



01178  
zey

UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
FACULTAD DE INGENIERIA

**"GASIFICACION DE RESIDUALES DE PETROLEO INTEGRADO  
A UNA REFINERIA"**

**T E S I S**

que para obtener el grado de

**MAESTRO EN INGENIERIA  
(ENERGETICA)**

presenta

**M. CONSOLACION MEDRANO VACA**

Ciudad Universitaria, México, D.F.

Junio de 1995

**FALLA DE ORIGEN**



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.

**TITULO**

**GASIFICACION DE RESIDUALES DE PETROLEO INTEGRADO A UNA  
REFINERIA**

**M. CONSOLACION MEDRANO VACA**

**A mi esposo José  
A mis padres Alfredo y Leonor**

## AGRADECIMIENTOS

Hago patente mi agradecimiento al Instituto de Investigaciones Eléctricas y al consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por su apoyo económico, que hicieron posible mis estudios en la Facultad de Ingeniería de la UNAM.

Agradezco al M. En I. Luis Fernández González y al Ing. Manuel Fernández Montiel por haber aceptado ser mis asesores durante el desarrollo de este trabajo. Además agradezco al Dr. Javier Alanís Chávez por su participación en la primera parte del trabajo y al Ing. Guillermo Torres por su valiosa ayuda y por la información que me proporcionó.

También deseo agradecer a todas las personas de las instituciones de Petróleos Mexicanos, TEXACO, SHELL e Instituto Mexicano del Petróleo, por la documentación que me facilitaron.

Por último agradezco a los participantes del jurado de evaluación de la tesis, quienes tuvieron la paciencia de revisar y aportar sus comentarios para complementar el trabajo: Ing. Jacinto Viqueira Landa, Ing. Luis Fernández González, M En I. Arturo Monedero De La Vega, Dr. Victor Rodríguez Padilla y M. En I. Agustín Barcena Ibarra.

México, Junio de 1995

## INDICE

### NOMENCLATURA

<b>1.</b>	<b>INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
	1.1 Propósitos del estudio	3
	1.2 Alcance y estructura del estudio	3
<b>2.</b>	<b>GASIFICACION</b>	
	2.1 Antecedentes	5
	2.2 Sistemas de gasificación	6
	2.3 Tecnologías de gasificación	10
	2.4 Experiencias comerciales	11
	2.5 Descripción del proceso de gasificación	12
<b>3.</b>	<b>REFINACION DEL PETROLEO</b>	
	3.1 Antecedentes	28
	3.2 Descripción general de los procesos	30
	3.3 Procesos más convenientes de una nueva refinería en México	30
	3.4 Tipos de coque	31
	3.5 Requerimientos en el nuevo tren de la Refinería de Salina Cruz	32
<b>4.</b>	<b>BALANCE DE MASA Y ENERGIA DEL IGCC Y PRODUCCION DE HIDROGENO</b>	
	4.1 Descripción general del IGCC y producción de hidrógeno	35
	4.2 Parámetros de referencia	43
	4.3 Balance global de la planta	46
	4.4 Impacto ambiental	50
	4.5 Análisis de resultados	51

<b>5. EVALUACION ECONOMICA DEL SISTEMA</b>	
<b>5.1 Parámetros económicos considerados para el análisis</b>	<b>54</b>
<b>5.2 Costos de inversión</b>	<b>57</b>
<b>5.3 Costos de operación y mantenimiento</b>	<b>59</b>
<b>5.4 Métodos de evaluación económica del proyecto</b>	<b>60</b>
<b>5.5 Costo nivelado (CN) del hidrógeno y energía eléctrica</b>	<b>62</b>
<b>5.6 Evaluación y análisis de resultados</b>	<b>64</b>
<b>5.7 Análisis de sensibilidad</b>	<b>70</b>
<b>5.8 Perspectivas de aplicación de la tecnología de gasificación en México</b>	<b>76</b>
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>78</b>
<b>APENDICE A</b>	<b>80</b>
<b>APENDICE B</b>	<b>82</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>83</b>

## NOMENCLATURA

AE	Anualidad Equivalente
AP	Presión alta
B/C	Beneficio costo
BFW	Agua de alimentación
CN	Costo nivelado
F	Valor de rescate
h	Entalpía
hg	Entalpía del gas
hgs	Entalpía del gas de salida
hls	Entalpía de líquido saturado
HRSG	Caldera de recuperación de calor
i	El valor de TREMA
IGCC	Integración de gasificación a un ciclo combinado
m	masa
M	Mil
MM	Millón
MF	Libre de humedad
MP	Presión intermedia
n	Período de vida útil
nth	Eficiencia térmica
P	Presión
ppm	Partes por millón
Q	Calor
qin	Calor de entrada
rp	Relación de presiones
SCGP	Proceso de gasificación de carbón de Shell
S <sub>o</sub>	Inversión inicial
S <sub>t</sub>	Flujo de efectivo neto del año t
TAA	Temperatura del agua de alimentación
T	temperatura
T <sub>g</sub>	Temperatura del gas
T <sub>gs</sub>	Temperatura del gas de salida
TG	Turbina de gas
TGPS	Proceso de gasificación de Texaco
TIR	Tasa interna de rendimiento
TREMA	Tasa de rendimiento mínima atractiva
TV <sub>AP</sub>	Turbina de vapor de alta presión
TV <sub>MP</sub>	Turbina de vapor de presión intermedia
VPC	Valor presente de costos
VPI	Valor presente de ingresos
VPN	Valor presente neto
VPP	Valor presente de producción



## VARIABLES

CH <sub>4</sub>	Metano
Cl	Cloro
CO	Monóxido de carbono
CO <sub>2</sub>	Bióxido de carbono
H <sub>2</sub>	Hidrógeno
H <sub>2</sub> O	Agua
H <sub>2</sub> S	Acido sulfhídrico
N <sub>2</sub>	Nitrógeno
Ni	Níquel
NO <sub>x</sub>	Oxidos de nitrógeno
O <sub>2</sub>	Oxígeno
S	Azufre
V	Vanadio

# 1. INTRODUCCION

A nivel mundial, las refinerías se enfrentan a una disminución lenta y gradual referente a la calidad del crudo: disminución de grados API así como el aumento del contenido de azufre y metales. El resultado de utilizar crudo pesado trae como consecuencia un decremento en la producción de gasolinas e incremento de combustóleo residual. Este último con alto contenido de azufre y metales, dificultando su combustión en forma convencional, sobre todo por estos elementos poco deseables. Los combustibles residuales, al quemarse, generan compuestos como óxidos de vanadio y calcio, que causan corrosión al depositarse en los elementos de una caldera. También durante la combustión de los residuales del petróleo se producen gases que contaminan el medio ambiente, generando otra serie de problemas como la lluvia ácida, polvos, etc.

Por los problemas ambientales, principalmente, se ha procurado tratar en forma más profunda los residuales de petróleo, ya que las normas establecidas en algunos países no permiten la combustión de éstos, por las emisiones que generan, bajo las características que se producen. Lo anterior provoca que la demanda de combustibles con alto contenido de azufre disminuya, pero por otro lado se contemplan técnicas de tratamiento para su utilización en la forma más rentable posible.

En muchos países las refinerías no cuentan con el equipo necesario para tratar los residuales generados por las mismas. En algunas se han tenido que integrar procesos (térmicos e hidrogenación), de tal forma que la producción de residuos disminuya en una tercera parte. Las modificaciones se llevan a cabo considerando los tipos de instalaciones que se tienen y el aspecto económico que justifique su uso.

Actualmente, el precio del crudo frente al precio de sus derivados no permiten hacer rentable las modificaciones mencionadas, sin embargo a corto plazo, por las presiones ambientales se hará una necesidad el instalar en las refinerías plantas que mejoren la calidad de los productos, cuando menos para que puedan utilizarse en zonas de gran concentración humana.

Las refinerías en México no cuentan con las instalaciones necesarias para tratar los combustóleos que producen y estos contienen aproximadamente 4% de azufre y de 100 a 200 partes por millón (ppm) de vanadio (V) y níquel (Ni). La refinería de Ciudad Madero es la única que cuenta con una coquizadora, pero de una capacidad mínima (260 Ton/día).

El combustóleo es uno de los principales combustibles que se consumen en México, principalmente para la generación de energía eléctrica y en la industria. Actualmente el combustóleo que produce PEMEX corresponde, aproximadamente,

a un 30% del crudo que se procesa<sup>1</sup>. La tendencia actual es, como en algunos países, generar la menor proporción de combustóleo que sea posible, sometiéndolo técnicamente, a tratamientos de desintegración tales como coquización (retardada, fluida o flexicoking), con lo que se logra producir una mayor cantidad de petrolíferos más ligeros y por otro lado un residuo sólido denominado coque. Este último retiene un gran porcentaje de azufre, metales e impurezas, lo que significa que no podrá utilizarse como combustible en un equipo convencional. El coque como tal resulta ser un problema, ya que existen pocas alternativas de uso, quemándolo en lechos fluidizados o bien gasificándolo para obtener un gas limpio. Si lo anterior no se cumple se tiene que ver la forma de como disponerlo.

Debido a las fuertes inversiones que puede implicar la adaptación de un proceso para tratar residuos, es necesario hacer un análisis o estudio de su rentabilidad, debe hacerse para cada refinería en particular, ya que cada una tiene sus propios esquemas que harían posible o no tratar el combustóleo para obtener petrolíferos y coque.<sup>2</sup>

De acuerdo con estudios que se han realizado en otros países este tipo de adaptaciones no es rentable, es más conveniente integrarlas en la construcción de refinerías nuevas.<sup>3,4</sup>

Dentro de este contexto, la tecnología de gasificación se presenta como una alternativa limpia y adecuada para utilizar cualquier residual ya que permite obtener productos valiosos a partir de su oxidación parcial. Los residuales pueden ser líquidos o sólidos de bajo valor comercial, tales como combustóleos pesados, asfaltos, coque de petróleo, carbón, orimulsión, etc.

De la oxidación parcial de los combustibles mencionados, se produce gas de síntesis, el cual puede tener múltiples usos finales. Entre otros, aplicación como gas combustible para la generación de energía eléctrica en ciclo combinado, producción de hidrógeno, vapor, derivados químicos como metanol, amoníaco, oxo-alcoholes, etc.

---

<sup>1</sup> Balance Nacional de Energía, 1992, Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal.

<sup>2</sup> Edward J. Swain, "U.S. Refiners Face Declining Crude Quality, Insufficient Price Spread", Oil and Gas Journal, March, 1993.

<sup>3</sup> G.L. Farina y M. Fontana, "Cogeneration Refinery for Total Residue Destruction", Hydrocarbon Processing, November, 1993.

<sup>4</sup> Peter Ladeur, Harry Bijwaard, "Shell Plans \$ 2.2-Billion Renovation of Dutch Refinery", Oil and Gas Journal, April 26, 1993.

La aplicación de la tecnología de gasificación en una refinería presenta las siguientes ventajas: la obtención del gas de síntesis, factibilidad para procesar cualquier corriente residual de la refinería, fácil proceso de corrientes con alto contenido de azufre obteniéndolo como producto comercial, no emisiones y cogeneración potencial.

Por los estudios hechos en otros países se justifica desarrollar un tema sobre la integración de gasificación a una refinería nueva y no a una de las existentes, sobre todo porque estas últimas cuentan con el equipo necesario que produce los servicios que pudiera proporcionarle la tecnología.

En México, PEMEX está considerando la instalación de una nueva refinería que va a integrar una coquizadora. Esta estará ubicada en la costa del oeste de la ciudad de Salina Cruz del estado de Oaxaca. En esta nueva refinería (si llegará a instalarse) sería factible la aplicación de la tecnología de gasificación utilizando como combustible el coque que se produzca en la misma.

Este trabajo estará enfocado al análisis de la tecnología de gasificación de coque y de los beneficios potenciales de su integración a la nueva refinería ubicada en Salina Cruz, Oaxaca.

## **1.1 Propósitos del estudio**

El objetivo de este estudio es determinar si el coque que se produce en la refinería es suficiente para producir: el hidrógeno, la energía eléctrica y el vapor que demanda la misma, mediante la tecnología de gasificación integrada a un ciclo combinado (IGCC) y una unidad de producción de hidrógeno.

Evaluar la eficiencia térmica del sistema integrado, así como su análisis económico para conocer su rentabilidad, considerando financiamiento 100% con capital propio y financiamiento 30% con capital propio y 70% crédito con una tasa de interés de 12% en dólares.

Además se hace una comparación técnica-económica para definir cual de las dos tecnologías que han tenido mayor éxito comercial, (Proceso de Gasificación de Texaco, TGPS y Proceso de Gasificación de Carbón de Shell, SCGP), se considera más adaptable al sistema integrado que se presenta en este estudio.

## **1.2 Alcance y estructura del estudio**

Esta tesis se estructura en cinco capítulos: el primero menciona los antecedentes de los problemas a que se enfrentan las refinerías en todo el mundo, los problemas que implican el uso de residuales de petróleo, la problemática en México y las ventajas de utilización de la tecnología de gasificación.

El capítulo 2 presenta los antecedentes de la tecnología de gasificación, los sistemas de gasificación que tienen aplicación industrial, descripción breve de cada uno de ellos. Las firmas que participan en su desarrollo y sus experiencias comerciales. Descripción detallada del proceso de gasificación que más éxito ha mostrado incluyendo el proceso para producir oxígeno, hidrógeno y energía eléctrica.

En el capítulo 3 se describen brevemente los procesos de refinación del petróleo, se hace mención de los procesos que más convengan a una nueva refinería en México. Finalmente se mencionan los requerimientos y productos de una nueva refinería con una capacidad definida.

En el capítulo 4 se hace una descripción general del sistema IGCC con producción de hidrógeno contemplando las condiciones de operación y resultados obtenidos para cada una de las tecnologías evaluadas (TGPS y SCGP). Se desarrolla el balance de masa y energía para todo el sistema de acuerdo con parámetros base establecidos. Se resume el impacto ambiental que representa la tecnología en los sistemas naturales (aire, agua y suelo), se comparan las emisiones con las normas ecológicas mexicanas. Finalmente se hace un análisis de resultados comparando las dos tecnologías.

En el capítulo 5 se definen parámetros base para el análisis con fundamento en la literatura consultada, se desarrolla la evaluación económica considerando los costos de inversión y operación para las dos tecnologías y con base en dos sistemas de financiamiento. Se evalúa la rentabilidad del proyecto de acuerdo con métodos establecidos, se calcula el costo nivelado del hidrógeno y energía eléctrica. Se hace un análisis de sensibilidad sobre la rentabilidad variando los parámetros de mayor incertidumbre. Finalmente se incluyen las perspectivas de utilización de la tecnología en México.

Por último en el capítulo 6 se mencionan las conclusiones.

## 2. GASIFICACION

En este capítulo se abordará el tema sobre gasificación, que involucra: antecedentes, madurez de la tecnología, firmas que participan en su desarrollo, sistemas de gasificación y la descripción de sus diversas etapas, así como la descripción del proceso para producir hidrógeno y para producir energía eléctrica.

### 2.1 Antecedentes

La gasificación de combustibles fósiles es una tecnología que ha tenido aplicación desde principios del siglo pasado. Fue en Inglaterra donde por primera vez se obtuvo gas pobre mediante la pirólisis de carbón para usarlo en el alumbrado público de las ciudades. El gas producido se conducía hasta los arbotantes donde por la noche se encendían.

Posteriormente generaban gas por medio de la reacción de carbón, aire y vapor de agua. En Europa, el gas de síntesis se usó durante siglo y medio, para uso doméstico y durante este tiempo se instalaron varias plantas de gasificación. En los años cuarentas el gas de síntesis fue desplazado por el gas natural que se encontró en grandes cantidades en el Mar del Norte y en el Norte de Africa, lo que significó la obtención de un combustible a un costo mucho menor. Esto ocasionó que en años siguientes se perdiera interés en desarrollar la tecnología de gasificación.

Debido a que el carbón es el combustible fósil más abundante, algunos países europeos continuaron desarrollando esta tecnología.

A raíz de la crisis petrolera en 1973, algunas empresas petroleras promovieron el desarrollo de la gasificación ya que los precios de los combustibles sólidos eran mucho más bajos que los derivados del petróleo. Nuevamente los procesos de gasificación comenzaron a tener aceptación en algunos sectores energéticos. Se sabe que el gas natural es uno de los combustibles más limpios que existen, mas no el más económico, sus reservas no son muy grandes (comparado con carbón) ( $124 \times 10^{12} \text{ m}^3$ , se estima una duración de 56 años)<sup>5</sup>, lo que puede ocasionar que el costo del mismo se incremente de tal forma que otras fuentes alternas nuevamente tengan aceptación comercial.

Actualmente la gasificación se contempla como una alternativa para utilizar combustibles sucios y reducir en gran proporción, emisiones de azufre y nitrógeno y obtener productos valiosos tales como vapor, energía eléctrica, hidrógeno, y productos químicos como amoníaco, metanol, oxoalcoholes, azufre etc..

---

<sup>5</sup> BP Statistic Review of World Energy, June, 1992, pag. 18

En un principio, el concepto de gasificación estuvo enfocado sólo a gasificar carbón; sin embargo esta tecnología se ha venido desarrollando para aplicarse a cualquier tipo de material carbonoso: combustóleo, residuos de vacío, drenajes aceitosos, asfaltos, coque de petróleo, etc.

## 2.2 Sistemas de gasificación

La gasificación consiste básicamente en hacer reaccionar, en un recipiente, el combustible (sólido o líquido) con un oxidante (puede ser  $O_2$  o aire) y vapor con el fin de obtener un gas de síntesis. Este gas conserva aproximadamente el 80% del poder calorífico del combustible original, dependiendo de la tecnología empleada, también depende del tipo de oxidante empleado. Si se utiliza aire, el gas producto, tiene un poder calorífico bajo ( $6300-13000 \text{ kJ/m}^3$ ;  $180-350 \text{ Btu/ft}^3$ ) dependiendo de la composición de los reactantes y de los productos, a causa de la dilución con el nitrógeno contenido en el mismo. Si el sistema es oxígeno con alta pureza, el poder calorífico del gas es medio ( $9300-18600 \text{ kJ/m}^3$ ;  $250-500 \text{ Btu/ft}^3$ ), también va a depender de la composición de los reactantes y productos.

El proceso se lleva a cabo mediante la inyección del combustible precalentado, oxígeno precalentado y vapor, en el caso de que la alimentación sea en seco, a través de un quemador diseñado especialmente, dentro de un recipiente de combustión cerrado, donde la oxidación parcial ocurre en un rango de temperatura de  $800^\circ\text{C}$  a  $1900^\circ\text{C}$ . La oxidación parcial describe el efecto de una serie de reacciones que ocurren con los combustibles dentro del reactor. La cantidad de oxígeno debe ser menor a la estequiométrica, para que no ocurra la combustión total. La reacción global se representa por:

Reacción global:



El proceso total puede dividirse en tres fases, como se describe a continuación:

- A) Fase de calentamiento y craqueo. En la región del reactor de inyección los componentes del combustible que salen del atomizador (lodos, o combustible líquido) o de las boquillas de alimentación (seco), hacen contacto con la mezcla de vapor y oxígeno. El combustible, es calentado y vaporizado por radiación de la flama directa y de las paredes del reactor.
- B) Fase de reacción. En esta fase, ocurre la reacción del oxidante con el combustible, la cual es altamente exotérmica.



Los componentes que no han sido oxidados, reaccionan endotérmicamente con vapor y los productos de la reacción primaria. La reacción principal endotérmica es la reformación del combustible con vapor de agua:



Las altas temperaturas pueden dañar al equipo, así que es esencial que las reacciones endotérmicas tiendan a balancear localmente las reacciones exotérmicas. De esta forma se lleva al equilibrio térmico.

- C) Fase absorbente (soaking). La fase absorbente toma lugar en el resto del reactor, donde el gas está a alta temperatura. Ocurren algunos cambios menores en la composición del gas debido a las reacciones secundarias de metano y carbón. Durante esta fase, una parte del carbón también desaparece por reacciones con CO y vapor. Sin embargo algo de carbón está siempre en el gas de síntesis (producto de la gasificación), en una cantidad equivalente entre 1 y 3% en peso de la alimentación del combustible.

La composición final del gas de síntesis, se establece por el equilibrio de la reacción de conversión agua-gas en la salida del reactor y en la entrada del sistema de enfriamiento.



Debido a las condiciones altamente reductivas (químicamente hablando) dentro del reactor, los compuestos de azufre contenidos en la alimentación del combustible reaccionan para formar ácido sulfhídrico y pequeñas cantidades de sulfuro carbónico en una razón molar de aproximadamente 24:1.

Los compuestos que integran el gas de síntesis son principalmente CO e H<sub>2</sub>, y en menor proporción CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, Ar, H<sub>2</sub>S, COS y partículas, la composición porcentual varía dependiendo de las condiciones de operación del gasificador, así como de las características del combustible.

En los cuadros A.1 y A.2 del apéndice A se muestran datos sobre la composición de los gases de síntesis de diversos tipos de combustibles, gasificados por los procesos TGPS y SCGP. De la información de los cuadros concluimos que, la composición del gas de síntesis depende del sistema de alimentación del combustible (seca o lodosa). Así por ejemplo el carbón Pittsburg no.8 (cuadro A.1) y el carbón Dotiki (cuadro A.2), tienen características muy parecidas mientras la composición de su gas de síntesis es diferente; sólo coinciden en el contenido de hidrógeno y compuestos de azufre. Para el proceso TGPS, el coque de petróleo se comporta como combustóleo y para el de SCGP como carbón.



Los sistemas de gasificación se clasifican por el tipo de gasificador usado. Los gasificadores que presentan mejores alternativas técnicas y económicas se agrupan en tres categorías generales:

- Lecho Fijo
- Flujo por Arrastre
- Lecho fluidizado

En general, estos sistemas son prometedores para uso en plantas de generación de energía eléctrica mediante ciclos combinados y para otros usos como la producción de hidrógeno, vapor, etc., o para integrarse a una refinería.

### **2.2.1 Gasificador de lecho fijo**

Este gasificador sólo acepta alimentaciones sólidas (carbón) y de un tamaño controlado (de 5 a 50 mm.). El carbón se alimenta por la parte superior del reactor, el oxígeno y vapor de agua por la parte inferior del mismo. Las cenizas se extraen en forma sólida. La temperatura de operación esta en el orden de los 800°C (véase figura 2.1.a). La eficiencia global de este proceso disminuye considerablemente, a causa de las grandes cantidades de vapor que se inyectan en el gasificador para controlar la temperatura en el mismo.

Este gasificador presenta la ventaja de que el carbón se puede alimentar tal y como se obtiene de las minas (carbón triturado). El grado de gasificación es de 99%.

### **2.2.2 Gasificador de flujo por arrastre**

En la figura 2.1.b y c se muestra el gasificador de flujo por arrastre con alimentación en seco y alimentación por lodos respectivamente.

En estos procesos, se aceptan alimentaciones sólidas y líquidas, (combustibles pesados, residuos de vacío, residuos de fondo y carbón en forma de lodos). Opera con temperaturas del orden de 1300 a 1900°C. Como resultado, los productos son: gas de síntesis y escoria líquida, este último después de su enfriamiento adecuado, se elimina por la parte inferior del gasificador. El tiempo de contacto en este tipo de reactor es muy corto, sólo el necesario para llevarse a cabo las reacciones de gasificación. El grado de gasificación varía entre 95% y 99%.

En la sección 2.5 se detallará la descripción de este proceso.

### **2.2.3 Gasificador de lecho fluidizado**

Estos gasificadores permiten procesar combustible sólido granulado con un tamaño de 1 a 6 mm. El carbón es suministrado al lecho fluidizado mientras que el oxígeno y vapor de agua se inyectan a través de 2 entradas ubicadas en dos niveles del gasificador. Este gasificador opera a temperaturas mayores que para uno de lecho

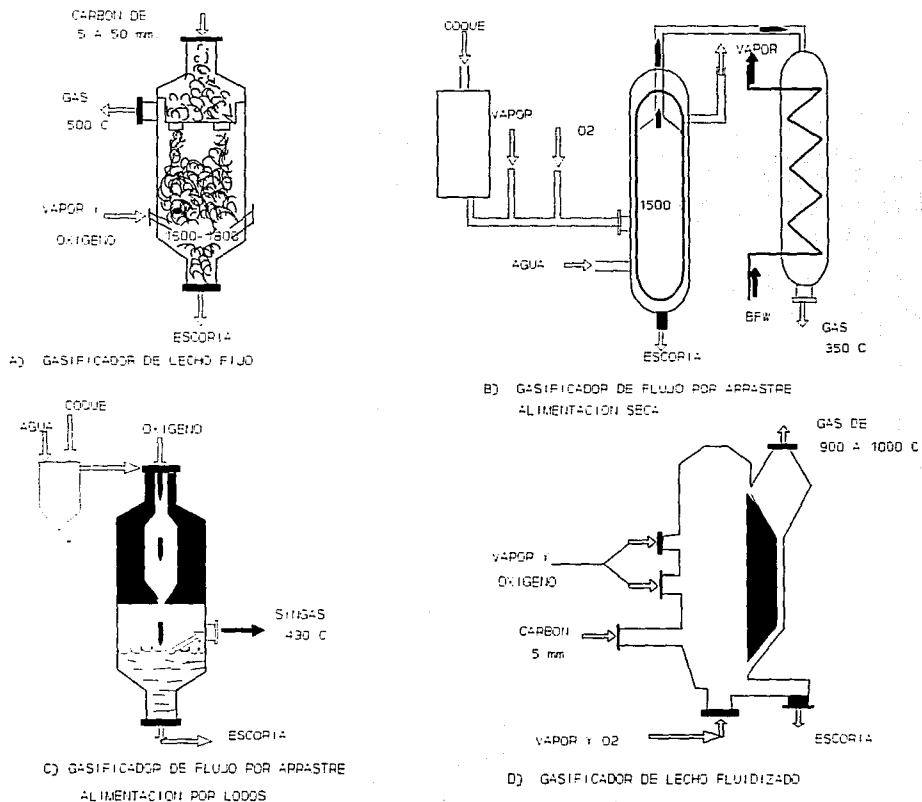


Figura 2.1 Tipos de gasificadores

Fuente: R. Pilleul, "Integrating the VEGA 109FA Combined Cycle in Gasification Processes" Technical Review, N°14, 1994.

fijo y menores que las de flujo por arrastre, entre 900 y 1200°C (véase figura 2.1.d). No puede operar con carbones aglomerantes ya que no se podría uniformizar el lecho dentro del reactor. Una de las ventajas de este proceso es que permite la adición de piedra caliza al lecho para capturar los compuestos de azufre, lo cual implica ahorro en equipo dentro del proceso. Sin embargo, por otro lado, se obtienen grandes cantidades de yeso, y su valor comercial es muy bajo. El grado de gasificación, logrado de un 95% a un 98%.

## 2.3 Tecnologías de gasificación

Existen varias firmas a nivel mundial que han desarrollado tecnologías de gasificación englobadas en los tres sistemas. Dichas tecnologías se muestran en el cuadro 2.1 .

El sistema de Flujo por Arrastre es el que acepta alimentaciones en forma seca y en forma de lodos, utilizando un reactor con características diferentes para cada caso.

