectivo

$i$ : Corresponde al año que se genera el flujo de efectivo

$n$ : número de años que durara el proyecto

$IIN$ : Inversión inicial neta

$VR$ : Valor de Recuperación del proyecto al termino de la vida útil.

Criterio de aceptación o de rechazo

$VPN > 0$  El proyecto es aceptable

$VPN < 0$  El proyecto es rechazado

Desventajas:

La tasa de descuento puede ser fijada de manera muy optimista o pesimista, y variara el resultado del VPN

Ventajas:

Considera el valor del dinero en el tiempo

Se pueden incluir en la tasa de descuento aspectos como el riesgo local y la inflación.

En la figura A.60 se muestra una representación gráfica del método de VPN.

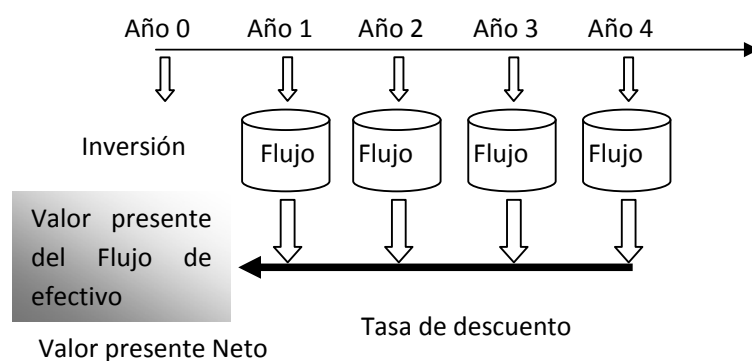


Figura A.60 Interpretación gráfica del VPN

<sup>65</sup> Ross, Stephen A., Westerfield Randolph W, Jordan Bradford D., *Fundamentals of Corporate Finance*, 7a edición, Mc Graw Hill, EUA, 2007, Pág. 60-87.





$$TIR \Rightarrow VPN = \sum_{i=1}^n \frac{FE_i}{(1+TIR)^i} - \left[ IIN - \frac{VR}{(1+TIR)^i} \right] = 0$$

Ecuación A.5 Tasa interna de retorno.

*TIR*: Tasa interna de retorno

*VPN*: Valor presente neto

*FE*: Flujos Netos de Efectivo anual

*i*: Corresponde al año que se genera el flujo de efectivo

*n*: número de años que durara el proyecto

*IIN*: Inversión inicial neta

*VR*: Valor de Recuperación del proyecto al termino de la vida útil.

Anexo V Resultados de la memoria de cálculo para los tres procesos empleando la misma

### Rendimiento de Productos

Para una alimentación de residuo de vacío, proveniente de crudo *Middle East*, con 7.4º API, 4.2% porcentaje en peso (*wt*) de azufre y 20%wt de carbón *Conradson*, se identificaron las distribuciones de productos que se muestran en la tabla A.28, para las tecnologías antes mencionadas.<sup>67</sup>

Proceso	Licenciador	Gas	Nafta	Gasóleo	Coque
Coquización retardada	ABB Lummus Global	7.9	12.6	50.8	28.7
Flexicoking	Exxon-Mobil Research & Engineering Co.	12.9	14.4	37.5	@
Fluidcoking	Exxon-Mobil Research & Engineering Co.	12.9	14.4	37.5	35.2

@ Se produce 1% en peso de coque, y 1,320 MBTU/bbl

Tabla A.28 Porcentaje en peso obtenido por proceso

Las corrientes de Nafta y gasóleos son cuantificadas en Barriles por día, el gas en MBTU y el coque en toneladas, por lo que al realizar el correspondiente cambio de unidades, por cada barril de residuo que es procesado por la tecnología respectiva, se obtienen los rendimientos mostrados en la tabla A.29.

<sup>67</sup> *Refining Processes* 1998, 2004 y 2008 en: *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Company, EUA, Pág. 58-62.

Proceso	Gas	Nafta	Gasóleo	Coque
	MMBTU	Bbl	bbl	Ton
Coquización retardada	0.5325	0.1634	0.6586	0.0408
Flexicoking	2.1895	0.1867	0.4862	0.0014
Fluidcoking	0.8695	0.1867	0.4862	0.0501

Tabla A.29 Rendimientos con Conversión de unidades por barril de residuo procesado

Los ingresos por barril procesado se muestran en la tabla A.30

Tabla A.30 Costo de productos por barril en el año 2009

Proceso	Gas	Nafta	Gasóleo	Coque	SUMA
Coquización retardada	3.2792	6.3900	39.4637	0.1934	49.3261
Flexicoking	13.4835	7.3028	29.1317	0.0067	49.9247
Fluidcoking	5.3546	7.3028	29.1317	0.2372	42.0262

### Costo de inversión inicial

Para estimar el costo de inversión para las plantas, se emplearon los valores declarados por cada licenciador como el costo por unidad de barril, los cuales se muestran en la tabla A.31<sup>68</sup> y se emplearon los índices de Marshall, para actualizar los precios a diciembre de 2009.<sup>69</sup>

Proceso	USD\$/B	USD/B 2009	Inversión planta
Coquización retardada	8,000	8,363	418,160,491
Flexicoking	3,850	5,191	259,573,469
Fluidcoking	2,900	3,910	195,522,873

<sup>68</sup> *Refining Processes* 1998, 2004 y 2008 en: *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Company, EUA, Pág. 58-62.

<sup>69</sup> *Chemical Engineering Magazine*, Diciembre, EUA, 2009. Pág. 23.

Tabla A.31 Inversión inicial de diferentes tecnologías

Se muestra la memoria de cálculo para Coquización retardada

$$Costo_{año 1} = Costo_{año 2} \left( \frac{I_{año 1}}{I_{año 2}} \right)$$

$$Costo_{año 2009} = 8,000 \left( \frac{1515.1}{1449.3} \right) = 8,363$$

$$Inversion\ planta = Costo_{2009} * Capacidad$$

$$Inversion\ planta = 8,363\ USD/B * 50,000B = 418,160,491$$

Capacidad	50,000	BPDS
Índice de Marshall 2003	1123.6	
Índice de Marshall 2008	1449.3	
Índice de Marshall 2009	1515.1	

### Costo de Inversión (USD)

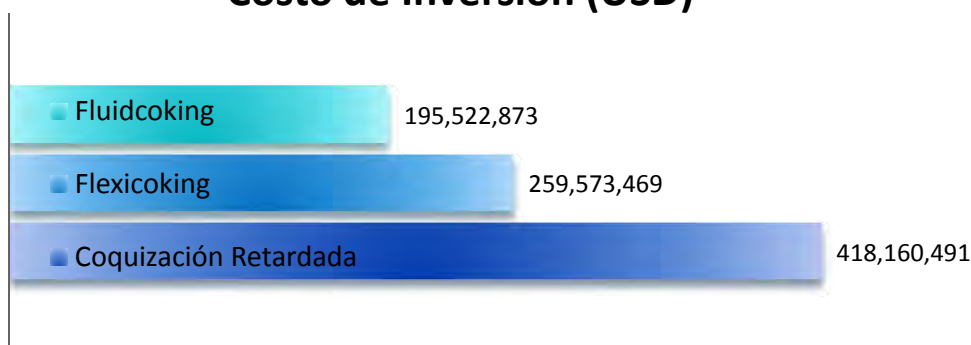


Figura A. 62 Inversión inicial de diferentes tecnologías

### Costo de servicios auxiliares

El consumo de servicios auxiliares por barril procesado es mostrado en la tabla A.32

