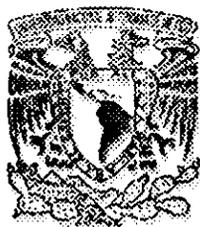


01178

5



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

---

**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
FACULTAD DE INGENIERÍA**

**ESTUDIO DE TECNOLOGÍAS POTENCIALMENTE  
UTILIZABLES PARA LA COMBUSTIÓN DE COQUE  
DE LA REFINERÍA DE CADEREYTA**

**T E S I S**

**PARA OBTENER EL GRADO DE:**

**MAESTRO EN INGENIERÍA  
(ENERGÉTICA)**

**P R E S E N T A  
ELISEO MARTÍNEZ ESPINOSA**

**ASESOR: DR. JAVIER AGUILLÓN MARTÍNEZ**

082242

CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F.,

MARZO DE 2000



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## **AGRADECIMIENTOS**

**A la Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad e Instituto de Ingeniería por mi formación profesional.**

**Al Instituto Mexicano del Petróleo, PEMEX, B&W, Texaco, Shell y ABB por su valiosa información para la realización de este trabajo.**

**Al Dr. Javier Aguillón Martínez por su amistad y asesoría brindada.**

**Al Ing. Alejandro Hernández Luna por su apoyo en la elaboración del trabajo.**

**A mis padres, familiares y amigos por su confianza depositada en mi.**

# ÍNDICE

<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>I</b>
<b>OBJETIVOS</b>	<b>III</b>
<b>CAPÍTULO I “ANTECEDENTES”.</b>	
1.1 PROCESO DE COQUIZACIÓN	2
1.1.1 Coquización Retardada.	2
1.1.2 Coquización fluida.	3
1.2 REFINERÍA DE “CADERYTA”	4
1.2.1 Esquema básico de la refinería	4
1.2.2 Programa de reconfiguración de la refinería	5
1.2.3 Proceso de refinación	6
1.3 LECHO FLUIDIZADO	8
1.3.1 Generalidades	8
1.3.2 Tipos de lechos	9
1.3.3 Sistemas comerciales	11
1.4 GASIFICACIÓN	17
1.4.1 Tipos de gasificadores	17
1.4.2 Sistemas comerciales	21
<b>CAPÍTULO II “ASPECTOS TEÓRICOS”.</b>	
2.1 COMBUSTIÓN DE SÓLIDOS	28
2.1.1 Secado y calentamiento	28
2.1.2 Pirólisis	29
2.1.3 Carbonizado	33
2.1.4 Emisiones contaminantes	35
2.2 CALDERA DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE	37
2.2.1 Secuencia de combustión	37
2.2.2 Hidrodinámica	39
2.2.3 Transferencia de calor	41
2.2.4 Mecanismos de control de emisiones contaminantes	45
2.3 GASIFICADOR	48
2.3.1 Secuencia de combustión	48
2.3.2 Aspectos químicos	49
2.3.3 Transferencia de calor	51
2.3.4 Mecanismos de control de emisiones contaminantes	52
<b>CAPÍTULO III “EVALUACIÓN TÉCNICA”.</b>	
3.1 EVALUACIÓN DEL SISTEMA CFB	56
3.1.1 Generador de vapor	56
3.1.2 Integración al ciclo Rankine	60
3.1.3 Metodología de cálculo	63
3.1.4 Resultados	67

3.2	EVALUACIÓN DEL SISTEMA IGCC	71
3.2.1	Sistema de gasificación	71
3.2.2	Integración al ciclo combinado	74
3.2.2.1	Turbina de gas	77
3.2.2.2	Ciclo Rankine	78
3.2.2.3	Integración de los sistemas	80
3.2.3	Metodología de cálculo	80
3.2.4	Resultados	84
<b>CAPÍTULO IV “ANÁLISIS DE RESULTADOS”</b>		
4.1	ANÁLISIS COMPARATIVO	89
4.1.1	Emisiones a la atmósfera	89
4.1.2	Generación de electricidad	93
4.1.3	Índices Energéticos	94
4.1.4	Sólidos residuales	94
4.1.5	Costos	95
4.2	CONCLUSIONES	96
4.3	RECOMENDACIONES	98
<b>APÉNDICE A</b>		100
<b>APÉNDICE B</b>		102
<b>APÉNDICE C</b>		104
<b>NOMENCLATURA</b>		107
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.</b>		109

# INTRODUCCIÓN

Actualmente el país enfrenta una disyuntiva que deberá resolver en el 2001, ya que debido al Programa de Reconfiguración en las refinerías de Salina Cruz, Minatitlán, Madero y Cadereyta se obtendrán  $5.16 \times 10^9$  toneladas de coque de petróleo al año (según estimaciones realizadas por PEMEX) con alto contenido de azufre, lo cual representará un grave problema para la región. Aún no existe un proyecto de utilización del residuo antes mencionado, solo existen recopilaciones bibliográficas de experiencias en otras naciones, como la presentada en Noviembre de 1997 por la gerencia de Refinación denominada "Alternativas para la utilización integral del coque". En dicho documento se proponen como mejores alternativas la gasificación integrada al ciclo combinado, fabricación de cemento gris, lecho fluidizado a puerta de refinería y el comercio exterior. Aunque en dicho estudio solo se proporcionan datos de experiencias realizadas en otros países.

La utilización de combustibles con alto contenido de azufre y metales pesados requiere el uso de tecnologías adecuadas para ello, ya que los sistemas convencionales (calderas, hornos e incineradores) emitirían una gran cantidad de SO<sub>x</sub> y NO<sub>x</sub>, debido a que todo contenido de azufre en el combustible reaccionaría con el comburente formando los SO<sub>x</sub>, además las altas temperaturas de operación en este tipo de equipos, mayores a 1000°C, favorecen la formación de NO<sub>x</sub>. Por ello es importante utilizar tecnologías que absorban el contenido de azufre y operan a baja temperatura (menor a 900°C) o presenten mecanismos para la reducción de NO<sub>x</sub>. Las emisiones que produzcan estos equipos tienen que ser menores a los límites permisibles establecidos en la normas ambientales Mexicanas.

De acuerdo con lo anterior es necesario establecer proyectos para la generación de energía eléctrica que sean técnicamente factibles y que utilicen al coque de petróleo como combustible, para la generación de energía eléctrica. Así el desarrollar proyectos que utilicen combustibles residuales de diversos procesos industriales, aportarán propuestas de eficientización energética.

En el presente trabajo se efectúa un estudio de diferentes tecnologías utilizables para la combustión de coque de petróleo, el cual pretende analizarlas a fin de presentar una alternativa técnicamente factible, eficiente y de menor contaminación atmosférica para la generación de energía eléctrica.

Para ello en el proyecto se considera una temática que se abordará de la siguiente manera: En el capítulo I se realiza un estudio introductorio del trabajo, en cual se analiza brevemente la refinería de "Cadereyta" para conocer como se produce el coque y sus alternativas de uso posibles. Adicionalmente se estudian a los lechos fluidizados y gasificadores para establecer las tecnologías comerciales existentes y elegir las más adecuadas.

En el capítulo II se estudian los aspectos teóricos involucrados en los sistemas de gasificación y lecho fluidizado, para lo cual se estudia el proceso de combustión en los

sólidos, el proceso de transferencia de calor presente, así como la hidrodinámica y aspectos químicos inherentes en cada tecnología según sea el caso, con la finalidad de conocer los factores que influyen en el quemado del coque.

En el capítulo III se realiza el estudio técnico de las tecnologías propuestas para la combustión de coque (gasificación y lecho fluidizado), considerando dos sistemas comerciales (los más adecuadas) por cada tecnología, con la finalidad de obtener el potencial de generación de energía eléctrica.

En el capítulo IV se efectúa el análisis comparativo de las tecnologías propuestas desde un punto de vista técnico y ambiental, en base a los resultados obtenidos en el capítulo III, con la finalidad de proponer el mejor sistema comercial por cada tecnología, así como el esquema más adecuado acorde con la situación de la nación. Finalmente se realizan las conclusiones y recomendaciones correspondientes al proyecto, considerando una retroalimentación al mismo.

Es importante señalar que durante la realización del presente trabajo no era del dominio público la venta del coque producido en la refinería de Cadereyta a la empresa CEMEX, la cual pretende utilizar el coque de petróleo para la generación de energía eléctrica mediante un generador de vapor de lecho fluidizado circulante, no obstante el estudio realizado es aplicable a otras refinerías que no hayan comprometido el combustible antes mencionado.

## **OBJETIVOS**

- 1. Presentar alternativas tecnológicas viables para la combustión del coque que se producirá en la refinería de Cadereyta.**
- 2. Presentar un análisis comparativo de las tecnologías de lecho fluidizado y gasificación para la utilización de coque de petróleo.**
- 3. Implementar metodologías de cálculo para la evaluación de sistemas de lecho fluidizado circulante y gasificación.**
- 4. Proponer el sistema más adecuado para la generación de energía eléctrica en base a aspectos técnicos y ambientales.**

# CAPÍTULO

## I

## ANTECEDENTES

En el presente capítulo se estudiarán las tecnologías potencialmente utilizables encaminadas a la combustión de coque de petróleo y su utilización en la generación de energía eléctrica, con la finalidad de establecer sistemas comerciales adecuados para el consumo del combustible. Primeramente se describe el proceso de coquización para conocer como se obtiene el coque en una refinera. Posteriormente se realiza un estudio de la refinera de Cadereyta enfocado en la producción del coque, en donde se muestra la configuración de la refinera así como los estudios realizados por PEMEX para la utilización del combustible. Finalmente se analizan las tecnologías más representativas en la combustión de coque y sus respectivos sistemas comerciales con el fin de establecer la base sobre la cual se desarrollará el estudio.

### 1.1 PROCESO DE COQUIZACIÓN

La coquización es un proceso térmico para la conversión continua de residuos (pesados) de petróleo en productos ligeros, tales como gases, naftas, fuel-oil y coque. Este material obtenido en el proceso de refinación del petróleo, usualmente se utiliza como combustible, aunque se emplea para la manufactura de electrodos y en la producción de químicos, pero requiere tratamientos para la remoción de azufre y metales pesados. Existen diversos procesos de coquización, pero los más comerciales son la retardada y la fluida.

#### 1.1.1 COQUIZACIÓN RETARDADA

Es un proceso de craqueo térmico en el cual se tienen básicamente un fraccionador y tambores de coque (figura 1.1). El residuo de vacío es introducido en el fraccionador donde es calentado y los productos ligeros son extraídos por la parte superior de la unidad de fraccionamiento. En la parte inferior de este equipo se remueven los productos pesados, que son calentados en un horno a 480-515°C. Los residuos pesados son conducidos a los tambores de coque donde se presentan reacciones adicionales de craqueo. Los productos de estas reacciones son reciclados al fraccionador, mientras que el residuo en los tambores es el coque.

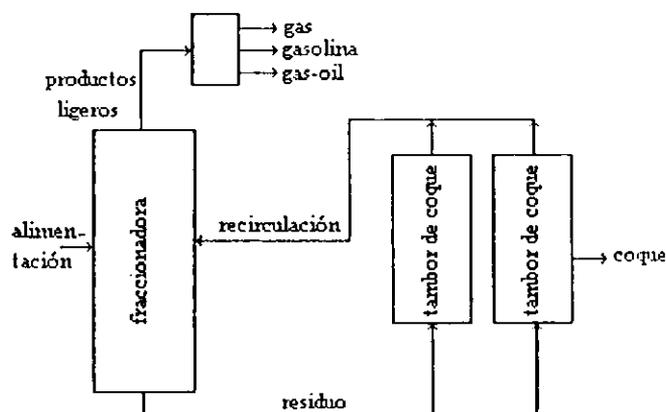


Figura 1.1 Sistema de coquización retardada.

### 1.1.2 COQUIZACIÓN FLUIDA

Es un proceso continuo que utiliza técnicas de fluidización para convertir los residuos de la unidad de vacío en productos utilizables. El residuo se coquiza en un quemador de lecho fluidizado.

El sistema de coquización fluida utiliza básicamente un reactor y un quemador (figura 1.2). El reactor contiene un lecho de partículas de coque, donde el flujo gaseoso es introducido en la parte inferior del reactor (fluidizando el lecho). La carga es inyectada directamente al equipo a una temperatura de entre 260-370°C y presión atmosférica. La alimentación es parcialmente vaporizada y sedimentada en el lecho, donde se craquea y vaporiza, dejando un residuo que se convierte en coque. La fracción vaporizada es tratada en la parte inferior del lavador húmedo donde los productos son enfriados y condensados para recuperar remanentes de coque que son reciclados al reactor. Posteriormente los gases se tratan en la parte superior del lavador húmedo (zona fraccionadora) de la cual se extrae gas-oil. El flujo gaseoso entonces es alimentado a una unidad catalítica donde se extrae nafta y gas.

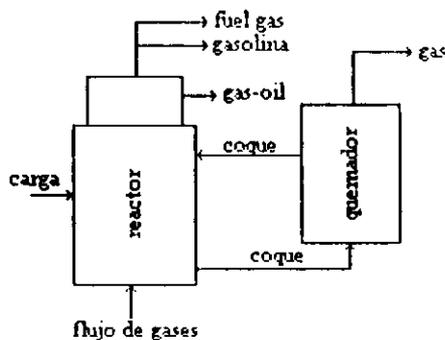


Figura 1.2 Sistema de coquización fluida.

## 1.2 REFINERÍA DE CADEREYTA

La refinería de Cadereyta se encuentra localizada a 36 km al este de la ciudad de Monterrey y cubre las necesidades de energéticos en los estados de Nuevo León, Coahuila, Chihuahua y en forma parcial a Tamaulipas y Durango. Inicialmente comenzó a operar en 1981 con un tipo de Refinería básico, correspondiente al "hidroskimming", con una capacidad de procesamiento de 235 mil barriles de crudo por día<sup>1</sup>. Básicamente, el inicio de sus operaciones se efectuó con ocho plantas de proceso, una termoeléctrica, una de servicios auxiliares, de protección ambiental, área de tanques y otras áreas.

### 1.2.1 ESQUEMA BÁSICO DE LA REFINERÍA

La refinería cuenta básicamente con ocho plantas de proceso, como se puede observar en los bloques sin achurar de la figura 1.3, que se describen a continuación:

**Planta de destilación combinada primaria.-** cuenta con una capacidad de 100000 b/día<sup>1</sup>, cuya función es la obtención de productos por destilación fraccionada atmosférica y a vacío. Se obtienen como productos la gasolina, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo primario y gasóleo ligero, siendo los residuos el ácido sulfhídrico, amoníaco y desechos con alto contenido de azufre.

**Planta de destilación combinada secundaria.-** es una planta que opera en forma similar a la anterior, solo que su capacidad de procesamiento de crudo es de 135000 b/día<sup>1</sup>.

**Planta de desintegración catalítica.-** su capacidad es de 40000 b/día<sup>1</sup> y su función es la desintegración por medio de temperatura y un catalizador. Se obtienen como productos el gas seco, propano-propileno, butanos, gasolinas de alto octanaje, aceite cíclico ligero y aceite decantado.

**Planta hidrodesulfuradora de naftas.-** cuenta con una capacidad de 36000 b/día<sup>1</sup> y cuyo objetivo es la eliminación de compuestos de azufre mediante una reacción catalítica con hidrógeno a las gasolinas primarias.

**Planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios.-** cuenta con dos plantas con capacidades de 25000 b/día<sup>1</sup>, cuyo objetivo es la eliminación de azufre contenido en la turbosina, diáfano y diesel mediante una reacción catalítica con hidrógeno.

**Planta reformadora de gasolina.-** cuenta con una capacidad de 20000 b/día<sup>1</sup> y tiene como objetivo el producir gasolinas de alto octanaje a partir de la gasolina previamente desulfurada.

---

<sup>1</sup> Revista PEMEX Refinación sobre la refinería de "Cadereyta", editado en 1981

**Planta de tratamiento y fraccionamiento de hidrocarburos.-** tiene una capacidad para procesar 10000 b/día<sup>1</sup> de hidrocarburos líquidos y 10,5 mill. de pies cúbicos por día<sup>1</sup> de gases. Tiene como objetivo la eliminación de ácido sulfhídrico y la destilación y fraccionamiento de hidrocarburos ligeros y pesados respectivamente.

**Planta recuperadora de azufre.-** cuenta con una capacidad de 80 ton/día<sup>1</sup> y su función es la producción de azufre mediante la conversión de ácido sulfhídrico contenido en las corrientes gaseosas provenientes de la planta fraccionadora y tratadora de hidrocarburos.

### **1.2.2 PROGRAMA DE RECONFIGURACIÓN DE LA REFINERÍA**

Posterior al cierre de la refinería "18 de Marzo", se inició el programa nacional de reconfiguración (PNR) que modernizaría las refinerías de Salina Cruz, Minatitlán, Madero y Cadereyta. La reconfiguración de Cadereyta pretende modernizar y optimizar la planta mediante la construcción de diez planta nuevas, la ampliación de seis y la modernización de otras seis. La inversión total del proyecto se estima en casi 1200 millones dólares<sup>2</sup>.

El proyecto tiene los siguientes objetivos:

- Dar cumplimiento a los requerimientos de las normas ambientales (NOM-085 para fuentes industriales y NOM-086 para fuentes automotrices) que establecen las especificaciones de calidad de los productos petrolíferos, especialmente de los niveles máximos de azufre de combustóleo y diesel, y de los porcentajes máximos de aromáticos en las gasolinas.
- Disminuir la producción de combustóleo de alto contenido de azufre, congruente con la reducción en la demanda ocasionada por la sustitución de combustóleo por gas natural.
- Abastecer la creciente demanda regional de gasolina y diesel
- Optimizar la mezcla de crudos en la refinería, utilizando la disponibilidad creciente de crudos pesados y amargos, como el maya.
- Incrementar el procesamiento de crudo de 235 a 270 mil barriles diarios<sup>2</sup>.

La figura 1.3 muestra el diagrama de bloques simplificado de la refinería de Cadereyta antes y después de la reconfiguración, donde las secciones sin marcar corresponden al anterior esquema, mientras que las secciones marcadas corresponden al actual esquema.

---

<sup>2</sup> Bolcín de PEMEX 301/96-4 de septiembre de 1996

### 1.2.3 PROCESO DE REFINACIÓN

El proceso de refinación inicia cuando el crudo entra a una unidad de destilación atmosférica en donde se obtienen como productos al gas natural y LP, como subproductos al gasóleo pesado (GOP), la turbosina, kerosina, diesel y naftas. La turbosina, kerosina, diesel y naftas entran a sus correspondientes unidades de hidrodesulfuración (HDS), en donde se obtiene como productos la turbosina, kerosina, diesel y nafta pesada.

En la unidad HDS de naftas se obtiene adicionalmente gasolina desulfurada que es enviada a una reformadora en la que se obtiene gas LP y gasolina reformada.

El GOP obtenido en la destilación primaria es enviado a una planta de desintegración catalítica (FCC) en la que se obtienen como productos al aceite cíclico ligero (ACL) y aceite decantado (AD), los residuos son gases húmedos e inestables los cuales son conducidos a unidades de recuperación de vapores, donde se recupera gas natural y gasolina. Los subproductos son corrientes con mezcla de componentes. La primer corriente contiene una mezcla de propileno-propano ( $C_3-C_3$ ) que se trata en una unidad llamada "splitter" donde se efectúa la separación de la mezcla para obtener propileno y propano. La segunda corriente formada por una mezcla de butileno-butano ( $C_4-C_4$ ) es tratada en la unidad metil terbutil éter (MTBE) obteniendo butano-nbutano, MTBE y un exceso de butano. La mezcla butano-nbutano pasa por una hidromerizadora y por una unidad de alquilación en donde se produce n-butano y alquilado.

El residuo atmosférico obtenido en la destilación primaria pasa a una unidad de vacío que recupera gasóleo ligero y pesado, que son llevados a una unidad de coquización, en la cual se recuperan nafta, diesel y GOP, siendo el coque el residuo del equipo antes mencionado. La nafta se envía a la HDS de naftas, mientras que el GOP entra a otra HDS de gasóleo en el que se obtiene GOP, que es enviado a la unidad de FCC, y dietanol amina (DEA).

El coque obtenido en la unidad de coquización es un combustible sólido con alto contenido de azufre, metales pesados y vanadio. Este combustible es por sus propias características difícil de almacenar o disponer como residuo.

Se espera que a partir del 2001 se produzcan cantidades importantes de coque como resultado del programa de reconfiguración de PEMEX. La cantidad estimada de coque, según estimaciones realizadas por PEMEX, será de 1.01 millones de toneladas anuales<sup>3</sup> y por lo anteriormente expuesto surge la necesidad de encontrar alternativas de consumo continuo que no representen un riesgo ambiental, que sean factibles y económicamente rentables.

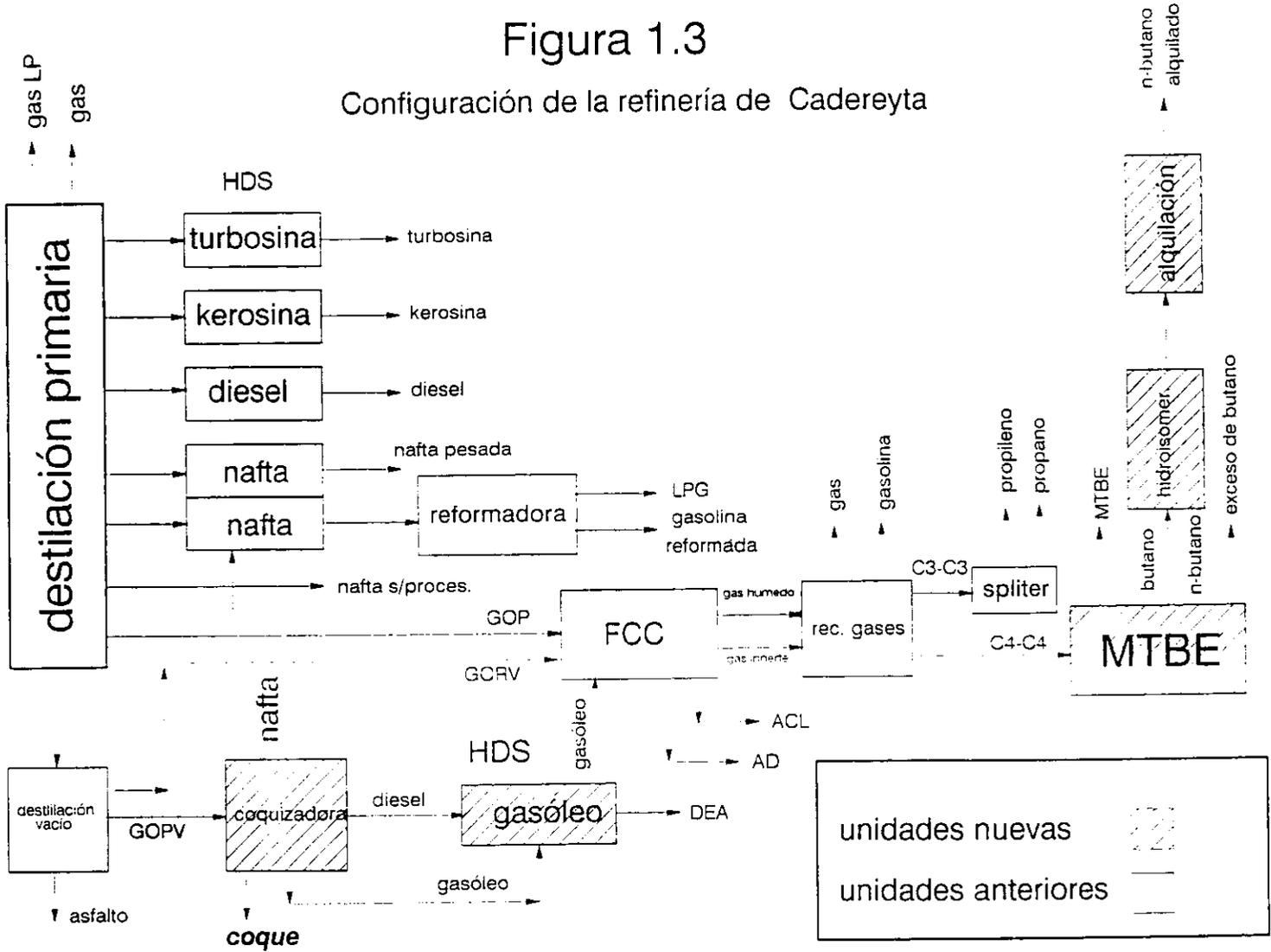
PEMEX Refinación a través de la Subdirección de Planeación elaboró una propuesta de carácter bibliográfico, para el consumo de coque de petróleo en las refinerías que conforman el Programa Nacional de Reconfiguración. Entre las alternativas propuestas están las siguientes:

1. Gasificación integrada al ciclo combinado
2. Combustión en Lecho fluidizado
3. Fabricación de cemento gris

<sup>3</sup> PEMEX Refinación (Documento llamado "alternativas para la utilización de coque"). Noviembre de 1997

# Figura 1.3

## Configuración de la refinería de Cadereyta



En el presente trabajo se analizará a la gasificación y la combustión en lecho fluidizado, ya que estas tecnologías pueden integrarse a un ciclo generador de electricidad, que es uno de los objetivos de este estudio. Con la finalidad de tener un marco de referencia de las tecnologías mencionadas, se presenta una descripción breve de cada una de ellas.

### 1.3 LECHO FLUIDIZADO

El estudio de los lechos fluidizados se inició en Alemania por Fritz Winkler en el año de 1921 cuando investigaba el efecto de introducir gases productos de combustión por el fondo de un recipiente con partículas de coque, observando un fenómeno de sustentación ocurrido en las partículas y que éstas adquirirían un comportamiento similar al de un fluido. A este comportamiento de un sólido se le conoce como fluidización y se define como “la operación a través de la cual sólidos finos se desenvuelven como un fluido, por medio del contacto con un líquido o un gas, quedando las partículas en estado de semisuspensión”.

#### 1.3.1 GENERALIDADES

Como se mencionó con anterioridad, un lecho fluidizado muestra características similares a la de un líquido por medio de un flujo ascendente de gases en las partículas sólidas, en donde la velocidad de los gases provoca un efecto de suspensión (la fuerza de arrastre es igual al peso de las partículas), a este valor de velocidad se le conoce como velocidad mínima de fluidización ( $v_{mf}$ ) y es en esta condición donde se tiene una caída de presión del fluido a través del lecho ( $\Delta P_{mf}$ ) que se iguala al peso de las partículas por unidad de área.

Incrementos en la velocidad de los gases provoca cambios en el contacto sólido-gas y con ello se tiene variaciones en el régimen de fluidización, como se muestra en la figura 1.4, en donde se ilustra el régimen de flujo (E), burbujeante (A), turbulento (B), rápido (C) y la condición de transportación neumática (D). Además se observa que la fracción de volumen en los sólidos disminuye conforme aumenta la velocidad de los gases en la zona de combustión.

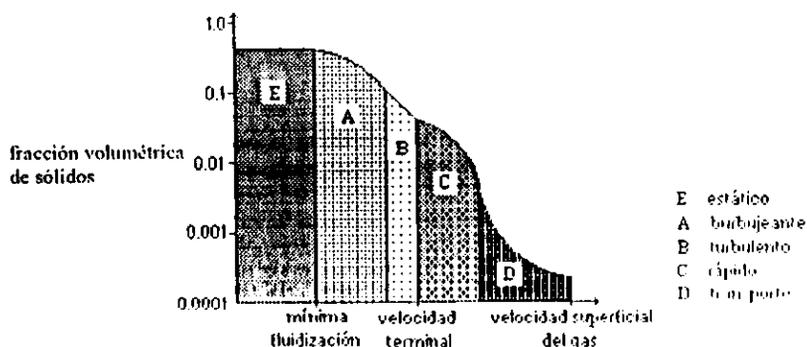


Figura 1.4 Regímenes de fluidización

### 1.3.2 TIPOS DE LECHOS

Como se pudo apreciar en la figura 1.4, existen diversos regimenes de fluidización y por lo tanto diferentes tipos de lechos fluidizados como el fijo, burbujeante, intermitente, turbulento y rápido (circulante).

#### **Lecho fijo**

Está referido a un lecho de partículas en el cual la velocidad de los gases no provoca una fuerza de arrastre suficiente para alterar la estabilidad de las partículas, como se observa en la figura 1.5

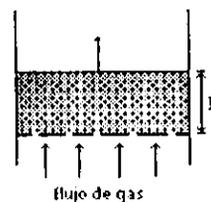


Figura 1.5 Lecho fijo

#### **Lecho fluidizado burbujeante**

Conforme aumenta la velocidad de los gases hasta llegar a la velocidad mínima de fluidización, el lecho de partículas adquiere un comportamiento pseudo-líquido. Pero si dicha velocidad es incrementada, entonces en el lecho se forman burbujas (comportamiento semejante al de un líquido en ebullición), como se observa en la figura 1.6, donde las burbujas están constituidas por huecos gaseosos con poca cantidad de sólidos contenidos en ellas. En el exterior de ellas se forma una estela, lo que permite un movimiento continuo de partículas de partículas conforme a la figura antes mencionada. La burbuja asciende conforme al flujo de gases y con ello se presenta un aumento en su dimensión, hasta que ésta hace erupción en la superficie del lecho arrojando a las partículas, las cuales retornan al lecho.

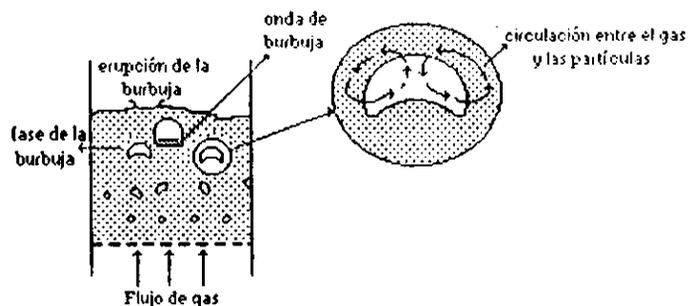


Figura 1.6 Lecho fluidizado burbujeante

### Lecho fluidizado intermitente

Es de comportamiento similar al burbujeante y se diferencia básicamente por el tamaño de la burbujas, que son mayores y pueden alcanzar dimensiones que abarquen el lecho, como se muestra en la figura 1.7. Generalmente para llegar a esta condición se necesita que la sección transversal y profundidad del lecho sean pequeñas.

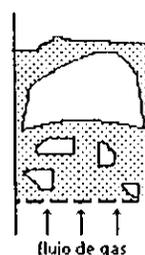


Figura 1.7 Lecho fluidizado intermitente

### Lecho fluidizado rápido

Cuando se excede la velocidad mínima de fluidización, el lecho se expande y conforme se incrementa la velocidad de los gases se presenta un cambio en el patrón de expansión en el lecho, lo que ocasiona una violenta actividad en las partículas y por consiguiente un alto mezclado, como se muestra en la figura 1.8, donde no se aprecia la formación de burbujas.

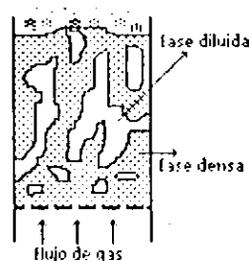


Figura 1.8 Lecho fluidizado turbulento

### Lecho fluidizado circulante

Está basado en el régimen de fluidización rápida, que se encuentra situado entre el lecho turbulento y el de transporte neumático. Esencialmente presenta una suspensión no uniforme de conglomerados delgados de partículas con movimientos ascendentes y descendentes, teniendo un flujo de gas sólido muy dividido, como se muestra en la figura 1.9. Las características principales de este régimen son la formación de conglomerados de partículas, alta velocidad de deslizamiento entre el gas y el sólido, así como una excelente mezcla. La formación de conglomerados se debe a que la velocidad relativa entre los sólidos ( $v_s$ ) y de los gases ( $v_g$ ) forman una onda trasera en cada partícula y cuando se llega al punto en el que la concentración de sólidos es elevada, entonces la partícula entrará a la onda de la otra.

La desintegración de conglomerados se presenta cuando la fuerza de arrastre del flujo de gases es menor al peso de las partículas unidas, lo que ocasiona la separación de ellas, uniéndose a otro conglomerado de partículas.

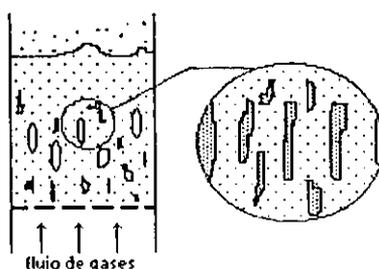


Figura 1.9 Lecho fluidizado circulante

### 1.3.3 SISTEMAS COMERCIALES

Básicamente existen dos tipos de calderas de lecho fluidizado circulante, que son el sistema atmosférico y el presurizado. La combustión en el sistema atmosférico se realiza a una presión ligeramente mayor a la ambiental, lo cual facilita su operación, mientras que en el sistema presurizado ésta se efectúa a presiones mayores o iguales a 12 bar, lo que dificulta su operación. Un análisis comparativo de ambos esquemas se muestra en la tabla 1.1

Tabla 1.1 Ventajas y desventajas de las calderas de lecho fluidizado circulante

Característica / Esquema	Atmosférico	Presurizado
Operación	Fácil	Compleja
Eficiencia de combustión	Alta (95,5-99%)	Muy alta (> 99%)
Dimensión del equipo	Grande	Compacto
Costo	Alto	Mayor al atmosférico
Experiencia industrial	Sistema probado	Presenta fallas
Integración a ciclo combinado	No	Si

Fuente: Combined cycle using PCFB, Kisinger and Medonald. Presented to American Power Conference (April, 1998).

Actualmente existen diversas calderas de lecho fluidizado circulante atmosféricas instaladas en China, España, Estados Unidos, Canadá, Francia, Japón, Holanda, India, Tailandia, Alemania, etc. Siendo las empresas más importantes en la construcción e instalación de este tipo de equipos la Babcock and Wilcox, Foster and Wheeler, Westinghouse, Mitsubishi, ABB y GEC-ALSTHOM. En el presente estudio se analizarán los sistemas Babcock and Wilcox y Lurgi, debido a que son equipos representativos de América y Europa respectivamente, además de que tienen una gran aceptación comercial.

## SISTEMA BABCOCK AND WILCOX:

Babcock and Wilcox fabrica generadores de vapor de lecho fluidizado aproximadamente desde hace 36 años, siendo el esquema circulante con recirculación interna (IR-CFB) el más reciente. Esta empresa ha desarrollado varios proyectos con este tipo de equipos, como se muestra en la tabla 1.2

Tabla 1.2 Proyectos con calderas IR-CFB

Propietario	Localización	Capacidad (T/h)	Combustible	Inicio
Ultrapower	Maine (EUA)	100	Residuos de madera	1986
Ultrapower	Maine (EUA)	100	Residuos de madera	1986
Sithe Energy	California (EUA)	74,3	Residuos de madera	1986
Lauhoff Grain	Danville (EUA)	102,3	Carbón	1989
Eensburg Power	Pennsylvania (EUA)	211	Residuos de carbón	1990
Pusan Dyeing	Pusan (Corea)	80	Carbón, petróleo	1991
Thai Petrochemical	Rayong (Tailandia)	130	Gas, Carbón y Petróleo	1994
Kanoria Chemicals	Renukoot (India)	105	Carbón	1995
Southern Illinois	Illinois (EUA)	46,1	Coque de petróleo, Gas	1996
Los Angeles County	California (EUA)	21,8		
Kharkov GRES-2	Kharkov (Ucrania)	230	Carbón	1998
Zmiev GRES	Komsomolsky (Ucrania)	640	Carbón	2000

Fuente: "Design considerations of B&W industrial and utility size reheat/non-reheat IR-CFB boilers". Kavidas, 1996 (ref. 3).

La caldera de lecho fluidizado circulante con recirculación interna es un sistema donde la alimentación de combustible y absorbente se realiza con un tamaño de partícula menor a 6,4 mm en la parte inferior del horno, mediante conductos que se encuentran inclinados a un ángulo de 70° con respecto a la horizontal, como se muestra en la figura 1.10, lo cual, además de suministrar el combustible funge como un sello entre la presión de operación de la caldera y la atmosférica. La combustión se efectúa con una cantidad de aire primario de aproximadamente 55-70% del aire de combustión (dependiendo del tipo de combustible), una temperatura de lecho de 843-899°C, un exceso de aire que oscila en un intervalo de 15-25 % y una velocidad de fluidización de aproximadamente 6 m/s. El aire secundario es inyectado al horno a través de cajas de aire, donde éste es suministrado a través del "Bubble cap" en flujos para tener una mejor distribución de aire, disminuyendo así los problemas de erosión.

La remoción de cenizas se realiza mediante el dren del lecho que remueve más del 50% de los residuos sólidos totales con el propósito de controlar la cantidad de sólidos almacenados en el lecho y remover partículas sobredimensionadas, mientras que la parte restante es desalojada por medio de precipitadores electrostáticos ubicados antes de la chimenea de los gases de salida a la atmósfera.