CUADRO 2.1 METODOS Y TECNOLOGIAS DE GASIFICACION

Tipo de Proceso	Tecnología	Sistema de Alimentación	Tecnólogo
Gasificador de Lecho Fijo	British Gas Lurgi (BGL)	En forma seca	Lurgi GmbH y British Gas Corp.
Gasificador de Flujo Por Arrastre	TGPS Texaco Gasification Process System	En forma de lodo	Texaco Syngas Inc
	SCGP Shell Coal Gasification Process	En forma seca	Shell Synthetic Fuels
	Prenflo o Prenflow (Presurized Entrained Flow)	En forma seca	Krupp Koppers GmbH
	Destec	En forma de lodo	Dow Chemical
Gasificador de Lecho Fluidizado	High Temperature Winkler	En forma seca	Rheinesche Braunkohle
	U-Gas	En forma seca	Tangula Power
	Kellow Rust Westinghouse (KRW)	En forma seca	M.W. Kellog Corp. Westinghouse Electric Corp.

Fuente: Elaboración propia de Arthur L Conn, "The Integrated Combined Cycle Power Plant- Power from Coal..." y Seymour B. Alpert, "coal gasification Systems for Power..."

## 2.4 Experiencias comerciales

De los tres sistemas de gasificación, al que consideraremos para el análisis de este trabajo será el de flujo por arrastre por ser el más desarrollado y el que ha tenido mayor aceptación industrial. La mayoría de las plantas gasificadoras que generan materia prima para la industria petroquímica, así como la mayoría de las plantas de integración IGCC que están en proceso de construcción y planeación, se basan en este proceso. Una de las principales ventajas técnicas, es la capacidad que tiene para gasificar una amplia variedad de combustibles, sólidos y líquidos. Las firmas Shell y Texaco son las que han mostrado más experiencia sobre este proceso.

### 2.4.1 Proceso TGPS (Texaco Gasification Process System)

El proceso de gasificación TGPS, comenzó a comercializarse desde los 50's generando gas de síntesis para la industria química y petroquímica. TGPS enfocó más sus estudios y aplicaciones a combustibles líquidos.

Con relación al carbón, Texaco, suspendió su desarrollo a raíz de los grandes descubrimientos de reservas de petróleo, reanudando los estudios a partir de los setentas debido al incremento del crudo y sus derivados. Se construyeron tres plantas piloto para procesar carbón una en Alemania Federal, dos en Estados Unidos. Fue hasta 1983 que se instalaron plantas comerciales, la primera en E.U.(900 Ton/día), la segunda en Japón (1650 Ton/día) en 1984 y la tercera en Alemania Federal (770 Ton/día) en 1986. Desde 1960, han instalado plantas piloto para gasificar coque de petróleo, en 1986 en una planta de gasificación de carbón en Japón emplearon como alimentación coque de petróleo con mucho éxito.

La primera planta de demostración para generar energía eléctrica, fue durante el período de 1984 a 1989, logrando resultados muy favorables, su factor de planta fue relativamente alto 78%, la conversión de carbón, rebasó los valores de diseño. Las emisiones de SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> estuvieron por debajo de los límites establecidos por las normas.

Texaco actualmente tiene instaladas 10 plantas para alimentaciones sólidas, como coque y carbón y 90 para otros combustibles como combustibles líquidos, orimulsiones, gas natural, etc.

### 2.4.2 Proceso SCGP (Shell Coal Gasification Process)

El proceso de gasificación SCGP, ha sido desarrollado desde hace 22 años. En 1976 construyeron su primer planta piloto para 6 Ton/día de carbón en sus laboratorios en Amsterdam. El objetivo primordial era demostrar la factibilidad técnica de gasificar combustibles sólidos.

Una segunda planta piloto se construyó en Harburg, Alemania Federal, y se operó de 1978 a 1983. La tercera planta de demostración de Shell se instaló en 1987,

en Houston con una capacidad de 250 a 400 Ton/día dependiendo del carbón a gasificar.

Shell ha enfocado sus estudios utilizando principalmente carbón. Ha gasificado 18 tipos de carbón (ligníticos, bituminosos y subbituminosos) durante sus pruebas y demostraciones.

También ha estado estudiando el comportamiento de la gasificación de los residuales de petróleo, con bastante éxito.

La primera planta comercial para la generación de energía eléctrica, se basa en la tecnología SCGP por el proceso de Flujo por Arrastre. Esta planta se encuentra en Buggenum, Holanda.

#### **2.4.3 Proceso Prenflo (Presurized Entrained Flow)**

El proceso Prenflo, se ha venido desarrollando desde 1950, su operación se basa en gasificadores atmosféricos. Krupp Koppers ha instalado 2 plantas piloto, la primera en 1979 y la segunda en 1986. En sus pruebas han empleado una gran variedad de carbones, tales como: ligníticos, antracíticos, bituminosos, subbituminosos, y también algunos residuos de petróleo.

Desde 1992, en Puertollano España, se está instalando una planta comercial para producir energía eléctrica basada en el proceso Prenflo, en donde la alimentación va a ser una mezcla al 50% carbón-coque de petróleo. Se tiene planeado que entre en operación en junio de 1996.

#### **2.4.4 Proceso Destec (Dow Chemical)**

Dow Chemical instaló su primer planta piloto en 1975, en donde realizó sus pruebas para el desarrollo de su tecnología. La primer planta (2,400 Ton/día) de demostración comercial se instaló en Plaquemine Louisiana, Estados Unidos, y continúa en operación. Esta planta fue diseñada para alimentaciones de carbones ligníticos y bituminosos, pero se ha modificado para aumentar su flexibilidad y poder gasificar combustibles con altos contenidos de azufre y metales.

La ventaja que presenta esta planta es que sus costos de inversión son muy bajos, y el tiempo que se requiere para su construcción es corto, un poco menos de 2 años.

### **2.5 Descripción del proceso de gasificación**

En las figuras 2.2 y 2.3 se muestran los diagramas de flujo de las tecnologías TGPS y SCGP.

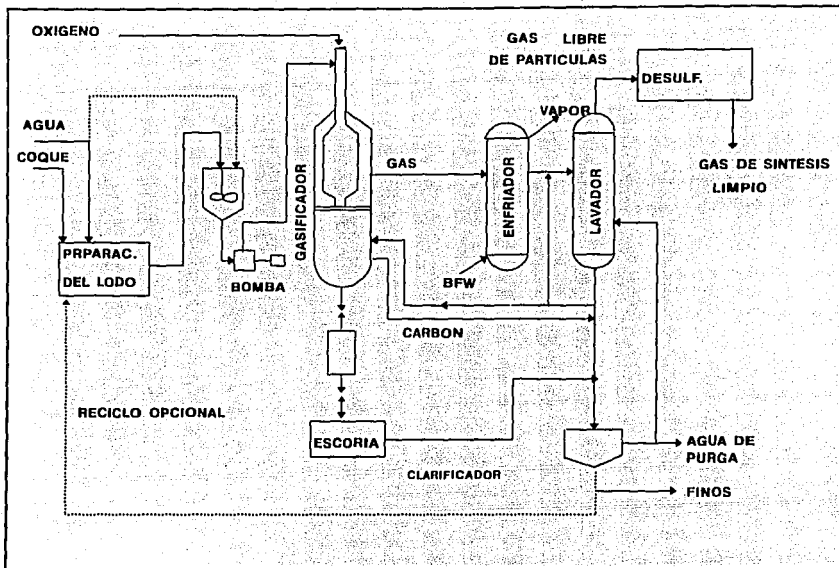


Figura 2.2 Diagrama de flujo del proceso de gasificación TGPS

Fuente: James S. Falsetti, "Gasification Process for Maximising Refinery Profitability"

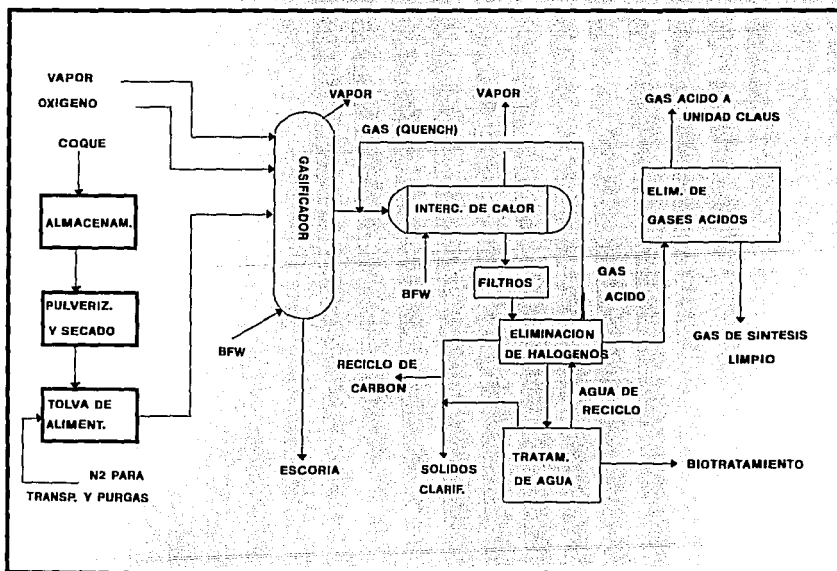


Figura 2.3 Diagrama de flujo del proceso de gasificación SCGP

Fuente: U. Mahagaokar and N. Hauser, "gasification of Petroleum Coke in the Shell Coal Gasif...."

El proceso de gasificación consiste, como se mencionó anteriormente, en una oxidación parcial no catalítica en la cual, la sustancia carbonosa líquida o sólida, reacciona a altas temperaturas y presiones, con oxígeno, aire enriquecido de oxígeno o aire.

En este proceso el contacto que se realiza entre el carbón o coque (pulverizado o en forma de lodos) y el gas es a co-corriente y todas las reacciones son simultáneas (pirólisis, reducción de bióxido de carbono, formación del gas de agua y la reacción de combustión).

En general, el proceso de gasificación de un combustible consta básicamente de las siguientes etapas:

- Preparación del combustible
- Producción de oxígeno
- Gasificación
- Enfriamiento del gas de síntesis
- Limpieza del gas de síntesis
- Recuperación de azufre

Ya que en este trabajo se desarrollará el tema de gasificación de coque de petróleo, la siguiente descripción se hará referente a él. Las características del coque que se tomará como muestra para el desarrollo de este trabajo, se detalla en la sección 4.2.

Las tecnologías seleccionadas tienen variantes en algunos procesos, cuando esto ocurra, en la descripción se aclarará.

### **2.5.1 Preparación del coque**

En el proceso SCGP, se alimenta el coque a la unidad de preparación, que consiste en molinos convencionales donde éste se pulveriza, hasta un tamaño de partícula del 90% de la alimentación menor a 100 micras, el máximo contenido de humedad es de 2%, posteriormente en el mismo molino es transportado y separado en un filtro de mangas desde donde se transporta neumáticamente con  $N_2$  puro a la unidad de gasificación. El  $N_2$  se obtiene de la planta de separación de aire.

En el proceso TGPS, el coque pulverizado pasa a una unidad mezcladora en donde se agrega agua para formar un lodo en un rango de 60/40 a 65/35 de coque/agua, posteriormente se transporta por medio de bombas al gasificador.

El coque de petróleo contiene muy poca ceniza por lo que es necesario adicionársela para protección de las paredes del gasificador y lograr mayor transferencia de calor al gas de síntesis. El proceso SCGP adiciona 4.5% en peso respecto al coque alimentado, en tanto que el proceso TGPS agrega 1.5%.

### **2.5.2 Producción de oxígeno**

En la figura 2.4, se muestra el diagrama de flujo de la unidad de producción de oxígeno.

En la planta de separación de aire se produce el oxígeno necesario para el proceso de gasificación del coque con una pureza del 95% mol, simultáneamente se produce nitrógeno al 99%.

En aplicaciones de generación eléctrica en ciclos combinados, el aire se toma del compresor de la turbina de gas, aproximadamente 19% del flujo total. Este pasa a la planta de producción de oxígeno, que comprende un sistema de enfriamiento, un sistema de purificación, una unidad de separación de aire (caja fría), así como equipos para compresión de oxígeno y de nitrógeno.

El aire se toma del compresor de la turbina de gas a 206 psia y 380°C. Alrededor del 97% del calor de la corriente de aire se emplea para precalentar el nitrógeno residual que retorna a las turbinas de gas.

El aire que proviene de los compresores de la turbina de gas, se enfría hasta 12-16°C. Posteriormente, pasa a un prepurificador en donde por medio de tamices moleculares, se elimina el agua, CO<sub>2</sub>, y contaminantes hidrocarburos, para evitar la formación de hielo en el proceso criogénico. Un filtro de polvos se localiza después del prepurificador, para evitar la entrada de partículas a la caja fría.

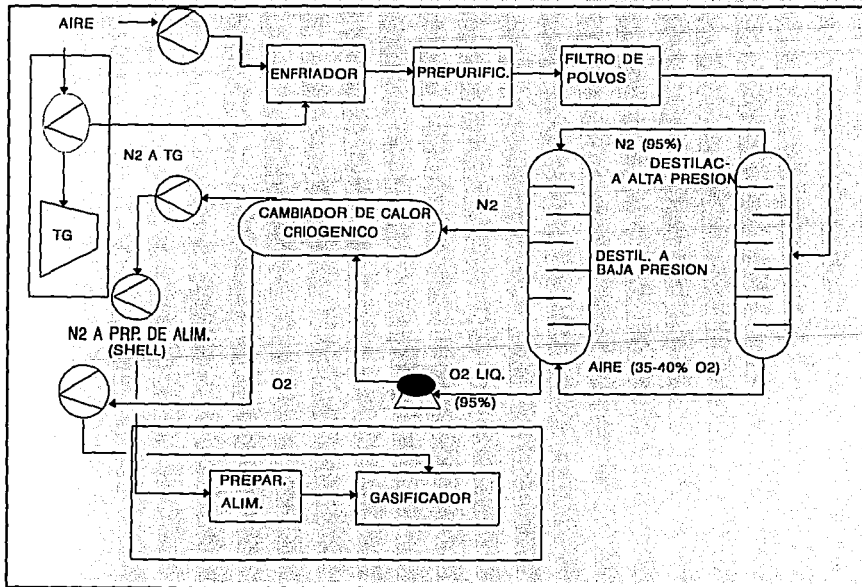


Figura 2.4 Diagrama de flujo de la unidad de producción de oxígeno

Fuente: Elaboración propia resumido de EPRI AP-5340, Advanced Air Separation for Coal Gasification-Combined Cycle Power Plants, 1987



El aire limpio a 13.5 bar y 4.5°C, se procesa en una planta criogénica, para producir oxígeno con una pureza de 95% mol, en donde la temperatura del aire se baja a -179°C, temperatura a la cual licúa el aire, separándose en oxígeno y nitrógeno. Posteriormente pasa a una columna de destilación de alta presión (10-12 bar). Por el fondo de esta columna sale el aire líquido enriquecido en oxígeno (35-40%) y se envía a una segunda columna que opera a baja presión (4-5 bar). Por la cabeza de la columna de alta presión se produce nitrógeno y se pasa a la columna de baja presión por control de flujo.

Por el fondo de la columna de baja presión sale el oxígeno al 95% en forma líquida que después de bombeado se evapora en el cambiador de calor criogénico y se comprime hasta 50 bar en un compresor centrífugo para enviarse al gasificador, parte del oxígeno líquido se puede almacenar para su uso posterior.

Por la parte intermedia de la columna de baja presión se extrae el nitrógeno residual que pasa al cambiador de calor criogénico en donde se enfría y se eleva su presión de 4 a 20 bar por medio de un compresor accionado por un motor eléctrico. El nitrógeno se envía a la turbina de gas, para diluir el gas de síntesis.

Por la cabeza de la columna de baja presión se extrae el nitrógeno puro que después de haber recuperado temperatura se recomprime en dos etapas para pasar de 4 a 49 bar y se envía al área de gasificación por control de flujo.

De la primera etapa de compresión del nitrógeno se deriva una corriente que se somete a un proceso de turbo-expansión para producir la refrigeración necesaria en el proceso criogénico y se controla por el nivel de líquido de la columna de baja presión.

La producción de oxígeno necesario para gasificación se considera una desventaja del proceso ya que el consumo de energía eléctrica varía entre el 45% y 70% del consumo total de auxiliares en el sistema IGCC.

### **2.5.3 Gasificación del coque**

En la tecnología SCGP, el coque se alimenta simultáneamente con oxígeno y vapor al gasificador. La relación oxígeno/coque (MAF) varía de 1.01 a 1.09, y la relación vapor/oxígeno de 0.2 a 0.6. En este caso el gasificador cuenta con una membrana de tubos que cubren las paredes interiores del mismo, con el fin de controlar la temperatura. En estos tubos se hace pasar agua y por intercambio de calor se genera vapor de alta presión.

En la tecnología TGPS, el coque pasa al gasificador con el oxígeno en la misma proporción que la alimentación en seco. El agua contenida en el lodo toma la función de moderador de temperatura. El gasificador cuenta con un refractario y en el fondo se encuentra localizado un "estanque" de agua en donde los gases generados se enfrían y parcialmente se limpian.

En el gasificador se produce el gas de síntesis, su composición como ya se mencionó, consiste principalmente de monóxido de carbono e hidrógeno, el porcentaje de cada uno depende de la composición de la alimentación. En el cuadro 2.2 se muestra la composición del gas producto de dos coques de petróleo que gasificaron TGPS y SCGP.

Prácticamente ningún compuesto orgánico sobrevive, a las temperaturas a las que se lleva a cabo la gasificación, el único hidrocarburo presente es el metano y en proporciones de 0.01 % a 0.5 %. La presión de operación en reactores comerciales se mantiene entre 15 y 40 bar y depende de la aplicación final del gas de síntesis.

#### **2.5.4 Enfriamiento del gas de síntesis**

En las figuras 2.3.A y 2.3.B, se muestran las etapas de enfriamiento del gas a través del sistema para las dos tecnologías.

El gas al salir del gasificador debe enfriarse ya que posteriormente pasa a procesos de limpieza en donde debe tener una temperatura máxima de 40°C.

En el sistema de enfriamiento del proceso SCGP, en el interior del gasificador contiene una membrana de tubos a los costados del gasificador por donde se hace pasar agua y por transferencia de calor radiante se enfría el gas de una temperatura de 1900°C a 1500°C y se genera vapor de alta presión. El gas de síntesis al salir del reactor inmediatamente, en algunos casos, es enfriado primero por una corriente de reciclo del mismo gas, logrando bajar la temperatura entre 800 y 900°C, es la temperatura a la cual las cenizas se encuentran en forma sólida. Posteriormente, la corriente gaseosa se enfría hasta 400°C en un intercambiador de calor, produciendo vapor de alta presión (125 bar) y/o media según sean las necesidades del sistema, se logra disminuir la temperatura hasta aproximadamente 230°C. El enfriamiento posterior se lleva a cabo por transferencia de calor en un economizador.

El gas de síntesis conserva el 80% del poder calorífico del coque, el 17% restante se recupera generando vapor que se utilizará dentro del sistema.

La tecnología de TGPS cuenta con dos sistemas de enfriamiento uno es por contacto directo utilizando agua (quench), y otro indirectamente en un intercambiador de calor (radiante convectivo), donde se produce vapor de alta presión.

En el sistema por contacto directo del proceso TGPS, el gas caliente que sale del gasificador, directamente hace contacto con el agua en la cámara localizada en el fondo del gasificador, ahí el gas se enfría a 350°C y se satura. La mayor parte de escoria queda atrapada en esa agua, el contenido de vapor en el gas de síntesis es de hasta 13% o más (véase tabla 2.2). Este método se emplea cuando se requiere hidrógeno de alta pureza, ya que en el estanque se produce vapor que se utiliza directamente en la unidad de conversión de CO, también para obtener gas de

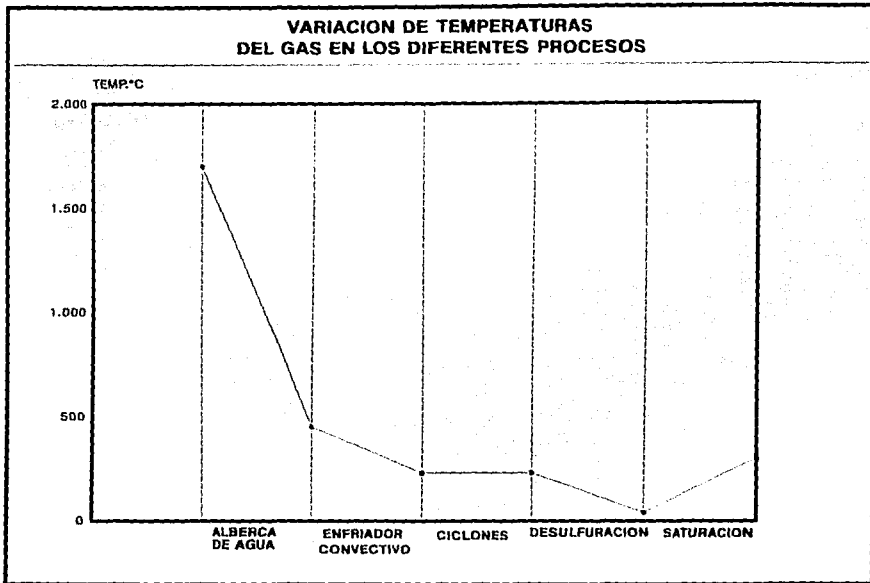


Figura 2.3.A Proceso TGPS

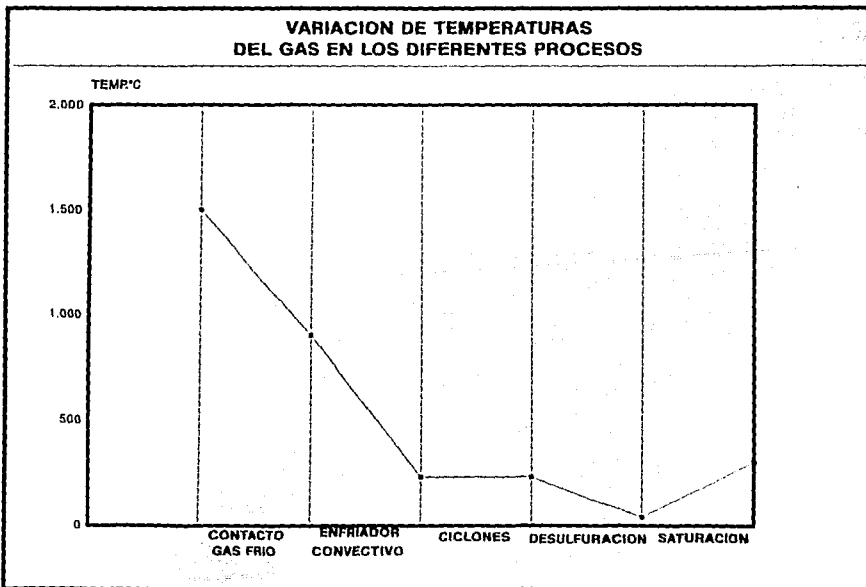


Figura 2.3.B. Proceso SCGP

síntesis mediante los desechos de bajo valor comercial incluyendo los residuales de petróleo por la facilidad de eliminar en el estanque de agua los metales contenidos en ellos.

A este sistema también se le llama enfriamiento total. El gas de síntesis conserva el 80% del poder calorífico del coque, el calor recuperado entre el enfriamiento del gas y del agua quench, es poco más o menos 10%.

El sistema radiante y convectivo TGPS se comporta muy parecido al proceso SCGP. Esta tecnología recupera el 80% del calor en el gas de síntesis, y el 14% generando vapor.

CUADRO 2.2 COMPOSICION DE ALIMENTACION  
Y PRODUCTOS DE COQUE GASIFICADO

Alimentación seca % en peso	TGPS lodo	SCGP seco
Carbón	88.60	89.23
Hidrógeno	3.80	3.59
Nitrógeno	1.00	1.35
Azufre	6.10	5.22
Oxígeno	1.00	0.01
Cenizas	0.35	0.50
Poder Calorífico Btu/lb	15,265	15,342
Composición del gas % mol		
Monóxido de carbono	46.99	62.46
Hidrógeno	28.60	25.30
Dióxido de carbono	10.52	3.04
Agua	11.89	2.10
Metano	0.08	0.018
Nitrógeno + Argón	0.42	5.00
Acido Sulfhídrico + Carbonyl Sulfide	1.49	1.5

Fuente: Información tomada del folleto de Texaco " Gasification Process for Solid Feedstocks", Texaco Development Corporation, 1993; y U. Mahagaokar and N. Hauser, " Gasification of Petroleum Coke in the Shell Coal Gasification Process", NPRA Annual Meeting, March 1993.

### 2.5.5 Limpieza del gas de síntesis

El gas de síntesis debe estar exento de los compuestos de azufre, nitrógeno y

halogenuros, incluyendo partículas (especialmente metales pesados), y también los productos de carbonización. Los niveles de pureza del gas no sólo debe cumplir con las normas establecidas sobre emisiones, también debe considerar las especificaciones que se requieran para los productos finales, por ejemplo en las turbinas de gas las características del combustible requiere controlar los metales alcalinos.

La limpieza del gas de síntesis tiene por objetivo evitar la corrosión del equipo y cumplir con las normas ambientales. Consiste básicamente en eliminar partículas, polvos y azufre contenidos en el mismo, el equipo que se emplea para este propósito puede seleccionarse de acuerdo al producto final deseado y al tipo de tecnología de gasificación empleada.

El gas de síntesis enfriado o saturado a una temperatura de 235°C, pasa a través de filtros cerámicos o ciclones, en donde las cenizas arrastradas por el gas, son retenidas y recicladas al gasificador a través de los quemadores de carbón. Posteriormente el gas pasa a un lavador tipo venturi, en donde se eliminan los halogenuros generados en la gasificación (Cl, F). Esta operación se hace con la ayuda de NaOH para neutralizar dichos compuestos. El sistema se purga continuamente, sometiéndolo a un tratamiento primario de filtración y remoción antes de ser enviados a la planta de tratamiento de aguas residuales. En esta etapa, los gases se enfrían hasta 125°C, saturándose con agua.

En la operación de remoción, el agua se limpia de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub> básicamente, generándose gases ácidos que se envían a la planta Claus para reducirlos a azufre sólido y nitrógeno molecular.

Antes de limpiar el gas, éste se hace pasar por un hidrolizador catalítico para convertir los compuestos de nitrógeno tóxicos (cianuros) y los sulfuros de carbonilo (COS) en amoníaco y ácido sulfhídrico respectivamente.

La hidrólisis consiste en hacer pasar el gas a contracorriente en una torre de absorción empacada, con solución acuosa caliente de dietanolamina, para convertir el COS a H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, la temperatura de reacción varía entre 40°C y 90°C.

Posteriormente el gas se somete a un proceso de desulfuración por medio de un lavado con un solvente (metanol de grado técnico) para el caso de que el gas se requiera para producir hidrógeno y una amina terciaria cuando el gas se va a usar para generar energía eléctrica, en este proceso la temperatura del gas debe estar entre 30 y 40°C. En la eliminación de ácidos del gas se emplean las tecnologías siguientes: selexol, sulfinol, selexsorb, sofnolime RG, entre otros;

Recientemente se han estado desarrollando sistemas de limpieza del gas de síntesis a temperaturas más altas, con el fin de obtener mayores eficiencias en los ciclos termodinámicos en el caso de generación de energía eléctrica, buscando no bajar tanto la temperatura del gas para poder tratarlo y acondicionarlo. Los absorbentes que han empleado en sus pruebas son capaces de operar a 650°C.

### 2.5.6 Extracción de carbón

En el uso particular de la gasificación de residuales de petróleo, se debe incluir un sistema de recuperación del carbón no convertido.

Para el proceso TGPS y SCGP, la mezcla lodosa agua-carbón, que se forma en la etapa de enfriamiento de los gases, se separa de la corriente gaseosa y se envía a un decantador para recuperar el carbón, donde, dependiendo de la aplicación, el carbón puede extraerse con nafta y reciclarse al gasificador o recuperarse del agua por métodos físicos tales como: extracción y sedimentación.