Tabla A.32 Consumo de servicios auxiliares por barril

Servicios Auxiliares	Unidad	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
Combustible	MMBTU	0.123	0	0
Electricidad	kW	3.6	30	30
Vapor Media Presión	TON	0.0005	0.0689	0.0115
Agua de enfriamiento	MM3	0.0002	0.0026	0.0002
Agua para caldera	MM3	0.0000	0.0001	0.0001

El costo del consumo de servicios auxiliares por barril, expresado en dólares, es mostrado en la tabla A.33

Servicio	Coquización retardada	Flexicoking	Fluidcoking
Combustible	0.7577	0.0000	0.0000
Electricidad	0.5760	4.8000	4.8000
Vapor Media Presión	0.0193	2.8958	0.4826
Agua de enfriamiento	0.1478	1.7833	0.1146
Agua para caldera	0.0000	3.9971	3.9971
Total	1.5007	13.4762	9.3944

Tabla A.33 Costo de servicios auxiliares por barril (USD)

### Punto de equilibrio

Para la evaluación del punto de equilibrio se mostrara el cálculo con la planta de coquización retardada en el año 1 de operación. En la tabla A.34 se muestran los Costos variables.

Concepto	Monto
Materias Primas	348,639,235
Catalizadores y Sustancias Químicas	547,770
Servicios Auxiliares	27,388,521
Costos Variables Totales de Producción (CV)	376,575,526

Tabla A.34 Costos variables

En la tabla A.35 se muestran los Costos fijos

Concepto	Monto
Administración	92,659
Costos de Operación Generales de Planta	923,194
Fijos directos	600,076
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad	385,265
Gastos Fijos	0
Total (CF)	985,342
	1,908,536

Tabla A.35 Costos fijos

Concepto	Operación	Monto
Costos variables por barril (CV)	Costos variables / (365*50,000)	21
Precio de productos por barril (P)	Ingresos / (365*50,000)	47
(P-CV)		26

Tabla A.36 Costo fijo anual

Punto de equilibrio en barriles =  $(CF) / (P - CV) = 270,495$  Barriles

Tabla A.37 Flujos de efectivo anuales para las tecnologías evaluadas. Flujo de efectivo anual para Planta de Coquización retardada

ABB Lummus Global	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
Costo de construcción	-139,386,830	-139,386,830	-139,386,830								
Ingresos				850,487,149	920,230,563	1,096,966,671	1,600,852,848	900,203,067	1,337,991,349	1,237,907,713	1,237,508,154
Costo en efectivo de producción				378,484,062	595,730,412	580,583,451	956,038,953	546,786,391	654,472,186	604,263,085	587,803,368
<b>Utilidad bruta de operación</b>				<b>472,003,087</b>	<b>324,500,151</b>	<b>516,383,220</b>	<b>644,813,896</b>	<b>353,416,676</b>	<b>683,519,163</b>	<b>633,644,628</b>	<b>649,704,785</b>
Depreciación y amortización				20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025
<b>Utilidad de operación</b>				<b>451,095,062</b>	<b>303,592,126</b>	<b>495,475,195</b>	<b>623,905,871</b>	<b>332,508,652</b>	<b>662,611,138</b>	<b>612,736,603</b>	<b>628,796,761</b>
Gastos financieros											
<b>Utilidad antes de impuestos</b>				<b>451,095,062</b>	<b>303,592,126</b>	<b>495,475,195</b>	<b>623,905,871</b>	<b>332,508,652</b>	<b>662,611,138</b>	<b>612,736,603</b>	<b>628,796,761</b>
I. S. R.				135,328,519	91,077,638	148,642,559	187,171,761	99,752,595	198,783,341	183,820,981	188,639,028
<b>Utilidad Neta de Operación</b>				<b>315,766,544</b>	<b>212,514,489</b>	<b>346,832,637</b>	<b>436,734,110</b>	<b>232,756,056</b>	<b>463,827,797</b>	<b>428,915,622</b>	<b>440,157,732</b>
P. T. U.				45,109,506	30,359,213	49,547,520	62,390,587	33,250,865	66,261,114	61,273,660	62,879,676
<b>Utilidad Neta</b>				<b>291,565,062</b>	<b>203,063,300</b>	<b>318,193,142</b>	<b>395,251,547</b>	<b>220,413,215</b>	<b>418,474,708</b>	<b>388,549,987</b>	<b>398,186,081</b>
<b>Utilidad Neta Acumulada</b>	<b>-139,386,830</b>	<b>-139,386,830</b>	<b>-139,386,830</b>	<b>291,565,062</b>	<b>494,628,362</b>	<b>812,821,504</b>	<b>1,208,073,051</b>	<b>1,428,486,267</b>	<b>1,846,960,974</b>	<b>2,235,510,961</b>	<b>2,633,697,042</b>
ABB Lummus Global	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21	Año 22
Costo de construcción											
Ingresos	1,208,170,863	1,210,884,285	1,232,994,167	1,272,691,421	1,312,609,046	1,342,083,051	1,386,022,879	1,411,066,732	1,431,634,774	1,462,973,560	1,493,521,280
Costo en efectivo de producción	571,011,266	571,094,354	579,617,213	596,580,052	613,547,470	622,084,081	647,496,976	656,043,938	631,094,247	605,650,490	578,860,800
<b>Utilidad bruta de operación</b>	<b>637,159,597</b>	<b>639,789,931</b>	<b>653,376,954</b>	<b>676,111,369</b>	<b>699,061,576</b>	<b>719,998,970</b>	<b>738,525,903</b>	<b>755,022,794</b>	<b>800,540,528</b>	<b>857,323,070</b>	<b>914,660,480</b>
Depreciación y amortización	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025
<b>Utilidad de operación</b>	<b>616,251,572</b>	<b>618,881,906</b>	<b>632,468,930</b>	<b>655,203,345</b>	<b>678,153,551</b>	<b>699,090,945</b>	<b>717,617,879</b>	<b>734,114,769</b>	<b>779,632,503</b>	<b>836,415,046</b>	<b>893,752,456</b>
Gastos financieros											0
<b>Utilidad antes de impuestos</b>	<b>616,251,572</b>	<b>618,881,906</b>	<b>632,468,930</b>	<b>655,203,345</b>	<b>678,153,551</b>	<b>699,090,945</b>	<b>717,617,879</b>	<b>734,114,769</b>	<b>779,632,503</b>	<b>836,415,046</b>	<b>893,752,456</b>
I. S. R.	184,875,472	185,664,572	189,740,679	196,561,003	203,446,065	209,727,284	215,285,364	220,234,431	233,889,751	250,924,514	268,125,737
<b>Utilidad Neta de Operación</b>	<b>431,376,101</b>	<b>433,217,334</b>	<b>442,728,251</b>	<b>458,642,341</b>	<b>474,707,486</b>	<b>489,363,662</b>	<b>502,332,515</b>	<b>513,880,339</b>	<b>545,742,752</b>	<b>585,490,532</b>	<b>625,626,719</b>
P. T. U.	61,625,157	61,888,191	63,246,893	65,520,334	67,815,355	69,909,095	71,761,788	73,411,477	77,963,250	83,641,505	89,375,246
<b>Utilidad Neta</b>	<b>390,658,968</b>	<b>392,237,168</b>	<b>400,389,382</b>	<b>414,030,031</b>	<b>427,800,155</b>	<b>440,362,592</b>	<b>451,478,752</b>	<b>461,376,886</b>	<b>488,687,526</b>	<b>522,757,052</b>	<b>536,251,473</b>
<b>Utilidad Neta Acumulada</b>	<b>3,024,356,010</b>	<b>3,416,593,178</b>	<b>3,816,982,560</b>	<b>4,231,012,592</b>	<b>4,658,812,747</b>	<b>5,099,175,339</b>	<b>5,550,654,091</b>	<b>6,012,030,977</b>	<b>6,500,718,503</b>	<b>7,023,475,555</b>	<b>7,559,727,029</b>