La recirculación de sólidos se realiza en forma diferente a otros sistemas que utilizan colectores ciclónicos, ya que B&W desarrollo el sistema "U-beam" (figura 1.10), que consiste en un banco de canaletas colocadas en la dirección del flujo, efectuándose la separación por contacto directo. Así, las partículas caen y se recirculan en el hogar de la caldera. El sistema cuenta con un separador interno y otro externo, el interno se localiza entre las superficies de sobrecalentamiento y de saturación, lográndose una recolección de 75 % de sólidos contenidos en el flujo de la fase dispersa, El "U-beam" externo se localiza después de la superficie de recalentamiento, lográndose la separación del 20-22,5% de los sólidos restantes. Es importante señalar que este sistema elimina el uso de la válvula-L (control de la recirculación de sólidos). En este sistema se obtienen eficiencias de combustión del 96-99,5%.

#### Ventajas:

- ◆ La dimensión de la caldera IR-CFB se disminuye en un 20-25% con respecto a las convencionales.
- ◆ La eficiencia de combustión es alta
- ◆ Elimina el uso de la válvula-L
- ◆ Presenta bajos costos de operación y mantenimiento.

#### Desventajas:

- ◆ No cuenta con intercambiador de calor externo.

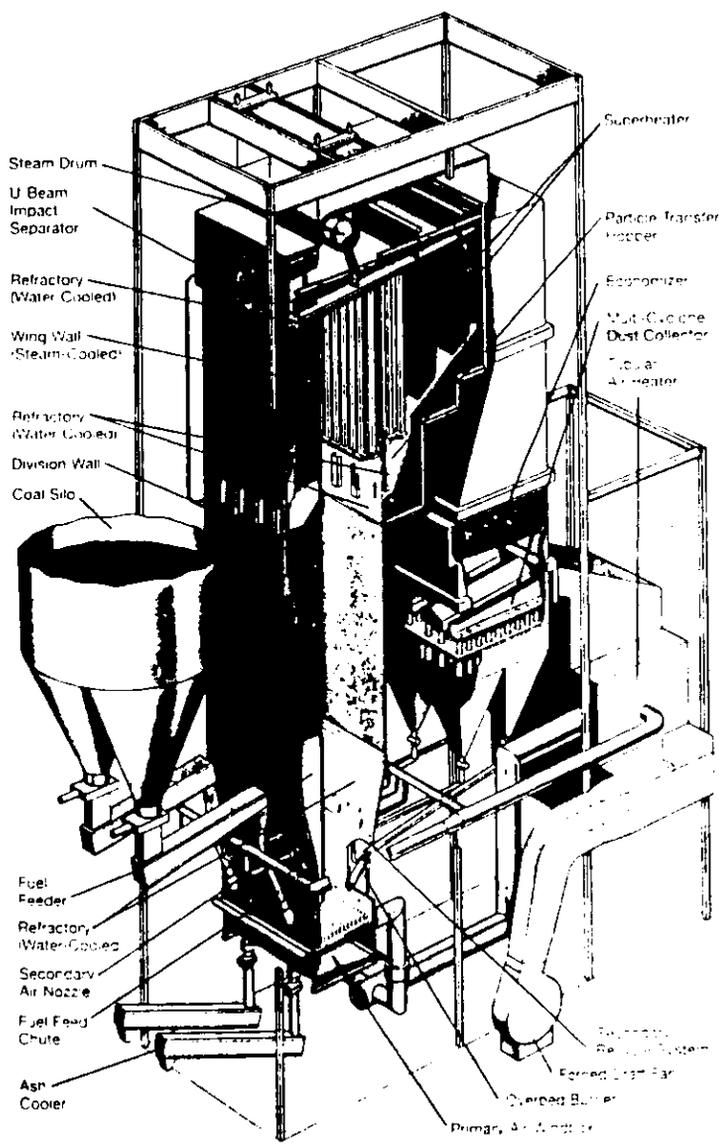


Figura 1.10 Generador de vapor Babcock and Wilcox  
Cortesia de Babcock de Wilcox

## SISTEMA LURGI:

La tecnología Lurgi se ha instalado en varios equipos de lecho fluidizado circulante en Europa, como se muestra en la tabla 1.3.

Tabla 1.3 Proyectos realizados por Lurgi.

Propietario	Localización	Capacidad (MWe)	Combustible	Inicio
Electricite de Francia <sup>1</sup>	Francia	125	pasta de carbón	1990
Bayer AG <sup>2</sup>	Leverkunsen, Alemania	105	carbón	-
Agroenergética de Pedro Abad <sup>3</sup>	España	50	biomasa	1994
GEC ALSTHOM <sup>4</sup>	Francia	250	carbón	1995

Fuentes: 1 "Development of very large CFB boilers for power stations", 1993 (ref. 7)

2 "The provence 250 Mwe unit the largest CFB boiler ready for operation", Jaud and Jacquet, 1995 (ref. 6)

3 "Lurgi lentjes Standardkessel AG to apply two biomass-fired power plants for Spain", Lurgi web site, 1999 (ref. 9)

4 "Provence clean energy", GEC ALSTHOM Brochure, 1995 (ref. 8)

El generador de vapor Lurgi de lecho fluidizado circulante (figura 1.11) es un sistema donde la alimentación de combustible y absorbente se efectúa con tamaños de partícula de 100-250  $\mu\text{m}$  por la parte inferior del lecho. La combustión se realiza con una cantidad de aire primario de 64-82 % del aire de combustión (dependiendo del tipo de combustible), una temperatura del lecho que varía de 850-900 °C, un exceso de aire del 20-25 % y una velocidad de fluidización de 4-6 m/s. La cantidad de aire secundario se inyecta en la parte superior del hogar de la caldera. La eficiencia de combustión de estos equipos es de alrededor del 98 %.

La remoción de cenizas se realiza mediante el dren de sólidos, ubicado en la parte inferior del lecho y precipitadores electrostáticos, que se localizan antes de la descarga de gases a la atmósfera.

La recirculación de sólidos se realiza en forma convencional, ya que utiliza un banco de 4 ciclones que operan en paralelo, donde se realiza la separación de partículas por medio de fuerza centrífuga; las partículas caen en un sistema de almacenamiento por la fuerza gravitatoria. Los sólidos se distribuyen al lecho y a los intercambiadores de calor externos por medio de una válvula "L", cuya única función es la redistribución las partículas en la caldera.

### Ventajas:

- ♦ Cuenta con un intercambiador de calor externo.
- ♦ Alta eficiencia de combustión.

Desventajas:

- ◆ La dimensión del equipo es grande.
- ◆ Utiliza la válvula "L".
- ◆ Equipo costoso.

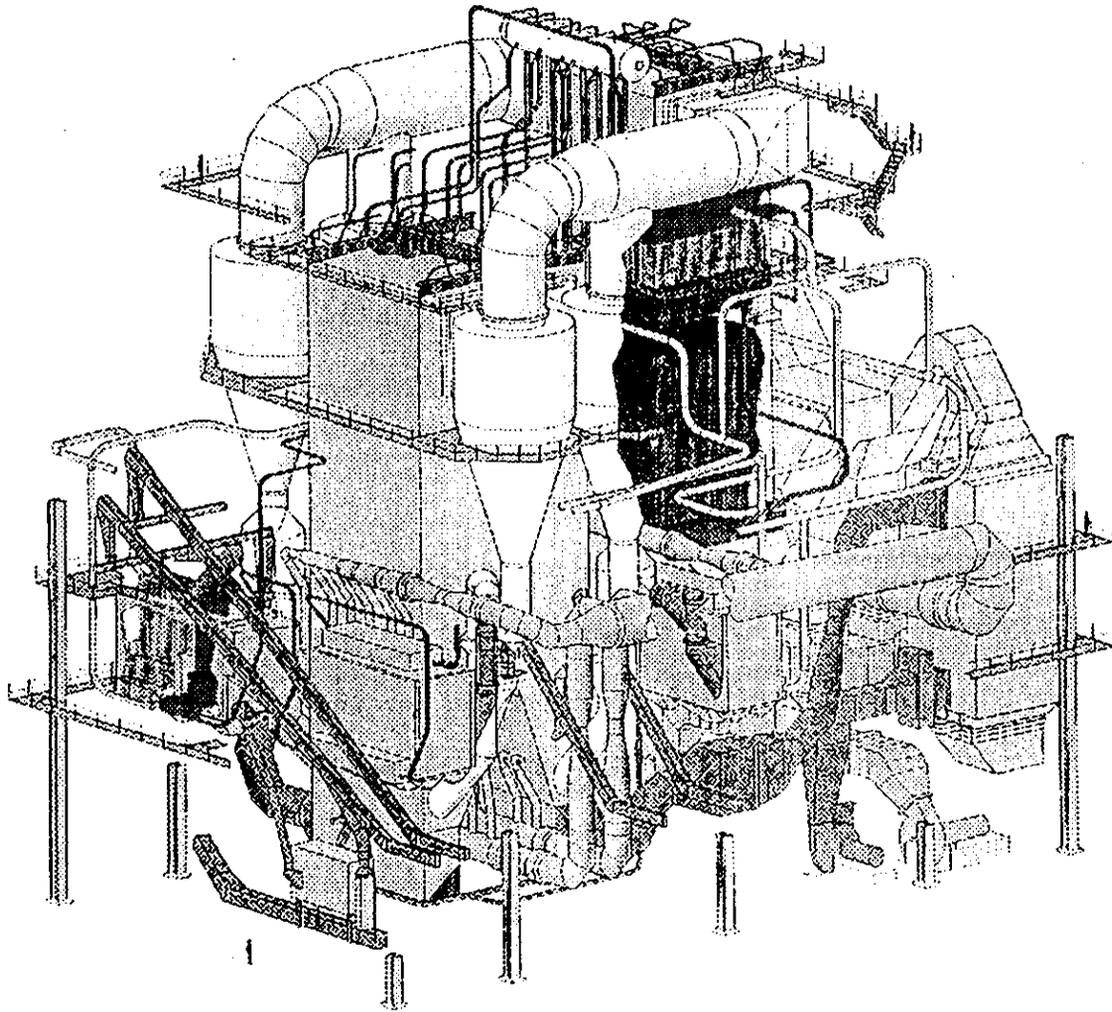


Figura 1.11 Generador de vapor Lurgi

## 1.4 GASIFICACIÓN

El proceso de gasificación se empezó a utilizar desde principios del siglo XIX en la producción de gas para iluminación en Inglaterra y Estados Unidos. Actualmente la meta de la gasificación es la producción de la mayor cantidad de gases combustibles a partir de hidrocarburos o combustibles sólidos.

La gasificación es un proceso químico en el cual las partículas de carbón se queman parcialmente para formar una mezcla de gases combustibles (monóxido de carbono, hidrógeno y metano) e incombustibles (amonio, ácido sulfúrico, dióxido de carbono, nitrógeno y vapor sin reaccionar), líquidos (hidrocarburos, fenoles y compuestos heterocíclicos) y cenizas (mezcla de materia inorgánica con carbón residual). La producción de gases depende principalmente de las condiciones de gasificación, tipo del medio gasificador y el valor de la alimentación de combustible.

### 1.4.1 TIPOS DE GASIFICADORES

Existen diversos tipos de gasificadores que se clasifican por la fuente de energía (alotérmico y autotérmico), presión de operación (alta y baja presión), tipo de lecho en el equipo (fijo, fluidizado y corriente fluido), movimiento relativo de los gases y el combustible (concurrente, contracorriente y flujo cruzado), forma de suministro y descarga de combustible (intermitente, continuo y semicontinuo) y por el tipo de comburente utilizado (oxígeno, aire y oxígeno/vapor). Todos los gasificadores cuentan con un sistema de almacenamiento para el combustible sólido, sistema de abastecimiento de aire en la zona de reacción, sistema de retiro del gas generado, zona de secado, zona de reducción, zona de oxidación del combustible, parrilla y colector de cenizas.

Los tres tipos de gasificadores más importantes son los correspondientes a la clasificación por el movimiento relativo de los gases y el combustible.

#### Contracorriente:

Este gasificador, tiene la ventaja de secar el combustible que desciende al reactor por el gas ascendente, evacuando la humedad retirada de la carga alimentada. Se distinguen las zonas de pirólisis, reducción y oxidación (figura 1.12). Por lo tanto, trabajan siempre con material muy seco, proporcionando condiciones para la obtención de elevado rendimiento térmico y gas limpio y seco.

En condiciones operacionales el gas que sale de la parte superior del gasificador, arrastra gran cantidad de volátiles, constituidos por vapor de agua, ácidos y alquitrán, lo que ocasiona una disminución en el rendimiento del gasificador del 20 al 25 %. El gas generado presenta temperaturas de 250-400°C en la salida del gasificador, siendo esta variación función de la temperatura de la zona de oxidación, altura del lecho sobre la zona de pirólisis y de la humedad del combustible sólido.

Las temperaturas en el interior del gasificador a contracorriente son:

- zona de oxidación (900-1200°C)
- zona de reducción (650-900°C)
- zona de pirólisis (300-650°C)

El control de las temperaturas de este gasificador requiere la adición de vapor de agua en el flujo de aire u oxígeno, toda vez que la humedad del combustible sólido a ser evaporada es arrastrada con los gases generados.

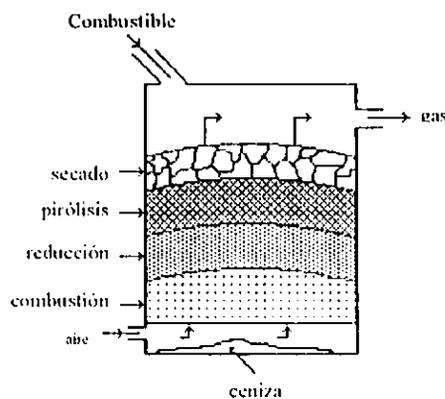


Figura 1.12 Gasificador a contracorriente

### Concurrente:

En este gasificador que fue desarrollado para convertir el alquitrán producido en gas combustible y eliminar el problema de la condensación del mismo; en este sistema el gas fluye en el mismo sentido descendente que el combustible sólido (figura 1.13).

Las zonas de destilación y seco se encuentran inmediatamente arriba de la zona de oxidación del reactor. El calor se transmite hasta la parte superior del sistema de almacenamiento del combustible por radiación, conducción y convección, secando parcialmente la materia prima. El vapor de agua liberado es forzado a moverse en el sentido descendente hasta la zona de reducción, en donde participa de las reacciones de gasificación.

Los gasificadores concurrentes no requieren el uso del vapor de agua introducido en la corriente de aire, cuando el combustible presenta un grado de humedad adecuado. Sin embargo, este equipo es sensible a la humedad de la materia prima, ya que afecta el rendimiento del proceso y el poder calorífico inferior generado. Para carbones con alto contenido de humedad es necesario un tratamiento previo de seco. Las temperaturas adecuadas en las zonas del reactor son las mismas que para el sistema a contracorriente.

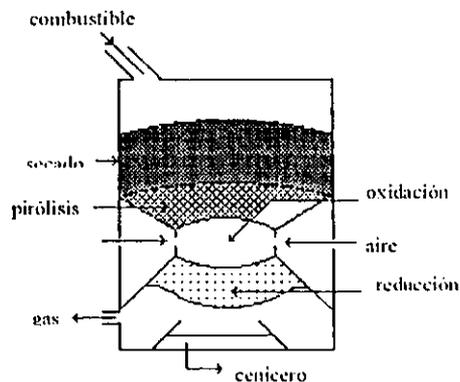


Figura 1.13 Gasificador concurrente

**Flujo cruzado:**

Es un sistema donde el flujo de aire y gases generados es transversal al movimiento del combustible sólido (figura 1.14). Operan a temperaturas muy elevadas (alcanzando 2000°C). Requiere un combustible con bajo contenido de alquitrán y de fina granulometría, a causa del bajo tiempo de contacto entre el aire y el combustible.

Estos gasificadores de flujo cruzado se caracterizan por la simplicidad de construcción y rapidez de arranque. Se recomienda para tamaños de partícula de aproximadamente 5-10 mm.

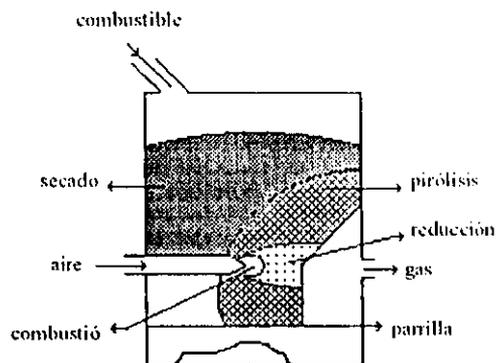


Figura 1.14 Gasificador de flujo cruzado

*Otra clasificación importante es la relativa al tipo de lecho utilizado:*

### **Lecho fijo:**

Está considerado referencialmente como la zona de reacción fija en los gasificadores convencionales, donde el combustible es conducido a dicha zona de reacción. En este gasificador el carbón es suministrado por la parte superior del equipo y es calentado conforme cae sobre su parrilla rotatoria, mientras que el aire y el vapor entran por la parte inferior del equipo (figura 1.15). La gasificación ocurre en toda la cámara de combustión, donde los gases son desalojados en una región cercana a la parte superior del gasificador. Normalmente se utilizan tamaños de partícula del orden de 3-50 mm.

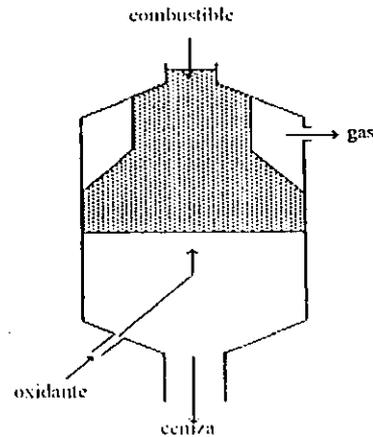


Figura 1.15 Lecho fijo

### **Lecho fluidizado:**

Se compone de un reactor vertical dotado de una parrilla en la parte inferior, a través de la cual se inyecta aire de gasificación, mientras que las partículas de carbón (<8mm) se inyectan por encima de la parrilla (figura 1.16). Al entrar en contacto con la corriente ascendente de aire, las partículas sólidas son suspendidas, formando un lecho fluidizado en el cual se realizan las reacciones termoquímicas.

Normalmente opera en un intervalo de 815-1150°C y a una presión de 69 bar. Su baja temperatura de operación impide la sinterización de la ceniza, facilitando su remoción. Adicionalmente, debido a la temperatura uniforme en el reactor se produce poca formación de alquitrán.

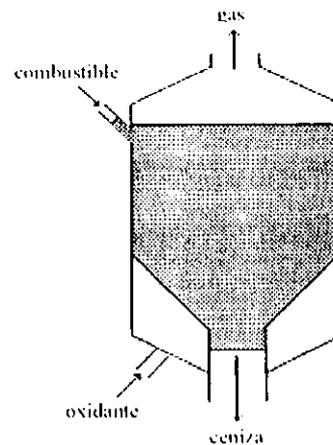


Figura 1.16 Lecho fluidizado

**lecho de corriente fluida:**

El sistema de alimentación combustible-comburente se localiza en la parte superior del reactor, donde el reactor se mezcla con el flujo de gas oxidante y entra a la cámara de gasificación bajo presión (figura 1.17). Este gasificador requiere partículas finas de carbón (0,1mm) y opera normalmente a temperaturas de aproximadamente 1700°C.

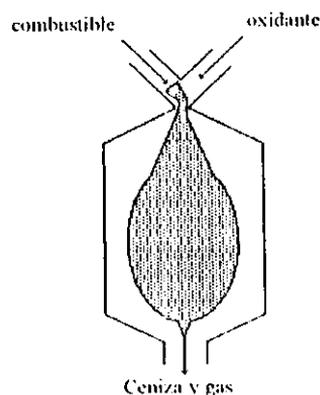


Figura 1.17 Lecho de corriente fluida

**1.4.2 SISTEMAS COMERCIALES**

Existen diversos sistemas de gasificación (tabla 1.3) como los desarrollados por las empresas British Gas/Lurgi, Lurgi, Krupp Koppers (Prenflo), Dow Chemical (Destec), Exxon, Kellow-Rust-Westinghouse, Shell y Texaco, siendo los más importantes los desarrollados por las compañías Shell y Texaco.

Tabla 1.3 Sistemas de Gasificación instalados o bajo construcción desde 1990.

Gasificador	Localización	Combustibles	Cap. (T/h)	No. Un.
Krupp Koppers	España	Carbón	300	1
Dow Chemical	EUA	Carbón	262	1
Carbona Inc.	India	Carbón	53	1
KRW	EUA	Carbón	100	1
Lurgi	Rep. Checa, Holanda e Italia	Carbón y biomasa	400, 85 y 12	3
Lurgi Gas/British	Alemania y Escocia	Carbón y residuos	60 y 120	2
Shell	Holanda	Carbón y petróleo	253 y 110	2
Texaco	Italia, Japón y EUA	Asfalto, aceites residuales, petróleo, residuos de vacío, carbón y coque de petróleo.	280, 512, 551, 160, 545, 342, 260, 40, 240, 100 y 240	11

Fuente: The Gasification Industry Worldwide, Gasification Organization, 1998

## SISTEMA TEXACO

El proceso de gasificación Texaco fue desarrollado en los años 40's para producir gas de síntesis ( $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$ ) a partir de gas natural, posteriormente el sistema fue modificado para utilizar combustibles como el carbón en los 70's y coque de petróleo en los 80's, los cuales fueron integrados al ciclo combinado para la generación de electricidad.

Texaco ha desarrollado proyectos para la gasificación de carbón, coque de petróleo, residuos pesados de petróleo etc., tal como se muestra en la tabla 1.4, donde adicionalmente se presenta la planeación de proyectos hasta el año 2002.

Tabla 1.4 Proyectos de gasificación

Proyecto	Tamaño (Mw)	Localización	Combustible	Operación
Tampa Electric	250	Florida, EUA	carbón mineral	1996
El Dorado	35	Kansas, EUA	coque y residuos de refinería	1996
API Energía	280	Falconara, Italia		1999
ISAB Energía	520	Priolo Gargallo, Italia	asfalto	1999
SARLUX	560	Sarroch, Italia		2000
STAR	120	Delaware, EUA	coque de petróleo	2000
GSK	440	Kowasaki, Japón		2002
Tonen	450	Wakayama, Japón	residuo de vacío	2002

Fuente: IGCC for electric power generation using Texaco's gasification technology. Francis fong and Roy Christensen, 1997.

### Proceso TGPS (Texaco Gasification Process Syntesis):

Es un proceso no catalítico con oxidación parcial en el cual el gasificador (recipiente presurizado sin partes móviles) es alimentado con un oxidante (oxígeno puro), combustible (sólido o líquido) y un moderador de temperatura (agua o vapor), como se muestra en la figura 1.18. Para el caso de combustible sólido se utiliza al agua como moderador y como medio de transporte, ya que se mezcla con el coque previamente pulverizado ( $d_p > 100\mu\text{m}$ ) hasta formar una pasta.

La oxidación parcial del combustible se efectúa en el gasificador a un rango de temperaturas de 1200 a 1500°C y a presiones que oscilan entre 30 a 85 atm. Los productos que se obtienen de las diversas reacciones químicas (sección 2.4.2.2) son los gases de síntesis, así como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$  y sólidos con un contenido del 1% del combustible alimentado cenizas, inquemados metales. Los productos de la combustión salen por un costado de la parte inferior del reactor y pasan a un sistema de enfriamiento, donde se disminuye su temperatura a un valor de aproximadamente de 235°C y se produce vapor, para su integración al ciclo combinado, mediante un sistema por contacto directo con agua (cámara "quenck") o por contacto indirecto (intercambiador radiante-convectivo), según se requiera un menor costo de inversión o una mayor eficiencia térmica respectivamente. Si el sistema de enfriamiento se efectúa por la cámara "quenck", entonces dentro del equipo existe una combinación de sedimentación y filtración para la remoción de sólidos, que son recirculados al gasificador. Para el caso de un sistema por contacto indirecto, la remoción

se realiza mediante un lavado húmedo que puede ser del tipo de torre de pulverización por gravedad, el cual separa las partículas sólidas del flujo de gases por un método físico. La recuperación de inquemados se lleva a cabo en una unidad de separación de carbón, en la cual la materia sólida se mezcla con un extractante (nafta) en un decantador, la solución de escoria y nafta es mezclada con otro extractante o con una porción de la alimentación de combustible, en una unidad "stripper", donde se realiza la separación de escoria (recirculada al gasificador) y nafta (recirculada al decantador).

El flujo de gases limpios de materia sólida es conducido en un sistema para la conversión de COS a H<sub>2</sub>S mediante un proceso de hidrólisis en una torre de absorción empacada, posteriormente los gases pasan a un equipo para la separación de gases ácidos (mayor a 98%) por método físico (proceso rectisol), que se realiza mediante un líquido absorbente que puede ser Ucarsol, Dow gas/spec o Textreat, que básicamente separa al H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>. Los gases ácidos son enviados a un proceso para la recuperación de azufre conocido como Claus (sección 2.3.3.1). Los gases limpios (H<sub>2</sub> y CO) son saturados y sobrecalentados mediante agua de circulación utilizado en caldera del sistema de generación, para su posterior integración al ciclo combinado para la generación de electricidad.

El sistema presenta características, tales como las que se presentan en la tabla 1.5

Tabla 1.5 Ventajas y desventajas del sistema Texaco.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Flexibilidad en el uso de combustibles.</li> <li>• Bajos costos de mantenimiento.</li> <li>• No hay generación de residuos peligrosos.</li> <li>• No requiere vapor de agua como moderador (combustibles sólidos).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Unidad costosa y compleja.</li> <li>• Requiere de una unidad para la separación de aire.</li> <li>• Requiere una preparación previa del combustible.</li> </ul>

Fuente: Elaboración propia en base a referencias 10 a 17

## SISTEMA SHELL

El sistema de gasificación Shell comenzó a desarrollarse desde 1972 por la compañía del mismo nombre, con la construcción de una planta piloto en Amsterdam, la cual utilizó como combustible al carbón e inició sus operaciones en 1976. Posterior a esta unidad siguieron otras plantas piloto como la de Harburg y Houston (Deer Park). Actualmente existen 2 unidades a nivel industrial como se muestra en la tabla 1.6

Tabla 1.6 Sistemas de gasificación industriales

Proyecto	Capacidad (Mw)	Localización	Combustible	Operación
Suggeneum	253	Holanda	Carbón	1993
Pernis	110	Holanda	Petróleo	1997

Fuente: The gasification industry Worldwide, Gasification Organization, 1998

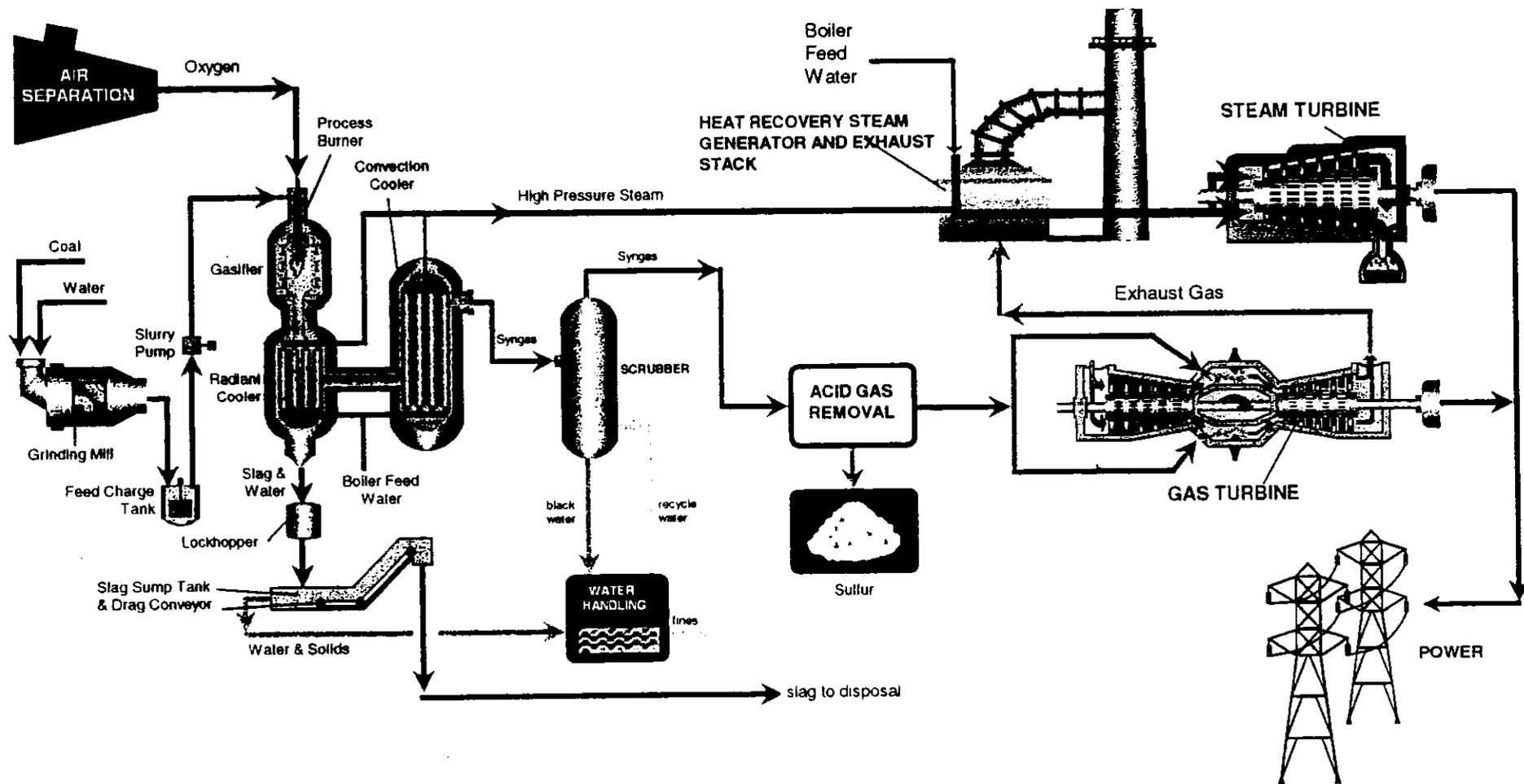


Figura 1.18 Sistema de gasificación Texaco.  
Cortesía de Texaco Co.

### Proceso SGP (Shell Gasification Process):

Consiste en un sistema de oxidación parcial no catalítica de hidrocarburos por medio de un gasificador (recipiente presurizado sin partes móviles, compuesto de un recipiente externo presurizado y de paredes de agua internas), que es alimentado con el combustible, oxígeno puro y vapor de agua como moderador de temperatura, como se muestra en la figura 1.19.

En el gasificador se oxida parcialmente al combustible a temperaturas de 1300-1700°C y presiones de aproximadamente 65 bar, además se genera vapor saturado de alta presión que se utilizara para el calentamiento del gas de síntesis y para su integración al ciclo combinado. El producto que se obtiene es gas de síntesis crudo (CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, COS) con un contenido de sólidos de 0.5% del combustible alimentado. El gas crudo es enfriado en un intercambiador de calor a una temperatura menor a 400°C, generando vapor sobrecalentado de alta presión para su posterior integración al ciclo combinado.

Los gases fríos entran a un sistema de remoción de sólidos en forma seca o húmeda, donde se enfrían nuevamente a una temperatura de 40°C. La remoción por vía seca se efectúa mediante filtros bolsa o ciclones. Posterior a está separación de sólidos, se realiza otra operación por medio de un lavador húmedo, que elimina el contenido de sólidos residuales (menor a 1 ppm) y sales alcalinas. La materia sólida (pasta) pasa a un proceso de recuperación de inquemados, donde se mezcla con un extractante (nafla) en un decantador, la solución acuosa es mezclada con otro extractante o con una porción de la alimentación del combustible, en una unidad "stripper", donde se realiza la separación de inquemados (reciclados al gasificador), nafla (reciclada al decantador) y materia inerte (desalojada).

El flujo de gases limpios de sólidos pasa a un sistema para la conversión de COS en H<sub>2</sub>S (hidrolizador catalítico), mediante un sistema de calentamiento y enfriamiento. El gas de síntesis pasa a un sistema para la eliminación de gases ácidos (Rectisol), que utiliza un líquido absorbente (Ucarsol, Dow gas/spec o textreat) para la separación de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, que son enviados al proceso Claus para la recuperación de azufre (sección 2.3.3.1). Los gases limpios son saturados y calentados para su posterior integración al ciclo combinado.

El sistema presenta características, tales como las que se presentan en la tabla 1.7

Tabla 1.7 Ventajas y Desventajas del sistema Shell

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>• No genera residuos peligrosos</li> <li>• Genera vapor saturado y sobrecalentado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Requiere una preparación previa del combustible</li> <li>• Requiere de una unidad (criogénica) para la separación del aire</li> <li>• Requiere de vapor de agua como moderador de temperatura.</li> <li>• No tiene flexibilidad en el uso de combustibles.</li> </ul>

Fuente: Elaboración propia en base a referencias 18 a 25

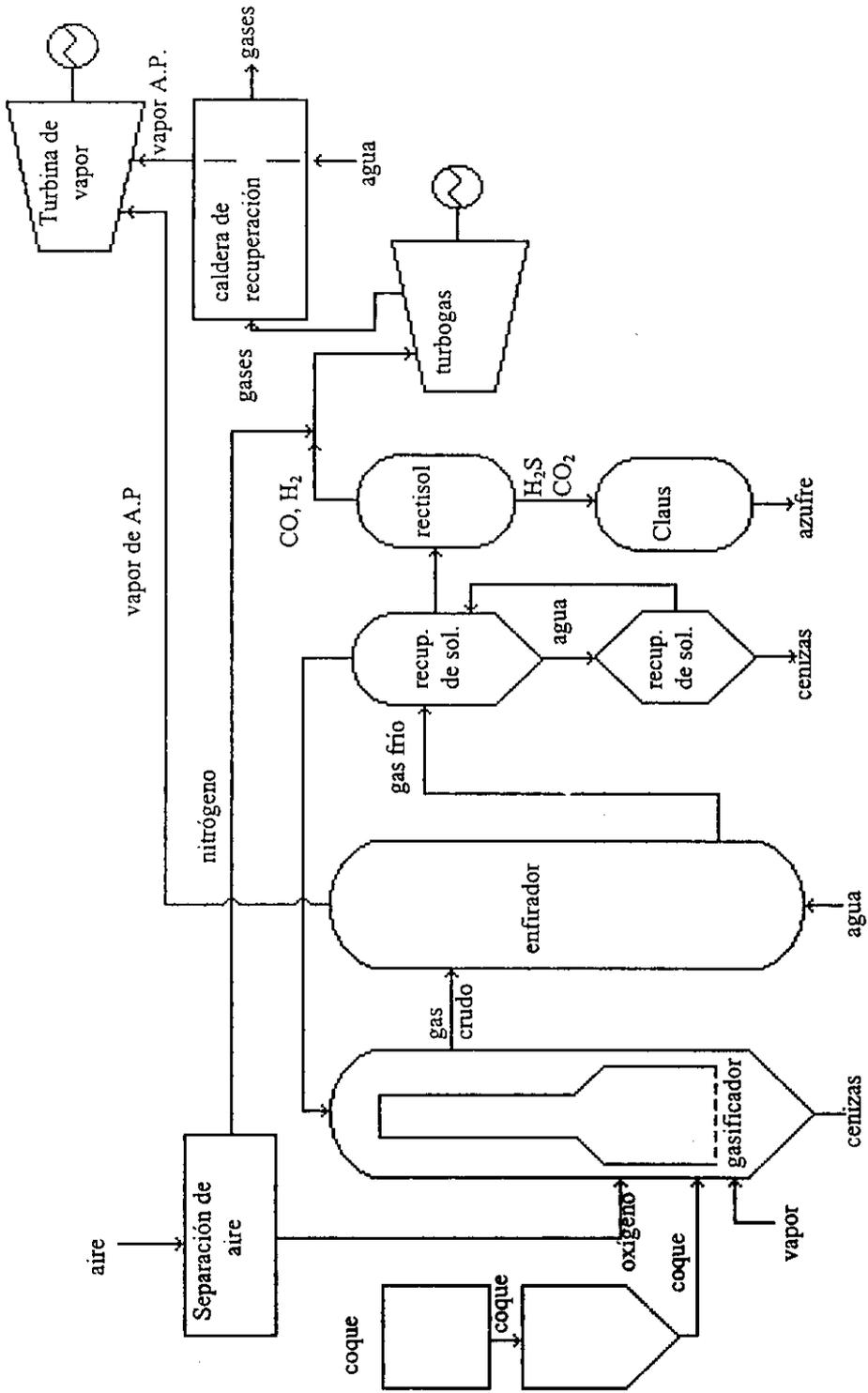


Figura 1.19 Sistema de gasificación Shell

# **CAPÍTULO**

## **II**

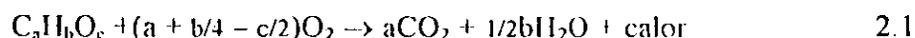
## ASPECTOS TEÓRICOS

En el presente capítulo se abordarán los aspectos teóricos involucrados en los sistemas de gasificación y lecho fluidizado, para ello se inicia con el estudio de la combustión de sólidos, que permitirá conocer como se efectúa la oxidación parcial y total del combustible, de acuerdo a cada sistema. Posteriormente se estudian los conceptos teóricos básicos que involucran los sistemas de gasificación y los generadores de vapor de lecho fluidizado circulante atmosféricos.

