

66

*25/10/94*



**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

**"INGENIERIA CONCEPTUAL PARA EL  
PROCESAMIENTO DE RESIDUOS  
PESADOS DEL CRUDO MAYA"**

**TESIS MONOGRAFICA**

**Que para obtener el Título de  
INGENIERO QUIMICO**

**p r e s e n t a:**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**



**México, D. F.**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**1994**



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 está 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.

**Universidad Nacional Autónoma de México**  
**Facultad de Química**

**"INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA EL PROCESAMIENTO DE RESIDUOS  
PESADOS DEL CRUDO MAYA"**

**TESIS MONOGRÁFICA**

**SUSTENTANTE ; ELISA MARIACA HAJDUCEK**

**CARRERA : INGENIERA QUÍMICA**

**MÉXICO, D.F., A 18 DE NOVIEMBRE**

**AÑO : 1994**



15 NOV. 1994

Jurado asignado según el tema:

EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUÍMICA

TRABAJOS PARA SER REVISADOS  
POR EL H. JURADO

PRESIDENTE : \_\_\_\_\_  
I.Q. ALEJANDRO ANAYA DURAND

VOCAL : \_\_\_\_\_  
I. Q. MARTIN G. HERNÁNDEZ LUNA

SECRETARIO : \_\_\_\_\_  
I. Q. JOSÉ ANTONIO ORTÍZ

1er. SUPLENTE : \_\_\_\_\_  
I.Q. RODOLFO TORRES BARRERA

2o. SUPLENTE : \_\_\_\_\_  
I.Q. VÍCTOR MANUEL LUNA PABELLO

Sitio donde se desarrolló el tema :

FACULTAD DE QUÍMICA

Dirección: CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO, D.F.

Asesor : \_\_\_\_\_  
I.Q. JOSÉ ANTONIO ORTÍZ

Sustentante : \_\_\_\_\_  
ELISA MARIACA HAJDUCEK

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

La presente tesis la dedico a mamá, Memo, Paty y Dáša por ser personas muy importantes en mi vida, sin cuyo apoyo y comprensión no hubiese sido posible la realización de esta tesis.

Doy gracias a mis amigos por su ayuda y por los gratos momentos que compartieron conmigo, especialmente a Rosendo.

Agradezco al Ingeniero José Antonio Oríz Ramírez, mi asesor de tema, por su acertada guía y apoyo brindado durante el desarrollo del presente trabajo.

Igualmente, agradezco la distinción que el Programa Universitario de Energía (P.U.E) tuvo a bien, al otorgar al presente tema una beca, que facilitó el desarrollo y buen término de esta tesis.

Asimismo, doy gracias en general a todos aquellos que colaboraron en la realización de esta tesis; incluyendo a mis profesores que han colaborado en mi formación. Agradeciendo también a la Facultad de Química, donde fui adquiriendo el compromiso para avanzar en mi superación personal.

**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO  
Facultad de Química**

**INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA EL  
PROCESAMIENTO DE RESIDUOS  
PESADOS DEL CRUDO MAYA**

**Elisa Mariaca Hajducek**

# U.N.A.M.

## Facultad de Química

Tesis:

"INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA EL PROCESAMIENTO  
DE RESIDUOS PESADOS DEL CRUDO MAYA"

ÍNDICE:

PRESENTACIÓN

CAPÍTULOS

- I.- INTRODUCCIÓN. ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL DE LOS CRUDOS PESADOS
- II.- PROCESOS DE GASIFICACIÓN DE HIDROCARBUROS Y RESIDUOS PESADOS
- III.- EVALUACIÓN TECNOLÓGICA PARA EL MEJOR APROVECHAMIENTO DEL CRUDO MAYA
- IV.- INGENIERÍA CONCEPTUAL DEL PROCESO PROPUESTO
- V.- CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFÍA

Elisa Mariaca Hajducek

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**PRESENTACIÓN  
PRÓLOGO AL TEMA**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

# U.N.A.M.

## FACULTAD DE QUÍMICA

### ÍNDICE DE LA PRESENTACIÓN:

TÍTULO	PÁGINA
I.- Título de la investigación	i
II.- Responsable y personal asociado	i
III.- Objetivo	i
IV.- Prólogo	iii
V.- Los crudos pesados y su caracterización	v
VI.- Últimos desarrollos sobre los métodos para la determinación de la composición de crudos y el aprovechamiento de fracciones residuales	vi

## **PRESENTACIÓN**

### **1.- TÍTULO DE LA INVESTIGACIÓN :**

"Ingeniería Conceptual para el Procesamiento de Residuos Pesados del Crudo Maya"

### **II.- RESPONSABLE Y PERSONAL ASOCIADO :**

Responsable :

**ING. JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ**

Personal Asociado (Tesis de licenciatura en ingeniería química) :

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

### **III.- OBJETIVOS :**

Para conocer adecuadamente el alcance de los objetivos básicos que contempla la presente tesis, se considera necesario mencionar primero el alcance de una ingeniería conceptual, que es la primera respuesta que se da a la necesidad que da origen a un proyecto en función de:

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

- una necesidad económica
- una necesidad ambiental, etc.

entre otras dependiendo del tipo del proyecto a realizar.

La ingeniería conceptual se evalúa desde el punto de vista técnico y se preevalúa desde el punto de vista económico, siendo la base para un estudio de factibilidad posterior (que es función de una ingeniería preliminar), justificándose en base al mercado. La ingeniería conceptual en este trabajo considera: una evaluación de tecnologías disponibles, estimado preliminar de inversión, estimación del tamaño del mercado y la contabilización del consumo de servicios auxiliares.

De acuerdo con lo anterior esta tesis contempla los siguientes objetivos básicos:

- Conocer el estado de las tecnologías disponibles y sus tendencias futuras, sobre todo en lo referente al tratamiento y procesamiento de los residuos pesados de alto contenido de azufre, níquel y vanadio.
- Selección del proceso más viable, a partir de un análisis tecnológico, integrado a los procesos de gasificación de hidrocarburos pesados.
- Evaluación del modelo propuesto que permita plantear las mejores rutas para el procesamiento del crudo Maya y su óptimo aprovechamiento, desde el punto de vista energético, para la obtención de combustibles de mejor calidad a partir del combustóleo y demás residuos producidos.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

**IV.- PRÓLOGO :**

El petróleo, en un principio no fue estimado por el hombre como un recurso, y se le tenía como un contaminante dañino para las tierras y las salmueras de Pennsylvania E.U.A.; en otros lugares como Aserbaján, Rusia, se le tomaba como un fenómeno místico, dado que los pozos de gas natural que ahí existen, se encontraban incendiados y por lo mismo a ese sitio se le llamó el lugar de los fuegos eternos.

No es, si no hasta finales del siglo XIX y principios del XX cuando se le da el valor de energético y desde entonces se ha significado como un elemento vital para el desarrollo de la civilización actual.

El petróleo sólo existe en las rocas sedimentarias y tiene su origen en los residuos de plantas y animales, que se fueron acumulando en las arcillas y barros a lo largo de las costas.

En el mundo, los países que tienen las mayores reservas de hidrocarburos son la ex U.R.S.S., los países árabes de Asia Menor, E.U.A., Venezuela y México.

Nuestro país ha desarrollado desde los primeros años de la expropiación petrolera, la refinación y la consolidación de una industria petroquímica, partiendo de sus vastas reservas y obteniendo un importante nivel, que ahora ante el nuevo entorno económico mundial, debe adecuarse para ser más competitivo y poder sobrevivir en un mundo cada vez más difícil.

El petróleo crudo requiere de más de una operación para la fabricación de productos finales. Por consiguiente, una refinería consiste de unidades

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

procesadoras distintas con un diseño y operación específicos. Dentro de estos procesos encontramos el de la desalinización, el de hidrodesulfurización y el de destilación como los más importantes. El primero consiste en eliminar los residuos salinos minerales que acompañan al producto orgánico, el segundo consiste en la separación de las fracciones ácidas o sulfurosas; y el tercero de la separación mediante las diferencias en las temperaturas de ebullición de las fracciones del petróleo, lo cual se hace por medio de un equipo de destilación.

En dicho proceso se puede observar que se lleva la separación o fraccionamiento del petróleo en varios cortes o grupos de compuestos que destilan en un rango de temperaturas muy cercano y delimitado.

La última fracción es la de los residuos, la que conjuntamente con la de aceites combustibles es la más cuantiosa en volumen de todas las producidas con el petróleo mexicano, por lo cual el presente estudio se orienta al diseño de una ingeniería conceptual de una selección orientada al planteamiento de un mejor aprovechamiento de estas fracciones y con ello incrementar la producción de las fracciones ligeras de mayor valor comercial.

El propósito del presente proyecto es conceptualizar la ingeniería que permita definir el posterior diseño de una planta que procese y aproveche los residuos asfálticos y las fracciones pesadas del petróleo, haciendo más eficiente el tratamiento de los crudos mexicanos, de acuerdo a la selección del un proceso.

## **VI.- LOS CRUDOS PESADOS Y SU CARACTERIZACIÓN :**

El petróleo crudo que se tiene en México es en un 60% crudo pesado; como se ha mencionado, esto da por resultado una alta producción de residuos que empobrecen la calidad y cantidad de los productos petroquímicos, lo cual es debido a las grandes proporciones de asfaltenos (14.5% del total del residuo) que contiene además de cenizas y residuos de carbón (17.2%); esto da un 31.7% de los residuos del crudo Maya extraído que no es útil para los fines de refinación, por lo que se deben tener vías para el tratamiento y separación de estas fracciones. Estos asfaltenos son viables para su uso en asfaltado e impermeabilización de inmuebles, por lo que también se debe procurar encontrar un mayor número de usos para ellos.

Las cantidades de los componentes tales como asfaltos, caracterizados por el contenido de  $C$ , en el crudo y de cenizas de carbón tienden a concentrarse en los residuos de la destilación atmosférica del crudo y su proporción varía según el lugar y la edad de los yacimientos. Estas mezclas multicomponentes son de muy variada gama, que va desde hidrocarburos de bajo peso molecular, como los metanos ( $CH_4$ ), hasta los asfaltenos y demás estructuras polimerizadas ramificadas y normales de pesos moleculares por arriba de los 200 carbonos por cadena.

Ante tales hechos, se han planteado varias ecuaciones y métodos experimentales para determinar su composición y propiedades; las cuales sirven de apoyo para el desarrollo de tecnologías tales como la de desintegración de residuos

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

asfalténicos, gasificación de hidrocarburos (oxidación parcial) y los métodos de hidrodesulfurización, los cuales han ayudado a superar las principales dificultades que plantea el uso de este tipo de recursos. Estas tecnologías son las que forman parte de la presente propuesta, en la que se plantearán posibles combinaciones que nos lleven, mediante un estudio posterior, a plantear una solución viable y redituable en el aprovechamiento del principal recurso de que gozamos, para convertirnos en un país que exporte principalmente petroquímicos de mayor valor agregado, y no solamente petróleo crudo, el cual si bien es rentable, no satisface los problemas de manejo y escasez de hidrógeno que cubra las necesidades de la industria mexicana actual.

**VI.- ÚLTIMOS DESARROLLOS SOBRE LOS MÉTODOS PARA LA DETERMINACIÓN DE LA COMPOSICIÓN DE CRUDOS Y EL APROVECHAMIENTO DE FRACCIONES RESIDUALES :**

**A) Desarrollos publicados en revistas y conferencias.**

**1) Interacción química del procesamiento del carbón de petróleo.**

Autor: Curtis, C:W.; Guin J.A.; Tarrer, A:R.

Fuente: Universidad de Auburn, Depto. de Ingeniería Química.

El objetivo de este programa es investigar la interacción térmica y la catálisis química del procesamiento del carbón y el petróleo, usando modelos de compuestos y materiales actuales de hidrocarburos. La interacción química catalítica del modelo de sistemas de carbón y petróleo, fue investigada usando

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

catalizadores combinados de Naftnato de Molibdeno y Acetilacetato de Vanadio. Esta combinación fue calificada en orden para evaluar el efecto de la presencia de residuos metálicos, como Vanadio, sobre el modelo del Sulfuro de Vanadio de la investigación de la catálisis "in situ" del Naftanato de Sulfuro Molibdeno. Las siguientes reacciones fueron investigadas en la hidrodeoxigenación catalítica del Dibenzofurano, la hidrodesulfurización catalítica del Dibenzotiofeno, el efecto del Sulfuro de Vanadio en sistemas de catalizadores combinados para la hidrodesulfurización del Dibenzotiofeno; la hidrogenación catalítica del Fluoreno, el efecto del Sulfuro de Vanadio en sistemas de catalizadores combinados para la hidrogenación del fluoreno, la hidrogenación catalítica de la Carbazola, y el efecto del Sulfuro de Vanadio en sistemas de catalizadores combinados para la hidrogenación de la Carbazola.

**2) Influencia de la composición de los aceites (Asfaltenos y Vanadio) en las emisiones de carbono de un gramo a 120 MW.**

**Autor:** Cuningham, A. T. S.

**Fuente:** Central de generación de Energía Eléctrica, Depto de planeación e investigación tecnológica.

**Southampton, Inglaterra.**

Estudio comprensible a escala rígida, han demostrado que la calidad de los combustibles (con Vanadio y Asfaltenos) en conjunción con la temperatura, tienen fuerte influencia en la concentración de carbón residual en el gas producido. Las pruebas de laboratorio no pueden simular completamente las

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

condiciones de una estación generadora de energía en las mismas temperaturas y depósitos de partículas. Por ello las pruebas fueron realizadas en el horno de una estación de energía de 120 MW para poder observar como estos efectos pueden interactuar con la combinación química de los combustibles, desde el mas pesado hasta el mas refinado de ellos. El reporte analiza la información de laboratorio obtenida desde 1980 hasta el presente.

**3) Obtención de nuevos productos a base de fracciones del petróleo crudo y residuos pesados.**

Autor: Zinov'ev, A. P.; Ol'kov, P. L.; y otros.

Fuente: Instituto I. M. Gobkin de Petróleo y Gas Moscú, U.R.S.S.

Los materiales de actividad superficial presentes en los productos del petróleo, son determinantes para darle sus propiedades como estabilidad térmica, corrosividad y su condición antifriccionante.

A través de la introducción de residuos pesados con un considerable contenido de materiales asfálténicos, los cuales son los causantes de las propiedades de actividad superficial debido a su alto contenido de productos aromáticos, permiten tener la posibilidad de regular para gasóleos el funcionamiento a baja temperatura de los procesos tanto de desintegración catalítica, como de cocido; lubricando, protegiendo y ajustando las propiedades de la mezcla obtenida.

Algunos de estos materiales producidos incluyen: agentes preventivos contra la adhesión por congelamiento y traba del equipo de transporte minero, limpiador de polvo de materiales y fijador (estabilizador) para sólidos en superficies frías.

**B) Patentes**

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

1) Petróleo como base plastificante para poly (vynil haluros).

Inventor (autor): Zheng, Fagang.

Aplicación: Faming Zhuanli Shenqing Gon.

País de registro: República Popular de China.

Fecha: Junio 20, 1990.

Los tipos de plastificantes que aquí se mencionan, contienen < 2% de compuestos de azufre, y pueden encontrar un uso especial en la preparación de P.V.C. (Cloruro de Poli Vinilo). Se preparan estos compuestos calentando residuos del petróleo a una temperatura de 250-400 °C y una presión de 10-80 mm de Hg. Un producto destilado preparado con residuos del petróleo (con un contenido del gel=10%) de 250-400°C. y una presión de 20-80 mm de Hg, tiene una temperatura de ebullición de 170-200 °C, densidad = 0.96-1.00, peso mol promedio de 350 y un contenido de Tiofeno de .9%.

2) Métodos para determinar la composición de los residuos del petróleo.

Inventor (autor): Fakhruddinov, R.Z.; Prokop'ev, V.P.; Kemalov, A.; y otros.

Aplicación: Instituto Químico - Tecnológico de Kazán.

País de registro: U.R.S.S.

Fecha: Agosto 7, 1990.

La composición de los residuos del petróleo se determina mediante un ciclo de mediciones realizadas con una prueba simultánea de estos residuos realizadas con una prueba simultánea de estos residuos sometidos a un par de campos magnéticos con un tiempo variable interno entre los pulsos de otro campo magnético perpendicular y opuesto al par de pulsos, y por medio de la

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

grabación de las proyecciones magnéticas de la muestra de los residuos de petróleo en la dirección del campo magnético constante a través de un intervalo de tiempo fijo, después de la exposición con cada para de pulsos del campo magnético. La información obtenida por el procedimiento es mayor, si primero se graba la proyección magnética inicial de la muestra del residuo por el campo magnético constante, después del cual el ciclo de medición es llevado con medidas consecutivas de la muestra por duplicado, a temperaturas de 40°C y 100°C. Después de cada ciclo de medición, la amplitud de la magnetización transversa de la muestra es determinada por extrapolación de la línea de proyección del par magnético; en forma logarítmica para la muestra contra el intervalo de tiempo entre los pulsos del campo magnético desde el tiempo cero; para así tener que el contenido de asfaltenos, aceite y demás residuos pueda ser determinado de la manera siguiente:

$$Pa = (A1/Ao)100; \quad Pb = (Ao-A2/Ao)100 \quad y \quad Pb = 100 - (Pa+Pc)$$

Donde Pa, Pb y Pc son los contenido (% peso) de aceites, asfaltenos y demás residuos en la muestra de manera correspondiente.

Ao = proyección de la magnetización inicial de la muestra; mientras que A1 y A2 son las amplitudes de magnetización transversal determinadas a las temperaturas de 40° y 100°C, respectivamente.

**3) Método de obtención de aceites residuales.**

Inventor (autor): Marynenko, A.G.; Esipko, E.A.; Prokofev, V.P.; Kazakova, L.P.; y

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

otros.

**Aplicación:** Otkrytiya, Izobret.

**País de registro:** U.R.S.S.

**Fecha:** Mayo 30, 1990.

Los aceites residuales son producidos a partir de alquitrán deasfaltado con C3H8 purificando la solución resultante de producto deasfaltado, mediante un hidrorefinamiento catalítico a elevadas presiones y una temperatura entre los 340° y 380°C; retirando las ceras de la solución hidrorefinada. El rendimiento de los aceites es incrementado y los desperdicios perjudiciales son reducidos por medio de la purificación de la solución de producto deasfaltado con C3H8 en dos etapas dando por resultado un refinado y un extracto en cada etapa. Por medio de una hidrogenación de la solución de extracto de la segunda etapa, mediante el uso de un catalizador de Sulfuro de Ni-W a 300°-360° y 15-20 MPa; con una subsecuente mezcla de los productos resultantes de la hidrogenación con la solución de refinados obtenidos en la primera etapa, para por último, quitar las ceras de la mezcla resultante con propano.

**4) Uso de residuos de petróleo y fenoles como filtros para plásticos y cauchos.**

**Inventor (autor):** Kumasaka, Sadao; Tada, Satomi.

**Aplicación:** Industrias Human Corp.

**País de registro:** Japón.

**Fecha:** Octubre 3, 1990.

Los filtros de titulación son preparados con petróleo o fenoles de distintos grados de calidad, conteniendo metales o compuestos metálicos; a los que se adicionan

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

materiales inorgánicos y sintéticos.

Un filtro fue preparado por una mezcla de los siguientes componentes y en las proporciones que a continuación se citan: Carbón residual 5 Kg.; Sn 2.5 Kg. y Pb 0.5 Kg. a 300°C para efectuar la remoción de metales, y adicionándole los demás compuestos inorgánicos y sintéticos (en proporción 5:1) durante 17 minutos a 1000°C.

La composición final de los filtros una vez terminado el proceso es de 200 phr de polietileno, 3 phr de estearato de Cinc y 2.5 phr de peróxido de dicumilo; esta mezcla no se ablanda después de tenerse en cocimiento durante 10 min a 350°C.

**5) Método para la determinación del tipo de estabilizador de emulsiones de petróleo.**

**Inventor (autor):** Mansurov, R.I.; Vygovskoi, V.P.; Il'yasova, E.Z.

**Aplicación:** Unión científica de investigadores del Instituto de preparación de pruebas y transporte de petróleo y sus productos.

**País de registro:** U.R.S.S.

**Fecha:** Agosto 8, 1990.

La detección de los tipos de estabilizadores de emulsiones de petróleo son probadas con la exposición de sistemas de petróleo - agua en un campo de corriente directa de 0.5 - 2 KV/cm y que es perpendicular a la interfase petróleo - agua y con ello se detectan los estabilizadores de asfaltenos (o parafinas). El esfuerzo empleado para la detección de estabilizadores es disminuido, además de tomarse sólo 15 minutos de detección, que se da en el momento que se estabiliza el cambio del voltaje aplicado.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPITULO I**

**INTRODUCCIÓN. ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL  
DE LOS CRUDOS PESADOS**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

# U.N.A.M.

## FACULTAD DE QUÍMICA

### ÍNDICE CAPÍTULO I :

TÍTULO	PÁGINA
1.- Tendencias históricas del crudo mexicano	1
1.1.- Tipos de crudos mexicanos	2
1.2.- El crudo Maya	3
1.3.- Expectativas de la situación actual	4
1.4.- Alternativas propuestas en la presente investigación	6

## **CAPÍTULO I**

### **1.- TENDENCIAS HISTÓRICAS DEL CRUDO MEXICANO**

La industria petrolera mexicana juega un papel estratégico central en el desarrollo económico del país. Su contribución al producto interno bruto (6%), a la balanza comercial (30%) y a las finanzas públicas (25%) no es igualada por ninguna otra rama industrial. Sin embargo, conviene destacar que en los últimos 12 años la mezcla de producción de hidrocarburos líquidos ha variado, aumentando la producción de condensados y de líquidos de gas y disminuyendo la del crudo. La estabilidad relativa de la producción de petróleo crudo contrasta con los cambios sustantivos en el origen de la misma, ya que su contribución a la oferta total es poco significativa, principalmente en la Región Sur, denominada por el mesozoico de Tabasco y Chiapas. Es en esta zona donde se encuentran los yacimientos de mayores dimensiones y donde se encuentran las reservas probadas de hidrocarburos.

Esta situación se debe a la crisis de mercado de 1986, de la que nos hemos estado recuperando pudiendo mantener para 1993 el 5º lugar a nivel mundial entre los principales países productores de petróleo y principalmente debido al tipo de petróleo que México produce en mayor cantidad, ya que se trata de crudos de alta viscosidad y difícil procesamiento.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

**1.1.- TIPOS DE CRUDOS MEXICANOS**

Para conocer bien la problemática de procesamiento de nuestro crudo más abundante, a continuación se describen brevemente los diferentes tipos de crudos que existe en México:

- **El Crudo Olmeca:** Contiene una buena cantidad de volátiles, benceno y un reducido contenido de azufre y residuos pesados; además de contar con una buena proporción de gas natural asociado. Son estas características las que lo ubican como un petróleo de alta calidad a nivel mundial; y por lo tanto de un alto valor agregado, pero que se presenta en una reducida cantidad en los yacimientos mexicanos.

- **El Crudo Istmo:** Se encuentra en una mayor proporción en el país (aproximadamente en un 30% contra un 5% del Olmeca), pero resulta ser de menor calidad; sin embargo tiene una aceptable proporción de gas natural asociado y un contenido medio de azufre y metales pesados, por lo que es un producto de buena rentabilidad para su destilación en la obtención de productos petroquímicos y gasolinas.

- **El Crudo Maya:** Es el más abundante, aproximadamente es el 65% del total extraído, siendo el que se procesa y comercializa en mayor grado; pero tiene una viscosidad muy elevada que dificulta su extracción y procesamiento, además de tener un contenido muy elevado de azufre y metales como vanadio y níquel que demeritan la calidad de los productos que se pueden obtener. Esto se refleja en la gran cantidad de combustible de baja calidad y poder calorífico que produce el

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

país; a esto le debemos agregar la baja proporción de gas asociado que contiene, lo que obliga a realizar importaciones cada vez más elevadas de gas natural (para 1993 es del 11% del total de gas natural producido).

## 1.2.- EL CRUDO MAYA

El crudo Maya, nuestro crudo más abundante, se caracteriza por su alto contenido de asfaltenos (18 a 22%), estructuras complejas que envuelven a los metales y compuestos nitrogenados. Esto provoca una proporción muy alta de combustóleo en la destilación primaria (44 a 48%). Por este efecto, cualquier refinería bajaría su capacidad de refinación si se le alimentara con 100% Maya. Además este crudo tiene altas cantidades de azufre y metales pesados, tales como níquel (Ni)

PROPIEDADES DEL CRUDO MAYA :	
Grados API	23.5
Contenido de azufre (% en peso)	3.0
Nitrógeno total (ppm)	3,000
Nitrógeno base (ppm)	840
C-5 Insolubles (% en peso)	12.3
C-7 Insolubles (% en peso)	11.1
Vanadio (ppm)	240
Níquel (ppm)	24
Sodio (ppm)	8
Hidrógeno (% en peso)	11.9
Carbón (% en peso)	84.8
Proporción C/H	7.1
Carbón residual (% en peso)	9.7
Viscosidad, @ 210 F	2,250

Tabla 1.1. Composición y propiedades del crudo Maya

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

PROPIEDADES DE LOS RESIDUOS DEL CRUDO MAYA :		
grados API		8.5
Contenido de Azufre	(% en peso)	4.7
Nitrógeno	(% en peso)	0.54
C-7 Insolubles	(% en peso)	14.5
CCR	(% en peso)	17.2
Ni + V	(ppm)	480
Viscosidad, @ 210 F		2,250

Tabla 1.2. Composición y propiedades de los residuos del crudo Maya

y vanadio (V); razón por la cual resulta muy difícil de procesar; así pues, se tiene una pérdida de aceite destilable a los residuos de este crudo, dando por resultado una difícil refinación, con un alto porcentaje de combustóleos y una demeritada producción de gasolinas y petroquímicos básicos. En la tabla 1.1 se muestra la composición del crudo Maya y en la tabla 1.2 se ilustra la composición de sus residuos.