Flujos de efectivo para Planta Flexicoking

Exxon-Mobil Research & Engineering Co.	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
Costo de construccion	-86,524,490	-86,524,490	-86,524,490								
Ingresos				923,428,967	926,197,888	1,066,701,901	1,558,420,548	911,089,994	1,262,979,554	1,191,972,070	1,194,688,216
Costo en efectivo de producción				556,485,100	773,731,451	814,775,766	1,231,984,864	777,297,929	896,988,852	842,932,571	826,394,603
<b>Utilidad bruta de operación</b>				<b>366,943,867</b>	<b>152,466,438</b>	<b>251,926,134</b>	<b>326,435,684</b>	<b>133,792,065</b>	<b>365,990,702</b>	<b>349,039,499</b>	<b>368,293,612</b>
Depreciación y amortización				12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673
<b>Utilidad de operación</b>				<b>353,965,193</b>	<b>139,487,764</b>	<b>238,947,461</b>	<b>313,457,011</b>	<b>120,813,392</b>	<b>353,012,029</b>	<b>336,060,826</b>	<b>355,314,939</b>
Gastos financieros											
<b>Utilidad antes de impuestos</b>				<b>353,965,193</b>	<b>139,487,764</b>	<b>238,947,461</b>	<b>313,457,011</b>	<b>120,813,392</b>	<b>353,012,029</b>	<b>336,060,826</b>	<b>355,314,939</b>
I. S. R.				106,189,558	41,846,329	71,684,238	94,037,103	36,244,017	105,903,609	100,818,248	106,594,482
<b>Utilidad Neta de Operación</b>				<b>247,775,635</b>	<b>97,641,435</b>	<b>167,263,223</b>	<b>219,419,908</b>	<b>84,569,374</b>	<b>247,108,420</b>	<b>235,242,578</b>	<b>248,720,457</b>
P. T. U.				35,396,519	13,948,776	23,894,746	31,345,701	12,081,339	35,301,203	33,606,083	35,531,494
<b>Utilidad Neta</b>				<b>225,357,789</b>	<b>96,671,332</b>	<b>156,347,150</b>	<b>201,052,880</b>	<b>85,466,708</b>	<b>224,785,891</b>	<b>214,615,169</b>	<b>226,167,637</b>
<b>Utilidad Neta Acumulada</b>	<b>-86,524,490</b>	<b>-86,524,490</b>	<b>-86,524,490</b>	<b>225,357,789</b>	<b>322,029,121</b>	<b>478,376,271</b>	<b>679,429,151</b>	<b>764,895,860</b>	<b>989,681,751</b>	<b>1,204,296,920</b>	<b>1,430,464,556</b>
Exxon-Mobil Research & Engineering Co.	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21	Año 22
Costo de construccion											
Ingresos	1,174,664,830	1,180,551,621	1,206,079,181	1,245,997,531	1,293,251,147	1,333,191,048	1,390,361,743	1,422,855,143	1,415,084,633	1,442,082,875	1,493,521,280
Costo en efectivo de producción	807,783,063	807,924,052	817,444,998	836,346,253	855,255,281	864,799,562	893,098,226	902,660,072	875,006,675	848,531,267	578,860,800
<b>Utilidad bruta de operación</b>	<b>366,881,767</b>	<b>372,627,569</b>	<b>388,634,183</b>	<b>409,651,277</b>	<b>437,995,866</b>	<b>468,391,486</b>	<b>497,263,516</b>	<b>520,195,071</b>	<b>540,077,958</b>	<b>593,551,608</b>	<b>914,660,480</b>
Depreciación y amortización	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673
<b>Utilidad de operación</b>	<b>353,903,094</b>	<b>359,648,895</b>	<b>375,655,509</b>	<b>396,672,604</b>	<b>425,017,193</b>	<b>455,412,813</b>	<b>484,284,843</b>	<b>507,216,397</b>	<b>527,099,285</b>	<b>580,572,934</b>	<b>901,681,807</b>
Gastos financieros											0
<b>Utilidad antes de impuestos</b>	<b>353,903,094</b>	<b>359,648,895</b>	<b>375,655,509</b>	<b>396,672,604</b>	<b>425,017,193</b>	<b>455,412,813</b>	<b>484,284,843</b>	<b>507,216,397</b>	<b>527,099,285</b>	<b>580,572,934</b>	<b>901,681,807</b>
I. S. R.	106,170,928	107,894,669	112,696,653	119,001,781	127,505,158	136,623,844	145,285,453	152,164,919	158,129,785	174,171,880	270,504,542
<b>Utilidad Neta de Operación</b>	<b>247,732,166</b>	<b>251,754,227</b>	<b>262,958,857</b>	<b>277,670,823</b>	<b>297,512,035</b>	<b>318,788,969</b>	<b>338,999,390</b>	<b>355,051,478</b>	<b>368,969,499</b>	<b>406,401,054</b>	<b>631,177,265</b>
P. T. U.	35,390,309	35,964,890	37,565,551	39,667,260	42,501,719	45,541,281	48,428,484	50,721,640	52,709,928	58,057,293	90,168,181
<b>Utilidad Neta</b>	<b>225,320,530</b>	<b>228,768,011</b>	<b>238,371,979</b>	<b>250,982,236</b>	<b>267,988,989</b>	<b>286,226,361</b>	<b>303,549,579</b>	<b>317,308,512</b>	<b>329,238,244</b>	<b>361,322,434</b>	<b>541,009,084</b>
<b>Utilidad Neta Acumulada</b>	<b>1,655,785,086</b>	<b>1,884,553,097</b>	<b>2,122,925,076</b>	<b>2,373,907,312</b>	<b>2,641,896,301</b>	<b>2,928,122,662</b>	<b>3,231,672,241</b>	<b>3,548,980,753</b>	<b>3,878,218,997</b>	<b>4,239,541,432</b>	<b>4,780,550,516</b>



