

# **Universidad Nacional de Ingeniería**

**PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERIA  
QUIMICA Y MANUFACTURERA**



## **“ Estudio Técnico Sobre las Posibilidades de Gasificación del Carbón Peruano ”**

**T E S I S**

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUIMICO**

**ARSEDIO O. CARBAJAL GONZALEZ**

**EMILIO F. PORRAS SOSA**

**LIMA • PERU • 1983**

A NUESTROS PADRES  
Y HERMANOS.

## INDICE

1. INTRODUCCION
2. ORIGEN Y PETROGRAFIA DEL CARBON
  - 2.1 ORIGEN Y FORMACION DEL CARBON
  - 2.2 PETROGRAFIA DEL CARBON
  - 2.3 CLASIFICACION DEL CARBON
3. PROPIEDADES Y ANALISIS DEL CARBON
  - 3.1 PROPIEDADES FISICAS
    - 3.1.1. DENSIDAD
  - 3.2 ANALISIS DEL CARBON Y MATERIA MINERAL
    - 3.2.1. ANALISIS DIRECTO
    - 3.2.2. ANALISIS PRIMARIO
4. EL CARBON EN EL PERU
5. SITUACION ENERGETICA DEL PERU
6. GASIFICACION DEL CARBON
  - 6.1. TERMODINAMICA DE LAS REACCIONES DE GASIFICACION
    - 6.1.1. COMPOSICION EN EL EQUILIBRIO Y EFECTOS TERMICOS
    - 6.1.2. APLICACIONES DE LA TERMODINAMICA EN CALCULO ESTEQUIOMETRICOS PARA LOS PROCESOS DE GASIFICACION.

## 6.2 FENOMENOS FISICOS DE LA GASIFICACION

### 6.2.1. FLUJO DE FLUIDOS

### 6.2.2. TRANSFERENCIA DE CALOR

## 6.3 CINETICA DE LAS REACCIONES DE GASIFICACION

### 6.3.1. MECANISMOS Y VELOCIDADES DE REACCION

## 6.4 INTERPRETACION DE LOS EFECTOS DIFUSIONALES EN LA REACCION GAS-CARBON

## 7. PROCESOS DE GASIFICACION EXISTENTES

## 8. ESTUDIO EXPERIMENTAL A NIVEL DE LABORATORIO SOBRE LAS POSIBILIDADES DE GASIFICACION DEL CARBON PERUANO

## 9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 9.1. CONCLUSIONES

### 9.2. RECOMENDACIONES

## 10. BIBLIOGRAFIA

## 11. ANEXOS

ANEXO 1 FIGURAS

ANEXO 2 INSTRUCCIONES PARA EL MANEJO DEL ANALIZADOR DE GASES ORSAT

ANEXO 3 CALCULO DE LOS BALANCES DE MATERIA CORRESPONDIENTES A LOS ANALISIS DE LOS GASES

## 1.0. INTRODUCCION

La crisis energética que actualmente existe a nivel mundial plantea la obligación de investigar fuentes de energía primaria distintas al petróleo.

En el caso de nuestro país una de estas fuentes es el carbón, cuyas reservas dan lugar a la necesidad de realizar investigación tecnológica para su aprovechamiento integral.

La gasificación de nuestras antracitas puede ser un medio muy eficaz para sustituir a los combustibles industriales derivados del petróleo.

La presente tesis, como parte del estudio técnico-económico sobre la gasificación del carbón Peruano, pretende demostrar en forma experimental la posibilidad de gasificar nuestro carbón para cumplir con el objetivo trazado.

Se han realizado estudios teóricos sobre ~~la~~ gasificación, de los procesos de gasificación, existentes y del origen y propiedades del carbón, con la finalidad de contar con ~~los~~ puntos necesarios para la realización de las corridas de prueba a nivel laboratorio.

De acuerdo a los resultados donde se demuestra que es posible gasificar el carbón Peruano, se recomiendan los pasos a seguir para continuar el estudio a nivel de Planta Piloto.

...

## 2.0. ORIGEN PETROGRAFICA Y CLASIFICACION DEL CARBON

### 2.1 ORIGEN Y FORMACION DEL CARBON

Es una teoría casi Universalmente aceptada, que el carbón se forma a partir de las plantas preservadas de la descomposición completa en un ambiente favorable y posteriormente alterados por varios agentes físicos y químicos.

Esta teoría implica la existencia de dos grandes etapas dentro del proceso de formación del carbón, la etapa bioquímica o del estado de depósitos negros originados a partir de la descomposición parcial de las plantas; y la etapa dinamoquímica o de metamorfosis.