Generalmente, para alimentaciones sólidas tales como coque de petróleo, las partículas son eliminadas por medio de una combinación de sedimentación y filtración. El carbón no convertido se recicla directamente en la corriente de alimentación.

La escoria que se produce en el gasificador se elimina periódicamente del gasificador a través de un sistema de silos a presión, el porcentaje que se genera mediante la tecnología TGPS reportan 2.7% y SCGP 4.5%, con relación al coque alimentado. Esta escoria contiene alto porcentaje de metales y en mayor cantidad vanadio, contiene más de 72% y 9% de níquel, estos pueden ser recuperados y convertirse en subproductos con valor comercial.

### 2.5.7 Recuperación de azufre

Durante muchos años, la recuperación del azufre se ha hecho mediante el proceso clásico Claus, en donde una porción del H<sub>2</sub>S es quemado a SO<sub>2</sub>, posteriormente, el H<sub>2</sub>S y el SO<sub>2</sub> reaccionan catalíticamente donde se produce azufre libre y agua, ambos como vapores. El quemado del H<sub>2</sub>S se lleva a cabo en forma rápida, tomando lugar en un reactor tipo horno a alta temperatura, la reacción de H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> es relativamente lenta y requiere varios estados de reactores catalíticos, en donde se emplea un catalizador: alúmina o sales de vanadio para oxidar el H<sub>2</sub>S y obtener el azufre elemental de acuerdo con la siguiente reacción.



Los vapores que salen de cada reactor se condensan y se elimina el azufre, éstos se calientan antes de entrar al siguiente reactor, su eficiencia de recuperación es de 98%.

Existen otras técnicas para eliminar el azufre por ejemplo Amoco's Ultra process, emplea un concepto diferente para recuperar el azufre. El uso de un convertidor Claus adicional que opere a temperaturas abajo del punto de rocío del azufre para equilibrar la reacción shift y así incrementar la conversión del H<sub>2</sub>S. El azufre elemental que se produce es absorbido por el catalizador, que es periódicamente regenerado para remover el azufre y de esta forma asegurar su actividad continua.

La eliminación de azufre en los combustibles se ha hecho un deber por los problemas ambientales que ocasiona éste. Los procesos convencionales para la recuperación del azufre los han mejorado exitosamente, actualmente la efectividad de estos procesos es superior a 99%.

### 2.5.8 Descripción del proceso para la producción de hidrógeno<sup>6,7,8</sup>

En la figura 2.6 se muestra el diagrama de flujo de la unidad de producción de hidrógeno.

En el caso de que el gas de síntesis sea utilizado para producir hidrógeno, éste debe someterse a un tratamiento que comprende de las siguientes etapas:

#### Conversión de CO

Los gases desulfurados, pasan a la sección de conversión de CO, ésta consiste en una reacción de CO y vapor de agua, para formar hidrógeno y bióxido de carbono de acuerdo con la siguiente reacción:



La conversión ocurre en dos estados: (1) conversión a alta temperatura y (2) conversión a baja temperatura. La reacción es exotérmica reversible y autosostenible a la temperatura de operación. Las conversiones más altas se obtienen a baja temperatura. El equilibrio es independiente de la presión de operación. Las temperaturas y catalizadores usados en las dos secciones son las siguientes:

Sección	Catalizador	Temperatura °C
Alta temperatura	$\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{Cr}_2\text{O}_3$	343 - 454.44
Baja temperatura	$\text{CuO}/\text{ZnO}/\text{Al}_2\text{O}_3$	216 - 260

Los catalizadores son susceptibles a envenamiento por azufre y cloro, se desactivan con el tiempo aún después de eliminar el azufre y cloro a causa de las incrustaciones asociadas con las altas temperaturas. El contenido de CO se reduce a menos de 0.5%.

---

<sup>6</sup> Ree, C. L.; Kuhre, C. J.; "Hydrogen production from partial oxidation o residual fuel oil". American Chemical Society, 1980.

<sup>7</sup> Roger E. Billings, Hydrogen from Coal: a Cost Estimation Guidebook, Tulsa Oklahoma, 1983, PennWell Books.

<sup>8</sup> Encyclopedia of chemical Processing and Design, editor Jonh J. Mcketta, 1986

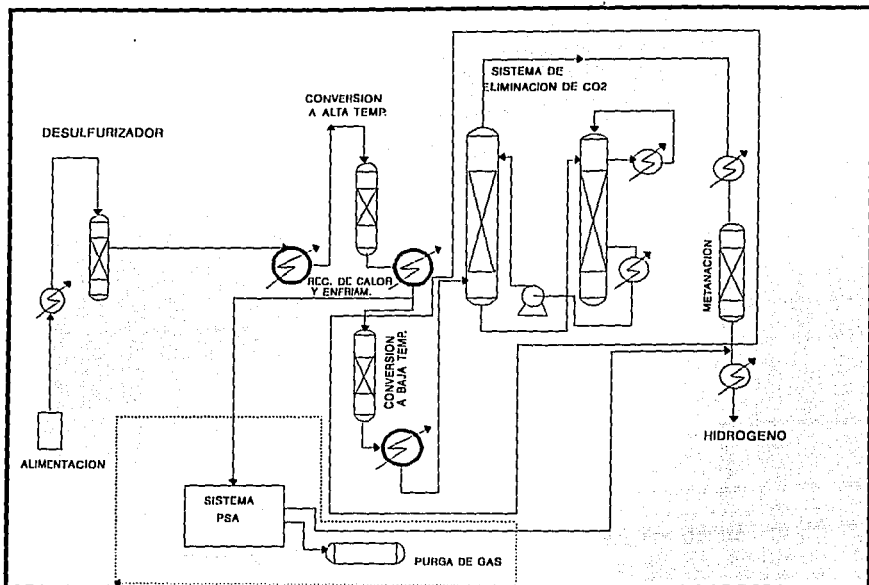


Figura 2.6 Diagrama de flujo de la unidad de producción de hidrógeno

Fuente: Encyclopedia of Chemical Processing and Design, editor John J. Mcketta, 1986.

Debido a que la reacción es exotérmica, se puede recuperar calor generando vapor que puede emplearse en los diversos procesos del sistema de gasificación o del proceso mismo. El enfriamiento del gas se lleva a cabo en una serie de intercambiadores. El agua contenida en el gas se condensa y se envía a un lavador de agua ácida. El efluente de agua ácida se dispone para tratamiento con las aguas de desecho.

El COS que pudo pasarse, se hidroliza a  $H_2S$  como se mencionó en la sección 2.5.3.

### Eliminación de bióxido de carbono

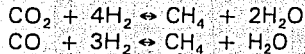
El gas al salir de la unidad de conversión contienen alto porcentaje de bióxido de carbono. Este pasa a la unidad de eliminación de  $CO_2$  que consiste de torres de absorción en donde se eliminan el  $CO_2$ ,  $H_2S$  y otras impurezas, esto se logra usando solución de amina del 15% al 20%, o bien solución caliente al 40% ( $118.3^\circ C$ ) de carbonato potásico, misma que absorbe principalmente el  $CO_2$ . Los catalizadores se regeneran aplicándoles calor.



## **Metanación**

El proceso de metanación, cuyo objetivo principal es disminuir la cantidad de monóxido y bióxido de carbono se lleva a cabo en un reactor de lecho catalítico. Los catalizadores de níquel y rutenio son los que más se emplean en este proceso

Las principales reacciones en esta etapa son:



El rendimiento y pureza del hidrógeno depende de la efectividad de las unidades de conversión de CO y eliminación de CO<sub>2</sub>.

## **Purificación por Pressure Swing Absorption (PSA)**

El proceso PSA, es otro método para purificar el hidrógeno, sustituye a los procesos de eliminación de CO<sub>2</sub> y metanación.

El gas de síntesis después de la conversión de CO, se purifica por PSA, eliminando entre un 90% y 99.99% los componentes indeseables tales como: N<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O y Ar. Una planta PSA, esta formado de tres a doce absorbedores empacados con un tamiz molecular absorbente. La recuperación de hidrógeno varía de 60 a 98%, dependiendo de la composición de la alimentación, presión de operación y la pureza requerida del mismo. El costo de esta unidad es comparable con otros procesos.

### **2.5.8 Descripción del ciclo combinado**

En la figura 2.7 y 2.8, se muestran los diagramas de flujo simplificado del ciclo combinado de generación de energía eléctrica para los procesos TGPS y SCGP.

El sistema esta compuesto de un turbogenerador de gas, caldera de recuperación de calor (HRSG), turbogenerador de vapor, condensador, deareador, bombas de condensado y bombas de abastecimiento de agua de alimentación (BFW).

Cuando el gas de síntesis se emplea para generación eléctrica en ciclo combinado, éste se debe preparar de la siguiente forma.

El flujo de gas previamente desulfurado se hace pasar por un recalentador-saturador donde se satura con agua al 19% en volumen y alcanza una temperatura de 300°C. El agua que se usa para saturar el gas, previamente ha sido calentada por la corriente de gas antes de ser desulfurado. El gas se precalienta en un intercambiador de calor hasta alcanzar la temperatura deseada, esta corriente se combina con nitrógeno de alta presión, el cual se obtiene de la planta de separación de aire. Posteriormente la mezcla se introduce en el combustor de la turbina de gas, el aire necesario se alimenta por medio del compresor. Los gases calientes que

salen del combustor, entran a la turbina, el cual mueve al compresor y al generador. El vapor y el nitrógeno en el gas de síntesis al entrar a la turbina, tienen como propósito, reducir la temperatura de combustión para evitar la formación de emisiones de  $\text{NO}_x$  durante la misma y aumentar el flujo de masa.

Los gases que salen de la turbina de gas, pasan al HRSG, en donde éstos entregarán calor para generar vapor a diferentes condiciones de presión y temperatura, que se utilizará para generar energía eléctrica o bien para el servicio de la refinería.

El HRSG provee precalentamiento al vapor de alta presión (AP), recalentamiento al vapor de presión intermedia (MP), suplemento de generación de (AP), precalentamiento de BFW y condensado de vacío. La distribución de las secciones de recuperación de calor del HRSG en dirección del flujo de gas es la siguiente:

- Sobrecalentador y recalentador en paralelo
- Evaporador de alta presión
- Economizador de alta temperatura
- Economizador de baja temperatura
- Evaporador de baja presión
- Precalentador de condensado de vacío

El sistema de turbina de vapor consta de turbinas de energía de presión alta, media y baja y un generador eléctrico.

Fracciones de vapor pueden extraerse y acondicionarse para abastecer demandas de las diversas unidades de procesos que integran el sistema global y para alimentar la refinería.

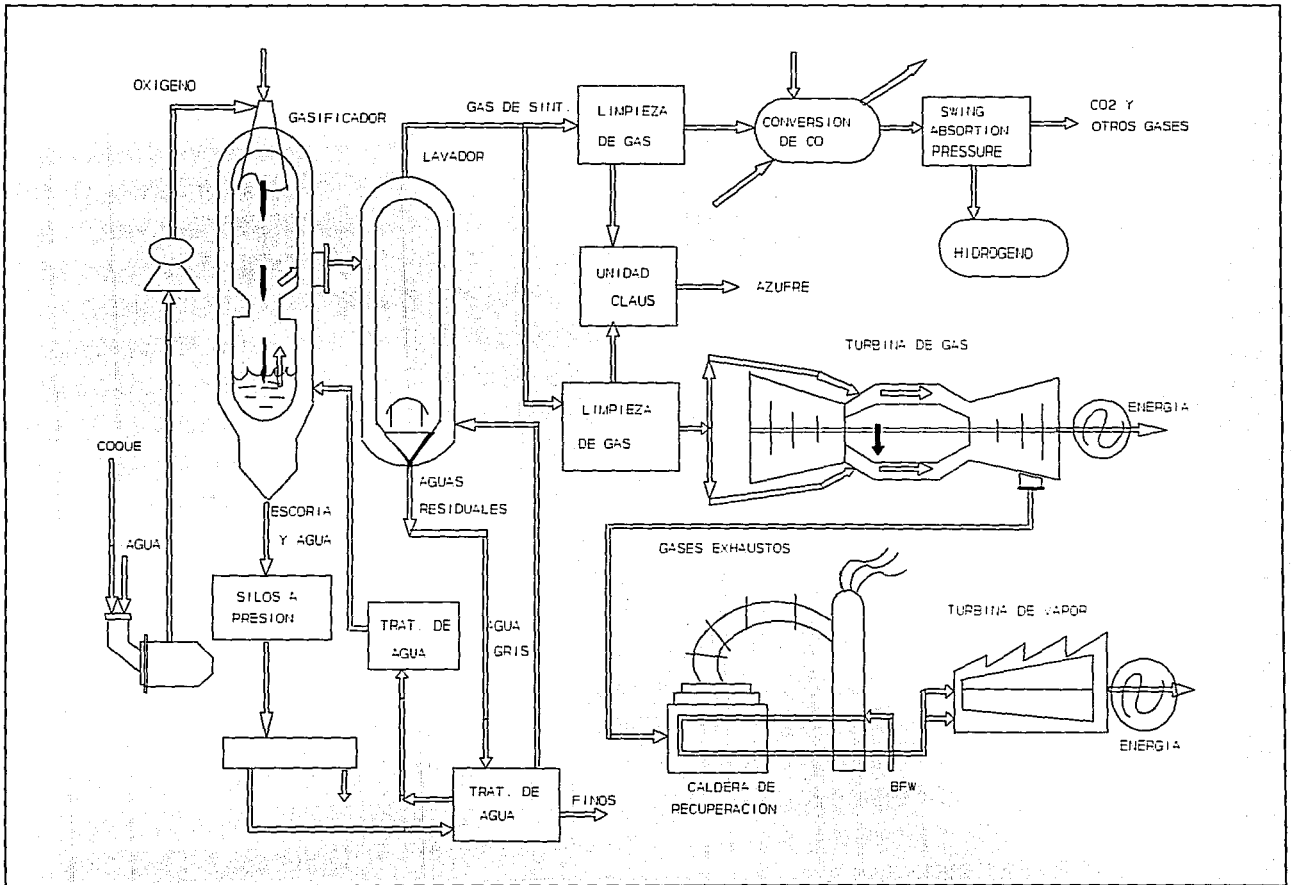


Figura 2.7 Diagrama de flujo del sistema integrado IGCC y producción de hidrógeno (TGPS)

Fuente: James S. Falsetti and Ronald L. Skarbek, "Petroleum Coke Utilization with the Texaco Gasification Process", NPRA Annual Meeting, 1993.

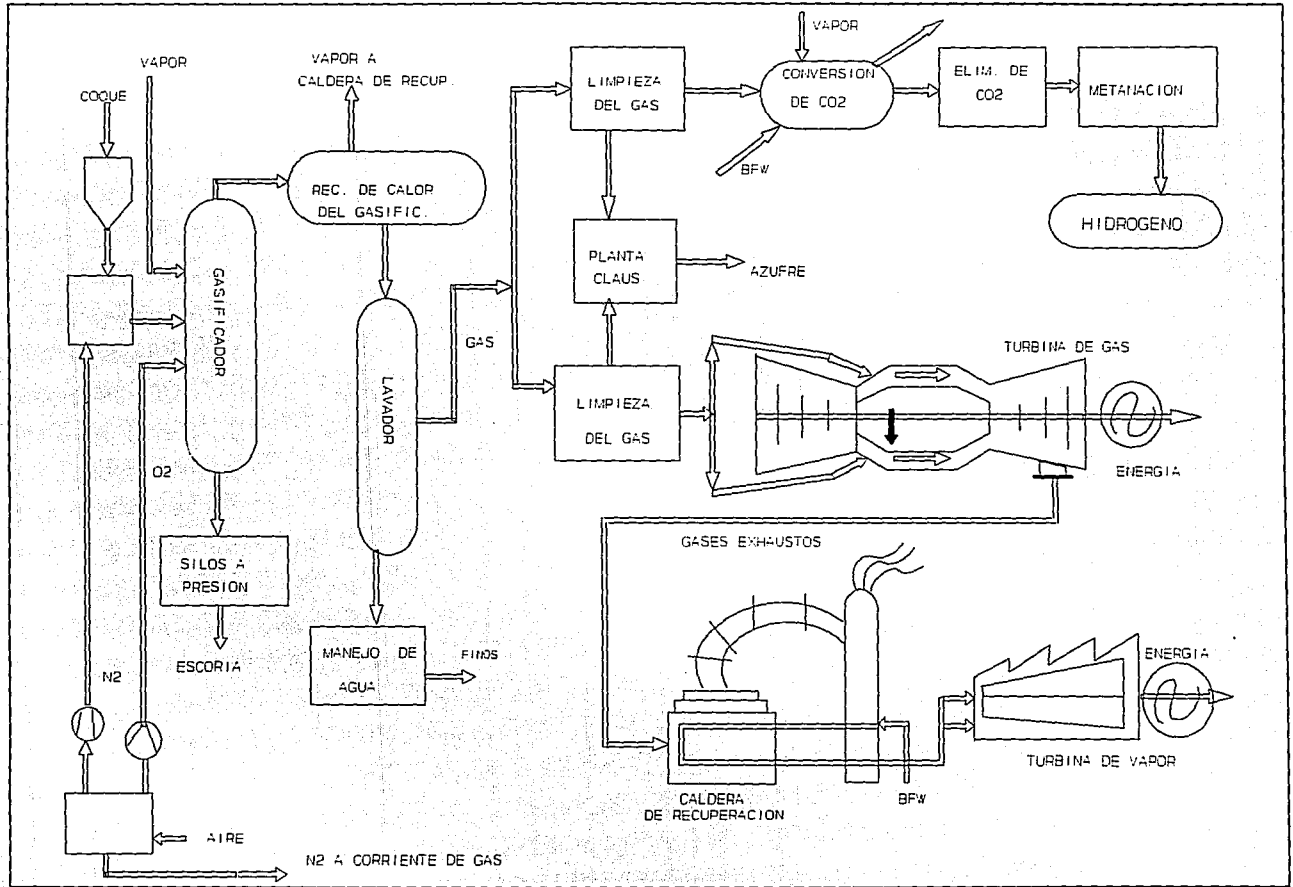


Figura 2.8 Diagrama de flujo del sistema integrado IGCC y producción de hidrógeno (SCGP)

Fuente: Elaboración propia complementando la descripción del proceso SCGP y la figura 2.7.

### 3. REFINACION DEL PETROLEO

En este capítulo se hace una breve descripción en lo que consiste el proceso de refinación del petróleo, se mencionan los procesos más convenientes para tratar crudos pesados y azufrosos y los requerimientos y productos de una refinería.

#### 3.1 Antecedentes

El petróleo (crudo) contiene un amplio rango de hidrocarburos desde gases ligeros, hasta residuos. Su composición se basa principalmente de parafinas, cicloparafinas y compuestos aromáticos en variadas proporciones, con algunos compuestos orgánicos de azufre, pequeñas cantidades de nitrógeno, oxígeno y olefinas.

Los crudos en forma general se clasifican en ligeros y pesados; los ligeros contiene más gasolina, nafta y queroseno; los pesados contienen más gasóleos y residuos.

La refinación del crudo, consiste en someter éste a una serie de procesos en donde los componentes contenidos en él, se van separando principalmente por su punto de ebullición. Generalmente los compuestos más pesados tienden a tener mayor punto de ebullición. En el cuadro 3.1 se muestra la relación de fracciones en las que se puede separar un crudo.

CUADRO 3.1 FRACCIONES DE UN CRUDO

TEMPERATURAS	FRACCION
Menos de 90°F	Butanos y más ligeros
90-220°F	Gasolina
220-315°F	Nafta
315-450°F	Queroseno
450-800°F	Gasóleo
800°F y +	Residuo

El objetivo general de cualquier refinería es obtener el mayor porcentaje posible de productos que la hagan más rentable.

Los procesos de refinación pueden agruparse en tres categorías; a) separación, usualmente destilación; b) conversión, como craqueo o desintegración catalítica; y c) procesos para mejorar la calidad de los productos y cumplir con las especificaciones. Véase figura 3.1

La naturaleza de una refinería varía dependiendo de su capacidad, localización, productos deseados, tipo de crudo que se va a tratar, etc.. Una refinería simple,

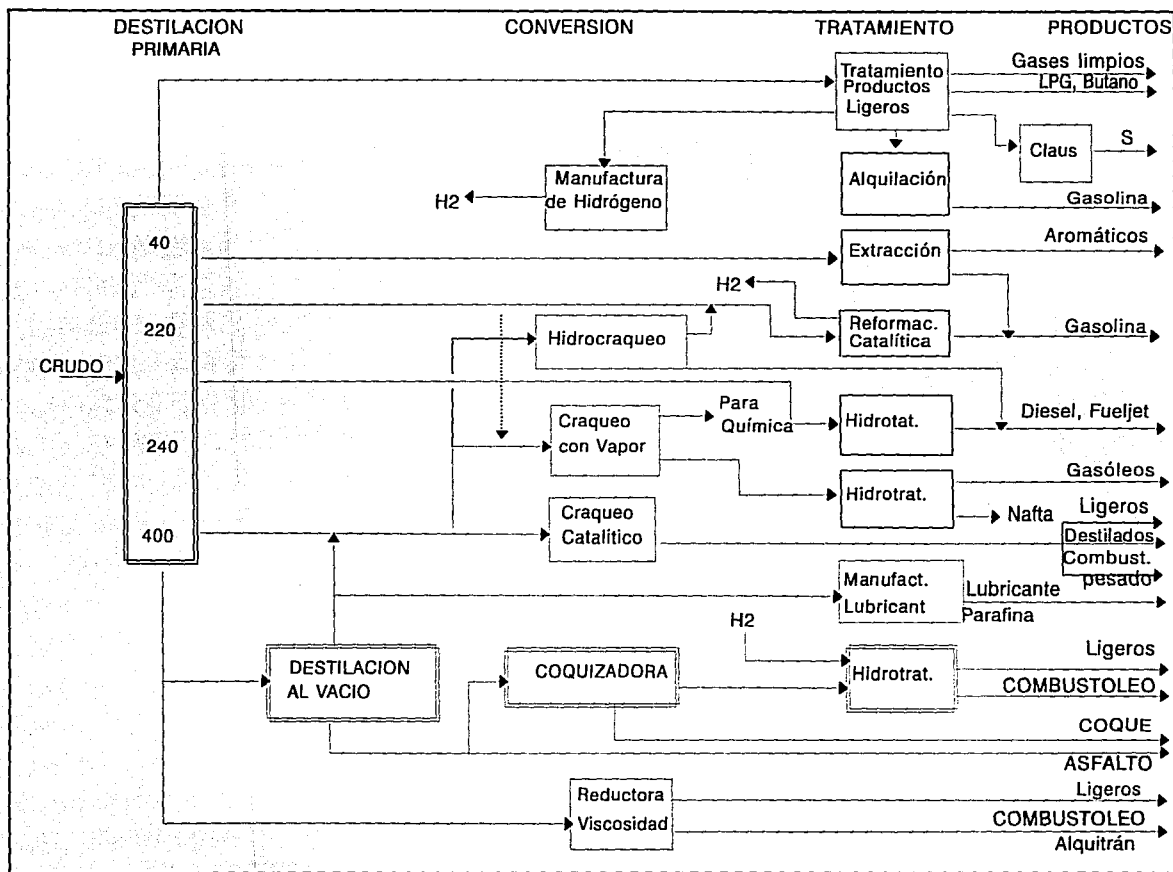


Figura 3.1 Diagrama de flujo de una refinera compleja

Fuente: Kirk Othmer, Enciclopedia de Tecnología Química.

consta de destilación atmosférica, reformación de naftas para mejorar el octano, e hidrotratamiento de destilados medios para eliminar el azufre. Las refinerías más complejas, cuentan con procesos con mayor capacidad de conversión, tales como craqueo catalítico, reformación y alquilación más severa.

### **3.2 Descripción general de los procesos**

Cuando un crudo se somete a tratamiento de refinación, inicia con un lavado con agua para eliminar sales y partículas suspendidas, posteriormente pasa a la torre de destilación atmosférica, en donde se separan gases ligeros como metano, etano, propano y butano, gasolina, nafta, queroseno, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo. Los ligeros hasta queroseno, se les da un tratamiento para mejorar su calidad y eliminar el azufre. La nafta se reforma catalíticamente para incrementar su contenido aromático y su octanaje.

El residuo de la destilación atmosférica pasa a la torre de alto vacío en donde se obtienen: gasóleos ligeros y pesados que se tratan posteriormente en un proceso de craqueo catalítico y residuos denominados de vacío el cual pasa a una viscoreductora para facilitar su manejo y al producto resultante se le llama combustóleo, éste en algunas refinerías se somete a tratamientos más severos para obtener destilados y residuos sólidos. Sin embargo en la mayoría de las refinerías es el producto final.

El residuo de alto vacío puede someterse a tratamientos tales como; hidrotratamientos, coquización, craqueo térmico, entre otros, de los cuales se producen destilados y un residuo con alto contenido de metales y azufre. Este residuo puede aún tratarse para obtener productos de valor comercial que no contaminen. La tecnología de gasificación es una alternativa de tratamiento que logrará el objetivo.

### **3.3 Procesos más convenientes de una nueva refinería en México**

Ya se mencionó antes que los procesos que debe integrar una refinería van a depender del tipo de crudo que se trate y de los productos que se deseen producir. México actualmente esta importando gasolinas, lo que implica una fuga de divisas para el país, para evitar esto, se debe pensar en la instalación de nuevas refinerías que deban seguir la línea de producción de gasolinas. Por otro lado, PEMEX esta exportando crudo maya y combustóleos a bajo precio.

De acuerdo con lo anterior, una refinería nueva en México podría tratar crudo maya y su producción principal serían los destilados. Los procesos que pudieran intervenir en ésta son los que se mencionan en la sección 3.2, para tratar los residuos de vacío pueden ser, hidrotratamiento, craqueo catalítico, coquización.

Los hidrotratamientos y el craqueo catalítico son procesos que presentan varias ventajas pero tienen una limitante, no es rentable procesar residuos con más de 200 ppm de metales ya que éstos desactivan los catalizadores, reduciendo su período de vida útil, así mismo aumentando sus costos. Los residuos del crudo Maya pueden contener desde 300-500 ppm o más de metales y de 3% a 4.5% de azufre. Las características de estos residuos no permite que sean tratados por cualquier método, debe ser un proceso en donde los metales no afecten o interfieran en el desarrollo del mismo.

La mejor opción para tratar residuos con altos contenidos de metales es el proceso de coquización retardada o fluida; se considera un tratamiento de craqueo térmico severo, en donde se obtienen productos ligeros que pueden ser tratados catalíticamente. Los productos de la coquización incluyen gas, nafta, gasóleos y coque. Los compuestos ligeros de 2-5 átomos de carbón son usados en alquilación, la nafta se trata con hidrógeno. Las fracciones más pesadas se craquean catalíticamente.

El coque contiene más del 50% del azufre y metales contenidos en la alimentación.

### **3.4 Tipos de coque**

Estados Unidos es el país que más coque produce en el mundo actualmente, alrededor de 80% del total mundial. En la última década se ha incrementado considerablemente la producción del residuo debido a la reducción de la calidad de los crudos, esto ha mermado la economía en las refinerías porque producen más residuos a un precio muy bajo.

El precio del coque ha sido influenciado por las leyes ambientales, debido a sus características y en pocos años este se ha abaratado tanto que existen lugares que quien lo produce debe pagar para que se lo lleven debido al alto costo de transporte. De US \$36/ton, en 1985, ha ido disminuyendo hasta US \$18/ton en 1992, actualmente está entre US \$15 y \$5 por tonelada.

Los tipos de coque más usuales son:

Ahuja. Formado de residuos de bajo contenido de azufre y alto contenido de aromáticos, este coque es el más valuado, se usa en la manufactura de ánodos y para arco de horno eléctrico.