Flujos de efectivo anuales para Planta Fluidcoking

Exxon-Mobil Research & Engineering Co.	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
Costo de construcción	-65,174,291	-65,174,291	-65,174,291								
Ingresos				748,930,294	781,683,768	925,043,678	1,358,219,224	766,978,828	1,120,250,968	1,040,843,407	1,040,652,972
Costo en efectivo de producción				570,345,390	787,591,740	828,636,056	1,245,845,153	791,158,218	910,849,142	856,931,463	840,533,485
<b>Utilidad bruta de operación</b>				<b>178,584,904</b>	<b>-5,907,972</b>	<b>96,407,622</b>	<b>112,374,070</b>	<b>-24,179,391</b>	<b>209,401,826</b>	<b>183,911,944</b>	<b>200,119,487</b>
Depreciación y amortización				9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144
<b>Utilidad de operación</b>				<b>168,808,761</b>	<b>-5,907,972</b>	<b>86,631,478</b>	<b>102,597,927</b>	<b>-24,179,391</b>	<b>199,625,682</b>	<b>174,135,801</b>	<b>190,343,344</b>
Gastos financieros											
<b>Utilidad antes de impuestos</b>				<b>168,808,761</b>	<b>-5,907,972</b>	<b>86,631,478</b>	<b>102,597,927</b>	<b>-24,179,391</b>	<b>199,625,682</b>	<b>174,135,801</b>	<b>190,343,344</b>
I. S. R.				50,642,628		25,989,444	30,779,378		59,887,705	52,240,740	57,103,003
<b>Utilidad Neta de Operación</b>				<b>118,166,133</b>	<b>-5,907,972</b>	<b>60,642,035</b>	<b>71,818,549</b>	<b>-24,179,391</b>	<b>139,737,978</b>	<b>121,895,060</b>	<b>133,240,341</b>
P. T. U.				16,880,876	0	8,663,148	10,259,793	0	19,962,568	17,413,580	19,034,334
<b>Utilidad Neta</b>				<b>111,061,400</b>	<b>-5,907,972</b>	<b>61,755,031</b>	<b>71,334,900</b>	<b>-24,179,391</b>	<b>129,551,553</b>	<b>114,257,624</b>	<b>123,982,150</b>
<b>Utilidad Neta Acumulada</b>	<b>-65,174,291</b>	<b>-65,174,291</b>	<b>-65,174,291</b>	<b>111,061,400</b>	<b>105,153,428</b>	<b>166,908,459</b>	<b>238,243,358</b>	<b>214,063,968</b>	<b>343,615,521</b>	<b>457,873,145</b>	<b>581,855,295</b>
Exxon-Mobil Research & Engineering Co.	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21	Año 22
Costo de construcción											
Ingresos	1,017,728,067	1,020,718,300	1,040,705,699	1,075,088,657	1,111,514,622	1,140,631,455	1,181,686,641	1,206,014,342	1,216,690,014	1,243,091,384	1,493,521,280
Costo en efectivo de producción	821,921,945	822,062,933	831,583,879	850,485,135	869,394,163	878,938,443	907,237,108	916,798,954	889,145,556	862,811,538	799,105,562
<b>Utilidad bruta de operación</b>	<b>195,806,123</b>	<b>198,655,367</b>	<b>209,121,820</b>	<b>224,603,522</b>	<b>242,120,460</b>	<b>261,693,012</b>	<b>274,449,533</b>	<b>289,215,388</b>	<b>327,544,458</b>	<b>380,279,847</b>	<b>694,415,718</b>
Depreciación y amortización	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144
<b>Utilidad de operación</b>	<b>186,029,979</b>	<b>188,879,223</b>	<b>199,345,676</b>	<b>214,827,378</b>	<b>232,344,316</b>	<b>251,916,869</b>	<b>264,673,390</b>	<b>279,439,244</b>	<b>317,768,314</b>	<b>370,503,703</b>	<b>684,639,575</b>
Gastos financieros											0
<b>Utilidad antes de impuestos</b>	<b>186,029,979</b>	<b>188,879,223</b>	<b>199,345,676</b>	<b>214,827,378</b>	<b>232,344,316</b>	<b>251,916,869</b>	<b>264,673,390</b>	<b>279,439,244</b>	<b>317,768,314</b>	<b>370,503,703</b>	<b>684,639,575</b>
I. S. R.	55,808,994	56,663,767	59,803,703	64,448,214	69,703,295	75,575,061	79,402,017	83,831,773	95,330,494	111,151,111	205,391,872
<b>Utilidad Neta de Operación</b>	<b>130,220,985</b>	<b>132,215,456</b>	<b>139,541,973</b>	<b>150,379,165</b>	<b>162,641,021</b>	<b>176,341,808</b>	<b>185,271,373</b>	<b>195,607,471</b>	<b>222,437,820</b>	<b>259,352,592</b>	<b>479,247,702</b>
P. T. U.	18,602,998	18,887,922	19,934,568	21,482,738	23,234,432	25,191,687	26,467,339	27,943,924	31,776,831	37,050,370	68,463,957
<b>Utilidad Neta</b>	<b>121,394,131</b>	<b>123,103,677</b>	<b>129,383,549</b>	<b>138,672,571</b>	<b>149,182,733</b>	<b>160,926,265</b>	<b>168,580,178</b>	<b>177,439,690</b>	<b>200,437,132</b>	<b>232,078,366</b>	<b>420,559,888</b>
<b>Utilidad Neta Acumulada</b>	<b>703,249,426</b>	<b>826,353,103</b>	<b>955,736,652</b>	<b>1,094,409,223</b>	<b>1,243,591,956</b>	<b>1,404,518,221</b>	<b>1,573,098,399</b>	<b>1,750,538,089</b>	<b>1,950,975,221</b>	<b>2,183,053,587</b>	<b>2,603,613,475</b>