### 2.1 COMBUSTIÓN DE SÓLIDOS

Por combustión se entiende como toda reacción química relativamente rápida de combustibles, de carácter notablemente exotérmico, que se desarrolle en fase gaseosa o en fase heterogénea (gas-líquido, gas-sólido), con o sin manifestaciones del tipo de llamas o de radiaciones visibles.

Estequiométricamente la combustión de sólidos puede representarse de la siguiente manera:



Donde se tiene la siguiente secuencia de reacción (válido para combustibles porosos):

1. Secado de la partícula de combustible y calentamiento de la misma a la temperatura de reacción de pirólisis.
2. Pirólisis de la partícula de combustible que produce volátiles combustibles y no combustibles, así como carbonizados (coque) y aceites (alquitrán).
3. Oxidación del carbonizado con los volátiles combustibles.

#### 2.1.1 SECADO Y CALENTAMIENTO

Durante este proceso, las partículas de combustible sufren cambios físicos, ya que éstas se contraen y pueden fracturarse. El grado de contracción es una función del contenido de humedad y del tipo de combustible, donde además ocurre una reducción en el diámetro de los poros. La fracturación se presenta cuando el líquido contenido en las partículas (humedad) se evapora y genera una presión lo suficiente para romper la estructura de las mismas, o también, cuando este vapor no puede escapar suficientemente rápido.

Es un proceso endotérmico donde se controla la transferencia de calor, que depende del contenido de humedad, contenido de cenizas, dimensiones de las partículas, calor específico, conductividad térmica, difusividad y equipo de combustión. El secado ocurre cuando la

temperatura en la reacción excede los 105°C al punto en el que la humedad es convertida en vapor y se traslada a través de la estructura del poro a la superficie de la partícula (pasando la capa límite de ésta), como se muestra en la figura 2.1. Siendo la conducción el mecanismo de transferencia de calor (Q), que se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$Q = k_r S \left[ \frac{T_1 - T_2}{r_p} \right] \quad 2.2$$

Donde  $T_1$ ,  $T_2$ ,  $r_p$ ,  $k_i$  y  $S$  son la temperatura en la superficie de la partícula, temperatura al centro de la partícula, radio de la partícula, conductividad térmica y superficie de la partícula, respectivamente.

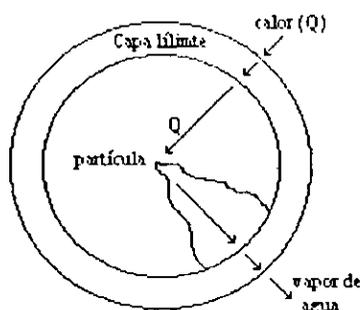


Figura 2.1 Esquema del proceso de calentamiento y secado de la partícula

### 2.1.2 PIRÓLISIS

La pirólisis produce tres productos principales que son los volátiles (que pueden ser condensables e incondensables, alquitranes que son generalmente hidrocarburos pesados (en la práctica se tratan como productos intermedios) y carbonizado (coque) que es un combustible sólido rico en carbón con pequeñas cantidades de hidrógeno y oxígeno.

Este proceso inicia cuando parte de las partículas del combustible alcanzan la temperatura de reacción, que es aproximadamente de 450-500°C, dependiendo del tipo de carbón. Este proceso involucra cambios físicos y químicos en el carbón.

Los cambios físicos sufridos son la contracción que se origina cuando los volátiles producidos se trasladan a la superficie de la partícula y ocurren reacciones químicas secundarias, originando alquitranes que pueden tapan los poros y por lo tanto se genera una presión interna que rompe la estructura de la partícula del combustible. Los cambios difieren para carbones que exhiben y los que no exhiben un comportamiento de ablandamiento. Para carbones que no exhiben un comportamiento de ablandamiento, la estructura del poro cambia, según análisis estadísticos, como una serie de arboles (familia de poros) como se muestra en la figura 2.2. Mientras que para carbones que exhiben un comportamiento de ablandamiento ocurre un cambio físico durante la pirólisis, formándose un “metaplast”

(sólido fundido), el cual puede alterar la transferencia de masa asociada a la combustión del carbón.

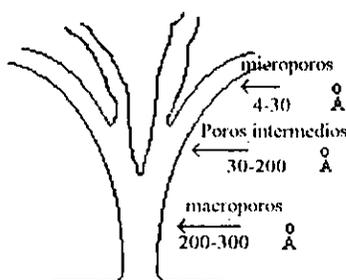


Figura 2.2 Estructura del árbol de poros del carbón

Los cambios químicos modifican las propiedades termodinámicas y de transporte en las partículas de combustible, por medio de reacciones que ocurren en la zona activa de pirólisis, siendo la temperatura de reacción la que se tiene entre la zona no reactiva del combustible y la zona activa de pirólisis (figura 2.3).

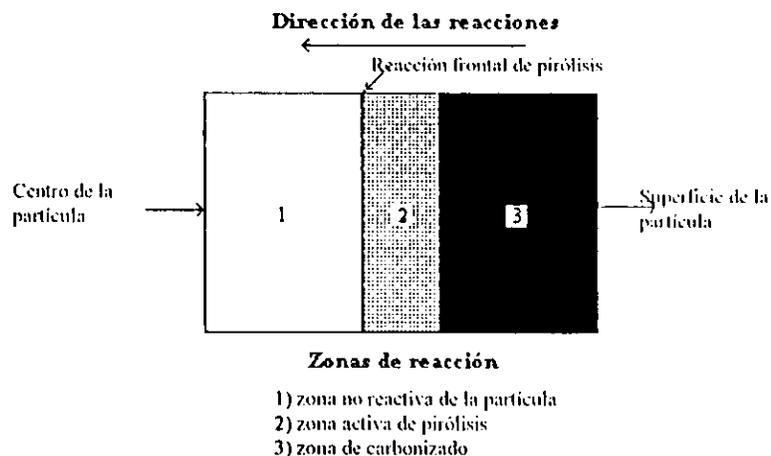
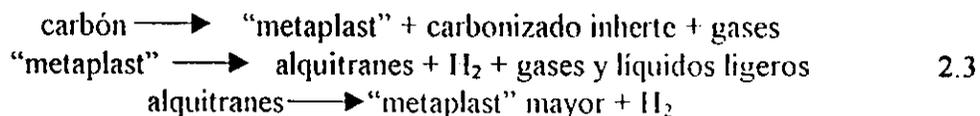


Figura 2.3 Zonas de reacción de la partícula

Suuberg (1981) propone un modelo que explica el proceso de pirólisis, como se indica a continuación:



Este proceso de oxidación inicia con una reacción primaria del carbón, donde existe una ruptura en las uniones débiles del compuesto, particularmente en las uniones C-C y C-O, como se muestra en la primera parte de la figura 2.4, obteniéndose "metaplast" y gases volátiles condensables e incondensables. En la segunda parte de la figura antes citada se muestra la división de la estructura del material.

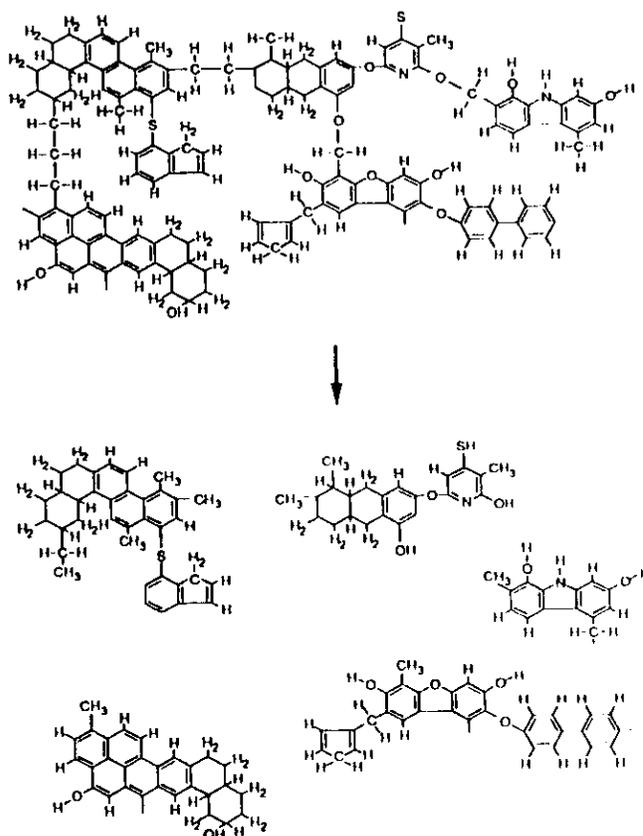


Figura 2.4 Ruptura primaria de cadenas

Posteriormente, ocurre una reacción secundaria en la estructura central del material, continuando la ruptura entre la partícula central y las funcionalidades, resultando en la formación de gases adicionales, como alquitranes (tar), hidrógeno, gases y líquidos ligeros. Además, existe una repolimerización en algunas partículas, resultando en la formación de una matriz de carbonizado (coque), como se muestra en la figura 2.5. En la primera parte de la figura se muestra el proceso de liberación de volátiles ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{C}_2\text{H}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ), mientras que en la segunda parte se puede observar la estructura del coque.

Existen dos modelos para evaluar la reacción de pirólisis que son el de cinética química y el de transferencia de calor.

**Modelo de cinética química:**

Parte de la expresión propuesta por Arrhenius (ec. 2.4) para llegar a la propuesta elaborada por Fu (1987), ecuación 2.5:



Este modelo cuenta con ventajas tales como: es representativo, ya que parte de la ecuación general de cinética química, es aplicable para carbones de todo tipo y composición, es similar a otros modelos propuestos para bicomcombustible y es apropiado para sistemas de carbón pulverizado. Aunque entre sus desventajas figuran: no considera el tamaño de las partículas, porosidad, superficie específica, relación superficie masa, profundidad de la reacción frontal de pirólisis y otras características del combustible.

#### *Modelo de transferencia de calor:*

Esta propuesto por Hertzberg (1988) donde se evalúa la reacción de pirólisis por medios térmicos, donde la energía es manejada dentro de la partícula y la masa es manejada fuera de ella (volátiles), debido a que se argumenta que la cinética química es muy rápida. Este modelo supone que la oxidación de las partículas de combustible se dividen en tres zonas (ver figura 2.3). La partícula es calentada por un flujo radiante con una intensidad (Y), hasta una intensidad absoluta ( $I_{abs}$ ) localizada en la zona frontal de reacción, donde se consideran pérdidas por conducción, convección y radiación. Este flujo radiante ( $I_{abs}$ ) debe ser lo suficiente para proveer la energía de devolatilización ( $H_v$ ).

Hertzberg considera que existen dos mecanismos principales de transferencia de calor (radiación y conducción) y que la pirólisis ocurre cuando  $I_{abs}$  es suficiente para vencer la inercia térmica en las partículas de carbón, esto ocurre aproximadamente de 450°C a 500°C, entonces la pirólisis comienza y se presenta la evolución del proceso de volatilización y carbonizado. Así el valor de la pirólisis en la zona de reacción se define como:

$$K_t = \frac{1}{c(T)dT + H_v} \quad 2.6$$

Donde el valor de  $K_t$  es un valor cte. y el recíproco de la ecuación 2.14 representa la inercia térmica. Para un estado estable a un valor lineal de  $X_o$ :

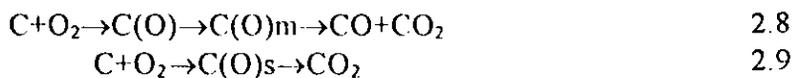
$$I_{abs} = I(1-r) - I_1 = X_o P(C(T)dT + H_v) \quad 2.7$$

El modelo considera el tamaño de las partículas, propiedades y tipo de combustible y es adecuado para carbón pulverizado, lechos fluidizados y hornos rotatorios.

### 2.1.3 CARBONIZADO

El carbonizado contiene cantidades de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, así como materiales residuales inertes. Físicamente tiene una serie de árboles de poros, cuyo diámetro es mayor, según Hertzberg. El proceso de oxidación es por difusión de oxígeno controlado (control por transferencia de masa), donde esta difusión se efectúa del medio ambiente del horno a la capa límite del carbonizado. A altas temperaturas (1204°C) la difusión se lleva a cabo en la superficie del carbonizado, a temperaturas intermedias (816-1204°C) la difusión se efectúa en los macroporos de la partícula y a bajas temperaturas (menores a 816°C) la difusión no tiene límite.

En general el proceso químico de oxidación del carbonizado se rige por las reacciones  $C+O_2 \rightarrow CO_2$  y por  $C+1/2O_2 \rightarrow CO$ , donde la reacción de CO es más significativa que la de  $CO_2$  a altas temperaturas, debido a que el límite para la oxidación es la difusión del oxígeno en la superficie de las partículas, entonces las moléculas de oxígeno reaccionan formando más CO que  $CO_2$ . La oxidación es efectuada en dos pasos, cuya secuencia de reacción es explicada por Bradbur y Shafizadeh (1980) de la siguiente manera:



Donde  $C(O)_m$  es un estado móvil,  $C(O)$  es un estado fijo y  $C(O)_s$  es un estado estable.

Como se mencionó con anterioridad, en la combustión del coque se tiene un proceso por difusión controlada, en condiciones de operación normal o comerciales (instalaciones industriales que es donde se observa un mejor mecanismo de combustión ( $T > 816^\circ C$ ), como se puede observar en la figura 2.6, donde se muestra el papel de la transferencia de masa y cinética química en las reacciones de oxidación del carbonizado, según investigaciones realizadas por Essenhigh la evaluación se efectuó mediante la siguiente expresión general:

$$q_{O_2} = \frac{C_{O_2}}{1/k_m + 1/k_c} \quad 2.10$$

Donde  $q_{O_2}$  es el consumo de oxígeno y  $k_m$  y  $k_c$  indican el mecanismo dominante para la combustión del coque (dependiendo de cual es el menor valor).

En la figura 2.6 se observa que a temperaturas mayores de  $900^\circ C$ , el consumo de oxígeno es independiente de la temperatura, entonces, la difusión de oxígeno en la superficie de la partícula es el mecanismo de oxidación dominante. A temperaturas mayores de  $750^\circ C$ , el consumo de oxígeno es independiente de la temperatura, por lo tanto se tiene un mecanismo por control cinético. En la zona de transición ( $750-900^\circ C$ ), no se tiene bien definido el consumo de oxígeno. La pendiente en la curva representa la energía de activación.

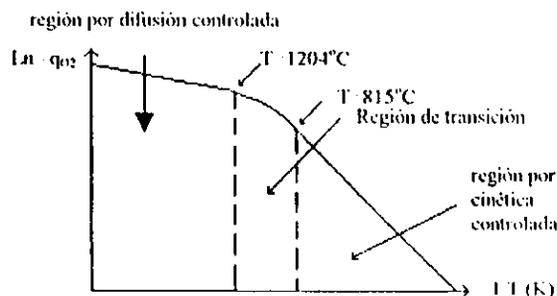


Figura 2.6 Influencia de la temperatura en las reacciones de carbonización

### 2.1.4 EMISIONES CONTAMINANTES

Las secuencias de reacción resultan en la formación de partículas, metales pesados,  $\text{NO}_x$ , gases ácidos ( $\text{SO}_x$ ),  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  e hidrocarburos.

#### **Partículas:**

Existen tres mecanismos para la formación de partículas en la combustión de sólidos. En el primer mecanismo se tiene la presencia de partículas finas de combustible y materia inerte en los productos gaseosos dentro de la cámara de combustión. En el segundo mecanismo las partículas finas son completamente oxidadas, teniendo solo la presencia de residuos inertes en los productos gaseosos. En el tercer mecanismo los volátiles condensables pueden entrar a la región fría del horno y condensarse.

En la figura 2.7 se representa esquemáticamente el proceso de formación de partículas en la combustión de sólidos. Siendo los puntos marcados como No. 1 los correspondientes al primer mecanismo de formación. Los puntos marcados como No. 2 son los correspondientes al segundo mecanismo de formación. Los puntos marcados como No. 3 son los correspondientes al tercer mecanismo de formación.

Los mecanismos anteriores de formación de partículas están influenciados por las dimensiones de las partículas del combustible, composición, temperatura en el horno, turbulencia, distribución del aire en el combustor y el tiempo de residencia del combustible.

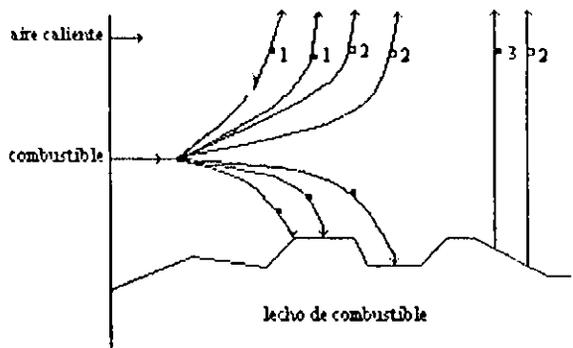


Figura 2.7 Formación de partículas en el proceso de combustión

#### **Óxidos de nitrógeno:**

Esencialmente se refieren al óxido nítrico ( $\text{NO}$ ), dióxido de nitrógeno ( $\text{NO}_2$ ) y óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ), los cuales se forman por la reacción del nitrógeno con el oxígeno a altas temperaturas (mayores a  $1540^\circ\text{C}$ ), aunque se presentan en bajas cantidades (menores a 10%) cuando la temperatura excede los  $900^\circ\text{C}$ .

Existen dos tipos de reacciones para la formación de óxidos de nitrógeno, las térmicas y las del combustible. En las reacciones térmicas se forman por la conversión del nitrógeno en el aire a temperaturas de flama superiores a 1480°C o a temperaturas adiabáticas de flama superiores a 1870°C y siguen el mecanismo propuesto por Zeldovich:



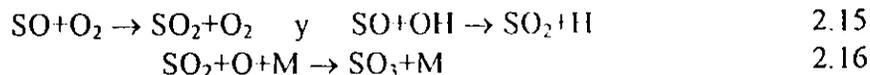
Donde además se tienen reacciones adicionales que contribuyen a la formación de NO<sub>x</sub>, de acuerdo con Palmer (1974).



En las reacciones debidas al combustible se forman por la oxidación del contenido de nitrógeno en el combustible. El proceso de formación se presenta con la volatilización de éste, pudiéndose oxidar para formar NO o cuando queda contenido en el carbonizado, se oxida directamente en NO.

#### Gases ácidos:

Se forman por la oxidación del contenido de azufre, cloro y flúor en el combustible con halógenos, formando SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, HCl y HF. Los gases más importantes son los óxidos de azufre que se forman mediante el siguiente mecanismo de reacción:



Estos gases ácidos (SO<sub>x</sub> principalmente) pueden controlarse por medio de una reacción con calcio (CaO o CaCO<sub>3</sub>).

#### Monóxido de carbono y emisiones orgánicas:

En general las emisiones de CO, hidrocarburos, dioxinas, hidrocarburos poliaromáticos y furácidos están asociados con un abastecimiento de aire inadecuado (combustión incompleta), combustión a baja temperatura (reacción relativamente lenta) y por una turbulencia insuficiente en el quemador.

#### Metales pesados:

Están relacionados directamente a las concentraciones contenidas en el combustible y se emiten al medio ambiente por los siguientes tres mecanismos: 1) vaporización, condensación homogénea y coagulación de los humos o por condensación heterogénea de las cenizas volantes, 2) oxidación de cloruros, sulfuros u óxidos, entonces estos vapores se condensan siguiendo el anterior mecanismo y 3) los remanentes sólidos en el combustible se emiten como ceniza volante.

## 2.2 CALDERA DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE

En una caldera de lecho fluidizado circulante es muy importante el contar con una buena eficiencia de combustión, ya que ello representa una parte importante de los costos de operación de la misma. Así, la tecnología permite contar con un adecuado tiempo de residencia, turbulencia y temperatura, que son la base de un buen proceso de combustión.

### 2.2.1 SECUENCIA DE COMBUSTIÓN

La combustión de una partícula de carbón o coque sigue la secuencia de calentamiento, pirólisis y carbonizado (sección 2.1) y se efectúa básicamente en tres zonas de la caldera; zona baja (bajo el nivel de aire secundario), zona alta (sobre el nivel de aire secundario) y en el lecho de la caldera.

El proceso de secado y calentamiento (sección 2.1.1) se efectúa en el lecho de partículas de la caldera, mediante el intercambio térmico de los sólidos no combustibles (cenizas y material absorbente), que se encuentran calientes, y el combustible.

La pirólisis (sección 2.1.2) se efectúa en la zona primaria de combustión (bajo el nivel de aire secundario), en el cual se presenta el desprendimiento de los gases en 3 estados. El primero se efectúa en un intervalo de temperaturas de 500-600°C, en el segundo se realiza de 800-1000°C, mientras que el tercero es para temperaturas superiores a 1000°C. El desprendimiento y la combustión de los volátiles están muy interrelacionados, por ello se estima el tiempo total ( $t_v$ ) en el que ambos se presentan, mediante la siguiente correlación empírica:

$$t_v = a d_v^p \quad 2.17$$

Donde  $d_v$ ,  $p$  y  $a$  son el diámetro inicial de la partícula de carbón, exponente (varía de 0.32 a 1.8) y constante empírica (inversamente proporcional a  $T_b^{1.8}$ ), respectivamente.

El carbonizado se efectúa en la zona alta del hogar de la caldera, donde ocurre la mayor parte del proceso de combustión, es decir, se desarrolla la combustión de los productos de la oxidación parcial y del carbonizado del carbón o coque, debido a que están expuestos a una reacción en una atmósfera rica en oxígeno, para formar  $CO_2$  y  $CO$  de acuerdo con las reacciones mostradas en la sección 2.1.3 y posteriormente el oxidante se difunde dentro de los poros reaccionando internamente en las partículas.

En el ciclón se presenta una pequeña combustión de partículas por el corto tiempo de residencia de las mismas y la baja concentración de oxígeno.

**Regímenes de combustión:**

Existen tres regímenes, como se muestra en la figura 2.8, donde se observa una relación inversamente proporcional de las temperaturas en la partícula con el valor de la reacción a los estados I y II, mientras que en estado III el valor de la reacción permanece constante.

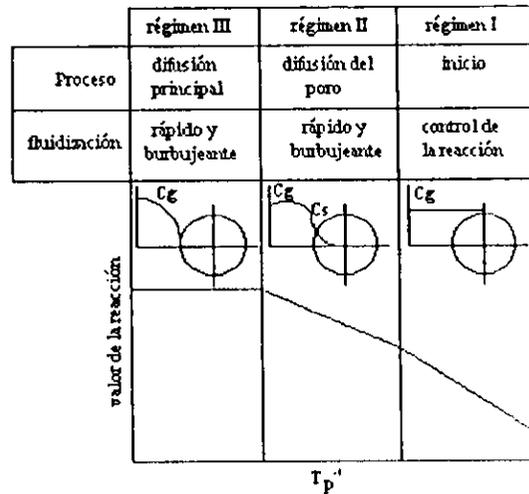


Figura 2.8 Regímenes de combustión

En el régimen I se tiene un proceso cinéticamente controlado, en donde la concentración de oxígeno es uniforme en toda la partícula y debido a ello su densidad y diámetro disminuyen. El valor de la reacción en la superficie interna de la partícula ( $k_i$ ) se determina por la relación empírica propuesta por Smith (1982).

$$k_i = 305e^{(-43000/RT_s)} = r_i C_s^{-m} \quad 2.18$$

En el régimen II se tiene un proceso difusionalmente controlado, en donde la difusión de oxígeno es limitada y ocurre en tamaños de partículas medianos. El valor de la reacción química del oxígeno y el carbono ( $k$ ) se determina mediante la siguiente expresión:

$$k = r_c C_s^{-n} \quad 2.19$$

Siendo  $r_c$  el valor de la reacción de carbono en la superficie de la partícula que se determina mediante la siguiente expresión:

$$r_c = \left[ \frac{k}{C_g (1 - k/m_d)} \right]^n \quad 2.20$$

En el régimen III se tiene un proceso difusionalmente controlado (sección 2.3.2.1), donde no se presenta difusión de oxígeno dentro de los poros y se presenta en grandes partículas. El valor de la reacción se determina mediante el límite de difusión ( $m_d$ ) y el número de Sherwood (Sh) propuesto empíricamente por Basu y Hadler (1988).

$$m_d = h_m C_g \quad 2.21$$

$$Sh = 2\varepsilon + 0.69[Re/\varepsilon]^{1/5} Sc^{0.33} \quad 2.22$$

Donde  $\varepsilon$  y  $Sc$  son la porosidad del lecho y el número de Schmidt respectivamente.

Durante el proceso de combustión se tiene una elevada transferencia de masa (ocasionada por la contracción de la partícula) permitiendo que el régimen de combustión se mueva de la condición III a I. Por lo tanto, es importante establecer relaciones de combustión que sean válidas en todos los regímenes (quemado instantáneo). Así, la masa de carbón oxidado por unidad de área externa de una partícula por unidad de tiempo se expresa mediante la siguiente expresión:

$$Q = h_m(C_g - C_s) \quad 2.23$$

Donde  $C_s$  y  $C_g$  son la concentración de oxígeno desde el carbonizado y del flujo principal de gas respectivamente.

Siendo  $h_m$  el coeficiente de transferencia de masa que se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$h_m = \frac{12\phi Sh D_g}{d_c R T_m} \quad 2.24$$

Donde  $D_g$ ,  $R$ ,  $T_m$ ,  $\phi$  son la difusividad del oxígeno, constante universal de los gases, temperatura media en la difusión y el factor de mecanismo (1 para  $CO_2$  como producto primario y 2 para  $CO$  como producto primario) respectivamente.

### 2.2.2 HIDRODINÁMICA

La hidrodinámica representa una parte importante en el diseño de calderas de lecho fluidizado, ya que de ella dependen características tan importantes como la transferencia de calor, condiciones de combustión, distribución de temperaturas, etc. Como se mencionó con anterioridad, el sistema de lecho fluidizado circulante está regido por el régimen de fluidización rápida. Este régimen se encuentra acotado por los flujos burbujeante-turbulento y de transportación neumática, así para llegar a este estado de fluidización, se presenta un proceso de transición que se muestra en la figura 2.9, donde el flujo ascendente de gases a través de un lecho vertical se encuentra inicialmente en transportación neumática (C), entonces, a una disminución en la velocidad de los gases, sin cambios en la alimentación de sólidos, la caída de presión disminuirá (C-D). Cuando la caída de presión comienza a incrementarse a una disminución continua en la velocidad (D-E), se localiza el punto D que es el denominado punto de arranque de fluidización rápida. Si la velocidad de los gases continua disminuyendo (desde el punto D), la concentración se incrementará en la columna, que se saturará de partículas (presentándose una acumulación de éstas), con lo cual aumentara considerablemente la caída de presión (E). A esta condición se le conoce con el termino de estrangulamiento.

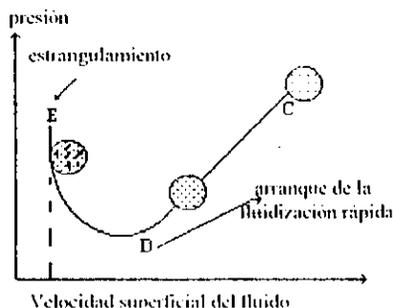


Figura 2.9 Representación gráfica de diferentes regímenes en una columna vertical.

Este régimen no presenta perfiles de porosidad uniformes en las direcciones radial y axial. En la dirección axial presenta una distribución en forma de “S”, como se muestra en la figura 2.10a, la cual da un indicativo de variación en la concentración de sólidos con respecto a la altura del lecho. Este perfil se rige por la correlación propuesta por Kwauk (1986).

$$\begin{aligned} \epsilon &= \epsilon_a + \epsilon_d \left[ \frac{e^{-(h-h_i)/h_0}}{1 + e^{-(h-h_i)/h_0}} \right] \\ \epsilon &= \epsilon_d \end{aligned} \tag{2.25}$$

donde:  $\epsilon_a$  y  $\epsilon_d$  son las porosidades asintóticas densa y diluida respectivamente  
 $h_0$  es la correlación empírica propuesta por Kwauk  
 $h_i$  es el punto de inflexión en el perfil

En la dirección radial el perfil de porosidad se muestra en la figura 2.10b, donde puede observarse que la concentración de sólidos es mayor en el centro del lecho y disminuye en dirección de las paredes del mismo. Esto se debe a que el perfil de velocidades tiene un comportamiento similar, es decir, la velocidad en el centro es máxima, mientras que en la pared tiende a ser nula. La correlación matemática que representa el perfil de la figura 2.10b es el propuesto por Tung (1988), que es válido para una relación de radios  $1 > r/R > 0.75$

$$\epsilon(r) = \epsilon_{av} \left[ \frac{1 + (r/R)^{0.75}}{1 + 0.75} \right] \tag{2.26}$$

donde:  $\epsilon_{av}$  es la porosidad en la sección transversal  
 $R$  es el radio del lecho y  $r$  es la distancia radial.

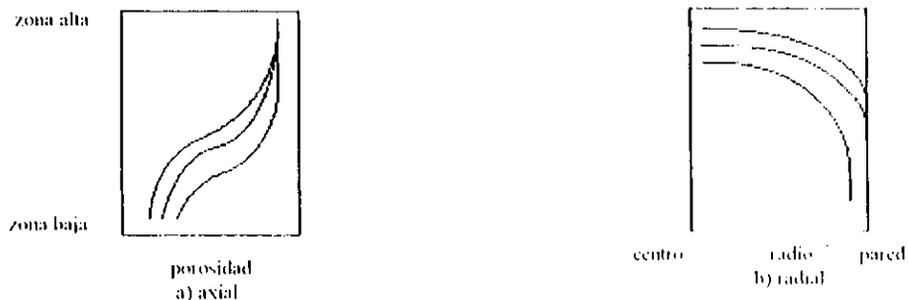


Figura 2.10 Perfiles de porosidad

### 2.2.3 TRANSFERENCIA DE CALOR

La transferencia de calor en calderas de lecho fluidizado circulante es muy importante para su diseño, operación y control, siendo los mecanismos más importantes la radiación y la convección. Esta transferencia de energía se lleva a cabo básicamente entre las partículas y los gases, el lecho y las paredes de agua, el lecho y las superficies inmersas en el horno, así como en el ciclón o separador primario. El circuito de operación de la caldera se muestra en la figura 2.11, en donde se pueden observar las zonas principales de transferencia de calor.

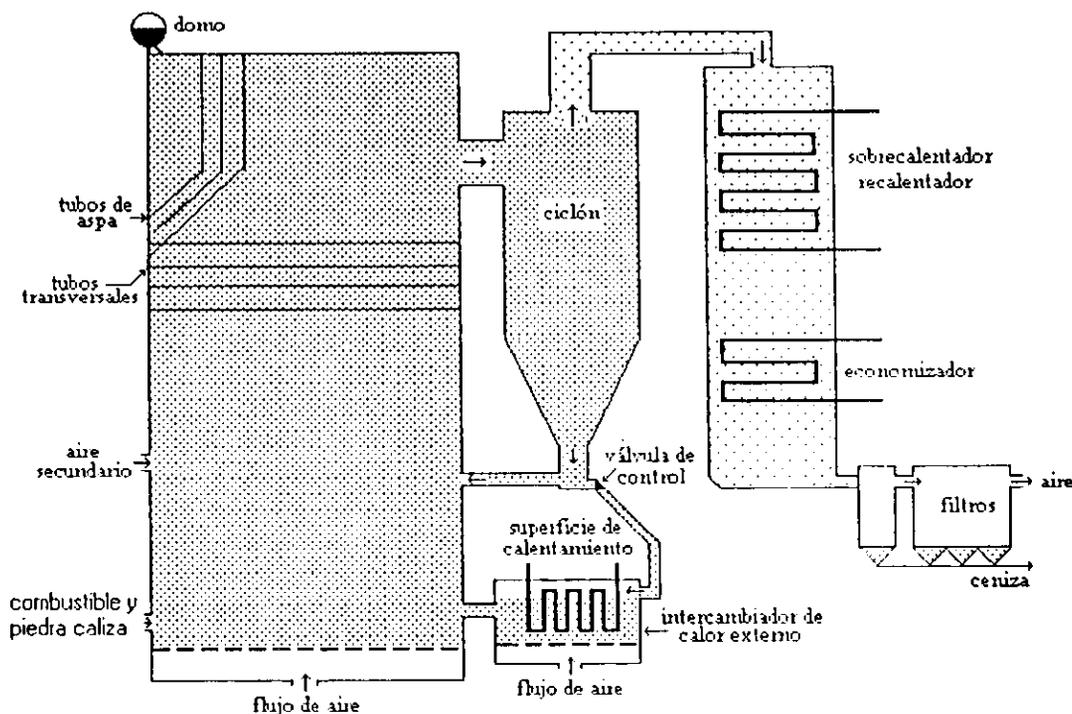


Figura 2.11 Circuito de operación de una caldera CFB.

#### Transferencia de calor entre el gas y las partículas:

En el sistema de dos fases, como el gas sólido, la transferencia de energía se efectúa del gas a las partículas sólidas, estando su valor en función de la concentración de sólidos y de su velocidad de desplazamiento. Su evaluación queda determinada por su coeficiente de transferencia de calor que se determina mediante la expresión empírica propuesta por Halder (1989), que es válida para el intervalo de partículas de  $50\mu\text{m} < d_p < 350\mu\text{m}$  y para el número de Reynolds de  $900 < Re < 2500$ .

$$h_{sp} = \frac{k_g}{d_{cp}} 0.33 Re^{0.62} \left( \frac{d_{cp}}{d_p} \right)^{0.1} \quad 2.27$$

Donde  $d_{cp}$  y  $k_g$  son el diámetro de partícula ( $>5\text{mm}$ ) y conductividad del gas.

El tiempo requerido para que la fase alcance la temperatura del lecho es el denominado  $t_{99\%}$ , cabe señalar que este parámetro proviene del establecimiento de la ecuación de balance de energía en una partícula esférica, para llegar a la siguiente expresión:

$$t_{99\%} = \frac{0.765 c_p \rho_p d_p}{h_{sp}} \quad 2.28$$

Para que el flujo de aire frío alcance la temperatura del horno se requiere que éste recorra una distancia adecuada para alcanzar el equilibrio, dicha longitud es la denominada  $x_{99\%}$ .

$$x_{99\%} = \frac{\rho_g V}{\rho_b S} \int_{T_{\text{aire}}}^{T_{99\%}} \frac{c_g dT_g}{h_{sp}(T_p - T_g)} \quad 2.29$$

Donde  $T_{\text{aire}}$  es temperatura inicial del aire y  $T_{99\%} = T_{go} + 0.99(T_p - T_{go})$

#### Transferencia del lecho a las paredes de tubos:

En esta zona de la caldera se presentan los tres mecanismos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación. La conducción ocurre cuando los conglomerados de partículas ("clusters") por contacto directo caen a lo largo de las paredes de tubos (figura 2.12). La convección se presenta por el contacto de la fase dispersa gas-sólido con las paredes antes mencionadas (figura 2.12). Finalmente la radiación se manifiesta por una combinación de las fases anteriores.

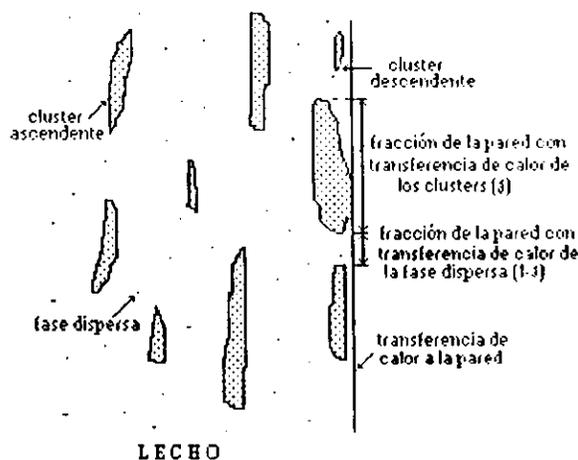


Figura 2.12 Mecanismos de transferencia de calor en las paredes de los tubos.

Existen diversas observaciones experimentales del efecto de la transferencia de calor; entre las más importantes se encuentran:

- Efecto de la densidad de la suspensión.- el coeficiente de transferencia de calor depende principalmente de este parámetro, como se muestra en la figura 2.13.