No existe un concenso general sobre cuales son los cambios químicos y físicos que existen en las dos etapas de formación del carbón.

#### 2.1.1 FORMACION DE DIFERENTES TIPOS DE TURBAS

De acuerdo con Thiessen, el origen de los diferentes tipos de carbón depende del medio ambiente.

El consideró factores tales como:

- a. La naturaleza de la depresión topográfica y el consecuente tamaño y forma de la esponja de la turba producida.

- b. La naturaleza del lecho (tipo de roca y suelo)
- c. El clima prevalesciente, incluyendo la duración de las estaciones, la existencia de precipitaciones y el tipo de viento.
- d. La fisiografía del área circundante incluyendo su latitud y altitud.

Son factores influyentes también las características químicas del agua contenida en la esponja de la turba, la resistencia a las bacterias de la materia vegetal entre otros.

Thiessen también descubrió que los depósitos de carbón representan un gran período de formación de las turbas durante el cual las condiciones ambiales cambiaron así como la variedad de las plantas que ingresaban a formar parte de ellas.

Estos cambios resultaron en marcadas diferencias en la composición de los depósitos lo cual se refleja por la variación en la composición petrográfica de un depósito de carbón en sentido vertical.

#### 2.1.2 FORMACION DEL CARBON

Estudiando ciertos aspectos de los cambios químicos en la turba y los subsiguientes estados de formación del carbón, Mott concluyó que las turbas escasas de sustancias resinosas y ceras,

pero abundantes de material leñoso, tienden a formar un material de una fórmula molecular aproximada a  $C H O$  (65,4,30). Estas alteraciones ocurrieron bajo condiciones ácidas y ausencia de un recubrimiento de la turba; con pérdida de agua, metano y un poco de  $CO_2$ , el límite de este estado fue el ulm, material cuya fórmula molecular aproximada ha sido mencionada. El advenimiento de recubrimientos con contenido de cloruro de sodio originaron condiciones alcalinas lo que motivó una actividad bacteriana anaeróbica y la consiguiente descomposición; formándose dióxido de carbono, originando la deoxigenación del ulm y el incremento del contenido de carbono e hidrógeno. Esta fue la segunda etapa o la etapa del lignito de la formación del carbón, siendo el producto final un carbón bituminoso de bajo rango con una fórmula molecular aproximada a  $C H O$  (79,5.5,14.1), sin embargo el rango alcanzado pudo haber dependido de la forma en la cual las condiciones del techo alcalino se desarrollaron.

La tercera y cuarta etapa, de la formación del carbón fueron la conversión del carbón bituminoso de bajo rango a carbón bituminoso de rango medio y luego a carbón bituminoso de alto rango.

Durante la tercera etapa, el contenido de hidrógeno permaneció casi constante mientras que el contenido de oxígeno disminuyó hasta apenas un átomo de oxígeno en la molécula del carbón. En la cuarta etapa el contenido de hidrógeno disminuyó pero el contenido de oxígeno se redujo en forma más lenta en comparación con las etapas anteriores.

Durante estas dos etapas, metano, dióxido de carbono, y probablemente agua fueron los productos secundarios de la formación del carbón.

En la quinta etapa de la formación del carbón (esto es la antracitación) el contenido de oxígeno permaneció constante mientras que el contenido de hidrógeno disminuyó más rápidamente que en cualquiera de las etapas anteriores, siendo los productos secundarios metano y un poco de agua pero nada de  $\text{CO}_2$ .

La gradual y progresiva alteración del carbón resultante de la geológicamente prolongada aplicación de calor y presión de los sedimentos durante el período dinamoquímico de la metamorfosis del carbón es quizás la teoría más popular sobre el desarrollo del rango del carbón y es referida como la formación normal del carbón.

Por otro lado el calor y presión existentes debido a los movimientos de las montañas, y otros factores son considerados responsables de la existencia de carbones de un grado más alto al que se hubiese alcanzado en condiciones normales.

Adicionalmente pruebas realizadas a nivel de laboratorio nos dan indicios de otro extraordinario proceso de formación del carbón. Estas pruebas revelan que la promoción del rango en el carbón puede afectarse a través del bombardeo de este con partículas alfa emitidas del uranio o minerales radioactivos incorporados en el carbón. Lógicamente el efecto de la radioactividad sobre la formación del carbón solo será importante cuando se tengan grandes concentraciones de sustancias radioactivas en él.