Tabla A.38 Costos de Producción de Tecnologías evaluadas.--Coquización Retardada

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
Materias Primas	348,639,235	565,790,159	606,734,276	1,023,838,165	569,040,762	688,615,694	632,378,247	613,632,432	594,886,617	594,886,617	604,259,524
Catalizadores y Sustancias Químicas	547,770	547,770	547,770	547,770	547,770	547,770	553,248	558,781	558,781	558,781	558,781
Servicios Auxiliares	27,388,521	27,388,521	27,388,521	27,388,521	27,388,521	27,388,521	27,662,406	27,939,030	27,939,030	27,939,030	27,939,030
<b>Costos Variables Totales de Producción</b>	<b>376,575,526</b>	<b>593,726,450</b>	<b>634,670,567</b>	<b>1,051,774,457</b>	<b>596,977,053</b>	<b>716,551,985</b>	<b>660,593,901</b>	<b>642,130,242</b>	<b>623,384,427</b>	<b>623,384,427</b>	<b>632,757,335</b>
Administración	92,659	97,292	102,156	107,264	112,627	118,259	124,172	130,380	136,899	143,744	150,931
Operación (Mano de obra directa)	469,236	492,698	517,333	543,200	570,360	598,878	628,822	660,263	693,276	727,940	764,337
Supervisión Técnica	294,250	308,963	324,411	340,631	357,663	375,546	394,323	414,039	434,741	456,478	479,302
Mantenimiento (Material y mano de obra)	67,049	70,402	73,922	77,618	81,499	85,574	89,852	94,345	99,062	104,015	109,216
<b>Costos de Operación</b>	<b>923,194</b>	<b>969,354</b>	<b>1,017,822</b>	<b>1,068,713</b>	<b>1,122,148</b>	<b>1,178,256</b>	<b>1,237,169</b>	<b>1,299,027</b>	<b>1,363,978</b>	<b>1,432,177</b>	<b>1,503,786</b>
Generales de Planta	600,076	630,080	661,584	694,663	729,397	765,866	804,160	844,368	886,586	930,915	977,461
Fijos directos	385,265	404,529	424,755	445,993	468,292	491,707	516,292	542,107	569,212	597,673	627,557
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Gastos Fijos</b>	<b>985,342</b>	<b>1,034,609</b>	<b>1,086,339</b>	<b>1,140,656</b>	<b>1,197,689</b>	<b>1,257,573</b>	<b>1,320,452</b>	<b>1,386,475</b>	<b>1,455,798</b>	<b>1,528,588</b>	<b>1,605,018</b>
<b>Costo Total en Efectivo de Producción</b>	<b>378,484,062</b>	<b>595,730,412</b>	<b>636,774,728</b>	<b>1,053,983,826</b>	<b>599,296,891</b>	<b>718,987,814</b>	<b>663,151,522</b>	<b>644,815,744</b>	<b>626,204,204</b>	<b>626,345,193</b>	<b>635,866,139</b>
Depreciación	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025
<b>Cargos de Capital</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>399,392,087</b>	<b>616,638,437</b>	<b>657,682,753</b>	<b>1,074,891,850</b>	<b>620,204,915</b>	<b>739,895,839</b>	<b>684,059,547</b>	<b>665,723,769</b>	<b>647,112,228</b>	<b>647,253,217</b>	<b>656,774,163</b>
	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21	
Materias Primas	623,005,340	641,751,155	651,124,063	679,242,786	688,615,694	660,763,911	631,979,432	565,790,159	565,790,159	552,404,543	
Catalizadores y Sustancias Químicas	558,781	558,781	558,781	558,781	558,781	558,781	564,368	570,012	570,012	570,012	
Servicios Auxiliares	27,939,030	27,939,030	27,939,030	27,939,030	27,939,030	27,939,030	28,218,420	28,500,604	28,500,604	28,500,604	
<b>Costos Variables Totales de Producción</b>	<b>651,503,150</b>	<b>670,248,966</b>	<b>679,621,873</b>	<b>707,740,596</b>	<b>717,113,504</b>	<b>689,261,721</b>	<b>660,762,220</b>	<b>594,860,775</b>	<b>594,860,775</b>	<b>581,475,159</b>	
Administración	158,478	166,402	174,722	183,458	192,631	202,262	212,376	222,994	234,144	245,851	
Operación (Mano de obra directa)	802,553	842,681	884,815	929,056	975,509	1,024,284	1,075,498	1,129,273	1,185,737	1,245,024	
Supervisión Técnica	503,268	528,431	554,852	582,595	611,725	642,311	674,427	708,148	743,555	780,733	
Mantenimiento (Material y mano de obra)	114,677	120,411	126,431	132,753	139,390	146,360	153,678	161,362	169,430	177,901	
<b>Costos de Operación</b>	<b>1,578,976</b>	<b>1,657,924</b>	<b>1,740,821</b>	<b>1,827,862</b>	<b>1,919,255</b>	<b>2,015,217</b>	<b>2,115,978</b>	<b>2,221,777</b>	<b>2,332,866</b>	<b>2,449,509</b>	
Generales de Planta	1,026,334	1,077,651	1,131,533	1,188,110	1,247,516	1,309,891	1,375,386	1,444,155	1,516,363	1,592,181	
Fijos directos	658,934	691,881	726,475	762,799	800,939	840,986	883,035	927,187	973,546	1,022,224	
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
<b>Gastos Fijos</b>	<b>1,685,269</b>	<b>1,769,532</b>	<b>1,858,009</b>	<b>1,950,909</b>	<b>2,048,455</b>	<b>2,150,877</b>	<b>2,258,421</b>	<b>2,371,342</b>	<b>2,489,909</b>	<b>2,614,405</b>	
<b>Costo Total en Efectivo de Producción</b>	<b>654,767,394</b>	<b>673,676,422</b>	<b>683,220,703</b>	<b>711,519,367</b>	<b>721,081,213</b>	<b>693,427,816</b>	<b>665,136,620</b>	<b>599,453,895</b>	<b>599,683,550</b>	<b>586,539,073</b>	
Depreciación	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	20,908,025	0 <sup>1</sup>	
<b>Cargos de Capital</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>20,908,025</b>	<b>0</b>	
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>675,675,419</b>	<b>694,584,447</b>	<b>704,128,727</b>	<b>732,427,392</b>	<b>741,989,238</b>	<b>714,335,840</b>	<b>686,044,644</b>	<b>620,361,919</b>	<b>620,591,575</b>	<b>586,539,073</b>	

Tabla A.39 Costos de Producción de Tecnologías evaluadas.—Flexicoking

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
Materias Primas	348,639,235	565,790,159	606,734,276	1,023,838,165	569,040,762	688,615,694	632,378,247	613,632,432	594,886,617	594,886,617	604,259,524
Catalizadores y Sustancias Químicas	4,037,987	4,037,987	4,037,987	4,037,987	4,037,987	4,037,987	4,078,367	4,119,150	4,119,150	4,119,150	4,119,150
Servicios Auxiliares	201,899,342	201,899,342	201,899,342	201,899,342	201,899,342	201,899,342	203,918,336	205,957,519	205,957,519	205,957,519	205,957,519
<b>Costos Variables Totales de Producción</b>	<b>554,576,564</b>	<b>771,727,488</b>	<b>812,671,605</b>	<b>1,229,775,495</b>	<b>774,978,091</b>	<b>894,553,023</b>	<b>840,374,950</b>	<b>823,709,101</b>	<b>804,963,286</b>	<b>804,963,286</b>	<b>814,336,194</b>
Administración	92,659	97,292	102,156	107,264	112,627	118,259	124,172	130,380	136,899	143,744	150,931
Operación (Mano de obra directa)	469,236	492,698	517,333	543,200	570,360	598,878	628,822	660,263	693,276	727,940	764,337
Supervisión Técnica	294,250	308,963	324,411	340,631	357,663	375,546	394,323	414,039	434,741	456,478	479,302
Mantenimiento (Material y mano de obra)	67,049	70,402	73,922	77,618	81,499	85,574	89,852	94,345	99,062	104,015	109,216
<b>Costos de Operación</b>	<b>923,194</b>	<b>969,354</b>	<b>1,017,822</b>	<b>1,068,713</b>	<b>1,122,148</b>	<b>1,178,256</b>	<b>1,237,169</b>	<b>1,299,027</b>	<b>1,363,978</b>	<b>1,432,177</b>	<b>1,503,786</b>
Generales de Planta	600,076	630,080	661,584	694,663	729,397	765,866	804,160	844,368	886,586	930,915	977,461
Fijos directos	385,265	404,529	424,755	445,993	468,292	491,707	516,292	542,107	569,212	597,673	627,557
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad	0										
<b>Gastos Fijos</b>	<b>985,342</b>	<b>1,034,609</b>	<b>1,086,339</b>	<b>1,140,656</b>	<b>1,197,689</b>	<b>1,257,573</b>	<b>1,320,452</b>	<b>1,386,475</b>	<b>1,455,798</b>	<b>1,528,588</b>	<b>1,605,018</b>
<b>Costo Total en Efectivo de Producción</b>	<b>556,485,100</b>	<b>773,731,451</b>	<b>814,775,766</b>	<b>1,231,984,864</b>	<b>777,297,929</b>	<b>896,988,852</b>	<b>842,932,571</b>	<b>826,394,603</b>	<b>807,783,063</b>	<b>807,924,052</b>	<b>817,444,998</b>
Depreciación	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673
<b>Cargos de Capital</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>569,463,774</b>	<b>786,710,124</b>	<b>827,754,440</b>	<b>1,244,963,537</b>	<b>790,276,602</b>	<b>909,967,526</b>	<b>855,911,244</b>	<b>839,373,277</b>	<b>820,761,736</b>	<b>820,902,725</b>	<b>830,423,671</b>
	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21	
Materias Primas	623,005,340	641,751,155	651,124,063	679,242,786	688,615,694	660,763,911	631,979,432	565,790,159	565,790,159	552,404,543	
Catalizadores y Sustancias Químicas	4,119,150	4,119,150	4,119,150	4,119,150	4,119,150	4,119,150	4,160,342	4,201,945	4,201,945	4,201,945	
Servicios Auxiliares	205,957,519	205,957,519	205,957,519	205,957,519	205,957,519	205,957,519	208,017,094	210,097,265	210,097,265	210,097,265	
<b>Costos Variables Totales de Producción</b>	<b>833,082,009</b>	<b>851,827,825</b>	<b>861,200,732</b>	<b>889,319,455</b>	<b>898,692,363</b>	<b>870,840,580</b>	<b>844,156,868</b>	<b>780,089,369</b>	<b>780,089,369</b>	<b>766,703,753</b>	
Administración	158,478	166,402	174,722	183,458	192,631	202,262	212,376	222,994	234,144	245,851	
Operación (Mano de obra directa)	802,553	842,681	884,815	929,056	975,509	1,024,284	1,075,498	1,129,273	1,185,737	1,245,024	
Supervisión Técnica	503,268	528,431	554,852	582,595	611,725	642,311	674,427	708,148	743,555	780,733	
Mantenimiento (Material y mano de obra)	114,677	120,411	126,431	132,753	139,390	146,360	153,678	161,362	169,430	177,901	
<b>Costos de Operación</b>	<b>1,578,976</b>	<b>1,657,924</b>	<b>1,740,821</b>	<b>1,827,862</b>	<b>1,919,255</b>	<b>2,015,217</b>	<b>2,115,978</b>	<b>2,221,777</b>	<b>2,332,866</b>	<b>2,449,509</b>	
Generales de Planta	1,026,334	1,077,651	1,131,533	1,188,110	1,247,516	1,309,891	1,375,386	1,444,155	1,516,363	1,592,181	
Fijos directos	658,934	691,881	726,475	762,799	800,939	840,986	883,035	927,187	973,546	1,022,224	
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad											
<b>Gastos Fijos</b>	<b>1,685,269</b>	<b>1,769,532</b>	<b>1,858,009</b>	<b>1,950,909</b>	<b>2,048,455</b>	<b>2,150,877</b>	<b>2,258,421</b>	<b>2,371,342</b>	<b>2,489,909</b>	<b>2,614,405</b>	
<b>Costo Total en Efectivo de Producción</b>	<b>836,346,253</b>	<b>855,255,281</b>	<b>864,799,562</b>	<b>893,098,226</b>	<b>902,660,072</b>	<b>875,006,675</b>	<b>848,531,267</b>	<b>784,682,489</b>	<b>784,912,145</b>	<b>771,767,667</b>	
Depreciación	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	12,978,673	0	
<b>Cargos de Capital</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>12,978,673</b>	<b>0</b>	
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>849,324,927</b>	<b>868,233,954</b>	<b>877,778,235</b>	<b>906,076,900</b>	<b>915,638,746</b>	<b>887,985,348</b>	<b>861,509,941</b>	<b>797,661,162</b>	<b>797,890,818</b>	<b>771,767,667</b>	