- Efecto de la longitud vertical.- el coeficiente de transferencia de calor varía inversamente proporcional a la altura de las paredes de tubos, así, a longitudes mayores a 0.7m la relación se estabiliza.

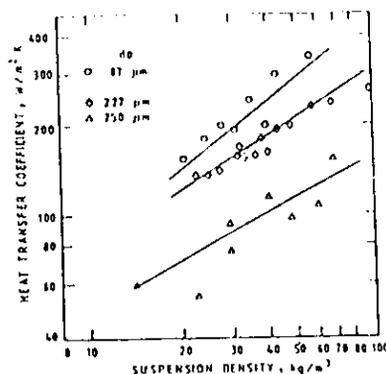


Figura 2.13 Efecto de la  $\rho_{\text{suspension}}$  en el coeficiente de transferencia de calor.

Matemáticamente se puede evaluar la transferencia de calor del lecho a las paredes de tubos, mediante el modelo propuesto por Basu y Subbarao (1988), el cual se fundamenta en observaciones experimentales. Así, para el caso de un lecho con flujos ascendentes continuos de gases con pocos sólidos dispersos y clusters relativamente densos, el coeficiente total de transferencia de calor ( $h$ ) se expresa como la suma de los coeficientes convectivos y radiantes.

$$h = h_{\text{con}} + h_r = \delta h_c + (1 - \delta_c) h_{d,c} + \delta_c h_{r,c} + (1 - \delta_c) h_{d,d} \quad 2.30$$

Donde  $h_c$  y  $h_d$  representan el coeficiente convectivo del "cluster" y la fase dispersa respectivamente, mientras que  $h_{c,r}$  y  $h_{d,r}$  representan el coeficiente radiante del "cluster" y fase dispersa respectivamente. Siendo  $\delta_c$  la fracción media del área de la pared cubierta por los "clusters", que se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$\delta_c = K \left[ \frac{1 - \epsilon_w - Y}{1 - \epsilon_c} \right]^{0.5} \quad 2.31$$

Donde  $\epsilon_w$  y  $\epsilon_c$  son la porosidad cerca de la pared y dentro de la fase dispersa respectivamente. Siendo  $K=0.5$  y  $Y$  es la fracción de volumen en la fase dispersa.

El coeficiente convectivo de los "clusters" depende de la conducción y convección por contacto en la pared de tubos, siendo el mecanismo dominante la conducción, donde inicialmente participa la primer capa de "clusters" y posteriormente las capas subsecuentes. Por ello es importante definir al tiempo de residencia ( $t_c$ ), que es el tiempo transcurrido para que el "cluster" se desplace a lo largo de la pared de tubos, se estima por la expresión propuesta por Glicksman (1988).

$$L = \frac{v_m^2}{g} \left[ e^{(-g c / v_m)} - 1 \right] + v_m t_c \quad 2.32$$

Donde  $L$  y  $v_m$  son la longitud de la pared de tubos y velocidad máxima de los "clusters" (aproximadamente 1.2 a 2 m/s) respectivamente.

$$h_c = \frac{10k_g}{d_p} \quad 2.33$$

$$h_c = \frac{1}{\frac{d_p}{10k_g} + \left[ \frac{t_c \pi}{4k_c c_c \rho_c} \right]^{0.5}} \quad 2.34$$

Donde  $k_g$ ,  $k_c$ ,  $c_c$  y  $\rho_c$  son la conductividad del gas, conductividad, calor específico y densidad del "cluster" respectivamente. Siendo las propiedades del conglomerado, las evaluadas mediante la figura 2.14.

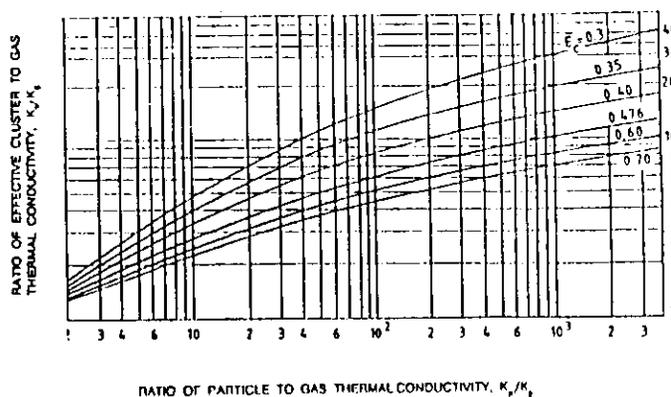


Figura 2.14 Conductividad del "cluster" como una función de la conductividad del gas.

Coefficiente convectivo de fase dispersa ( $h_d$ ).- proviene del flujo ascendente de la fase gas-sólido que está en contacto con la pared de tubos, la cual se obtiene por la correlación de Wen y Miller (1961) para una suspensión uniforme (supone despreciable la radiación).

$$h_d = \frac{k_g c_p}{d_p c_s} \left[ \frac{\rho_{ds}}{\rho_p} \right]^{0.3} \left[ \frac{v_t^2}{g d_p} \right]^{0.21} \text{Pr} \quad 2.35$$

Donde  $\rho_{ds}$ ,  $k_g$ ,  $c_g$  y  $v_t$  son la densidad de la fase dispersa, conductividad térmica del gas, calor específico del gas y la velocidad terminal de las partículas en el lecho respectivamente.

Los coeficientes radiantes son importantes a altas temperaturas (mayores a 700°C) y por consiguiente a bajas densidades (menores a 30 kg/m<sup>3</sup>).

El coeficiente radiante de la fase dispersa proviene de la mezcla ascendente gas-sólido a altas temperaturas, la cual se estima mediante la siguiente ecuación:

$$h_{dr} = \frac{\sigma(T_h^4 - T_s^4)}{\left(\frac{1}{e_d} + \frac{1}{e_s} - 1\right)(T_h - T_s)} \quad 2.36$$

Donde  $\sigma$  y  $e_s$  son la constante de Stefan-Boltzman y la emisividad de la superficie de transferencia de calor.

Siendo  $e_d$  la emisividad de la fase dispersa, la cual se expresa por medio de una relación propuesta por Anderson (1987) que es válida solo para un medio muy diluido.

$$e_d = [e_g + e_p^* - e_g e_p^*] \quad 2.37$$

Donde  $e_g$  es la emisividad del gas y  $e_p^*$  la emisividad relativa de la partícula, que se calcula mediante la relación de Glicksman (1988).

$$e_p^* = 1 - e^{(-1.5C_p V^* L_b / d_p)} \quad 2.38$$

Donde  $e_p$  es la emisividad de la partícula y  $L_b$  es longitud del rayo. Así  $L_b = \frac{3.5V}{A}$ , siendo  $V$  y  $A$  el volumen emitido del lecho y el área de la superficie de las paredes.

El coeficiente radiante de los "clusters" se calcula mediante la ecuación 2., solo que en ella se sustituye la emisividad de la dispersión por la de los "clusters", que se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$e_c = 0.5(1 + e_p) \quad 2.39$$

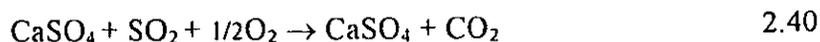
En donde  $e_p$  es la emisividad de los materiales contenidos en el lecho.

#### 2.2.4 MECANISMOS DE CONTROL DE EMISIONES CONTAMINANTES

Los contaminantes que afectan al medio ambiente son los  $SO_x$ ,  $NO_x$  y los gases invernadero y por ello son a los que más atención se les tiene para su control.

##### **Retención del dióxido de azufre:**

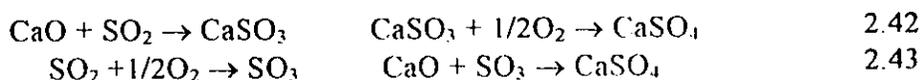
Básicamente, la piedra caliza ( $CaCO_3$ ) y la dolomita ( $MgCO_3$ ) son los principales absorbentes que se utilizan para la eliminación del  $SO_2$  en calderas de lecho fluidizado circulante, mediante la reacción final (2.40) en la que se obtiene el sulfato de calcio ( $CaSO_4$ ), que es un material inerte, estable y fácil de disponer.



El proceso de absorción del  $\text{SO}_2$  se efectúa en dos reacciones; calcinación y sulfuración. La calcinación es una reacción endotérmica que descompone al absorbente en óxido de calcio y dióxido de carbono, mediante la siguiente reacción:



La sulfuración es una reacción exotérmica donde el óxido de calcio absorbe al dióxido de azufre, mediante las siguientes reacciones:



Es importante señalar que no todo el  $\text{CaO}$  puede ser convertido en  $\text{CaSO}_4$  debido a que las reacciones de sulfuración involucran un aumento en el volumen de la fase sólida, lo que ocasiona que los poros del absorbente se tapen disminuyendo zonas de reacción, como se observa en la figura 2.15.

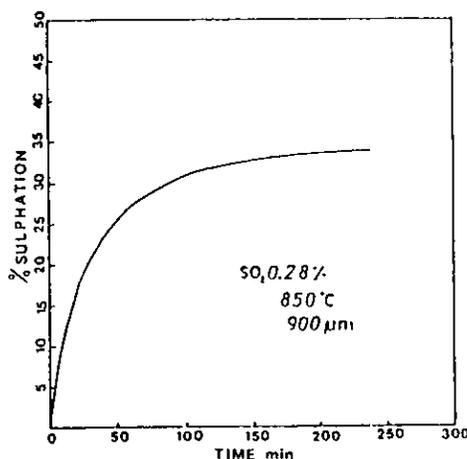


Figura 2.15 Absorción de los dióxidos de azufre.

#### Eliminación de los dióxidos de azufre:

El proceso de eliminación de estos óxidos de azufre en la caldera se efectúa sobre el nivel de aire secundario y está influenciado por diversos parámetros de operación de la misma como los que se enuncian a continuación:

**Temperatura de combustión.**- la reactividad del absorbente que es un parámetro importante en la eliminación del azufre se incrementa conforme aumenta la temperatura, alcanzando un valor óptimo en un rango de temperaturas entre 800-850°C, como se muestra en la figura 2.16.

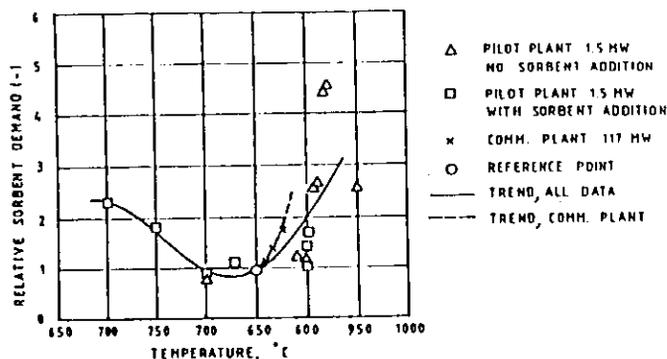


Figura 2.16 Efecto de la temperatura de combustión en la eliminación de azufre

Densidad del lecho y circulación de la fase dispersa.- de acuerdo con experimentos realizados por Basu (1989) se presenta una mayor eliminación de azufre a una alta densidad del lecho, pero existe la posibilidad de que cuando se alcance la mayor sulfuración se presente un efecto inverso.

Tiempo de residencia del gas y altura del horno.- la absorción del azufre está determinada por altos tiempos de residencia de los gases (2-5 s) y en estas condiciones la altura del horno no es significativa, ya que solo se mejora marginalmente la absorción.

Tiempo de residencia de los sólidos y rendimientos del ciclón.- la retención de azufre aumenta conforme se incrementa el tiempo de residencia de los sólidos, que a su vez está relacionado con la eficiencia del ciclón, ya que a mejores eficiencias de recolección se recircularán más las partículas y por lo tanto aumentará el tiempo de residencia.

Tamaño del adsorbente.- entre más pequeñas sean las partículas del material adsorbente (100-300  $\mu\text{m}$ ) habrá una mejor retención de azufre, debido a que cuando las partículas participan en la reacción de sulfuración se presentan zonas que no reaccionan, como se puede ver en la figura 2.15 y por lo tanto al utilizar materiales más pequeños se tendrán menores zonas no reactivas.

#### Eliminación de los óxidos de nitrógeno:

Existen diversos métodos para disminuir las emisiones de  $\text{NO}_x$ , siendo los más importantes la disminución de temperatura de combustión (los  $\text{NO}_x$  se consideran despreciables a temperaturas inferiores a  $900^\circ\text{C}$ ), disminución del exceso de aire (los  $\text{NO}_x$  dependen de la cantidad de aire utilizado, como se muestra en la figura 2.17) y la inyección de amoníaco (provee una reducción importante del contaminante cuando se inyecta en la parte superior de la caldera, aunque su desventaja radica en que puede escaparse a la atmósfera).

En una caldera de lecho fluidizado circulante se emiten bajas cantidades de NO y NO<sub>2</sub>, debido a la temperatura con que se lleva a cabo la combustión (T=850°C). Aunque se emite N<sub>2</sub>O, debido a que su formación se favorece a bajas temperaturas (800-900°C).

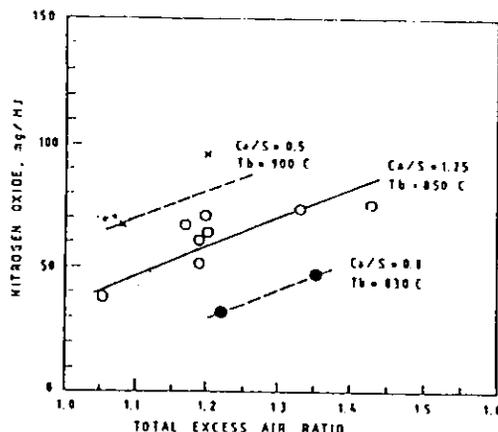


Figura 2.17 Formación de los NO<sub>x</sub> con el exceso de aire

## 2.3 GASIFICACIÓN

La gasificación consiste básicamente en la producción de combustibles gaseosos a partir de otra fuente energética, tal como se mencionó en el capítulo I. El gas de síntesis producido se utiliza para la generación de electricidad, mediante el ciclo combinado. Este ciclo integra al sistema Brayton y al Rankine regenerativo con recalentamiento, con lo cual se tiene una mayor eficiencia térmica.

### 2.3.1 SECUENCIA DE COMBUSTIÓN

La oxidación parcial de una partícula de carbón o coque, sigue la secuencia de secado y pirólisis (sección 2.1.1 y 2.1.2), que se desarrolla en un recipiente presurizado, mediante reacciones fluido-sólido no catalíticas (el sólido es un reactante), donde la fase sólida se transforma en una gaseosa (excepto por la cantidad de cenizas que se forman). El análisis del proceso de reacción, se efectúa por medio del comportamiento de una partícula sólida, que presenta dos modelos teóricos:

1. Modelo de conversión progresiva.- considera que el gas reaccionante penetra y reacciona simultáneamente en toda la partícula sólida, aunque normalmente las velocidades de reacción son diferentes en distintos lugares de la partícula. Por consiguiente el reactante sólido se transforma continua y progresivamente, como se muestra en la figura 2.18a.
2. Modelo de núcleo sin reaccionar.- la reacción inicia en la superficie exterior de la partícula, posteriormente la zona de reacción se desplazan hacia el interior del sólido,

dejando atrás al material completamente convertido y al sólido inerte (cenizas). Así durante la reacción existirá un núcleo de material sin reaccionar, cuyo tamaño disminuirá a medida que transcurre la reacción, como se observa en la figura 2.18b.

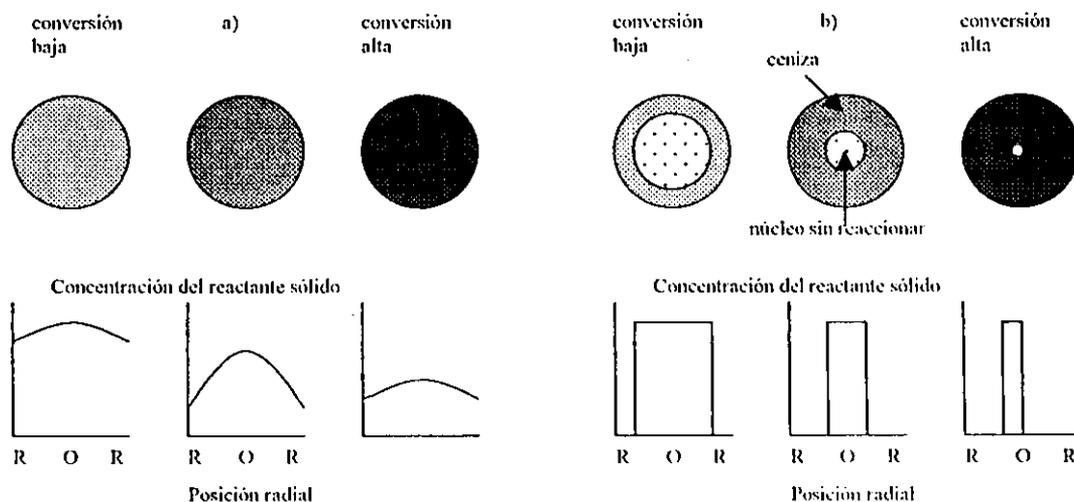


Figura 2.18 Modelos para reacciones no catalíticas gas-sólido.

Los dos modelos son válidos para integrar las velocidades de reacción, sin embargo el modelo más apropiado para gasificadores es el de núcleo sin reaccionar, ya que se ajusta en forma muy aproximada a la realidad y puede evaluarse con cierta facilidad. Cabe señalar que el comportamiento de las partículas sólidas durante la reacción tiende a disminuir en su tamaño hasta desaparecer.

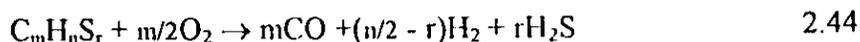
### 2.3.2. ASPECTOS QUÍMICOS

Existen diversas reacciones (complejas) en un gasificador, ya que producen alquitrán y ácidos piroleñosos durante la fase de pirólisis del combustible, que pueden ser descompuestos en las zonas de oxidación y reducción de los gasificadores, los productos de la pirólisis son arrastrados por los gases producidos durante la gasificación.

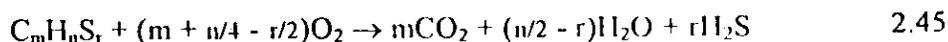
La devolatilización del carbón ocurre aproximadamente en un intervalo de temperaturas de 600-820°C en la que se obtiene poca producción de metano, siendo los productos principales el carbonizado y el hidrógeno. La reacción directa del carbonizado e hidrógeno a 930°C (aproximadamente) forma metano. Posteriormente ocurren dos reacciones de desplazamiento, vapor-carbonizado y agua-gas, de las cuales se obtiene monóxido de carbono e hidrógeno en condiciones de equilibrio endotérmico a temperaturas mayores a 930°C.

La combustión incompleta del combustible se efectúa en un quemador especial dentro de una cámara presurizada y forrada de ladrillo refractario, llamada gasificador, que es normalmente del tipo de corriente fluida.

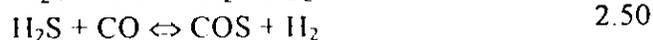
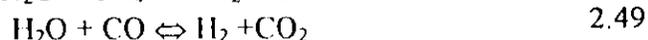
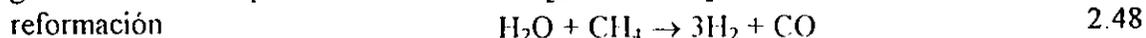
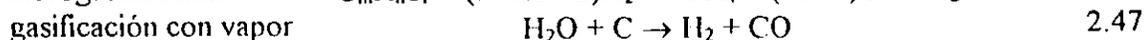
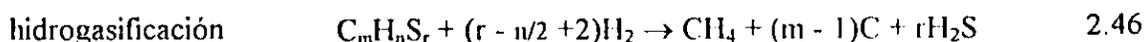
Para el caso de hidrocarburos de la forma  $C_mH_nS_r$ , la combustión se expresa de la siguiente forma:



Como el hidrocarburo debe ser quemado completamente para proveer el suficiente calor de reacción, la reacción 2.44 queda de la siguiente manera:



En el proceso de oxidación parcial también ocurren reacciones laterales, tales como:



Los productos de la combustión se rigen por las siguientes relaciones:

- ◆ Para toda alimentación sólida y líquida, no se alcanza el equilibrio químico (2.46 y 2.47).
- ◆ El efluente de la concentración de metano tampoco alcanza el equilibrio químico (2.46 y 2.48).
- ◆ Las reacciones 2.49 y 2.50 alcanzan o están cerca del equilibrio.
- ◆ No se forman  $SO_x$  porque todo el azufre presente se forma como gas ácido, excepto una pequeña cantidad de COS. Ambos pueden ser removidos económicamente mediante un proceso de conversión.
- ◆ No se producen  $NO_x$ , porque se utiliza vapor de agua como moderador de temperatura y oxígeno puro como comburente, además el contenido de nitrógeno en el combustible se transforma en pequeñas cantidades de amonio y otros compuestos de nitrógeno que pueden ser utilizados como control de PHH en el agua de circulación y se pueden remover por un tratamiento de aguas residuales.
- ◆ La composición del gas crudo ( $H_2/CO$ , metano) depende del valor de la relación C/H, alimentación y tipo de moderador.

Las temperaturas de combustión parcial oscilan en un intervalo de 1100-1500°C, mientras que la presión de operación puede ser desde pocas atmósferas a 85 bar, aunque existen unidades que pueden trabajar a 170 bar.

Los rendimientos de metano así como la calidad de los gases deseados se controlan por el valor de la relación oxidante/hidrocarburo. Estas relaciones junto con la temperatura de alimentación de vapor, reciclado de coque, tipo de moderador, temperatura del gasificador y tiempo de residencia influyen en el rendimiento del equipo, que se caracteriza por la curva de eficiencia de enfriamiento de gas contra consumo específico de combustible.

### 2.3.3 TRANSFERENCIA DE CALOR

Lo que se conoce como gasificador es la integración de un reactor con un intercambiador de calor (enfriador de gases), donde el gas de síntesis cede su energía al fluido de trabajo (agua), para su integración al ciclo combinado de generación de electricidad. La transferencia de energía que se lleva a cabo en el enfriador, se calcula mediante la siguiente expresión:

$$Q = UA\Delta T_{ml} = m_{\text{agua}}\Delta h_{\text{agua}} \quad 2.51$$

Donde  $\Delta h_{\text{agua}}$  y  $m_{\text{agua}}$  son diferencia de entalpia del agua y flujo de agua respectivamente. Siendo  $U$  el coeficiente global de transferencia de calor, que se expresa mediante:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{r_o}{h_i r_i} + \frac{f f_o}{r_i} + \frac{f f_i r_o}{r_i} + \frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{k_m}} \quad 2.52$$

Donde  $h_o$ ,  $r_o$ ,  $f f_o$ ,  $h_i$ ,  $r_i$  y  $f f_i$  son el coeficiente de transferencia de calor, radio y factor de ensuciamiento externos e internos respectivamente.

El coeficiente de calor interno se determina por la relación de Dittus-Boelter:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad 2.53$$

Siendo  $Nu = \frac{h d}{12k}$

El coeficiente de calor externo ( $h_o = h_c + h_r$ ) es calculado por la suma del coeficiente convectivo y el coeficiente radiante. El coeficiente convectivo queda definido por la relación de Grimson:

$$Nu = BRe^N \quad 2.54$$

Donde  $B$  y  $N$  son coeficientes dependientes del tipo de arreglo de tubos (figura 2.19), como se muestra en la tabla 2.B.



Figura 2.19 Arreglos de tubos.

Tabla 2.B Valores de Grimson's (B y N).

S <sub>i</sub> /d	1,25		1,5		2		3	
S <sub>i</sub> /d	B	N	B	N	B	N	B	N
Arreglo triangular								
1,25	0,518	0,556	0,505	0,554	0,519	0,556	0,522	0,562
1,50	0,451	0,568	0,460	0,562	0,452	0,568	0,488	0,568
2,0	0,404	0,572	0,416	0,568	0,482	0,556	0,449	0,570
3,0	0,310	0,592	0,356	0,580	0,440	0,562	0,421	0,574
Arreglo en línea								
1,25	0,348	0,592	0,275	0,608	0,100	0,704	0,0633	0,752
1,5	0,367	0,586	0,250	0,620	0,101	0,702	0,0678	0,744
2,0	0,418	0,570	0,299	0,602	0,229	0,632	0,198	0,648
3,0	0,290	0,601	0,357	0,584	0,374	0,581	0,286	0,608

Fuente: V. Ganapathy. "The waste heat boiler deskbook", Prentice Hall, 1991 (ref. X).

El coeficiente radiante se define por medio de la siguiente expresión:

$$h_r = \epsilon_g \nabla \frac{T_g^4 - T_o^4}{T_g - T_o} \quad 2.55$$

Donde  $\nabla$ ,  $T_g$  y  $T_o$  son el coeficiente de Stefan Boltzman, temperatura promedio de los gases y temperatura del tubo exterior respectivamente. Siendo  $\epsilon_g = 0.9(1 - e^{-Kl})$

Donde:

$$K = \frac{(0.8 + 1.6P_{pw})(1 - 0.38T_g/100)}{\sqrt{(P_{pc} + P_{pw})L}} (P_{pc} + P_{pw})$$

$$L = \frac{1.08(S_t S_i - 0.785d^2)}{d}$$

Donde  $P_{pc}$  y  $P_{pw}$  son las presiones parciales del vapor de agua y del dióxido de carbono respectivamente.

### 2.3.4 MECANISMOS DE CONTROL DE EMISIONES CONTAMINANTES

En el sistema de gasificación esencialmente se produce CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, COS y materia sólida, siendo el monóxido de carbono e hidrógeno los productos que se utilizan para la generación de electricidad. La remoción de partículas sólidas contenidas en los gases se efectúa mediante un lavador húmedo ("scrubber") del tipo de torre de pulverización por gravedad que utiliza agua como medio de separación.

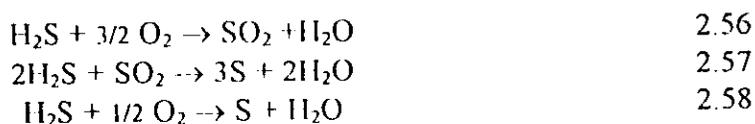
El lavador húmedo es un sistema en el cual se rocía al flujo de gases productos de la combustión a contracorriente con el líquido absorbedor, efectuándose la separación por un medio físico. Los gases sucios entran por la parte inferior del equipo, donde estos fluyen hacia arriba. Los gases limpios salen por la parte superior del equipo, como se muestra en la figura 2.20.

La separación de gases ácidos se realiza mediante un proceso físico de remoción (Rectisol) que utiliza un líquido absorbente como medio de separación, como el Ucarsol, Dow gas/spec o Textreat, el cual separa básicamente al  $H_2S$  y  $CO_2$ . El flujo de  $H_2S$  es conducido a un proceso para la recuperación de azufre, conocido como Claus, como se muestra en la figura 2.20.

La fracción de COS es convertida en  $H_2S$  mediante un hidrolizador catalítico, que consiste básicamente en conducir los gases a contracorriente en una torre empacada, con una solución acuosa caliente de dietanolamina.

#### Proceso Claus:

Es un sistema que se utiliza para la recuperación de azufre a partir de gas ácido ( $H_2S$ ). El proceso se muestra en la figura 2.20, donde el flujo de  $H_2S$  entra a un tanque separador en donde se realiza una separación de agua que pudiera presentarse por una condensación, la cual es enviada a un acumulador de reflujo por medio de bombas, mientras que el gas ácido se envía a una cámara de combustión, donde es recuperado el azufre mediante las siguientes reacciones químicas:



Los gases de combustión generados en la cámara de combustión se envían a una caldera donde se enfrían, produciendo vapor. El gas efluente de la caldera de recuperación alimenta a un condensador de azufre, donde los gases se enfrían y sustancialmente todo el azufre producido es condensado. El azufre removido en el condensador se envía a una fosa de azufre y los gases fluyen hacia un recalentador donde se eleva su temperatura

Los gases recalentados se envían a un convertidor, donde éstos reaccionan catalíticamente, obteniéndose azufre elemental mediante la reacción 2.58. Los gases fluyen del convertidor al condensador de azufre donde son enfriados y prácticamente todo el azufre es condensado. El azufre recuperado es enviado a la fosa de azufre y los gases al recalentador, para posteriormente enviarlos al convertidor y condensador.

Los gases residuales alimentan a un incinerador donde el remanente de azufre es arrastrado y el  $H_2S$  sin reaccionar se oxida para obtener  $SO_2$ .

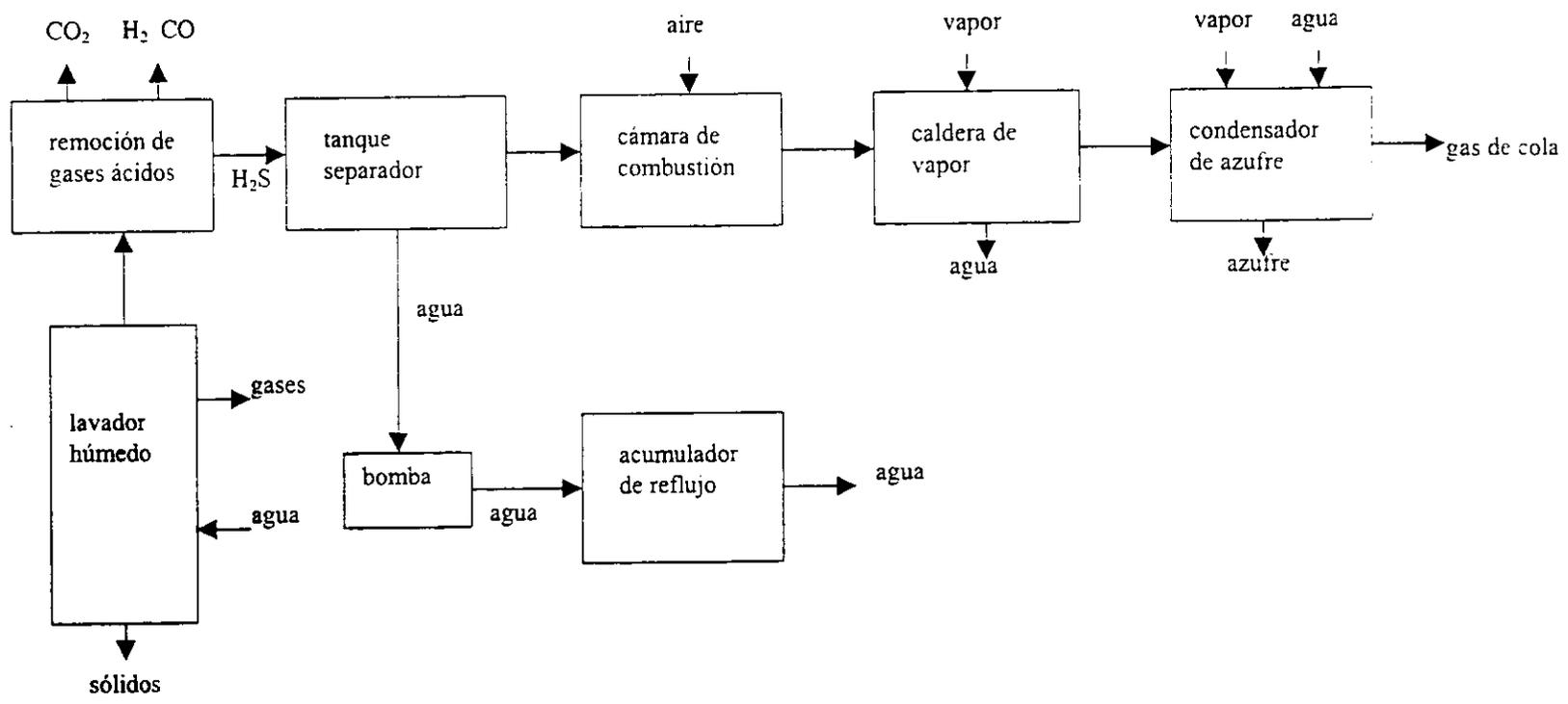


Figura 2.20 Proceso de separación de gases y recuperación de azufre

# CAPÍTULO

## III

## EVALUACIÓN TÉCNICA

En el presente capítulo se realiza la evaluación técnica para los sistemas de gasificación y lecho fluidizado, previamente seleccionados en el capítulo I, con la finalidad de obtener el potencial de generación de energía eléctrica, así como sus parámetros inherentes. Es importante señalar que solo se consideraron los sistemas Babcock and Wilcox, Lurgi, Texaco y Shell, debido a que son los que cuentan con un mayor número de plantas industriales instaladas.

### 3.1 EVALUACIÓN DEL SISTEMA CFB

Los principales pasos a seguir en la evaluación del sistema CFB son la evaluación del generador de vapor y su integración al ciclo generador de electricidad.

#### 3.1.1 GENERADOR DE VAPOR

La evaluación de un generador de vapor de lecho fluidizado circulante atmosférico se efectuó mediante cálculos estequiométricos, emisiones, pérdidas de energía, transferencia de calor en las superficies intercambio térmico de la caldera y caracterización de ésta. Las relaciones matemáticas presentadas en esta sección son aproximaciones obtenidas con base en experiencias con unidades en operación (IV).

##### **Cálculos Estequiométricos:**

Proveen información sobre la cantidad de aire requerido para la combustión del carbón o coque, cantidad de combustible requerido de acuerdo con la capacidad térmica de la caldera, cantidad de material absorbente requerido para la retención de azufre, así como la cantidad de sólidos residuales producidos.

La cantidad de aire teórico requerido para la completa combustión de una unidad de carbón ( $m_{\text{aire}}$ ) está dada por la siguiente expresión:

$$m_{\text{aire}} = 11.53 C + 34.14 (H - O/8) + 4.34 S + A S \quad 3.1$$

Donde A es la cantidad de aire adicional, siendo  $A=2.17$  para la retención de azufre y  $A=0$  cuando el azufre no es capturado como sulfato de calcio.

La cantidad de material absorbente requerido ( $m_a$ ) para la retención de azufre del combustible está dada por:

$$m_q = \frac{100 S}{32 x_{CaCO_3}} R \quad 3.2$$

Donde  $x_{CaCO_3}$  es la fracción masa de  $CaCO_3$  en el absorbente y  $R$  es la relación molar de calcio y azufre.

La cantidad de residuos sólidos producidos por unidad de carbón quemado fue evaluado mediante la siguiente ecuación:

$$m_a = [ m_{qw} + cen + (1-\eta_c) x_{CaO} ] \quad 3.3$$

Donde  $\eta_c$ ,  $m_{qw}$ ,  $x_{CaO}$  y  $\eta_c$  son la eficiencia de combustión, cantidad de absorbente utilizado por unidad de carbón quemado, fracción másica de  $CaO$  y eficiencia de combustión, respectivamente. Siendo  $m_{qw}$ :

$$m_{qw} = 136 \frac{S}{32} \eta_{sor} + 56 \left[ \frac{m_q x_{CaCO_3}}{100} - \frac{S \eta_{sor}}{32} \right] + \frac{40 m_q x_{MgCO_3}}{84} + m_q x_{ine} \quad 3.4$$

Donde  $x_{ine}$  y  $\eta_{sor}$  son la fracción másica de material inerte y eficiencia de absorción, respectivamente.

#### Emisiones:

Los productos de la combustión que se emiten al medio ambiente, como el dióxido de carbono, nitrógeno, vapor de agua, oxígeno, dióxido de azufre y ceniza volante, se evalúan en esta sección.

La cantidad de dióxido de carbono generado ( $m_{CO_2}$ ) por la combustión de carbón está referido a la producción de carbono fijo ( $m_{FCO_2}$ ) y por la cantidad de material absorbente contenido en el coque ( $m_{SCO_2}$ ), como se muestra a continuación:

$$m_{CO_2} = 3.66 C + 1.375 S R \left( 1 + 1.19 \frac{x_{MgCO_3}}{x_{CaCO_3}} \right) \quad 3.5$$

El vapor de agua generado ( $m_{H_2O}$ ) durante el proceso de combustión, se obtienen mediante la siguiente expresión:

$$m_{H_2O} = 9 H + e_a m_{aire} x_m + m_f + m_q x_{ml} \quad 3.6$$

Donde  $x_m$ ,  $x_{ml}$ ,  $m_f$  y  $e_a$  son la fracción másica de humedad en el combustible, fracción másica de humedad en el absorbente, contenido de humedad en el aire y exceso de aire, respectivamente.