Además, la contaminación por gases ácidos produce la formación de lluvias ácidas y la producción de ozono, principalmente por el azufre del combustóleo y los óxidos de nitrógeno. Con un combustóleo con 3.6% en peso de azufre se tiene que: por cada 100 metros cúbicos de combustóleo (ó 629 barriles) se producen 7.2 toneladas de  $SO_2$ , los cuales se transforman a 11 toneladas de ácido sulfúrico.

### 1.3.- EXPECTATIVAS DE LA SITUACIÓN ACTUAL

Es necesario incorporar proyectos para mejorar la calidad de combustibles y

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

reducir la producción de combustóleo pesado de alto azufre, lo que permitirá cumplir con nuevas normas de protección del medio ambiente.

La reducción o eliminación de combustóleo en refinerías permitirá incrementar el consumo de gas natural en sus regiones de influencia. El costo de enviar combustóleo a un puerto para su eventual exportación resulta prohibitivo, lo que obliga a su conversión profunda. Es a través del mayor consumo de un combustible limpio como el gas natural que podrán cumplirse las normas de protección ambiental a un mínimo costo. Paradójicamente, para ampliar el consumo de gas natural es necesario invertir previamente recursos cuantiosos para destruir el combustóleo que será desplazado por el gas.

Dadas las nuevas normas ambientales y la configuración actual de las refinerías mexicanas, una buena parte de las inversiones en proyectos que mejoran la calidad de los combustibles mejoran también la rentabilidad de la refinación. Estos proyectos complementarían inversiones ya realizadas en refinerías existentes, equilibrando configuraciones de refinación incompletas. La reoptimización de procesos que estas inversiones permiten podrá traducirse en mejores márgenes de refinación.

Actualmente se utilizan energéticos para la generación de energía eléctrica en ciclos combinados (turbinas de gas-generator y turbina de vapor-generator). Se utiliza este modo esencialmente con el gas natural. El combustóleo no se puede utilizar en forma directa en turbinas de gas debido al contenido de azufre y de vanadio. Con este elemento se forman productos que destruyen las alabes de las turbinas y corroen cualquier aleación de metales a temperatura mayor a los

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

600°C.

Dadas las tendencias en el abasto de energético debemos esperar: una disminución en el abasto de gas natural a corto y mediano plazo, una mayor utilización del crudo Maya que produciría un combustóleo de peor calidad, por tanto, una mayor producción de combustóleo y una mayor contaminación por lluvia ácida principalmente en las zonas productoras del país.

#### **1.4.- ALTERNATIVAS PROPUESTAS EN LA PRESENTE INVESTIGACIÓN**

Dadas las actuales tendencias en la producción de energéticos esperamos que suceda una disminución en el abasto de gas natural a corto y mediano plazo; una mayor extracción de crudo Maya que aumentaría la producción de combustóleo de baja calidad esperando una mayor disponibilidad en inventario de combustóleo; y por la combustión de estos combustóleos una mayor contaminación por lluvia ácida, principalmente en las zonas petrolíferas del país.

Por lo anterior, se propone:

- Emplear un método de gasificación de combustóleo antecedido de procesos específicos que lo hagan viable para la producción de hidrógeno y gas de síntesis, con lo que se reducirían los altos índices de contaminación en las zonas mencionadas y se podría aumentar la eficiencia térmica en los ciclos combinados para la producción de energía eléctrica.
- Gasificar combustóleo para la producción de hidrógeno que pueda emplearse en la fabricación de amoníaco y fertilizantes agrícolas, en lugar del uso de gas

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**Facultad de Química**

natural como fuente del  $H_2$  requerido por estos procesos, el cual es más caro y de limitada disponibilidad futura.

- Aprovechar los productos de la gasificación de los residuos como el gas de síntesis para cubrir las necesidades de la industria petroquímica y química en la producción de metanol y otros insumos para la industria nacional.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPITULO II**

**PROCESOS DE GASIFICACIÓN DE HIDROCARBUROS  
Y RESIDUOS PESADOS**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

# U.N.A.M.

## FACULTAD DE QUÍMICA

### ÍNDICE CAPÍTULO II :

TÍTULO	PÁGINA
2.- Oxidación parcial de hidrocarburos	8
2.1.- Procesos de gasificación de crudos y residuos pesados	12
2.2.- Proceso de gasificación Shell	13
2.3.- Proceso Flexicoking	32
2.4.- Proceso Fluid Coking	43
2.5.- Proceso de gasificación Texaco	44
2.6.- Proceso Delayed Coking (coquización retardada)	54

CAPÍTULO II

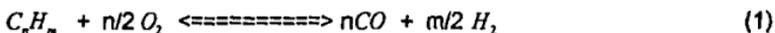
2.- OXIDACIÓN PARCIAL DE HIDROCARBUROS

Los procesos de gasificación para productos de la destilación inicial de crudos y residuos pesados, resultan especialmente atractivos para países que como México tienen dentro de sus reservas y volúmenes de producción, una tendencia cada vez mayor hacia la obtención de hidrocarburos de alto peso molecular, debido a la naturaleza de sus fuentes.

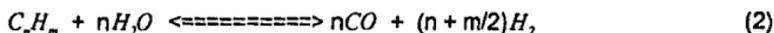
A través de la química de reacciones de los procesos de gasificación de hidrocarburos se puede producir hidrógeno, el cual es muy importante para los procesos de hidrodesulfurización y síntesis orgánica en la producción de aminas y amoníacos, etc.

La química que se utiliza para estos procesos es muy simple, se trata de llevar a cabo una oxidación parcial por una vía no catalítica. Esta oxidación parcial es, en principio, la reacción de hidrocarburos con una cantidad de oxígeno insuficiente para completar la combustión a temperaturas entre los 1350 y 1600°C y presiones sobre los 15 MPa, operando como un proceso continuo.

Las reacciones básicas son como sigue:



o bien:



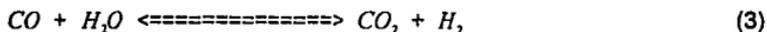
La mínima cantidad de oxígeno requerida para completar la conversión del hidrocarburo está indicada en la ecuación (1). Si la reacción procede de acuerdo a esta ecuación cuando los destilados de alto punto de ebullición o residuos

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

pesados (alimentación de un largo número de átomos por molécula) se gasifican lo suficiente, generalmente se produce un calor de 1500°C, suficiente para activar a los reactantes. Cuando la reacción se completa, el monóxido de y el hidrógeno resultan ser los principales productos; solo entonces se forma el bióxido de carbono y agua, siempre y cuando exista un excedente de oxígeno.

Se alimenta vapor de agua para evitar el incremento excesivo de la temperatura, este vapor de agua reacciona endotérmicamente con los hidrocarburos de acuerdo a la ecuación (2). Esto conduce a la formación de más hidrógeno que la esperada en la ecuación (1).

Los elementos principales de la mezcla de hidrocarburos (carbón, hidrógeno, oxígeno y azufre), se transforman en compuestos termodinámicamente independientes de la naturaleza de la alimentación, esto es: monóxido de carbono, bióxido de carbono, hidrógeno, agua, metano, ácido sulfhídrico y sulfuro de carbonilo. La proporción de varios componentes en la mezcla gaseosa se determina por una relación de equilibrio, la cual incluye el equilibrio del agua en el gas:



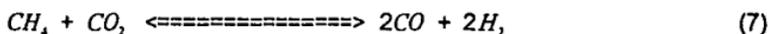
el equilibrio del metano:



el equilibrio del ácido sulfhídrico y sulfuro de carbonilo:



y



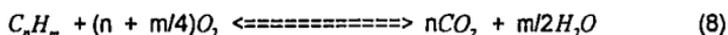
La formación de metano es en muy bajas cantidades, que no representa más del 3% en peso del hidrocarburo alimentado. Estos equilibrios se establecen en el

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

reactor de gasificación entre 1350 y 1500°C. Estos permanecen prácticamente sin cambio durante el rápido enfriamiento por quēncheo que se realiza con agua o por la transferencia indirecta de calor al agua a una temperatura relativamente baja. Se puede llegar al equilibrio por debajo de 900°C únicamente con tiempos de residencia muy largos o con la ayuda de catalizadores. Esta última opción aún no se ha aplicado comercialmente ya que provoca la formación de hollín.

Para comprender mejor la mecánica de la reacción, se le divide en tres etapas. En la primera se lleva a cabo el calentamiento y la desintegración de la fase donde está disperso el hidrocarburo con oxígeno y vapor de agua. Aquí el hidrocarburo se vaporiza y se mezcla íntimamente con el oxígeno y el vapor, mientras es calentada también por radiación a fuego directo por las paredes del reactor. Dado esto, se lleva a cabo la desintegración del hidrocarburo formando carbón, hidrógeno, metano y radicales libres, como se mencionó anteriormente.

En la segunda etapa los restos del hidrocarburo entran en ignición y arden procediendo las siguientes reacciones. En la primera se da la combustión que lleva al hidrocarburo a  $CO_2$  y vapor de agua:



Esta reacción es altamente exotérmica, aproximándose el equilibrio hacia el lado derecho de la reacción conforme se va consumiendo el oxígeno. Además de esto a temperatura de flama también ocurren las ecuaciones (1) y (2) que son altamente endotérmicas.

Las reacciones anteriores disminuyen la cantidad neta de  $CO_2$  y de  $H_2O$  obtenidos durante el curso de la reacción (8), inclinándose a producir  $H_2$  y  $CO$ .

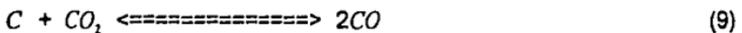
Para prevenir excesivas temperaturas en la zona de reacción es esencial que los reactivos entren al proceso como una mezcla homogénea. En estas condiciones las reacciones endotérmicas absorben mucho del calor que se libera en la

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

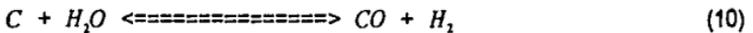
reacción (8). Esta situación se lleva a cabo si se mantiene la temperatura en un rango de operación entre los 1350 y 1500°C, como se mencionó anteriormente.

En la tercera y última etapa el reactor aún a altas temperaturas lleva a cabo reacciones secundarias, las cuales se producen muy lentamente, y con un equilibrio muy inestable.

En estas reacciones las partículas de carbón tienden a ser consumidas a las condiciones del reactor y se dan las siguientes transformaciones:



y



Estas reacciones no se completan ya que por su lentitud, el tiempo normal de residencia en el reactor es insuficiente para llevarlas a cabo.

Para mejorar el rendimiento del hidrógeno producido, se inyectan al reactor bajas porciones de agua en fase vapor. Así la composición final de los productos es determinada por las condiciones de equilibrio entre el gas y en agua, representada por la ecuación (3) y entre los 1250 y 1300°C.

El vapor de agua debe dosificarse en la mezcla gaseosa de oxígeno e hidrocarburo de acuerdo a la proporción que estos componentes guarden en la mezcla de reacción; ya que controlando las proporciones de vapor de agua en la mezcla de oxígeno-combustible, se puede inducir la composición de los productos en el gas efluente del reactor y controlar el índice de  $H_2/CO$  producido. La presión solo tiene influencia en la operación del reactor cuando se lleva a condiciones extremas con un efecto mínimo.

Por lo anterior se puede concluir que las principales ventajas de la oxidación parcial son:

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

- La posibilidad de transformar hidrocarburos que no pueden ser vaporizados y
- La completa destrucción de los enlaces carbono-carbono.

### **2.1- PROCESOS DE GASIFICACIÓN DE CRUDOS Y RESIDUOS PESADOS**

Existe una amplia gama de procesos que incluyen la oxidación parcial, pero los principales sin lugar a dudas son los desarrollados por la Shell, la Texaco y la Exxon: estos procesos son el Shell Gasification Process (S.G.P.), el Texaco Gasification Process (T.G.P.), el Flexicoking, Fluid Coking de Exxon y el Delayed Coking (coquización retardada) representado por la Foster Wheeler, que son los que más difusión han tenido y reportan mayores adelantos al respecto.

Estos 5 procesos, aunque manejan bases semejantes, tienen por principio objetivos diferentes para su aplicación; por ejemplo, el objetivo principal del proceso Flexicoking, Delayed Coking y Fluid Coking es la producción de combustible de mediano y bajo poder calorífico y también la producción de hidrocarburos susceptibles de destilación y fraccionamiento de los cuales se puedan obtener gasolinas y naftas de diversos tipos, así como materia prima para la fabricación de compuestos utilizados en procesos de síntesis comercial para la industria química y petroquímica. Estos procesos no incluyen la inyección de vapor de agua en el reactor para la producción de hidrógeno, conservándose una proporción fija en la razón  $CO/H_2$ .

A diferencia del proceso anterior, el T.G.P. desarrollado por la Texaco Development Co. puede o no utilizar inyección de vapor de agua en el reactor, este proceso tiene la flexibilidad de que una misma planta pueda procesar fácilmente gran variedad de materias primas, incluyendo desperdicios domésticos e industriales.

De manera similar al anterior proceso, el desarrollado por la Shell Oil Co. y

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

representado por la corporación Lurgi para las ventas comerciales, tiene unos objetivos más amplios que se encuentran dirigidos principalmente a la producción de hidrógeno. A continuación se presentarán resúmenes con los aspectos más relevantes de ambos procesos.

## **2.2- PROCESO DE GASIFICACIÓN SHELL**

La alimentación proporcionada al proceso S.G.P. tiene la ventaja de que puede variar en los tipos de hidrocarburos alimentados, con alta viscosidad y un máximo rango de tolerancia de azufre, nitrógeno, oxígeno, metales, cenizas y otras impurezas del petróleo crudo.

Otra ventaja de este proceso radica en que el producto obtenido del proceso, esencialmente  $H_2$  y  $CO$ , puede utilizarse en sistemas de generación de energía eléctrica; la composición del producto puede ajustarse fácilmente a los requerimientos de gas de síntesis para unidades petroquímicas tales como las productoras de amonio/urea, metanol y oxoproductos, así como también para cubrir otras necesidades.

Finalmente, la operación de las unidades S.G.P. es muy estable y sigue siéndolo aunque se cambie el tipo de alimentación al sistema; además se ofrecen altos factores de gasificación y bajo costo de mantenimiento.

Este proceso es un proceso de oxidación parcial no catalítica, como se menciona con anterioridad, para convertir una gran variedad de alimentaciones de hidrocarburos y obtener como producto una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono.

### 2.2.1.- PROCESO

El proceso S.G.P. se compone esencialmente de 4 partes:

- 1) el reactor de gasificación,
- 2) el recuperador de calor de efluentes que incluye un intercambiador con el fin de recuperar el calor liberado por los gases calientes a la salida del reactor y el intercambiador economizador que se alimenta al calentador,
- 3) el sistema de remoción de carbón que separa el carbón del producto gaseoso

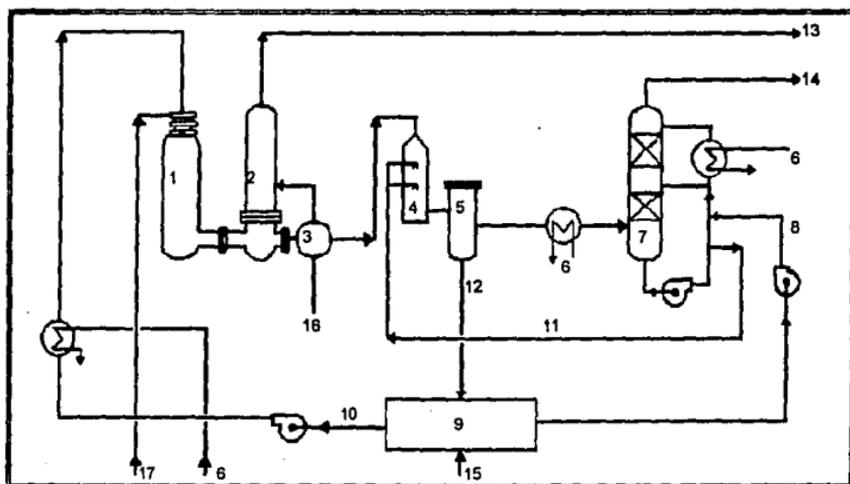


Figura 2.2.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso Shell. Listado del equipo:

- |                           |                             |
|---------------------------|-----------------------------|
| 1.- Reactor               | 10.- Aceite con cenizas     |
| 2.- Recuperador de calor  | 11.- Agua de apagado        |
| 3.- Economizador          | 12.- Cenizas separadas/agua |
| 4.- Torre de apagado      | 13.- Vapor de alta          |
| 5.- Separador de cenizas  | 14.- Hidrocarburo ligero    |
| 6.- Vapor de proceso      | 15.- Residuos pesados       |
| 7.- Depurador             | 16.- Agua de proceso        |
| 8.- Agua de retorno       | 17.- Corriente de oxígeno   |
| 9.- Recuperador de polvos |                             |

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

del reactor y

4) el sistema de recuperación de carbón para su reciclo.

La figura 2.2.1 muestra un diagrama de flujo simplificado del proceso.

### **Reactor de gasificación**

El hidrocarburo alimentado y el oxígeno (o aire) son precalentados. EL oxígeno se mezcla a su vez con vapor sobrecalentado y se alimenta al horno de gasificación, el que se encuentra en la parte superior del reactor. Los hidrocarburos alimentados se atomizan dentro de la mezcla y se llevan a su temperatura de ignición (la cual se encuentra entre los 1300 y 1400°C), entonces reacciona para formar  $CO$ ,  $H_2$ , y algo de  $CO_2$ , vapor de agua y bajas cantidades de cenizas en la porción más baja del reactor. La figura 2.2.2 muestra un corte transversal de un reactor de gasificación del proceso S.G.P.

El azufre que acompaña a la alimentación es convertido en  $H_2S$  y  $COS$ ; mientras el nitrógeno es pasado a  $NH_3$  y trazas de  $HCN$ .

El reactor vertical está hecho de acero para resistir la alta presión, además de recubrirse de material refractario. No tiene baffles interiores o camas de catalización. El hidrocarburo precalentado y el oxidante son alimentados al reactor precisamente debajo de una válvula de control de flujo para llevarse a un combustor de diseño especial en la parte superior del reactor. El vapor es premezclado con oxígeno para moderar la flama.

En el diseño se utilizan materiales refractarios convencionales, los cuales tienen una larga vida de servicio.

Debe darse un adecuado tiempo de residencia al reactor para permitir que las reacciones de oxidación parcial se aproximen al equilibrio. Aunque los reactores S.G.P. han sido desarrollados para operar a presiones tan bajas como 30 psia, se

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

ha visto que el aumento de la presión beneficia los resultados, por lo que se debe procurar trabajar a la mayor presión posible; en las aplicaciones comerciales se

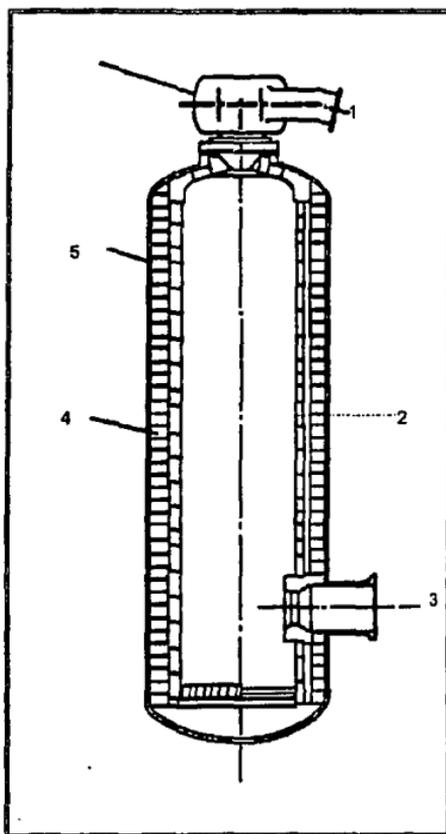


Figura 2.2.2. Reactor de gasificación del proceso SGP. 1) producto gasificado; 2) coraza del reactor; 3) Alimentación; 4) quemador; 5) pared metálica

usan arriba de las 900 psia. Además esta presión puede ser aprovechada como presión de entrada para aquellos otros procesos que usen las materias primas

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

aquí producidas.

**Recuperación de calor de efluentes**

El gas caliente que sale del reactor S.G.P. pasa a través de un intercambiador de calor de efluentes y un precalentador de agua. La presión obtenida del vapor

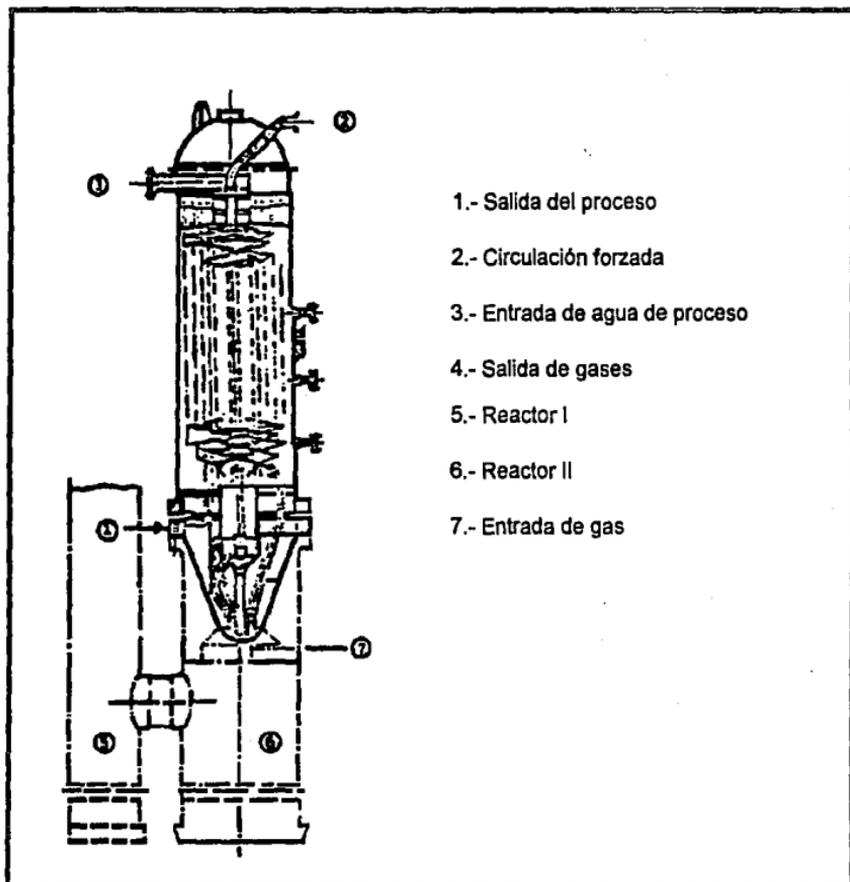


Figura 2.2.3. Recuperador de efluentes del proceso SGP

## **UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA**

generado por el intercambiador de efluentes puede llegar a los 1500 psig. Los gases calientes fluyen directamente del reactor al intercambiador de diseño especial (ver figura 2.2.3), donde pasan por una tubería helicoidal que se encuentra en la coraza del mismo intercambiador. La suma del calor sensible recuperado de los gases del reactor, más el calor de combustión presentado al obtenerse el producto gaseoso es igual aproximadamente al 95% del poder calorífico de hidrocarburo alimentado (GHV).

Las cenizas en el gas caliente, producidas por el reactor de oxidación parcial podrían producir serios problemas de incrustación por depósito en un cambiador de tubos convencional. El uso de tubos helicoidales y la propia velocidad del gas alargan la vida útil del cambiador, sin necesidad de limpiezas periódicas y sin pérdidas del calor transferido. El vapor es generado a presiones mayores en 150 psi de la que tiene el reactor presurizado, siendo posible así el uso de vapor a presión moderada. Los cambiadores de calor para los gases efluentes han sido diseñados para presiones aproximadas a las 1500 psia.

Los gases efluentes, salen del intercambiador a una temperatura algo superior a la del vapor generado, adicionalmente también se recupera calor en un economizador que precalienta el agua que se dirigirá a intercambiar calor con los gases efluentes.