Por lo menos dos modos de formación del carbón, a partir de la materia orgánica de la turba se cree se inicien en la etapa bioquímica:

- a. La fusinización, o formación del fusain, el cual se desarrolla rápidamente.
- b. La vitrinización, o formación del vitraín, proceso que se desarrolla en forma más lenta comparado con la fusinización.

Las ceras y resinas de las turbas son muy resistentes a la actividad microbial y de esta manera se nota que pasan la etapa bioquímica con una pequeña o ninguna alteración.

Cuando los depósitos orgánicos identificados como turbas son enterrados por un sedimento, fuerzas dinamomecánicas toman parte en la metamorfosis del carbón siendo las más importantes el calor y la presión desarrolladas por el sedimento.

Esto corresponde a una formación del carbón normal y se caracteriza durante la fase dinamomecánica por un indetectable cambio en el fusain, y una progresiva alteración del antraxylon (vi -- train), más fácil de determinar y que constituye un indicativo del grado de metamorfosis del carbón.

Durante la fase de antracitización la alteración de los componentes del carbón viene a ser prácticamente indetectable conforme este se aproxima a la completa carbonización o grafitización.

## 2.2 PETROGRAFIA DEL CARBON

La petrografía ha progresado desde ser una mera rutina de examinación del carbón para poder determinar las can-  
tidades porcentuales de los componentes visualmente re-  
conocibles, hasta llegar a determinar las propiedades  
químicas y físicas de lo que fue asumido como los últi-  
mos componentes ópticamente identificables del carbón.

Estos componentes han sido satisfactoriamente separa--  
dos y concentrados a partir de varios tipos de carbón  
y estudiados por una variedad de técnicas físicas y  
químicas con la finalidad de determinar sus caracterís-  
ticas y propiedades fundamentales en espera de que di-  
cha información conduzca a un entendimiento de la verda  
dera naturaleza y origen del carbón. Se espera tam---  
bién que la investigación petrográfica más sofisticicaa  
da, pueda resultar en mejores métodos para la caracte-  
rización petrográfica del carbón y de esa manera poder  
predecir y explicar el comportamiento del carbón bajo  
las condiciones existentes en los diversos procesos.

De especial interés para la tecnología y ciencia del  
carbón en general es el hecho de que en la mayoría de  
los laboratorios de los países más importantes en lo  
que respecta a la producción del carbón se están desa-  
rrollando muchos trabajos de investigación en los cua-  
les la petrografía juega un papel importante.

Los principales problemas que afrontan los investigadores pueden ser sumariados de la forma siguiente:

1. Mejoramiento de la técnica de clasificación petrográfica de las sustancias del carbón incluyendo la clasificación de los tipos de carbón basados principalmente en sus orígenes genéticos y su caracterización macroscópica.
2. Nomenclatura, clasificación y descripción de los microcomponentes del carbón y la caracterización microscópica de los tipos de carbón.
3. Estudio de los componentes botánicos del carbón y la naturaleza de su conversión a sustancias del carbón por vitrinización, incorporación, fusinización o otros procesos de formación del carbón.
4. Desarrollo de los métodos de separación o enriquecimiento de los microcomponentes del carbón en una forma relativamente pura, para llevar a cabo estudios sobre su comportamiento y propiedades físicas y químicas.
5. Desarrollo de métodos para la determinación del rango del carbón no solamente basado en consideraciones cualitativas si no en base a la determinación cuantitativa de propiedades tales como: reflexión, refracción, densidad, porosidad, y otros.

...

6. Estudios químicos, físicos, petrográficos y tecnológicos combinados del carbón y sus componentes para determinar la utilidad del carbón para usos tales como la coquificación, hidrogenación, gasificación y mejoramiento de los carbones menos deseables para usos especiales por métodos adecuados.
7. Mejoramiento de los métodos cualitativos y cuantitativos, para la determinación en forma porcentual de los componentes del carbón de los diferentes tipos de carbón con propiedades y comportamiento tecnológico diferentes.
8. Estudio de la materia mineral en el carbón comprendiendo su génesis, naturaleza, distribución y concentración; incluyendo los así llamados componen--tes raros.
9. Estudio de los variados problemas geológicos que involucran al carbón tales como la naturaleza y estabilidad del techo rocoso, naturaleza y continuidad lateral de las partes rocosas, etc.

...