La cantidad de nitrógeno producido ( $m_{N_2}$ ) se calcula mediante la siguiente expresión:

$$m_{N_2} = N + 0.768 m_{aire} e_a \quad 3.7$$

La cantidad de oxígeno ( $m_{O_2}$ ) producido está dado por:

$$m_{O_2} = O + 0.2315 m_{aire} (e_a - 1) + (1 - \eta_{sor}) S/2 \quad 3.8$$

La cantidad de dióxido de azufre producida es la que se obtiene por la siguiente expresión:

$$m_{SO_2} = 2 S (1 - \eta_{sor}) \quad 3.9$$

La ceniza volante contenida ( $m_c$ ) en los gases productos de la combustión está dada por:

$$m_c = m_{ma} - 0.2315 m_{aire} + 3.66 C + 9 H + m_f + m_q x_{ml} + N + O + 2.5 S (1 - \eta_{sor}) + \\ + 1.375 S R (1 + x_{MgCO_3} / x_{CaCO_3}) + cen \quad 3.10$$

Donde  $m_{ma}$  es la humedad contenida en el aire seco.

$$m_{ma} = T_{da} (1 + x_m) \quad 3.11$$

Donde  $T_{aire}$  es la cantidad total de aire seco y se expresa por:

$$T_{aire} = e_a m_{aire} \quad 3.12$$

#### Pérdidas de Energía:

Durante el proceso de combustión y de transferencia de calor se presentan pérdidas de energía ocasionadas por: el contenido de humedad en el material absorbente, aire y combustible, calcinación, inquemados contenidos en la ceniza, sulfuración, los gases de escape a la atmósfera, convección, radiación, calor sensible en la ceniza, ventiladores y pérdidas no determinadas.

Las pérdidas por humedad están referidas a la energía necesaria para evaporar el contenido de agua en el combustible ( $E_{Pcom}$ ), absorbente ( $E_{Psor}$ ) y aire ( $E_{Paire}$ ), que se evalúan mediante las siguientes expresiones:

$$E_{Pcom} = \frac{m_f h_{vap} 100}{PCS} \quad 3.13$$

$$E_{Psor} = \frac{m_q x_{ml} h_{vap} 100}{PCS} \quad 3.14$$

$$E_{Paire} = \frac{0.013 m_{da} x_{mi} h_{vap} 100}{PCS} \quad 3.15$$

Donde  $h_{vap}$  y PCS son la entalpia de vapor a la temperatura de los gases de escape y poder calorífico superior del combustible, respectivamente.

Las pérdidas por calcinación (reacción endotérmica) del material absorbente ( $E_{PcalCa}$  y  $E_{PcalMg}$ ) se expresan de la siguiente manera:

$$E_{P_{calCa}} = \frac{183000x_{CaCO_3}m_q}{PCS} \quad 3.16$$

$$E_{P_{calMg}} = \frac{118300x_{MgCO_3}m_q}{PCS} \quad 3.17$$

Las pérdidas por inquemados ( $E_{P_{unbur}}$ ) están referidas a la cantidad de carbón e hidrocarburos que no reaccionaron en el proceso de combustión, así como la emisión de monóxido de carbono y se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$E_{P_{unbur}} = \frac{3348800x_c w_a}{PCS} \quad 3.18$$

Donde  $x_c$  es la fracción de carbón contenido en las cenizas

Las pérdidas por los gases de escape secos ( $E_{P_{gc}}$ ) en la chimenea contienen una cantidad de energía que no puede recuperarse, esta pérdida de energía está dada por:

$$E_{P_{gc}} = \frac{100m_{gases}Cp_{gases}\Delta T}{PCS} \quad 3.19$$

Donde  $m_{gases}$  es la cantidad de gases emitidos a la atmósfera.

Durante el proceso de combustión se forma agua por la reacción del hidrógeno con el oxígeno ( $E_{P_{bh}}$ ), lo cual representa una pérdida de energía, que puede ser calculada por medio de la siguiente expresión:

$$E_{P_{bh}} = \frac{900Hh_{vap}}{PCS} \quad 3.20$$

En el proceso de combustión se presentan pérdidas por radiación y convección, que son del orden de 0.2-0.5 % del calor total liberado.

Las cenizas contienen una cantidad de calor sensible que no puede aprovecharse ( $E_{Pc}$ ) y, por lo tanto, representa una pérdida de calor, que se evalúa por:

$$E_{Pc} = \frac{100w_a Cp_{par} T_c}{PCS} \quad 3.21$$

Donde  $Cp_{par}$  y  $T_c$  son el calor específico de la ceniza y la temperatura a la cual el combustible y el absorbente son alimentados, respectivamente.

Las pérdidas no determinadas se estiman en un valor típico de aproximadamente 1.5 % del calor total liberado.

En el proceso de combustión también existen ganancias de energía como lo son las originadas por la reacción de sulfuración ( $E_{Gsu}$ ) y por los ventiladores ( $E_{Gv}$ ). La sulfuración es una reacción exotérmica y por lo tanto libera energía que se cuantifica por:

$$E_{Gsu} = \frac{1514100S\eta_{sor}}{PCS} \quad 3.22$$

Los ventiladores proporcionan una cantidad de energía que es del orden del 1 % de la energía liberada por el combustible.

#### **Transferencia de Calor en las Superficies de Calentamiento:**

Permite evaluar la cantidad total de energía transferida por la combustión del coque hacia el fluido de trabajo (agua), de acuerdo con la capacidad de la caldera. La evaluación de la transferencia de energía se efectúa principalmente en dos lugares; zona de saturación y de sobrecalentamiento, que se encuentran contenidas dentro del hogar de la caldera. La región de saturación está regida por la de fluidización circulante y por ello se obtiene con base en la teoría expuesta en la sección 2.4.1.4. Las regiones posteriores a la saturación (sobrecalentamiento, recalentamiento y economizador) se calculan como intercambiadores de calor convencionales, de acuerdo con lo expuesto en la sección 2.5.2.

#### **Caracterización del Hogar de la Caldera:**

Permite dimensionar el hogar, de acuerdo con tres aspectos principales: sección transversal, altura y entradas a la cámara de combustión. El dimensionamiento está determinado por la transferencia de calor, tiempo de residencia de la fase gas-sólido y del proceso de combustión, como se muestra en el apéndice A.

### **3.1.2 INTEGRACIÓN AL CICLO RANKINE**

La integración del generador de vapor al ciclo Rankine Regenerativo con Recalentamiento, permite evaluar al ciclo, mediante el correspondiente balance térmico, con el cual se evaluaron los flujos de vapor requeridos, la generación de energía eléctrica, así como la eficiencia total del ciclo. El esquema utilizado cuenta con un Recalentamiento y 6 extracciones, como se muestra en la figura 3.1, en la cual se utilizó la siguiente nomenclatura:

#### ***Equipos:***

1. Caldera CFB
2. Turbina de alta presión
3. Turbina de presión intermedia
4. Turbina de baja presión
5. Condensador
6. Calentadores de baja presión
7. Deareador
8. Calentadores de alta presión
9. Bombas

#### ***Puntos:***

- 1 al 23 indican las puntos de todas las entradas y salidas en los equipos.
- $m_{vt}$  flujo total de vapor
  - $m_1$  a  $m_6$  flujos de vapor en las extracciones
  - $m_{cond}$  flujo de vapor en el condensador

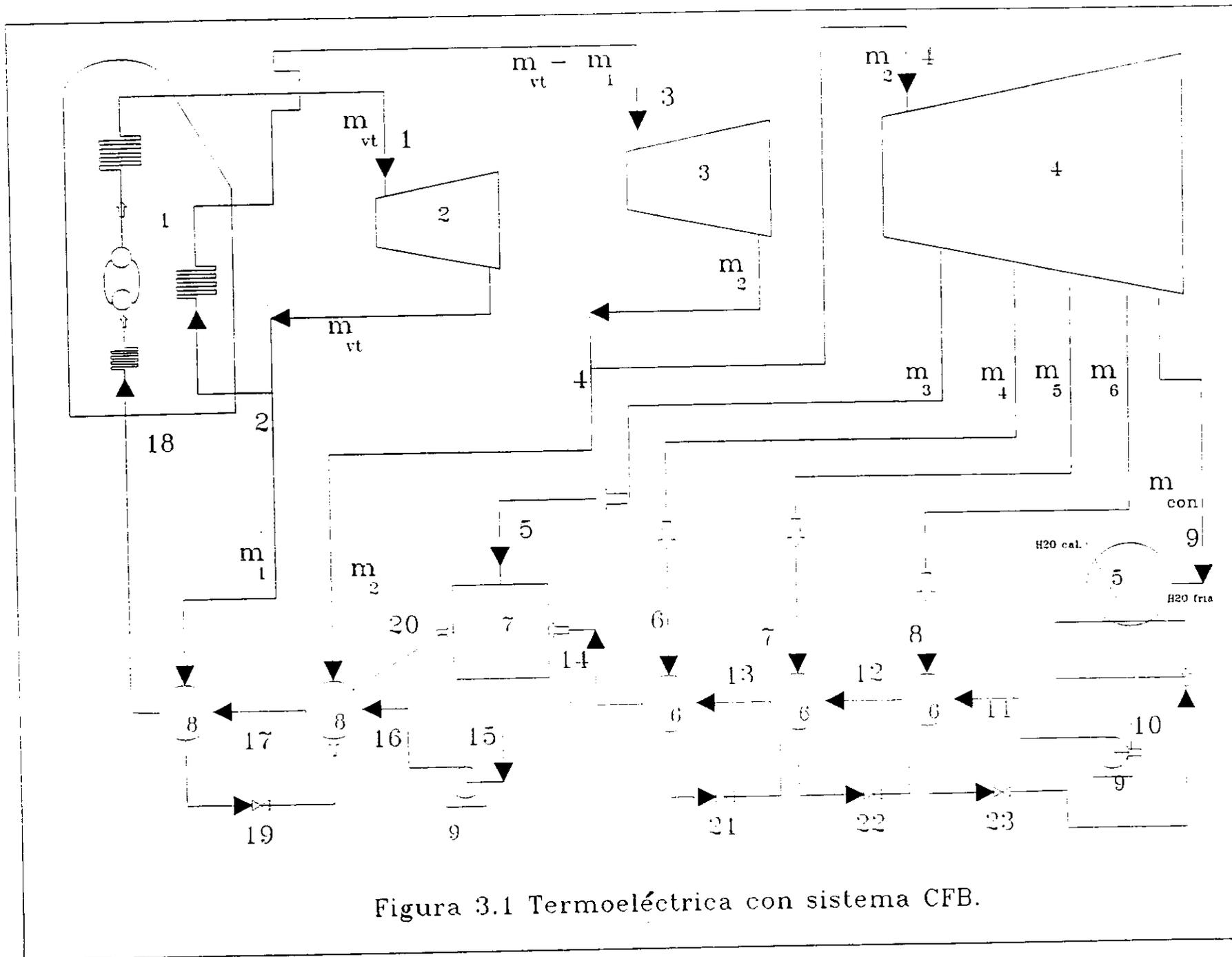


Figura 3.1 Termoeléctrica con sistema CFB.

Los flujos de vapor ( $m_{vi}$ ) se calcularon mediante el balance de energía en la caldera, calentadores de alta presión (C6 y C5), calentadores de baja presión (C3, C2 y C1) y deareador, obteniéndose un sistema de 7 ecuaciones, que se muestra a continuación:

**Caldera:**

$$m_{vt} (h_1 + h_3 - h_2 - h_{18}) - m_{v1} (h_3 - h_2) = Q_{11} \quad 3.23$$

**Calentadores de alta presión:**

$$m_{vt} (h_{17} - h_{18}) + m_{v1} (h_2 - h_{19}) = 0 \quad 3.24$$

$$m_{vt} (h_{16} - h_{17}) + m_{v1} (h_{19} - h_{20}) + m_{v2} (h_4 - h_{20}) = 0 \quad 3.25$$

**Calentadores de baja presión:**

$$m_{vt} (h_{13} - h_{14}) - m_{v1} (h_{13} - h_{14}) - m_{v2} (h_{13} - h_{14}) - m_{v3} (h_{13} - h_{14}) + m_{v4} (h_6 - h_{21}) = 0 \quad 3.26$$

$$m_{vt} (h_{12} - h_{13}) - m_{v1} (h_{12} - h_{13}) - m_{v2} (h_{12} - h_{13}) - m_{v3} (h_{12} - h_{13}) + m_{v4} (h_{21} - h_{22}) + m_{v5} (h_7 - h_{22}) = 0 \quad 3.27$$

$$m_{vt} (h_{11} - h_{12}) - m_{v1} (h_{11} - h_{12}) - m_{v2} (h_{11} - h_{12}) - m_{v3} (h_{11} - h_{12}) + m_{v4} (h_{22} - h_{23}) + m_{v5} (h_{22} - h_{23}) + m_{v6} (h_8 - h_{23}) = 0 \quad 3.28$$

**Deareador:**

$$m_{vt} (h_{14} - h_{15}) + m_{v1} (h_{20} - h_{14}) + m_{v2} (h_{20} - h_{14}) + m_{v3} (h_5 - h_{21}) = 0 \quad 3.29$$

Donde  $Q_{11}$  y  $h_i$  son la capacidad de la caldera y entalpías del ciclo respectivamente.

La electricidad generada se estimó mediante el balance de energía en las turbinas ( $W_T$ ) y bombas ( $W_B$ ), como se muestra a continuación:

**Turbinas:**

$$W_{TAP} = m_{vt} (h_1 - h_2) \quad 3.30$$

$$W_{TPI} = (m_{vt} - m_{v1}) (h_3 - h_4) \quad 3.31$$

$$W_{TBP} = (m_{vt} - m_{v1} - m_{v2}) (h_4 - h_5) + (m_{vt} - m_{v1} - m_{v2} - m_{v3}) (h_5 - h_6) + (m_{vt} - m_{v1} - m_{v2} - m_{v3} - m_{v4}) (h_6 - h_7) + (m_{vt} - m_{v1} - m_{v2} - m_{v3} - m_{v4} - m_{v5}) (h_7 - h_8) + (m_{vt} - m_{v1} - m_{v2} - m_{v3} - m_{v4} - m_{v5} - m_{v6}) (h_8 - h_9) \quad 3.32$$

**Bombas:**

$$W_{BS} = m_{vt} (h_{16} - h_{15}) + (m_{vt} - m_{v1} - m_{v2} - m_{v3}) (h_{11} - h_{16}) \quad 3.33$$

Aplicando las eficiencias correspondientes de los equipos se tiene:

$$W_T = (W_{TAP} \eta_{STA} + W_{TPI} \eta_{STI} + W_{TBP} \eta_{STB}) \eta_{Tmec} \eta_{GE} \quad 3.34$$

$$W_B = W_{BS} / \eta_B \quad 3.35$$

Donde  $\eta_{ST}$ ,  $\eta_{Mec}$ ,  $\eta_{GE}$ , y  $\eta_B$  son las eficiencias isentrópicas de las turbinas, mecánicas de las turbinas, del generador eléctrico y de las bombas, respectivamente.

Por lo tanto la energía eléctrica ( $W_{ER}$ ) generada por el ciclo será:

$$W_{ER} = W_T - W_B \quad 3.36$$

La eficiencia total del ciclo ( $\eta_{ciclo}$ ) e índice de calor neto (ICN), comúnmente conocido como "heat rate" se expresan mediante las siguientes ecuaciones:

$$\eta_{ciclo} = W_e / Q_s \quad 3.37$$

$$ICN = Q_s / W_e \quad 3.38$$

Siendo  $Q_s$  el calor suministrado y que se estiman por medio de la siguiente ecuación:

$$Q_s = m_{v1} (h_1 - h_2) + (m_{v1} - m_{v1}) (h_3 - h_4) \quad 3.39$$

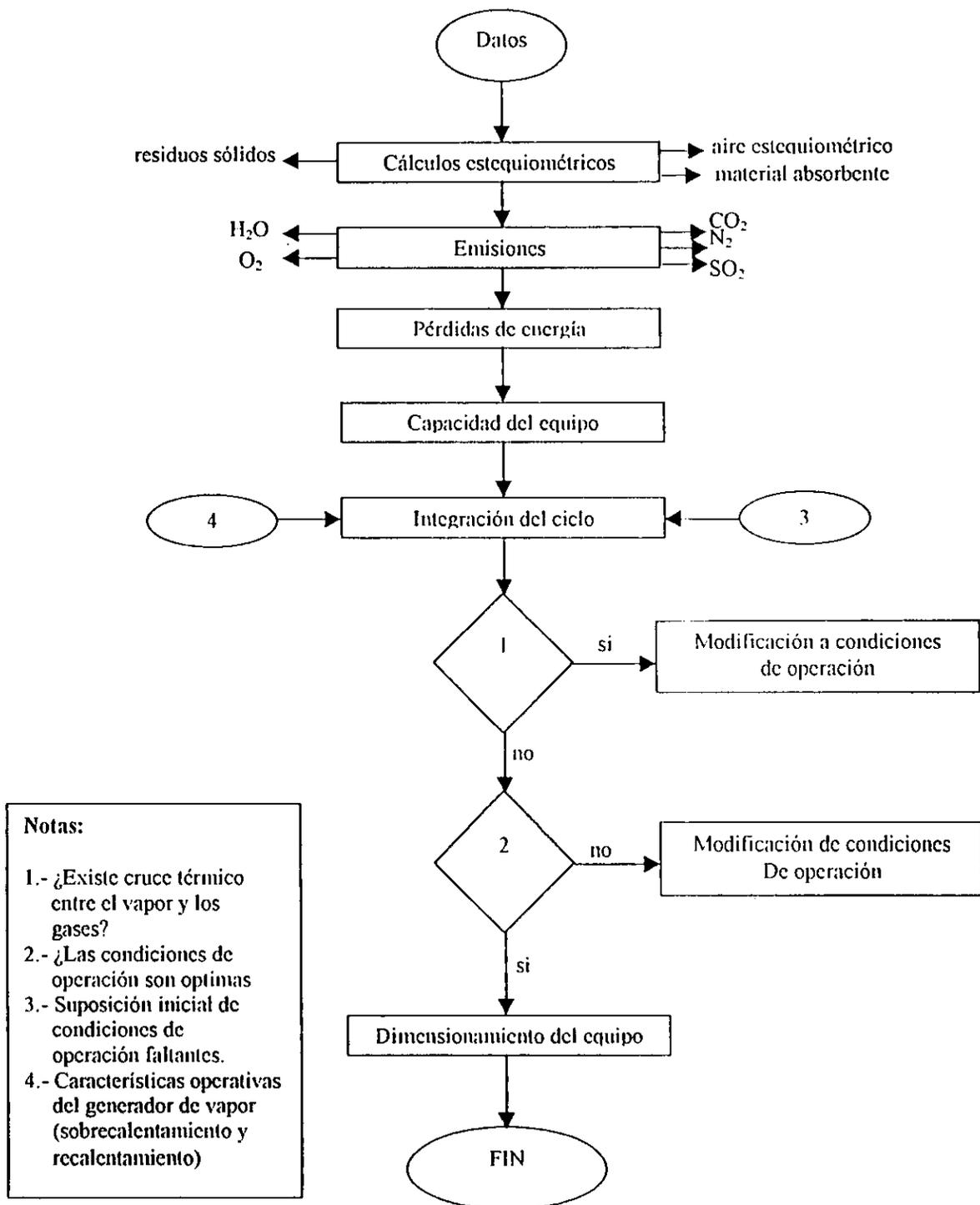
### 3.1.3 METODOLOGÍA DE CÁLCULO

La secuencia de cálculo utilizada en la evaluación técnica de los sistemas CFB se muestra en el diagrama de flujo 3.1

Antes de iniciar el cálculo correspondiente al sistema mencionado, se debe contar con la siguiente información:

- Composición química del combustible (análisis último) y su poder calorífico superior.
- Cantidad de combustible o la capacidad térmica de la caldera.
- Composición química del absorbente a utilizar.
- Eficiencia de absorción del azufre en la cámara de combustión.
- La cantidad de aire en exceso.
- Propiedades del combustible y gases de combustión ( $\rho$ ,  $C_p$ ,  $k$  y  $e$ )
- Diámetro promedio de las partículas.
- Condiciones de operación (P y T) de sobrecalentamiento y recalentamiento.
- Eficiencias de los equipos (caldera, turbinas, bombas y generador eléctrico)
- Diferencias terminales de temperatura y aproximación de drenales en los calentadores de alta y baja presión.
- Condiciones del lecho y del "cluster" (datos experimentales)
- Tiempo de residencia de la fase gas-sólido.

Diagrama de flujo 3.I Sistema CFB



En la evaluación del sistema se analizó primero a la caldera y posteriormente su integración al ciclo generador de electricidad. Así, con la composición del combustible, composición del material absorbente, exceso de aire, eficiencia de combustión y de retención de azufre en la caldera, se obtienen las pérdidas de energía en la caldera, cantidad de gases producidos por la combustión, cantidad de material absorbente requerido, flujo de aire requerido, así como la cantidad de residuos sólidos producidos, de acuerdo con la sección 3.1.1. Con las pérdidas de energía previamente calculadas y con una capacidad térmica propuesta ( $Q_{II}$ ), basada en equipos instalados y en funcionamiento de la caldera, se evalúa la cantidad de combustible requerido, cuyo valor debe ser lo más aproximado posible con la cantidad de coque disponible en la refinería, de acuerdo con la siguiente relación:

$$Q_{II} = PCI \ m_{com} (1 - \text{Pérdidas}) \quad 3.40$$

Donde PCI y  $m_{com}$  son el poder calorífico inferior y flujo del combustible respectivamente. Siendo  $PCI = PCS - 22604 H - 2581$  (humedad) [kJ/kg]

El flujo de combustible, emisiones producidas por unidad de combustible utilizado, cantidad de material absorbente, aire requerido y los sólidos producidos en la caldera se utilizaron para obtener la cantidad de gases emitidos a la atmósfera, flujo de material absorbente y aire requeridos expresados en kg/s.

La integración del generador de vapor CFB al ciclo generador de electricidad se realizó con las condiciones de operación del equipo (sobrecalentamiento y recalentamiento), diferencia terminal de temperatura y aproximación de drenales en los calentadores, condiciones de P y T en el condensador (considerando la máxima humedad permisible por la turbina de baja presión, aproximadamente 12%), así como la suposición de las condiciones faltantes del ciclo. En primer instancia fueron calculadas las entalpías en todos los puntos del ciclo, con los cuales se evaluaron los flujos de vapor requeridos, cantidad de electricidad producida, eficiencia e ICN, de acuerdo con las ecuaciones expuestas en la sección 3.1.2, considerando las eficiencias de los equipos. En este proceso se modificaron las condiciones de operación (P y T) faltantes hasta que se hallaron las óptimas con las que se maximizó la eficiencia del ciclo y por ende la generación de electricidad. Posteriormente se efectuó el balance de energía correspondiente en las zonas de recalentamiento y del economizador, para comprobar que no exista un cruce temperaturas entre los gases y el fluido de trabajo. El proceso se repitió hasta que se cumplieron con las anteriores condicionantes.

El dimensionamiento del hogar de la caldera se realizó cuantificando en primera instancia el coeficiente global de transferencia de calor (utilizando las propiedades del gas, combustible y condiciones del lecho), ver sección 2.2.3, la cantidad de energía transferida en la zona de saturación y sobrecalentamiento (obtenida por el balance térmico del ciclo) y con el tiempo de residencia de la fase gas-sólido, de acuerdo con el apéndice A y considerando un diámetro de tubo y espaciamiento entre ellos.

**Datos utilizados:**

La evaluación de los sistemas se desarrollaron en base información proporcionada por PEMEX, Babcock and Wilcox, Lurgi, datos experimentales y típicos de equipos que se encuentran en funcionamiento. La información utilizada es la que se presenta a continuación:

- Composición del combustible (composición típica del coque, proporcionada por PEMEX):

Componente	% peso
Carbón	81,32
Hidrógeno	2,87
Nitrógeno	0,88
Azufre	6,16
Cenizas	0,32
Oxígeno	0,45
Humedad	8,00

$$PCS = 31\,865,185 \text{ (kJ/kg)}$$

- Composición del absorbente (dato típico, referencia IV):

Componente	% peso (base seca)
CaCO <sub>3</sub>	90
MgCO <sub>3</sub>	9
Materia inerte	1

- $Q_{II} = 780 \text{ MW}_I$  (B & W) y  $Q_{II} = 762 \text{ MW}_I$  (Lurgi)
- $e_a = 20 \%$  (dato proporcionado por B & W y Lurgi, que es de 15-25 %)
- $D_p = 200 \mu\text{m}$  (dato promedio para la operación de calderas B & W y Lurgi de 170-250  $\mu\text{m}$ )
- Principales condiciones de operación del ciclo:

Punto	Sistema Babcock and Wilcox		Sistema Lurgi	
	Presión (kPa)	Temperatura (K)	Presión (kPa)	Temperatura (K)
1	17 338	813,16 (540 °C)	16 900	843,06 (570 °C)
3	3 397	813,16 (540 °C)		843,06 (570 °C)
9	11			
Calentadores				
AD		273,16 (0 °C)		
DTT <sub>BP</sub>		275,93 (2,77 °C)		
DTT <sub>AP</sub>		278,71 (5,55 °C)		

Nota: El punto 1 fue tomado con base en las características de las calderas B & W y Lurgi (referencias 5 y 8).

- Propiedades del sólido (tomado con base en la referencia IV)

- Propiedades de los gases (tomados con base en las referencias VIII y IX)
- $t_r = 3$  s (valor típico con base en referencia IV)
- Condiciones del lecho y cluster:
  - $\epsilon_c = 0,6$  (dato experimental obtenido por Strijk, ya que a este valor se incrementa el coeficiente total de transferencia de calor en 1,3 %)
  - $v_{mc} = 1,26$  m/s (dato obtenido experimentalmente, propuesto por Glicksman y que oscila entre 1,2-2 m/s)
  - $L = 15$  m (longitud del lecho de acuerdo con B & W y Lurgi)

Nota: Para el dato de  $L$ , se sugiere ver la referencias 3 y 7
- Condiciones ambientales (tomadas de datos promedio para la región de Cadereyta en base a los criterios de diseño de la planta combinada No. 1 de la refinería:
 

Presión (kPa)	Temperatura (K)
97	297,04
- $\phi_{\text{tubos}} = 5,08$  cm (2 inch) y pitch = 7,62 cm (3 inch)

### 3.1.4 RESULTADOS

Con base en la información proporcionada en la sección anterior y la metodología de cálculo descrita en la sección 3.1.3, se obtuvieron los resultados correspondientes a las calderas Babcock and Wilcox y Lurgi, integradas al ciclo generador de energía, como se muestran en las tablas de resultados 3.A y 3.B. Cabe señalar que la información se mostrará, de acuerdo con la Norma Oficial Mexicana NOM-008-SCFI-1993.

En la tabla 3.A se observa que para un flujo de combustible de 27,63 kg/s, una relación Ca/S de 2, un tiempo de residencia de 3 s, una eficiencia de combustión del 98% y una eficiencia de absorción de azufre del 90%, se requerirán 2 unidades (CFB-ICR), además de un flujo de aire primario de 300,21 kg/s y un flujo de material absorbente de 11,82 kg/s. Las calderas producirán 445,82 kg/s de emisiones atmosféricas ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{O}_2$ ), 11,05 kg/s de residuos sólidos y pérdidas de energía del 11,78%, siendo sus dimensiones requeridas por equipo de 7,5 x 15,2 x 21,4 m a su ancho, largo y altura respectivamente. Los generadores de vapor emitirán a la atmósfera 87,5 kg/s de dióxido de carbono, 15,69 kg/s de vapor de agua, 325,74 kg/s de nitrógeno, 16,56 kg/s de oxígeno y 0,34 kg/s de bióxido de azufre. La integración de estos equipos al ciclo termodinámico, de acuerdo con sus condiciones de operación (puntos 1 al 9 de la tabla) requieren de un flujo de vapor total de 256,31 kg/s y flujos en las extracciones ( $m_{v1}$  al  $m_{v6}$ ), como se muestran en la tabla 3.A. La generación neta de electricidad en el sistema será de 244,60 MW, siendo la eficiencia térmica del ciclo del 32,25%. Adicionalmente se presenta la temperatura de los gases de combustión en las diferentes zonas del generador de vapor, para corroborar que no existe cruce térmico entre los gases y el fluido de trabajo.

En la tabla 3.B se observa que para un flujo de combustible de 27,63 kg/s, una relación Ca/S de 2, un tiempo de residencia de 3 s, una eficiencia de combustión del 98% y una eficiencia de absorción de azufre del 90%, se requerirá 1 unidad (CFB), además de un flujo de aire primario de 275,48 kg/s y un flujo de material absorbente de 11,82 kg/s. La caldera producirá 445,82 kg/s de emisiones atmosféricas (CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>), 11,05 kg/s de residuos sólidos y pérdidas de energía del 11,78%, siendo sus dimensiones requeridas de 7,5 x 15,2 x 21,4 m a su ancho, largo y altura respectivamente. El generador de vapor emitirá a la atmósfera 87,5 kg/s de dióxido de carbono, 15,69 kg/s de vapor de agua, 325,74 kg/s de nitrógeno, 16,56 kg/s de oxígeno y 0,34 kg/s de bióxido de azufre. La integración del equipo al ciclo termodinámico, de acuerdo con sus condiciones de operación (puntos 1 al 9 de la tabla) requieren de un flujo de vapor total de 267,92 kg/s y flujos en las extracciones ( $m_{v1}$  al  $m_{v6}$ ), como se muestran en la tabla 3.B. La generación neta de electricidad en el sistema será de 250 MW, siendo la eficiencia térmica del ciclo del 33,13%. Adicionalmente se presenta la temperatura de los gases de combustión en las diferentes zonas del generador de vapor, para corroborar que no existe cruce térmico entre los gases y el fluido de trabajo.

En el sector industrial existen unidades en operación con las capacidades consideradas en el estudio, tal es el caso de la unidad B&W (640 T<sub>vapor</sub>/h) localizada en Komsomolosky, Ucrania y que utiliza carbón como combustible (referencia 3), así como la unidad de GEC ALSTHOM (250 MW<sub>e</sub>) localizada en Francia y que utiliza carbón como combustible (referencia 8).

Tabla 3.A Sistema con caldera Babcock and Wilcox.

SISTEMA CFB INTEGRADO A UNA CENTRAL TERMOELECTRICA				
Flujos (kg/s):	Caldera:	Flujos de vapor (kg/s):	Eficiencias (%):	Generación del ciclo:
Combustible: 27,63 Absorbente: 11,82 Aire primario: 300,07 Gases: 445,82 Residuos sólidos: 11,05	Capacidad: 378 MW <sub>t</sub> (2U) Pérdidas : 11,78% Rel. Ca/S = 2 Tpo. residencia: 3 s Dimensiones: Ancho: 7,5 m Largo: 15,2 m Altura: 21,4 m	$m_{v1} = 256,31$ $m_{v1} = 21,40$ $m_{v2} = 12,25$ $m_{v3} = 5,74$ $m_{v4} = 5,35$ $m_{v5} = 14,18$ $m_{v6} = 10,30$	$\eta_{TAP} = 90$ $\eta_{TPI} = 90$ $\eta_{TBP} = 90$ $\eta_{Tmec} = 80$ $\eta_{GE} = 95$ $\eta_{comb} = 98$ $\eta_{absor} = 90$	$W_e = 244,60 \text{ MW}_e$ $\eta_{ciclo} = 32,35 \%$ ICN = 3,09
Gases (kg/s)	Temperatura gases (K):	Condiciones de operación:		
CO <sub>2</sub> = 87,50 H <sub>2</sub> O = 15,69 N <sub>2</sub> = 325,74 O <sub>2</sub> = 16,56 SO <sub>2</sub> = 0,34	T <sub>lecho</sub> = 1 123,16 T <sub>sal. recal.</sub> = 884,75 T <sub>sal. econom.</sub> = 519,85 T <sub>salida atm.</sub> = 436,16	1. P = 17 338 kPa y T = 813,16 K 2. P = 3 397 kPa 3. P = 3 397 kPa y T = 813,16 K 4. P = 1 053 kPa 5. P = 438 kPa 6. P = 298 kPa 7. P = 195 kPa	8. P = 48 kPa 9. P = 11 kPa	
Condiciones Ambientales: Presión: 97 KPa. Temperatura: 297,04 K Humedad relativa: 66% Ubicación: Cadereyta, Monterrey N.L.	Composición del coque (% masa): carbón = 81,32 hidrógeno = 2,87 nitrógeno = 0,88 azufre = 6,16	cenizas = 0,32 oxígeno = 0,45 humedad = 8,00	Sistema con un Recalentamiento y 6 Extracciones. Caldera: Babcock and Wilcox (IR-CFB) Turbinas: ABB Condensador Calentadores	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.B Sistema con caldera Lurgi.

SISTEMA CFB INTEGRADO A UNA CENTRAL TERMoeLECTRICA				
Flujos (kg/s):	Caldera:	Flujos de vapor (kg/s):	Eficiencias (%):	Generación del ciclo:
Combustible: 27,63 Absorbente: 11,82 Aire primario: 275,48 Gases: 445,85 Residuos sólidos: 11,05	Capacidad: 756 MW <sub>t</sub> (1U) Pérdidas : 11,78 % Rel. Ca/S = 2 Tpo. residencia: 3 s Dimensiones: Ancho: 7,50 m Largo: 30,39 m Altura: 27,94 m	m <sub>vt</sub> = 26,92 m <sub>v1</sub> = 30,15 m <sub>v2</sub> = 12,39 m <sub>v3</sub> = 9,89 m <sub>v4</sub> = 7,96 m <sub>v5</sub> = 11,26 m <sub>v6</sub> = 12,66	η <sub>TAP</sub> = 90 η <sub>TPI</sub> = 90 η <sub>TBP</sub> = 90 η <sub>Tmec</sub> = 80 η <sub>GE</sub> = 95 η <sub>comb</sub> = 98 η <sub>absor</sub> = 90	W <sub>e</sub> = 250 Mw <sub>e</sub> η <sub>ciclo</sub> = 33,13 % ICN = 3,02
Gases (kg/s)	Temperatura gases (K):	Condiciones de operación:		
CO <sub>2</sub> = 87,50 H <sub>2</sub> O = 15,69 N <sub>2</sub> = 325,74 O <sub>2</sub> = 16,56 SO <sub>2</sub> = 0,34	T <sub>lecho</sub> = 1 123,16 T <sub>sal. recal.</sub> = 907,31 T <sub>sal. econom.</sub> = 610,26 T <sub>salida atm.</sub> = 436,16	1. P = 16 900 kPa y T = 843,16 K 2. P = 4 235 kPa 3. P = 4 235 kPa y T = 843,16 K 4. P = 1 553 kPa 5. P = 703 kPa 6. P = 366 kPa 7. P = 195 kPa	8. P = 65 kPa 9. P = 11 kPa	
Condiciones Ambientales: Presión: 97 KPa. Temperatura: 297,04 K Humedad relativa: 66 % Ubicación: Cadereyta, Monterrey N.L.		Composición del coque (% masa): carbón = 81,32 hidrógeno = 2,87 nitrógeno = 0,88 azufre = 6,16 cenizas = 0,32 oxígeno = 0,45 humedad = 8,00		Sistema con un Recalentamiento y 6 Extracciones. Caldera: Lurgi Turbinas: ABB Condensador Calentadores

Fuente: Elaboración propia.

## 3.2 EVALUACIÓN DEL SISTEMA IGCC

Los principales pasos utilizados en la evaluación del sistema IGCC son la evaluación del sistema de gasificación y su integración al ciclo combinado para la generación de electricidad.

### 3.2.1 SISTEMA DE GASIFICACIÓN

En la evaluación del sistema de gasificación, se realizaron las estimaciones en el gasificador, enfriador del gasificador, lavador húmedo, transformación de COS a H<sub>2</sub>S, proceso Rectisol, proceso Claus, saturador, mezclador, calentador y planta criogénica, mediante los balances de materia y energía correspondientes a cada equipo, cuantificando las dimensiones del equipo más importante como lo es el gasificador.

En el gasificador los requerimientos de agua y oxígeno se evaluaron mediante la información proporcionada por los fabricantes (Apéndice B), considerando las siguientes relaciones:

**Gasificador Texaco:**

$$m_{O_2} = \text{oxígeno (kg}_{O_2}/1000\text{m}^3_{SGc}) \cdot m_{com} \cdot \rho_{O_2} / \text{combustible (kg}_{CO_{que}}/1000\text{m}^3_{SGc}) \quad 3.41$$

$$m_{H_2O} = \text{agua (kg}_{H_2O}/1000\text{m}^3_{SGc}) \cdot m_{com} / \text{combustible (kg}_{CO_{que}}/1000\text{m}^3_{SGc}) \quad 3.42$$

Donde el subíndice SGc está referido al gas de síntesis sucio y la  $\rho_{O_2}$  está referida a las condiciones de referencia de 1 atm y 25 °C.