Calcinable. Formado de residuos entre bajo y medio contenido de azufre, el valor de este coque es medio, se usa en la manufactura para ánodos y para la industria de manufactura de aluminio. Este coque puede formarse, mezclando varios coques diferentes hasta reunir las especificaciones marcadas.

Combustible. Formado de residuos de alto contenido de azufre, este coque es el menos deseado y debido a su alto poder calorífico, es usado como un sustituto de



carbón o combustóleo. Sin embargo sus propiedades lo han orillado a ser el combustible menos seleccionado.

El coque como combustible es una alternativa muy atractiva para la tecnología de gasificación, la cual puede manejar su alto contenido de azufre y tomar ventaja de su bajo costo.

### **3.4.2 Propiedades del coque tipo combustible**

El coque de petróleo contiene poco oxígeno, hidrógeno, cenizas y materia volátil. La deficiencia de oxígeno e hidrógeno, producen baja reactividad del mismo, esto se regula adicionando moderadas cantidades de vapor y oxígeno al gasificador. El coque típicamente contiene un poder calorífico alto, debido a la gran cantidad de carbón fijo contenido en él, su contenido de humedad es mayor a 8 %. Normalmente contiene mucho azufre orgánico, alto contenido de metales, principalmente vanadio y níquel, estos tres últimos, son los que mayor problema representan al ser quemado el coque en calderas convencionales, la principal consecuencia es la corrosión de los materiales donde se emplea.

## **3.5 Requerimientos en el nuevo tren de la refinería de Salina Cruz**

PEMEX tiene planeado la instalación de un nuevo tren en la refinería existente de Salina Cruz, en donde se procesará crudo maya, el nuevo tren contará con una coquizadora, la cual permitirá obtener un mayor porcentaje de petrolíferos valubles, como gasolina, diesel, gasóleos entre otros, pero también se producirá un residuo de coque muy sucio, el cual tiene pocas alternativas de uso. Una de las alternativas que se pueden emplear para deshacerse del coque es quemarlo en lechos fluidizados y otra es la gasificación, de la cual ya se habló en capítulos anteriores y es la que se evaluará en este trabajo.

Mediante estudios realizados, los servicios que requeriría una nueva refinería se muestran en los cuadros 3.2 y 3.3.

Para el desarrollo de este trabajo, tomaremos como base los servicios que requiere este nuevo tren. La alimentación al gasificador serán las 3281 Ton/día de coque que se producen. La gasificación va a abastecer en hidrógeno, energía eléctrica y vapor a la refinería y en el capítulo 4 se hará el análisis respectivo.

El clima es un factor importante que debe considerarse para el diseño de un ciclo combinado, éste afecta directamente a la cantidad de aire que entra al compresor de la turbina de gas y a la torre de enfriamiento del condensador.

Las condiciones climáticas en la ciudad de Salina Cruz se muestra en el cuadro 3.4.

CUADRO 3.2 BALANCE DE SERVICIOS DE UNA NUEVA REFINERIA

Planta	Cap. MBSPD	Potencia (KW)	Vapor 60kg/cm <sub>2</sub> (Mlb/h)	Vapor 20K/cm <sup>2</sup> Mlb/h	Gas combust. MMBtu/lb	Agua de enfria. (GPM)	Cataliz. y químicos 10\$/año
Destilación primaria	163.0	4401.0	0	-10.8	350.0	882.4	6.52
Destilación al vacío	94.9	2467.4	0	139.3	193.0	8106.9	0
Coquización retard.	65.2	4007.1	0	-54.3	355.0	2011.7	23886.8
Hidrotrat. de resid.							
Hidro de gasóleos	55.0	11753.6	11.8	9.6	151.0	7124.5	267829
Unidad FCC	41.3	2018.7	171.2	-170.2	0	22435.	153098
Hidro de Nafta	42.1	4622.7	123.0	81.6	39.9	984.7	76991.2
Reformación	33.1	5527.7	49.7	0.0	312.7	3268.0	81124.6
Isomerización de C5/C6	8.8	738.1	0	13.0	0	1070.9	46399.9
Hidro de turbosina	18.8	2820.0	54.7	1.2	3.4	1316.0	40939.3
Hidro de diesel	56.3	8445.0	163.8	3.5	10.1	3941.0	61951.1
MTBE	1.8	365.9	0	27.9	0	756.3	13197.6
TAME	2.6	321.7	0	90.4	0	2513.3	20085.3
Alquilación	14.6	21846.9	0	82.6	0	28980.	558906
Sat gas	18.5	428.6	5.2	0	0	2098.1	15.0
Merox C3/C4	17.7	24.1	0	0	0	0	4135.4
Fraccionamiento C3/C4	19.0	95.0	0	0	0	0	0
Hidrog. sel. de C4	11.0	6.8	0	0	0	0	1189.4
End. de gasol. lig. de FCC	8.7	0.0	0	0	0	0	0
End de gasol. pesados de FCC	8.5	0.0	0	0	0	0	756.2
Isomerización C4	7.6	791.7	8.1	0	0	791.7	0.1
Generación de H <sub>2</sub>	0.0	0.0	0	0	0	0	0
Rec. de azufre (ton/d)	762.0	2701.2	-89.9	-5.5	86.8	1210.2	45966.2
Total el L.B.		73383.2	398.2	208.3	1502.0	88929	1396477
Total fuera de L.B.		26668.1	213.1	-110.0	3.5	1687.5	219805
Total		100051.	612.3	98.4	1505.5	90616.	1616282

Fuente: Información proporcionada por personal de PEMEX.

CUADRO 3.3 CONSUMOS Y PRODUCTOS DE UNA NUEVA REFINERIA

Consumos y productos de una refinería	
<b>Consumos</b>	
	BPCD
Crudo Maya	163,000
Butano Normal	5,904
Metanol	2,004
Hidrógeno	130 MMft <sup>3</sup> /cd
Energía fuera L.B.	100 MW
Vapor de 60Kg/cm <sup>2</sup>	398 Mlb/h
Vapor de 20Kg/cm <sup>2</sup>	208 Mlb/h
<b>Productos</b>	
Gas combustible	24.3 MMft <sup>3</sup> /CD
LPG	3,617.5
Gasolina	79,915.0
Jet Fuel	18,595.0
Diesel	56,381.0
Combustóleo	0
Azufre	578.0 LT/CD
Coque	3281.0 TM/CD

Fuente: Información proporcionada por personal de PEMEX.

CUADRO 3.4. CONDICIONES CLIMATICAS EN SALINA CRUZ

Mes	Temperatura °C				Humedad Relativa	Precipitación	
	Máxima Registra.	Promedio		Mínima Registra.		Promedio mensual	
		Máx.	Mín.		%	Plg.	mm.
Ene	33	29	22	17	60	0.1	3
Feb	33	29	22	17	62	0.2	5
Mar	35	30	23	17	63	0	0
Abr	36	31	24	18	64	0	0
May	37	33	26	21	64	2.0	51
Jun	36	31	25	19	72	9.5	241
Jul	35	32	24	20	70	6.5	165
Ago	36	32	25	20	69	7.4	188
Sep	35	31	24	20	74	11.7	297
Oct	34	31	24	19	65	2.4	61
Nov	34	30	23	17	58	0.5	13
Dic	34	29	22	17	59	0.1	3

Fuente: World Weather Guide

## **4. BALANCE DE MASA Y ENERGIA DEL IGCC CON PRODUCCION DE HIDROGENO**

En este capítulo se determina la efectividad técnica del sistema integrado (gasificación, producción de hidrógeno, producción de oxígeno y generación de energía eléctrica y vapor). Se desarrolló el balance de masa y energía con base en las técnicas convencionales considerando la información que se nos proporcionó en PEMEX sobre la refinería en Salina Cruz.

El objetivo principal de esta tesis es calcular si el gas de síntesis que se produce de la gasificación de 3281 toneladas de coque es suficiente para satisfacer las necesidades de hidrógeno, vapor y energía eléctrica a una nueva refinería (véase los cuadros 3.2 y 3.3). En el capítulo 5 se evaluará económicamente el proyecto.

Los procesos TGPS y SCGP fueron seleccionados para desarrollar la evaluación técnico-económica de este estudio, éstos son los que tienen más experiencia gasificando coque y presentan variantes que se pueden evaluar y determinar cual es la más adecuada en el uso de coque como combustible.

La integración de una refinería y el proceso de gasificación, se refiere a que existe un intercambio de servicios mediante sistemas de cogeneración. Dentro del sistema, existen diversos intercambios los cuales se mencionan en la siguiente descripción, (véase figura 4.1).

En las figuras 4.2 y 4.3 se muestra el balance general de masa y energía del sistema IGCC y producción de hidrógeno de los procesos TGPS y SCGP respectivamente.

### **4.1 Descripción general del sistema IGCC y producción de hidrógeno**

El sistema IGCC y producción de hidrógeno, consiste de:

- Gasificación
- Producción de oxígeno
- Unidad de producción de hidrógeno
- Ciclo combinado

#### **4.1.1 Gasificación**

La gasificación del coque se lleva a cabo tal como se describe en el capítulo 2, en esta área, durante el enfriamiento de los gases, se produce vapor de alta presión, el cual se emplea para cubrir las necesidades de calor en el mismo y el resto se envía al HRSG, más adelante se menciona la distribución de energía en todo el sistema tanto para TGPS como para SCGP.

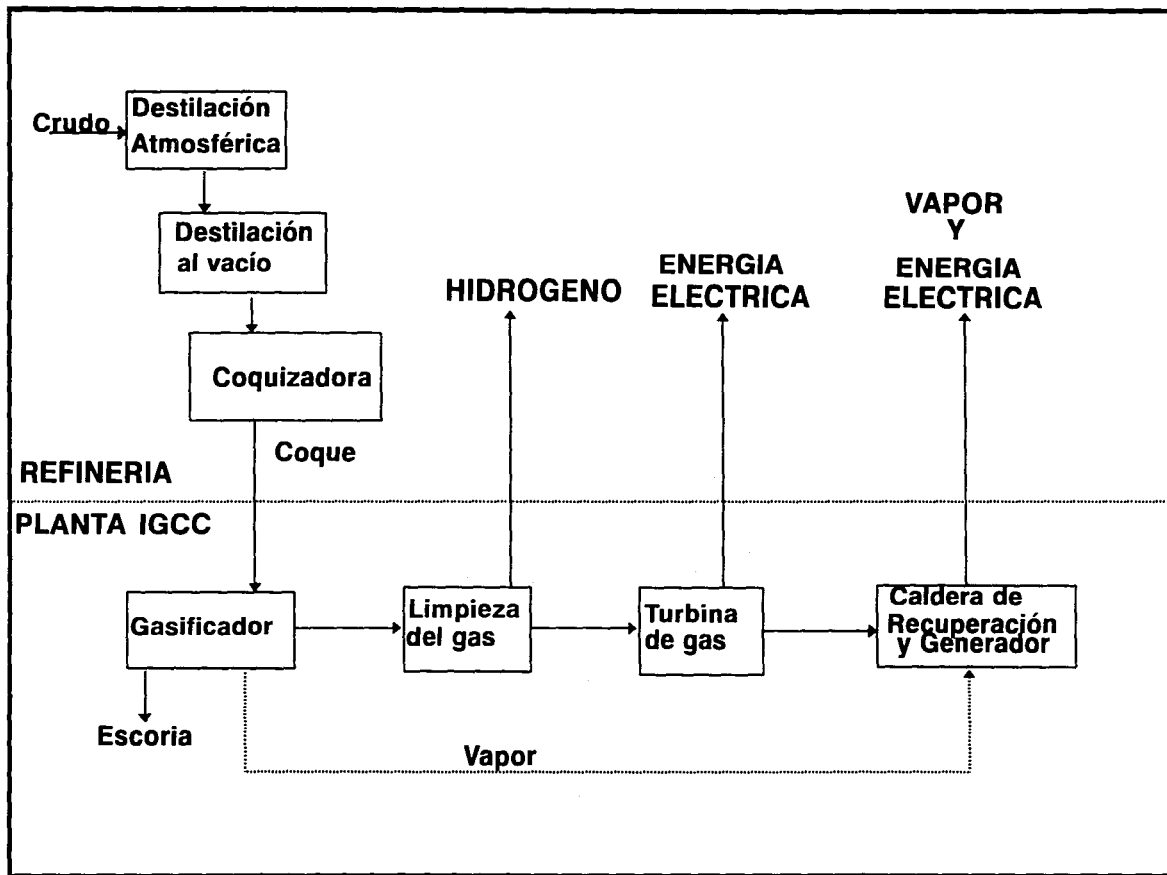


Figura 4.1

Fuente: Leslie Lamarre, "Activity Worldwide", *EPRI Journal*, July/August 1994.

FIGURA 4.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA CON BALANCE DE MASA Y ENERGIA (TGPS)

COQUE DE PITOMILO	
Análisis Aproximado	
Humedad	9.31 % peso
Cenizas	0.45
Mat vola	9.62
Carbon F	100.02

Análisis Ultimo IMF1		Como se Recibe	
	% peso		% peso
C	87.5	79.35	
H	3.53	2.19	
N	1.32	1.20	
S	7.05	6.39	
Cl	0.0294	0.03	
Cenizas	0.49	0.44	
Oxigeno	0.1	0.09	
Humedad	0.31	100.0095	
Poder Calorific MF	14500	Btu/lb	

GAS DE SINTESIS SUCCIO			
	% Vol	Peso mol lb/lb mol	% peso
CO	46.99	28	67.19
H2	28.607	2	2.7
N2	0.32	28	0.6126
CO2	10.4787	44	21.79
H2S	1.57	34	2.52
CH4	0.08	16	0.06
H2O	11.99	18	10.116

Peso Mol 2111.627 21.11627 lb/mol  
 cp en BTU/mol F 7.504897  
 SYNGAS 814603.5 lb/hr  
 Base humeda  
 El calor que se aprovecha para generar vapor es el 4.36%  
 $Q = 1.73E+08$  btu/hr

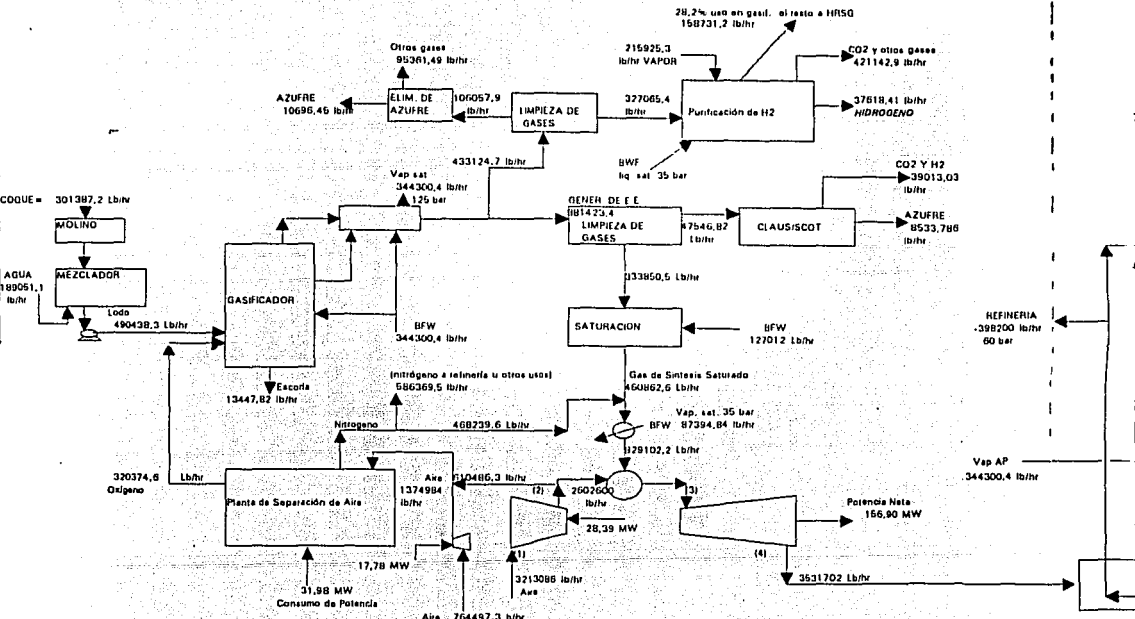
El calor necesario en el sistema de gasificación, es  
 $Q_{gasific}, 2.32E+08$  btu/hr  
 Se recupera calor de la alberca del quench al 5%  
 $1.98E+08$  btu/hr  
 El latente se toma del vapor de CO-SHift

Relación	COQUE/SYNGAS	
Relación COQUE/COQUE	1.06	
Relación COQUE/AGUA	0.63	
Relación DE GAS FRIO	0.81	
Relación DE VAPOR	0.60	
Relación DE AZUFRE	0.98	
Relación H2/CO	0.60	

Temperatura de Gases	
Feed	38577.00
Gas Cold	
H2S	8448.66
CO2	8161.00
H2O	29937.2
Total	47546.87
Gas Hot	33385.0

Gas de síntesis desulfurado y saturado			
	lbmol/hr	%	lb/hr
N2	16780.64	0.42	469858
H2O	7640.59	0.19	215731
CO	8487.23	0.21	237642
H2	6166.03	0.13	10332
CO2	1707.16	0.04	79116
H2S	5.67	0.00	193
tot	39687.32	1.00	928171

Peso mol 23.40473  
 syngas sat y ds 39687.2 lbmol/hr  
 cp en BTU/lbmol F 7.375436  
 Poder calor. kJ/kg 3716.494



ANALISIS EN TURBINA DE GAS

Corriente 1		Corriente 2		Corriente 3		Corriente 4	
P1 =	14.70 lb/in2	P2 =	220.50 lb/in2	P3 =	218.00 lb/in2	P4 =	15.15 lb/in2
T1 =	27.00 °C	T2 =	377.50 °C	T3 =	1235.00 °C	T4 =	430.76 °C
m =	404.85 Kg/s	h2 =	660.78 kJ/Kg	h3 =	1645.55 kJ/Kg	h4 =	717.71 kJ/Kg
h1 =	300.58 KJ/s	h2' =	714.50 KJ/s	m3 =	444.89 Kg/s	h4' =	816.13 KJ/s
rp =	15.00	T2' =	760.43 °C			T4' =	520.45 °C

Eficiencia del comp. 0.87  
 Eficiencia de la turb. 0.895  
 Wsat. = 830.42 KJ/Kg  
 Win = 414.02  
 Wsat. sat. 416.39  
 Energía eléctrica generada 185.79 MW  
 q in 581.16 MW  
 n th = 0.27 (Energía eléctrica gener./ q in)

CICLO DE VAPOR

Vapor AP = 12'  
 MP = 3'  
 Gases Pinch Point = 15'  
 Tg = 341.5 °C  
 Tg = 257.6 °C  
 Calor entregado  
 QAP = 10  
 QMP = 38  
 Temperatura de  
 hgs = 17  
 Tgs =

FALLA DE ORIGEN

0.40
1.06
0.63
0.81
0.00
0.88
0.00

Empaques de Gases		
Feed =	38577.00	lbmol/hr
Gas output		
H2S =	8448.56	lb/hr
CO2 =	8161.062	lb/hr
H2O =	29937.2	lb/hr
Total =	47546.82	lb/hr
Gas flow	33306.0	

RENDIMIENTO GLOBAL	
Calor de entrada	1161.56 MW
Turbina de Gas	156.90 MW
Turbina de Vapor	25.08 MW
Total	181.98 MW
Consumo interno	
Separación de Aire	49.76 MW
Auxiliares	14.02 MW
Total	63.78 MW
Consumo en H2	15.00 MW
Power output	102.20 MW
Energía térmica aprovechada	218.28 MWh
Energía del hidrógeno	291.60 MW
Efficiency	52.78 %
Heat Rate	6464.47 BTU/kwhr

lb/hr	CFD
469858	7.00
135731	8.25
237642	7.00
10332	7.00
75115	10.20
193	9.00
22871	

2 y otros gases  
21142.9 lb/hr

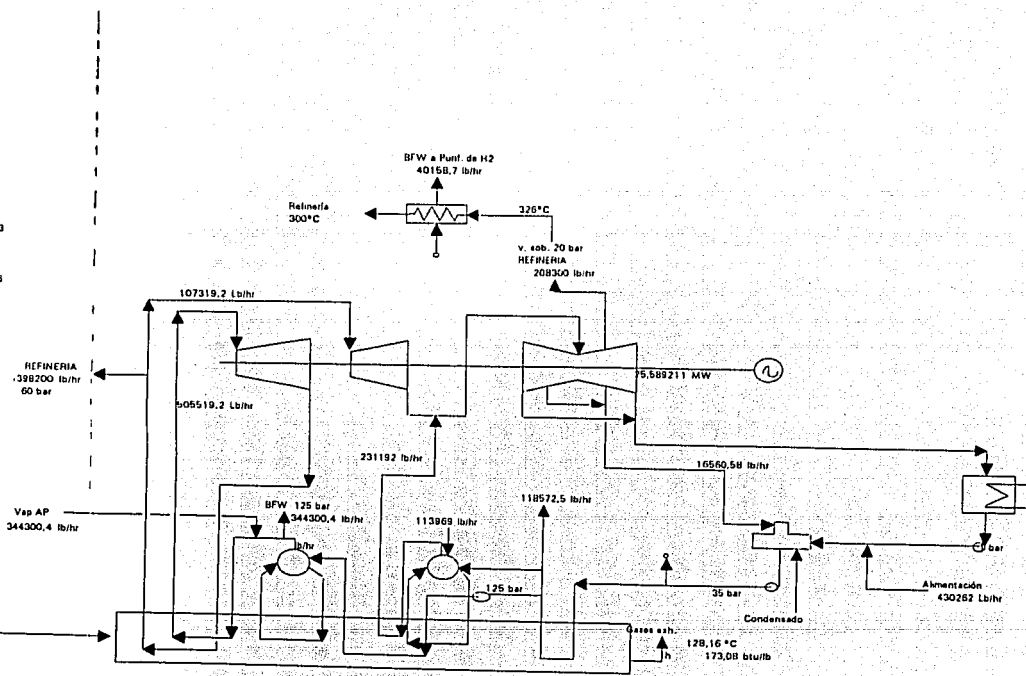
618.41 lb/hr  
DROGENO

CO2 Y H2  
39013.03 lb/hr

AZUFRE  
8533.786 lb/hr

Vap AP  
344300.4 lb/hr

Nota: fr., 90 MW



**CICLO DE VAPOR**

Vapor  
 AP = 125 bar; Ts = 326.55°C; Hs1 = 650 Btu/lb  
 MP = 35 bar; Ts = 242.54°C; Hs2 = 451.33 Btu/lb  
 TAA = 100°C; HAA = 180.14 Btu/lb

Gases  
 Punch Point = 15°C  
 Tg = 341.55°C; hg = 267.73 Btu/lb  
 Tg = 257.54°C; hg = 230 Btu/lb

Calor entregado por los gases en sección de AP y MP  
 GAP = 85613.35 kW  
 GMP = 39062.45 kW

Temperatura de salida de los gases  
 Hgs = 173.0764 Btu/lb  
 Tgs = 128.16 °C

FIGURA 4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA CON BALANCE DE MASA Y ENERGIA (SCOP)

COQUE DE PÍRÓLISIS	
Análisis Aproximado	
Humedad	0,31
Cenizas	0,46
Mat volátil	0,62
Carbon fijo	80,62

Análisis Último (IMI)		Como se Recibe	
C	87,6	% peso	79,35
H	3,62	% peso	3,19
N	1,32	% peso	1,20
S	7,05	% peso	6,39
Cl	0,0284	% peso	0,03
Cenizas	0,49	% peso	0,44
Oxígeno	0,1	% peso	0,09
Humedad	0,31	% peso	0,31
Poder Calorífico MF	14500 Btu/lb		

GAS DE SÍNTESIS SUCCIO				
	% VOL	Peso mol lb/lb mol	% peso	Líq Limpio
CO	61,1411	28	78,094	64,26
H <sub>2</sub>	24,77	2	2,26	26,83
N <sub>2</sub>	7,242	28	9,37	7,61
CO <sub>2</sub>	2,976	44	5,97	0
H <sub>2</sub> S	1,6546	34	2,56	0
CH <sub>4</sub>	0,01	16	0,0073	0,02
H <sub>2</sub> O	2,1	18	1,724	2,217

Peso Mol 2192,417 21,92417 lb/lbmol  
 cp en BTU/lb mol 7,153907 7,076103  
 SYNGAS 738394 lb/hr

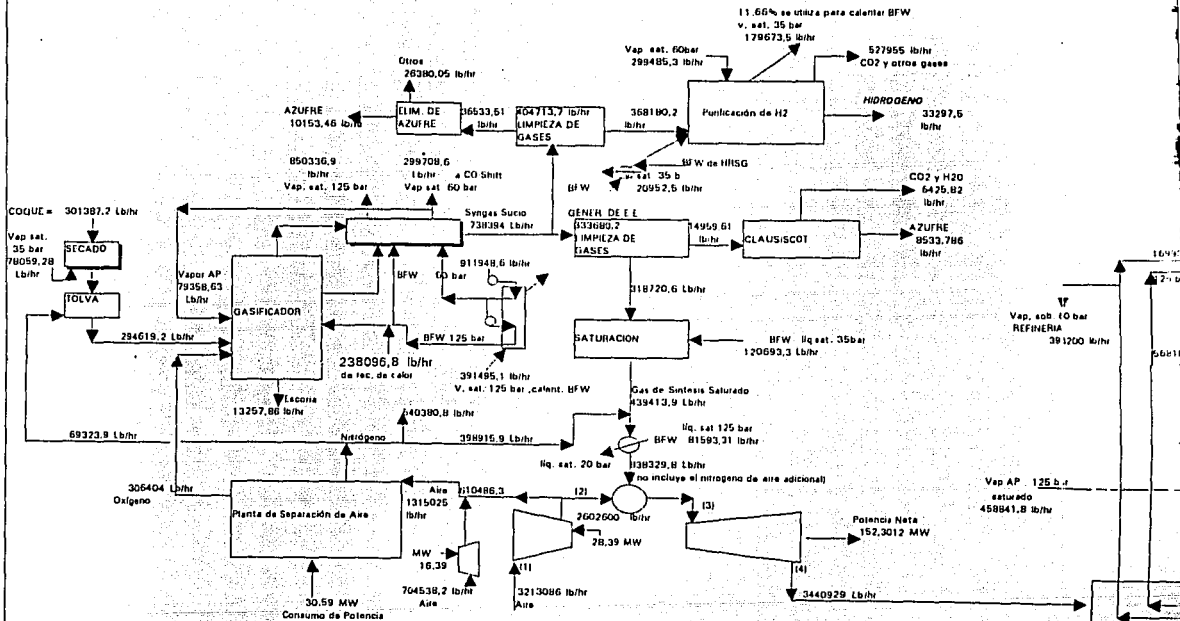
Base húmeda  
 Calor (Q) que se puede aprovechar para generar vapor en el est. de anti. 6.432 + 68 lb/hr 16,31% de total

REACCION COQUE+SYNGAS	0,40
REACCION GASOLINO+COQUE	1,04
REACCION VAPOR+OXIGENO	0,26
EFICIENCIA DE GAS FRO	0,81
GENERACION DE VAPOR	0,17
REACCION DE AZUFRE	0,88
REACCION N <sub>2</sub> +COQUE	0,24

Limpieza de Gasas	
peso =	33079,45 lb
Gas estado	
H <sub>2</sub> S =	H <sub>2</sub> O = 331 lb
CO <sub>2</sub> =	1853,076
H <sub>2</sub> =	4016,2
Total	14869,61 lb
Gas BFW	118720 lb