Tabla A.40 Costos de Producción de Tecnologías evaluadas.--Fluidcoking

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11
Materias Primas	348,639,235	565,790,159	606,734,276	1,023,838,165	569,040,762	688,615,694	632,378,247	613,632,432	594,886,617	594,886,617	604,259,524
Catalizadores y Sustancias Químicas	4,309,757	4,309,757	4,309,757	4,309,757	4,309,757	4,309,757	4,352,855	4,396,383	4,396,383	4,396,383	4,396,383
Servicios Auxiliares	215,487,862	215,487,862	215,487,862	215,487,862	215,487,862	215,487,862	217,642,740	219,819,168	219,819,168	219,819,168	219,819,168
<b>Costos Variables Totales de Producción</b>	<b>568,436,854</b>	<b>785,587,778</b>	<b>826,531,895</b>	<b>1,243,635,784</b>	<b>788,838,381</b>	<b>908,413,313</b>	<b>854,373,843</b>	<b>837,847,983</b>	<b>819,102,168</b>	<b>819,102,168</b>	<b>828,475,075</b>
Administración	92,659	97,292	102,156	107,264	112,627	118,259	124,172	130,380	136,899	143,744	150,931
Operación (Mano de obra directa)	469,236	492,698	517,333	543,200	570,360	598,878	628,822	660,263	693,276	727,940	764,337
Supervisión Técnica	294,250	308,963	324,411	340,631	357,663	375,546	394,323	414,039	434,741	456,478	479,302
Mantenimiento (Material y mano de obra)	67,049	70,402	73,922	77,618	81,499	85,574	89,852	94,345	99,062	104,015	109,216
<b>Costos de Operación</b>	<b>923,194</b>	<b>969,354</b>	<b>1,017,822</b>	<b>1,068,713</b>	<b>1,122,148</b>	<b>1,178,256</b>	<b>1,237,169</b>	<b>1,299,027</b>	<b>1,363,978</b>	<b>1,432,177</b>	<b>1,503,786</b>
Generales de Planta	600,076	630,080	661,584	694,663	729,397	765,866	804,160	844,368	886,586	930,915	977,461
Fijos directos	385,265	404,529	424,755	445,993	468,292	491,707	516,292	542,107	569,212	597,673	627,557
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad	0										
<b>Gastos Fijos</b>	<b>985,342</b>	<b>1,034,609</b>	<b>1,086,339</b>	<b>1,140,656</b>	<b>1,197,689</b>	<b>1,257,573</b>	<b>1,320,452</b>	<b>1,386,475</b>	<b>1,455,798</b>	<b>1,528,588</b>	<b>1,605,018</b>
<b>Costo Total en Efectivo de Producción</b>	<b>570,345,390</b>	<b>787,591,740</b>	<b>828,636,056</b>	<b>1,245,845,153</b>	<b>791,158,218</b>	<b>910,849,142</b>	<b>856,931,463</b>	<b>840,533,485</b>	<b>821,921,945</b>	<b>822,062,933</b>	<b>831,583,879</b>
Depreciación	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144
<b>Cargos de Capital</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>580,121,534</b>	<b>797,367,884</b>	<b>838,412,200</b>	<b>1,255,621,297</b>	<b>800,934,362</b>	<b>920,625,286</b>	<b>866,707,607</b>	<b>850,309,628</b>	<b>831,698,088</b>	<b>831,839,077</b>	<b>841,360,023</b>
	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21	
Materias Primas	623,005,340	641,751,155	651,124,063	679,242,786	688,615,694	660,763,911	631,979,432	565,790,159	565,790,159	552,404,543	
Catalizadores y Sustancias Químicas	4,396,383	4,396,383	4,396,383	4,396,383	4,396,383	4,396,383	4,440,347	4,484,751	4,484,751	4,484,751	
Servicios Auxiliares	219,819,168	219,819,168	219,819,168	219,819,168	219,819,168	219,819,168	222,017,359	224,237,533	224,237,533	224,237,533	
<b>Costos Variables Totales de Producción</b>	<b>847,220,891</b>	<b>865,966,706</b>	<b>875,339,614</b>	<b>903,458,337</b>	<b>912,831,245</b>	<b>884,979,462</b>	<b>858,437,138</b>	<b>794,512,442</b>	<b>794,512,442</b>	<b>781,126,826</b>	
Administración	158,478	166,402	174,722	183,458	192,631	202,262	212,376	222,994	234,144	245,851	
Operación (Mano de obra directa)	802,553	842,681	884,815	929,056	975,509	1,024,284	1,075,498	1,129,273	1,185,737	1,245,024	
Supervisión Técnica	503,268	528,431	554,852	582,595	611,725	642,311	674,427	708,148	743,555	780,733	
Mantenimiento (Material y mano de obra)	114,677	120,411	126,431	132,753	139,390	146,360	153,678	161,362	169,430	177,901	
<b>Costos de Operación</b>	<b>1,578,976</b>	<b>1,657,924</b>	<b>1,740,821</b>	<b>1,827,862</b>	<b>1,919,255</b>	<b>2,015,217</b>	<b>2,115,978</b>	<b>2,221,777</b>	<b>2,332,866</b>	<b>2,449,509</b>	
Generales de Planta	1,026,334	1,077,651	1,131,533	1,188,110	1,247,516	1,309,891	1,375,386	1,444,155	1,516,363	1,592,181	
Fijos directos	658,934	691,881	726,475	762,799	800,939	840,986	883,035	927,187	973,546	1,022,224	
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad											
<b>Gastos Fijos</b>	<b>1,685,269</b>	<b>1,769,532</b>	<b>1,858,009</b>	<b>1,950,909</b>	<b>2,048,455</b>	<b>2,150,877</b>	<b>2,258,421</b>	<b>2,371,342</b>	<b>2,489,909</b>	<b>2,614,405</b>	
<b>Costo Total en Efectivo de Producción</b>	<b>850,485,135</b>	<b>869,394,163</b>	<b>878,938,443</b>	<b>907,237,108</b>	<b>916,798,954</b>	<b>889,145,556</b>	<b>862,811,538</b>	<b>799,105,562</b>	<b>799,335,218</b>	<b>786,190,741</b>	
Depreciación	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	9,776,144	11,680,806	
<b>Cargos de Capital</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>9,776,144</b>	<b>11,680,806</b>	
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>860,261,279</b>	<b>879,170,306</b>	<b>888,714,587</b>	<b>917,013,251</b>	<b>926,575,098</b>	<b>898,921,700</b>	<b>872,587,681</b>	<b>808,881,705</b>	<b>809,111,361</b>	<b>797,871,547</b>	