### **Apagado y remoción de carbón**

El gas que sale del equipo de recuperación de calor se contacta directamente con agua para su apagado en un equipo de quencheo, lo que contribuye con un enfriamiento adicional al de los intercambios indirectos con los calentadores de agua y vapor de proceso, lo que se conjunta con otro intercambio con agua a temperatura ambiente en una torre empacada. La ceniza es removida del gas con

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

el apagado y el agua de la torre empacada. El carbón es filtrado y enviado de la torre de apagado a un recuperador.

El gas que sale del equipo contiene las cenizas producidas en el reactor y los restos de coque presentes desde la alimentación; las cenizas de carbón tienden a depositarse en el fondo del reactor, por lo que hacer inspecciones y purgas periódicas ayuda al mantenimiento. La torre de apagado contiene múltiples válvulas de espreo, las cuales ayudan a remover las cenizas del gas. Para una adicional recuperación de calor, se puede acompañar a la torre de apagado con un intercambiador para el gas apagado con agua fría alimentada. El gas producto del S.G.P. contiene menos de 5 ppm de cenizas.

#### **Recuperador de carbón**

Como se muestra en la figura 2.2.4, la corriente semigaseosa de agua y cenizas procedentes del equipo de remoción de carbón es mezclada con una pequeña cantidad de nafta e introducida a un aglomerador (extractor), en el cual la nafta y la ceniza forman pequeñas píldoras. Estas píldoras son retiradas del agua por un separador rotativo. Las píldoras son retiradas del agua por un separador rotativo. Las píldoras son entonces mezcladas con aceite combustible fresco; rompiéndose y dispersándose en el mismo con ayuda de un homogenizador. La nafta es recuperada del homogenizador para volverse a utilizar el aglomerador. La mezcla aceite/cenizas es bombeada al reactor S.G.P. La ceniza formada en el reactor es reciclada hasta su extinción.

Uno de los aspectos más importantes del proceso nafta/cenizas es el manejo de los desperdicios. Las cenizas provenientes de la alimentación se concentran en el agua de proceso alimentada al removedor de carbón y se purgan en el sistema.

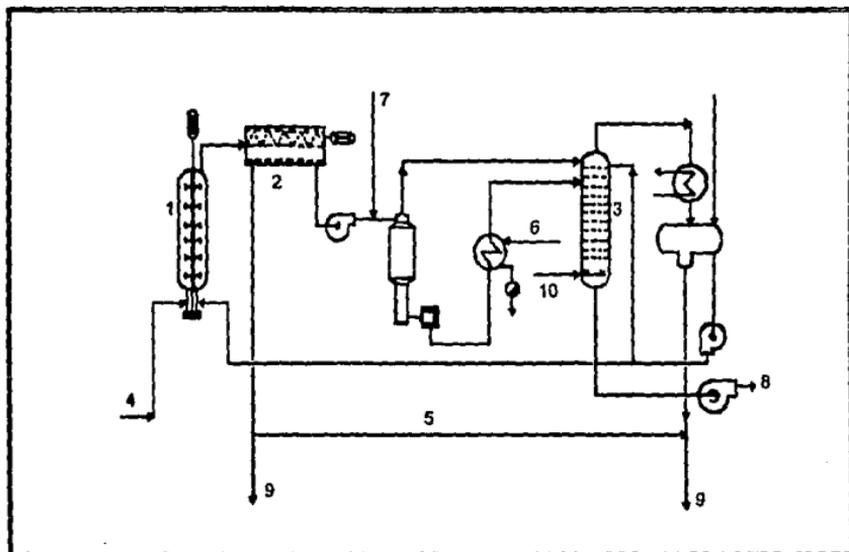


Figura 2.2.4. Unidad recuperadora de cenizas. Listado de conceptos:

- |                         |                        |
|-------------------------|------------------------|
| 1.- Extractor           | 6.- Vapor de alta      |
| 2.- Revoledor rotatorio | 7.- Residuo pesado     |
| 3.- Separador de nafta  | 8.- Aceite sin cenizas |
| 4.- Cenizas con aceite  | 9.- Agua con impurezas |
| 5.- Nafta               | 10.- Vapor de baja     |

### 2.2.2.- USO DE VAPOR EN EL AJUSTE DE LA PROPORCIÓN $H_2/CO$

La cantidad de vapor alimentado al reactor S.G.P. se usa para moderar la temperatura de flama y reducir la producción de cenizas.

Como se muestra en la figura 2.2.5, es factible el ajuste de la proporción  $H_2/CO$  con un aumento de la relación agua/hidrocarburo alimentado, por medio de un equipo posterior al reactor. Esta situación varía según sea el tipo de alimentación, ya que mientras más ligeros sean los residuos alimentados mayor será la proporción de  $H_2$  con respecto a la de  $CO$  en el gas producido; para ejemplificar esto podemos ver que si se alimenta gas natural al proceso, el producto tendrá

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

una proporción molar de  $H_2/CO$  de 1.8:1 y para el crudo pesado Bunker-C o ASTM No.6 será de 0.97:1; esto se puede explicar fácilmente, si se observa la estructura molecular de cada uno de ellos, en la cual se podrá observar como el gas natural está compuesto de olefinas saturadas con una fórmula general  $C_nH_{m,2}$ , la que comparada con la de un crudo pesado, que por su contenido de asfaltenos presenta una alta cantidad de hidrocarburos cíclicos aromáticos y no aromáticos, tiene una gran deficiencia de  $H_2$ , lo que se traduce en una menor

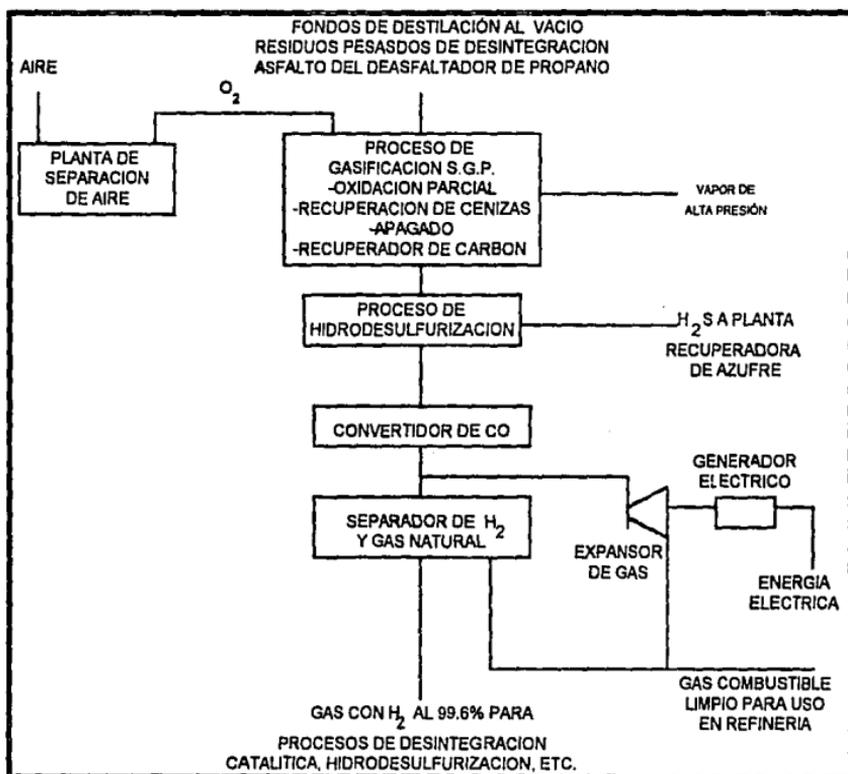
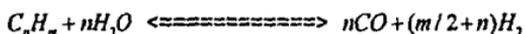


Figura 2.2.5. Proceso S.G.P. como parte de una refinera para tratar hidrocarburos pesados

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

proporción de hidrógeno por cada molécula de carbón presente. Esta situación puede ser modificada mediante la adición de vapor de agua en un sistema de conversión que puede ser ajustado mediante el flujo de vapor inyectado para tener la proporción  $H_2/CO$  deseada, de acuerdo a los propósitos con los que se empleará el producto final. Lo anterior se apoya en la siguiente reacción:



**2.2.3.- APLICACIONES DEL PROCESO S.G.P.**

El gas de síntesis producido por el S.G.P. es utilizado para manufacturar un amplio rango de productos finales. En el diagrama de bloques de la figura 2.2.6 se puede observar la aplicación general de las alternativas del proceso. En los

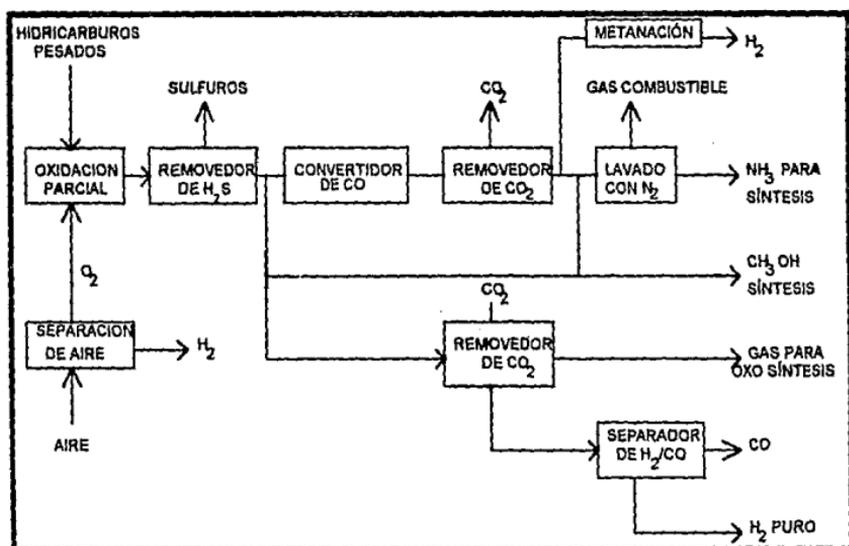


Figura 2.2.6. Aplicaciones varias del proceso S.G.P.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

párrafos siguientes se describen individualmente las características de estas aplicaciones.

**Hidrógeno:**

Para su obtención con alta pureza, normalmente se emplea la reformación del metano o gas natural que da buenos resultados, pero también utiliza este escaso y caro recurso. Mediante los procesos de gasificación es posible obtener hidrógeno a partir de materia prima más barata y abundante en México como son los residuos pesados. A continuación se presenta una comparación a nivel de diagramas de bloques (figura 2.2.7) de los procesos de obtención de hidrógeno por reformación del metano y a través del proceso S.G.P.; con este diagrama se

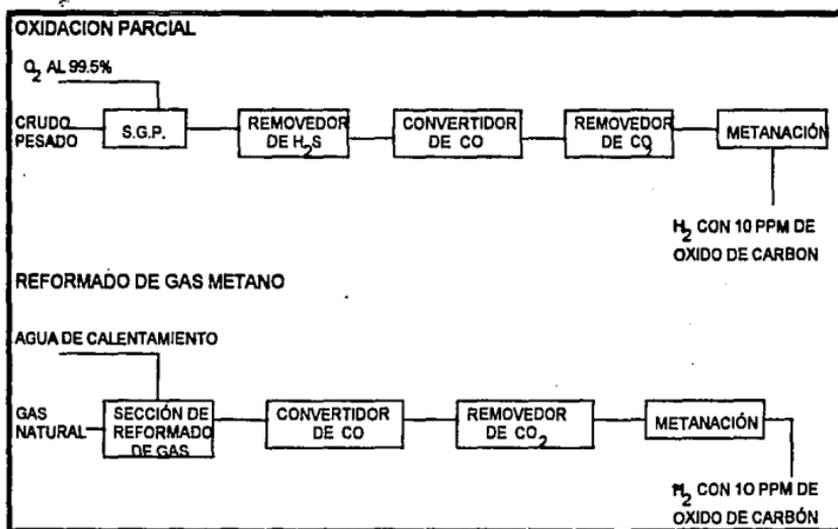


Figura 2.2.7. Diagrama comparativo de 2 procesos para sintetizar hidrógeno.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

puede ver como la diferencia entre ambos es el equipo de conversión de CO, contra un fuerte ahorro por el empleo de residuos como alimentación.

A continuación se presenta un diagrama de bloques (figura 2.2.8) en el que se detalla la forma en la cual se puede producir  $H_2$  en los grados de pureza requeridos para su uso. Para una mejor explicación pase a la sección que se refiere al ajuste de proporción  $H_2/CO$  presentada anteriormente.

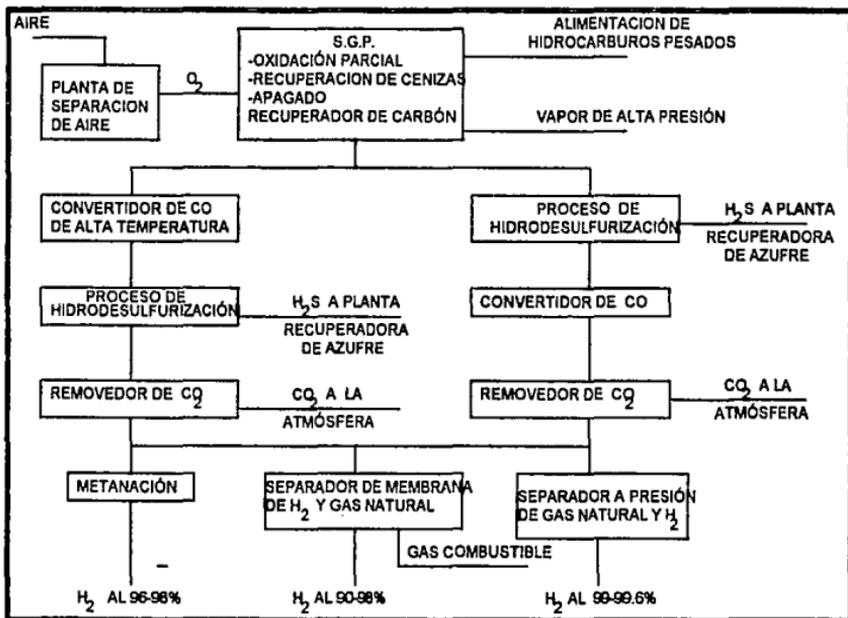


Figura 2.2.8. Aplicación del proceso S.G.P. para la sintetización de hidrógeno

**Amonio:**

El la figura 2.2.9 e presenta el diagrama de bloques para la producción de amoníaco a partir de gas de síntesis. Para esto se requiere una planta de

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

separación de aire que provea del oxígeno y nitrógeno requeridos. El oxígeno se usa en la gasificación del hidrocarburo, y el gas producido se pasa a la unidad de conversión de CO con vapor de agua para producir bióxido de carbono e hidrógeno; y después remover el bióxido de carbono del producto y darle un lavado con nitrógeno líquido en una proporción de 3:1 respecto de la cantidad de hidrógeno producido; con esto se fabrica el amoníaco y se le separa del bióxido de carbono y metano residuales.

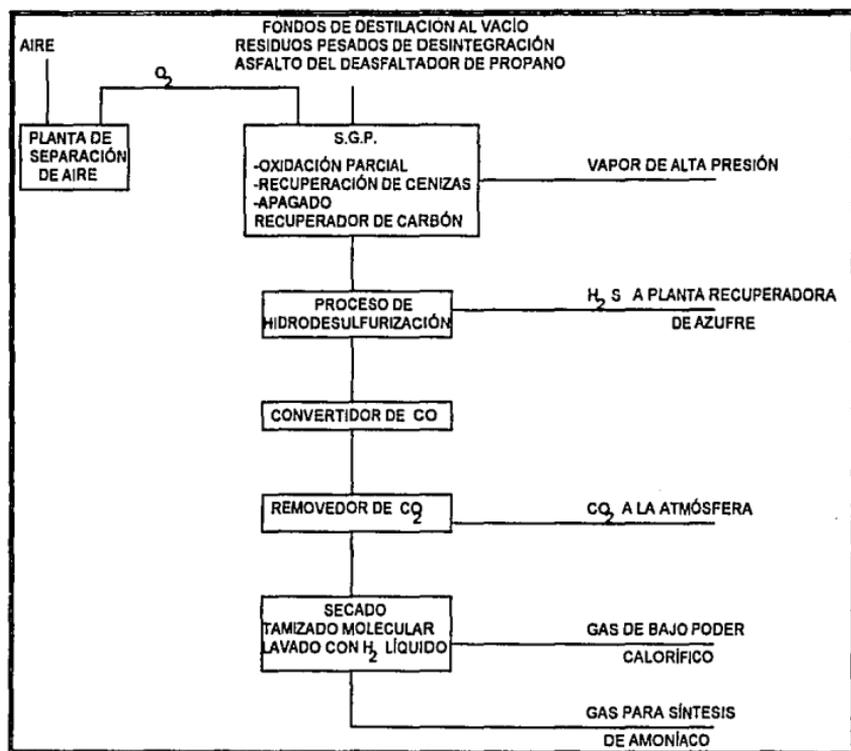


Figura 2.2.9. Proceso S.G.P. para generar gas de síntesis para amoníaco

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**Procesos vía oxo:**

El gas de síntesis oxo es una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono, con una proporción molar desde 1:1 hasta 1.8:1. Se utiliza en síntesis catalítica a alta presión para aldehídos y alcoholes a partir de olefinas.

La gasificación de hidrocarburos pesados está dirigida principalmente a la generación de gas oxo para síntesis, debido a que la proporción  $H_2/CO$  puede ser ajustada de acuerdo al tipo de gas oxo requerido. Para este tipo de proceso no se requiere la unidad de conversión de CO (figura 2.2.6).

**Metanol:**

Este proceso es un caso específico de ajuste a la proporción de gas de síntesis, que para este propósito debe ajustarse en un factor de 2.2:1.

El proceso es muy similar al de fabricación de amonio, pues también requiere de una planta de separación de aire, para el uso de oxígeno en la gasificación, acompañado de una conversión de CO que ajuste el factor  $H_2/CO$  al requerido, complementado con una posterior remoción de  $CO_2$ . En la figura 2.2.10 se puede observar el proceso para la aplicación a metanol.

**Gas Combustible:**

El combustible de bajo y mediano poder calorífico y reducido contenido de azufre se utiliza para calentamiento en muchas refinerías y plantas químicas. Este mismo combustible puede ser producido por medio del S.G.P. seguido de un proceso de hidrodesulfurización.

Dado que el valor calorífico del combustible es el factor crítico, puede utilizarse aire en lugar de oxígeno durante la gasificación. En el proceso también se genera vapor de alta presión, como puede observarse en la figura 2.2.11.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

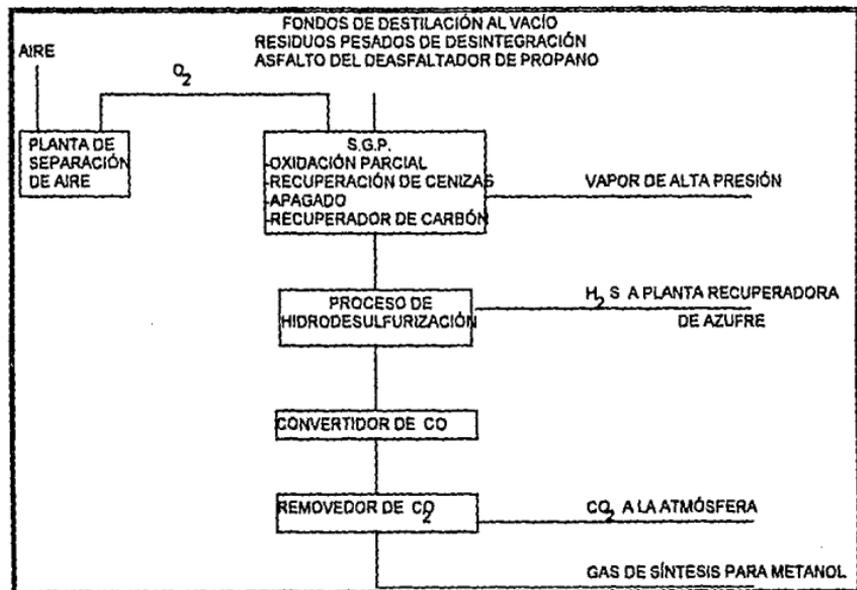


Figura 2.2.10. Proceso S.G.P. para generar gas de síntesis para metanol

**Generación combinada de energía eléctrica, vapor y gas combustible limpio:**

En la figura 2.2.11 se ve como se puede generar electricidad a partir del mismo proceso de producción de gas combustible. Esto se debe a que el concepto de generación de gas combustible a partir de hidrocarburos pesados fue desarrollado para incluirse en una planta de energía eléctrica lo que a su vez permite operar un sistema en que el S.G.P. en conjunto con turbinas de gas y vapor, generen electricidad utilizando una alimentación de petróleo pesado con alto contenido de azufre y sin emisiones de óxidos de nitrógeno o sulfuros a la atmósfera, dado que el gas utilizado una vez frío es desulfurado y enviado al proceso, mientras el gas ácido se lleva a una unidad Claus en donde se reduce el

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

$H_2S$  a azufre elemental.

Esta situación es una ventaja, ya que manejar alimentaciones con alto contenido de azufre no sería posible en un sistema convencional.

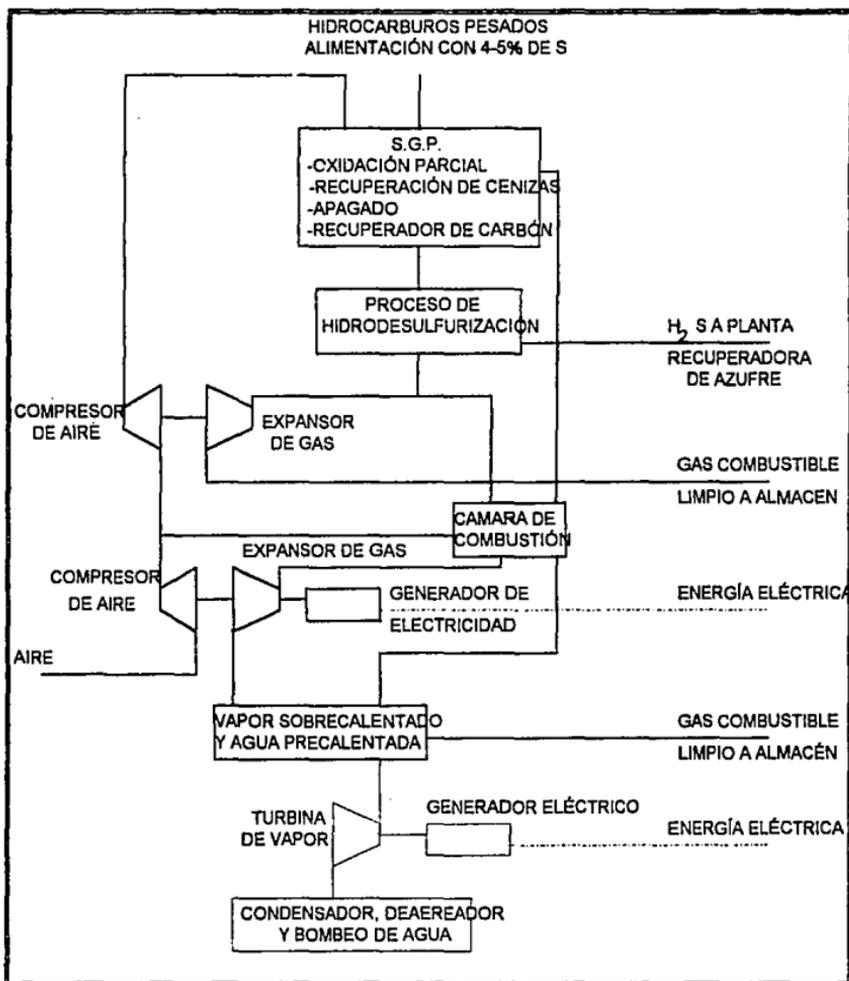


Figura 2.2.11. Proceso S.G.P. para producir gas combustible y generar energía eléctrica

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

Una vez desulfurizado el gas producido por el S.G.P., se expande una parte de la corriente y se introduce a un sistema de producción de gas combustible. La energía recuperada de la expansión del gas puede usarse para un compresor que conduzca aire al gasificador S.G.P.

El gas desulfurizado restante se quema con aire comprimido en una cámara de combustión y se expande posteriormente para dar potencia adicional al compresor de aire y generar energía eléctrica.

El gas expandido que sale de las turbinas pasa por varios intercambiadores de calor para producir vapor de alta presión y luego precalentar agua para el sistema antes de ser descargado.

Después de lo anterior, el vapor sobrecalentado generado se expande también en una turbina de vapor y genera otro tanto más de energía eléctrica.