Gas de síntesis lavado y saturado			
	lb/hr	%	cp
N <sub>2</sub>	15,364,43	0,43	430204
H <sub>2</sub> O	6768,34	0,19	121830
CO	8306,57	0,26	260684
H <sub>2</sub>	3788,93	0,11	7640
CO <sub>2</sub>	408,55	0,01	17976
H <sub>2</sub> S	5,04	0,00	171
tot	35622,86	1,00	838305

Peso mol 216,528  
 syngas sat y dil 25623,89 lb/hr  
 cp en BTU/lb mol F 7,774483  
 Poder calor. kJ/kg 3975,51



ANÁLISIS EN LA TURBINA DE GAS

Corriente 1		Corriente 2		Corriente 3		Corriente 4	
p1 =	14,70 lb/in <sup>2</sup>	P2 =	220,50 lb/in <sup>2</sup>	P3 =	210,00 lb/in <sup>2</sup>	P4 =	15 lb/in <sup>2</sup>
T1 =	27,00 °C	T2 =	377,20 °C	T3 =	1236,00 °C	T4 =	430,755 °C
m1 =	404,85 kg/s	h2 =	850,46 kJ/kg	h3 =	1645,55 kJ/kg	h4 =	717,21 kJ/kg
h1 =	300,58 kJ/kg	h2' =	714,24 kJ/kg	m3 =	433,55 kg/s	h4' =	815,1332 kJ/kg
cp =	15,00	T2' =	750,43 °C			T4' =	620,45 °C

Eficiencia del comp. 0,87  
 Eficiencia de la turb. 0,895

W<sub>cal.</sub> = 830,42 kJ/kg  
 W<sub>in.</sub> = 413,66

W<sub>net. sal.</sub> 416,76

Energía eléctrica generada 180,69 MW

q<sub>in.</sub> = 665,01 kJ/kg

n<sub>th.</sub> = 0,27

CICLO DE VAPOR

Vapor  
 VAP : 125 bar ; T<sub>e</sub> = 320 °C  
 VMP : 35 bar ; T<sub>e</sub> = 240 °C  
 AA : 1 bar ; T<sub>e</sub> = 100 °C

Gases  
 Puntch point = 15 °C  
 T<sub>g</sub> = 341,55 °C ; h<sub>g</sub> = 267,7 kJ/kg  
 T<sub>g</sub> = 257,54 °C ; h<sub>g</sub> = 200,0 kJ/kg

Calor suministrado por los gases en el est. de anti.  
 QAP = 83412,90 kW  
 QMP = 38048,71 kW

Temperatura de salida de los gases

h<sub>gs</sub> = 122,45 btu/lb  
 T<sub>gs</sub> = 126,70 °C



1. HUI/SYNGAS	0.40
2. HUI/COQUE	1.04
3. VAPOR/KIGINGO	0.26
4. GAS FRIO	0.81
5. HUI VAPOR	0.17
6. HUI AZUFRE	0.99
7. COQUE	0.24

<b>Empaques de Gases</b>	
Feed =	33079.4L lbmol/hr
<b>Gas inlets</b>	
H2 =	1390.331 lb/hr
CO2 =	1953.075 lb/hr
H2O =	4816.2 lb/hr
Total	14959.61 lb/hr
Gas Inlet	1111720 @ lb/hr

<b>RENDIMIENTO GLOBAL</b>	
Calor de ent.	1101.56 MW
Turbina de Gas	152.30 MW
Turbina de Vapor	30.40 MW
Total	182.70 MW
<b>Consumo interno</b>	
Separacion de Aire	46.98 MW
Atenuacion	9.93 MW
Total	56.91 MW
Consumo en U H2	15.00 MW
Potencia de salida	110.79 MW
<b>Energia termica</b>	
Energia del H2	218.28 MW
Energia del H2	300,5161 MW
<b>Efficiency</b>	
	54.20 %
<b>Heat Rate</b>	
	6295.02 BTU/Kwhr

<b>Gas dividido y saturado</b>			
lb mol/hr	%	lb/hr	CP
5.5-4.43	0.43	430204	7.00
6.768 34	0.19	121830	8.26
8.5-4.57	0.26	260684	7.00
3709 93	0.11	7840	7.00
408 55	0.01	17876	10.20
5.04	0.00	171	9.00
6.22 86	1.00	838306	

3. b.328  
35623.89 lbmol/hr  
7.274482  
3975.51

0% se utiliza para calentar BFW

at 35 bar  
H2 73.5 lb/hr  
52795.5 lb/hr  
CO2 y otros gases

H2  
HIDROGENO  
33297.5 lb/hr

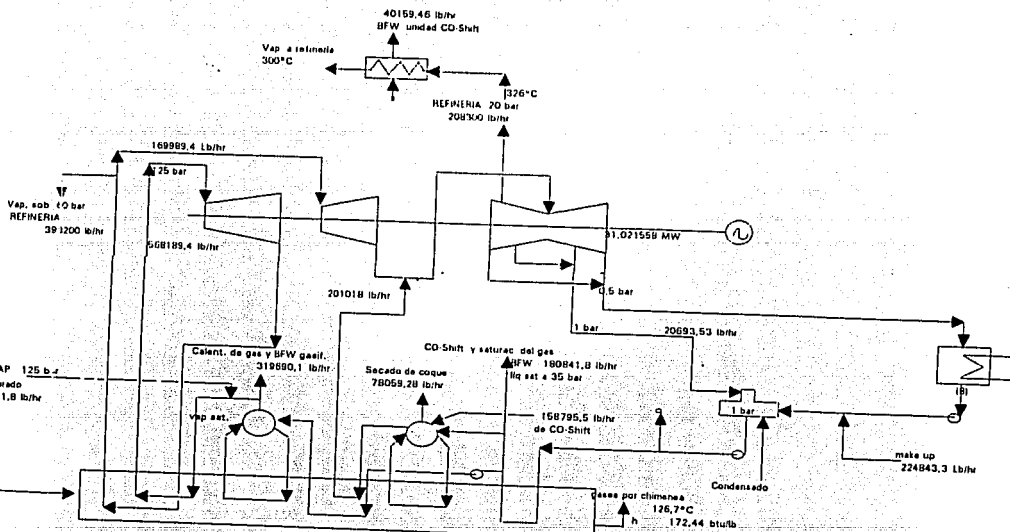
CO2 y H2O  
6426.82 lb/hr

SCOT  
47UFRE  
6533.786 lb/hr

6. V. V. liq sat 35bar  
93.3 Lb/hr

adicional)  
Potencia Neta  
152,3012 MW

3440929 Lb/hr



**CICLO DE VAPOR**

Vapor  
VAP : 125 bar ; T<sub>s</sub> = 326,55°C ; h<sub>1</sub> = 650 Btu/lb  
VMP : 35 bar ; T<sub>s</sub> = 242,64°C ; h<sub>1</sub>h<sub>2</sub> = 451,33 Btu/lb  
AA : 1 bar ; T<sub>s</sub> = 100°C ; h<sub>1</sub>AA = 180,14 Btu/lb

Gases  
Punto Point = 15 °C  
T<sub>g</sub> = 341,56°C ; h<sub>g</sub> = 267,73 Btu/lb  
T<sub>g</sub> = 257,54°C ; h<sub>g</sub> = 200 Btu/lb

Calor retirado por los gases en accion de AP y MP

QAP = 83412,80 KW  
QMP = 39048,71 KW

Temperatura de salida de los gases

h<sub>gs</sub> = 172,45 Btu/lb  
T<sub>gs</sub> = 126,70 °C

#### 4.1.2 Unidad de producción de oxígeno

Se contempla que la unidad de producción de oxígeno estará integrada al ciclo combinado, esto implica que alrededor de 19% de aire del compresor de la turbina de gas se alimenta a esta unidad, en donde se separa el oxígeno que va directamente al gasificador y el nitrógeno se recircula a la corriente de gas de síntesis antes de entrar a la turbina para diluirlo y evitar la formación de  $\text{NO}_x$  durante la combustión.

En el proceso SCGP, el 14.8% de ese nitrógeno, se envía a la tolva de alimentación del coque.

Si el sistema es diseñado únicamente para generar energía eléctrica, el 19% del aire es suficiente para llevar a cabo la gasificación, pero en este caso, se va a producir también hidrógeno y se requiere de un compresor adicional que proporcione el aire necesario del gas que se envía para producir el mismo. El nitrógeno de este aire adicional, no se alimenta a la corriente del gas de síntesis para diluirlo ya que esto ocasionaría disminución excesiva en la temperatura del gas, afectando la eficiencia de la turbina, por lo que éste se desaloja a la atmósfera.

#### 4.1.3 Unidad de producción de hidrógeno

La refinería necesita 130 MMft<sup>3</sup>/día de hidrógeno, para obtener esta cantidad, aproximadamente el 52% de gas de síntesis que se produce se le da el tratamiento adecuado de limpieza utilizando metanol para remover el  $\text{H}_2\text{S}$  y el  $\text{CO}_2$ , en este caso el gas debe estar a temperaturas muy bajas, posteriormente el gas pasa a la unidad de conversión de CO en donde reacciona con vapor saturado. La reacción es exotérmica por lo que debe emplearse un catalizador para mantener la temperatura a 343°C para lograr el equilibrio de la misma, en esta fase se genera vapor de 35 bar que se usa para calentamiento y en el HRSG, posteriormente el gas resultante se trata como se menciona en la sección 2.5.7. En la literatura consultada, la eficiencia térmica en este proceso varía desde 59% hasta 83%, lo que depende principalmente del tipo de combustible. Para fines de cálculo, se tomará el de 59% (caso pesimista).

#### 4.1.4 Ciclo combinado

El 48% del gas de síntesis se somete a tratamientos de limpieza utilizando como absorbente del  $\text{H}_2\text{S}$  una amina terciaria, esta no tiene la capacidad para absorber el  $\text{CO}_2$  ya que es conveniente que éste se conserve en el gas porque le proporciona un poder calorífico mayor. El gas posteriormente se calienta y satura como se menciona en la sección 2.5.8.

Los gases exhaustos pasan al recuperador de calor en donde cederán su calor, generándose vapor de 125 y 35 bar o bien para sobrecalentar vapor que proviene de otras fuentes (véase sección 4.1.5).

#### 4.1.5 Distribución de vapor en el sistema integrado.

En las figuras 4.4 y 4.5 se muestra el esquema general de la distribución de energía del sistema utilizando las tecnologías TGPS Y SCGP respectivamente.

Proceso TGPS- El calor que se recupera durante el enfriamiento del gas de síntesis, es sólo el 4.36%, sin embargo en la cámara quench se recupera entre 5% y 7%, el cual se emplea en el mismo proceso.

Durante el enfriamiento de los gases se produce vapor a 125 bar, se envía al vaporizador de alta presión para después sobrecalentarse a 500°C y pasar a la turbina de vapor de alta presión.

El calor sensible requerido en el proceso de gasificación se utiliza de la siguiente manera: el BFW utilizado para generar vapor en el enfriamiento de gases, se toma del economizador de alta presión del HRSG; el BFW para formar el lodo; el vapor necesario en la unidad de conversión de CO; el BFW para saturar el gas de síntesis; se toma del calor recuperado de la cámara quench y el 28.2% del vapor generado en la unidad de conversión de CO.

El BFW necesario en la unidad de conversión, el 74.7% se toma del economizador de media presión del HRSG y el resto se calienta recuperando el calor de exceso del vapor de 20 bar que se envía a refinería.

Proceso SCGP - Durante el enfriamiento del gas de síntesis se recupera el 16.21% del calor de desecho generando vapor de alta presión, de 60 bar y 125 bar, el de 60 bar se envía directamente a la unidad de conversión de monóxido de carbono. El 46% de 125 bar se utiliza para calentamiento del BFW de 60 bar y 125 bar, el resto se envía al recuperador de calor HRSG en donde se sobrecalienta a 500°C, que posteriormente pasa a la turbina de vapor de alta presión.

El calor sensible necesario en el proceso de gasificación se utiliza de la siguiente forma: para secar el coque se emplea vapor saturado de 35 bar, se toma del vaporizador de media presión del HRSG; para saturar el gas de síntesis, se utiliza BFW a 35 bar tomados del economizador de media presión; para calentar el gas de síntesis, se utiliza BFW a 125 bar, se toman del vaporizador de alta presión; para calentar el BFW de 60 y 125 bar, 30 kg/s se toman del economizador de alta presión del HRSG y para calentar el resto se utiliza vapor saturado de 125 bar generado en el enfriamiento de gases.

En la unidad de conversión de CO se lleva a cabo una reacción exotérmica que libera calor el cual se recupera generando vapor de media presión (35 bar), el 11.66% se utiliza para preparar el 44% del BFW, el sobrante se envía al vaporizador de media presión del HRSG, el 33.5% del BFW se toma del economizador de media y el 22.5% se calienta con el vapor de 20 bar que se envía a refinería, ya que este sale de la turbina a 326°C y se necesita de 300°C.

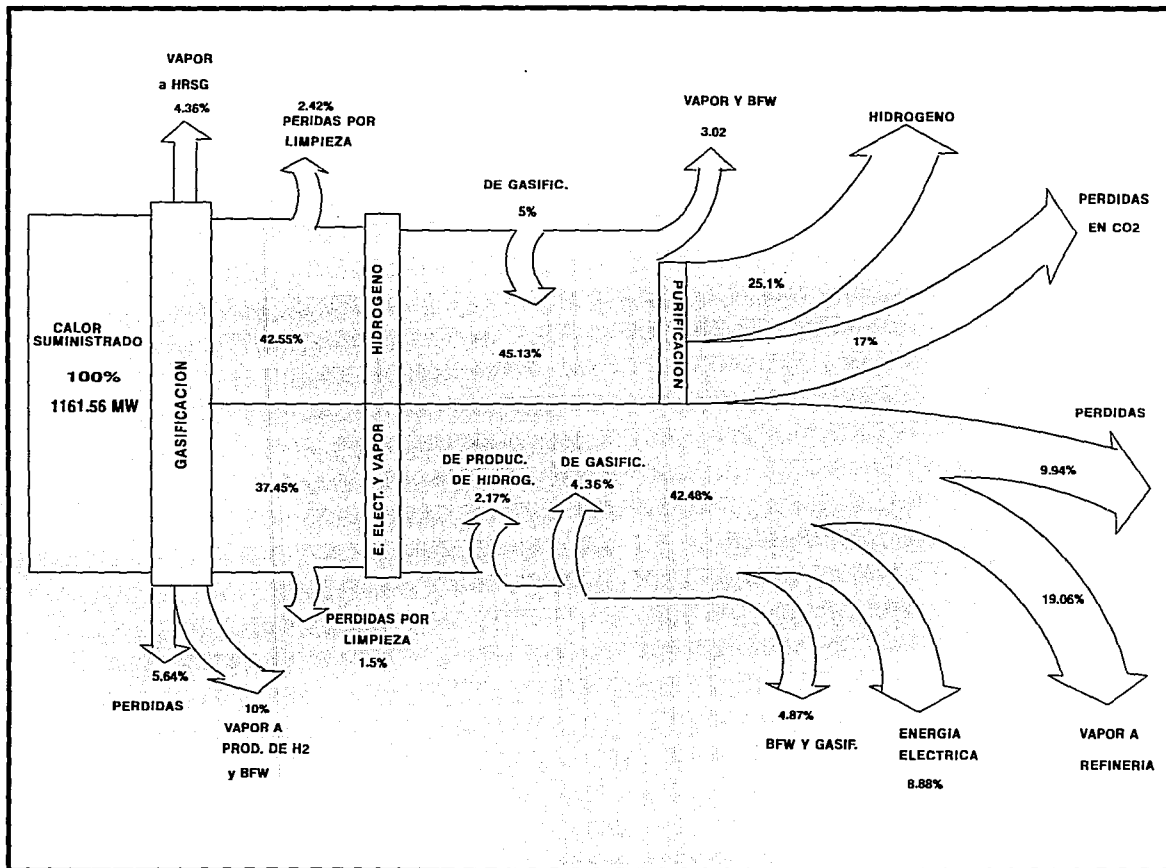


Figura 4.4 Distribución de energía (TGPS)

Fuente: Elaboración propia con base en datos obtenidos en este trabajo.

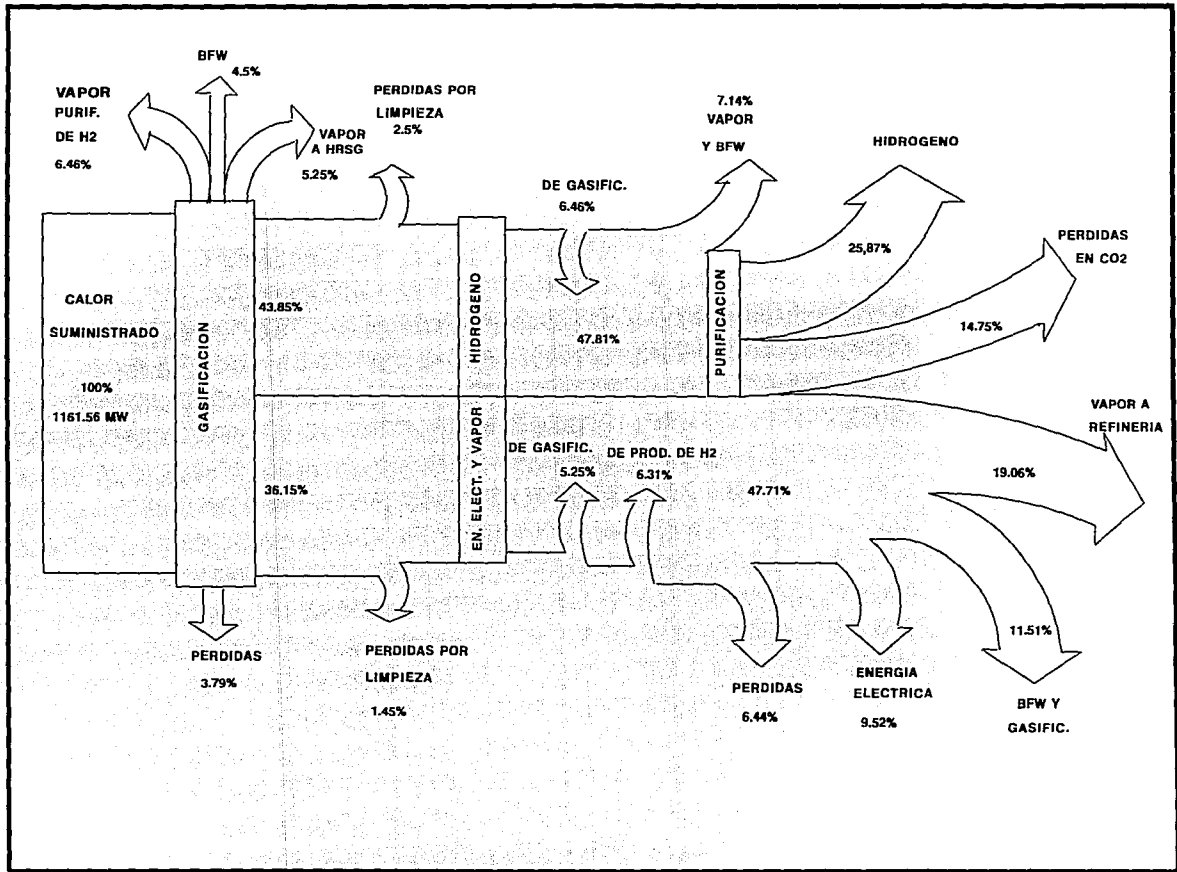


Figura 4.5 Distribución de energía (SCGP)

Fuente: Elaboración propia con base en datos obtenidos en este trabajo.

**Refinería** - La refinería requiere vapor de presión de 60 Kg/cm<sup>2</sup> y 20 Kg/cm<sup>2</sup>. El de 60 Kg/cm<sup>2</sup> se extrae de la turbina de alta presión después de que entregó trabajo y se hace pasar por el HRSG en donde se sobrecalienta a 500°C. El de 20 Kg/cm<sup>2</sup> se extrae de la turbina de baja presión a una temperatura de 360°C, es mayor a la deseada, por lo que este calor se puede emplear para calentamiento de agua de alimentación o BFW.

Texaco y Shell han publicado información que se toma como base para desarrollar el balance de masa y energía de los diferentes procesos que integran el sistema. Las cantidades de coque que han gasificado en las referencias son diferentes a la cantidad que produciría la refinería, para esto, se hizo una interpolación de los mismos para determinar el balance de masa en todo el sistema.

## 4.2 Parámetros de referencia

Los parámetros que se consideran como referencia para el balance técnico de este estudio son los que directamente las firmas, definen en sus respectivos estudios que han presentado. Estos se mencionan a continuación:

### Proceso de gasificación

Se seleccionaron las tecnologías de TGPS y SCGP, ya que estas presentan condiciones de operación diferentes y pueden brindarnos un panorama más amplio para definir cuál sería la más recomendable para gasificar coque de petróleo.

	TGPS	SCGP
- Gasificador	Flujo por arrastre	Flujo por arrastre
- Alimentación	En forma de lodo	En forma seca
- Temperatura	1500°-1900°C	1500°-1900°C
- Presión	35 bar	28 bar
- Sistema de enfriamiento	Contacto directo con agua y enfriador de 450°C a 235°C	Recirculación de gas y enfriador convectivo de 900°C a 235°C.
- Saturación del gas limpio	19% mol	19% mol

### Características del coque de referencia<sup>10</sup>

Análisis aproximado	% en peso
- Humedad	9.31
- Cenizas	0.45
- Mat. volátil	9.62
- Carbón fijo	80.62

Análisis último	% en peso base seca	% en peso base húmeda
- Carbono	87.5	79.35
- Hidrógeno	3.52	3.19
- Nitrógeno	1.32	1.20
- Azufre	7.05	6.39
- Cloro	0.0294	0.027
- Cenizas	0.49	0.44
- Oxígeno	0.1	0.09
- Humedad		9.31
- Poder calorífico libre de humedad	14,500.00 Btu/lb	

### Ciclo Combinado:

#### **Turbina de gas: General Electric MS7001FA (7FA)**

La turbina de gas 7FA es entre otras una de las de mayor capacidad y eficiencia para el servicio de 60 Hz. En operación comercial mantiene consistentemente niveles de confiabilidad, cerca del 99%. La 7FA ofrece la ventaja de flexibilidad en el manejo de diversos combustibles, desde gas natural, hasta gases derivados de cualquier combustible. Otras ventajas son: reducción en los costos de capital, y los de mantenimiento. Puede operar sola y en ciclo combinado.

Las condiciones de operación ISO para la turbina 7FA son<sup>9</sup>:

	Gas natural	Gas de síntesis <sup>10,11</sup>
- Combustible		
- Energía neta	159 MW	159 MW
- Heat rate Btu/kWh	9500	9500
- Flujo de aire lb/hr	3347000	3347000
- Temp. de salida	589°C	550°C
- Temp. ent. a turb.	1288°C	1240°C
- Rel. de presiones	15	15

Estas condiciones son para una temperatura ambiente a 15°C y 1 bar de presión.

<sup>9</sup> GE Gas Turbine, The Power Plant for the Next Century is Here Today, Folleto de General Electric Company, Schenectady, NY 12345.

<sup>10</sup> Harry Schreus, "Gas turbine technology for IGCC plants" NOVEM, Thirteenth Conference on Coal Gasification for Power Generation, October, 1994.

<sup>11</sup> Holt, N.A.H. "State of the art Review and Potential Opportunities for Application in Mexico", IE/CFE Gasification Seminar, Mexico, February (1994).

### **Localización de la planta:**

- Salina Cruz
- Altitud, 50m sobre nivel del mar
- Temperatura ambiente promedio, 27°C

### **Eficiencias:**

- Compresor 87%
- Turbina 89%

Flujo de aire corregido en función de la temperatura ambiente: 3213086 lb/hr.

### **Ciclo de vapor (recuperador de calor y turbina)**

La capacidad de la turbina de vapor se va a definir una vez que se hayan cubierto las necesidades de vapor en la refinería. Las condiciones de operación de la misma se mencionan a continuación:

	Temperatura (°C)	Presión (Bar)
- Vapor de alta presión	500	125
- Vapor recalentado	500	60
- Vapor de media presión	410	35
- Aereador	100	1
- Condensador	Ts	0.5
- Vapor para refinería (alta)	500	60
- Vapor para refinería (baja)	329	20

### **Eficiencias del equipo:**

- Turbina de alta presión 85%
- Turbina de media presión 87%
- Turbina de baja presión 90%
- Generador 98%
- Bombas 85%

### **Recuperador de calor:**

El recuperador de calor se compone de las siguientes etapas de calentamiento:

- Economizador de media presión
- Evaporador de media presión
- Sobrecalentador de media presión
- Economizador de alta presión
- Evaporador de alta presión
- Sobrecalentador de alta presión a dos niveles 125 bar y 60 bar



- La diferencia de temperaturas entre los gases de combustión y la generación de vapor es de 15°C

### 4.3 Balance global de la planta

En el cuadro 4.1, se muestra la relación de consumos de insumos referente al coque alimentado y consideraciones técnicas de acuerdo con la información consultada, para las dos tecnologías.

En el cuadro 4.2 nos presentan los consumos y productos de la gasificación, y la composición del gas de síntesis producto de la misma, para TGPS y SCGP.

#### 4.3.1 balance en el gasificador

CUADRO 4.1 RELACION DE CONSUMOS RESPECTO AL COQUE ALIMENTADO.

Relación insumo/coque	TGPS	SCGP
Consumo, oxígeno/coque	1.06	1.04
Consumo, agua o vapor/coque	0.627	0.40
Eficiencia del gas frío %	80.00	80.00
Generación de vapor % del poder calorífico del coque	5.00	16.21
Consumo, nitrógeno/coque	0	0.24
Conversión de carbón %	99.80	99.80

CUADRO 4.2. CONSUMOS Y PRODUCTOS DE GASIFICACION DE COQUE

Insumo	TGPS	SCGP
Coque alimentado lb/hr	301387.2	301387.2
Consumo de oxígeno lb/hr	320374.6	306404.0
Consumo de agua o vapor lb/hr	189051.1	79358.63
Consumo de nitrógeno lb/hr	0	69323.9
Gas de síntesis lb/hr	814603.5	738394
Producción, escoria lb/hr	45365.5	27252.3
Composición del gas de síntesis sucio, % vol.		
CO	46.99	61.148
H <sub>2</sub>	28.602	24.77
N <sub>2</sub>	0.32	7.342
CO <sub>2</sub>	10.478	2.976
H <sub>2</sub> S	1.57	1.654
CH <sub>4</sub>	0.08	0.01
H <sub>2</sub> O	11.89	2.1
Prod. de vapor, 125 bar, lb/hr	344300.4	850337
Prod. de vapor, 60 bar		299708.6

### 4.3.2 Balance de materia en la unidad de producción de hidrógeno

Para producir los 130 MM ft<sup>3</sup>/día de hidrógeno, se requiere 53.2% y 54.8% del gas sucio, para los procesos TGPS y SCGP respectivamente. Las características del gas al entrar y salir de esta etapa se muestran en el cuadro 4.3 y en el cuadro 4.4 se resume el balance de masa para el proceso.