**Gasificador Shell:**

$$m_{O_2} = \text{oxígeno/ combustible (kg}_{O_2}/\text{kg}_{CO_{que}}) \cdot m_{com} \quad 3.43$$

$$m_{H_2O} = \text{vapor / combustible (kg}_{H_2O}/\text{kg}_{CO_{que}}) \cdot m_{com} \quad 3.44$$

El flujo de gas de síntesis ( $m_{SGc}$ ) proviene del balance de materia en el gasificador y está dado por la siguiente expresión:

$$m_{SGc} = m_{com} + m_{O_2} + m_{H_2O} \quad 3.45$$

El flujo de vapor saturado ( $m_{enf}$ ) y sobrecalentado ( $m_{sob}$ ) de alta presión, según el esquema comercial, se obtuvo con el balance de energía en el sistema de enfriamiento:

**Enfriador Texaco:**

$$m_{enf} = \frac{m_{SGc} \cdot C_{p_{SGc}} \cdot \Delta T}{h_{gt} - h_n} \quad 3.46$$

Donde  $\overline{Cp}_{SGe}$ ,  $\Delta T$ ,  $h_{g1}$  y  $h_{fl}$  son el calor específico promedio del gas de síntesis sucio, diferencia de temperaturas a la entrada y salida del equipo, así como la entalpia de vapor y líquido saturado (presión en cuestión), respectivamente

**Gasificador Shell:**

$$m_{sob} = \frac{m_{SGe} \overline{Cp}_{SGe} \Delta T}{h_{g1} - h_{fl}} \quad 3.47$$

$$m_{enf} = \frac{m_{SGe} \overline{Cp}_{SGe} \Delta T}{h_{g1} - h_{fl}} \quad 3.48$$

Donde  $h_{l1}$  es la entalpia de vapor sobrecalentado a las condiciones de sobrecalentamiento en el recuperador de calor.

El flujo de agua requerido ( $m_{H_2O}$ ) para eliminar las partículas sólidas se calculó con el balance de energía en el lavador húmedo:

$$m_{H_2O} = \frac{m_{SGe} \overline{Cp}_{SGe} T_e - m_{sol} \overline{Cp}_{sol} T_{sol}}{h_{f0.97} - h_{f_{pasta}}} \quad 3.49$$

Donde  $T_e$ ,  $T_{sol}$ ,  $h_{f0.97}$  y  $h_{f_{pasta}}$  son la temperatura de entrada al lavador húmedo, temperatura de salida de los sólidos, entalpia de líquido saturado a 0.97 bar y a temperatura de pasta, respectivamente.

La cantidad de  $H_2S$  ( $m_{H_2ST}$ ) contenido en el gas de síntesis se estimó con el balance de materia en el proceso de conversión COS a  $H_2S$ :

$$m_{H_2ST} = m_{COS} + m_{H_2S} \quad 3.50$$

Donde  $m_{COS}$  y  $m_{H_2S}$  son los flujos máxicos de COS y  $H_2S$  contenidos en el gas de síntesis sucio.

La cantidad de  $CO_2$  ( $m_{CO_2s}$ ) y  $H_2S$  ( $m_{H_2STs}$ ) separado del flujo de gases se estimaron considerando una eficiencia de separación en el proceso Rectisol del 98%:

$$m_{CO_2s} = 0.98 m_{CO_2} \quad 3.51$$

$$m_{H_2STs} = 0.98 m_{H_2ST} \quad 3.52$$

Donde  $m_{CO_2}$  y  $m_{H_2ST}$  son los flujos máxicos de  $CO_2$  y  $H_2S$ , respectivamente. Siendo la cantidad de gases limpios ( $m_{sgl}$ ) la correspondiente al balance de materia en el proceso Rectisol:

$$m_{sgl} = m_{H_2} + m_{CO} + m_{CH_4} + m_{N_2Ar} + 0.02 m_{CO_2} + 0.02 m_{H_2ST} \quad 3.53$$

Donde  $m_{H_2}$ ,  $m_{CO}$ ,  $m_{CH_4}$  y  $m_{N_2Ar}$  son los flujos de hidrógeno, monóxido de carbono, metano y nitrógeno más argón plus, respectivamente.

La cantidad de azufre recuperado ( $m_s$ ) en el proceso Claus se cuantificó mediante la siguiente expresión:

$$m_s = (0.941)(0.99) m_{H_2S} \quad 3.54$$

La cantidad de agua requerida ( $m_{sat}$ ) en el saturador se calculó mediante el balance de energía en el saturador:

$$m_{sat} = \frac{m_{SGT} \bar{C}_{pSGT} \Delta T}{h_f - h_{PT}} \quad 3.55$$

Donde  $\bar{C}_{pSGT}$ ,  $h_f$  y  $h_{PT}$  son el calor específico promedio del gas de síntesis limpio, entalpía de líquido saturado y entalpía del agua (presión y temperatura del saturador), respectivamente.

La temperatura de la mezcla del gas de síntesis saturado y el nitrógeno ( $T_m$ ) proveniente de la planta de separación de aire, así como el flujo de gases ( $m_{SGT}$ ), se estimaron mediante los correspondientes balances de materia y energía en el mezclador:

$$m_{SGT} = m_{N_2} + m_{sat} \quad 3.56$$

$$T_m = \frac{m_{N_2} C_{p_{N_2}} T_{N_2} + m_{sat} C_{p_{sat}} T_c}{m_{SGT} C_{p_{SGT}}} \quad 3.57$$

Donde  $C_{p_{N_2, sat, SGT}}$  es el calor específico del nitrógeno, gas de síntesis saturado y promedio de los gases totales, respectivamente.

El flujo de vapor de alta presión ( $m_{cal}$ ) requerido para calentar los gases totales se calcularon mediante el balance de energía en el calentador:

$$m_{cal} = \frac{m_{SGT} C_{p_{SGT}} \Delta T}{h_{gt} - h_{fl}} \quad 3.58$$

El flujo de nitrógeno ( $m_{N_2}$ ) requerido en el mezclador se cuantificó mediante la siguiente relación:

$$m_{N_2} = 0.77 m_{aire} \quad 3.59$$

Siendo  $m_{aire} = m_{O_2}/0.23$

El dimensionamiento del gasificador se obtuvo con el tiempo de residencia del gas de síntesis ( $t_c$ ) y el flujo volumétrico de los gases ( $V_{SGT}$ ), considerando diámetros típicos de gasificadores ( $\phi$ ), mediante la siguiente relación:

$$V_{SGC} = \frac{\pi \phi^2 h}{4t_c} \quad 3.60$$

### 3.2.2 INTEGRACIÓN AL CICLO COMBINADO

La generación de energía eléctrica se estimó con la integración del sistema de gasificación al ciclo combinado, de acuerdo con la cantidad de combustible a utilizar y las condiciones de operación en la turbina de gas y recuperador de calor. De esta manera, se calculó el flujo de aire requerido para la turbina de gas y los flujos de vapor generados en la caldera de recuperación, así como la energía eléctrica generada por las turbinas. Los esquemas utilizados son muy similares, aunque existen diferencias de acuerdo con la tecnología analizada, aunque ambos sistemas utilizan el ciclo Brayton simple y el ciclo Rankine regenerativo con una extracción y un recalentamiento, como se muestra en las figuras 3.2 y 3.3, en las cuales se utilizó la siguiente nomenclatura:

#### *Equipos:*

1. Triturador
2. Mezclador sólido-líquido
3. Compresores
4. Gasificador
5. Enfriador
6. Lavador húmedo
7. Mezclador de gases
8. Calentador
9. Cámara de combustión
10. Turbina de gas
11. Sobrecalentador
12. Recalentador
13. Economizadores
14. Condensadores
15. Recuperador de calor
16. Turbinas de vapor
17. Condensador
18. Bombas

#### *Procesos:*

- A. Separación de aire
- B. Conversión de COS a H<sub>2</sub>S
- C. Rectisol
- D. Saturación
- E. Claus

#### *Puntos:*

P1 a P12 indican las entradas y salidas en los equipos involucrados en el ciclo Rankine.

#### *Abreviaciones:*

- GSC.- gas de síntesis caliente
- GSF.- gas de síntesis frío
- GSL.- gas de síntesis lavado (sin residuos sólidos)
- GSC.- gas de síntesis limpio (sin gases ácidos)
- GSS.- gas de síntesis saturado
- GST.- gas de síntesis mezclado con nitrógeno
- GSTC.- gases de síntesis totales calentados

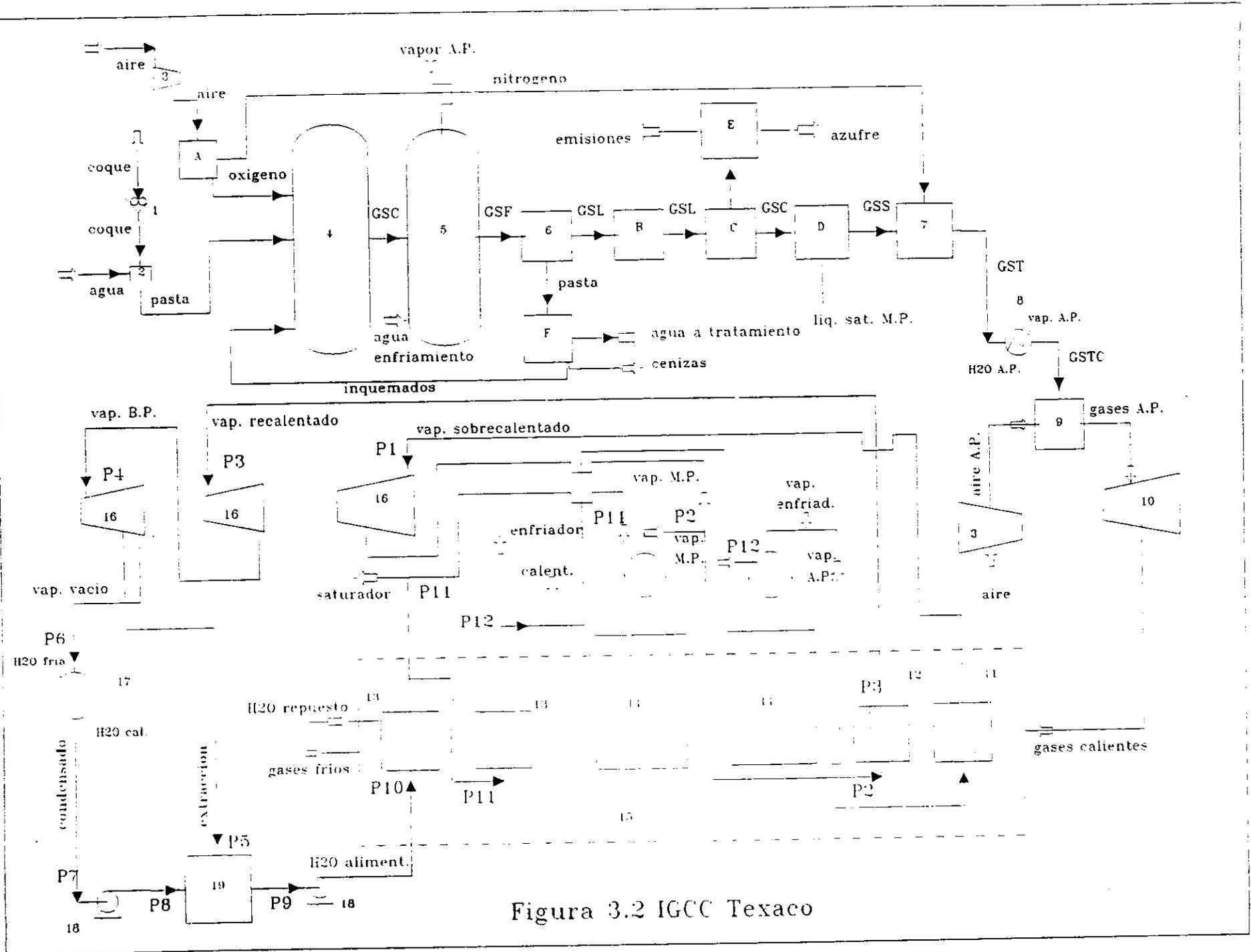


Figura 3.2 IGCC Texaco

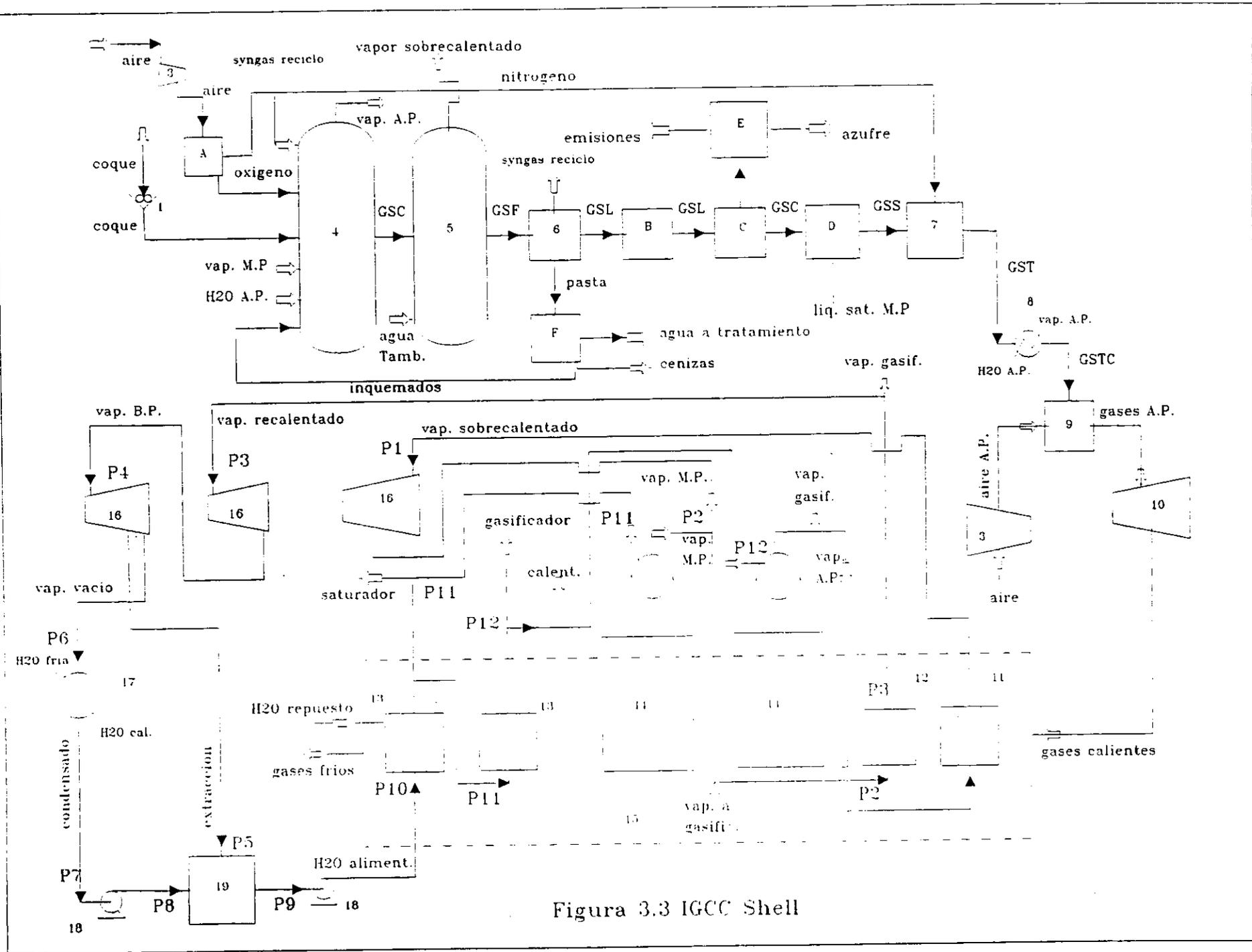


Figura 3.3 IGCC Shell

### 3.2.2.1 Turbina de Gas

El flujo de aire requerido en la turbina de gas se obtuvo con la realización del balance de energía en la cámara de combustión, considerando que:

$$\eta_c = \frac{T_{2s} - T_1}{T_2 - T_1} \quad 3.61$$

Donde  $T_{2s}$ ,  $T_2$  y  $T_1$  son las temperaturas isentrópica de salida, real de salida y de entrada al compresor. Por lo que la cantidad de calor suministrada ( $q_s$ ) es:

$$q_s = \frac{Cp(T_3 - T_2)}{\eta_{cc}} \quad 3.62$$

El flujo de aire ( $m_{aire}$ ) requerido está dado por:

$$m_{aire} = \frac{m_{gases} PCI}{q_s} \quad 3.63$$

La cantidad neta de trabajo generado por el ciclo está expresada como la energía entregada por la turbina menos la requerida por el compresor, mediante la siguiente expresión:

$$\frac{Wn}{CpT_1} = \eta_T \left( \frac{T_3}{T_1} \right) (1 - r_T^{k/(k-1)}) - \frac{r_C^{(k-1)/k} - 1}{\eta_c} \quad 3.64$$

Donde  $Cp$ ,  $r_c$ ,  $r_T$  y  $k$  son el calor específico del aire, relación de presiones del compresor, relación de presiones de la turbina e índice adiabático, respectivamente.

Por lo tanto, la electricidad neta ( $W_{EB}$ ) generada por el turbo-generador será:

$$W_{EB} = \eta_{gen} \eta_{mec} W n m_{aire} \quad 3.65$$

Donde  $\eta_i$  son las eficiencias respectivas de los equipos.

#### Emisiones a la atmósfera

La cuantificación de las emisiones producidas en los esquemas de gasificación se desarrollaron estequiometricamente, dado que el proceso de gasificación involucra reacciones complejas que son difíciles de cuantificar y simular; de acuerdo con las siguientes reacciones químicas:





Cabe señalar que en el sistema Texaco se contemplan todas las reacciones, mientras que en el Shell no se utiliza la reacción (3.50), esto se debe a que la composición del gas de síntesis no contiene  $\text{CH}_4$ .

### 3.2.2.2 Ciclo Rankine

Esta sección está dividida en dos temas principales como lo son el análisis "Pinch" en el recuperador de calor y la integración de este equipo con el ciclo Rankine.

#### Análisis "Pinch":

El análisis en el recuperador de calor tiene como objetivo la determinación de los flujos de vapor de alta y media presión, que entregará el equipo. El procedimiento se basó en la realización de los balances de energía en cada sección de la caldera de recuperación, de acuerdo con la figura 3.5.

El balance de energía correspondiente proporciona un sistema de 6 ecuaciones, que se muestra a continuación:

#### *Sobrecalentador y evaporador de media presión:*

$$\begin{aligned} m_{\text{VAP}} (h_1 - h_{f2}) + m_{\text{cal}} (h_1 - h_{f1}) + m_{\text{vap1}} (h_1 - h_{g1}) + m_{\text{vsob}} (h_3 - h_2) + \\ m_{\text{VMP}} (h_3 - h_{g2}) + (m_{\text{VAP}} + m_{\text{enf}}) (h_3 - h_{g2}) = m_{\text{gases}} C_{p_g} (T_{G1} - T_{G5}) \end{aligned} \quad 3.70$$

#### *Economizador de alta presión:*

$$(m_{\text{VAP}} + m_{\text{enf}}) (h_{f1} - h_{f2}) = m_{\text{gases}} C_{p_g} (T_{G3} - T_{G4}) \quad 3.71$$

$$T_{G3} = T_{\text{sat1}} + \Delta T_{\text{pp}} \quad 3.72$$

#### *Evaporador de alta presión:*

$$(m_{\text{VAP}} + m_{\text{cal}}) (h_{g1} - h_{f1}) = m_{\text{gases}} C_{p_g} (T_{G2} - T_{G3}) \quad 3.73$$

#### *Economizador de media presión:*

$$(m_{\text{VAP}} + m_{\text{enf}} + m_{\text{VMP}} + m_{\text{sat}} + m_{\text{gas}}) (h_{f2} - h_{\text{AA}}) = m_{\text{gases}} C_{p_g} (T_{G5} - T_{G6}) \quad 3.74$$

$$T_{G5} = T_{\text{sat2}} + \Delta T_{\text{pp}} \quad 3.75$$

#### *Evaporador de media presión:*

$$m_{\text{VMP}} (h_{g2} - h_{f2}) = m_{\text{gases}} C_{p_g} (T_{G4} - T_{G5}) \quad 3.76$$

#### *Sobrecalentador:*

$$(m_{\text{VAP}} + m_{\text{enf}}) (h_1 - h_{g1}) = m_{\text{gases}} C_{p_g} (T_{G1} - T_{G11}) \quad 3.77$$

Siendo  $h_i$ ,  $m_x$  y  $T_{Gi}$  son las entalpías, flujos de vapor y temperatura de los gases respectivamente, así como  $m_{vap}$  y  $m_{vmp}$  representan los flujos de alta y media presión respectivamente. El flujo  $m_{vap1} = m_{enf} - m_{enf}$ .

Es importante señalar que para el caso del sistema Texaco los flujos de vapor sobrecalentado generado en el gasificador y de vapor al gasificador son nulos, mientras que para el sistema Shell tienen valor, debido a la forma en como operan los equipos.

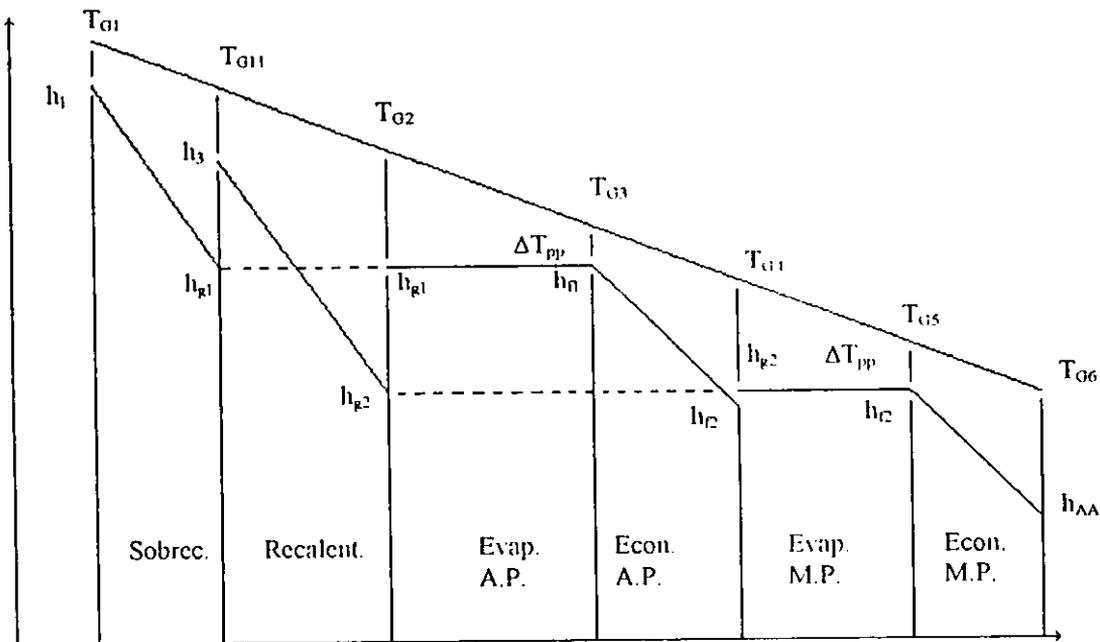


Figura 3.5 Esquema gráfico del recuperador de calor.

#### Integración al Ciclo Rankine:

Los flujos de vapor de alta y media presión requeridos en las turbinas de vapor, se estimaron considerando el análisis "Pinch point" en la caldera de recuperación de calor. La extracción de vapor ( $m_{vl}$ ) es evaluada mediante el balance térmico en el deareador, como se muestra a continuación:

$$m_{vl} (h_5 - h_8) - m_{vref} (h_9 - h_8) = 0 \quad 3.78$$

Donde  $m_{vref} = m_{vap} + m_{enf} + m_{vmp}$ , siendo  $m_{vap}$ ,  $m_{enf}$  y  $m_{vmp}$  los flujos de vapor de alta presión, media presión y de agua para enfriamiento para el enfriador.

La generación de electricidad se estimó con la suma de la energía generada en todas las turbinas de vapor menos la consumida por las bombas, que se calculó mediante el balance correspondiente en estos equipos, obteniéndose las siguientes expresiones:

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

**Turbinas:**

$$W_{TAP} = (m_{vap} + m_{enf}) (h_1 - h_2) \quad 3.79$$

$$W_{TPI} = m_{vret} (h_3 - h_4) \quad 3.80$$

$$W_{TBP} = m_{vret} (h_4 - h_6) + m_1 (h_6 - h_5) \quad 3.81$$

**Bombas:**

$$W_b = (m_{vret} - m_1) (h_8 - h_9) + m_{vret} (h_9 - h_{10}) \quad 3.82$$

Aplicando las eficiencias correspondientes en los equipos, se llega a las ecuaciones 3.34 y 3.35, presentadas en la sección 3.1.2. La energía eléctrica generada está dada por la ecuación 3.36

### 3.2.2.3 Integración de los sistemas

Integrando todos los esquemas, se obtiene la generación neta de electricidad ( $W_{ET}$ ), mediante la siguiente expresión:

$$W_{ET} = W_{EB} + W_{ER} - W_{ECRI} \quad 3.83$$

Donde  $W_{ECRI}$  se obtiene de la energía consumida por el compresor (relación proporcionada por el fabricante, apéndice B) y se expresa mediante la siguiente relación:

$$W_{ECRI} = \text{Energía consumida } V_{O_2} 3600 / 1000 \text{ [MW}_s\text{]} \quad 3.84$$

Donde  $V_{O_2}$  es el flujo volumétrico de oxígeno.

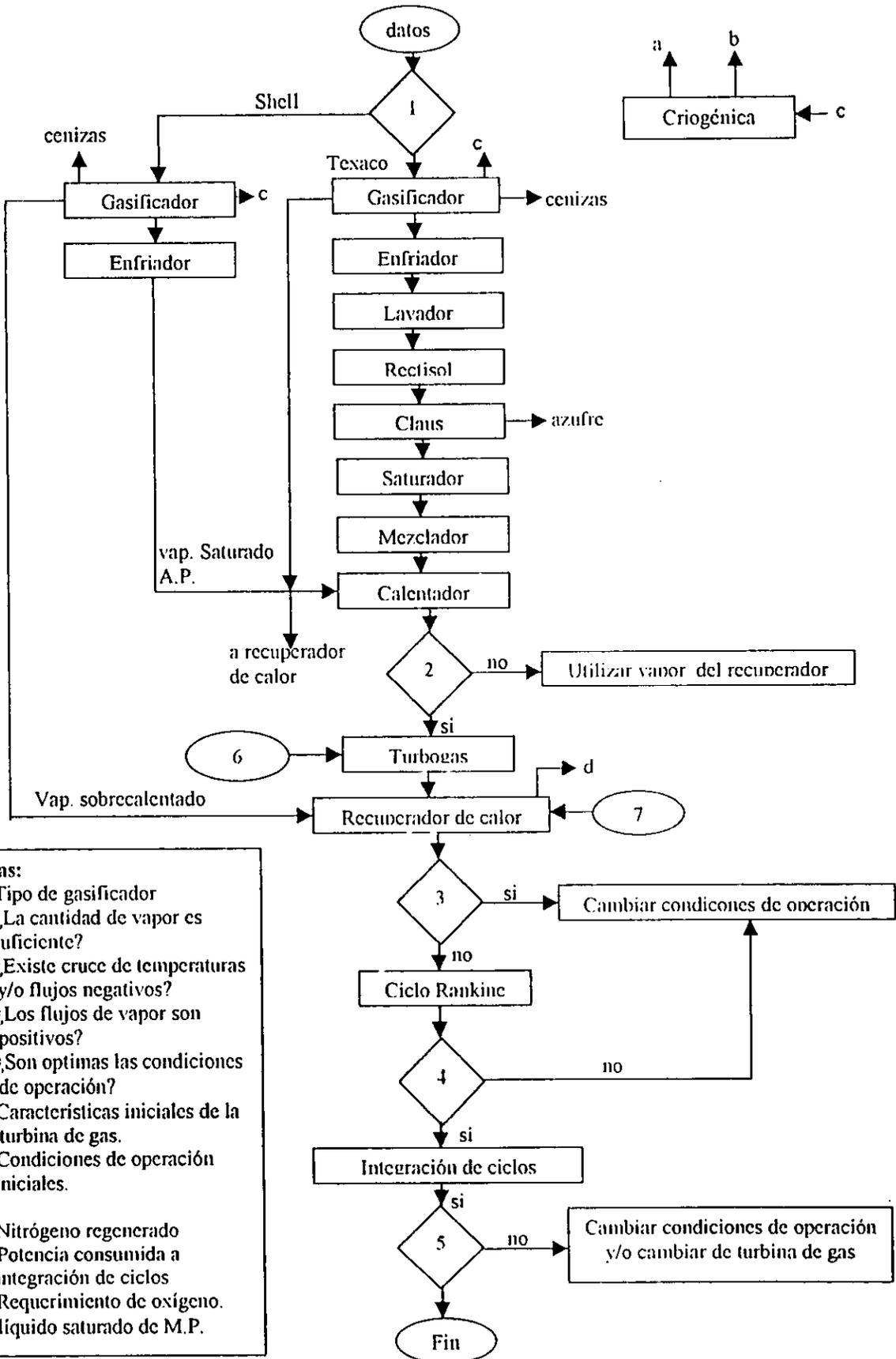
Finalmente la eficiencia total del ciclo e ICN, están dados por las ecuaciones 3.37 y 3.38, donde se sustituye  $W_E$  por  $W_{ET}$  y el calor suministrado, está dado por:

$$Q_s = m_{aire} q_s \quad 3.85$$

### 3.2.3 METODOLOGÍA DE CÁLCULO

La secuencia de cálculo utilizada en la evaluación del sistema IGCC se muestra en el diagrama de flujo 3.II

Diagrama de flujo 3.II Sistema IGCC.



- Notas:**
- 1.- Tipo de gasificador
  - 2.- ¿La cantidad de vapor es suficiente?
  - 3.- ¿Existe cruce de temperaturas y/o flujos negativos?
  - 4.- ¿Los flujos de vapor son positivos?
  - 5.- ¿Son optimas las condiciones de operación?
  - 6.- Características iniciales de la turbina de gas.
  - 7.- Condiciones de operación iniciales.
- a.- Nitrógeno regenerado  
 b.- Potencia consumida a integración de ciclos  
 c.- Requerimiento de oxígeno.  
 d.- líquido saturado de M.P.

Para efectuar la evaluación correspondiente, se debe contar con la siguiente información:

- Composición química del combustible (análisis último)
- Flujo de combustible
- Rendimiento del gasificador
- Propiedades del gas de síntesis ( $C_p$  y  $\rho$ )
- Condiciones de operación de la turbina de gas
- Eficiencia de los equipos
- Tiempo de residencia del gas de síntesis
- Datos típicos en una planta de separación de aire

Con el flujo de combustible y las relaciones proporcionadas por el fabricante se obtuvo el flujo de gas de síntesis generado, así como el oxígeno y agua requeridos para la combustión del coque. En el gasificador se estimaron los flujos de vapor de alta presión generados por el enfriamiento del gas de síntesis de 1300 a 400°C, considerando que el flujo de líquido saturado de A.P. proviene del economizador del recuperador de calor, a las condiciones que el equipo requiere en su integración al ciclo Rankine. En el lavador húmedo se obtuvo el flujo de agua requerido para la separación de los sólidos contenidos en el gas de síntesis, considerando que el agua se utiliza a las condiciones ambientales de la región. En el proceso de transformación de COS a H<sub>2</sub>S se calculó el flujo total de H<sub>2</sub>S contenido en el gas de síntesis, considerando que todo el COS es convertido en H<sub>2</sub>S. En el proceso Rectisol se estimó la cantidad de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> separados del gas de síntesis de acuerdo con los porcentajes de separación (98%) reportados en la refinería de El Dorado (ref. 12) y Pernis (ref. 24). En el proceso Claus se cuantificó la cantidad de azufre recuperado del flujo de H<sub>2</sub>S, considerando que la separación es del 99%. En el saturador se calculó la cantidad de líquido saturado, proveniente del economizador de M.P, requerido para saturar al gas de síntesis limpio, considerando que el gas de síntesis sale a una temperatura de 140°C de acuerdo con los datos reportados por las refinerías citadas anteriormente. En el mezclador se obtuvo la cantidad total de gas de síntesis que se utilizará en la turbina de gas, así como la temperatura a la que se mezclan el gas de síntesis saturado y el nitrógeno, considerando que el nitrógeno es inyectado a una temperatura de 20°C (dato típico, proporcionado por Shell Co.). En el calentador de gases se cuantificó la cantidad de vapor (vapor saturado de A.P. proveniente del sistema de gasificación) requerido para calentar los gases a una temperatura de 271,1°C (dato típico), considerando que en esta condición el contenido de humedad del gas de síntesis total debe pasar al estado de vapor saturado o sobrecalentado. En la planta criogénica se calculó la cantidad de aire requerido para cubrir las necesidades de oxígeno en el gasificador, la cantidad de N<sub>2</sub> utilizado en el mezclado con el gas de síntesis saturado, así como la energía consumida para efectuar la separación (Apéndice B). Las presiones en los equipos se calcularon mediante la ley de las presiones parciales (ref.

IX) en cada equipo y considerando la fracción másica del gas en cuestión (es conocida la fracción másica y volumétrica de los componentes del gas). La cuantificación se efectuó en forma inversa, es decir, del calentador de gases al lavador húmedo, de acuerdo con la presión requerida en la cámara de combustión de la turbina de gas.

El flujo de gases provenientes del sistema de gasificación es utilizado en el ciclo Brayton para su combustión, considerando que el poder calorífico del combustible se ajustó linealmente a las condiciones de entrada en la cámara de combustión de la turbina de gas. Considerando lo anterior se evaluó la cantidad de aire requerido, además de la generación de electricidad en el ciclo y el flujo de gases emitidos a la atmósfera, de acuerdo con la sección 3.2.2.1. Los cálculos fueron realizados de acuerdo con las características de la turbina de gas seleccionada (apéndice C), que se adapta mejor a las condiciones del sistema.

Previo al ciclo Rankine se estimó la caldera de recuperación de calor, utilizando el flujo total de gases provenientes de la turbina de gas y la suposición de las condiciones de operación en el ciclo mencionado. De esta manera, se evaluaron las entalpías en todos los puntos del sistema y los flujos de vapor de alta y media presión generados en el equipo, considerando su integración a la turbina de gas y sistema de gasificación, mediante análisis "Pinch" presentado en la sección 3.2.2.2. En este equipo se cuidó no que existiera un cruce de temperaturas entre el fluido de trabajo y los gases calientes.

En el ciclo Rankine se obtuvo la cantidad de energía eléctrica generada con las condiciones de operación en el sistema de gasificación y del recuperador de calor, considerando los requerimientos de vapor de vapor y/o agua saturada que se tengan en equipos anteriores, de acuerdo con lo expuesto en la sección 3.2.2.2.

Finalmente, se integraron los esquemas antes mencionados para la obtención de la generación total de electricidad, así como el índice de calor neto e índice de energía calor/electricidad del sistema IGCC, de acuerdo con lo expuesto en la sección 2.2.2.3. Lo anterior se efectuó modificando las condiciones de operación y/o cambiando la turbina de gas hasta que se encontraron las condiciones de operación que maximizaron la eficiencia térmica de todo el sistema y checando que no existiera el cruce térmico entre los fluidos de trabajo y los gases calientes.

#### **Datos utilizados:**

La evaluación de ambos esquemas se desarrolló, conforme a la información proporcionada por PEMEX, Texaco, Shell, datos típicos y de operación de plantas industriales, como se muestra a continuación:

- Composición del combustible (ver sección 3.1.2)
- $m_{\text{com}} = 27,63 \text{ kg/s}$  (en base a la cantidad de combustible utilizado en las calderas CFB)
- Rendimientos en el gasificador (apéndice B)

- Propiedades del vapor de agua y gas de síntesis (programa "Segel" para cálculo de propiedades del agua y componentes del gas de síntesis)
- Condiciones de operación de la turbina de gas (apéndice C)
- Eficiencias de los equipos (datos típicos)
 

<p>Turbinas:</p> <p><math>\eta_{TAP} = 90 \%</math></p> <p><math>\eta_{TPI} = 90 \%</math></p> <p><math>\eta_{TBP} = 90 \%</math></p> <p><math>\eta_{TG} = 90 \%</math></p> <p><math>\eta_{Tmec} = 85 \%</math></p>	<p>Otros equipos:</p> <p><math>\eta_B = 85 \%</math></p> <p><math>\eta_C = 85 \%</math></p> <p><math>\eta_{GE} = 95 \%</math></p>
---	---
- $t_r = 2$  s (dato típico para gasificadores de corriente fluida, según Holt Neville, EPRI)
- Condiciones de operación típicas en el sistema de gasificación:

Condición:	Sistema Texaco		Sistema Shell	
	Presión (kPa)	Temperatura (K)	Presión (kPa)	Temperatura (K)
$T_{sal \text{ lav. hum.}}$		313,16		313,16
$T_{sal \text{ saturacion}}$		413,16		413,16
$T_{sal \text{ gasific.}}$	4 000	1 573,16	4 000	1 173,16
$T_{sal \text{ enfriador}}$	4 000	673,16	4 000	1173 - 673

### 3.2.4 RESULTADOS

Con base en la información proporcionada en la sección anterior y de acuerdo con la metodología de cálculo presentada en la sección 3.2.2, se obtuvieron los resultados correspondientes a los esquemas comerciales. Los resultados se muestran en las tablas 3.C y 3.D, de acuerdo con la Norma Oficial Mexicana NOM-008-SCFI-1993.