**2.2.4.- RESULTADOS DE LA OPERACIÓN**

El proceso S.G.P. se puede aplicar a los residuos asfálticos de crudos típicos del Medio Oriente con las siguientes características (tabla 2.2.1):

PROPIEDADES RESIDUOS DEL CORTE	PETRÓLEO CRUDO	TIPOS DE CORTE	
		RESIDUO ATMOSFÉRICO	AL VACÍO
Densidad (API)	0.861	0.962	1.009
Residuos de crudo (%en peso)	100	49.5	24.0
Azufre (% en peso)	2.06	3.5	4.45
Temp. Evaporación (°F)	—	650 +	1,000 +
Cenizas (% en peso)	0.03	0.06	0.12
Viscosidad (centiStocks):			
@ 100 °F	9.6	1,400	300,000
@ 212 °F	3.2	56	800
Vanadio (ppm)	21	40	67
Níquel (ppm)	6	11	17

Tabla 2.2.1. Propiedades de los cortes de un crudo típico

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

Fueron procesados por el método S.G.P. y el resultado de su aplicación a los residuos de destilación al vacío o residuos al vacío se encuentran en la tabla 2.2.2, para una planta con capacidad de 124,000 lb/hr de procesamiento:

<b>Requerimientos:</b>		
Flujo de residuos alimentados	(lb/hr)	124,000
Oxígeno alimentado	(lb/hr)	127,500
Flujo neto de nafta para recuperación de carbón	(lb/hr)	200
No. de reactores S.G.P. utilizados		6
<b>Productos:</b>		
Producción de gas de síntesis	(ft <sup>3</sup> /hr)	6,040
<b>Composición en % del gas de síntesis:</b>		
	Hidrógeno	43.4
	Monóxido de carbono	48.9
	Dióxido de carbono	5.6
	Metano	0.1
	Nitrógeno y Argón	0.3
	Sulfuro de hidrógeno	1.6
	Sulfuro de carbonilo	0.1
	total	100.0
Producción de vapor	(lb/hr)	360,000
Presión de vapor	(psia)	950

Tabla 2.2.2. Resultados de la operación del proceso S.G.P.

Los anteriores resultados nos muestran una vez más la efectividad del proceso S.G.P. en la fabricación de gas de síntesis para los propósitos ya mencionados.

### 2.2.5.- COSTO DE LA INVERSIÓN

La factibilidad económica de un proceso se hace en base al capital de inversión y los costos de operación como función del valor del producto final. Bajo estos criterios, se presentan a continuación los aspectos económicos más relevantes de la puesta en marcha de un proyecto para la instalación del proceso S.G.P. Una vez hecho el ajuste de capacidad, proporción de H<sub>2</sub>/CO y cantidad de gas producido, se tiene que los costos del proceso son (tabla 2.2.3):

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

Residuos pesados alimentados	(barriles/día)	10,000
Consumos auxiliares: Oxígeno	(Ton/día)	1,700
Vapor	(M lb/hr)	60
Nafta	(barriles/día)	120
Gas producido	(MM ft <sup>3</sup> /día)	165
Análisis aproximado del producto (% volumen)		
Hidrógeno		45
Monóxido de carbono		47
Dióxido de carbono		4
Metano		1
Sulfuro de hidrógeno		1
Sulfuro de carbonilo		1
Nitrógeno y Argón		1
	total	100.0
Vapor producido	(M lb/hr)	410
Capital a invertir	(MM U.S.D.)	50

Tabla 2.2.3. Costos de inversión y operación del proceso S.G.P.

En general, la rentabilidad de este proceso en particular no puede obtenerse únicamente de estas cifras, ya que requiere una inversión adicional en plantas de oxígeno, sistemas de limpieza y remoción de azufre y CO<sub>2</sub>, además de una unidad de conversión de CO.

Sin embargo como los números anteriores muestran, se puede obtener a partir de productos relativamente baratos, productos de gran utilidad para una planta industrial y que a la postre puede abaratar en mucho sus materias primas, tales como el hidrógeno, principalmente, así como el gas de síntesis o CO e inclusive obtener combustible de mediano poder calorífico y material para sintetizar amoníaco u oxoproductos.

### 2.2.6.- COMENTARIOS

Este tipo de planta ofrece muchas ventajas, pero el costo de inversión resulta alto,

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

no sólo por el dinero necesario para la instalación del proceso, sino por la instalación de unidades de conversión de CO, de separación de CO<sub>2</sub> y la de oxígeno que encarecen mucho la posibilidad de su instalación.

### **2.3.- PROCESO FLEXICOKING**

El proceso desarrollado por la EXXON Co. tiene bases muy similares a las expuestas por el proceso S.G.P., sólo que se encuentra más enfocado a las necesidades de una planta petroquímica y como parte de un proceso de refinación de petróleo, es decir se enfoca más a las necesidades de una empresa que abarque el proceso de obtención y tratamiento de crudos, hasta la fabricación de gasolinas, lo que en nuestro país es actividad exclusiva de PEMEX; mientras el proceso S.G.P. está abierto a las necesidades de una industria de petroquímica secundaria como la mexicana.

#### **2.3.1.- OBJETIVOS DEL PROCESO FLEXICOKING**

- 1.- Mejorar los hidrocarburos pesados, con alto contenido de azufre, con residuos de baja calidad ( que producen combustóleos con alto contenido de azufre), para convertirlos en productos ligeros los que pueden llevarse a gases limpios, gasolinas y destilados valiosos.
  - Hacer factible la separación de azufre, metales pesados de los residuos, produciendo combustibles de bajo contenido de azufre, así como naftas y destilados ligeros para la industria petroquímica.
  - Mejorar los crudos pesados y de alta viscosidad para la producción de crudos sintéticos, que se pueden manejar fácilmente en una refinería.
  - El azufre, nitrógeno, cenizas de carbón y metales provenientes de la

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

alimentación pueden ser concentrados en los residuos.

2.- El proceso es una desintegración térmica no catalítica, basada en el concepto de la reinyección de carbón. Las porciones más pesadas y deficientes de hidrógeno provenientes de la alimentación (asfaltenos y resinas) son retomadas o reinyectadas al proceso como residuos que contienen prácticamente todos los metales pesados y cenizas, así como una parte esencial del azufre y el nitrógeno alimentados.

- El azufre procedente de los productos líquidos alimentados es removido de un 40 a un 75% en el desintegrador, dependiendo de los residuos alimentados.

-La remoción de nitrógeno es superior al 50% del alimentado.

3.- Dado que el proceso de desintegración es un proceso de pirólisis térmica, su producción es generalmente sensitiva al tipo de calidad de la alimentación que recibe. Puede manejar virtualmente cualquier hidrocarburo bombeable (residuos de destilación al vacío, residuos atmosféricos, alquitrán, arena y betunes).

4.- Las principales variables que afectan al producto final son: tipo de alimentación, temperatura del reactor, y el punto de corte entre el producto recuperado al final y el que se recicla al proceso.

### **2.3.2.- APLICACIÓN COMERCIAL**

De la aplicación comercial del proceso se han obtenido los siguientes resultados:

- En el tratamiento de crudos pesados aventaja en sus resultados a otros procesos del mismo tipo.

- Del 99 al 97% de la alimentación es convertida a productos ligeros y gaseosos.

Ver tabla 2.3.1.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

Propiedades de la alimentación		Crudo pesado Árabe 1050 F	Crudo Maya
Carbón	(% en peso)	24.4	23.4
Densidad	(° API)	4.4	23.5
Azufre	(% en peso)	5.3	3.0
Flujo alimentado	(M barriles/día std)	25.0	
Productos % respecto a la alimentación:			
C <sub>4</sub> -	(% en peso)	13.1	
C5/950°F	(% en vol.)	65.1	
Contenido grueso de carbón	(% en peso)	30.7	
Carbón neto	(% en peso)	0.6	
	(ton/día)	28	
Carbón gasificado	(% en vol.)	18.8	

Tabla 2.3.1. Alimentación: crudo pesado árabe destilado a 1050°F+(566°C)

- El carbón proveniente del reactor es transformado en gas combustible limpio. Arriba del 97% del grueso del carbón es convertido en gas.
- Los gases pueden ser quemados para utilizarse en calentadores de proceso, hervidores y alimentado en hornos de reformado de vapor para la producción de gas natural, gas de síntesis o gas ligero rico en H<sub>2</sub>. El gas producido está totalmente desulfurizado .
- El diseño está desarrollado para facilitar una gran variedad de aplicaciones.
- El proceso es muy estable y de fácil control y operación, bajo estrictos estándares.
- El proceso produce una pequeña cantidad de finos que contienen casi el total de los metales alojados en el crudo. Cuando el contenido de los metales es alto en el crudo, según la cantidad de vanadio, se puede justificar su recuperación.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.3.3.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

El proceso consiste de tres secciones principales, las cuales se resumen en los equipos que a continuación se mencionan:

- 1.- Un reactor de lecho fijo con catalizador de gránulos finos, el cual ofrece la ventaja de ocasionar muy bajas caídas de presión para el proceso.
- 2.- Un calentador.
- 3.- Y un gasificador u horno de desintegración.

El proceso comienza cuando la alimentación consistente de los hidrocarburos pesados, se esprea en el interior del reactor de lecho fijo, donde se lleva a cabo una desintegración térmica, para dar paso a la formación de ligeros y coque, el cual sale por los fondos del reactor como una fase fluida.

Los productos de la desintegración son apagados en la sección de lavado de gases, situado en la parte superior del reactor. El material que hierve a 975 °F (524°C) es condensado en la sección de lavado de gases y se recicla al reactor.

El material ligero procedente del equipo anterior se envía a un fraccionador convencional para el aprovechamiento de los productos obtenidos. El calor requerido para las reacciones endotérmicas que se llevan a cabo en el reactor, se suministra a través del material que se recircula del calentador al reactor.

Los gases de salida de la parte superior del reactor son conducidos al calentador donde se eleva su temperatura y son parcialmente volatilizados, antes de ser alimentados al gasificador. En este equipo el coque es activado y eleva su temperatura con aire y vapor de agua, para dar una mezcla de CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y agua.

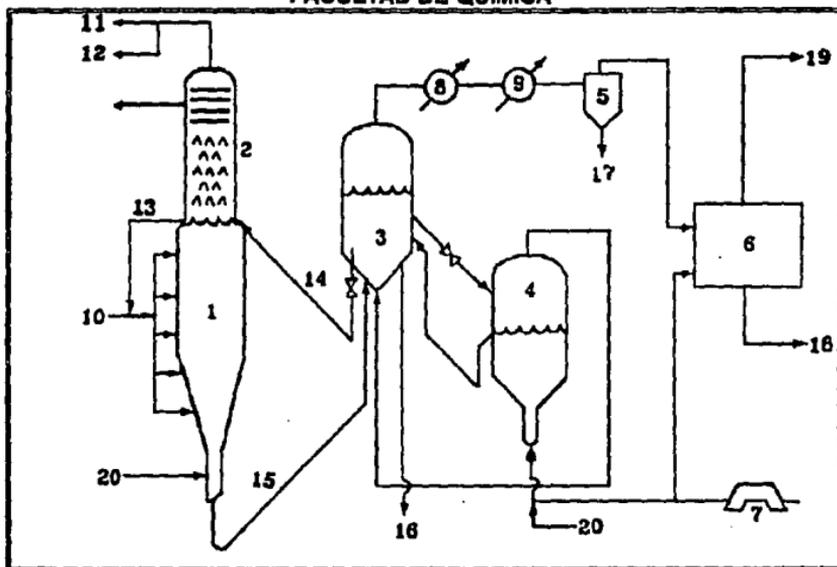


Figura 2.3.1. Diagrama de flujo del proceso Flexicoking. Listado del equipo:

- |                            |                         |
|----------------------------|-------------------------|
| 1.- Reactor                | 11.- Combustible        |
| 2.- Depurador/Fraccionador | 12.- Nafta              |
| 3.- Calentador             | 13.- Gas de reciclo     |
| 4.- Gasificador            | 14.- Coque caliente     |
| 5.- Venturi depurador      | 15.- Coque frío         |
| 6.- Removedor de azufre    | 16.- Coque caliente     |
| 7.- Compresor de aire      | 17.- Finos removidos    |
| 8.- Generador de vapor     | 18.- Azufre             |
| 9.- Enfriamiento           | 19.- Gas de bajo azufre |
| 10.- Residuos alimentados  | 20.- Vapor              |

El gas proveniente del gasificador sale a través de una pequeña válvula de control y pasa nuevamente al calentador y al reactor, con lo que es enfriado, además de donar una parte de la energía que requiere el reactor para funcionar. El calor restante se obtiene del coque circulado entre el gasificador y el calentador.

El gas de carbón deja el calentador y se termina de enfriar en intercambiadores de calor con agua a contracorriente, para la generación de vapor. El resto de

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

coque en cenizas es removido y el gas es desulfurizado por un método convencional.

Para poder tener el gas libre de impurezas se le hace pasar por los siguientes equipos:

- 1.- Un ciclón terciario: para remover los aglutinamientos de cenizas de carbón.
- 2.- Un venturi de lavado húmedo: para remover los remanentes de cenizas finas de carbón.

El último lavado que se realiza en el venturi, auxilia en la labor de remoción del  $H_2O$  por medio de algún método comercial como el de absorción con Metil Dietil Amina (MDEA) del proceso Stertford.

La pequeña cantidad de carbón neto aún se encuentran en la alimentación se alimentan por medio de purgas, para recuperar los valiosos metales que se encuentran con las cenizas, si el volumen purgado y su contenido de metales lo justifica.

Componente	% en mol
$CH_4$	1.2
$H_2$	14.9
CO	17.5
$CO_2$	10.2
$H_2O$	5.2
$N_2$	51.0

Tabla 2.32. Composición del producto del proceso Flexicoking.

El producto obtenido se puede considerar como un combustible de bajo poder calorífico y limpio, capaz de cumplir las más estrictas medidas sobre emisión de azufre, nitrógeno y demás partículas contaminantes. Es decir, este gas puede ser utilizado para hervidores o para hornos de proceso.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

La composición de los gases producidos por el proceso Flexicoking se encuentran generalmente en los rangos expresados en la tabla 2.3.2.

### 2.3.4.- RECUPERACIÓN DEL VANADIO A TRAVÉS DEL PURGADO

El proceso Flexicoking, como se mencionado, es sensible a la acumulación de metales pesados provenientes de la alimentación, por lo que en su diseño se incluye un sistema de purga para calcio, aluminio, cromo, zinc, hierro y cobre, pero principalmente para níquel y vanadio que se encuentran en mayor cantidad en los residuos del petróleo.

El proceso aloja en estas purgas el 95% de los metales alimentados con el crudo pesado, lo que es atractivo para el crudo Maya, dado el alto valor que estos materiales tienen en el mercado, especialmente si se le transforma en pentóxido de vanadio  $V_2O_5$ , que es el más rentable de los productos y sales de este metal;

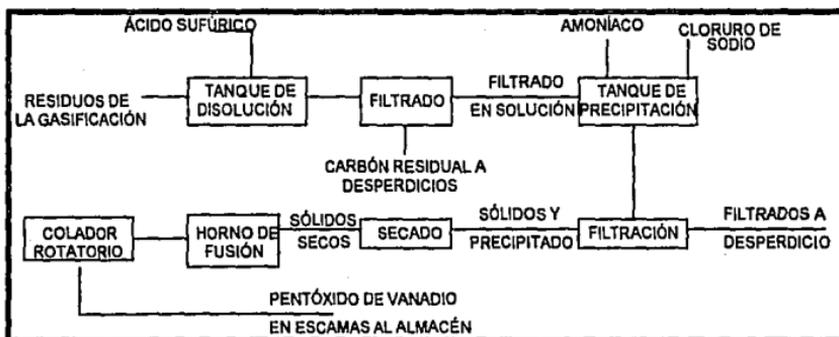


Figura 2.3.2.- Diagrama de bloques para la recuperación de vanadio vía disolución en medio ácido

los estudios de laboratorio hechos con respecto a esta posibilidad aseguran que el total del vanadio presente en la alimentación y recuperado (del 90 al 95% del total) es útil para producir  $V_2O_5$  de alta pureza, además de otros productos de

## **UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA**

alto valor industrial como el ferrovanadio y los oxocloruros de vanadio.

En la página anterior se describe el proceso de recuperación de vanadio, a través de un diagrama de bloques simplificado, que se encuentra en la figura 2.3.2.

El proceso consiste en la recuperación del metal por vía ácida, utilizando ácido sulfúrico como medio de separación, seguido por una serie de procesos de limpieza y separación física, que termina en horno de fusión de donde se obtiene el pentóxido de vanadio como producto terminado.

Las bases económicas para este procesamiento en una forma sencilla son las siguientes:

- Precio del  $V_2O_5$  = 1.5 U.S.D./Lb
- Por lo menos un 90% de eficiencia de recuperación de material a disponibilidad.
- Un costo de recuperación y producción de pentóxido de vanadio de 0.70 a 0.80 U.S.D./Lb.

Estos valores otorgan una ganancia de 0.55 a 0.60 U.S.D./Lb (de 1.2. a 1.3. U.S.D./Kg.), sin contar las ganancias que también se obtienen de procesar el óxido de níquel, lo que se puede lograr con el mismo equipo y la misma materia prima.

En resumen y dependiendo de las cantidades de metales que pueden ser recolectados, esta alternativa puede ser muy atractiva y merecedora de un posterior estudio más detallado.

### **2.3.5.- RESULTADOS DE LA OPERACIÓN**

De la operación de este proceso llevado a cabo por más de 20 años, cuyos fundamentos se encuentran en el procesos Fluid Coking, el cual lleva ya más de

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

CRUDO ALIMENTADO	ÁRABE PESADO	PRUDHOE BAY	MEZCLA SURLUISIANA
Densidad (API)	27.9	26.2	34.2
Nitrógeno (% en peso)	0.16	0.21	0.06
Azufre (% en peso)	2.85	1.12	0.37
Metales (ppm)	70	30	3
Destilados, @ 650 °F (% de L/V)	53.8	54.0	39.7
Destilados, @ 1050 °F (% de L/V)	23.2	16.7	5.6

Tabla 2.3.3. Crudos que han sido alimentados al proceso Flexicoking

PROPIEDADES DE LA ALIMENTACIÓN	ÁRABE PESADO	PRUDHOE BAY	MEZCLA SURLUISIANA
Rango del corte	1050 °F+	1050 °F+	1050 °F+
Densidad (°API)	3.0	5.5	8.7
Azufre (% en peso)	6.0	2.5	1.7
Nitrógeno (ppm)	4800	6600	4600
Carbón Residual (% en peso)	22.7	20.0	17.9
Metales (ppm)	269	150	40
H <sub>2</sub> S (% en peso)	1.45	0.53	0.36
C3- (% en peso)	9.62	8.85	8.53
C4 (% en peso)	0.67	0.58	0.57
C5/370 °F (% de L/V)	15.0	16.0	16.1
370/650 ° F (% en L/V)	16.7	20.4	21.6
650/975 °F (% en L/V)	28.9	36.9	39.1
Coque purgado (% en peso)	0.69	0.48	0.43
Contenido de gas producido por el Flexicoking:			
(BTU/F(3)	127	113	108
(MBTU/barril alimentado)	1370	900	760

Tabla 2.3.4. Resultados de la operación del proceso

40 años en función, se reportan los resultados que se encuentran en la tabla 2.3.3, la cual se puede correlacionar con la tabla 2.3.4 que muestra los crudos

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

alimentados al proceso típico Flexicoking.

De estos resultados se puede observar la disminución de la viscosidad del producto en todos los casos, así como la eliminación de los compuestos de nitrógeno provenientes de la alimentación y que salen con la corriente gaseosa como N<sub>2</sub>, a esto también debe agregarse la eficiente separación de los metales que acompañan a la alimentación y que son prácticamente eliminados de los productos.

### **2.3.6.- COSTO DE LA INVERSIÓN**

Este proyecto tiene un costo que comparado con el del proceso S.G.P. es menor, y lo es aún más si consideramos la cantidad de equipo auxiliar que requiere este proceso.

Para ilustrar los costos de inversión y operación de una planta de las características del proceso Flexicoking, se dan a continuación los costos para una planta instalada en Venezuela para el procesamiento del crudo Atabasca (ver tabla 2.3.5 y 2.3.6), con una capacidad de 70,000 barriles/día de crudo pesado, con las siguientes propiedades: 13.9% en peso de carbón residual (en cenizas) y 4.8 % en peso de azufre.

Equipo y mano de obra para la colocación (i)	45
Indirectos del proyecto	13.8
Firma total por el proyecto	58.8

(i). Incluye el material indirecto, instalación y levantamiento del equipo desde el reactor hasta el fraccionador de productos terminados; así como materia prima para las pruebas y el arranque de puesta en marcha.

Tabla 2.3.5. Costo de la inversión (en MM U.S.D.)

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

Requerimientos de vapor (producidos) (i)		
600 psig (M lb/hr)	15	(285)
125 psig (M lb/hr)	265	(185)
Agua de proceso (con 10% de ablandador)		
(galones/min)	1,500	
Agua de enfriamiento (galones/min)	2,180	
Electricidad (ii) (Kw)	28,000	
Aire para instrumentos (ft <sup>3</sup> /min)	400	
Aire de proceso	420	
Solución para el proceso Stretford (iii)		
(galones/día)	3,890	
(i). El vapor requerido debe estar @ 50 °F sobrecalentado		
(ii). Incluye 20,000 Kw para la turbina de aire		
(iii). El uso del proceso Stretford es para la deshidrosulfurización del gas producido		

Tabla 2.3.6. Costo de operación del proceso

De este proceso es importante hacer notar su funcionalidad, sobre todo en lo que se refiere a vapor y su generación, ya que además de ser autosuficiente, también ofrece altos excedentes en lo que a vapor de alta presión se refiere.

Se pueden apreciar que los costos de inversión están descritos en forma total y generalizada, así en el punto de equipo y mano de obra se incluyen los gastos que la colocación y la compra de la planta implican, lo que aunado a los gastos de pruebas y demás indirectos del proyecto nos da un costo de casi 50 millones de dólares, lo cual está por debajo del presupuestado para el proceso S.G.P.

Su rentabilidad puede ser clasificada como satisfactoria, dado que además de producir hidrocarburos ligeros que pueden ser alimentados a un fraccionador y de ahí tener el tratamiento necesario para la transformación en gasolina; también produce gas rico en CO y H<sub>2</sub>, que puede ser utilizado para la producción de combustible de mediano y bajo poder calorífico, o bien para gas de síntesis industrial mediante un adecuado proceso de separación de nitrógeno.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.3.7.- COMENTARIOS**

El proceso Flexicoking es más especializado que S.G.P. y se enfoca principalmente a las necesidades sobre la producción de gasolinas, debido a que este es el producto más rentable de todos los que se producen en la petroquímica y que en nuestro país se consume en amplias cantidades.

Ofrece la opción de producir gas de síntesis, o gas rico en nitrógeno mediante la instalación de una planta para la separación del  $N_2$  proveniente del aire y de la desintegración de los nitrogenados del crudo.

Con el fin de hacer más barata esta separación se puede proponer la instalación de una planta de oxígeno que ayude a cubrir las necesidades del proceso de gasificación y en caso de ser deseable, producir  $H_2$  en esta sección del proceso, de manera permanente o intermitente, instalar un sistema de inyectado de agua o vapor a la mezcla alimentada al horno o gasificador que ayude a aumentar la producción de hidrógeno en el producto gaseoso final.

Con los cambios propuestos al proceso Flexicoking se puede convertir en la mejor alternativa para la integración de la planta de tratamiento de hidrocarburos y residuos pesados, de acuerdo con las necesidades de nuestro país.

**2.4.- PROCESO FLUID COKING**

El proceso Fluid Coking es una versión simplificada del proceso Flexicoking. En el proceso Fluid Coking únicamente se quema el coque necesario que satisfaga los requerimientos del calentamiento del reactor. Típicamente, esto es entre el 20 y el 25% del coque producido en el reactor.

El coque se retira del reactor y no se gasifica como en el Flexicoking, por lo que

## UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA

en este proceso se utilizan sólo dos camas fluidizadas - un reactor y un calentador.

### 2.4.1.- COMENTARIOS

La principal ventaja del proceso Flexicoking sobre el Fluid Coking es que la mayor parte del valor calorífico del coque como producto, se encuentra disponible como un gas de bajo contenido de azufre el cual puede quemarse sin la necesidad de utilizar un sistema de remoción de  $\text{SO}_2$ , el cual tendría que utilizarse en el proceso Fluid Coking si el contenido de azufre en el coque fuera de 3 a 8% en peso, ya que se quema directamente en el horno.

Adicionalmente, el gas de coque del proceso Flexicoking puede utilizarse para desplazar hidrocarburos líquidos o gaseosos en los procesos de refinería y no tiene que ser utilizado exclusivamente en hornos como sucede con el proceso Fluid Coking.