CUADRO 4.3. PRODUCCION DE HIDROGENO

	TGPS	SCGP
Gas de síntesis sucio, base seca lb/hr	389,359	397,736
Gas de síntesis limpio base seca lb/hr	327,065	361,204
Gas ácido lb/hr	106,178	36,532
Vapor a unidad de CO-Shift lb/hr	215,925	299,485
Gas saliendo del convertidor de CO lb/hr	458,760	552,694
Hidrógeno con una pureza > 98.5% lb/hr	863	33,262
Vapor generado, lb/hr	158,731	176,674
Densidad del hidrógeno en lb/ft <sup>3</sup>	6.8018E-3	5.95E-3
Hidrógeno en MM ft <sup>3</sup> /día	134.5	134
Energía térmica aprovechada por el H <sub>2</sub> , KW <sub>th</sub>	291,600	300,510
Energía eléctrica consumida, kW	15,000	15,000
Producción de azufre lb/hr	19,230	18,687

CUADRO 4.4 CARACT. DEL GAS PARA GENERAR H<sub>2</sub> Y CARACT. DEL H<sub>2</sub> PURIFICADO

GAS LIMPIO		
Componente	TGPS % en vol.	SCGP % vol.
CO	61.7	69.42
H2	37.47	27.91
CO2	0.0173	0
CH4	0.0994	0.0214
N2	0.41	2.50
H2S	0.00925	0
HIDROGENO PURIFICADO		
CO	0.465	0.20
H2	98.60	98.56
CO2	0.465	0.10
CH4	0.03	0.94
N2	0.18	0.20
H2S	0.005	0.003

#### 4.3.3 Balance en la unidad de producción de oxígeno

En el cuadro 4.5 se resume el balance general en la unidad de producción de oxígeno.

CUADRO 4.5 UNIDAD DE PRODUCCION DE OXIGENO

Unidad de separación de aire	TGPS	SCGP
Aire proporcionado del compresor de la TG, lb/hr	610,486	610,486
Aire del compresor adicional lb/hr	764,497	704,538
Producción de oxígeno (95%), lb/hr	320,375	306,404
Prod. de nitrógeno, (99%) lb/hr	1,054,609	939,297
Energía eléctrica consumida MW	49.7	47

#### 4.3.4 Balance en la turbina de gas

En el cuadro 4.6 se resume el balance en la turbina de gas para las dos tecnologías.

CUADRO 4.6 TURBINA DE GAS

	TGPS	SCGP
Carga de aire al compresor, lb/hr a T=27°C y P= 14.7 lb/in <sup>2</sup>	3,213,086	3,213,086
Carga de aire al combustor, lb/hr a T=377.2°C y P= 220.5 lb/in <sup>2</sup>	2,602,600	2,602,600
Gas de síntesis al combustor, limpio, saturado y diluido a T= 300°C, lb/hr	929,102	838,330
Poder calorífico del gas diluido, Btu/lb	1,598	1,709
Gases de combustión a la TG, lb/hr a T= 1235°C y P= 218 lb/in <sup>2</sup>	3,531,702	3,440,929
Gases exhaustos lb/hr	3,531,702	3,440,929
Potencia bruta MW	185	181
Potencia consumida por compresor TG, MW	28	29
Potencia neta MW	157	152
Eficiencia en la TG (%)	27.2	27.13

#### 4.3.5 Balance en el ciclo de vapor

En el cuadro 4.7 se resume el balance de masa y energía en el ciclo de vapor.

CUADRO 4.7 CICLO DE VAPOR

	TGPS	SCGP
Gases exhaustos lb/hr	3,531,702	3,440,929
Q que cedén los gases en sección de AP, kJ/s	83,415	85,615
Q que cedén los gases en sección de MP, kJ/s	38,046	39,050
Ingreso de vapor sat.(125 bar) de gasific. al ciclo - lb/hr	344,300	458,842
Ingreso de vapor sat.(35 bar) de gasific. al ciclo - lb/hr	113,969	158,796
Vapor entregado a refinería, lb/hr		
- de 60 bar y 500°C (ext. de T <sub>AP</sub> )	399,200	399,200
- de 20 bar y 326°C (ext. de T <sub>BP</sub> )	208,300	208,300
Lq. sat. de 35 bar entregado a gasif. lb/hr	118,573	180,842
Vapor generado en sección de AP lb/hr	161,219	109,348
Vapor generado en sección de MP lb/hr	117,223	42,223
Energía eléctrica generada MW	25	30
Temperatura de salida de los gases °C	128	127

#### 4.3.6 Rendimiento global

En el cuadro 4.8, se muestra el rendimiento global del sistema.

CUADRO 4.8 RENDIMIENTO GLOBAL

	TGPS	SCGP
Calor de entrada MW	1161.5	1161.5
Turbina de gas, MW	156.9	152.3
Turbina de vapor, MW	25.1	30.4
Total	182.0	182.7
Energía térmica del vapor, MWt	218.3	218.3
Energía térmica del H <sub>2</sub> , MW	291.6	300.5
Consumo interno: MW		
Separación de aire	49.7	47.0
Auxiliares	14.0	10.2
Planta hidrógeno	15.0	15.0
Total	78.8	72.2
Potencia neta, MW	103.2	110.5
Eficiencia, (%)	52.8	54.2
Heat rate, Btu/kwhr	6464.5	6297.5
Energía eléctrica a refinería MW	100	100
Energía eléctrica sobrante MW	3.0	10.5

## 4.4 Impacto ambiental

La contaminación generada por la disposición inadecuada de desechos tanto sólidos como líquidos, ha provocado un deterioro afectando el equilibrio de los sistemas naturales como son: el agua, suelo y aire. Sin embargo en los últimos años en los avances tecnológicos han considerado el factor ambiental uno de los más importantes dentro del desarrollo de los mismos.

La tecnología de gasificación es resultado de lo antes mencionado, ya que presenta ventajas ambientales muy favorables comparadas con otras tecnologías convencionales. Esta tecnología como ya se mencionó en capítulos anteriores, acepta alimentaciones desde combustibles muy limpios hasta residuos muy pesados y azufrosos, lo que implica que, desde el momento en que se pueden tratar estos residuos, la tecnología participa favorablemente con el ambiente.

A continuación se menciona el impacto que la tecnología de gasificación presenta en los tres sistemas naturales: aire, agua y suelo.

**Aire** - Las emisiones de  $\text{SO}_2$  son mínimas ya que el azufre orgánico se convierte en  $\text{H}_2\text{S}$ , el cual puede fácilmente removerse del gas de síntesis y recuperarse como azufre elemental en la unidad Claus. Debido a la alta conversión de carbón en el lavado con agua del gas de síntesis, las partículas emitidas en la turbina de gas son mucho menos que las establecidas por las normas ambientales usando carbón en una unidad convencional. El  $\text{CO}_2$  que se separa del gas posterior a la conversión de  $\text{CO}$ , puede recuperarse y venderse para no contribuir al efecto invernadero. Las emisiones de óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ) son mucho más bajas que en el proceso de reformación de vapor de metano.

Las partículas emitidas máximas de acuerdo con las normas ecológicas mexicanas se muestran en el cuadro 4.9 y las emitidas por la tecnología de gasificación se muestran en el cuadro 4.10.

CUADRO 4.9 NIVELES MAX. PERMIS. DE EMIS. A LA ATMOSFERA DE CARBON Y GAS NATURAL.

Emisiones	Carbón	Combustóleo
Partículas ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ )	3.60	4.24-6.74
$\text{SO}_2$ ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ )	51.30	57-95
$\text{NO}_x$ ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ )	10.00	6.6(a) 8.0(b)

Fuente: Diario Oficial de la Federación; Normas Técnicas Ecológicas, octubre/diciembre de 1988

(a) Para equipos de combustión con capacidad hasta  $106 \times 10^3$  j/h

(b) Para equipos de combustión con capacidad mayor de  $106 \times 10^3$  j/h

(c) Los datos se establecen en  $\text{Kg}$  de contaminante/ $\text{m}^3$  de combustible quemado

CUADRO 4.10 EMISIONES POR LA TECNOLOGIA DE GASIFICACION

Componente	Emisiones
Partículas (kg/m <sup>3</sup> )	0.005
SO <sub>2</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	1.268
NO <sub>x</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	0.762

Fuente: Elaboración propia de acuerdo con datos obtenidos en este trabajo.

Nota: Se consideró la densidad del coque 1 ton/m<sup>3</sup>

**Agua** - Las aguas de desecho contienen principalmente; sólidos suspendidos y disueltos, amoniaco, formiatos, cianuros y sulfuros. Los sólidos suspendidos consisten de partículas finas de carbón no convertido y escoria.

Estas aguas se someten a tratamientos terciarios físico-químicos, antes de ser descargados a un cuerpo de agua, éstos consisten en precipitación de sulfuros y cianuros con iones ferrosos; coagulación y floculación; sedimentación y filtración de sólidos suspendidos; neutralización de ácidos con sosa cáustica; y separación del vapor de amoniaco libre. Después, los sedimentos se separan por medio de filtros y se reciclan al gasificador. El vapor de amoniaco se incinera. Posteriormente el efluente de agua, se somete a un tratamiento biológico y después se descarga.

**Suelo.** Los sólidos se producen en pequeñas cantidades, se consideran inertes y contienen alto porcentaje de vanadio y níquel, los cuales pueden ser recuperados para uso industrial, lo que implica bajo nivel de contaminación al suelo por este medio.

## 4.5 Análisis de resultados

En esta sección se analizan los resultados obtenidos del estudio técnico comparando las dos tecnologías.

En el cuadro 4.11 se muestran las principales ventajas y desventajas de TGPS y SCGP

**Gasificación**- En el cuadro 4.2, podemos observar que la composición del gas de síntesis es muy diferente, el contenido de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub> en el proceso TGPS es mayor del 10%, mientras que para el proceso SCGP está entre 2% y 3%, esto se debe a las condiciones de operación a la cual se lleva a cabo la gasificación, además de que en el proceso TGPS el enfriamiento ocurre dentro del gasificador. Por otro, el sistema de enfriamiento del proceso SCGP permite recuperar más calor sensible de los gases, generando mayor cantidad de vapor que puede utilizarse incrementando la eficiencia del sistema.

**Producción de hidrógeno-** El gas de síntesis necesario para generar el hidrógeno requerido, es en la misma proporción para las dos tecnologías. En este caso, TGPS presenta ventaja sobre SCGP ya que en el mismo gasificador se genera el vapor necesario en la unidad de conversión de CO, en el proceso SCGP, este vapor se toma del que se genera en el enfriador del gas.

**Ciclo de vapor-** SCGP genera más energía eléctrica, esto se debe principalmente al calor recuperado en el sistema de enfriamiento. El vapor que entregan a refinería es el mismo para SCGP y TGPS y lo que varía es la generación de energía eléctrica, esta en función de la cantidad de vapor disponible que entrega trabajo.

**Rendimiento global-** SCGP presenta mayor rendimiento global, esto se debe principalmente a que se recupera mayor cantidad de calor de desecho. Si todo el gas de síntesis se empleara para generar energía eléctrica, el rendimiento sería aún más alto para SCGP. El proceso TGPS es más eficiente cuando también se produce hidrógeno ya que de la cámara de enfriamiento súbito se genera el vapor que se emplea en la unidad de conversión de CO.

CUADRO 4.11 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS TECNOLOGÍAS TGPS Y SCGP

VENTAJAS	
TGPS	SCGP
Puede gasificar combustibles sólidos y líquidos, en caso de sólidos se prepara el lodo (más flexible)	El calor que recupera es mayor 5% que el que recupera TGPS
Equipo sencillo de enfriamiento	Mayor rendimiento en 1.4%
Proporciona vapor para la unidad de producción de H <sub>2</sub>	En las paredes del gasificador hay una membrana de tubos por donde circula agua y lo protege de la radiación directa de la flama
En la cámara quench se queda la mayoría de metales contenidos en el coque	En la escoria del gasificador quedan los metales del coque.
No requiere de economizador adicional para calentar el BFW	
DESVENTAJAS	
Menos eficiente	Sólo acepta alimentaciones sólidas
Tratamiento de agua más complejo	Su equipo de enfriamiento es muy grande
El gasificador requiere mayor mantenimiento debido a que la flama es directa al refractario	Requiere de equipo adicional para calentar el BFW

Fuente: E.L. Doering and U. Mahagaokar, "Benefits of Heat Recovery..."; Seymour B. Alpert, "Coal gasification Systems for Power..."; Arthur L. Conn, "The Integrated Gasification Combined Cycle Power..." y Ashok K. Anand et.al., "High Efficiency Quench gasification Combined Cycles..."

Por confiabilidad se recomienda lo siguiente para ambas tecnologías

Equipo

- Separación de aire 2 unidades de 50%
- Preparación de alimentación 2 unidades de 50%
- Gasificador/lavador 2 unidades de 50%
- Producción de hidrógeno 1 unidad de 100%
- Eliminación de gas ácido 2 unidades de 50%
- Recuperación de azufre 2 unidades de 50%
- Ciclo combinado
  - Turbina de gas 1 unidad de 100%
  - Recuperador de calor 1 unidad de 100%
  - Turbina de vapor 1 unidad de 100%



## 5 EVALUACION ECONOMICA DEL SISTEMA

En este capítulo se desarrolla el balance económico considerando los costos de inversión y operación tomados de diversas fuentes de información, también se hace un análisis de sensibilidad de la rentabilidad del proyecto variando los parámetros base de mayor incertidumbre.

La evaluación económica del proyecto determina en última instancia su viabilidad. Este análisis nos muestra un panorama de rentabilidad del proyecto.

El análisis económico, involucra:

- Costos de inversión
- Costos de operación
- Mantenimiento
- Costo del combustible.

La información para la tecnología de TGPS, se obtuvo de comunicación directa con personal de TEXACO, validándola con datos presentados en "EPRI TR-102156S". La información para SCGP fué tomada de los reportes EPRI P-4463-SR (Technical Assessment Guide) y EPRI GS-6493". Se realizaron algunos ajustes de acuerdo con lo que la mayoría de los artículos reportaba.

Para el proceso TGPS, las capacidades del equipo consultadas fueron similares a las requeridas por este estudio. Para el SCGP, los costos reportados correspondían a una capacidad de 257 MW, por lo que fué necesario ajustarlos a la capacidad necesaria (450 MW).

Los costos se reportan en dólares (US \$) de 1993, localización en la Costa del Golfo de los E.U.

### 5.1 Parámetros económicos considerados para el análisis

Los parámetros que se consideraron para desarrollar el análisis económico de este trabajo, se basan fundamentalmente en el informe de CFE, Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión en el Sector Eléctrico y en los reportes EPRI mencionados anteriormente.

- Vida útil de la planta	30 años
- Depreciación fiscal	10 años
- Tasa de interés (en dólares)	12%
- Tasa de rendimiento mínima Atractiva, en dólares (TREMA)	16%
- Período de construcción	3 años
- Factor de planta	85%

- Precio del coque 0
- Precio del azufre 25-50 US\$/ton
- Precio del hidrógeno 2.45 US\$/Mft<sup>3</sup>
- Precio de la energía eléctrica 0.05 US\$/kWh
- precio del excedente 0.035 US\$/kWh
- Precio del vapor 9 US\$/ton
- Impuestos 34%
- Participación de los trabajadores en el reparto de utilidades (PTU) 10%

### 5.1.1. Justificación de los parámetros considerados

**Vida útil de la planta.** Es el período que están considerando la mayoría de los tecnólogos para instalaciones IGCC.

**Depreciación fiscal.** Es el período en el que se deprecian las plantas de cogeneración de acuerdo con la Ley de Impuestos Sobre la Renta. La planta IGCC con producción de hidrógeno, integradas a una refinería se considera de cogeneración por el intercambio de servicios que existe entre los tres procesos (véase capítulo 4).

**Tasa de interés.** Estudios del tipo IGCC normalmente se evalúan considerando préstamos exteriores. La Prime Rate de E.U. es la tasa de interés que se toma como base para los créditos. Durante 3 años aproximadamente el valor de la Prime Rate se mantuvo a 6%, a mediados de 1994 comenzó a aumentar y actualmente su valor es 9%. Para fines de este estudio se tomará un valor medio de 8%, más una sobretasa de 4% que se aplica a los países de riesgo moderado, como es el caso de México.

**Tasa de rendimiento mínima atractiva.** Es el rendimiento mínimo deseable para emprender el proyecto, es función del costo del dinero y el nivel de riesgo del proyecto. Es la tasa a la cual se descuenta el flujo de efectivo del proyecto. Para el presente estudio se adoptó un nivel promedio de 16%.

**Período de construcción.** Es el período que manejan los tecnólogos para construir una planta IGCC, se tiene la experiencia de la planta de Demkoleg en Holanda. Esta planta comenzó a operar el año pasado.

**Factor de planta.** El factor de planta que consideran en CFE para unidades convencionales de generación eléctrica es de 75%, (cifra modesta). Para una planta química el factor es alrededor de 95%. Este estudio engloba las dos anteriores por lo que se toma un factor de planta promedio 85%.

**Precio del coque.** El precio del coque en el mercado actualmente esta entre 5 US\$/ton y 15 US\$/ton<sup>12</sup>, dependiendo de sus características. El coque producto de un crudo maya contendría una gran cantidad de azufre y metales, tomando en cuenta estas condiciones y un estudio hecho para PEMEX, en donde la empresa debera pagar US\$ 10/Ton para que se lo lleven, el precio que se le asignó para el desarrollo de este analisis fué cero.

**Precio del azufre.** El precio del azufre fué proporcionado por personal de TEXACO, SHELL y PEMEX.

**Precio del hidrógeno.** Este precio fué estimado de acuerdo con dos estudios desarrollados para México por dos empresas petroleras transnacionales de alto prestigio. Estos estudios están al margen de confidenciales y no es posible citarlos. El precio del hidrógeno esta entre 2.41 US\$/Mft<sup>3</sup> y 2.5 US\$/Mft<sup>3</sup>. Para el desarrollo del presente estudio se tomó el promedio 2.45 US\$/Mft<sup>3</sup>.

**Precio de la energía eléctrica.** El precio promedio de generación eléctrica tomando como referencia varias refinerías de PEMEX<sup>13</sup> es US\$ 0.0475/kWh. El precio promedio de venta de CFE<sup>14</sup> a PEMEX es US\$ 0.062. Para que PEMEX compre la energía eléctrica al proyecto IGCC con producción de hidrógeno, el precio de la energía eléctrica debe ser alrededor de su precio de generación.

**Precio de venta a la red CFE del excedente de energía eléctrica.** El precio promedio del excedente de energía eléctrica de acuerdo con información de PEMEX es US\$ 0.035/kWh

**Precio del vapor.** El precio del vapor fué proporcionado por personal de TEXACO, SHELL y PEMEX. Este precio esta evaluado en función de su producción en una unidad convencional.

**Impuestos.** Estos costos deben tomarse en cuenta en la evaluación de un proyecto para determinar la utilidad neta que se vaya a percibir del mismo. El impuesto se calcula sobre el ingreso gravable, es decir, una vez deducida la depreciación de activos y la amortización de intereses durante la construcción y el crédito.

**Reparto de utilidades (PTU).** Es una prestación para los empleados, equivalente a un porcentaje sobre las utilidades. Para este proyecto se estima sobre el ingreso gravable.

---

<sup>12</sup> Mahagaokar, U and Hauser N. "Gasification of Petroleum Coke in the Shell Coal Gasification Process". Twelfth Conference on Coal Gasification Power Plants, 1993.

<sup>13</sup> De comunicación directa con personal de PEMEX.

<sup>14</sup> Dato tomado de un recibo de Comisión federal de Electricidad para PEMEX.

## 5.2 Costos de inversión

En el cuadro 5.1, se muestran los costos de inversión para los procesos TGPS y SCGP respectivamente.

Los costos de inversión de una planta, comprenden los siguientes rubros:

### 5.2.1 Costos directos de material de campo

Corresponden a las instalaciones físicas permanentes de la planta e incluyen:

**Equipo.** Toda la maquinaria usada en las instalaciones, tales como tanques, recipientes, maquinaria rotatoria, unidades de recuperación de calor, turbinas de gas, turbinas de vapor, intercambiadores y bombas.

**Material.** Costo de material físico usado en la construcción, tal como cemento, arena, tubería, instrumentos, aislamiento, etc.

### 5.2.2 Costos directos de mano de obra

Comprende los costos de mano de obra empleada durante la construcción de la planta y se determinan en función de las horas hombre y el salario promedio de la zona de instalación.

### 5.2.3 Costos indirectos de campo

Los costos indirectos de campo comprenden:

- Costos de material y mano de obra para construcciones temporales como edificios, carreteras, limpieza, consumibles, primeros auxilios y servicios en general.
- Salarios y gastos de supervisión de campo.
- Costos de prestaciones y beneficios sociales a los trabajadores.
- Equipo de construcción.
- Herramientas pequeñas.

### 5.2.4 Costos de ingeniería y administración

Estos costos cubren las siguientes áreas:

- Costos de ingeniería, diseño y mano de obra
- Gastos de administración, tales como costos de computadoras, costos de reproducción y comunicación y viajes.
- Costos de licencia para procesos de ingeniería básicos.
- Gastos generales.

CUADRO 5.1 COSTOS DE INVERSION DEL SISTEMA IGCC DE LAS TECNOLOGIAS TGPS Y SCGP

AREA		TGPS		SCGP <sup>a</sup>	
		M US\$ 1993	%	M US\$ 1993	%
Manejo de combustible		Incluido en el costo de equipo		37,860	9.6
Gasificación		49,600	13.0	79,400 <sup>b</sup>	20.2
Limpieza del gas		59,600 <sup>c</sup>	15.6	21,523	5.5
Tratamiento de aguas		24,200	6.3	1,259	0.3
Unidad de separación de aire		66,100	17.3	62,805	16.0
Ciclo <sup>d</sup> Combinado	Turbina de gas	38,420	10.1	47,405	12.1
	(HRSG)	15,860	4.1	24,673	6.3
	Turbina de vapor	5,295	1.4	13,013	3.3
Producción de hidrógeno		69,900	18.3	69,900	17.8
Balance de planta		15,000	3.9	Incluido en el costo de equipo	
Terreno y construcción de edificios		5,300	1.4	Incluido en el costo de equipo	
Manejo de sólidos		Incluido en el costo de equipo		15,028	3.8
Instalaciones generales		28,900	7.6	25,086	6.4
<b>SUBTOTAL</b>		<b>381,028</b>	<b>100.0</b>	<b>392,284</b>	<b>100.0</b>
Costos de ingeniería.		45,152	11.8	46,486	11.8
Costos de administración		50,545	11.9	52,038	11.9
Contingencia		57,207	12	58,897	12
<b>TOTAL</b>		<b>533,932</b>		<b>549,705</b>	

Fuente: Elaboración propia de datos tomados de los reportes "EPRI TR-102156S" EPRI P-4463-SR (Technical Assessment Guide) y EPRI GS-6493".

- <sup>a</sup> El ajuste que se hizo en los costos para SCGP, se detalla en el apéndice B.
- <sup>b</sup> Incluye gasificación y enfriamiento del gas.
- <sup>c</sup> Incluye enfriamiento y limpieza del gas.
- <sup>d</sup> La diferencia de costos para TGPS y SCGP de esta área, se dispersa en otros costos

## 5.2.6 Contingencia

El costo de contingencia se valúa en base a una serie de criterios como: experiencia en el proceso, precio, cantidades de material, costo de mano de obra, productividad

de mano de obra, factores de costos indirectos de construcción y administración, factores de escala y cambios de diseño menores.

Actualmente las fuentes consultadas estiman la contingencia entre 10% y 20% anual del costo de inversión, a medida que esta tecnología se haga más comercial este porcentaje disminuirá apreciablemente. Se puede considerar que esta tecnología se encuentra en la cúspide de la curva de aprendizaje.

### **5.3 Costos de operación y mantenimiento**

En el cuadro 5.2 se resumen los costos de operación fijos y variables para las tecnologías TGPS y SCGP.

Los costos de operación y mantenimiento se dividen en costos fijos y variables, la descripción de las bases para estos costos se mencionan enseguida:

#### **5.3.2 Costos de operación fijos**

Estos costos son independientes del factor de planta y comprenden los siguientes cargos:

**Mano de obra.** Los costos del personal de operación dependen de las horas hombre empleadas y del salario promedio mensual según la zona. Se requieren 170 empleados durante tres turnos para operar la planta IGCC y producción de hidrógeno. De acuerdo con el tabulador de PEMEX se estimó el salario.

**Costos de mantenimiento fijos.** Estos costos se estiman en un porcentaje del costo de inversión (2.3%), incluyendo contingencias. Los costos de mantenimiento se dividen en fijos y variables (65% y 35%, respectivamente). Los costos fijos se dividen en mano de obra y materiales (45.7% Y 64.3%, respectivamente).

**Cargos de administración y apoyo.** Corresponden a un 30% del costo de mantenimiento.

#### **5.3.3 Costos de operación variables**

Los costos de operación variables comprenden los siguientes cargos:

**Costo del agua.** Incluye el costo del agua potable de la red. Los costos de tratamiento y bombeo están incluidos en los cargos de mantenimiento.

#### **Costos de los productos químicos y catalizadores**

**Disposición de escoria.** El costo estimado para la disposición de escoria cuando se gasifica carbón es US \$ 10.71/ton seca, cuando se gasifica coque este

costo lo estiman en cero por la cantidad de metales (V y Ni), que pueden recuperarse.

**Costos de mantenimiento variables.** Corresponden al 35% de los de mantenimiento totales; también se dividen en mano de obra y materiales (35.7% y 64.3%, respectivamente).

CUADRO 5.2 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO

		TGPS		SCGP	
		M US \$/año	%	M US \$/año	%
Mano de obra		2,100	16.0	2,100	15.6
Mantenimiento	Mano de obra	2,886	22.0	2,972	22.1
	Materiales	5,582	42.6	5,746	42.8
Administración y apoyo		2,541	19.4	2,616	19.5
<b>TOTAL DE COSTOS FIJOS</b>		<b>13,109</b>	<b>100.0</b>	<b>13,434</b>	<b>100.0</b>
Agua (US \$ 0.0733/m <sup>3</sup> )		270	4.6	265	4.4
Coque (US \$5/ton)		0	0	0	0
Químicos y catalizadores		1,250	21.3	1,250	20.8
Disposición de escoria		0	0	0	0
Mantenimiento	Mano de obra	1,554	26.4	1,600	26.7
	Materiales	2,803	47.7	2,886	48.1
<b>TOTAL DE COSTOS VARIABLES</b>		<b>5,878</b>	<b>100.0</b>	<b>6,001</b>	<b>100.0</b>
<b>TOTAL DE COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO</b>		<b>18,987</b>		<b>19,435</b>	

Fuente: Elaboración propia de datos tomados de los reportes "EPRI TR-102156S" EPRI P-4463-SR (Technical Assessment Guide) y EPRI GS-6493".

## 5.4 Métodos para la evaluación económica del proyecto<sup>15</sup>

Para determinar si un proyecto es rentable o no, se evaluó, bajo el criterio de diversos métodos establecidos para este fin, entre los que destacan: Método del Valor Presente Neto (VPN), Método del Valor Anual Equivalente (AE), Tasa Interna de Retorno (TIR), Relación Beneficio/Costo y Período de Recuperación.

Los cuatro primeros métodos son equivalentes. Se rigen en función del concepto del valor del dinero a través del tiempo, lo cual significa que cantidades iguales de

<sup>15</sup> Raúl Coss Bu, *Análisis y Evaluación de Proyectos de Inversión*, México, (1986), Limusa

dinero no tienen el mismo valor actual si se encuentran en puntos diferentes en el tiempo y la tasa de interés es mayor que cero.

**Método del valor presente.** Este método es uno de los más utilizados para evaluar proyectos de inversión. Consiste en determinar la equivalencia en el momento actual, de los flujos de efectivo que genera el proyecto. Si el valor presente es positivo, debería emprenderse, siempre y cuando se utilice como tasa de descuento

la tasa de rendimiento mínima atractiva (TREMA), que es superior al costo de la deuda y es función del riesgo del proyecto.