## Bibliografía

### Referencias de Introducción y capítulo 1

1. *American Society for Testing Materials, Ramsbottom Carbon Residue*, ASTM Method D189, S24.
2. *British Petroleum, BP statistical review of World Energy 2010*, Reino Unido, Junio 2010.  
[http://www.bp.com/liveassets/bp\\_internet/globalbp/globalbp\\_uk\\_english/reports\\_and\\_publications/statistical\\_energy\\_review\\_2009/STAGING/local\\_assets/2010\\_downloads/statistical\\_review\\_of\\_world\\_energy\\_full\\_report\\_2010.pdf](http://www.bp.com/liveassets/bp_internet/globalbp/globalbp_uk_english/reports_and_publications/statistical_energy_review_2009/STAGING/local_assets/2010_downloads/statistical_review_of_world_energy_full_report_2010.pdf)
3. *Dynamis, Dynamis Mecânica Aplicada Ltda, Coque de Petróleo: Parte 3 – Perspectivas, Disponibilidade, Preço*, Brasil, 2004. <http://www.dynamismecanica.com.br/artigo005.php>
4. Ellis, P. J. y C.A. Paul; *Tutorial: Delayed Coking Fundamentals*, Great Lakes Carbon Corporation, Topical Conference on Refinery Processing, Tutorial Session: Delayed Coking, Paper 29a (1998) *Energy Publishing, Coal & Energy Price Report, Petcoke Report*, 2007. <http://www.energypublishing.biz/pricereport.html>
5. *Energy Information Administration, Crude Oil Refining Capacity by Process*, Junio, Estados Unidos de America (EUA), 2007, <http://www.eia.doe.gov/emeu/international/oilother.html>
6. *Energy Publishing, Coal & Energy Price Report, Petcoke Report*, 2007. <http://www.energypublishing.biz/pricereport.html>
7. EIA, *Energy Information Administration, U.S. Refinery and Blender Net Production of Petroleum coke*, Updated on 7/29/2010, [http://tonto.eia.doe.gov/dnav/pet/pet\\_pnp\\_refp2\\_a\\_eppc\\_ypy\\_mbbbl\\_a.htm](http://tonto.eia.doe.gov/dnav/pet/pet_pnp_refp2_a_eppc_ypy_mbbbl_a.htm).
8. Gary, James H. Handwerk, Glenn E. *Chemical engineering handbook of petroleum refining processes. Technology and economics*. 4ta edición, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001.
9. GCPA, *Gulf Coast Power Association, April 14, 2005*, ConocoPhillips, *Petroleum Coke Gasification Synergies for Refineries*, <http://www.gulfcoastpower.org/default/S05-amick.pdf> (2005).
10. *HPI consultants y Mc Quillin Services. Crude Assay DataBase (COADB) and Handbook*. EUA [http://www.nexideasystems.com/Minicut%20Assay%20System%20\(Oct%202009\).pdf](http://www.nexideasystems.com/Minicut%20Assay%20System%20(Oct%202009).pdf)
11. *KBC Advanced Technologies, Análisis del Mercado de Coque de Petróleo*, KBC Advanced Technologies Inc. 30 de marzo de 2007.
12. Parra, Enrique. *Petróleo y gas natural: industria, mercados y precios*, Editores Akal, Madrid España, 2003.
13. Secretaria de Energía, *Prospectiva del petróleo crudo 2008-2017*, SENER, México, 2009.
14. Tammy G. Heppner and Matthew M. Breslin, *Petroleum Supply Monthly, Accuracy of Petroleum Supply Data*, Energy Information Administration EIA, EUA, febrero 2009.
15. Wang, J., E.J. Anthony y J.C. Abanades; *Clean and efficient use of petroleum coke for combustion and power generation: Fuel*, EUA, 2004.

16. WEC, *World Energy Council; Challenges and Economics of Using Petroleum Coke for Power Generation*, [http://www.worldenergy.org/wec-geis/publications/default/tech\\_papers/17th\\_congress/](http://www.worldenergy.org/wec-geis/publications/default/tech_papers/17th_congress/) (2005)

#### Referencias capítulo 2

1. Alberta Energy, *Royalty Review*, Canadá, Alberta Energy, Canadá 2007
2. Alberta Energy, *International Crude Oil Handbook*, Crude Monitor, Telerate, Canadá 2007
3. Federal Energy Regulatory Commission, *Energy Market and Reliability Assessment*, EUA, 2010 <http://www.ferc.gov/>
4. Gary, James H. Handwerk, Glenn E. *Chemical engineering handbook of petroleum refining processes. Technology and economics*. 4ta edición, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001.
5. Gates, Bruce C., Katzer James R., *Chemistry of catalytic processes*, Mc Graw Hill, EUA, 1979.
6. Leffler, William L., *Petroleum Refining in nontechnical Language*, 4ta ed. Penn Well Books, EUA 2008.
7. Maples Robert E., *Petroleum Refinery Process Economics*, Penn Well Books, Oklahoma, EUA 2000.
8. Parra, Enrique. *Petróleo y gas natural: Industria, mercados y precios*. Ediciones Akal, Madrid, España. 2003.
9. Pemex-Refinación-IMP-STI “Procesos de fondo de Barril” en Memorias del Primer Foro en la industria de la Refinación, agosto, 1995.
10. Perry. R. H. Chilton, *Chemical Engineer’s Handbook*, 5ta Ed, Mc. Graw Hill, USA, 2007
11. Speight J. G. y Ozum, B., 2002, *Petroleum Refining Processes*, Marcel Dekker Inc., Nueva York.
12. U. S. Department of labor Occupational Safety & Health Administration, *Occupational Safety & Health Administration Technical Manual* (OTM), EUA. [http://www.osha.gov/dts/osta/otm/otm\\_toc.html](http://www.osha.gov/dts/osta/otm/otm_toc.html)