### 2.5.- PROCESO DE GASIFICACIÓN TEXACO

El desarrollo de la tecnología de gasificación Texaco empezó en los años 40. y gracias a su vasta experiencia en la gasificación comercial de residuos pesados, tiene actualmente operando 19 plantas procesando residuos pesados. Las plantas T.G.P. tienen una capacidad que excede las 12,000 ton/día con alimentación de residuos líquidos.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.5.1.- APLICACIÓN COMERCIAL**

La tecnología T.G.P. se desarrolló para gasificar una gran variedad de hidrocarburos, tales como combustóleo y residuos de petróleo, obteniendo protección del medio ambiente y flexibilidad para que una misma planta pueda procesar fácilmente gran variedad de materias primas de acuerdo con su precio y disponibilidad, convirtiéndolas en hidrógeno, generación de energía eléctrica y vapor, así como la manufactura de químicos. Uno de los múltiples beneficios del proceso T.G.P. es la alimentación de desperdicios o crudos sin importar la calidad de éstos. (Ver tabla 2.5.1)

El gas de síntesis que se genera por el proceso Texaco puede utilizarse para:

- Síntesis química de amoníaco, alcohol metílico, productos químicos oxo y productos químicos especiales;
- Fabricación de hidrógeno para usos en refinería;
- Producción de electricidad;
- Combustible para calderas industriales y calentadores de procesos;
- Gas reductor para aplicaciones metalúrgicas.

**2.5.2.- OBJETIVOS**

- Flexibilidad de combustible. La tecnología Texaco utiliza una amplia gama de materias primas gaseosas, líquidas o sólidas para asegurar absoluta disponibilidad de combustible y su elección alterna más económica.
- Protección ambiental. Las plantas que utiliza la tecnología Texaco, se diseñan para recuperar el 99% del azufre presente en la materia prima. No hay ninguna

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

ALIMENTACIÓN	PLANTAS	GASIFICADORES	H <sub>2</sub> + CO (Nm <sup>3</sup> /Hr)
Hidrocarburos gaseosos	33	75	757525
Hidrocarburos del destilado	8	16	130582
Crudo y aceite residual	53	9	2115487
Hidrocarburos sólidos	9	19	498244
<b>Total</b>	<b>103</b>	<b>208</b>	<b>3501838</b>
<b>PRODUCTOS FINALES</b>			
Amoníaco	48	124	1316154
Metanol	10	15	355027
Oxo productos	20	29	530958
Hidrógeno	5	10	293574
Gas de síntesis	10	15	243088
Monóxido de carbono	7	10	291989
Energía eléctrica	3	5	471049
<b>Total</b>	<b>103</b>	<b>208</b>	<b>3501839</b>

Tabla 2.5.1. Alimentaciones y productos del proceso T.G.P.

emisión de hidrocarburos, monóxido de carbono o partículas sólidas. Óxidos de nitrógeno no se producen en la oxidación parcial, y en la combustión del gas de síntesis solo se producen trazas apenas detectables de óxidos de nitrógeno, en gran contraste con las cantidades que resultan de la combustión directa de combustibles fósiles.

- Eficiencia. El proceso de gasificación de Texaco es altamente eficiente debido a la conversión completa de materia prima a gas final; la eficiente recuperación de calor; los altos factores de servicio; la flexibilidad de combustible; y la selección óptima del proceso.
- Confiabilidad. Los requerimientos de mano de obra y supervisión son mínimos. Los altos factores de servicio y la excelente trayectoria de seguridad son el resultado de más de 30 años de experiencia comercial.
- Economía. Los proyectos del T.G.P. se caracterizan por su máximo rendimiento, flexibilidad, eficiencia, y costos competitivos de inversión de capital.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.5.3.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

**GASIFICADOR :**

El proceso de gasificación de Texaco es un proceso no catalítico (ver figura 2.5.1.), por medio del cual un material carbonáceo tal como gas natural, combustóleo o carbón alimenta un reactor a presión recubierto de refractario, llamado gasificador, donde se combina con oxígeno o aire (ver figura 2.5.2.). Si es necesario o se desea modificar la concentración del gas, una corriente moderadora de temperatura que puede ser vapor de agua, agua o dióxido de carbono se añade al gasificador. El agua se utiliza para alimentaciones sólidas, ya que sirve como un medio de transporte que puede bombear la mezcla agua/coque. El oxígeno alimentado tiene una pureza que excede el 95%. Los residuos se alimentan junto con la corriente de oxígeno hacia un horno o quemador especialmente diseñado localizado en la parte superior del gasificador. El gasificador produce gas de síntesis en un proceso de llama conocido como combustión parcial, mencionado anteriormente. Este gas de síntesis consiste principalmente en monóxido de carbono e hidrógeno y se produce a temperaturas elevadas, del orden de 1,200 a 1,500°C. El gas de síntesis también lleva una mezcla de metano menor al 0.3% en peso.

La presión del gasificador generalmente se elige para alcanzar un nivel óptimo en la eficiencia del transporte del gas de síntesis de uso final y de acuerdo al producto que se desee obtener. La presión de operación en reactores o gasificadores comerciales es desde los 300 hasta los 1250 psig. Debido a la atmósfera del gasificador no se forman óxidos de nitrógeno y sulfuro.

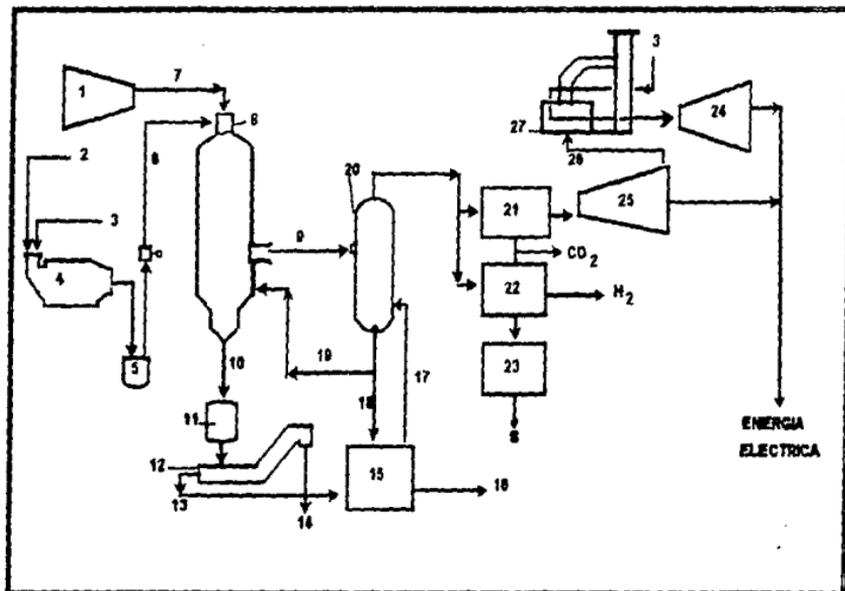


Figura 2.5.1. Diagrama de flujo simplificado para el proceso de gasificación Texaco:

- |  |                                       |
|--|---------------------------------------|
| 1.- Separador de aire                  | 15.- Tratamiento de aguas             |
| 2.- Coque de petróleo                  | 16.- Finos                            |
| 3.- Agua                               | 17.- Agua de proceso                  |
| 4.- Molino homogeneizador              | 18.- Agua residual                    |
| 5.- Tanque de alimentación             | 19.- Agua de apagado                  |
| 6.- Bomba de aceite y cenizas          | 20.- Torre de lavado                  |
| 7.- Oxígeno                            | 21.- Remoción de gas ácido (MDEA)     |
| 8.- Gasificador                        | 22.- Remoción de gas ácido (rectisol) |
| 9.- Gas de síntesis                    | 23.- Recuperación de azufre)          |
| 10.- Agua y desperdicio                | 24.- Turbina de vapor                 |
| 11.- Lockhopper                        | 25.- Turbina de gas                   |
| 12.- Tanque acumulador y transportador | 26.- Gas de deshecho                  |
| 13.- Agua con cenizas                  | 27.- Recuperación de calor            |
| 14.- Depósito                          | 28.- Energía eléctrica                |

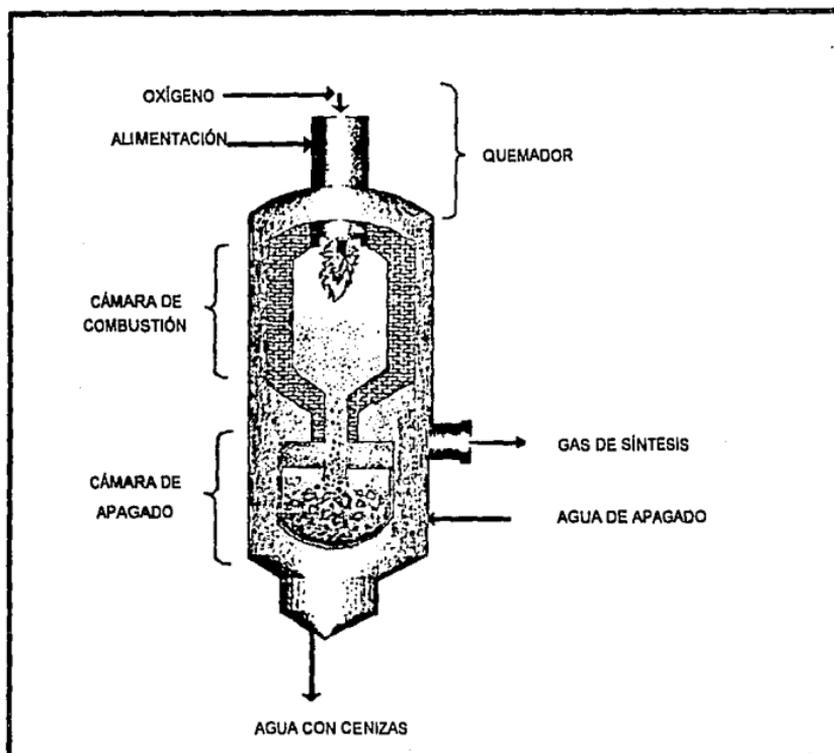


Figura 2.5.2. Reactor de gasificación del proceso de gasificación Texaco.

### **CÁMARA DE APAGADO Y RECUPERADOR DE CALOR:**

El gas caliente que sale del gasificador se enfría ya sea por contacto directo con agua en una en una cámara de enfriamiento súbito, o indirectamente en un intercambiador de calor, donde se produce vapor de agua de alta presión. En algunos casos una parte del gas que sale del gasificador pasa por la cámara de enfriamiento súbito y la otra parte se envía a la caldera de recuperación de calor. La forma de enfriamiento depende del uso final del gas ya que el método

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

empleado afecta su composición final. Esta alternativa es atractiva para aplicaciones de síntesis química que requieren diferentes relaciones de  $H_2/CO$  o para la cogeneración de una refinería que produce tanto hidrógeno como energía eléctrica.

El enfriamiento del gas se escoge generalmente en la producción de hidrógeno de alta pureza para procesos de refinación y para la fabricación de amoníaco. En este caso, el gas caliente que sale del gasificador se pone en contacto directo con el agua de enfriamiento, saturándose con vapor de agua. Este tipo de enfriamiento es también eficiente para generación de energía eléctrica. La opción de enfriamiento súbito es particularmente preferible para alimentaciones con alto contenido de metales.

El enfriamiento del gas de síntesis por intercambio de calor para generar vapor de agua se recomienda en la fabricación de gas combustible, gas reductor, productos químicos en cuya manufactura no se necesita saturar al gas con vapor de agua y energía eléctrica. El enfriamiento del gas se efectúa en un intercambiador de calor o caldera de recuperación especialmente diseñada en donde se produce vapor de alta presión. El agua de alimentación de esta caldera también por intercambio con el gas de síntesis en un precalentador llamado economizador, en caso de necesitarse enfriamiento adicional. Este modo de enfriamiento se prefiere cuando se desea maximizar la eficiencia de energía.

**RECUPERADOR DE CARBÓN :**

En el gasificador generalmente se produce una cantidad muy pequeña de carbón que permanece en el gas en forma de hollín. El gas de síntesis ya enfriado se lava por contacto directo con agua para eliminar toda traza de partículas sólidas suspendidas. El hollín se recupera completamente y se recircula al gasificador

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

para obtener una conversión total del carbono. En algunas aplicaciones, el hollín se concentra y se recicla directamente al gasificador. En este caso, las trazas del hidrocarburo se separan del agua a partir de la sedimentación y filtración.

En la gasificación de combustóleo o residuos líquidos de petróleo, el hollín generalmente se transfiere a una parte de la alimentación del gasificador utilizando un proceso de extracción

En este proceso, el agua se mezcla con un extractante, que generalmente es nafta. El hollín y la nafta se separan del agua y de las cenizas (metales) en un decantador y después de hacer contacto con una parte de la alimentación de hidrocarburo se lleva a un separador y se recicla al decantador. El hollín se recicla hasta su extinción en el gasificador.

La fase acuosa (que contiene cenizas y metales) libre de hollín se lleva al separador flash para eliminar las trazas del hidrocarburo. Entonces, el agua se recicla al recuperador de carbón.

Utilizando cualquiera de los dos métodos, la unidad T.G.P. está diseñada para minimizar el contenido de metales en el sistema de recirculación de agua y para purgarlos del sistema en forma sólida.

#### **2.5.4.- RESULTADOS DE LA OPERACIÓN**

La tabla 2.5.2. muestra la composición de alimentación al proceso T.G.P. así como la composición del gas resultante. Todos los valores están basados en 200 metros cúbicos por gas seco como producto. En la tabla se muestra que el desempeño de la operación depende de los tipos de alimentación.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

	Petróleo Crudo (9.6°API)	Residuos al vacío (4.3°API)	Asfalto (0° API)
<b>ALIMENTACIÓN:</b>			
Composición, % en peso			
Carbono	87.2	83.8	84.6
Hidrógeno	9.9	9.65	8.91
Nitrógeno	0.7	0.31	0.68
Azufre	1.4	6.2	4.9
Oxígeno	0.8	—	0.78
Cenizas	—	0.04	0.13
<b>COMPOSICIÓN GAS, mol%</b>			
monóxido de carbono	48.6	51.7	49.4
hidrógeno	45.5	43.1	42.3
dióxido de carbono	5.1	3.2	6.5
metano	0.2	0.2	0.2
nitrógeno y argón	0.3	0.2	0.3
sulfuro de hidrógeno	0.3	1.5	1.2
sulfuro de carbonilo	—	0.1	0.1

Tabla 2.5.2.- Propiedades y resultados para alimentaciones típicas.

### 2.5.5.- COSTO DE LA OPERACIÓN

En la tabla 2.5.3 se muestran los datos de desempeño y condiciones de operación para un proceso de gasificación Texaco.

	Petróleo Crudo (9.6°API)	Residuos al vacío (4.3°API)	Asfalto (0°API)
<b>FLUJOS</b>			
hidrocarburo,kg	331	353	356
vapor, kg	168	108	181
oxígeno, Nm <sup>3</sup>	243	256	268
carbono, kg	*	*	*
<b>EFICIENCIAS</b>			
consumo de oxígeno, Nm <sup>3</sup>	258	270	292
eficiencia del gas frío, %	85.2	84.5	82.2
relación H <sub>2</sub> /CO, mol/mol	0.94	0.83	0.86

Tabla 2.5.3.- Desempeño de la operación del proceso de gasificación Texaco

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.5.6.- COMENTARIOS**

El proceso T.G.P. está más especializado en la generación de energía eléctrica que los procesos S.G.P., Flexicoking y Fluid Coking. Esto se debe a que el proceso produce un gas combustible limpio libre de azufre, metales y residuos que puedan dañar seriamente y rápidamente las partes de las turbinas de gas, haciendo comparable el tiempo de vida útil del equipo de una central eléctrica al obtenido utilizando gas natural o diesel.

Otro factor ventajoso del proceso de gasificación Texaco integrado al ciclo combinado es la utilización eficiente del poder calorífico del combustible al obtener vapor para generar energía eléctrica con el calor producido por la reacción de gasificación y generar o recalentar vapor con los gases de escape de la turbina de gas enfriándolos a temperaturas menores de lo tradicional antes de ser a la atmósfera por tener un bajo contenido de azufre. Ahorro de energía que se traduce en un incremento de la economía del proceso.

En la factibilidad de aplicación del proceso de gasificación Texaco, se considera su comportamiento apropiado para las variaciones típicas en la demanda de energía eléctrica a una central.

Cuando el proceso de gasificación de combustóleo no está orientado a la producción de productos químicos, tales como amoníaco, hidrógeno, oxoalcoholes, etc. y sí a la generación de energía eléctrica se da prioridad al utilizar como agente oxidante para la combustión parcial al aire en lugar de oxígeno. Contar con una planta de oxígeno, además de ser innecesaria, involucra una mayor complejidad técnica y mayores riesgos operativos como son los incendios en los compresores de oxígeno y en los reactores de gasificación. Adicionalmente, los costos de inversión y operación se incrementarían sensiblemente.

## **2.6.- PROCESO DELAYED COKING (COQUIZACIÓN RETARDADA)**

El proceso Delayed Coking fue desarrollado para minimizar los residuos de crudo de refinería a partir de una desintegración térmica severa que puede tener como alimentación residuos al vacío y alquitrán térmico, obteniendo coque como producto principal. Este proceso está representado comercialmente por Foster Wheeler Corporation. Véase la figura 2.6.1.

Para una adecuada desintegración, a través de la cual se evite la deposición de coque (carbón) en el calentador, se requieren altas velocidades (mínimo tiempo de residencia) en el mismo.

La colocación de una cámara de carga aislada, para los efluentes del calentador, proporciona tiempo suficiente para que se lleve a cabo la coquización antes del subsecuente proceso, -razón por la cual el proceso se conoce como "coquización retardada".

El coque formado de la desintegración contiene algo de material volátil o hidrocarburos de alto punto de ebullición. Para eliminar el material volátil del coque de petróleo, es necesario calcinarlo a temperaturas del orden de 2000°F (1093°C) a 2300°F(1260°C). En el coque permanecen pequeñas cantidades de hidrógeno aún después de la calcinación.

### **2.6.1.- APLICACIÓN COMERCIAL**

Durante el período de 1940-1960, el proceso Delayed Coking fue utilizado principalmente para un precalentamiento de los residuos al vacío para preparar corrientes de gasóleo como alimentación al desintegrador catalítico. Esto redujo la formación de coque en el reactor catalítico y por lo tanto, permitió incrementar el



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

de alta calidad de corrientes tales como aceite del desintegrador catalítico. El alquitrán de carbón también es procesado en la unidad de Delayed Coking.

### **2.6.2.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

La alimentación fresca de hidrocarburos se carga a la torre fraccionadora, dos o cuatro platos sobre la zona de vapor del fondo. Esto establece lo siguiente:

1. Los vapores calientes del tambor de coque son apagados con alimentación líquida de enfriamiento, de esta manera se evita la formación de coque en la torre fraccionadora y simultáneamente se condensa una parte de pesados, los cuales se reciclan.
2. Cualquier material residual más ligero que el deseado como alimentación al tambor de coque se vaporiza de la alimentación fresca de hidrocarburos.
3. Adicionalmente, la alimentación inicial de hidrocarburos se precalienta.

La alimentación residual de hidrocarburos se combina con el condensado del reciclo y se bombea desde el fondo del fraccionador hacia el calentador, donde es parcialmente vaporizado para ser enviado al tambor de coque.

Generalmente se introduce vapor en los tubos del calentador para controlar la velocidad y así minimizar los depósitos de coque. La porción no vaporizada de los efluentes del calentador se deposita en el tambor, en donde el efecto combinado de tiempo de retención y temperatura causa la formación de coque.

Los vapores de la parte superior del tambor regresan a la base de la torre fraccionadora. Estos vapores consisten de vapor de agua y de productos de la reacción de desintegración térmica: gas, nafta y gasóleo. Los vapores fluyen a través de los platos del apagado. Sobre la entrada de hidrocarburos a la torre fraccionadora existen normalmente dos o tres platos adicionales que a su vez se encuentran debajo del plato decantador de gasóleo. En estos platos existe un

## **UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA**

reflujo con gasóleo parcialmente enfriado para minimizar la entrada del hidrocarburo fresco o líquido reciclado en el producto de gasóleo.

El separador del gasóleo es de una configuración convencional que tiene de seis a ocho platos con alimentación de vapor por debajo del primer plato, para la vaporización de ligeros y controlar el punto de ebullición inicial del gasóleo.

El vapor de agua y los ligeros vaporizados del separador se reciclan a la torre fraccionadora uno o dos platos sobre el plato de arrastre. Se conecta una bomba de reflujo al plato decantador para recuperar calor a altas temperaturas y minimizar la reducción de calor extraído del condensador. Por lo general, este calor de reducido nivel de temperatura no puede recuperarse por intercambio de calor y es desechado a la atmósfera a través de una torre de enfriamiento de agua. Generalmente se utilizan de ocho a diez platos entre el arrastre de gasóleo y de nafta o la parte superior de la columna fraccionadora. Si se utiliza el arrastre de la nafta, es necesario colocar platos adicionales sobre éste.

### **REMOCIÓN DE COQUE**

Cuando el tambor en servicio se llena, los efluyentes calientes se conectan al tambor vacío y el tambor lleno se aísla, se le alimenta vapor de agua para remover los vapores de hidrocarburo, se enfría por medio del llenado con agua, se abre, drena y se remueve el carbón.

La operación de remoción de carbón en algunas plantas se acompleta con un escariador (fresadora) o una barrenadora mecánica; sin embargo, la mayoría de las plantas utilizan sistemas hidráulicos. Los sistemas hidráulicos consisten en la inyección de agua a altas presiones (2000a 4500 psig), las cuales se abaten en la cama de carbón sobre un alma rotativa con barrenos. Primero se corta un orificio de diámetro pequeño, llamado "orificio rata", a todo lo largo de la cama y de arriba

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

hacia abajo utilizando un inyector especial. Esto se hace para permitir el movimiento del coque y agua a través de la cama y de la principal alma barrenada. Consecuentemente se corta el espesor de coque del tambor, comenzando generalmente por el fondo. En algunas operaciones se prefiere comenzar por la parte superior del tambor para evitar la probable caída de piezas grandes de coque, el cual puede causar problemas en el siguiente manejo de limpieza.

### **2.6.3.- USOS Y PROPIEDADES DEL COQUE DE PETRÓLEO**

La mayoría del coque o carbón de petróleo se produce como láminas o terrones porosos, pesados e irregulares en un rango de 20 pulgadas hasta polvo fino. Este tipo de coque se llama de esponja por su apariencia. Los principales usos del coque esponjoso de petróleo son:

1. Manufactura de electrodos para la producción de fósforo elemental, dióxido de titanio, carburo de calcio y carburo de silicón.
2. Manufactura de ánodos para la reducción de celdas electrolíticas de la alúmina.
3. Uso directo como carbón para la manufactura de fósforo elemental, carburo de calcio y carburo de silicón.
4. Manufactura de grafito.
5. Combustible.

Es importante notar que el coque de petróleo no tiene la suficiente fuerza para ser utilizado en alto horno para la producción de hierro en lingotes no es aceptable para su uso como coque de fundición. El carbón derivado del coque se utiliza para estos propósitos.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.6.4.- OPERACIÓN DEL PROCESO**

Como se describe con anterioridad en el párrafo de remoción de coque, los tambores se llenan y vacían en un ciclo de tiempo y la torre fraccionadora se opera en forma continua. Generalmente se necesitan dos tambores, pero también se utilizan unidades que tienen cuatro tambores.

La principal variable independiente en el proceso Delayed Coking (coquización retardada) es la temperatura de salida del calentador, la presión de la torre fraccionadora, la temperatura de vapor que se eleva hacia el plato de arrastre del gasóleo y el contenido de carbón "libre" de la alimentación que se determina por la prueba del carbono Conradson.

Como es de esperarse, las altas temperaturas de salida del calentador incrementan las reacciones de desintegración, por lo que se incrementa el rendimiento del gas, nafta y coque con un decremento en el rendimiento del gasóleo. Un incremento en la presión de la torre fraccionadora tiene el mismo efecto que incrementar la temperatura de salida del calentador. Esto se debe al hecho de que una mayor cantidad de reciclado se condensa en la torre fraccionadora y regresa al calentador y a los tambores. El incremento de la temperatura se regula en el plato de arrastre del gasóleo para producir el tipo de gasóleo deseado. Si se incrementa demasiado la temperatura, se obtendrá menos material de reciclado. Así, el rendimiento del gasóleo aumenta y los rendimientos del gas, nafta y coque decrecen. Un aumento en el contenido del carbono Conradson produce el efecto contrario.

Cuando se incrementa el reciclado, aumentan las reacciones de desintegración y se obtiene más gas, nafta y coque obteniendo menor cantidad de gasóleo; sin embargo, la cantidad de reciclado no es una variable independiente. Para una dada alimentación, el material que se recicla se determina por la presión de la

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

torre fraccionadora y la temperatura de vapor hacia el plato de arrastre de gasóleo. La relación de las variables independientes de la operación con el rendimiento y propiedades de los productos, se muestra en la tabla 2.6.1. En la tabla, el incremento de la variable se indica con (+) y el decremento con (-).

Variables dependientes	Variables independientes							
	Temp. salida calentador		Presión torre fraccionadora		Temp. Hat <sup>a</sup>		Alimentación contenido C <sup>b</sup>	
	+	-	+	-	+	-	+	-
rendimiento gas	+	-	+	-	-	+	+	-
rendimiento nafta	+	-	+	-	-	+	+	-
rendimiento coque	+	-	+	-	-	+	+	-
rendimiento gas-oil	-	+	-	+	+	-	-	+
contenido metales en gas-oil	c	c	-	+	+	-	c	c
contenido metales en coque	c	c	+	-	-	+	c	c
cantidad reciclada	c	c	+	-	-	+	c	c

Tabla 2.6.1. Relación de variables de operación en el proceso Delayed Coking.