El valor presente neto de un proyecto se calcula con la siguiente relación:

$$VPN = S_0 + \sum_{t=1}^n \left( \frac{S_t}{(1+i)^t} \right)$$

en donde:

- VPN = Valor presente neto
- $S_0$  = Inversión inicial
- $S_t$  = Flujo de efectivo neto del período t
- n = Período de vida útil
- i = Tasa de rendimiento mínima atractiva.

**Método del valor anual equivalente.** Consiste en transformar a anualidades constantes el flujo de ingresos y egresos de un proyecto. Es la equivalencia del valor presente del proyecto expresado en anualidades uniformes.

La anualidad equivalente se determina con la siguiente ecuación:

$$AE = -S_0 \left[ \frac{A}{P}, i\%, n \right] + \left( \sum_{t=1}^n \frac{S_t}{(1+i)^t} \right) \left[ \frac{A}{P}, i\%, n \right] + F \left[ \frac{A}{F}, i\%, n \right]$$

en donde:

- AE = Anualidad equivalente
- F = Valor de rescate
- $[A/P, i\%, n] = i(1+i)^n / ((1+i)^n - 1)$
- $[A/F, i\%, n] = 1 / ((1+i)^n - 1)$

**Método de la tasa interna de rendimiento.** La tasa interna de rendimiento (TIR), representa el porcentaje o la tasa de interés que se gana sobre el saldo no recuperado de una inversión, en cualquier punto del tiempo de la vida del proyecto.

El proyecto será rentable si la TIR es más alta o por lo menos igual al valor de TREMA. Es la tasa a la cual el VPN es igual a cero.



**Relación beneficio/costo.** Es el cociente entre el VPN de los beneficios y el VPN de los costos. Si la relación es igual a 1, los beneficios y los costos son iguales, lo que significa que la justificación mínima para que se desarrolle el proyecto.

**Período de recuperación.** Se refiere al período de tiempo requerido para recuperar el costo inicial de una inversión a partir de los flujos de efectivo formados, sin considerar el valor del dinero en el tiempo.

## 5.5 Costo nivelado (CN) del hidrógeno y la energía eléctrica

Otra manera de evaluar la rentabilidad del proyecto es calculando el costo nivelado de los productos que tienen mayor participación en el proyecto y compararlos con los de fuentes convencionales. Para esto se aplica el concepto de que el CN toma en cuenta el valor del dinero en el tiempo.

Dado que son varios productos los que se obtienen del sistema, sólo se determinarán los costos del hidrógeno y energía eléctrica, por ser los que más ingresos aportan al proyecto. Los ingresos por el vapor y el azufre serán con base en los precios que se tomaron de las fuentes consultadas.

El CN es un parámetro que sintetiza la información económica disponible acerca de un proyecto. Su valor expresa el costo medio del bien o servicio producido y es particularmente útil para comparar dos o más proyectos optativos que permiten obtener un mismo producto.

**Costo nivelado del hidrógeno.** Para determinar el CN del hidrógeno se consideró, la inversión del tren de producción de hidrógeno y la parte proporcional del gasificador, de la planta de oxígeno y de los servicios generales, así como la parte proporcional de los costos de operación.

El costo nivelado se calculó con base en la siguiente relación:

$$CN_{H_2} = \frac{(VPC_{H_2} - VPI_S)}{VPP_{H_2}}$$

en donde:

- $CN_{H_2}$  = Costo nivelado del hidrógeno
- $VPC_{H_2}$  = Valor presente de los costos totales de producción de hidrógeno
- $VPP_{H_2}$  = Valor presente de la producción de hidrógeno
- $VPI_S$  = Valor presente de los ingresos por venta del azufre que se recupera en la producción de hidrógeno

$$VPC = AEC * \left[ \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right]$$

$$VPP = AEP * \left[ \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right]$$

en donde:

AEC = Anualidad equivalente de costos  
AEP = Anualidad equivalente de producción  
 $i$  = TREMA  
 $n$  = Vida útil de la planta en años.

Datos:

$i = 16\%$   
 $n = 30$   
 $VPP_{H_2} = 249.11 \times 10^6$   
 $VPC_{H_2} = 401.29 \times 10^6$   
 $VPC_S = 7.96 \times 10^6$

Entonces, el  $CN_{H_2} = 1.58 \text{ US\$/Mft}^3$

Por lo tanto, el CN del hidrógeno es US\$ 0.87 menor que el precio de venta (US\$ 2.45). La diferencia del CN y el precio de venta es la ganancia por cada Mft<sup>3</sup> de hidrógeno producido.

**Costo nivelado de la energía eléctrica.** El CN de la energía eléctrica se determina de igual forma, que para el hidrógeno. Incluyendo los ingresos que representa el vapor.

$$CN_{EE} = \frac{VPC_{EE} - VPI_S - VPI_{vap}}{VPP_{EE}}$$

en donde:

$CN_{EE}$  = Costo nivelado de la energía eléctrica  
 $VPC_{EE}$  = Valor presente de los costos totales del ciclo combinado  
 $VPP_{EE}$  = Valor presente de la producción de energía eléctrica  
 $VPI_S$  = Valor presente de los ingresos por venta del azufre que se recupera en el tren de producción de energía eléctrica.  
 $VPI_{vap}$  = Valor presente de los ingresos por venta del vapor

Datos:

$i = 16\%$   
 $n = 30$   
 $VPC_{EE} = 350.77 \times 10^6$   
 $VPP_{EE} = 4.74 \times 10^9$   
 $VPI_S = 6.3 \times 10^9$   
 $VPI_{vap} = 114.06 \times 10^9$

Entonces, el  $CN_{EE} = 0.0485 \text{ US \$/kWh}$

La diferencia del CN y el precio de venta de la E.E. es 0.012 US\$. Los ingresos al proyecto por este producto son en menor proporción que el hidrógeno.

**Costo nivelado del hidrógeno asignándole precio a los demás productos.** En este caso, se considera la inversión total menos los ingresos de la energía eléctrica, vapor y azufre asignándoles precios de mercado.

$$\begin{aligned}VPC_t &= 737.81 \times 10^6 \\VPI_{EE} &= 284.25 \times 10^6 \\VPI_{vap} &= 114.06 \times 10^6 \\VPI_s &= 15.02 \times 10^6\end{aligned}$$

Por lo tanto, el  $CN_{H_2} = 1.3 \text{ US}\$/\text{Mft}^3$

**Costo nivelado de la energía eléctrica asignándole precio a los demás productos.**

Al asignarle el precio al hidrógeno de  $2.45 \text{ US}\$/\text{Mft}^3$ , el CN de la energía eléctrica es cero. esto quiere decir que con los ingresos del hidrógeno al precio establecido se pagan los costos que intervienen en el proyecto.

## 5.6 Evaluación y análisis de resultados

El flujo de efectivo para un proyecto se compone de los ingresos y egresos durante la vida útil del mismo. Los ingresos lo componen los productos del sistema. Los egresos se componen de la inversión inicial, los costos de operación, de mantenimiento y del combustible.

El hidrógeno es el producto que más aporta al proyecto (véase en la figura 5.a, el porcentaje de participación por cada producto).

Los flujos de efectivo de las diversas alternativas se calcularon a partir de los parámetros mencionados en la sección 5.1.

Cabe mencionar que para simplificar la evaluación en todos los casos se utilizó una misma tasa promedio de rendimiento mínima atractiva. Además como el pago de intereses sobre un crédito es deducible de impuestos, el deudor realmente paga una tasa menor que la que recibe el acreedor.

Los flujos de efectivo se evalúan antes de impuestos si PEMEX es quien absorbera el proyecto, o después de impuestos si lo absorbe un particular.

En los cuadros 5.3 y 5.4 se muestran los flujos de efectivo considerando financiamiento al 100% con capital propio (capital social). Los cuadros 5.5 y 5.6, reflejan un financiamiento equivalente a 30% propio y 70% crédito a una tasa de interés de 12% durante 7 años.

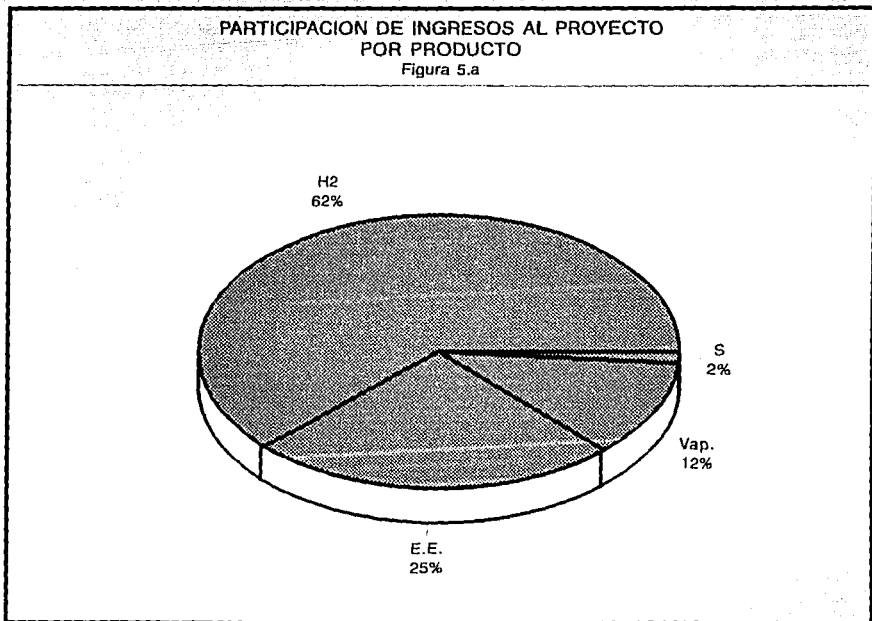
La tasa interna de rendimiento del proyecto antes de impuestos es 23.5% y 23.3% para los procesos TGPS y SCGP respectivamente, frente al requerimiento mínimo

de 16% (TREMA). El período de recuperación del capital bajo este esquema es 4.2 años.

Aún después de impuestos, la inversión financiada 100% con capital propio el proyecto sigue siendo rentable, la tasa interna de rendimiento es 0.5% mayor que TREMA. El período de recuperación se incrementa a 5.7 años.

Es de destacar que la rentabilidad entre las tecnologías TGPS y SCGP es muy similar. las diferencias se presentan según los supuestos de formas de financiamiento.

Si la inversión se cubre 30% con capital propio y 70% con un crédito, la TIR después de impuestos se incrementa a 18.2% debido al beneficio fiscal del pago de intereses. El período de recuperación se reduce con relación al esquema anterior, a 5 años.



Fuente: Elaboración propia de los cuadros 5.3 a 5.6

CUADRO 5.3 FLUJOS DE EFECTIVO ANTES Y DESPUÉS DE IMPUESTOS (TGPS)

INTEGRACION DE GASIFICACION A UN CICLO COMBINADO																
AÑO	t	PRECIO ENERGIA ELECTR. US\$/kWh	PRECIO DEL VAPOR US\$/ton	PRECIO H2 US \$/Mtr3	PRECIO AZUFRE US\$/ton	ENERGIA ELECTR. M US\$/año	VAPOR M US \$/año	HIDROGEN M US \$/año	AZUFRE M US \$/año	INCREM. OPERAC. Y MANT.	DESEMB. INVER-SION	FLUJO DE EFECTIVO ANTES IMP.	DEPRE-CIACION	INGRES. GRAVA-BLE	IMPUES. Y REP. UTILID.	FLUJO DE EFECTIVO DESP. IMP
1995	-3															
1996	-2															
1997	-1															
1998	0	0,05	9,00	2,45	37,50	**				-19077	-533932	-600673				-600673
1999	1	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2000	2	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2001	3	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2002	4	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2003	5	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2004	6	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2005	7	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2006	8	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2007	9	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2008	10	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	78521	-34549	104039
2009	11	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2010	12	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2011	13	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2012	14	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2013	15	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2014	16	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2015	17	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2016	18	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2017	19	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2018	20	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2019	21	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2020	22	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2021	23	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2022	24	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2023	25	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2024	26	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2025	27	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2026	28	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2027	29	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588		138588	-60979	77609
2028	30	0,05	9,00	2,45	37,50	37953	18466	98815	2432	-19077	Intereses estruc.	138588		138588	-60979	77609
Tasa de cre		0,0%	0,0%	0,0%	0,0%					0,0%	12,50%				14,0%	
Cantidad						766.938.000	2.051.820	40332500	64842,2	19077,00	533.932					
Unidad						Miles kWh	Ton	Miles ft3	Ton	\$/año	Millones \$					
Factor de planta		0,85										16,0%				16,0%
												16,0%				16,0%
												255414				6476
												41348				1048
												1,43				1,01
												23,0%				16,2%
												4,3				5,8

\* Incluye depreciación de activos y amortización de intereses durante la construcción (al 12% anual)

\*\* Incluye el excedente de energía a US\$ 0.035/kWh

CUADRO 5.4 FLUJOS DE EFECTIVO ANTES Y DESPUES DE IMPUESTOS (SCGP)

INTEGRACION DE GASIFICACION A UN CICLO COMBINADO																	
AÑO	t	PRECIO ENERGIA ELECTR. US\$/kWh	PRECIO DEL VAPOR US\$/ton	PRECIO HIDRO US \$/Mft3	PRECIO AZUFRE US \$/ton	ENERGIA ELECTR. M US\$/año	VAPOR M US \$/año	HIDRO M US \$/año	AZUFRE M US \$/año	INCREM. OPERAC. Y MANT.	DESEMB. INVER-SION	FLUJO DE EFECTIVO ANTES IMP.	DEPRE-CIACION *	INGRES GRAVA-BLE	IMPUES Y REP. UTILID.	FLUJO DE EFECTIVO DESP. IMP	
1995	-3																
1996	-2																
1997	-1																
1998	0	0.05	9.00	2.45	37.50	**				-19525	-549705	1	-618418			-618418	
1999	1	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2000	2	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2001	3	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2002	4	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2003	5	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2004	6	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2005	7	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2006	8	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2007	9	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2008	10	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2009	11	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2010	12	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2011	13	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2012	14	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2013	15	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2014	16	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2015	17	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2016	18	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2017	19	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2018	20	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2019	21	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2020	22	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2021	23	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2022	24	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2023	25	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2024	26	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2025	27	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2026	28	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2027	29	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525			140164	-61842	78323	-34462	105702
2028	30	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525	Intereses construc.		140164	-61842	78323	-34462	105702
Tasa de crec.		0.0%	0.0%	0.0%	0.0%					0.0%	12.50%					14.0%	
Cantidad						823.080,840	2.051,820	4E+07	64#42,2	19525,00	\$49,705						
Unidad						Miles kWh	Ton	Miles ft	Ton	\$/año	Millones \$						
Factor de planta		0,85										16,0%				16,0%	
Incluye depreciación de activos y amortización de intereses durante la construcción (al 12% anual)												247406				-2043	
												40051				-331	
												1,40				1,00	
* Incluye el excedente de energía eléctrica a US\$ 0.035												22,6%				15,9%	
												4,4				5,9	

**CUADRO 5.5 FLUJOS DE EFECTIVO ANTES Y DESPUÉS DE IMPUESTOS (TGPS)**

<b>INTEGRACION DE GASIFICACION A UN CICLO COMBINADO</b>																	
AÑO	t	PRECIO ENERGIA ELECTR. US\$/kWh	PRECIO DEL VAPOR US\$/ton	PRECIO H2 US\$/MM3	PRECIO AZUFRE US\$/ton	ENERGIA ELECTR. M US\$/año	VAPOR M US\$/año	HIDROGEN M US\$/año	AZUFRE M US\$/año	INCREM. OPERAC. Y MANT.	DESEMB. INVER-SION	FLUJO DE EFECTIVO ANTES IMP.	DEPRE-CIACION	MONTO DE INTE-RESES	INGRES GRAVA-BLE	IMPUES Y REP. UTILID.	FLUJO DE EFECTIVO DESP. IMP
1995	-3																
1996	-2					INGRESOS											
1997	-1										-533932						
1998	0	0.05	9.00	2.45	37.50	**				-19077	1	-600673					-600673
1999	1	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-41850	33671	-14815	123773
2000	2	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-38443	40078	-17634	120954
2001	3	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-32036	46485	-20453	118135
2002	4	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-25629	52892	-23273	115316
2003	5	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-19222	59299	-26092	112497
2004	6	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-12814	65707	-28911	109677
2005	7	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067	-6407	72114	-31730	106858
2006	8	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067		78521	-34549	104039
2007	9	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067		78521	-34549	104039
2008	10	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588	-60067		78521	-34549	104039
2009	11	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2010	12	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2011	13	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2012	14	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2013	15	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2014	16	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2015	17	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2016	18	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2017	19	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2018	20	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2019	21	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2020	22	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2021	23	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2022	24	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2023	25	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2024	26	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2025	27	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2026	28	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2027	29	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077		138588			138588	-60979	77609
2028	30	0.05	9.00	2.45	37.50	37953	18466	98815	2432	-19077	Intereses construc.	138588			138588	-60979	77609
Tasa de cre		0.0%	0.0%	0.0%	0.0%					0.0%	12.50%						44.0%
Cantidad						766.938.000	2.051.820	40332500	64842,2	19077,00	533.932						
Unidad						Miles kWh	Ton	Miles t3	Ton	\$/año	Millones \$						
Factor de planta		0,85				Tasa de Rendimiento Mínima Atractiva						16,0%		16,0%			
		Incluye depreciación de activos y amortización de intereses durante la construcción (al 12% anual)						Valor Presente Neto						255414		58656	
		** Incluye el excedente de energía eléctrica a US\$ 0.035/kWh						Anualidad Equivalente						41348		9496	
								Relación Beneficio/Costo						1,43		1,10	
								Tasa Interna de Rendimiento						23,0%		17,9%	
								Período de Recuperación (años)						4,3		5,1	

CUADRO 5.6 FLUJOS DE EFECTIVO ANTES Y DESPUES DE IMPUESTOS (SCGP)

INTEGRACION DE GASIFICACION A UN CICLO COMBINADO																	
AÑO	t	PRECIO ENERGIA ELECTR. US\$/kWh	PRECIO DEL VAPOR US\$/ton	PRECIO HIDRO US \$/Mft3	PRECIO AZUFRE US \$/ton	ENERGIA ELECTR. M US\$/año	VAPOR M US \$/año	HIDRO M US \$/año	AZUFRE M US \$/año	INCREM. OPERAC. Y MANT.	DESEMB. INVER-SION	FLUJO DE EFECTIVO ANTES IMP.	DEPRE-CIACION *	MONTO DE INTE-RESES	INGRES GRAVA-BLE	IMPUES Y REP. UTILID.	FLUJO DE EFECTIVO DESP. IMP
1995	-3																
1996	-2																
1997	-1																
1998	0	0.05	9.00	2.45	37.50	**				-19525	-549705	-618418					-618418
1999	1	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525	I	-618418	-61842	-46175	32147	-14145	126200
2000	2	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842	-39579	38744	-17047	123117
2001	3	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842	-32982	45340	-19950	120215
2002	4	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842	-26386	51937	-22852	117312
2003	5	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842	-19789	58533	-25755	114410
2004	6	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842	-13193	65130	-28657	111507
2005	7	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842	-6596	71726	-31560	108605
2006	8	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2007	9	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2008	10	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2009	11	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2010	12	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2011	13	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2012	14	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2013	15	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2014	16	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2015	17	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2016	18	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2017	19	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2018	20	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2019	21	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2020	22	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2021	23	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2022	24	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2023	25	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2024	26	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2025	27	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2026	28	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2027	29	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525		-618418	-61842		78323	-34462	105702
2028	30	0.05	9.00	2.45	37.50	39977	18466	98815	2432	-19525	Intereses construc.	-618418	-61842		78323	-34462	105702
Tasa de crec.		0.0%	0.0%	0.0%	0.0%					0.0%	12.50%						44.0%
Cantidad						823.080.840	2.051.820	4E+07	64842.2	19525.00	549.705						
Unidad						Miles kWh	Ton	Miles ft	Ton	\$/año	Millones \$						
Factor de planta		0,85										16,0%					16,0%
Incluye depreciación de activos y amortización de intereses durante la construcción (al 12% anual)												Tasa de Rendimiento Mínima Atractiva	16,0%				16,0%
												Valor Presente Neto	247406				51678
												Antualidad Equivalente	40051				8366
												Relación Beneficio/Costo	1,40				1,08
												Tasa Interna de Rendimiento	22,6%				17,6%
												Periodo de Recuperación (años)	4,4				5,1



## 5.7 Análisis de sensibilidad

Este análisis permite evaluar el impacto, en la rentabilidad del proyecto, de cambios en los parámetros base definidos en la sección 5.1. En efecto, posibilita identificar las fortalezas y debilidades del proyecto ante la incertidumbre en la estimación de costos.

Se examinan, la sensibilidad de la TIR ante cambios en los siguientes parámetros.

	Rango de variación
- Costo de inversión	± 30%
- Costos de operación	± 30%
- Factor de planta	75% a 95%
- Tasa de crecimiento de los productos (0.5% mayor para el H2)	0.5% a 3%
- Precio del hidrógeno	1.5US\$/Mm <sup>3</sup> a 3.5US\$/Mm <sup>3</sup>
- Precio de la energía eléctrica	0.04US\$/kWh a 0.06US\$/kWh
- TREMA	14% a 18%

Actualmente la materia prima más común para producir hidrógeno es gas natural, este combustible es de los más limpios que existen y esta encareciéndose, por estos motivos su precio tenderá a la alza en mayor proporción que otros hidrocarburos.

El análisis de sensibilidad muestra que la rentabilidad antes de impuestos será siempre atractiva (mayor que TREMA) aún con los valores más críticos de los parámetros examinados.

El análisis se hace considerando dos sistemas de financiamiento: donde la inversión se cubre con el 30% de capital propio y 70% con crédito (caso 1) y cuando la inversión se cubre con capital propio (caso 2).

La rentabilidad del proyecto se ve afectada significativamente por el costo de inversión. Cuando la inversión es mayor 20%, el proyecto deja de ser atractivo respecto a TREMA sólo en el caso 2, pero aún así el valor de TIR es todavía alto (14%).

En el caso 1 el proyecto genera una TIR igual a TREMA con una inversión 15% más alta. (véase fig. 5.1.)

Los costos de operación no tienen gran efecto sobre la rentabilidad del proyecto. El valor de TIR en el caso 1 está por encima del valor de TREMA en todo el rango de variación del parámetro. En el caso 2, el proyecto también es atractivo aún cuando los costos de operación fueran 30% mayor. (véase fig. 5.2.)

El factor de planta tiene impacto apreciable en la rentabilidad del proyecto. Sin embargo en el caso 1 el proyecto es aceptable ya que el valor de TIR ligeramente menor a TREMA cuando el factor es 75%. En el caso 2 cuando el factor es 75 %, TIR es menor que TREMA pero no lo suficiente para dejar de ser atractivo. (véase fig. 5.3.)

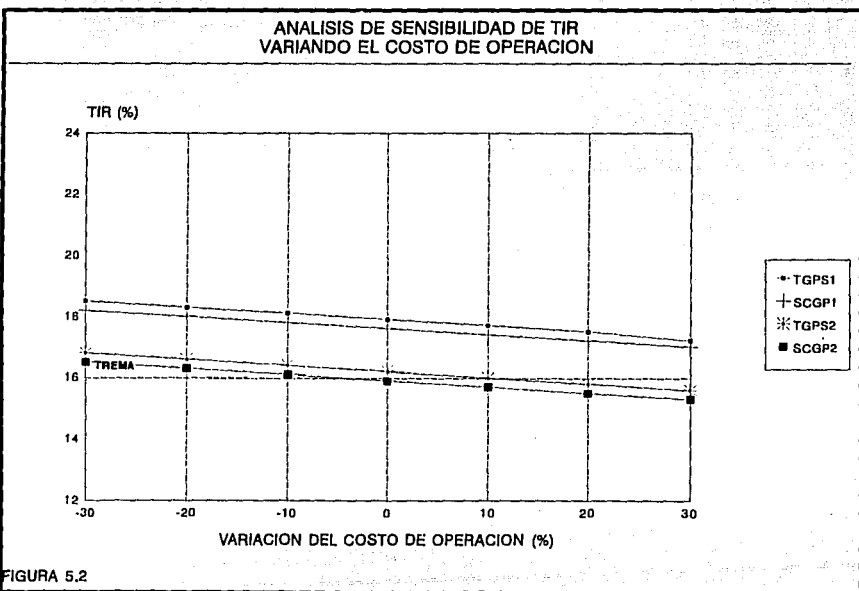
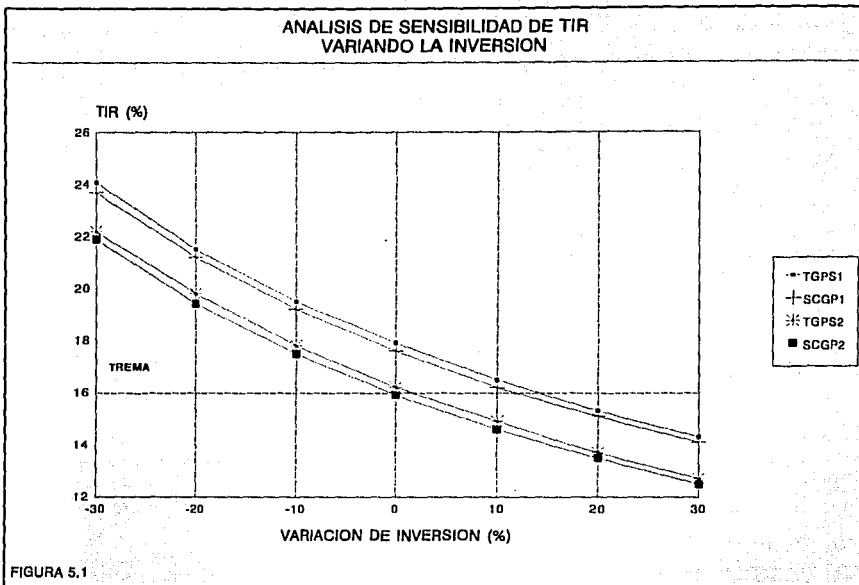
Si la tasa de crecimiento de los productos aumenta, la rentabilidad del proyecto se eleva notablemente. (véase fig. 5.4.)

Cuando el precio del hidrógeno es US\$ 1.5 (costo de producción), el valor de la TIR disminuye a 12.0% en el caso 2 y a 13.6% en el caso 1. Además a medida que el precio del hidrógeno aumenta, la tecnología TGPS se hace ligeramente más atractiva que la tecnología SCGP. (véase fig. 5.5). De la evaluación técnica, sabemos que la tecnología SCGP produce 10 MW más que la TGPS, pero es el hidrógeno el producto que más ingresos aporta al proyecto. La energía eléctrica tiene menor importancia sobre la rentabilidad y va disminuyendo a medida que el precio del hidrogeno aumenta.

En la figura 5.8, se ilustra la sensibilidad de la TIR variando el precio de la energía eléctrica. En el caso 1 el proyecto no deja de ser atractivo y en el caso 2, aún cuando el valor de la TIR es más bajo que TREMA no es mucho menor.

Es de destacar que el valor de TREMA utilizado, en términos de dólares, no es un valor bajo si se compara con las tasas a las cuales se puede contratar un crédito y, más aún, si se toma en cuenta que el pago de intereses es deducible de impuestos. Por esta razón, se realiza también un análisis de sensibilidad de la rentabilidad del proyecto (medida por la relación B/C) ante otros supuestos de TREMA.

Cuando TREMA es 18% (caso 2), la relación B/C es 0.91, esto indica que en ese punto el valor presente de los costos es ligeramente mayor que el valor presente de los beneficios y cuando es 14% la relación B/C es 1.13. En el caso 1 la relación B/C es igual a 0.99 cuando TREMA es 18% y 1.23 cuando es 14%. En el punto más crítico, caso 2, el proyecto deja de ser atractivo, en el caso 1 en ningún punto deja de ser atractivo.