En la tabla 3.C se observa que para un flujo de combustible de 27,63 kg/s, se requieren 26,91 kg/s de oxígeno y 17,11 kg/s de agua en el gasificador (Fuel Heat Recovery), el cual producirá 62,03 kg/s de gas de síntesis crudo a una presión de 40 bar y 1300 °C. Siendo las dimensiones del equipo 5,4 x 6,21 m en su diámetro y altura respectivamente, considerando un tiempo de residencia de 2 s. El sistema de enfriamiento del gasificador requerirá 66,11 kg/s de agua saturada para enfriar el flujo de gas de síntesis a 400 °C y producir vapor saturado de alta presión.

En el sistema de gasificación los gases se lavan ("scrubber") a 40 °C y 13,3 bar y se limpian, separando el contenido de COS y H<sub>2</sub>S, en el proceso Rectisol. En el proceso Claus se recuperan 3,3 kg/s de azufre de la corriente de H<sub>2</sub>S separada. El flujo de gases limpios se reduce a 44,06 kg/s y se satura a una temperatura de 140 °C y una presión de 19,2 bar con 26,83 kg/s de agua de media presión. El gas de síntesis saturado se mezcla con un flujo de 85,57 kg/s de nitrógeno (proveniente de la planta criogénica) para obtener un flujo total de

gases de 156,46 kg/s a 66,72 °C y 15,52 bar. El flujo total de gases se calienta a 271 °C con 35,67 kg/s de vapor saturado de alta presión.

El ciclo Brayton utiliza dos turbinas de gas Mitsubishi 501 F para un flujo de combustible de 156,46 kg/s y tienen un requerimiento de aire de 706,68 kg/s. En las turbinas se generarán 863,14 kg/s de gases calientes a 607 °C, que se utilizan en el recuperador de calor, el cual producirá 70,48 kg/s de vapor sobrecalentado y 15,83 kg/s de vapor recalentado a las condiciones de operación del ciclo Rankine (puntos 1 al 6) y del sistema de gasificación. El sistema IGCC producirá una generación neta de electricidad de 356,4 MW con una eficiencia térmica del 41,41 % y emitirá 64,75 kg/s de dióxido de carbono, 0,14 kg/s de dióxido de azufre, 43,04 kg/s de vapor de agua, 629,72 kg/s de nitrógeno, 124,57 kg/s de oxígeno y 0,93 kg/s de una mezcla nitrógeno y argón. Adicionalmente en la tabla 3.C se presentan las temperaturas de los gases en las diferentes zonas del recuperador de calor para corroborar que no exista un cruce térmico entre los gases y el fluido de trabajo.

En la tabla 3.D se observa que para un flujo de combustible de 27,63 kg/s, se requieren 28,73 kg/s de oxígeno y 7,44 kg/s de vapor en el gasificador, el cual producirá 63,67 kg/s de gas de síntesis crudo a una presión de 40 bar y 1300 °C. Siendo las dimensiones del equipo 5,4 x 6,37 m en su diámetro y altura respectivamente, considerando un tiempo de residencia de 2 s. El sistema de enfriamiento del gasificador requerirá 13,66 kg/s de agua saturada para enfriar parcialmente el flujo de gas de síntesis a 900 °C y producir vapor sobrecalentado de alta presión. Este equipo también requiere de 45,03 kg/s de agua saturada para enfriar los gases a 400 °C y producir vapor saturado de alta presión.

En el sistema de gasificación los gases se lavan ("scrubber") a 40 °C y 15,43 bar y se limpian, separando el contenido de COS y H<sub>2</sub>S, en el proceso Rectisol. En el proceso Claus se recuperan 3,47 kg/s de azufre de la corriente de H<sub>2</sub>S separada. El flujo de gases limpios se reduce a 56,54 kg/s y se satura a una temperatura de 140 °C y una presión de 26,33 bar con 21,16 kg/s de agua de media presión. El gas de síntesis saturado se mezcla con un flujo de 91,40 kg/s de nitrógeno (proveniente de la planta criogénica) para obtener un flujo total de gases de 169,10 kg/s a 68,58 °C y 22,50 bar. El flujo total de gases se calienta a 271 °C con 36,72 kg/s de vapor saturado de alta presión.

El ciclo Brayton utiliza dos turbinas de gas General Electric 9001 H para un flujo de combustible de 169,10 kg/s y tienen un requerimiento de aire de 686,45 kg/s. En las turbinas se generarán 855,54 kg/s de gases calientes a 621 °C, que se utilizan en el recuperador de calor, el cual producirá 90,10 kg/s de vapor sobrecalentado y 16,21 kg/s de vapor recalentado a las condiciones de operación del ciclo Rankine (puntos 1 al 6) y del sistema de gasificación. El sistema IGCC producirá una generación neta de electricidad de 318,10 MW con una eficiencia térmica del 37,41 % y emitirá 71,65 kg/s de dióxido de carbono, 0,12 kg/s de dióxido de azufre, 33,06 kg/s de vapor de agua, 619,97 kg/s de nitrógeno, 121,31 kg/s de oxígeno y 9,52 kg/s de una mezcla nitrógeno y argón. Adicionalmente, en la tabla 3.C se presentan las temperaturas de los gases en las diferentes zonas del recuperador de calor para corroborar que no exista un cruce térmico entre los gases y el fluido de trabajo.

Tabla 3.C Sistema IGCC Texaco.

SISTEMA DE GASIFICACION TEXACO INTEGRADO AL CICLO COMBINADO					
Flujos (kg/s)		Gasificador	Flujo vapor (kg/s)	Eficiencias (%)	Generación del ciclo
Combustible: 27,63 Oxígeno: 26,91 Agua: 17,11 Syngas crudo: 71,51 Sólidos: 0,28 Azufre recup: 3,80	Aire <sub>criogénica</sub> : 116,98 Aire <sub>turbogas</sub> : 814,71 Nitrógeno: 85,57 Syngas limpio: 50,86 Syngas calent: 167,3 Gases totales: 982,01 (utilizados en el recuperador de calor)	Capacidad: T <sub>gasif</sub> = 1 573,16 K P <sub>gasif</sub> = 4 000 KPa Tpo. residencia: 2 s Dimensiones: Diámetro: 5,4 m Altura: 6,21 m	m <sub>vap</sub> = 82,52 m <sub>vmp</sub> = 16,56 m <sub>vsob</sub> = 0 m <sub>vent</sub> = 76,22 m <sub>vcal</sub> = 36,22 m <sub>vext</sub> = 15,23 m <sub>vsat</sub> = 30,93 m <sub>vgasif</sub> = 0	η <sub>TAP</sub> = 90 η <sub>TPI</sub> = 90 η <sub>TBP</sub> = 90 η <sub>Tmec</sub> = 85 η <sub>TGE</sub> = 95 η <sub>Bom</sub> = 85 η <sub>TG</sub> = 90	W <sub>e</sub> = 422,70 MW <sub>e</sub> η <sub>ciclo</sub> = 43,17 % ICN = 2,32 W <sub>ctio</sub> = 140.37 MW <sub>e</sub>
Flujo de gases (kg/s)	T <sub>salida de gases</sub> (K)	Condiciones de operación en el ciclo			
CO <sub>2</sub> = 74,63 SO <sub>2</sub> = 0,15 H <sub>2</sub> O = 49,62 N <sub>2</sub> = 712,91 O <sub>2</sub> = 143,63 N + Ar = 1.07	T <sub>gases</sub> = 880,38 T <sub>sobrec</sub> = 800,56 T <sub>recal</sub> = 744,06 T <sub>evapAP</sub> = 600,17 T <sub>evapMP</sub> = 488,03 T <sub>econAP</sub> = 517,67 T <sub>economMP</sub> = 406,26	Turbogas: r <sub>p</sub> = 16 T <sub>ent turb</sub> = 1616,16 K T <sub>sal turb</sub> = 880,38 K	Ciclo Rankine: P <sub>1</sub> = 10 134 kPa T <sub>1</sub> = 733,16 K P <sub>2</sub> = 1 552 kPa P <sub>3</sub> = 1 552 kPa P <sub>4</sub> = 596 kPa P <sub>5</sub> = 105 kPa P <sub>6</sub> = 11 kPa	Sistema de gasificación: T <sub>enf. syngas</sub> = 673,16 K T <sub>sal lav.</sub> = 313,16 K P <sub>sal. lav.</sub> = 2090 kPa P <sub>sal. sat.</sub> = 1887 kPa T <sub>sal. sat.</sub> = 413,16 K T <sub>mezcla gases</sub> = 350,13 K P <sub>cal. gases</sub> = 1 552 kPa P <sub>O2</sub> = 4000 kPa P <sub>N2</sub> = 1232 kPa	
Condiciones ambientales: Presión. 97 KPa Temperatura: 297,04 K Humedad relativa: 66% Ubicación: Cadereyta, N.L.	gas de síntesis previo a turbogas (% mol)		Sistema IGCC con gasificador Texaco. Gasificador Texaco Fuel Heat Recovery. Sistema de separación de aire BOC (ICO) Turbina de gas Mitsubishi 501 F 1 (2 unidades) Recuperador de calor Turbinas de vapor ABB		
	CO = 22,36 H <sub>2</sub> = 13,68 H <sub>2</sub> O = 22,80 N <sub>2</sub> = 40,53	CO <sub>2</sub> = 0,10 CH <sub>4</sub> = 0,04 H <sub>2</sub> S = 0,03 N+Ar = 0,51			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.D Sistema IGCC Shell.

SISTEMA DE GASTRIFICACION SHELL INTEGRADO AL CICLO COMBINADO					
Flujos (kg/s)		Gasificador	Flujo vapor (kg/s)	Eficiencias (%)	Generación del ciclo
Combustible: 27,63 Oxígeno: 28,73 Vapor: 7,44 Syngas crudo: 63,67 Sólidos: 0,14 Azufre recup: 3,47	Aire <sub>criogénica</sub> : 124,94 Aire <sub>turbogas</sub> : 686,45 Nitrógeno: 91,40 Syngas limpio: 56,54 Syngas calen: 169,10 Gases totales: 855,54 (utilizados en el recuperador de calor)	Capacidad: $T_{gasif} = 1\ 573,16\ K$ $P_{gasif} = 4\ 000\ kPa$ Tpo. residencia = 2 s Dimensiones: Diámetro: 5,4 m Altura: 6,37 m	$m_{vap} = 90,10$ $m_{vmp} = 16,21$ $m_{vsob} = 13,66$ $m_{vcnf} = 45,03$ $m_{vcal} = 36,72$ $m_{vext} = 21,92$ $m_{vsat} = 21,16$ $m_{vgasif} = 7,44$	$\eta_{TAP} = 90$ $\eta_{TPI} = 90$ $\eta_{TBP} = 90$ $\eta_{Tmec} = 85$ $\eta_{TGE} = 95$ $\eta_{Bom} = 85$ $\eta_{TG} = 90$	$W_c = 318,10\ MW_e$ $\eta_{ciclo} = 37,41\ \%$ ICN = 2,67 $W_{crio} = 168,66\ MW_e$
Flujo de gases (kg/s)	$T_{salida\ de\ gases}\ (K)$	Condiciones de operación el ciclo			
$CO_2 = 71,65$ $SO_2 = 0,12$ $H_2O = 33,06$ $N_2 = 619,97$ $O_2 = 121,31$ $N + Ar = 9,52$	$T_{gases} = 894,27$ $T_{sobrec} = 802,46$ $T_{recal} = 774,88$ $T_{cvapAP} = 612,91$ $T_{cvapMP} = 538,56$ $T_{econAP} = 554,52$ $T_{economMP} = 401,16$	Turbogas: $r_p = 23,2$ $T_{ent\ turb} = 1\ 699,83\ K$ $T_{sal\ turb} = 894,27\ K$	Ciclo Rankine: $P_1 = 12\ 000\ kPa$ $T_1 = 763,16\ K$ $P_2 = 4\ 000\ kPa$ $P_3 = 4\ 000\ kPa$ $P_4 = 2\ 250\ kPa$ $P_5 = 396\ kPa$ $P_6 = 11\ kPa$	Sistema de gasificación: $T_{enf\ syngas} = 673,16\ K$ $T_{sal\ lav.} = 313,16\ K$ $P_{sal.\ lav} = 1\ 543\ kPa$ $P_{sal.\ sat} = 2\ 633\ kPa$ $T_{sal.\ sat} = 413,16\ K$ $T_{cal.\ gases} = 341,74\ K$ $P_{cal.\ gases} = 2\ 250\ kPa$	
Condiciones ambientales: Presión. 97 kPa Temperatura: 297,04 K Humedad relativa: 66% Ubicación: Cadereyta, N.L.	gas de síntesis previo a turbogas (%mo)		Sistema IGCC con gasificador Shell.		
	$CO = 23,02$ $H_2 = 09,30$ $H_2O = 16,63$ $N_2 = 46,18$	$CO_2 = 0,02$ $CH_4 = 0,01$ $H_2S = 0,03$ $N+Ar = 4,81$	Gasificador Shell Sistema de separación de aire BOC (ICO) Turbina de gas General Electric 9001 H 1 (2 unidades) Recuperador de calor Turbinas de vapor ABB		

Fuente: Elaboración propia.

# CAPÍTULO

## IV

## ANÁLISIS DE RESULTADOS

En el presente capítulo fueron analizados los resultados obtenidos del capítulo III, en donde se establece una comparación de las tecnologías propuestas, desde el punto de vista ambiental (emisiones a la atmósfera) y técnico (generación de neta energía, eficiencia térmica del ciclo e ICN). Posteriormente se recomienda el sistema que sea técnicamente más adecuado y que sea menos contaminante, sin descuidar los costos (aunque sólo se presenta un análisis realizado bibliográficamente).

### 4.1 ANÁLISIS COMPARATIVO

Los resultados fueron graficados de acuerdo con la cantidad de gases emitidos a la atmósfera (figuras 4.1 a 4.5 y tabla 4.A), generación de energía (figura 4.6), eficiencia térmica del ciclo (figura 4.7), el índice de calor neto e índice de energía calor/electricidad (figura 4.8), emisión de sólidos residuales (figura 4.9), así como los costos unitarios (figura 4.19). En las gráficas se muestran los análisis comparativos de las tecnologías con respecto a los parámetros previamente mencionados.

#### 4.1.1 EMISIONES A LA ATMÓSFERA

En las figuras 4.1 y 4.2 se muestra la cantidad de  $\text{SO}_2$  emitido a la atmósfera, (expresado en  $\text{kg/s}$  y  $\text{kg/MJ}_{\text{generado}}$  respectivamente) con respecto a cada tecnología, como se puede apreciar el nivel de  $\text{SO}_2$  emitido en los sistemas de gasificación son menores en comparación con los de lecho fluidizado, esto se debe a que en la gasificación se separa el 98% del contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas de s, mientras que en los lechos fluidizados la retención de azufre se lleva a cabo en un 90 %.

La norma NOM-085-ECOL-1994 (referencia 27) establece que los niveles máximos permisibles de emisiones de  $\text{SO}_2$  son de  $0,086 \text{ kg}/10^6\text{kJ}$  para la Zona Metropolitana de la Ciudad de México (ZMCM) y  $0,344 \text{ kg}/10^6\text{kJ}$  para regiones críticas (Guadalajara, Monterrey, Irapuato, Celaya, Veracruz...). La norma sólo es aplicable para equipos de calentamiento directo e indirecto por combustión, como es el caso para los sistemas de lecho fluidizado, que corresponden al tipo de calentamiento indirecto por combustión. En los esquemas IGCC no son aplicables estos niveles de emisiones permisibles ya que no corresponden a ninguno de los equipos mencionados.

En la figura 4.3 se muestran las emisiones de  $\text{SO}_2$  por unidad de energía liberada por el combustible para los sistemas CFB y la marcada por la norma en la ZMCM por ser la más estricta. Como se puede apreciar el nivel de este gas emitido al medio ambiente es menor al permisible marcado por la norma antes mencionada. De acuerdo con lo anterior podemos

afirmar que las tecnologías de gasificación cumplen con la normatividad, ya que sus emisiones de óxidos de azufre son menores a las de lecho fluidizado, como se puede apreciar en las figuras 4.1 y 4.2.

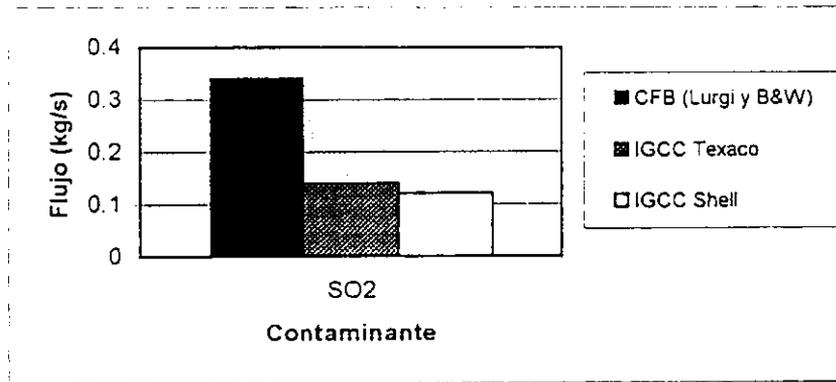


Figura 4.1 Emisiones de SO<sub>2</sub> (kg/s)

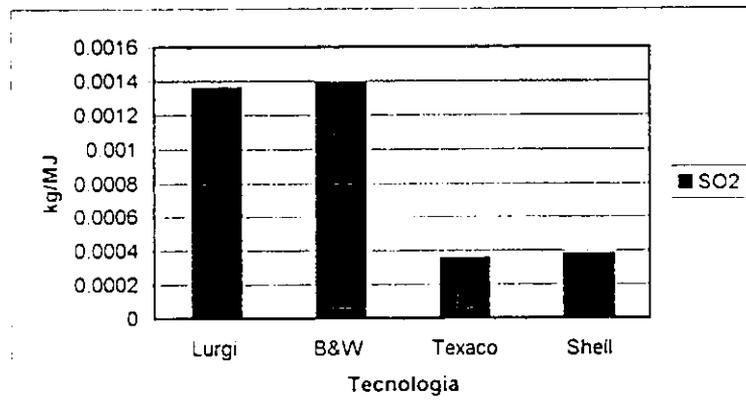


Figura 4.2 Emisiones de SO<sub>2</sub> (kg/MJ<sub>gen</sub>)

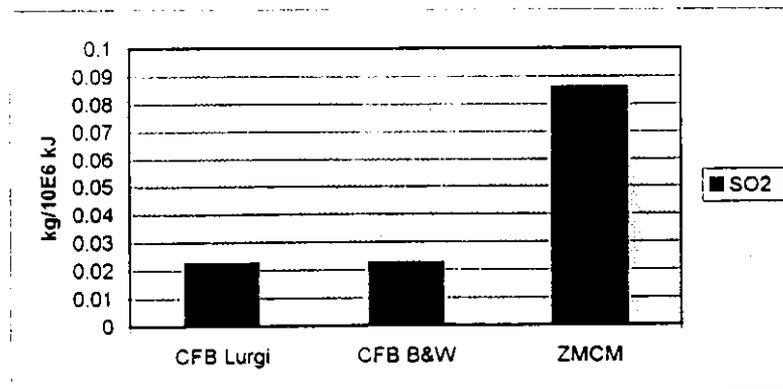


Figura 4.3 Comparación de emisiones de SO<sub>2</sub> con respecto a la normatividad.

En las figuras 4.4 y 4.5 se muestra la cantidad de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$  y  $\text{N}+\text{Ar}$  emitidos a la atmósfera, expresados en  $\text{kg/s}$  y  $\text{kg/MJ}_{\text{generado}}$  respectivamente. Como se puede apreciar en la gráfica los sistemas CFB emiten una mayor cantidad de  $\text{CO}_2$  debido a que todo el carbono contenido en el combustible reacciona con el oxígeno de aire, mientras que en los esquemas de gasificación existen diversas reacciones que forman  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{COS}$ . El  $\text{COS}$  se convierte en  $\text{H}_2\text{S}$  y junto con el  $\text{CO}_2$  es separado en un 98% mediante el proceso Rectisol de la corriente de gas de síntesis, por lo que solo la fracción de  $\text{CO}$  reacciona con el oxígeno del aire, para formar  $\text{CO}_2$ , en la turbina de gas.

Las emisiones de vapor de agua, son mayores en la gasificación, debido a que en la oxidación parcial se forma  $\text{H}_2$  proveniente de la alimentación de agua o vapor, según el tipo de gasificador, el cual reacciona con el oxígeno en la turbina de gas, formando vapor de agua adicional a la suministrada en el proceso de saturación, mientras que en los lechos fluidizados existe formación de vapor de agua por la reacción del hidrógeno contenido en el combustible con el oxígeno del aire, así como la evaporación del contenido de humedad en el coque.

Los sistemas IGCC emiten una mayor cantidad de nitrógeno, debido a que en la turbina de gas se tiene un elevado flujo másico de aire (814,71 y 686,45  $\text{kg/s}$ , para Texaco y Shell respectivamente), que al reaccionar con el gas de síntesis libera una gran cantidad de nitrógeno que se adiciona con el proveniente de la planta de separación de aire, mientras que en los lechos fluidizados solo se libera el  $\text{N}_2$  contenido en el combustible y aire de combustión. En lo referente al oxígeno nuevamente los sistemas IGCC liberan una mayor cantidad de este gas debido a que el flujo de aire que se requiere en la turbina de gas es tan elevado que no todo el oxígeno reacciona con el  $\text{CO}$ , liberando una gran cantidad de oxígeno (143,63 y 121,31  $\text{kg/s}$ , para Texaco y Shell respectivamente). El  $\text{N}+\text{Ar}$  solo se emite por la tecnología en cuestión (IGCC), como se puede observar en las gráficas 4.4 y 4.5.

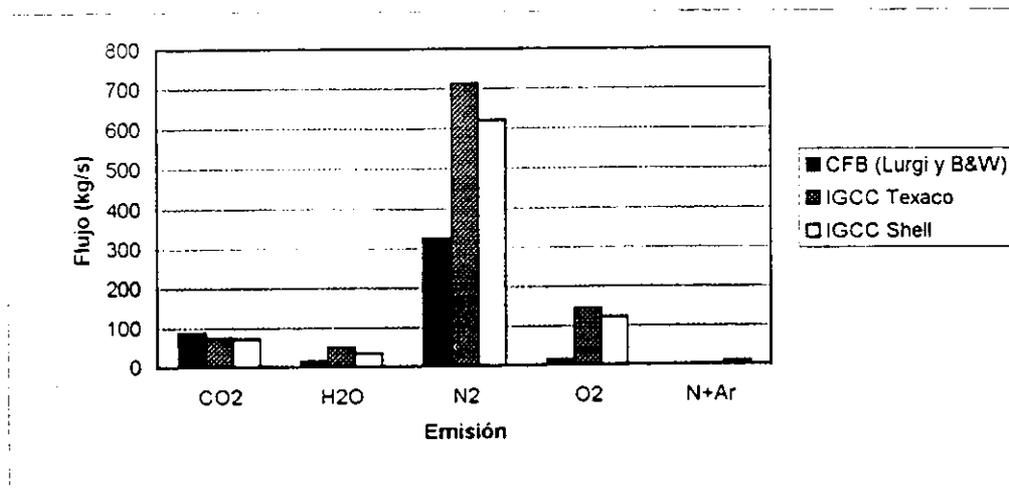


Figura 4.4 Gases emitidos a la atmósfera ( $\text{kg/s}$ )

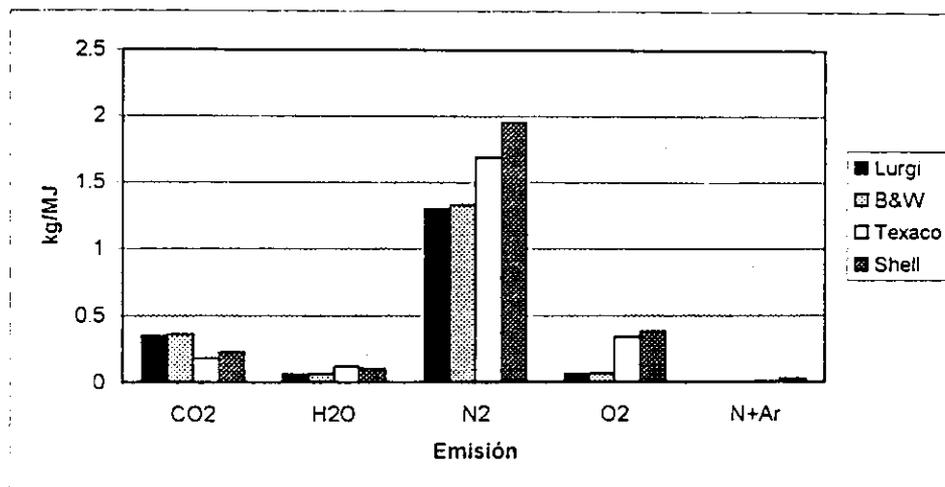


Figura 4.5 Gases emitidos a la atmósfera (kg/MJ<sub>gen</sub>)

La generación de óxidos de nitrógeno para los sistemas IGCC y termoeléctricas CFB se obtuvieron bibliográficamente, dada la complejidad para obtenerlos teóricamente, de acuerdo con reportes de los fabricantes y de plantas en operación, tal como se muestra en la tabla 4.A.

Tabla 4.A Generación de NO<sub>x</sub>.

Tecnología	Combustible	NO <sub>x</sub> (lb/BTU)	NO <sub>x</sub> (kg/GJ)
B&W <sup>1</sup>	Coque de petróleo	≈ 0.1	≈ 0,043
Lurgi <sup>2</sup>	Carbón	≈ 0,15	≈ 0,064
Shell <sup>3</sup>	Carbón	≈ 0,06	≈ 0,026
Texaco <sup>4</sup>	No especificado	≈ 0,07	≈ 0,030

Fuentes: 1) "Design considerations of B&W industrial and utility size reheat non reheat IR-CFB boilers", Kavadas and Szmania, 1996.

2) "The province 240 Mwe unit the largest CFB boiler ready for operation", Jaud and Piedfer, 1995

3) "SCGP-Progress in a proven, versatile and robust technology", Jansen and Krewinghaus, 1990

4) "Texaco gasification process for gaseous or liquids feedstocks", Texaco Development Corporation, 1996

En la tabla 4.A se observa que los sistemas IGCC generan una menor cantidad de NO<sub>x</sub> (0,026-0,030 kg/GJ) con respecto a las termoeléctricas CFB (0,043-0,064 kg/GJ), debido a que el gas de síntesis se satura para diluir la formación de óxidos de nitrógeno en la turbina de gas, mientras que en el generador de vapor CFB, la temperatura de operación en el hogar de la caldera es de aproximadamente 850°C, por lo cual la no se favorece la formación NO<sub>2</sub>. En ambos casos los niveles de óxidos de nitrógeno emitidos son menores a los máximos permisibles (0,074 kg/GJ) por la norma NOM-085-ECOL-1994, con las mismas consideraciones que para el caso del SO<sub>2</sub>.

Es importante señalar que en dicha norma no se contempla el caso de un combustible como el coque de petróleo, por lo que se aproximó al de un combustible con alto contenido de azufre para el caso del SO<sub>2</sub> y carbón para el caso del NO<sub>2</sub>.

#### 4.1.2 GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD

En la figura 4.6 se muestra la generación neta de electricidad con respecto a cada tecnología, para una alimentación de combustible de 27,63 kg/s. De acuerdo con la gráfica se observa que los sistemas de gasificación generan la mayor cantidad de energía eléctrica con respecto a los sistemas de lecho fluidizado, esto se debe a que la gasificación permite su integración a un ciclo combinado que es térmicamente más eficiente con respecto a los sistemas de lecho fluidizado circulantes atmosféricos, ya que se integran al ciclo Rankine regenerativo y con recalentamiento. Lo anterior permite suponer que son más adecuados los esquemas de gasificación, lo cual es correcto desde el punto de vista técnico, aunque representa un mayor costo de inversión, operación y mantenimiento, que repercutirá en el costo por KWh generado.

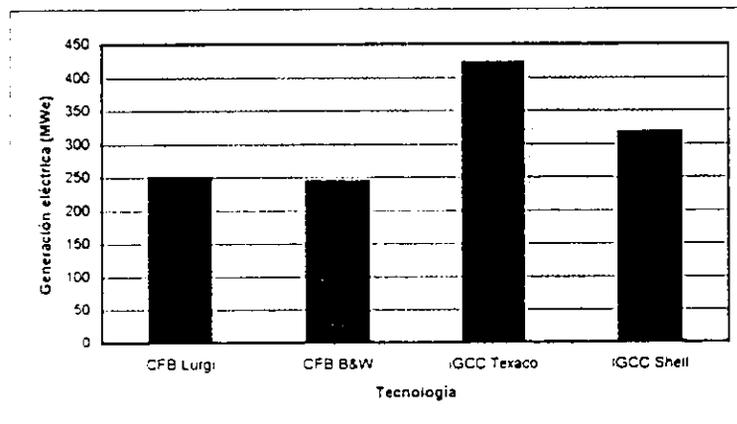


Figura 4.6 Generación neta de electricidad.

En la figura 4.7 se muestra la eficiencia térmica del ciclo con respecto a cada tecnología. De acuerdo con esta gráfica se observa que los esquemas de gasificación son más eficientes que los de lecho fluidizado atmosféricos, por las razones expuestas en el párrafo anterior.

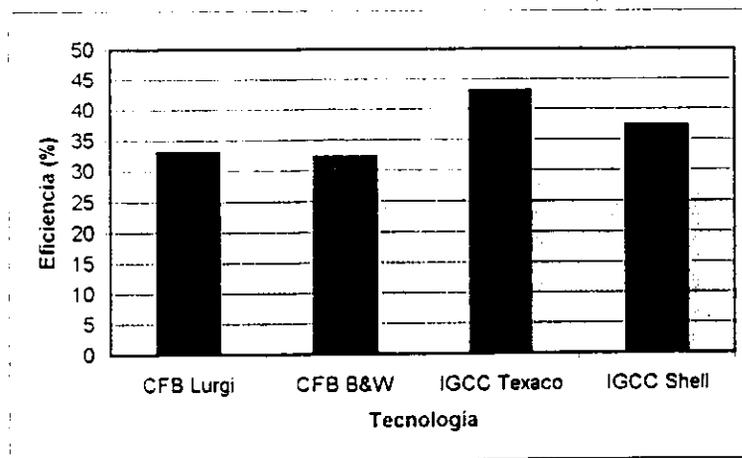


Figura 4.7 Eficiencias térmicas de las tecnologías.

### 4.1.3 ÍNDICE ENERGÉTICO

En la figura 4.8 se muestra el índice de calor neto con respecto a cada tecnología. Con base en esta gráfica se observa que los esquemas de gasificación tienen un menor valor del ICN en comparación con los de lecho fluidizado circulante atmosféricos, lo cual significa que el combustible es utilizado de forma más eficiente para la generación de electricidad. En este índice cuanto menor sea su valor implicara un mejor aprovechamiento del combustible, ya que representa la cantidad de energía utilizada para generar una unidad de energía eléctrica.

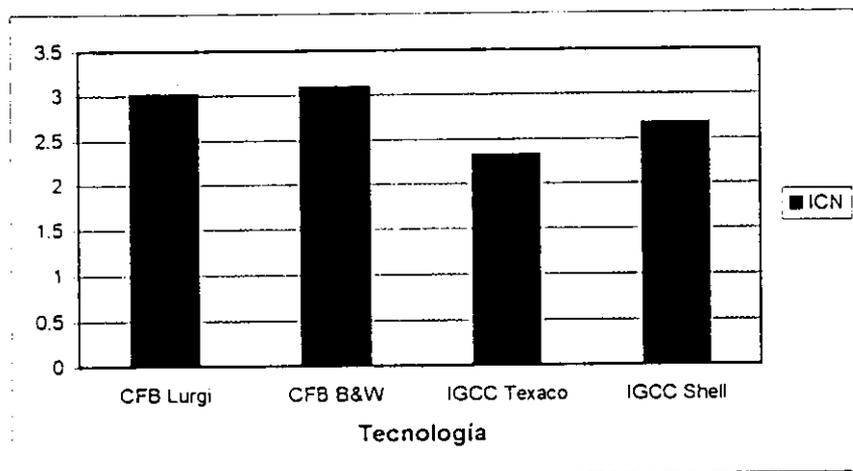


Figura 4.8 ICN.

### 4.1.4 SÓLIDOS RESIDUALES

En la figura 4.9 se muestra la generación de sólidos residuales por tecnología, como se puede apreciar en la gráfica los esquemas IGCC generan una menor cantidad de éstos, mientras que en los lechos fluidizados esta generación es elevada. lo anterior se debe a que el material absorbente reacciona con el azufre contenido en el combustible formando sulfato de calcio ( $\text{CaSO}_4$ ), por lo cual la generación de sólidos es alta, sin embargo, existen alternativas para el aprovechamiento de éstos. En el caso de los gasificadores solo existe por la presencia de cenizas en el combustible.

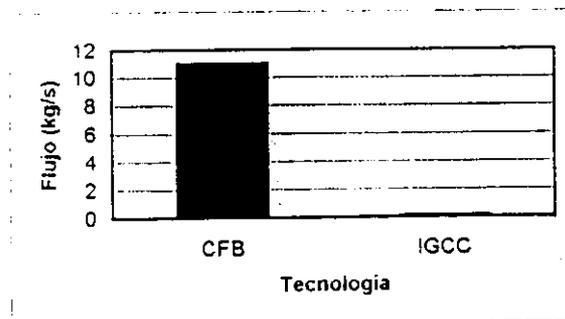


Figura 4.9 Sólidos residuales.

### 4.1.5 COSTOS

Los costos unitarios totales de una planta IGCC y termoeléctrica CFB, de acuerdo con las referencias bibliográficas 26 y 28, se muestran en la tabla 4.E. Es importante señalar que solo se consiguió información de las tecnologías Lurgi, Shell y Texaco, aunque se espera que los costos para la tecnología B&W sean menores a los de Lurgi, ya que ésta tecnología no utiliza el separador de partículas ciclónico y por lo tanto no requiere el uso de la válvula "L", lo cual ocasiona que se tengan menos accesorios y un equipo más compacto que se reflejará en el costo de éste.

Tabla 4.E Costos unitarios

Tecnología	Sistema	Costo (\$/kw)
B&W	CFB	No especificado
Lurgi	CFB	920 <sup>1</sup>
Shell	IGCC	1274 <sup>2</sup>
Texaco	IGCC	1247 <sup>2</sup>

Notas: 1.- supone dólares de 1994

2.- supone dólares de 1998

En la figura 4.10 se observa que el costo de una planta termoeléctrica CFB es menor en comparación con los sistemas IGCC, debido a que utiliza una menor cantidad de equipos en su sistema. En lo referente a los sistemas IGCC, el esquema Texaco resulta más adecuado que el Shell.

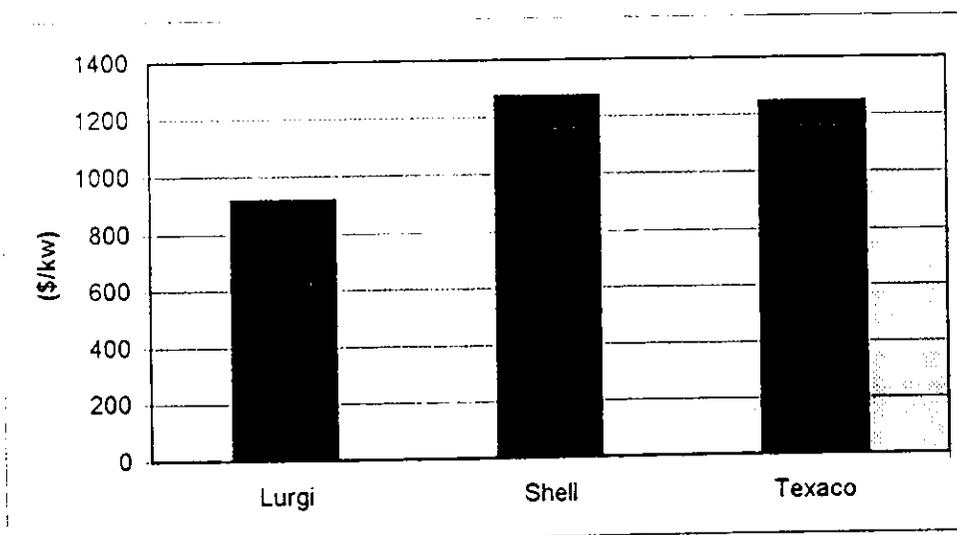


Figura 4.10 Costos unitarios de diferentes tecnologías.