<sup>a</sup> La temperatura Hat es la temperatura de los vapores hacia el plato de arrastre del gasóleo.

<sup>b</sup> Es el contenido de carbono determinado por la prueba del carbono Conradson.

<sup>c</sup> Sin efecto o cambio significativo.

### 2.6.5.- RESULTADOS DE LA OPERACIÓN

En la tabla 2.6.2. se muestra la composición típica del producto gaseoso del proceso Delayed Coking. Los rendimientos para una operación convencional del proceso Delayed Coking se muestra en la tabla 2.6.3., así como las principales condiciones de operación. Los rendimientos se calculan partir de correlaciones de plantas en operación y de plantas piloto para un diseño real de una unidad específica de coquizado. Los rendimientos pueden variar considerablemente si se trata de alimentaciones que no sean crudos residuales.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

COMPONENTE	% EN MOL
METANO	51.4
ETENO	1.5
ETANO	15.9
PROPENO	3.1
PROPANO	8.2
BUTENO	2.4
ISO-BUTANO	1.0
N-BUTANO	2.6
H <sub>2</sub>	13.7
CO <sub>2</sub>	<u>0.2</u>
	100.0

Tabla 2.6.2. Composición típica de producto del proceso  
Delayed Coking

La composición típica del contenido de azufre y nitrógeno en los materiales producidos por el proceso Delayed Coking a partir de los crudos residuales se muestran en la tabla 2.6.4.

	Alquitrán térmico	Residuo Californiano	Residuo Continental
<b>Alimentación:</b>			
Carga (°API)	-1.1	12.0	12.3
Azufre (% en peso)	0.56	1.6	0.38
Contenido carbono (% en peso)	8.6	9.6	11.3
<b>Rendimientos (% en peso):</b>			
Gas	18.1	12.0	11.8
Nafta	0.9	15.7	29.0
Gas-oil ligero	21.1	35.2	30.3
Gas-oil pesado	-	15.5	-
Coque	<u>59.9</u>	<u>21.6</u>	<u>28.9</u>
t o t a l	100.0	100.0	100.0
<b>Operación:</b>			
Temp. salida calentador (°F)	936	925	930
Presión del silo (psig)	50	60	70
Razón de reciclaje	1.08	0.3	0.31

Tabla 2.6.3. Resultados de operación de una alimentación conocida a un proceso  
Delayed Coking.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

	Azufre (%)	Nitrógeno (%)
Gas	30	-
Nafta	5	1
kerosina	35	2
Gas-oil		22
Coque	30	75
total	100	100

Tabla 2.6.4. Distribución de Nitrógeno y Azufre para el proceso Delayed Coking

### 2.5.6.- COSTO DE INVERSIÓN

En la tabla 2.6.5. se presentan los aspectos más relevantes de la puesta en marcha de un proyecto para la instalación del proceso Delayed Coking (coquización retardada) y su operación:

RESIDUOS PESADOS ALIMENTADOS, bbl/d	100,000
Necesidades de servicio del coquizador:	
Vapor, lb/hr	26,000
Potencia, MkwH/día	50
Agua de refrigeración, gpm	1,650
Combustible, MMBtu/día	3,802
Análisis aproximado del producto, % en vol:	
% en peso gas (C <sub>4</sub> -)	10.5
Gasolina	23.5
Gasóleo	45.2
% en peso coque	30.4

Tabla 2.6.5.- Costo de inversión y operación del proceso Delayed Coking.

La inversión del proceso Delayed coking resulta de menor costo que para los procesos Flexicoking y Fluid Coking, que persiguen el mismo objetivo en cuanto al tipo de producto obtenido que son gasolinas.

11

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**2.6.7.- COMENTARIOS**

Desde el punto de vista de productos obtenidos, el proceso Delayed Coking se asemeja al proceso Flexicoking, ya que se enfoca principalmente a las necesidades sobre la producción de gasolinas. Ofrece la opción de poder dirigir la producción hacia naftas o gasóleo, controlando o modificando las temperaturas del calentador. La producción de gas para este proceso se puede regular de la misma manera, siendo que, si se aumenta la temperatura del calentador aumenta el rendimiento del gas, naftas y coque, disminuyendo la de gasóleo.

Los requerimientos en servicios para el proceso Delayed Coking son menores que para el Fluid Coking, principalmente por los requerimientos de energía para circular los sólidos entre los lechos fluidizados.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPITULO III**

**EVALUACIÓN TECNOLÓGICA PARA EL MEJOR  
APROVECHAMIENTO DEL CRUDO MAYA**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

# U.N.A.M.

## FACULTAD DE QUÍMICA

### ÍNDICE CAPÍTULO III :

TÍTULO	PÁGINA
3.- Criterios para la presente evaluación tecnológica	64
3.1.- Necesidades del país	64
3.2.- Jerarquización	72
3.3.- Aspectos tecnológicos	74
3.4.- Comentarios	77

## CAPÍTULO III

### 3.- CRITERIOS PARA LA PRESENTE EVALUACIÓN TECNOLÓGICA

De lo expuesto en forma general en el capítulo 2 sobre los procesos de gasificación, se puede distinguir que existe una cierta dirección hacia la cual tienden a especializarse cada una de las tecnologías de los licenciadores anteriormente presentadas. De esta forma, podemos observar como tendencias los siguientes puntos: a) Producción de gas de síntesis, b) cogeneración de energía eléctrica y c) producción de gasolinas.

Para poder seleccionar la alternativa más conveniente, es importante establecer cuál de las direcciones o especialidades, presentadas para cada proceso, responde mejor a las necesidades del país. Con este fin se presentan los siguientes análisis.

#### 3.1.- NECESIDADES DEL PAÍS

Como se mencionó en el punto anterior, para proponer un proceso de gasificación adecuado, que satisfaga las necesidades de nuestro país, es necesario revisar los diversos usos de gas de síntesis, generación y consumo tanto de gasolinas como de la energía eléctrica y su cogeneración, ya que cada tecnología de gasificación existente proporciona una propia trayectoria y experiencia comercial.

##### 3.1.1.- GAS DE SÍNTESIS

En forma genérica, gas de síntesis se refiere a aquel gas cuyos componentes principales son el monóxido de carbono y el hidrógeno, la proporción relativa de

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

cada uno de ellos dependerá del uso final para el que se destine este gas. Como es sabido, en nuestro país, Pemex tiene la exclusividad de la producción de gas de síntesis.

**3.1.1.1.- Usos de Gas de Síntesis**

El gas de síntesis se puede utilizar para manufacturar un amplio rango de productos finales. Si la aplicación va dirigida hacia la producción de amoníaco, gas de reducción, etc., el hidrógeno deberá estar presente en proporciones de 2.5:1 a 4:1. Si el objetivo es la producción de metanol u oxo-alcoholes, entonces la proporción anterior se ubicará de 1.3:1 a 3:1.

**3.1.1.2.- Capacidad y Demanda**

El volumen total de la producción de Pemex Petroquímica disminuyó sensiblemente en 1993. La contracción más fuerte se registró en los derivados del metano, al caer la producción de amoníaco 20 % y la de metanol 15 %. Una parte de esta contracción generalizada de la producción petroquímica de Pemex se debe a la existencia de plantas obsoletas cuyas escalas y tecnologías excluyen toda posibilidad de competencia. No obstante lo anterior, la principal causa de la baja en la producción petroquímica de Pemex, se encuentra en las condiciones de los mercados internos y externos de sus productos. Su capacidad de producción manifiesta fuertes incrementos discontinuos que eventualmente se convierten en oferta excedente en la fase recesiva del ciclo económico.

En la figura 3.1. se puede observar claramente que el consumo aparente se encuentra por debajo de la producción de amoníaco, a pesar de su decremento.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

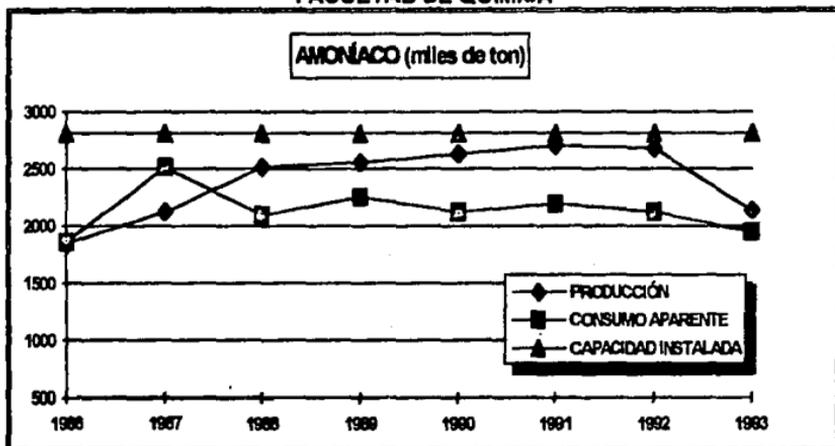


Figura 3.1.- Representación gráfica de la producción, consumo aparente y capacidad instalada de amoníaco.

La figura 3.2 se encuentra representada por un decremento en la producción de metanol, sin embargo el consumo aparente está cubierto por más de 34,000 ton de importación para 1993.

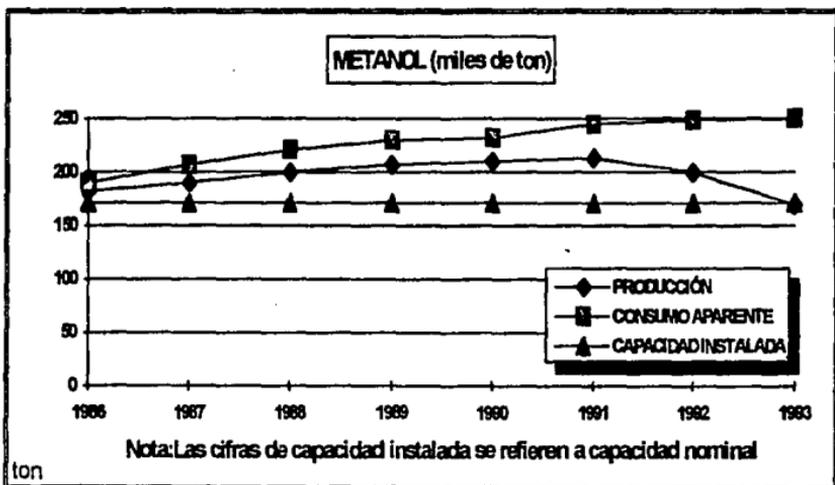


Figura 3.2.- Representación gráfica de la producción, consumo aparente y capacidad instalada de metanol.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

Para cubrir estas importaciones, más que integrar procesos de gasificación, es necesario dirigir el gas ( $H_2/CO_2$ ) de los complejos Cangrejera, Pajaritos, Morelos y Cosoleacaque a la producción de metanol. Realizando un análisis de las corrientes de este gas de "desecho", como es llamado por Pemex, es posible optimizar la producción de metanol a través de la purificación de hidrógeno y la compresión (tablas 3.1, 3.2 y 3.3).

HIDROGENO PLANTAS ETILENO (132.56 T/D)			
	Cangrejera	Pajaritos	Morelos
$H_2$	78.5	82.5	88.18
$CH_4$	17.52	14.33	11.58
$C_2H_6$	0.41	0.46	0.01
$C_3H_8$	0.5	—	—
$C_2H_4$	3.02	2.9	0.2
$CO_2$	—	0.01	—

Tabla 3.1.- Producción de metanol utilizando gas de las plantas de etileno.

H <sub>2</sub> GAS PURGA PTAS. AMONIACO (52 T/D)		CO <sub>2</sub> DE COSO. (1911 T/D)	
$H_2$	64.51	$H_2$	0.9
$CH_4$	8.76	$N_2$	1.05
$N_2$	21.3	$CO_2$	98.05

Tabla 3.2.- Producción de metanol utilizando gas de purga de Pajaritos y Cangrejera de las plantas de amoníaco; así como de la planta de Cosoleacaque.

HIDRÓGENO PLANTA BTX (66.54 T/D)			
$H_2$	72.16	$NC_4$	0.81
$CH_4$	12.54	$NC_3$	0.14
$C_2H_6$	8.05	$C6+$	0.26
$C_3H_8$	4.32		

Tabla 3.3.- Producción de metanol utilizando gas de Morelos y Cangrejera de las plantas de producción de benceno, Tolueno y Xileno.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**3.1.2.- ENERGÍA ELÉCTRICA Y COGENERACIÓN**

Después de cincuenta y seis años de existencia, la Comisión Federal de Electricidad continúa siendo un pilar de desarrollo nacional, al prestar un servicio público a nivel nacional. El principio constitucional contenido en el artículo 27 que otorga a la nación la exclusividad en la prestación del servicio público de energía eléctrica es inalterable. Y es necesario, a través de la Comisión, hacer un análisis de las necesidades de cogeneración que nos ofrecen los procesos de gasificación expuestos en el capítulo 2 a partir de la producción de gas combustible.

**3.1.2.1.- Capacidad y Demanda**

En los últimos años, México ha visto surgir y desarrollarse entre la población, una conciencia energética, cuya significación en términos de la tasa de crecimiento de la demanda de energía eléctrica ha sido de reducción drástica, y que ha pasado del 8.1 % en 1989, a menos del 3 % en 1992.

Este hecho se ha traducido por lo demás para el sector industrial, en la disminución de la tasa de crecimiento de ventas del energético, que para los primeros cuatro meses de 1993, aumentó únicamente un 1.7 % valor anualizado, cifra inferior al 6.1 % observado en igual período en 1990. Ahora en 1994, este comparativo permite evaluar y plantear acciones para dar mayor impulso a este razonamiento que ha sido favorablemente acogido por sectores que antaño tenían niveles de consumo de energía eléctrica muy elevados, obteniendo un ahorro del 27 % en la facturación eléctrica mensual.

Se puede observar en la tabla 3.4. que la capacidad instalada a nivel nacional para 1993 excede en un 30% a la demanda bruta y donde la cogeneración participa con el 22%.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

CONCEPTO	1992	1993
Capacidad instalada (MW)	27,067.50	28,860.00
Demanda bruta (MW)	20,290.00	20,247.70
Uso C.F.E. (MW)	969.00	967.00
Demanda neta (MW)	19,321.00	19,280.00
Importación (MW)	113.67	119.93
Exportación (MW)	232.99	208.55
Cogeneración (MW)	30.75	64.65
Consumo aparente (MW)	20,201.44	20,223.73
Incremento del consumo aparente (%)	--	0.11

Tabla 3.4.- Comparativo de la capacidad y demanda de energía eléctrica a nivel nacional.

### 3.1.2.2.- Localización de unidades Generadoras

La localización de la red principal de interconexión y de los sistemas eléctricos de vapor convencional, hidroeléctrica, geotermoeléctrica, carboeléctrica y nucleoelectrica se encuentran en el mapa de localización anexa.

### 3.1.2.3.- Políticas y Regulación

De acuerdo con la cogeneración que se puede obtener a partir de los procesos expuestos en el presente trabajo, principalmente la tecnología Texaco que mayor experiencia y publicidad tiene al respecto, el artículo 36 del reglamento de la cogeneración menciona los lineamientos a seguir para un permiso de cogeneración a través de la Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal oyendo la opinión de la Comisión Federal de Electricidad:

- Para generar energía eléctrica producida conjuntamente con vapor en otro tipo de energía térmica no aprovechada en los procesos se utilice para la producción directa o indirecta de energía eléctrica o cuando se utilicen combustibles producidos en sus procesos para la generación directa o indirecta de energía eléctrica y siempre que, en cualesquiera de los casos:

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

- a) La electricidad generada se destine a la satisfacción de las necesidades de establecimientos asociados a la cogeneración, siempre que se incrementen las eficiencias energética y económica de todo el proceso y que la primera sea mayor que la obtenida en plantas de generación convencionales.
- b) El solicitante se obligue a poner sus excedentes de producción de energía eléctrica a la disposición de la C.F.E., que resulte de menor costo para la C.F.E.

### **3.1.3.- GASOLINAS**

La gasolina natural y los líquidos del gas natural son materias primas principales para la petroquímica. La isomerización de la gasolina natural produce grandes cantidades isobutano e isopentano que luego se hacen reaccionar con olefinas ligeras como el butileno para obtener gasolina alquilada de alto poder antidetonante, que está definido por el número de octano, el cual puede ir desde 94 hasta 99 para combustibles normales y especiales respectivamente. Aproximadamente un 90% de las gasolinas que se fabrican, se utilizan como combustible para automóviles.

Los componentes utilizados para la mezcla de gasolina de motor, pueden limitarse a la gasolina ligera del primer destilado, el reformado catalítico, la gasolina craqueada catalíticamente, gasolina hidrocraqueada, el polímero de alquilato y el n-butano. Típicamente, las corrientes de gasolina de la torre de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se alimentan a un reformador catalítico, para mejorar su número de octano; los productos de reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para venta.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

- a) La electricidad generada se destine a la satisfacción de las necesidades de establecimientos asociados a la cogeneración, siempre que se incrementen las eficiencias energética y económica de todo el proceso y que la primera sea mayor que la obtenida en plantas de generación convencionales.
- b) El solicitante se obligue a poner sus excedentes de producción de energía eléctrica a la disposición de la C.F.E., que resulte de menor costo para la C.F.E.

### **3.1.3.- GASOLINAS**

La gasolina natural y los líquidos del gas natural son materias primas principales para la petroquímica. La isomerización de la gasolina natural produce grandes cantidades isobutano e isopentano que luego se hacen reaccionar con olefinas ligeras como el butileno para obtener gasolina alquilada de alto poder antidetonante, que está definido por el número de octano, el cual puede ir desde 94 hasta 99 para combustibles normales y especiales respectivamente. Aproximadamente un 90% de las gasolinas que se fabrican, se utilizan como combustible para automóviles.

Los componentes utilizados para la mezcla de gasolina de motor, pueden limitarse a la gasolina ligera del primer destilado, el reformado catalítico, la gasolina craqueada catalíticamente, gasolina hidrocraqueada, el polímero de alquilato y el n-butano. Típicamente, las corrientes de gasolina de la torre de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se alimentan a un reformador catalítico, para mejorar su número de octano; los productos de reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para venta.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**3.1.3.1.- Capacidad y Demanda**

En nuestro país, las actividades desarrolladas en torno a la gasolina es desempeño de Petróleos Mexicanos y sus organismos subsidiarios, que para 1993 reportan un incremento en las ventas internas de gasolina en 1.6 % para alcanzar un promedio anual de 493 MBD. Para complementar los requerimientos de octano ha sido necesario importar gasolinas terminadas y componentes de gasolinas. El volumen de proceso permitió mantener las importaciones de gasolinas a un nivel similar al de 1992 (Ver figura 3.3).

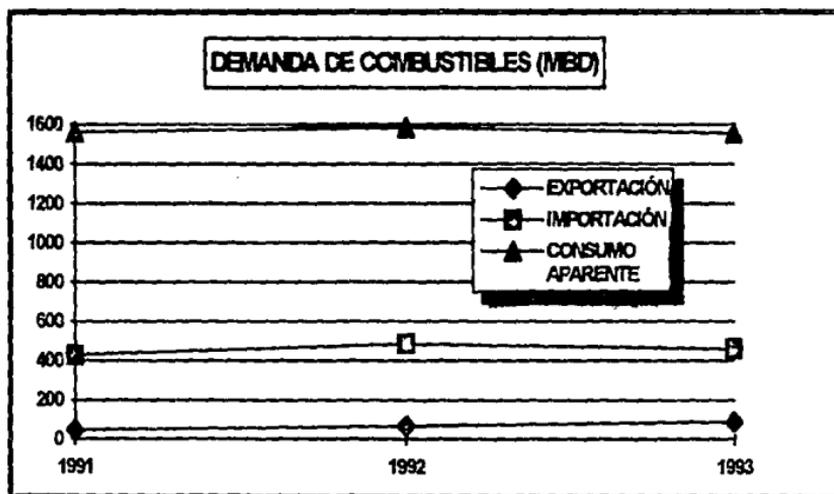


Figura 3.3.- Gráfica de la demanda de combustibles en México, incluye gasolinas, diesel, querosenos y combustóleo, los cuales se encuentran desglosados en la tabla 3.5.

En los últimos 10 años se presenta un cambio importante en la estructura de la demanda de combustibles, dado que los de uso automotriz crecen a un ritmo sensiblemente mayor que los utilizados por la industria. Las gasolinas crecen a una tasa media anual de 7.6 % y los combustibles industriales a 3.4 % en los

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

años 1987-91. En la tabla 3.5 se puede observar que la producción de combustibles no satisface la demanda nacional, por lo es necesario recurrir a importaciones año tras año, que oscila en un 39 % en volumen con respecto a la producción. Sin embargo, las exportaciones reflejan una necesidad de permanecer en el mercado internacional y que no rebasan el 7.5% de la producción total.

### 3.2.- JERARQUIZACIÓN

Para poder aprovechar en forma óptima las diferentes cualidades que se pueden obtener de los procesos de gasificación que se encuentran bajo Shell,

DEMANDA DE COMBUSTIBLES EN MÉXICO (miles de barriles/día)			
Concepto/ Año	1991	1992	1993
Exportaciones: gasolina	0	1	7
diesel	20	28	27
querosenos	17	15	17
combustóleo	8	23	40
<b>total</b>	<b>45</b>	<b>67</b>	<b>91</b>
Importaciones: gasolina	68	82	84
diesel	167	225	192
querosenos	147	126	129
combustóleo	47	53	56
<b>total</b>	<b>429</b>	<b>486</b>	<b>461</b>
Producción: gasolina	418	406	418
diesel	276	278	267
querosenos	71	76	84
combustóleo	414	408	419
<b>total</b>	<b>1,179</b>	<b>1,168</b>	<b>1,188</b>
Consumo Aparente: gasolina	486	487	495
diesel	423	474	432
querosenos	201	187	196
combustóleo	453	438	435
<b>total</b>	<b>1,563</b>	<b>1,586</b>	<b>1,558</b>

Tabla 3.5.- Cuadro de la demanda de combustibles en México.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

Exxon y Texaco y que sean de mayor utilidad de acuerdo a las necesidades del país presentadas anteriormente, a continuación se emite un juicio en base a las evidencias expuestas:

**a) Primera Prioridad. Producción de Gasolinas.**

Con base en las crecientes estadísticas de importación en volumen y en valor de las gasolinas y demás combustibles que se efectúan en Pemex, se considera que la aplicación de la gasificación para esta alternativa será la que mayor beneficio ofrezca de acuerdo a las características del petróleo crudo que se extrae actualmente en nuestro país.

Lo anterior se basa en los siguientes hechos:

- i) La producción de gasolinas es el negocio más rentable de todos los derivados de la refinación del petróleo, esto se debe a su alto valor agregado en los mercados internacionales y doméstico y al relativo bajo costo de los materiales implicados en su producción.
- ii) La demanda de gasolinas en México, ha presentado con el paso del tiempo una clara tendencia hacia el incremento de la demanda, lo cual es especialmente notorio para la gasolina automotriz.
- iii) El petróleo mexicano se caracteriza por ser un crudo "pesado" en su gran mayoría, lo cual representa una cantidad de insumos relativamente menor para la producción de gasolinas en comparación con otros países como Estados Unidos o el Medio Oriente.

Para poder incrementar la competitividad de nuestra industria petrolera en base a una mayor rentabilidad en las operaciones de refino, es necesario aumentar la producción de gasolinas, más aún conociendo la demanda constante y creciente que muestra el mercado nacional.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**b) Segunda Prioridad. Cogeneración de Energía Eléctrica**

La cogeneración de energía eléctrica es una alternativa que se plantea con el objeto de hacer más eficiente la producción de electricidad, esto es a un menor costo y con una mayor eficiencia energética. El apoyar esta tendencia y establecer una cultura de ahorro de energía son prioridades que presenta la C.F.E.; sin embargo, si se fija la atención en los parámetros de demanda y capacidad instalada se puede concluir que los requerimientos de energía eléctrica están totalmente cubiertos, por lo cual es preferible dar paso a la opción de producción de gasolinas.

**c) Tercera Prioridad. Producción de gas de síntesis.**

La generación de gas de síntesis en nuestro país se dedicará, de acuerdo a los cuadros de producción presentados, hacia la elaboración de metanol, ya que este producto presenta una demanda todavía insatisfecha. Sin embargo, dado que se tiene el plan de cubrir esta demanda con los llamados gases de desecho ( $H_2 / CO_2$ ) se debe esperar a tener el resultado de este proyecto para poder detectar la necesidad de otra alternativa.

Si bien la demanda existe, el volumen de la misma no es tan grande, por lo que no debe existir problema en el abasto de materia prima para la producción de metanol y en todo caso puede ser más necesario renovar la tecnología hasta ahora empleada para su elaboración.