- (1) Financiamiento de inversión, 30% propio y 70% crédito.
- (2) Financiamiento de inversión, 100% propio

ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE TIR  
VARIANDO EL FACTOR DE PLANTA

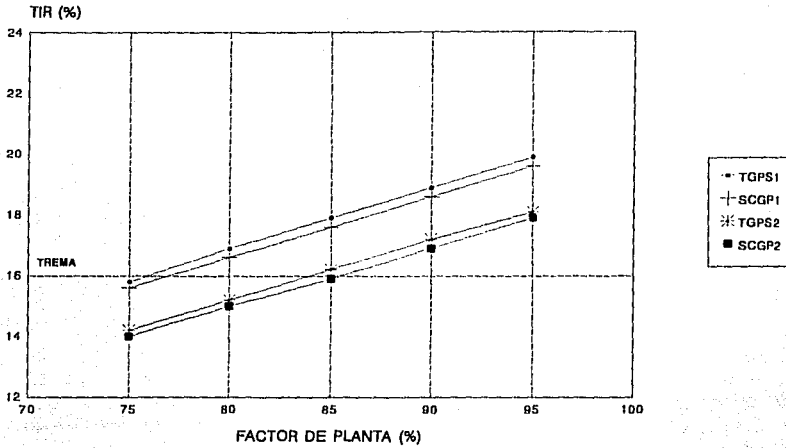


FIGURA 5.3

ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE TIR  
VARIANDO LA TASA DE CRECIMIENTO DE LOS PRODUCTOS

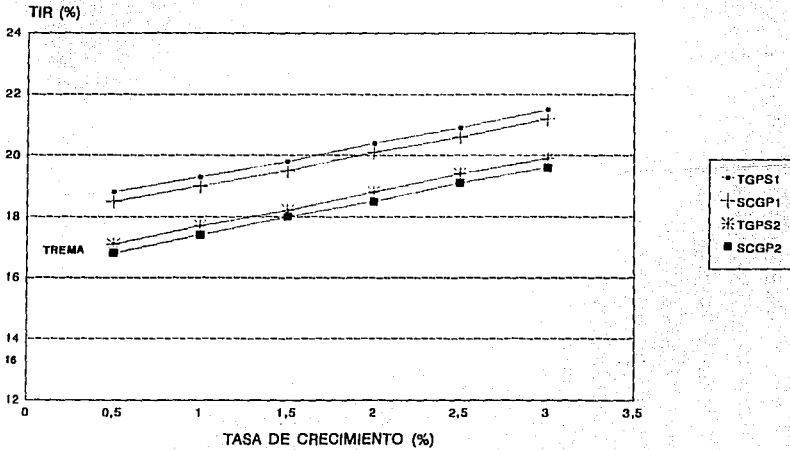


FIGURA 5.4

ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE TIR  
VARIANDO EL PRECIO ACTUAL DEL HIDROGENO

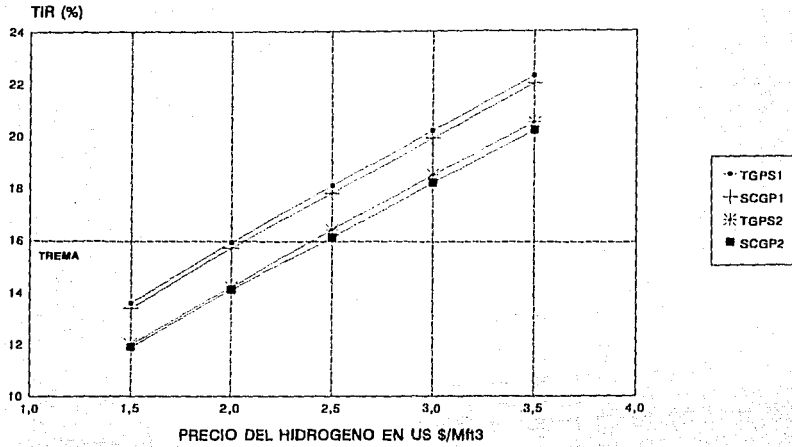


FIGURA 5.5

ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE TIR  
VARIANDO EL PRECIO ACTUAL DE LA ENERGIA ELECTRICA

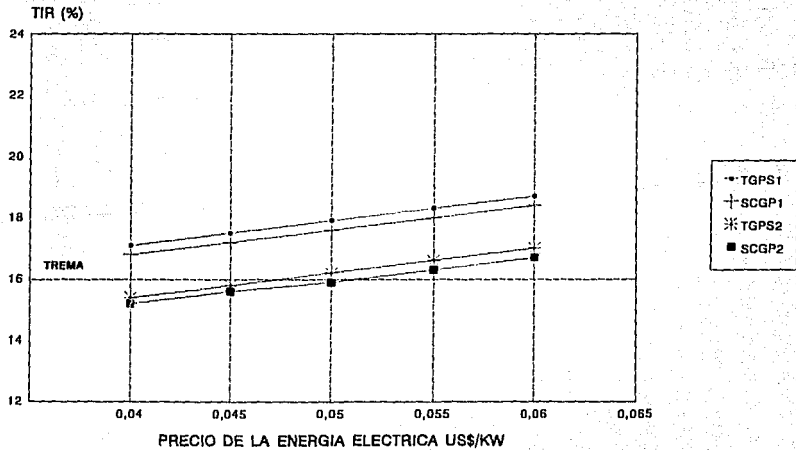


FIGURA 5.6

ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE REL. B/C  
VARIANDO EL VALOR DE TREMA

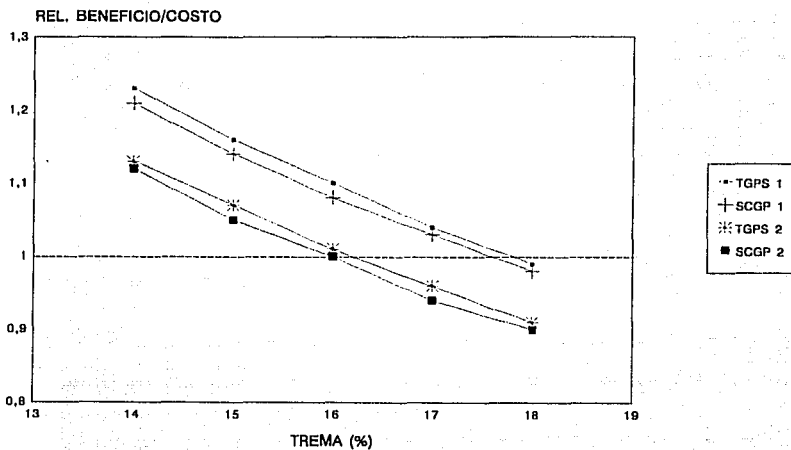


FIGURA 5.7

## 5.8 Perspectivas de aplicación de la tecnología de gasificación en México

La gasificación integrada a un ciclo combinado es una tecnología muy reciente, de hecho la primera unidad a escala industrial comenzó a operar en 1994 en Buggenum, Netherlands. Sin embargo por las ventajas que ofrece se está comercializando rápidamente. En la actualidad más de 15 unidades están en construcción y/o planeadas. Las principales ventajas que favorecen esta tecnología están relacionadas con el medio ambiente y el uso de diversas alimentaciones desde combustibles muy limpios hasta residuos muy sucios, sin mayores complicaciones.

Existen en México dos empresas que pueden captar potencialmente la tecnología: CFE para generación de energía eléctrica y PEMEX en cogeneración con refinerías futuras.

Actualmente CFE genera aproximadamente la mitad de la energía eléctrica total en el país con combustóleo (3.5% promedio de S), sin embargo por las presiones ambientales deberán usar combustóleos con bajo contenido de azufre. PEMEX con las refinerías que tiene no podrá producirlo y será necesario exportar el que produce e importar de bajo azufre, lo que implicaría gastos adicionales.

Otras alternativas para solucionar el problema del combustóleo es la instalación de equipo de eliminación de azufre en las termoeléctricas o bien desulfurar el combustóleo que también implican gastos adicionales. En Italia por ejemplo se están construyendo unidades IGCC que utilizan combustóleos pesados y con alto azufre, la rentabilidad de estos proyectos es mayor que el uso de otras técnicas para solucionar el problema, pero en México estos proyectos son menos rentables utilizando combustóleo por su alto costo y el precio tan bajo de la energía eléctrica.

En el Instituto de Investigaciones Eléctricas (IIE)<sup>16</sup> se desarrolló un estudio de factibilidad para unidades IGCC utilizando carbón y combustóleo, comparado con una termoeléctrica convencional. De este estudio concluyeron que los costos por kWh de una unidad IGCC utilizando carbón son 8.5% mayores que una termoeléctrica convencional y 9.7% mayores cuando se utiliza combustóleo. Sin embargo existen otros residuos de menor costo y que se pueden utilizar en la gasificación como asfaltenos y coque de petróleo, lo que reduciría considerablemente el costo por kWh generado. El presente estudio no nos permite evaluar el costo por kWh generado porque además de la energía eléctrica se producen el hidrógeno y el vapor.

Por otro lado la tecnología IGCC está en constante desarrollo lo que puede desembocar a reducir sus costos de inversión y hacerla más eficiente.

---

<sup>16</sup> Manuel Fernández Montiel y Francisco J. Alanís Chavez, Estudios de Factibilidad para Plantas de Gasificación de Carbón y de Combustóleo Integradas a Ciclos Combinados. Reporte parcial N° 44288

PEMEX es otra de las empresas que puede absorber la tecnología analizada en este estudio. Actualmente las refinerías en México cuentan con tecnologías muy atrasadas, la más reciente es la de Salina Cruz que comenzó a operar en 1980. Ya se mencionó anteriormente que no es rentable hacer adaptaciones de nuevas tecnologías a refinerías ya instaladas.

La nueva refinería que se va a instalar en Salina Cruz surgió de la necesidad de producir más gasolina ya que parte se está importando a costos elevados. Esta refinería contará con una coquizadora y tendrá la capacidad de tratar los combustibles obteniendo mayor rendimiento de petrolíferos, pero también un residuo de poco uso. El residuo se producirá en grandes cantidades lo que implica un problema serio para la refinería ya que en México no existe mercado para él.

Existen actualmente dos alternativas de uso del coque de petróleo pero la más adecuada es la gasificación porque le puede proporcionar a la refinería el hidrógeno necesario, la energía eléctrica y el vapor. De esta forma el sistema de gasificación integrado a un ciclo combinado y una unidad para producir hidrógeno presenta una alternativa eficiente y rentable en cogeneración con una refinería.

En el nuevo tren que se va a instalar en Salina Cruz se piensa instalar una unidad IGCC y una unidad para producir hidrógeno. Sin embargo de acuerdo con la entrevista que tuve con el encargado de este proyecto en PEMEX, dicha institución no absorberá el proyecto ya que la parte eléctrica no entra en su campo de operación a pesar de que las refinerías que están instaladas todas cuentan con plantas de fuerza. Me informó que en las futuras refinerías no se instalaran este tipo de unidades, los servicios necesarios se compraran a terceros.

El escenario económico que se presenta en este estudio nos muestra que el proyecto IGCC con producción de hidrógeno es rentable tanto para PEMEX como para el sector privado.

Con este tipo de refinerías que plantea PEMEX para el futuro, podría enfrentarse a varios problemas tales como: deshacerse del coque, la necesidad de instalar una unidad para producir hidrógeno utilizando combustibles más caros incrementando sus costos de producción y tendrían que comprar la energía eléctrica a la red de CFE y enfrentarse a la inseguridad de suministro sin interrupción.

Este estudio puede servir como base para apoyar las decisiones que se tomen referentes a instalar o no este tipo de tecnologías en cogeneración con una refinería.



## 6. CONCLUSIONES

### TECNICAS

La cantidad de coque que se produciría en una refinería de 160 M bbl/día, de crudo es suficiente para abastecerla de los servicios de hidrógeno, vapor y energía eléctrica utilizando la tecnología IGCC con producción de hidrógeno.

La eficiencia térmica de las dos tecnologías es muy similar.

Un resultado importante que arroja este trabajo es que la cogeneración a partir de la gasificación de coque y producción de hidrógeno integrada a una refinería ofrece una eficiencia 8% mayor que la de una instalación IGCC convencional.

La tecnología de gasificación cuenta con una serie de procesos de limpieza del gas de síntesis lo que garantiza que las emisiones de gases estén por debajo de las normas mexicanas, tomando como referencia los límites establecidos para el carbón, considerando que el coque es también un combustible sólido.

De las dos tecnologías analizadas, la más adecuada para integrarse a una refinería es la TGPS, principalmente porque acepta tanto insumos sólidos como líquidos. En efecto permitiría utilizar los combustibles y aceites residuales que se producen en la refinería cuando el tren de coquización este fuera de servicio.

La tendencia en las refinerías de PEMEX, es reducir la producción de combustibles residuales de 30% a 10%. Esto implicaría que ese 10% se obtenga con mayor cantidad de metales y azufre. En consecuencia, PEMEX tendría que buscar alternativas para deshacerse de ellos ya que no podrían quemarse con tecnologías convencionales. La tecnología de gasificación es actualmente la más desarrollada para tratar estos residuos sin mayor problema. Una solución podría ser que PEMEX le vendiera a CFE estos residuos y mediante la tecnología de gasificación se produjera energía eléctrica a un precio más económico.

### ECONOMICAS

La rentabilidad del proyecto antes de impuestos presenta un rendimiento de 23% y 22.6% (TGPS y SCGP respectivamente), es alto comparado con la tasa de rendimiento mínima atractiva promedio (16%). Después de impuestos bajo el financiamiento de 100% capital propio, la tasa interna de rendimiento para las dos (TIR) es 16.2% y 15.9%. Con un financiamiento de 30% capital propio y 70% crédito, la TIR es 17.9% y 17.6%. La rentabilidad del proyecto financiado por crédito es mayor porque los intereses son deducibles de impuestos reduciendo el ingreso gravable.

Los resultados económicos nos indican que el proyecto puede ser atractivo tanto para PEMEX como para el sector privado.

## ESTA TESIS HA DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

La rentabilidad del proyecto se afecta considerablemente en el supuesto de que: los costos de inversión aumentaran 20%, o el precio del hidrógeno se redujera a US\$ 1.5. Sin embargo a pesar de estas alteraciones graves en el proyecto, la TIR es mayor que la tasa de interés, lo que significa que es un proyecto de bajo riesgo.

El hidrógeno es el producto que hace rentable al proyecto ya que sus aportaciones económicas son 62%, mientras que la energía eléctrica sólo aporta el 25%. El precio de venta de la energía eléctrica es casi su costo de producción, por lo que un proyecto en donde sólo se va a producir energía no sería rentable.

Los costos de inversión y el precio del hidrógeno son los parámetros que más impactan sobre la rentabilidad del proyecto, en su punto crítico TIR es igual a la tasa de interés por lo que el proyecto deja de ser atractivo.

El uso del coque de petróleo como alimentación garantiza la rentabilidad del proyecto comparado con otros combustibles, como combustóleo o carbón. Sin que afecten las características de los productos finales.

Si la tecnología de gasificación formara parte de la refinería, este proyecto puede ser más rentable ya que se pueden aprovechar equipos ya instalados en la refinería tales como: la planta de tratamiento de aguas residuales, la planta de desmineralización de agua para vapor, la unidad de desulfuración y la unidad Claus, entre otros.

La tecnología se encuentra en la etapa de iniciación de comercialización, una vez que hayan instalado entre 5 y 10 plantas, los costos de inversión se reducirán considerablemente convirtiendo al proyecto más atractivo.

Las condiciones actuales de los crudos y la tendencia a ser más pesados, va a orillar a que se utilicen tecnologías que garanticen las emisiones por debajo de las normas ambientales, las cuales al paso del tiempo van a ser más estrictas. Esto va a llevar a la instalación de plantas del tipo de gasificación lo que implicaría mayor demanda a esta tecnología y reducción de sus costos.

## APENDICE A

CUADRO A.1 COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS DE DIFERENTES ALIMENTACIONES GASIFICADAS POR EL PROCESO TGPS

Alimentación Anál. % en peso	Carbón Pittsb.No.8	Carbón Aleman	Carbón S. African	Coque Coquiz.retard.	Coque Coquiz. fluida	Combustóleo 9.6°API	Asfalto 0° API
Carbón	74.16	73.93	65.60	88.50	85.98	87.20	84.60
Hidrógeno	5.15	4.65	3.51	3.90	2.00	9.90	8.91
Nitrógeno	1.18	1.50	1.53	1.50	0.98	0.70	0.68
Azufre	3.27	1.08	0.87	5.50	8.31	1.40	4.90
Oxígeno	6.70	5.85	7.79	0.10	2.27	0.80	0.78
Cenizas	9.54	13.01	20.70	0.50	0.46		0.13
Poder calorífico Btu/lb	13,600	13,200	11,200	15,400	13,800	18,199.8	17,098
Composición del producto, % mol						Base seca	Base seca
CO	39.95	39.46	36.53	46.20	47.14	48.60	49.40
H <sub>2</sub>	30.78	29.33	26.01	28.69	24.33	45.50	42.30
CO <sub>2</sub>	11.43	12.59	15.67	10.68	13.16	5.10	6.50
H <sub>2</sub> O	16.43	17.47	20.82	12.37	12.67		
CH <sub>4</sub>	0.04	0.25	0.02	0.17	0.09	0.20	0.20
N + Ar	0.49	0.60	0.68	0.55	0.42	0.30	0.30
H <sub>2</sub> S + COS	0.88	0.30	0.27	1.34	2.19	0.30	1.30

Fuente: TEXACO Development Corporation, Texaco Gasification Process for Gaseous or Liquid Feedstocks, 1993 y TEXACO Development Corporation, Texaco Gasification Process for Solid Feedstocks, 1993.

CUADRO A.2 COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS DE DIFERENTES ALIMENTACIONES GASIFICADAS POR EL PROCESO SCGP

Alimentación Anál. % en peso	Carbón Texas Lignito	Carbón Dotiki	Carbón El Cerrejon	Coque Fluido
Carbón	56.22	74.47	74.71	89.23
Hidrógeno	4.36	5.23	4.99	3.59
Nitrógeno	1.13	1.58	1.53	1.35
Azufre	1.67	3.10	0.98	5.22
Oxígeno	12.06	6.44	8.99	0.10
Cenizas	24.48	8.96	8.79	0.50
Poder calorífico Btu/lb	9,821	13,519	13,295	15,342
Composición del producto, % mol base seca				
Base húmeda				
CO	60.59	62.05	63.41	63.90
H <sub>2</sub>	28.20	30.33	30.78	25.40
CO <sub>2</sub>	5.38	2.47	1.68	2.10
H <sub>2</sub> O	-	-	-	2.10
CH <sub>4</sub>	0.018	0.012	0.046	0.018
N + Ar	5.08	4.18	3.83	5.00
H <sub>2</sub> S + COS	0.71	0.90	0.267	1.50

Fuente: EPRI GS-7531, Shell Gasification Project: Gasification of Eleven Diverse Feeds, 1992.

## APENDICE B

### Ajuste de costos de inversión de equipo a capacidades diferentes

Los costos de inversión de una planta de capacidad diferente a la de referencia, se considera la siguiente relación recomendada por CFE y EPRI-P-4463-SR:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{K_1}{K_2} \right)^\alpha$$

En donde:

$C_1$  = Costo de la unidad de referencia (\$US/kW)

$C_2$  = Costo de la unidad que se desea evaluar (\$US/kW)

$K_1$  = Capacidad de la unidad de referencia (MW)

$K_2$  = Capacidad de la unidad que se desee evaluar (MW)

$\alpha$  = Factor de economía de escala, su valor depende de las capacidades que se estén manejando.

(0.3783 para  $K_2 < = 50$  MW)

(0.2959 para  $50 < K_2 \leq 250$  MW)

(0.2465 para  $250 < K_2 \leq 450$  MW)

(0.2172 para  $450 < K_2 \leq 650$  MW)

(0.2050 para  $K_2 > 650$  MW)

Los valores de  $\alpha$  se tomaron del reporte EPRI AP-3109, "Coal Gasification Systems: A guide to Status, Applications and Economics.

## BIBLIOGRAFIA

1. Alper, Seymor B. "Coal Gasification Systems for Power Generation", Annual Review Energy, 1986.
2. Anand, Ashok K. et. al. "High Efficiency Quench Gasification Combined Cycles with Integrated Air Separation", EPRI Eleventh Conference on Gasification Power Plants, October 22, 1992, San Francisco, California.
3. Battista, R.A. et. al. "Coal Gas Combustion Studie for IGCC Power Plants", EPRI 12th Conference on Coal Gasification Power Plants, October 27-29, 1993, San Francisco, California.
4. Christensen, T. S. and Primdahl, J.I., "Improve Syngas Production Using Autothermal Reforming", Hydrocarbon Processing, March 1994.
5. Collins, Steven; "Gas Turbine Power Plants", Power, June 1994.
6. Cooperberg, Daniel, "Integration Opportunities in Residue Gasification Combined Cycle Projects", IIE Gasification Seminar, Mexico, D.F. February 23 1994.
7. Crouch, W.B., et. al. "Texaco Gasification Processes- HYTEX™ Process", Texaco Technology Conference Arab Oil and Gas Show, February 1992, Dubai, UAE.
8. De Mello, F.P.; et. al. "Dynamic Models for Combined Cycle Plants in Power System Studies", IEEE Transactions on Power System, vol.9, No.3, August 1994, pags. 1698-1708.
9. Del Bravo, Roberto and Chintore, Polo V. "Integrated Residue/Emulsion Gasification for Co-Production of Methanol and Electricity, Taranto (Italy) 300 MW Power Plant", Thirteenth Conference on Coal Gasification Power Plants, October 1994, San Francisco, California
10. Doering, E.L. and Cremer, G.A., "The Shell Coal Gasification Poces: the Demkolec Project and Beyond" IIE Gasification Seminar, Mexico, D.F. February 1994.
11. Doering, E.L. and Mahagaokar, U. "Benefits of Heat Recovery vs Water Quench in Coal or Petroleum Coke Gasification for Power Generation", Thirteenth Conference on Coal Gasification Power Plants, October 1994, San Francisco, California.
12. EPRI AP-5340, Advanced Air Separation for Coal Gasification-Combined-Cycle Power Plants, August 1987.

13. EPRI GS-6493, Virginia Power's Study of a Shell-Based GCC Power Plant, September 1989.
14. EPRI GS/ER-6770, Gas Turbine Effects on Integrated-Gasification-Combined Cycle Power Plant Operations, March 1990.
15. EPRI TR-102156, A Feasibility and Assessment Study for FT 4000 Humid Air Turbine (HAT), 1993.
16. Falsetti, James S. "Gasification Process for Maximising Refinery Profitability", Twelfth Conference on Coal Gasification Power Plants, 1993.
17. Falsetti, James S. "Petroleum Coke Utilization with the Texaco Gasification Process", NPRA Annual Meeting, March 21-23, 1993, San Antonio Texas.
18. Falsetti, James S. "The Texaco Gasification Process: Petroleum Residuals and Alternative Fuels Gasification", IIE Gasification Seminar, Mexico, D.F. February 1994.
19. Fernández Gonzalez, Luis, Evaluación Financiera de Proyectos de Cogeneración. Cuadernos Sobre Energía, N° 7, DEPEI-UNAM, 1995 (en edición).
20. Fernández Montiel, Manuel, Gasificación de Combustibles Sólidos y de Combustóleo para la Generación Eléctrica, reporte IIE, No. 44207, México D.F. septiembre 1993.
21. Fernández Montiel, Manuel, Gasificación de Combustibles Sólidos y de Combustóleo para la Generación Eléctrica, reporte IIE, No. 44288, México D.F. marzo 1994.
22. Fernández Montiel, Manuel, Gasificación de Combustibles Sólidos y de Combustóleo para la Generación Eléctrica: Reporte sobre equipos para el Tratamiento de Gases en Instalaciones IGCC, reporte IIE, México D.F. julio 1994.
23. Fernández Montiel, Manuel; "Procesos de Gasificación Aplicados a Sistemas de Cogeneración con Residuales Sólidos Nacionales", CONAE 1994, México, D.F. pags. 401-408.
24. Fidurko, Willian J.; "Heat Recovery Steam Generators for Cogeneration Applications", CONAE 1994, México, D.F. pags. 445-463.
25. Gulf Publishing Co. "Gas Processes '94", Hydrocarbon Processing, April 1994, pags. 69-113.

26. Gulf Publishing Co. "Gas Processing Handbook", Hydrocarbon Processing, April 1984, pags. 51-114
27. Gluckman, Michael J. and Lewis Alison, "Coal Gasification Combined Cycle Power Plants: a Flexible Option for the 1990s", Power Engineering, vol. 88, No. 11, Nov. 1984, pags. 36-40.
28. Holt, N.A.H., "State of the Art Review and Potential Opportunities for Application in Mexico", IIE Gasification Seminar, Mexico, D.F. February 23 1994.
29. Hsieh, Jui Sheng, Engineering Thermodynamics, Prentice Hall, 1993, Englewood Cliffs, NJ.
30. Johansen, T., Rahuraman, K.S. and Hackett, L.A.; "Trends in Hydrogen Plant Design", Hydrocarbon Processing, August 1992.
31. Kerkhof, F.P.J.M. and Steenderen P.Van, Integration of Gas and Air Separation Unit for IGCC Power Plants, NOVEM, 1993, Amsterdam.
32. Lavrov, N.V., Korobov, V.V. and Filippova, V.I. The Thermodynamics of Gasification and Gas-synthesis Reactions, Pergamon Press Book, 1963, New York.
33. Lamarre, Leslie, "Activity Worldwide", EPRI Journal, July/august 1994.
34. Marcombo, Concidin, "Refinación y Procesamiento del Petróleo", Tecnología del Petróleo, pags. 2-258 - 2-288.
35. Pilleul, R. "Integrating the VEGA 109FA Combined Cycle in Gasification Processes", Technical Review, No. 14, 1994.
36. Ruiz Esparsa Gutierrez, Rogelio; Diplomado en Cogeneración: Modulo II, diseño de Sistemas de Cogeneración, No.7 1992.
37. Schlinger, W.G.; Falbe, J. and Specks, R.; "Coal Gasification for Hydrogen Manufacturing", American Chemical Society, 1980, pags. 178-190.
38. Sendin, Ulpiano; "Proyecto de Gasificación Integrada en Ciclo Combinado de Puertollano (España) Financiado por la Comunidad Económica Europea", Thirteenth Conference on Coal Gasification Power Plants, October 1994, San Francisco, California.
39. Starace, Francesco, Napolitano, Clemente and Del Bravo, Roberto; "API Energia 250 MW IGCC Plant in Italy Consideration Relevant to Project Financing of IGCC Projects", Thirteenth Conference on Coal Gasification Power Plants, October 1994, San Francisco, California



40. Thuesen, H.G., Fabrycky and Thuesen G.J. Ingeniería Económica, Prentice Hall, traducción de "Engineering Economy" 5ª edición 1986.
41. Tindall, B.M. and King, D.L.; "Designing Steam Reformers for Hydrogen Production", Hydrocarbon Processing, July 1994, pags. 69-75.
42. Winter, H.M.J. and Willeboer, W.; "Design, construction and Startup of the 250 MWe IGCC Plant Buggenum", Thirteenth Conference on Coal Gasification Power Plants, October (1994), San Francisco, California.
43. Wolk, R. and Holt N. "The Environmental Performance of Integrated Coal Gasification Combined Cycle Systems", Fourth Symposium on Integrated Environmental Control, March 1988, Washington, D.C.