## 4.2 CONCLUSIONES

Las tecnologías de gasificación y lechos fluidizados son recomendables para la combustión de combustibles con alto contenido de azufre y metales pesados, como lo es el coque de petróleo, ya que las emisiones de contaminantes son menores a las permisibles establecidas en las normas ambientales ( $\text{SO}_2 > 0,086 \text{ kg/GJ}$  y  $\text{NO}_2 > 0,074 \text{ kg/GJ}$ ), ver sección 4.1.1, la generación de electricidad es alta como se puede observar en las eficiencias térmicas de cada esquema (de 32,35 a 43,17 %), ver sección 4.1.2, y tienen bajos índices energéticos (de 3,09 a 2,32), ver sección 4.1.3, de acuerdo con los resultados obtenidos en el capítulo III.

Técnica y ambientalmente los esquemas de gasificación son mejores, debido a que emiten una menor cantidad de  $\text{SO}_2$  (alrededor de 0,036 kg/GJ),  $\text{NO}_2$  (alrededor de 0,03 kg/GJ) y tienen una mayor eficiencia térmica (de 37,41 a 43,17 %), como se muestra en las gráficas comparativas de la sección 4.1, aunque en cuestión de costos los de lecho fluidizado resultan una mejor opción (datos bibliográficos contenidos en la sección 4.1.5), debido a que utilizan una menor cantidad de equipos y por ende disminuyen sus costos de inversión, operación y mantenimiento.

En la comparación de esquemas comerciales para una misma tecnología, se encontró que para los sistemas de lecho fluidizado integrados al ciclo Rankine, el generador de vapor Lurgi es técnicamente más adecuado en comparación con Babcock and Wilcox, ya que presenta las siguientes ventajas:

- ◆ Mayor generación de electricidad (250 MW<sub>e</sub>).- por las condiciones a las cuales opera el equipo (sobrecalentamiento y recalentamiento).
- ◆ Mayor eficiencia térmica (33,13 %).- porque la generación eléctrica es mayor con respecto al otro esquema comercial.
- ◆ Mejor aprovechamiento del combustible (ICN=3,02).- la energía liberada por el combustible es mejor aprovechada.

Aunque el generador Lurgi presenta ciertas desventajas en comparación con B&W como lo son:

- ◆ Aspecto dimensional.- es un equipo más voluminoso porque utiliza un banco de ciclones para efectuar la separación gas-sólido, además de que utiliza otros equipos como el intercambiador externo y válvula "L" principalmente.
- ◆ Mantenimiento.- cuenta con más accesorios lo cual incrementa la operación y mantenimiento del equipo.

En lo referente a los sistemas de gasificación integrados al ciclo combinado, el sistema Texaco es técnicamente más adecuado con respecto al Shell, debido a los siguientes aspectos:

- ◆ Consume menor electricidad en la planta de separación de aire (140,37 MW<sub>e</sub>).- debido a que requiere una presión más baja en el nitrógeno que se utiliza en la turbina de gas.
- ◆ El gasificador no requiere el uso de vapor saturado.- lo que permite que todo el vapor generado en el recuperador se utilice por completo en la generación de electricidad.
- ◆ El sistema de enfriamiento genera una gran cantidad de vapor saturado de alta presión (76,22 kg/s).
- ◆ Genera una mayor cantidad de electricidad (422,70 MW<sub>e</sub>).- existe una mayor expansión de vapor en las turbinas de vapor, semejantes producción eléctrica en la turbina de gas y un menor consumo de electricidad, lo que permite obtener una mayor generación de electricidad.
- ◆ Sistema más eficiente (43,17 %).- genera mayor energía eléctrica con menores consumos de energía.
- ◆ Bajo ICN = 2,32.- existe un mejor aprovechamiento de la energía liberada por el combustible.

Es importante señalar que la generación neta de electricidad está fuertemente influenciada por el consumo de energía en la planta de separación de aire, por lo cual una variación de energía en este equipo provocará un aumento o disminución considerable en el rendimiento de la planta.

En el aspecto de costos, el sistema Texaco es más adecuado en comparación al Shell, debido a que este sistema es menos costoso (27 \$/kW), de acuerdo con la referencia bibliográfica 26.

En el aspecto ambiental la tecnología Shell es relativamente mejor en comparación con la Texaco debido a que las emisiones de SO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub> son menores (0,36 kg/GJ y 0,026kg/GJ respectivamente), aunque en ambos casos los niveles de emisión de óxidos de azufre y óxidos de nitrógeno son permisibles en la ZMCM y en regiones críticas de México.

La norma NOM-085-ECOL-1994 no contempla el uso de combustibles sólidos como el coque de petróleo, por lo cual se establece que las emisiones producidas por este combustible no están normalizadas. Adicionalmente se observa que dicha norma, solo contempla tecnologías convencionales, por lo cual un sistema de gasificación está exento de la normatividad.

### 4.3 RECOMENDACIONES

En la combustión de coque de petróleo las tecnologías de gasificación y lecho fluidizado son adecuadas, por lo tanto el uso de una en específico estará en función de las necesidades y requerimientos del proceso industrial en cuestión, aunque en el presente estudio se propone la utilización del sistema de gasificación IGCC Texaco a puerta de refinería, debido a que podría establecerse una alianza entre PEMEX y CFE, para la utilización de este combustible en la generación de electricidad.

Para el caso de las tecnologías de lecho fluidizado se recomienda utilizar el sistema Lurgi, porque tiene una mayor eficiencia térmica (33,13 %) y emite menos  $\text{SO}_2$  (1.36 kg/GJ), ver secciones 4.1.1 y 4.1.2, aunque no se descarta por completo el equipo B&W. La tecnología de lecho fluidizado circulante presentará un mejor funcionamiento de acuerdo con las siguientes consideraciones:

- ◆ Integración a un esquema de cogeneración.- lo cual permitirá incrementar la eficiencia térmica del ciclo y disminuir su índice energético (ICN), que son elementos de comparación con otros esquemas.
- ◆ Utilización de los residuos sólidos en la industria de la construcción.- la materia residual tiene propiedades semejantes a la de un cemento por lo que puede utilizarse como un concreto de bajo grado, producción de cemento, producción de bloques de concreto, producción de ladrillos, producción de cerámicas, estabilización de terrenos, como relleno estructural...
- ◆ No disposición de los residuos en tierra o en el mar.- pueden existir problemas tales como la fuga de polvo, esponjamiento de los residuos que afectarían la tierra de los sitios, formación de leixiviados (que serían altamente alcalinos), etc.

Para el caso de las tecnologías de gasificación, se recomienda utilizar el sistema Texaco, por las razones expuestas en la sección anterior. El esquema IGCC presentará un mejor rendimiento si se utiliza bajo las siguientes consideraciones:

- ◆ Integración a un esquema de cogeneración.- lo cual permitirá incrementar la eficiencia térmica del ciclo combinado y disminuir su índices energético (ICN), que son elementos de comparación con otros esquemas.
- ◆ Utilización del nitrógeno producido en la planta de separación de aire.- el cual permitirá obtener una mayor generación de electricidad en la turbina de gas así como una mayor generación de vapor en el recuperador de calor, ya que existirá un mayor flujo de gases calientes.
- ◆ No mezclado del gas de síntesis saturado y calentado con otro combustible gaseoso.- lo cual ocasionaría una disminución en el rendimiento térmico de todo el ciclo y de sus índices energéticos, ya que si bien se incrementaría la generación de energía en la turbina de gas y recuperador de calor, se incrementaría la cantidad de calor suministrado en una mayor proporción.
- ◆ Disposición municipal de los residuos sólidos.

- ◆ Comercio del azufre recuperado.- lo cual permitirá obtener recursos para la operación y mantenimiento de la planta.
- ◆ Realización de un estudio detallado de la planta de separación de aire para maximizar el rendimiento del sistema IGCC.

En lo referente al aspecto de la normatividad ambiental se propone un replanteamiento de las normas existentes (NOM-085-ECOL-1994), con la finalidad de que sean incluidos todos los combustibles y tecnologías posibles, debido a que se corre el riesgo de que se emitan cantidades considerables de  $\text{SO}_2$  y  $\text{NO}_2$  ( $\text{SO}_2 > 0,086 \text{ kg/ GJ}$  y  $\text{NO}_2 > 0,074 \text{ kg/GJ}$  respectivamente) sin que se viole la normatividad.

En lo referente al aspecto de costos se propone un análisis detallado de éstos para trabajos subsecuentes, ya que es importante contar con mayor información de las opciones a desarrollar.

Finalmente, se plantea la posibilidad de integrar la gasificación en un lecho fluidizado circulante, es decir, desarrollar un equipo que al efectuar la oxidación parcial del combustible absorba el contenido de azufre en el coque y que utilice aire como comburente, eliminando así el uso de la planta de separación de aire.

## APÉNDICE A

### CARACTERIZACIÓN DEL HOGAR EN LA CALDERA

#### Sección transversal del hogar:

La sección transversal alta del lecho ( $S_T$ ) se obtiene por la relación existente entre el calor liberado por el combustible ( $Q_{Lc}$ ) y el permisible liberado ( $Q_{perm}$ ), de acuerdo con la siguiente expresión:

$$S_T = Q_{Lc} / Q_{perm}$$

Siendo  $Q_{perm}$  un valor que se obtiene de tablas para equipos comerciales (ver referencia IV), aunque típicamente para sistemas de 250 Mw, el valor oscila en un rango de 3.51–3.76 Mw/m<sup>2</sup>.

El ancho del hogar se expresa mediante la siguiente relación:

$$\text{Ancho} = (S_T / 2)^{0.5}$$

Típicamente el ancho es de 7.5 m, de acuerdo con estudios realizados por Basu (1991), por lo que se consideró como a éste valor como límite superior.

La longitud se determina por la relación entre la sección transversal del hogar y el ancho de mismo.

$$\text{Longitud} = S_T / \text{Ancho}$$

#### Altura:

Asumiendo que la velocidad del núcleo ( $v_{m\acute{a}x}$ ) excede el 50 % de la velocidad de fluidización ( $v_f$ ), se tiene que:

$$V_{m\acute{a}x} = 1.5 v_f$$

Siendo  $v_f = m_{gases} / (\rho_g S_T)$ , considerando las propiedades del gas a la temperatura del lecho.

La altura del horno está dada por:

$$H = v_{m\acute{a}x} t_c$$

Donde  $t_c$  es el tiempo de residencia de los gases para la retención de azufre.

La altura requerida ( $H_{req}$ ) del hogar se obtiene, considerando la carga térmica a evaporar ( $Q_{evap}$ ) y el coeficiente de transferencia de calor en las paredes de tubos ( $h$ ). Así el área de evaporación se determina mediante la siguiente expresión:

$$A_{\text{evap}} = \frac{Q_{\text{evap}}}{h(T_b - T_s)}$$

Donde  $T_b$  y  $T_s$  son las temperaturas del lecho y de pared

El área proyectada ( $A_{\text{proy}}$ ) es determinada por la siguiente relación:

$$A_{\text{pro}} = A_{\text{evap}} / \text{pt}$$

Donde el  $\text{pt} = \frac{3.1416(\phi_{\text{tubo}}^2 / 2) + 1}{\text{pitch}}$

El área requerida en la pared de tubos ( $A_{\text{pared}}$ ) es:

$$A_{\text{pared}} = A_{\text{pro}} - S_T$$

Considerando un área adicional del 30% sobre el área de la pared se tiene que:

$$A_{\text{tot}} = A_{\text{pared}} - A_{\text{adic}}$$

Por lo tanto la altura requerida está dada por:

$$H_{\text{req}} = \frac{A_{\text{tot}}}{2(\text{longitud} + \text{ancho})}$$

Es importante señalar que si la  $H_{\text{horno}}$  es mayor o menor que la requerida, implica que el tiempo de residencia debe ser mayor o menor a la considerada inicialmente, según sea el caso.

## APÉNDICE B

## GASIFICADORES Y PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE

## RENDIMIENOS DE LOS GASIFICADORES

Sistema Texaco:

Combustible	Fuel-oil 9.6 ° API	Residuo de vacío 4.3°	Asfalto 0° API	Coque de petróleo
Relación flujos:				
combustible ( $\text{kg}_{\text{comb}}/1000\text{Nm}^3_{\text{syngas}}$ )	329.8	346.1	357.6	400.9
vapor/agua ( $\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/1000\text{Nm}^3_{\text{syngas}}$ )	186.9	173.1	182.0	248.3
oxígeno ( $\text{Nm}^3_{\text{O}_2}/1000\text{Nm}^3_{\text{syngas}}$ )	241.0	245	268.0	300.3
Gas de síntesis producido (%mol) <sup>1</sup> :				
Monóxido de carbono	47.5	48.3	49.3	53.3
Hidrógeno	45.8	44.2	42.1	32.5
Dióxido de carbono	5.7	5.2	6.5	12.2
Metano	0.5	0.6	0.4	0.1
Nitrógeno-Argón plus	0.2	0.2	0.4	0.5
H <sub>2</sub> S + COS	0.3	1.5	1.3	1.4

Fuentes: "Partial oxidation of petroleum feedstocks by Texaco process", Maron and Seufert, 1985 (ref. 11)

"Gasification process for maximising refinery profitability", Falsetti, 1993.

Notas: 1) composición expresada en base seca.

Sistema Shell:

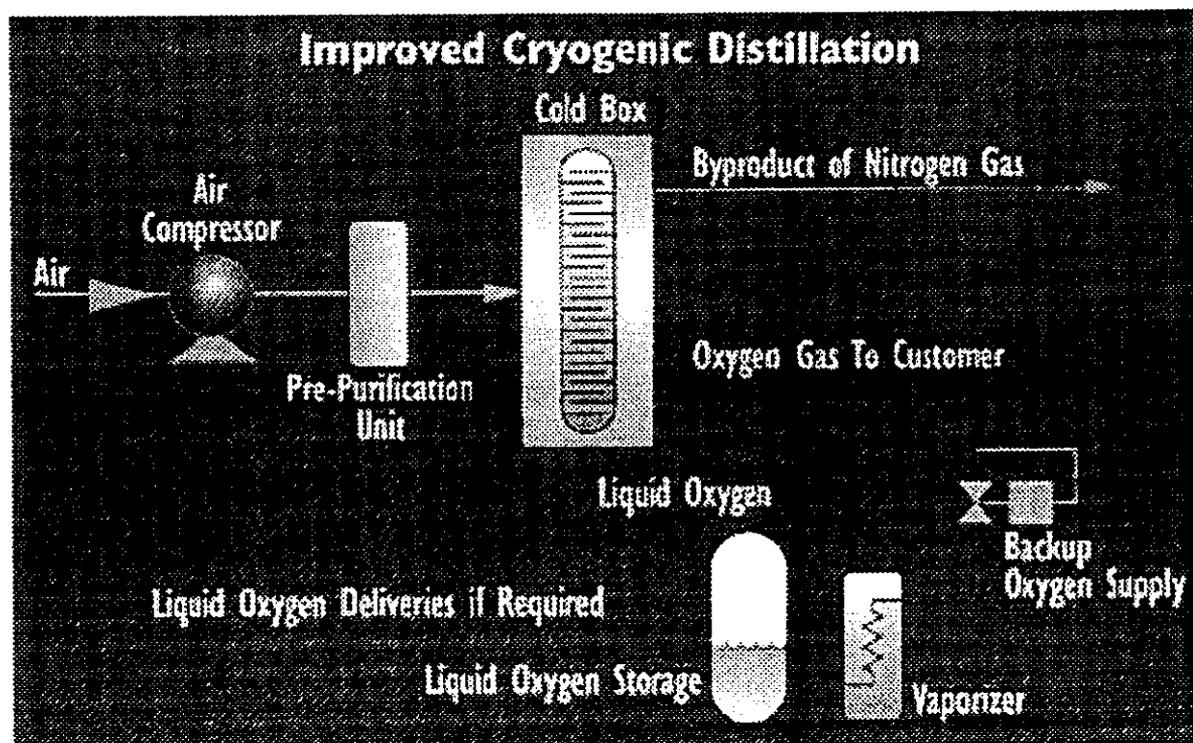
Combustible	Carbón	Coque de petróleo
Relación flujos:		
Oxígeno / Combustible (kg/kg)	1.023	1.040
Vapor / Oxígeno (kg/kg)	0.219	0.259
Gas de síntesis producido (%mol) <sup>1</sup> :		
Monóxido de carbono	64.38	63.90
Hidrógeno	27.90	25.83
Dióxido de carbono	2.17	3.10
Metano	0.015	0.014
Nitrógeno	5.25	5.50
H <sub>2</sub> S + COS	0.219	1.59

Fuente: "Shell coal gasification process recent results on low ash feedstocks, including petroleum coke", Phillips and Mahagaokar, 1995

Notas: 1) composición expresada en base seca.

## CARACTERÍSTICAS DE LA PLANTA DE AIRE

La siguiente figura muestra la configuración típica de una planta de aire



Cortesía de BOC GASES, sistema Improved Cryogenic Oxygen (ICO).

Esta planta tiene las siguientes características:

Concepto	Modelo ICB	Modelo ICC
Energía consumida (Kwh/Nm <sup>3</sup> )	0.4 - 0.6	0.4 - 0.6
Consumo de agua (gpm por Nm <sup>3</sup> / hr de oxígeno)	0.2 - 0.3	0.2 - 0.3
Pureza del oxígeno (%)	90-98	90-98
Presión del oxígeno (KPa)	70 - 4 000	70 - 4 000

Fuente: BOC Gases ([www.boc.gases.com](http://www.boc.gases.com))

APÉNDICE C  
TURBINAS DE GAS

Modelo	RPM	$r_p$	$T_{entrada}$ (°F)	$T_{salida}$ (°F)	$m_{aire}$ (lb/s)	MMS
ABB GT 1	22000	9.4	1750	963	18	0.8
ABB GT 2	22000	11.2	1950	1067	21	1.0
ABB GT 5	14000	12.2	1742	835	33	1.4
ABB GT 7	14000	12.7	2147	1027	47	3.1
ABB GT 35	3600	12.2	1530	684	199	6.3
ABB GT 10	7700	13.6	2045	968	170	7.3
ABB GT 10	7700	14.0	2160	1008	171	8.2
ABB GT 9D	4473	8.9	1760	963	349	10.8
ABB GTX100	6600	20.0	2350	1015	264	11.5
ABB GT 8	6300	16.5	2110	973	401	13.6
ABB GT 8C	6211	15.7	2142	963	388	14.8
ABB GT 8C2	6210	17.4	2150	950	425	14.8
ABB GT 11N	3600	12.4	1975	959	685	17.1
ABB GT 11N	3600	13.3	1975	941	687	17.6
ABB GT 11N2	3600	14.6	2095	977	813	20.96
ABB GT 11N2	3600	15.1	2095	976	827	21.8
ABB GT 13E	3000	14.1	2075	961	1083	30.9
ABB GT 13E2	3000	15.0	2140	977	1137	34.3
ABB GT 24	3000	30.0	2300	1185	840	36.4
ABB GT 26	3600	30.0	2300	1185	1209	50.7
Aln 501KB5	14250	9.3	1895	1040	34	1.7
Aln 501KH	14600	9.3	1850	1020	35	1.7
Aln 501KB5S	14200	10.2	1975	1070	34	1.7
Aln 570 KA	11500	12.0	2130	1050	41	1.8
Aln 501KB7	14600	13.4	1970	996	44	1.9
Aln 501KH5	14600	11.3	2150	1155	34	2.3
Aln 571KA	11500	12.7	2130	1000	43	2.6
ASig ASE8	41730	10.6	1719	925	8	0.3
ASig ASE40	15400	8.8	2020	1113	28	1.5
ASig ASE50A	16000	10.6	2250	1040	31	1.5
Drsr DC990	7200	12.5	1920	896	43	1.9
EGT hurrican	27245	9.2	2073	1116	16	1.0
EGT TB5000	7950	6.8	1670	910	46	1.5
EGT Typhoon	16500	13.0	1930	950	38	1.7
EGT Typhoon	17380	14.1	2012	958	43	1.9
EGT Typhoon	17384	14.8	2100	999	44	2.0
EGT Tornado	11085	12.1	1832	879	61	2.6
EGT Tornado	11085	11.8	1875	892	60	2.7
EGT Tempest	14045	13.2	2107	1027	64	2.8

Modelo	RPM	$r_p$	$T_{\text{entrada}} (^{\circ}\text{F})$	$T_{\text{salida}} (^{\circ}\text{F})$	$m_{\text{aire}} (\text{lb/s})$	MMS
GE 5271RA	5100	8.2	1755	971	214	5.7
GE 5361	5100	10.0	1755	914	269	7.1
GE 5371PA	5100	10.0	1765	904	272	7.1
GE M5382C	4670	8.9	1775	960	272	7.7
GE 6531B	5100	11.7	2020	1003	304	9.4
GE 6541B	5100	11.8	2020	994	304	9.8
GE 6551B	5100	11.9	2020	1001	310	9.9
GE 6561B	5100	12.2	2035	984	316	10.2
GE 6101FA	5100	14.8	2350	1084	447	18.3
GE 7101	3600	11.8	1985	968	617	15.5
GE 7111EA	3600	12.4	2020	981	646	17.1
GE 7121EA	3600	12.6	2035	993	650	17.8
GE 7161EC	3600	14.2	2200	1021	776	23.2
GE 7171EF	3600	12.2	2110	996	911	24.5
GE 7191F	3600	13.7	2300	1090	925	28.8
GE 7221FA	3600	14.8	2350	1088	930	30.6
GE 7231FA	3600	25.4	2390	1096	963	32.4
GE 7241FA	3600	15.5	2420	1110	971	32.7
GE 9161E	3600	12.2	2020	982	895	21.3
GE 9171E	3000	12.3	2055	1004	902	22.5
GE 9231EC	3000	14.2	2200	1024	1136	31.0
GE 9281F	3000	13.7	2300	1090	1332	38.5
GE 9301F	3000	13.7	2300	1085	1335	38.1
GE 9311FA	3000	14.6	2350	1088	1339	41.3
GE 9331FA	3000	14.6	2380	1096	1402	43.8
GE 9351FA	3000	14.6	2420	1122	1402	46.7
GE 9391G	3000	23.2	2600	1050	1510	52.5
GE 9001H	3000	23.2	2600	1150	1510	61.8
GE LM500	7000	14.5	2060	955	35	1.8
GE LM1600	7000	21.7	2240	909	99	6.4
GE LM1600	7000	21.5	2250	910	102	6.7
GE LM2500PE	3000	19.5	2365	984	151	9.3
GE LM2500PE	3600	18.4	2265	982	147	8.1
GE LM2500PE	3600	19.5	2365	976	150	9.3
GE LM2500PH	3600	16.4	2200	978	136	9.5
GE LM2500PH	3600	17.6	2365	987	142	10.0
KWU V64.3	5400	16.5	2350	988	415	16.2
KWU V64.3A	5400	16.2	2390	1060	415	19.6
KWU V84.2	3600	10.6	2075	1000	770	19.7
KWU V84.2	3600	11.0	2100	1011	780	20.1
KWU V84.3	3600	15.6	2250	933	910	28.2
KWU V84.3	3600	16.0	2350	1024	936	31.1
KWU V84.3A	3600	16.8	2390	1040	971	32.2
KWU V84.3A	3600	16.9	2450	1071	970	34.0

Modelo	RPM	$r_p$	$T_{entrada}$ (°F)	$T_{salida}$ (°F)	$m_{aire}$ (lb/s)	MMS
KWU V94.2	3000	10.6	2075	1000	1109	26.8
KWU V94.2	3000	11.1	2100	1004	1124	28.6
KWU V94.2A	3000	14.0	2300	1062	1150	36.5
KWU V94.3	3000	15.6	2250	993	1310	39.4
KWU V94.3	3000	16.1	2350	1022	1349	43.6
KWU V94.3A	3000	16.2	2390	1060	1359	45.6
KWU V94.3A	3000	16.9	2450	1071	1397	49.7
Mtsb MF111A	9660	12.8	2070	1010	106	5.5
Mtsb MF111B	9660	14.6	2075	979	123	5.9
Mtsb 501F	3600	16.0	2450	1125	999	33.6
Mtsb 501G	3600	20.0	2600	1105	1250	45.4
Mtsb 701F	3000	17.0	2450	1087	1435	48.5
Mtsb 701G	3000	21.0	2600	1089	1625	62.4
Mtsb SB60	5680	12.1	1832	871	128	5.0
NvPgn PGT2	18000	12.7	1900	977	23	1.2
NvPgn PGT5	11140	9.1	1900	974	54	2.1
NvPgn PGT10	7900	14.1	1970	902	91	4.0
Sol Saturn	22120	6.7	1630	930	14	0.6
Sol Saturn	22516	6.5	1630	907	14	0.6
Sol Saturn	22516	6.6	1630	940	14	0.6
Sol Centaur	14951	9.7	1680	819	40	1.6
Sol Centaur	14950	9.3	1850	960	38	1.7
Sol Centaur	14951	10.3	1880	941	41	1.8
Sol Centaur	14951	10.6	1880	918	41	1.9
Sol Taurus	14950	11.2	1860	927	45	1.8
Sol Taurus	14951	11.7	1910	897	46	2.0
Sol Taurus	14951	12.0	1940	905	48	2.1
Sol Taurus	10400	15.0	1935	910	55	2.6
Sol Taurus	10400	15.0	1935	895	58	2.8
Sol Mars	8568	15.7	1935	870	82	3.7
Sol Mars	8568	16.2	1950	868	85	3.9
Sol Mars	8568	16.0	2020	930	84	4.2
Sol Mars	8568	17.6	2020	909	92	4.4
Turbomeca	22000	9.6	1810	941	12	0.7

Fuente: Datos obtenidos de la base de datos del programa GT PRO for Windows 1.6

## NOMENCLATURA

## Letras:

Mayúsculas		Minúsculas	
A	área	a	constante empírica
A <sub>o</sub>	factor de frecuencia	c	calor específico
C	concentración	d	diámetro
D <sub>g</sub>	Difusividad	e	emisividad
E	energía de activación	e <sub>a</sub>	exceso de aire
E <sub>p</sub>	pérdidas de energía	ff	factor de ensuciamiento
H <sub>v</sub>	energía de devolatilización	h	coef. convectivo, entalpia, transf. masa
I <sub>abs</sub>	energía radiante	h <sub>o,i</sub>	correlación empírica
ICE	índice calor/energía	k	cte. de reacción, conductividad térmica
ICN	índice de calor neto	m	masa, límite de difusión
K <sub>r</sub>	cte. reacción en pirólisis	P <sub>c</sub>	presión parcial del H <sub>2</sub> O
L	longitud	P <sub>w</sub>	presión parcial del CO <sub>2</sub>
P	presión	q	calor, consumo de gas
PCI	poder calorífico inferior	Q <sub>o2</sub>	consumo de oxígeno
PCS	poder calorífico superior	r	radio, reacción
Pr	número de Prandtl	r <sub>c</sub>	relación en el compresor
Q	cantidad de calor	r <sub>n</sub>	constante de reacción
R	cte. universal de los gases, relación Ca/S	r <sub>t</sub>	relación en la turbina
Re	número de Reynolds	t	tiempo
S	superficie	t <sub>c</sub>	tiempo de residencia
Sc	número de Schmidt	v	velocidad
Sh	número de Sherwood	x	longitud, fracción
S <sub>T,L</sub>	distancia entre tubos		
T	temperatura		
U	coeficiente global tranf. calor		
Un	número de Nusselt		
V	volumen		
W	potencia		
Y	fracción de volumen		

## Símbolos:

$\varphi$	factor de mecanismo
$\rho$	Densidad
$\delta_c$	Fracción de área
$\epsilon$	Porosidad del lecho
$\eta$	Eficiencia
$\sigma$	cte. Stefan-Boltzman

## Subíndices:

a	asintótica	B	bombas
a <sub>v</sub>	sección transversal	CaCO <sub>3</sub>	carbonato de calcio
b	lecho, rayo	CaO	óxido de calcio
bh	formación de agua	CO <sub>2</sub>	dióxido de carbono
c	cluster, carbono, cenizas, combustión, cinética controlada	CH <sub>4</sub>	metano
cal	calcinación, calentamiento	CO	monóxido de carbono
com	combustible	COS	
con	convectivo	ECRI	criogénica
cp	partículas mayores a 5mm	ER, ET	neta o total
cr	cluster radiante	G	ganancia
d	dispersa	G1 a G6	puntos en gases 1 a 6
da	aire	GE	generador eléctrico
enf	enfriamiento	H <sub>2</sub> O	agua
dr	fase dispersa radiante	H <sub>2</sub> S	ácido sulfhídrico
f	humedad del aire, liq. saturado	H <sub>2</sub> ST	ácido sulfhídrico total
g	Gas, vaor saturado	Lc	liberado por el combustible
ge	gases de escape	M	mezcla
gp	gas a partícula	MgCO <sub>3</sub>	
i	interno	N+Ar	nitrógeno y argón plus
ine	inerte	N <sub>2</sub>	nitrógeno
m	media, masa, máxima, difusión controlada, humedad en el combustible	O <sub>2</sub>	oxígeno
ma	humedad en el aire seco	S	azufre
mec	mecánica	SGc	gas de síntesis crudo
ml	humedad en el absorbente, media logaritmica	SGI	gas de síntesis limpio
n	no luminosos	SGt	gas de síntesis total
o	externo	SO <sub>2</sub>	dióxido de azufre
p	partícula	T	turbina
q	absorbente	v1,2..6	extracciones 1 a 6
qw	absorbente	AP,PI,BP	alta, media y baja presión
r	radiante	1	inicial
s	superficie, suministrado, isentropica	2	final
sat	Saturado	1 a 20	puntos 1 a 20
sob	sobrecalentado	99%	alcanzar el equilibrio
sor	absorbente		
su	sulfuración		
t	terminal		
unbur	inquemados		
v	partícula, ventiladores,		
vap	vaporización, alta presión		
vmp	media presión		
vt	vapor total		
w	pared		
wa	residuos sólidos		

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

### LIBROS CONSULTADOS:

- I.- J.G. Speight, The Chemistry and Technology of Petroleum, Marcel Dekker, 1980.
- II.- Sami, Matar, Synfuels, Hydrocarbons of the Future, Penn Well books, 1982.
- III.- Octave, Levesnspiel, Ingeniería de las Reacciones Químicas, Jonh Wiley and sons, 1987.
- IV.- P. Basu and S. Fraser, Circulating Fluidized Bed Boilers, Design and Operation, Butterworth-Heinemann, 1991.
- V.- D. A. Tillman, The Combustion of Solids Fuels and Wastes, Academic Press, 1991.
- VI.- Manual de Gasificación, OLADE (UNESCO), 1987.
- VII.- J. G. Speight, Fuel Science and Technology Handbook, Marcel Dekker, 1990.
- VIII.- Jens Hannes, Mathematical Modelling of Circulating Fluidized Bed Combustion, Kartographie und Druck, 1996.
- IX.- Y. A. Cengel and M.A. Boles, Thermodynamics An Engineering Approach, McGraw-Hill, 1998.
- X.- V. Ganapathy, Waste Heat Boiler Deskbook, Prentice-Hall, 1991.
- XI.- Arturo Monedero, Rogelio Ruiz y Luis Fernández, Apuntes de Cogeneración, Módulos I y II, Diplomado de Cogeneración, Agosto de 1995.

### ARTICULOS Y REVISTAS CONSULTADAS:

- 1.- P. Basu and P. K. Nag, "Heat transfer to walls of a circulating fluidized bed boiler furnace", *Chemical Engineering Science*, vol 51, No.1, 1995, pp. 1-26.
- 2.- Babcock and Wilcox Co., "Atmospheric Pressure Fluidized Bed Boiler" *Manual de Babcock and Wilcox*, Chapter 16, 1993, pp. 1-19.
- 3.- S. Kavidas, M.J. Szmania and K.C. Alexander, "Design Considerations of B&W Industrial and Utility Size Reheat / Non-Reheat IR-CFB Boilers", *Technical Paper of B&W Presented to: Power-Asia '96 Exhibition and Conference*, September 17-19, 1996. New Delhi, India, pp. 1-10.

- 4.- Babcock and Wilcox Brochure, "Internal Recirculation-Circulating Fluidized Bed Boilers", *B&W*, 1996.
- 5.- Babcock and Wilcox Co., "Petroleum Coke in a B&W IR-CFB" *Babcock and Wilcox proposal No. P08-8860*, 1998, pp. 4-5.
- 6.- P. Jaud, O. Piedfer, L. Jacquet and L. Jestin, "The provence 250 MW<sub>e</sub> unit the largest CFB boiler ready for operation", *ASME*, vol. 2, Fluidized Bed Combustion, 1995, pp. 721-728.
- 7.- "Development of very large CFB boilers for power stations", *Presented at the 4<sup>th</sup> International Conference Center and Mountain Resort*, Somerset, Pennsylvania, USA: August 1993, pp. 201-208.
- 8.- GEC ALSTHOM Co., "Provence Clean Energy", *Brochure of GEC ALSTHOM*, 1995.
- 9.- Technical paper of Lurgi web site (Lurgi.com), "Lurgi lentjes Standarkessel AG to supply two biomass-fired power plants for Spain", *Lurgi Co.*, April 1999. pp. 1-2.
- 10.- Texaco Brochure, "The Texaco synthesis gas generation process", *Texaco Co.*, 1993.
- 11.- C. P. Marion, J. R. Muenger and F. B. Seufert, "Partial oxidation of petroleum feedstocks by the Texaco process", *Presented for publication in Les Techniques de l'Ingenieur*, August 1985, pp. 1-33.
- 12.- Anne K. Rhodes, "Kansas refinery starts up coke gasification unit", *Oil and Gas Journal*, August 5, 1996, pp. 1-4.
- 13.- Texaco Development Corporation Brochure, "Texaco gasification process for gaseous or liquids feedstocks", *Texaco Co.*, 1996, pp.1-10.
- 14.- J. S. Falsetti, "Gasification process for maximizing refinery profitability", *Hydrocarbon Technology International*, *Texaco Co.*, 1993, pp. 1-4.
- 15.- A. K. Anand, F. C. Jahnke and R.R. Olson, Jr, "High efficiency quench gasification combined cycle with integrated air separation", *Presented at the EPRI Eleventh Conference on Gasification Power Plants*, San Francisco California, 1992, pp.1-16.
- 16.- W. E. Preston, "Texaco gasification: A global business", *Presented at the Gasification Technologies Conference*, San Francisco, California, 1997, pp.1-9.
- 17.- W. F. Fong and C. R. Christensen, "Integrated gasification combined cycle for electric power generation using Texaco's gasification technology", *Presented at the 12<sup>th</sup> U.S: Korea Joint Workshop On Energy Environment*, Taejon, Korea, October 1997, pp. 1-14.

- 18.- R.T. Perry, J.A. Salter, D.C. Baker, M. W. Potter and C. M. Thompson, "Environment Characterization of Shell coal gasification process. III. Solid by products", *Presented at the Gasification Symposium*, Mexico, D.F., 1995, pp. 1-10.
- 19.- D. R. Salzman, D. F. Goyot and R. Isernhagen, "Summary of the 1992 SCGP/CC Design", *Presented at the Gasification Symposium*, Mexico, D.F., 1995, pp. 1-17.
- 20.- Shell Co., "A detailed description of Shell coal gasification process", *Presented at the Gasification Symposium*, Mexico, D.F., 1995, pp. 1-7.
- 21.- G. A. Cremer, N. Hauser and C. A. Bayens, "Applications of Shell coal gasification process", *Presented at the Gasification Symposium*, Mexico, D.F., 1995, pp. 1-14.
- 22.- C. L. Reed and C. J. Kohre, "Make syngas by partial oxidation", *Hydrocarbon Processing*, September 1979, pp. 191-194.
- 23.- Shell brochure, "Shell coal gasification process", *Shell Co.*, 1989.
- 24.- P. L. Zuideveld, J. D. De Graaf, S. A. Posthuma and F. G. Van Dongen, "Initial operation of Shell perniss residue gasification project", *Presented in a Gasification Technologies Conference*, October 1998, pp. 1-10.
- 25.- J. N. Phillips and U. Mahagoakar, "Shell coal gasification process recent results on low ash feedstocks, including petroleum coke", *Presented at the Gasification Symposium*, Mexico, D.F., 1995, pp. 1-6.
- 26.- Holt Neville, "IGCC Power Plants-EPRI Design & Cost Studies", *Presented at EPRI/GTC Gasification Technologies Conference*, Palo Alto, California, October 6, 1998, pp. 1-14.
- 27.- Diario Oficial de la Federación, "Norma Oficial Mexicana NOM-085-ECOL-1994", 2 de diciembre de 1994, pp.1-14.