**3.3.- ASPECTOS TECNOLÓGICOS**

De acuerdo a la prioridad seleccionada como número uno en el punto anterior referida a la producción de gasolinas, que toma como referencia los criterios expuestos para la presente evaluación, es necesario realizar un análisis de los

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

aspectos tecnológicos de los procesos que enfocan su producción precisamente a gasolinas. Estos procesos, como se mencionó anteriormente son el proceso Flexicoking y Fluid Coking representados comercialmente por Lurgi y el proceso Delayed Coking representado comercialmente por Foster Wheeler.

A continuación se realiza un análisis que incluye tanto aspectos de proceso como de inversión para los procesos mencionados.

### **3.3.1.- Proceso**

Así como en el proceso Delayed Coking, los rendimientos de los procesos de techos fluidizados (Flexicoking y Fluid Coking) pueden predecirse con exactitud sólo a partir de datos para alimentaciones específicas en planta piloto. Los rendimientos típicos para diferentes alimentaciones se encuentran disponibles por los licenciadores.

Si no se dispone de datos de rendimiento específicos, se puede asumir para una alimentación preliminar que los productos del Flexicoking y de Fluid Coking son los mismos que del Delayed Coking excepto por la cantidad de coque del reactor que se quema o gasifica. Así, el rendimiento de coque para el Fluid Coking sería aproximadamente del 75 al 80% del rendimiento del Delayed Coking y para Flexicoking sería del rango del 2 al 40% del rendimiento del Delayed Coking, en forma genérica.

En la tabla 3.6. se muestra un análisis de los aspectos tecnológicos de los tres procesos aplicándolos a las propiedades de los residuos del crudo Maya (tabla 1.2) que toma en cuenta lo siguiente:

- 1.- Se toma como base de producción 50 MB/día, ya que se propone ubicar la unidad en un complejo industrial (en este caso, Salina Cruz).

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

aspectos tecnológicos de los procesos que enfocan su producción precisamente a gasolinas. Estos procesos, como se mencionó anteriormente son el proceso Flexicoking y Fluid Coking representados comercialmente por Lurgi y el proceso Delayed Coking representado comercialmente por Foster Wheeler.

A continuación se realiza un análisis que incluye tanto aspectos de proceso como de inversión para los procesos mencionados.

**3.3.1.- Proceso**

Así como en el proceso Delayed Coking, los rendimientos de los procesos de lechos fluidizados (Flexicoking y Fluid Coking) pueden predecirse con exactitud sólo a partir de datos para alimentaciones específicas en planta piloto. Los rendimientos típicos para diferentes alimentaciones se encuentran disponibles por los licenciadores.

Si no se dispone de datos de rendimiento específicos, se puede asumir para una alimentación preliminar que los productos del Flexicoking y de Fluid Coking son los mismos que del Delayed Coking excepto por la cantidad de coque del reactor que se quema o gasifica. Así, el rendimiento de coque para el Fluid Coking sería aproximadamente del 75 al 80% del rendimiento del Delayed Coking y para Flexicoking sería del rango del 2 al 40% del rendimiento del Delayed Coking, en forma genérica.

En la tabla 3.6. se muestra un análisis de los aspectos tecnológicos de los tres procesos aplicándolos a las propiedades de los residuos del crudo Maya (tabla 1.2) que toma en cuenta lo siguiente:

- 1.- Se toma como base de producción 50 MB/día, ya que se propone ubicar la unidad en un complejo industrial (en este caso, Salina Cruz).

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

- 2.- Se tomaron como condiciones de operación (temperatura y presión) del equipo crítico, aquellas recomendadas por los licenciadores, así como los servicios auxiliares.
- 3.- Los rendimientos han sido calculados por aproximaciones a partir de datos conocidos en una graficación. Es conveniente recordar que sólo se puede obtener un resultado completamente fiable a partir de la operación de una planta piloto o una unidad comercial.
- 4.- Se eligió como medida de calificación, la escala de 1 a 10, siendo el menor dígito correspondiente a la menor calificación.

A partir de los criterios anteriormente tomados para el análisis de la tabla 3.6, se puede observar que los tres procesos son relativamente semejantes; sin embargo, la experiencia comercial está definitivamente dada por el proceso Delayed Coking, que con más de 60 unidades al rededor del mundo, nos proporciona la confianza de poder remitimos a la selección de este proceso. Por otro lado, El proceso Fluid Coking es una versión simplificada del proceso Flexicoking, que únicamente quema el coque necesario que satisfaga los requerimientos de calentamiento del reactor(sólo el 20 al 25% del coque producido en el reactor), obteniendo un gas de alto contenido de azufre.

### **3.3.2.- INVERSIÓN**

A groso modo se puede asumir que la inversión para la unidad del Fluid Coking es aproximadamente 14% mayor que para la unidad de Delayed Coking para una determinada alimentación, siendo que se necesita invertir en un sistema de remoción de  $SO_2$  para el Fluid Coking - ya que este proceso utiliza sólo 2 camas fluidizadas, un reactor y un calentador; para el proceso Flexicoking, el costo es más o menos 30% mayor.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

Los requerimientos en servicios para el Fluid Coking son significativamente mayores que para el Delayed Coking, principalmente por los requerimientos de energía para circular los sólidos entre los lechos fluidizados. El ventilador de aire en un Flexicoker requiere más energía que el proceso Fluid Coking. Para determinar adecuadamente los requerimientos de servicios sería necesario consultar al licenciador.

### **3.4.- COMENTARIOS**

Como se mencionó anteriormente, los tres procesos están encaminados a la producción de combustibles, que demanda nuestro país a través de un control más eficiente de los residuos del crudo Maya. Sin embargo existen algunas ventajas que hacen destacar al proceso Delayed Coking sobre los procesos fluidizados (Flexicoking y Fluid Coking):

- A nivel internacional se cuenta con 21 unidades en operación de proceso fluidizado y con 67 de proceso "retardado" (delayed). Esto nos habla de la productividad (eficiencia) ganada en diseño y construcción de unidades para coquización retardada (delayed coking), que en más del 87% está respaldada por Foster Wheeler. Esta demanda surgió a la necesidad de combustibles con bajo contenido de azufre.
- A pesar de que tecnológicamente (tabla 3.6) los tres procesos se asemejan, el proceso Delayed Coking aventaja en la calificación final un 14 y 9.6 por ciento al proceso Flexicoking y al proceso Fluid Coking, respectivamente.
- La cantidad de coque que se quema o gasifica en un proceso Fluid Coking es mínima (20-25% del producido), el gas de coque producido puede utilizarse exclusivamente en hornos. En el Flexicoking el coque se gasifica pero la cantidad de coque que se quema en el reactor es menor a la del Delayed Coking.

/Procesos	Flexicoking	Fluid Coking	Delayed Coking
<b>Conceptos/</b>			
<sup>a</sup> Disponibilidad de materia prima	10	10	10
<b>Condiciones de operación:</b>			
temperatura (°C)	9 (900)	8 (1,000-1,300)	8 (1,000-1,260)
presión (lb/in <sup>2</sup> )	8 (600)	8 (600)	9 (600-800)
<b>Unidades Comerciales</b>	4 (7)	5 (14)	10 (67)
<b>No. de operaciones unitarias del proceso principal</b>	7 (4)	8 (2)	7 (4)
<b>Servicios Auxiliares:</b>			
agua de enfriamiento (gal/min)	10 (1,500)	7 (3,680)	8 (3,470)
vapor de baja requerido neto (klb/hr)	2 (79)	5 (18)	10 (0.79)
vapor de alta producido neto (klb/hr)	9 (275)	8 (250)	ND
energía eléctrica (kw-h/día)	8 (1,000)	10 (450)	7 (1,400)
combustible (MMBtu/día)	ND	ND	(8,000)
aire de instrumentos y refinería (ft <sup>3</sup> /min)	8 (375)	8 (375)	ND
<b>Rendimiento:</b>			
gas C <sub>x</sub> - (% en peso)	8 (9.1)	9 (10.3)	9 (9.96)
nafta (% en peso)	8 (16.1)	6 (15.8)	10 (16.4)
gas-oil (% el peso)	7 (41.9)	9 (56.7)	8 (49.6)
coque (% en peso)	8 (23.4)	9 (17.2)	8 (24.0)
<b>total</b>	89	94	104

Tabla 3.6. Análisis de los aspectos tecnológicos de los procesos de gasificación Flexicoking, Fluid Coking y Delayed Coking. Se consideran calificaciones en escala de 1 a 10, siendo el menor dígito correspondiente a la menor calificación.

<sup>a</sup> Para la disponibilidad de materia prima se consideran alimentaciones de crudos pesados, residuos atmosféricos o al vacío.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPITULO IV**

**INGENIERÍA CONCEPTUAL DEL PROCESO PROPUESTO**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

# U.N.A.M.

## FACULTAD DE QUÍMICA

### ÍNDICE CAPÍTULO IV:

TÍTULO	PÁGINA
4.- Ingeniería Conceptual del proceso propuesto	79
4.1.- Integración del proceso en una refinería	79
4.2.- Localización de la unidad	80
4.3.- Determinación de la capacidad de la unidad de gasificación	81
4.4.- Equipo principal para el proceso propuesto	82
4.5.- Diagrama de localización (layout)	84
4.6.- Inversión	84

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPÍTULO IV**

**4.- INGENIERÍA CONCEPTUAL DEL PROCESO PROPUESTO**

De acuerdo a lo expuesto en el capítulo anterior, se propone dedicar este capítulo a la ingeniería conceptual del proceso de coquización retardada (Delayed Coking) que define los equipos básicos para su operación, mencionando la localización y su incursión dentro de una refinería, acompañado de diagramas de flujo y un diagrama básico de ubicación (layout), así como el estimado de un costo preliminar de inversión; haciendo un enfoque hacia los residuos del crudo Maya.

**4.1.- INTEGRACIÓN DEL PROCESO EN UNA REFINERÍA**

La figura 4.1 muestra la secuencia de los procesos en una refinería moderna, con indicación de los principales flujos entre las operaciones.

El crudo de petróleo se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en: butanos y gas húmedo más ligero, todo intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, queroseno, gasóleo pesado y crudo de cabeza. El crudo de cabeza se envía a la torre de vacío y se separa en una corriente superior de gasóleo de vacío y una cola de crudo reducido.

Las colas de crudo reducido procedentes de la columna de vacío se craquean térmicamente en un coquizador retardado (Delayed Coking) para producir gas húmedo, gasolinas coquizadas, gasóleo y coque.

Los gasóleos procedentes de las unidades de crudo atmosférico y al vacío y el gasóleo procedente del coquizador se utilizan como alimentaciones para las

## **UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA**

unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible,. Los productos procedentes del craqueo con hidrógeno son saturados. Los productos insaturados procedentes del craqueo catalítico se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación.

Las corrientes de gasolina de la torre de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se alimentan a un reformador catalítico, para mejorar sus números de octano. Los productos de reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para la venta.

Las corrientes de gas húmedo de la unidad de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo, se fraccionan en la sección de recuperación de vapor, en gas combustible, gas licuado del petróleo GLP (siglas inglesas (LPG), hidrocarburos insaturados (propileno, butilenos y pentenos), butano normal e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la refinería y el butano normal se mezcla para formar gasolina o GLP. Los hidrocarburos insaturados y el isobutano se mandan a las unidades de alquilación para su procesado.

En la unidad de alquilación se forman isoparafinas que hierven en el intervalo de la gasolina. El producto, denominado alquilato y con un alto contenido en octanos, se mezcla con las gasolinas especiales para automóviles y gasolinas de aviación. Los destilados medios de la unidad de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se mezclan con los combustibles diesel, combustibles para reactores y combustibles para calefacción.

### **4.2.- LOCALIZACIÓN DE LA UNIDAD**

Se propone localizar la unidad de coquización retardada (Delayed Coking) en Salina Cruz por las siguientes razones:

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

1.- Es en Salina Cruz donde se procesa la mayor cantidad de petróleo crudo y líquidos de refinería a nivel nacional:

	1993	1992	1991
pesado (MB/D)	309	304	294
ligero (MB/D)	98	82	98
reconstituido (MB/D)	211	222	195

La elaboración de productos petrolíferos en total es de 314 MB/D, siendo también la mayor cantidad procesada para 1993 sobre las demás refinerías.

2.- La ampliación de Salina Cruz, que para 1993 ocupó el primer lugar en gastos de inversión con un monto de 142 millones de nuevos pesos para la ampliación de Salina Cruz II principalmente; exceptuando Tula, donde se está llevando a cabo el proyecto de Tula II. Los proyectos de Salina Cruz incluyen una reductora de viscosidad (50 MB/D), dos plantas catalíticas (Fluid Catalityc Craking), dos recuperadoras de azufre, además de servicios auxiliares, como proyectos terminados para 1993. Además de que la siguiente fase de expansión de la capacidad corresponderá al tercer tren de refinación de Salina Cruz, como proyecto inmediato (según información proporcionada por Pemex Refinación).

#### **4.3.- DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE LA UNIDAD DE GASIFICACIÓN**

Para determinar la capacidad de producción de la unidad de gasificación se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

- a) La refinería de Salina Cruz produce 107 MB/D de residuos pesados, que superan en cantidad a las demás refinerías. Este tipo de producto se puede optimizar a través de la operación de un proceso que desintegre térmicamente dichos residuos.
- b) Como se mencionó con anterioridad, en Salina Cruz se acaba de concluir el proyecto de una reductora de viscosidad con una capacidad de 50 MB/D, esta

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

cantidad es aproximadamente la mitad de los residuos producidos en dicha planta.

Por consiguiente, se propone una capacidad de 50 MB/D para una unidad de coquización retardada, que cubriría prácticamente el 100%, junto con la reductora de viscosidad, de la cantidad producida en Salina Cruz de residuos pesados.

#### **4.4.- EQUIPO PRINCIPAL PARA EL PROCESO PROPUESTO**

A continuación se enlista el equipo propuesto para el proceso Delayed Coking, que se encuentra esquematizado en las figuras 4.2, 4.3, 4.4 y 4.5 (layout) - proceso descrito en el capítulo 2:

Equipo	No. unidades	Item No.
Tanque de coque	2	CD-01 A/B
Torre fraccionadora de residuales	1	FD-01
Calentador de coque	2	HC-01 A/B
Quemador del calentador de coque	2	BH-01 A/B
Condensador de ligeros-torre fraccionadora	1	QD-01
Torre lavadora de gasóleo	1	TA-01
Tanque separador de nafta	1	TA-02
Bomba de alimentación de carga fresca	4	BP-01 A-B/R
Intercambiador de gasóleo ligero carga fresca	1	QA-01
Intercambiador gasóleo pesado carga fresca	1	QA-02
Agitador del condensador QD-01	1	FD-01
Bomba de nafta	2	BP-02 A/R
Bomba de agua del tanque TA-02	2	BP-03 A/R
Bomba de gasóleo ligero	2	BP-04 A/R

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

cantidad es aproximadamente la mitad de los residuos producidos en dicha planta.

Por consiguiente, se propone una capacidad de 50 MB/D para una unidad de coquización retardada, que cubriría prácticamente el 100%, junto con la reductora de viscosidad, de la cantidad producida en Salina Cruz de residuos pesados.

#### **4.4.- EQUIPO PRINCIPAL PARA EL PROCESO PROPUESTO**

A continuación se enlista el equipo propuesto para el proceso Delayed Coking, que se encuentra esquematizado en las figuras 4.2, 4.3, 4.4 y 4.5 (layout) - proceso descrito en el capítulo 2:

Equipo	No. unidades	Item No.
Tanque de coque	2	CD-01 A/B
Torre fraccionadora de residuales	1	FD-01
Calentador de coque	2	HC-01 A/B
Quemador del calentador de coque	2	BH-01 A/B
Condensador de ligeros-torre fraccionadora	1	QD-01
Torre lavadora de gasóleo	1	TA-01
Tanque separador de nafta	1	TA-02
Bomba de alimentación de carga fresca	4	BP-01 A-B/R
Intercambiador de gasóleo ligero carga fresca	1	QA-01
Intrcambiador gasóleo pesado carga fresca	1	QA-02
Agitador del condensador QD-01	1	FD-01
Bomba de nafta	2	BP-02 A/R
Bomba de agua del tanque TA-02	2	BP-03 A/R
Bomba de gasóleo ligero	2	BP-04 A/R

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

cantidad es aproximadamente la mitad de los residuos producidos en dicha planta.

Por consiguiente, se propone una capacidad de 50 MB/D para una unidad de coquización retardada, que cubriría prácticamente el 100%, junto con la reductora de viscosidad, de la cantidad producida en Salina Cruz de residuos pesados.

#### **4.4.- EQUIPO PRINCIPAL PARA EL PROCESO PROPUESTO**

A continuación se enlista el equipo propuesto para el proceso Delayed Coking, que se encuentra esquematizado en las figuras 4.2, 4.3, 4.4 y 4.5 (layout) - proceso descrito en el capítulo 2:

Equipo	No. unidades	Item No.
Tanque de coque	2	CD-01 A/B
Torre fraccionadora de residuales	1	FD-01
Calentador de coque	2	HC-01 A/B
Quemador del calentador de coque	2	BH-01 A/B
Condensador de ligeros-torre fraccionadora	1	QD-01
Torre lavadora de gasóleo	1	TA-01
Tanque separador de nafta	1	TA-02
Bomba de alimentación de carga fresca	4	BP-01 A-B/R
Intercambiador de gasóleo ligero carga fresca	1	QA-01
Intercambiador gasóleo pesado carga fresca	1	QA-02
Agitador del condensador QD-01	1	FD-01
Bomba de nafta	2	BP-02 A/R
Bomba de agua del tanque TA-02	2	BP-03 A/R
Bomba de gasóleo ligero	2	BP-04 A/R

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

...cont.	Equipo	No unidades	Item No.
	Pre calentador de agua de alimentación	1	QA-03
	Enfriador de gasóleo producto	1	QA-04
	Generador de vapor de agua	1	QA-05
	Bomba de gasóleo pesado	2	BP-05 A/R
	Bomba de carga al calentador	2	BP-06 A/R
	Válvula distribuidora de coque	1	VC-01
	Soplador condensador recuperador de vapores	1	SP-01
	Bomba de coque condensado	2	BP-07 A/R
	Sedimentador de coque condensado	1	TA-03
	Bomba de coque al almacenamiento	1	BP-08
	Torre de almacenamiento de coque	1	TA-04
	Bomba de coque más agua fría	2	BP-09 A/R
	Tanque de almacenamiento agua decoquizada	1	TA-05
	Bomba jet	1	BP-10
	Válvula de recirculación de la bomba jet	1	VC-02
	Poza acumuladora de coque húmedo	1	PT-01
	Bomba del pozo acumulador	2	BP-11 A/R
	Clarificador para agua más coque	1	CL-01
	Bomba de lodos del clarificador	1	BP-12
	Distribuidor de coque en exceso	1	VC-02
	Bomba de agua clarificada	2	BP-13 A/R
	Chute para colección de finos coque húmedo	2	CH-01 A/B
	Poza de secado de coque	1	PT-02
	Poza de acumulación de finos	1	PT-03

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

...cont	Equipo	No unidades	Item No.
	Enfriador de aceite reciclado	1	SP-02
	Decoquizador hidráulico	1	DUP-01
	Servicio de dehumidificación de coque	1	DPU-02
	Bomba de fondos - ceras	2	BP-14 A/R

#### **4.5.- DIAGRAMA DE LOCALIZACIÓN (LAYOUT)**

El diagrama de localización, comúnmente llamado layout, se hace siguiendo en lo posible la ruta propuesta por el diagrama de flujo de proceso (se encuentra en el capítulo 2) y con ello se procura la cercanía entre equipos principales involucrados en fases críticas tales como: la torre fraccionadora, los tambores de coque y el calentador. Esto resulta importante si se observa el requisito de reducir al mínimo el depósito de las cenizas de coque en las tuberías, logrando con ello reducir los costos que por mantenimiento e incrustaciones podrían presentarse.

#### **4.6.- INVERSIÓN**

En la figura 4.6 se muestra una gráfica de costos de instalación de unidades de coquización retardada, donde la curva superior representa 10 barriles de alimentación fresca por ton. de coque y la curva inferior representa 30 barriles de alimentación fresca por ton de coque. La gráfica se encuentra actualizada al año de 1984).

Para los residuos del crudo Maya (especificaciones referidas en el capítulo primero) se tienen 23.75 barriles de alimentación fresca por cada tonelada de coque. Así, se puede observar en la gráfica que para una capacidad de 50 MB/D

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

y para 23.75 bbl/ton coque, la inversión será aproximadamente de 90 millones de dólares.

Siendo los principales productos del proceso Delayed Coking, la nafta, el gasóleo y el gas (C<sub>4</sub> -), es necesario conocer la producción y venta de estos productos, los cuales se encuentran esquematizados en la tabla 4.1. Se puede que la recuperación anual para el proceso es de MN\$109,588; la fuente para estos datos han sido proporcionados por PEMEX.

	Barriles/día	*N\$/barril	MN\$/año
gas (C <sub>4</sub> -)	839	46	14,087
nafta	1,051	100	38,362
gasóleo	2,899	54	57,139
			109,588

Tabla 4.1.- Producción y estimado del costo de los principales productos obtenidos del proceso de coquización retardada, tomando como base 50 MB/D..

\* Precios PEMEX, 1993

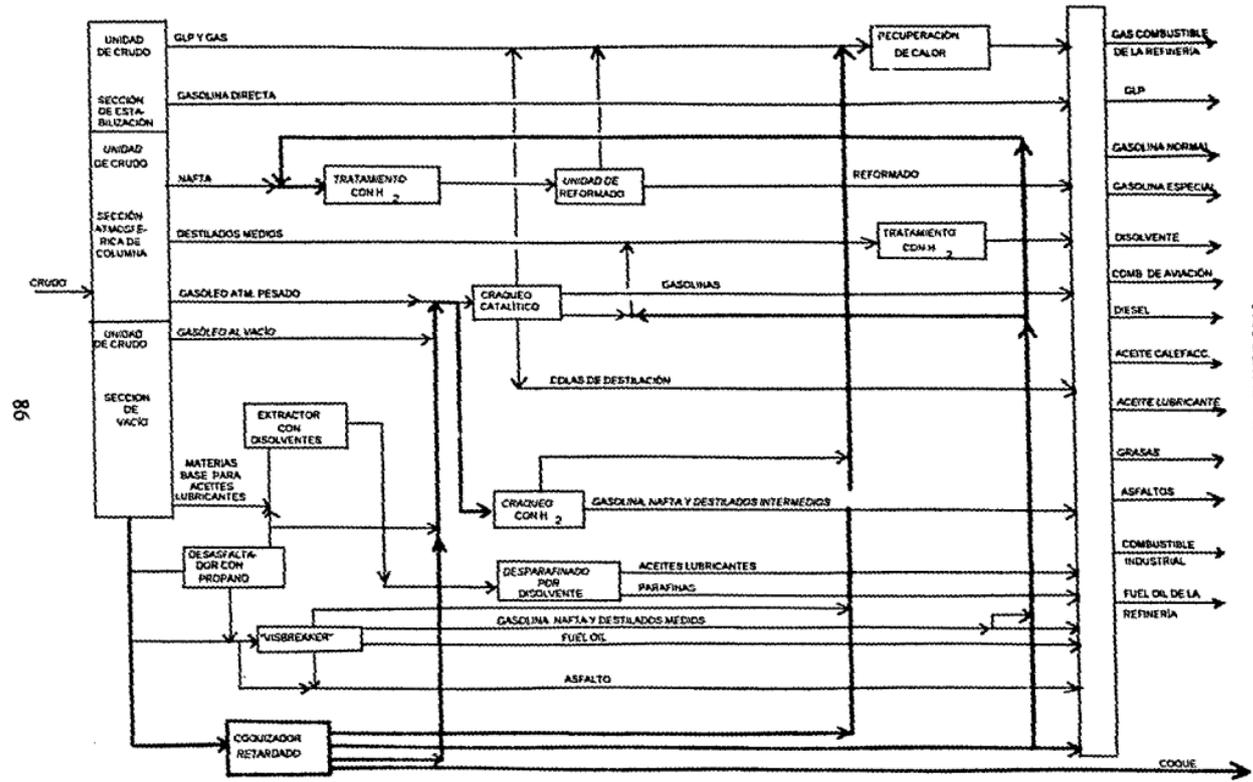


Figura 4.1. Diagrama de flujo de una refinera con productos característicos del tratamiento y mezclado