#### Referencias capítulo 3

1. Ahman S., Pisano–Altom J., Tsiou C.G. *Refinería de Taiwan utilizará coque de petróleo en dos CFB's de avanzada tecnología*. *Power*, mayo/ junio 2002.
2. ANP, *Aqência Nacional de Petróleo, Petróleo e Derivados, Refino de Petróleo e Processamento de Gás Natural, Esquemas de Produção*, [http://www.anp.gov.br/petro/refino\\_esquema\\_produção](http://www.anp.gov.br/petro/refino_esquema_produção) (2007).
3. BR-No 20, *O Uso Pioneiro do Coque Verde*, Petrobras Distribuidora, PROASFALTO, 45, No 20, ano 4 Julio/Agosto 2005 Brasil, <http://www.br.com.br/Portalbr/solucoes/SolucoesBR20.pdf> (2005).
4. EIA, *Energy Information Administration, Weekly Petroleum Status Report*, DOE/EIA-0208(2007-14), [http://www.eia.doe.gov/pub/oil\\_gas/petroleum/data\\_publications/weekly\\_petroleum\\_status\\_report/current/pdf/wpsrall.pdf](http://www.eia.doe.gov/pub/oil_gas/petroleum/data_publications/weekly_petroleum_status_report/current/pdf/wpsrall.pdf) (2007a).

5. EIA, *Energy Information Administration, U.S. Refinery and Blender Net Production of Petroleum coke*, Updated on 4/20/2007, <http://www.tonto.eia.gov/dnav/pet/his/mckrpus1A.htm> (2007b).
6. Ellis, P. J. y C.A. Paul; *Tutorial: Delayed Coking Fundamentals, Great Lakes Carbon Corporation, Topical Conference on Refinery Processing, Tutorial Session: Delayed Coking*, Paper 29a (1998) [www.coking.com](http://www.coking.com)
7. Fabela R. *Alternativas para la utilización del coque*. Instituto de Investigaciones Eléctricas (IIE), *workshop* de carbón, Subdirección de Planeación de Pemex–Refinación, febrero, 1998.
8. Gary, James H. Handwerk, Glenn E. *Chemical engineering handbook of petroleum refining processes. Technology and economics*. 4ta edición, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2001.
9. Gray, R. J. and De Vanney, K. F., *Coke carbon forms: microscopic classification and industrial applications*; *Int. J. Coal Geol.*, v.6, 1986.
10. Gray, Ralph J., *Some petrographic applications to coal, coke, and carbons: Org. Geochem.*, v. 17, no. 4, 1991.
11. Gray, Ralph J. and Krupinski, Ken C., 1997, *Pitch Production: Supply, coking, optical microscopy and applications: in Marsh, Harry, ed., Introduction to Carbon Technologies*, Universidad de Alicante, 1997. <http://mccoy.lib.siu.edu/projects/crelling2/atlas/PetroleumCoke/pettut.html>
12. IEA-COAL, *IEA Clean Coal Center, United Kingdom*, <http://www.ieacoal.org.uk/content/coal.org.uk/content/default.asp?PageId=604&LanguageId=0> (2004).
13. Manual de operación de planta de Coquización retardada de la refinería de Minatitlán.
14. Maples Robert E., *Petroleum Refinery Process Economics*, Penn Well Books, Oklahoma, EUA, 2000.
15. Oxbow, *Coque del Petróleo*, Oxbow Corporation, 2001-2010, <http://www.oxbow.com/ContentPageSSL.asp?FN=ProductsPetroleumCoke&TS=3&MS=15&oLang=SP>
16. *Refining Processes Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Company, EUA, 1998, 2004 y 2008.
17. DA SILVA J. YSMAEL, Coque de petróleo como energía primaria para una planta de generación de electricidad, Inelectra, Venezuela, junio 2004, Pág. 1-11.
18. Speight J. G. y Ozum, B., *Petroleum Refining Processes*, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 2002.
19. Santos Aldo R, Silva Rogério J. Análisis del Consumo de Coque de Petróleo en Algunos Sectores Industriales, *Consumption Analysis of Petroleum Coke in Some Industrial Segments*, Universidad Santa Cecilia, Departamento de Química, 11 (La serena 2008)
20. Levinter M. E., Medvedeva M. I., Mechanism of coke formation in the cracking of component, Ufa Petroleum Institute, Moscow Institute of the Petrochemical and Gas Industry, and Institute of Mineral Fuels. <http://www.springerlink.com/content/kk7jq84784744m0m/fulltext.pdf?page=1>

#### Referencias capítulo 4

1. Speight J.G. and Ozum B. 2002, Petroleum Refining Processes. Marcel Dekker Inc., Nueva York.
2. C. J. Mart, E. G. Ellis, and D. S. McCaffrey, Jr., EXXONMOBIL RESID UPGRADING TECHNOLOGIES, ExxonMobil Research and Engineering Co. 3225 Gallows Rd., Fairfax, VA 22037, USA
3. Pfeiffer Robert, Bronxville, Fluid Coking of heavy hidrocarbons, Esso research and Engineering Company, a corporation of Delaware, Nueva York, Cl. 208-127, No 375088, 1953.
4. Maples Robert E., Petroleum Refinery Process Economics, Penn Well Books, Oklahoma, USA, 2000.

#### Referencias capítulo 5

1. Association for Advancement of Cost Engineering, Cost Engineering Terminology, AACEI, EUA, 2003, <http://www.aacei.org/>
2. Domínguez Moya Antonio M., Apuntes del curso “Diseño de equipos e instalaciones” Tema 2 Estimación de costos y rentabilidad de equipos, Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca, España. 2005.
3. Contadores Públicos y Asesores Financieros, CETES mensual, 2009.  
<http://www.cpware.com/indicadores/index.php?ind=cetes&view=d>
4. Guajardo C., Gerardo y Phebe Moltz, Contabilidad, McGraw-Hill, México, 2002 3ra Edición
5. Guía Nacional Financiera, Guía para la formulación y evaluación de proyectos de inversión, México. Página NAFIN: <http://www.nafin.gob.mx/>
6. Informe Annual 2009 del Banco de México, abril 2010  
<http://www.banxico.org.mx/publicaciones-y-discursos/publicaciones/informes-periodicos/anual/index.html>
7. Ley Federal De Presupuesto Y Responsabilidad Hacendaria, Última Reforma DOF 31-12-2008
8. Lineamientos para la elaboración y presentación de los análisis costo y beneficio de los programas y proyectos de inversión, publicados en el DOF el 18 de marzo de 2008.
9. Lozano Ríos, Administración de Proyectos, 2da edición, Facultad de Química, UNAM, 1985
10. Refining Processes 1998, 2004 y 2008 en: Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing Company, USA.
11. Ross, Stephen A., Westerfield Randolph W, Jordan Bradford D., Fundamentals of Corporate Finance, 7a edición, Mc Graw Hill, EUA, 2007.
12. Webster’s Collegiate Dictionary.
13. Erossa, Victoria E., Proyectos de inversión, su metodología, 1ra edición, Editorial Limusa, Noriega Editores, México 2003.