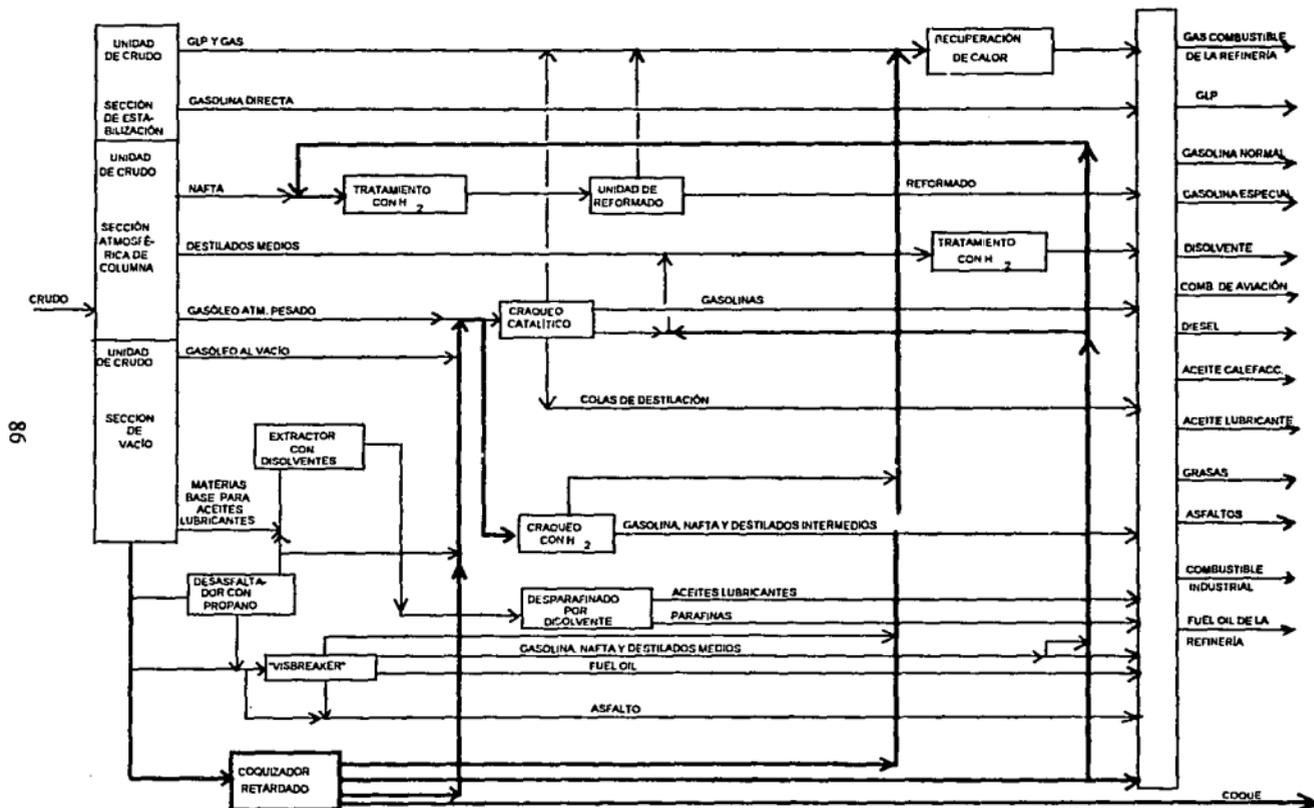


Figura 4.1. Diagrama de flujo de una refinera con productos característicos del tratamiento y mezclado



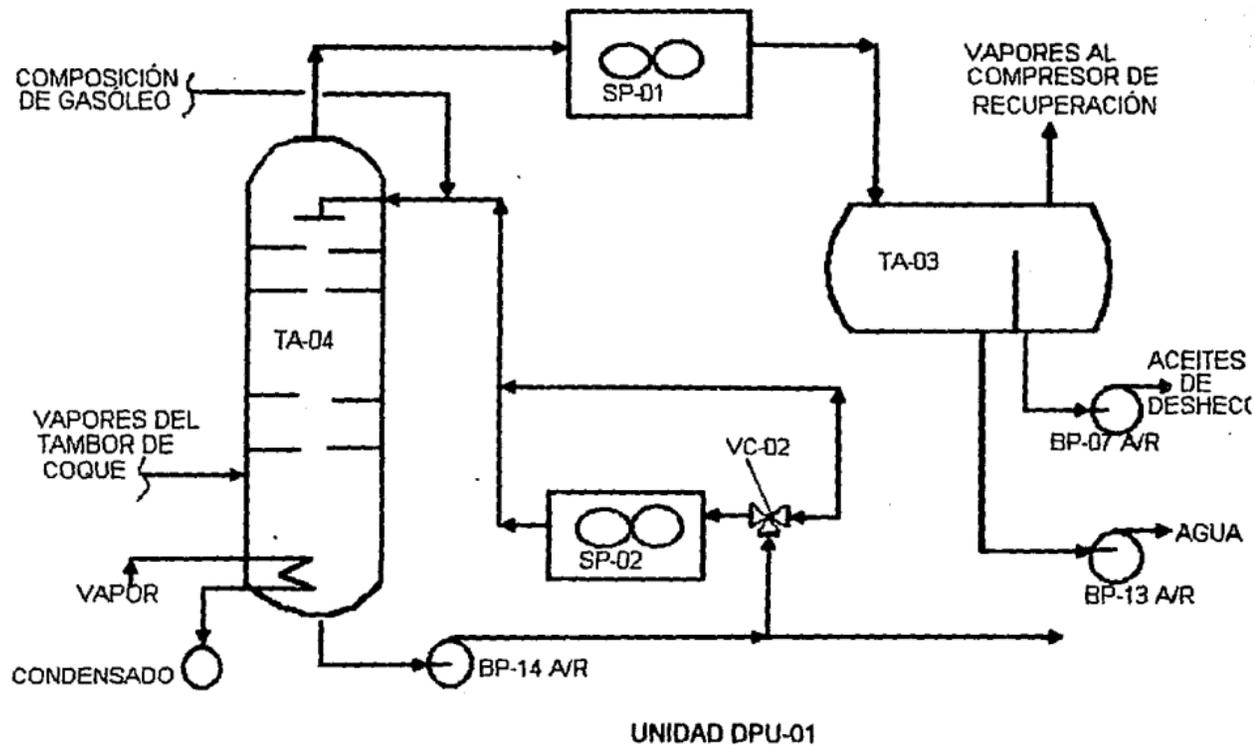


Figura 4.3.- Unidad de Decoquización hidráulica para el proceso Delayed Coking

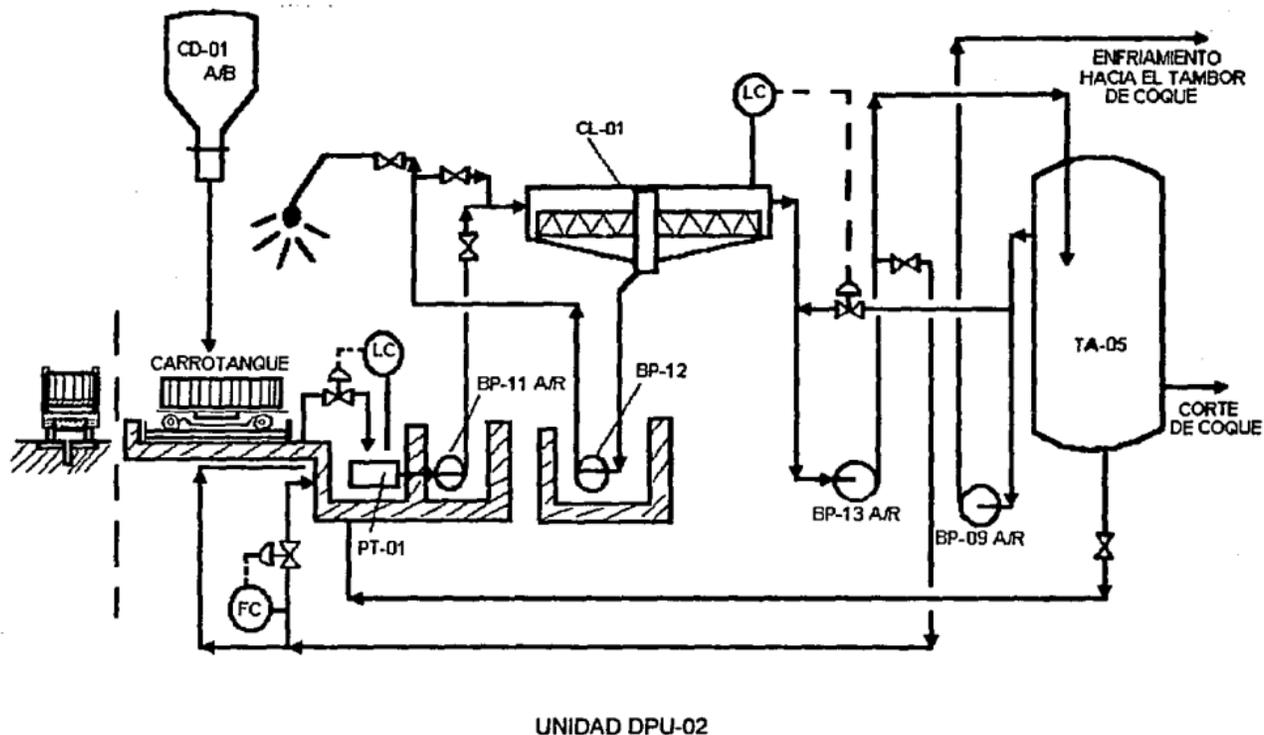


Figura 4.4.- Manejo de coque - Carga directa del sistema de decoquizado de agua, para el proceso Delayed Coking

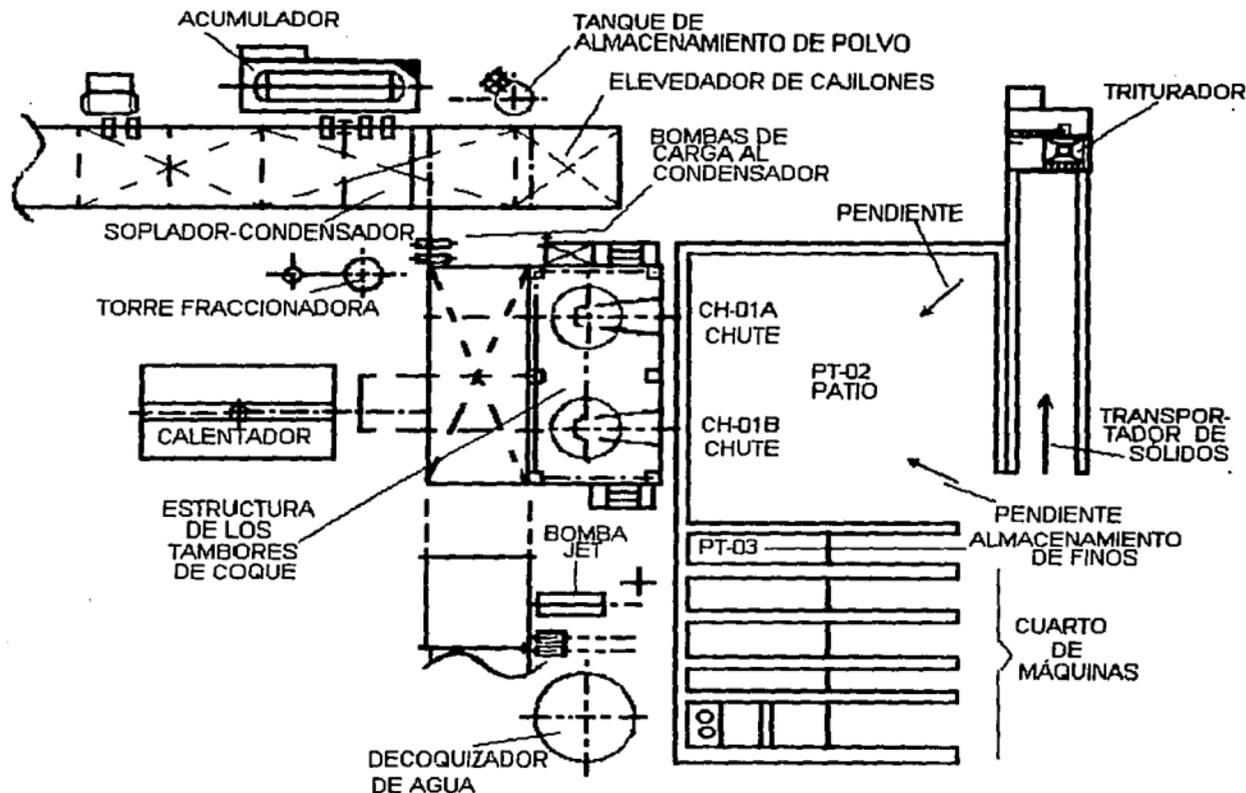


Figura 4.5.- Diagrama de localización (layout) para la unidad de coquización retardada (Delayed Coking)

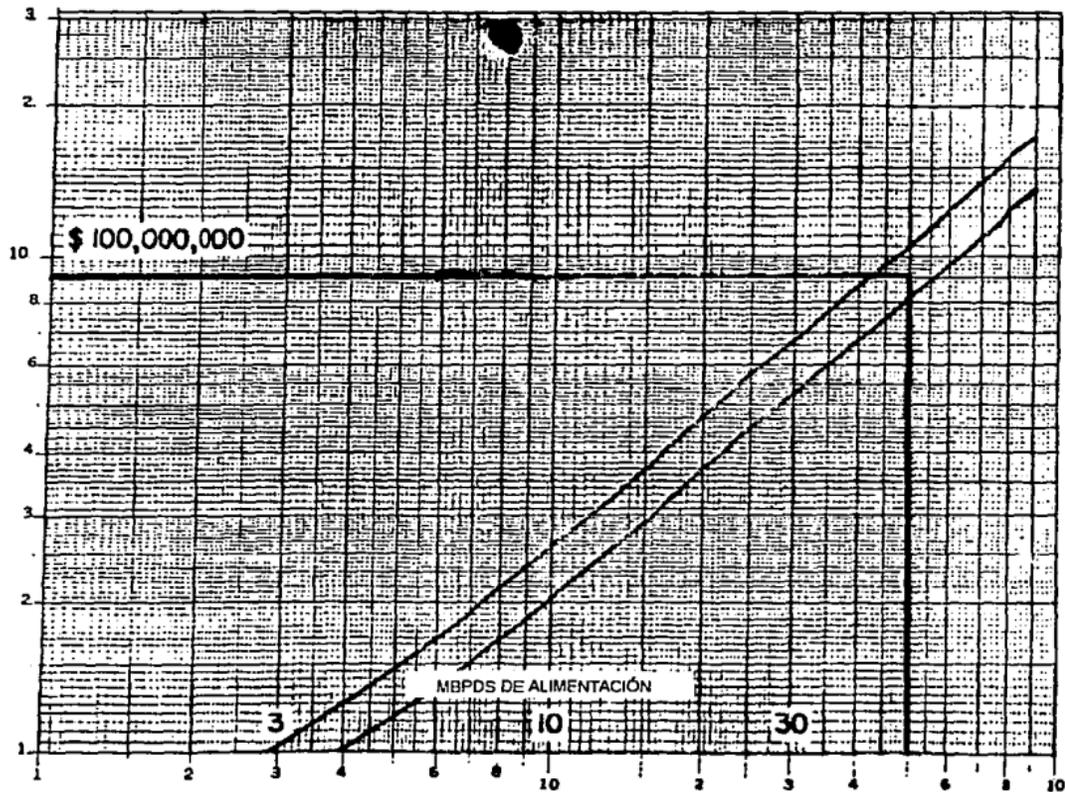


Figura 4.6.- Costo de instalación de unidades de coquización retardada (Delayed Coking). Para una capacidad de 50 MB/D y 23.7 bbl de alimentación/ton de coque, se tiene una inversión de 90 MMD.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPITULO V**

**CONCLUSIONES**

**ELISA MARIACA HAJDUCEK**

U.N.A.M.  
FACULTAD DE QUÍMICA

ÍNDICE CAPÍTULO V:

TÍTULO	PÁGINA
5.- Conclusiones	92

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**CAPITULO V**

**5.- CONCLUSIONES**

Con base en las crecientes estadísticas de importación en volumen y en valor de las gasolinas y demás combustibles que se efectúan en PEMEX, se considera que la aplicación de la gasificación para esta alternativa será la que mayor beneficio ofrezca de acuerdo a las características del petróleo crudo Maya.

Se ha seleccionado el proceso de coquización retardada (Delayed Coking), como el proceso más viable para la producción de gasolinas de los tres procesos expuestos en el presente trabajo para ese fin, a partir de un análisis tecnológico, y para ser integrado a las necesidades actuales y futuras de nuestro país desde el punto de vista del aprovechamiento de los residuos pesados del crudo Maya; principalmente por:

- La inversión del proceso Delayed Coking es aproximadamente un 30% menor en comparación al proceso Flexicoking y un 14% menor con respecto al proceso Fluid Coking.
- Los requerimientos de servicio del proceso Delayed Coking son menores en comparación a los otros dos procesos mencionados en el punto anterior.
- El proceso Delayed Coking cuenta con una vasta experiencia en cuanto a diseño y construcción de unidades (67 unidades reportadas), que los procesos fluidizados, que cuentan con 21 unidades.

A continuación se mencionan las dos razones más relevantes que hacen justificable la aplicación de proceso de coquización retardada:

## UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA

### 1.- Rentabilidad.

En el capítulo 4 se calculó la inversión para una planta de coquización retardada con una capacidad de 50 MB/D, siendo ésta de 90 millones de dólares.

Las ventas se estimaron de 109,588 MN\$/año para la producción global del proceso, correspondiendo 14,087 MN\$/año para el gas (C<sub>4</sub> -), 38,362 MN\$/año para la nafta y 57,139 MN/año para el gasóleo.

Para minimizar los efectos de la inflación, se calcula la inversión en dólares americanos (paridad = 3.45 N\$/dólar) que es igual a 31 764 MD/año. Lo cual significa que la recuperación de la inversión es a 3 años, por lo que se trata de una planta muy rentable.

Sin embargo, hay que recordar que el nomograma utilizado para conocer el costo de inversión sólo proporciona datos aproximados, que pueden tener un margen de desviación hasta de un 60%. Para establecer un dato más concreto es necesario realizar un estudio de factibilidad, que es tarea de una ingeniería preliminar.

### 2.- Aspecto Ecológico

La incorporación de un proyecto de gasificación para mejorar la calidad de combustibles y reducir la producción de combustóleo pesado del crudo Maya con alto contenido de azufre, permitirá cumplir con nuevas normas de protección del medio ambiente. A manera de ejemplo, se puede mencionar que con un combustóleo con 3.6% en peso de azufre se tiene que: Por cada 100 metros cúbicos de combustóleo (ó 629 barriles) se producen 7.2 toneladas de SO<sub>2</sub>, los cuales se transforman en 11 toneladas de ácido sulfúrico, lo cual produce la formación de lluvias ácidas y la producción de ozono.

Dadas las nuevas normas ambientales y la configuración actual de las refinerías mexicanas, PEMEX hace hincapié, a partir de 1994, en los proyectos orientados

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

a destruir combustóleo pesado de alto azufre o reducir el contenido de azufre de dicho combustible industrial. Estas inversiones permitirán contar con combustibles que cumplan con las nuevas normas ambientales que habrán de adoptarse en 1994 e instrumentarse en 1998.

La reflexión en las necesidades ecológicas, hace surgir la necesidad de tener algún tipo de proceso que reduzca las emisiones tóxicas al medio ambiente; y por tal motivo que los procesos de gasificación se convierten en procesos protectores al medio ambiente.

Es bueno aclarar que las recomendaciones hechas en el presente trabajo están hechas en base al análisis comparativo de los datos bibliográficos encontrados, y de los resultados esperados de su aplicación al crudo pesado Maya y sus residuos. Para poder llevar estas propuestas a una escala real, se requiere de un estudio económico y técnico más profundo, que tome en cuenta los resultados obtenidos para redondear la idea que en el presente proyecto de investigación se ha abierto, bien para confirmar las expectativas aquí planteadas o para trabajar en la proposición de mejoras y dar solución al problema que enfrenta la realidad de la industria petrolera y petroquímica mexicana, cuyos efectos más sentidos aún están por presentarse y si no se plantea la necesidad de llevar a buen término una solución, la realidad puede llegar a rebasarnos ante un entorno económico tan dinámico como el que estamos viviendo, y que con la entrada a la formación de un bloque comercial norteamericano, puede darnos firmes oportunidades, pero también, si no se planea el destino que se requiere, grandes fracasos y arrepentimiento.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**BIBLIOGRAFÍA**

ELISA MARIACA HAJDUCEK

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS CONSULTADAS POR CAPÍTULO:**

**Presentación:**

Memorias de labores PEMEX 1993

"Eficiente inyección de mejoramiento del crudo Maya mexicano". A.J. Suchanek y A.S. Moore Oil & Gas journal, Méx; Agosto 1986.

"¿Qué tantos metales hay en el petróleo crudo?" W.L. Nelson. Oil & Gas journal, Méx; Agosto 1972.

**Capítulo I:**

"Eficiente inyección de mejoramiento del crudo Maya mexicano". A.J. Suchanek y A.S. Moore Oil & Gas journal, Méx; Agosto 1986.

"El petróleo". Manual de la industria química Riegel's. México, 1979.

"Refinación para los próximos 20 años". Axel R. Johnson. Hydrocarbon Processing, Méx; Septiembre 1979.

**Capítulo II:**

Conferencia "Fundamentos en el tratamiento de residuos" Papeles presentados en la reunión anual de 1988 AIChE Opus citatum.

"Presente y futuro del uso del carbón en Du Pont" B. Quillman. Chemical Engineering Progres (CEP), Méx; Marzo 1980.

"La oxidación parcial crece fuertemente en los Estados Unidos" C.J. Shearer. Oil & Gas Journal, Méx; Septiembre 1971.

"Estatus del proceso Shell - Koppers" E.V. Vogt y coautores. Chemical Engineering Progres (CEP), Méx; Marzo 1980.

"Potencial de la gasificación de Carbón de bajo grado" Edward L. Burwell. Chemical Engineering Progres (CEP), Méx; Febrero 1984.

"Desintegración de residuos pesados" Hydrocarbon Processing, Méx; Septiembre 1978.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA**

"Hidrodesintegración" Hydrocarbon Processing, Méx; Septiembre 1978.

"Flexicoking" Hydrocarbon Processing, Méx; Septiembre 1976.

"Más Maya para usar hidrodesintegración" Hydrocarbon Processing, Méx; Mayo 1978.

"Qué tantos metales hay en el petróleo crudo?" Opus citatum.

"Consecuencias del incremento del uso del carbón" A. J. Goldberg y coautores. Chemical Engineering Progres (CEP), Méx; Agosto 1972.

"Carbón como fuente de energía y su impacto en la planeación de la ingeniería" R. H. Quig. Chemical Engineering Progres (CEP), Méx; Marzo 1980.

"Mejoramiento de residuos con LC-fining". Van Driesen, R. P.; Forhoff, L. L. Hydrocarbon Processing, Méx; Septiembre 1985.

"Nuevas aplicaciones de la tecnología Flexicoking" Massenzio, S. F.; Matula, J. P.; Staubs D. W. Presentación al American Petroleum Institute (API) en la reunión anual 51. San Diego, California, EUA. Mayo 1986.

"Gasificación de aceites Shell como utilería en un centro de refinación". Cornelisse, L.E.; Madsack, H.J.; Supp E. Presentación al congreso anual del Japan Petroleum Institute (JPI). Tokyo, Japón. Octubre 1978.

"Proceso de gasificación Shell. Modernas rutas para el procesamiento de residuos pesados". Brejc, M.; Bradley, W.R. Presentación a la 185 reunión nacional de la sociedad química americana. Seattle, Washington. EUA.

"Eficiente inyección de mejoramiento del crudo Maya mexicano". A.J. Suchanek y A.S. Moore. Oil & Gas journal, Agosto 1986.

"Gasification process for maximising refinery profitability". Hydrocarbon Technology International 1993.

"Texaco gasification process for gaseous or liquid feedstocks". Texaco, image service Tulsa, 1993.

"Gasification of coke, heavy oil & natural gas". Presented to PEMEX at ABB Lummus Crest Inc. November 1993.

"Delayed Coking-What you should Know,". K.E. Rose, Hydrocarbon Process., July 1971.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

"Process design of a modern delayed coker". S.B. Heck, Jr., American Petroleum Institute, May 11, 1972.

"Petroleum Refining", Technology and economics". James H. Gary & Glenn E. Handwerk. Marcel Derrek Inc., 1984.

"Heat Engineering, Delayed Coking: Design Considerations & Environmental Concerns". Foster Wheeler Corporation, Summer 1994.

**Capítulo III:**

Memorias de labores PEMEX 1993.

Anuario estadístico 1990. PEMEX.

Informe de labores 1992-1993. Comisión Federal de Electricidad.

Ley del servicio público de energía eléctrica. 1993

Memorias de servicios de cogeneración. 1993

Anuario estadístico 1993. ANIQ.

"Petroleum Refining", Technology and economics". James H. Gary & Glenn E. Handwerk. Marcel Derrek Inc., 1984.

**Capítulo IV:**

Memorias de labores PEMEX 1993.

"Petroleum Refining", Technology and economics". James H. Gary & Glenn E. Handwerk. Marcel Derrek Inc., 1984.

"Heat Engineering, Delayed Coking: Design Considerations & Environmental Concerns". Foster Wheeler Corporation, Summer 1994.