## 2.3 CLASIFICACION DEL CARBON

Después de un estudio intensivo sobre la clasificación del carbón, Mott propuso un nuevo esquema de clasificación, en el cual los carbones están divididos en grupos generales de acuerdo con el contenido de materia volátil y subdivididos de acuerdo al poder calorífico. El sistema de Mott está usualmente representado por una carta de clasificación en la cual la materia volátil y el valor calorífico son usados como ejes principales de un sistema de coordenadas rectangulares, mientras que el oxígeno y el hidrógeno son coordenadas suplementes inclinadas  $40^{\circ}$ , con respecto a los ejes principales. La representación de una variedad de carbones de distinto rango en estas coordenadas, tiende a formar una distribución regular a lo largo de una determinada curva la cual fue denominada como banda de carbón.

Este sistema debido a su naturaleza complicada no es muy usado.

### 2.3.1. SISTEMA INTERNACIONAL DE CLASIFICACION DEL CARBON

Generalmente cada país ha desarrollado su propio sistema de clasificación y es por eso que un mismo carbón tiene distintas denominaciones en los diferentes sistemas, debido a esta situación en 1,949 el "Coal Commite Of Economic Commission for Europe, Geneva, Swtzerland";

estableció un grupo de trabajo para desarrollar un sistema internacional de clasificación.

Los estudios preliminares consistieron, en el intercambio de información de los diferentes sistemas de clasificación nacionales y los métodos de muestreo, y análisis utilizados.

Muchos de los análisis realizados y métodos de determinación del poder calorífico fueron tomados en cuenta para la clasificación internacional del carbón hasta que se estandarize la metodología de análisis respectiva.

#### 2.3.1.1. CARBONES DUROS Y BLANDOS

Los trabajos realizados por el comité de trabajo internacional recomendaron un sistema de clasificación simple con propósitos estadísticos denominado "International Classification of Hard Coal by Type".

El término carbón duro como es usado en el sistema internacional está basado en la usanza europea y está definido como el carbón con un poder calorífico bruto mayor que 10260 Btu/lb (5700 Kcal/Kg) en base húmeda o libre de cenizas.

Los carbones clasificados por la American Society for Testing Materials (ASTM) como antracita, carbón bituminoso, subbituminosos de alto rango están comprendidos dentro de esta clasificación

Los carbones blandos o marrones según la terminología Europea y que según el ASTM corresponde a los carbones subbituminosos de bajo rango y lignitos estuvieron sujetos a un estudio posterior por el grupo de trabajo para la clasificación, con el objeto de crear un sistema separado de clasificación. La importancia para la Industria Europea, del carbón de un sistema Internacional para la clasificación del carbón blando obedece no solamente al incremento del uso del carbón como fuente de energía si no también a la utilización de este como materia prima en la industria química.

El carbón blando fue trabajado en 19 países europeos alcanzando la producción a un total que sobrepasa los 400 millones de toneladas para 1,955.

Después de un trabajo arduo, a través del estudio de una gran variedad de carbones de este tipo el grupo de expertos en carbón blando de la ECE propuso el establecimiento de una línea divisoria entre los carbones duros y blandos basa

da en un valor para el poder calorífico bruto de 5700 Kcal/kg. con una tolerancia de  $\pm$  60 Kcal / Kg. (base húmeda libre de cenizas).

El esquema Internacional de clasificación para los carbones blandos está basado en dos características intrínsecas, las cuales indican el valor del carbón como combustible y como materia prima para los propósitos químicos.

1. La humedad total en una base libre de cenizas, y
2. El alquitran en base seca libre de cenizas.

En la tabla 2.1 y Fig. 2.1 se muestra el sistema Internacional de clasificación de los carbones blandos y duros respectivamente; mientras que en la Fig. 2.2 se representa la clasificación de los carbones Americanos según el sistema Internacional de clasificación.

TABLA    No. 2.1

CLASIFICACION INTERNACIONAL DE LOS CARBONES CON UN PODER CALORIFICO BRUTO MENOR A 5700Kcal/Kg\*  
(Parámetro del Grupo)

Grupo	% de Alquitrán (libre de cenizas)	Código					
40	25	1040	1140	1240	1340	1440	1540
30	20-25	1030	1130	1230	1330	1430	1530
20	15-20	1020	1120	1220	1320	1420	1520
10	10-15	1010	1110	1210	1310	1410	1510
00	10 y me- nos	1000	1100	1200	1300	1400	1500
	Clase	10	11	12	13	14	15
Parámetro de Clase	% humedad Total	20	20	30	40	50	60
	(libre de ce- nizas)		a 30	a 40	a 50	a 60	a 70

Notas: El contenido de humedad total esta referido al carbón recién salido de la mina, y siempre que sea mayor que 30% tendrá un poder calorífico menor a 5700 Kcal/Kg.

\* Humedad, en una base libre de cenizas (30°C y 96% de humedad relativa).

### 3.0. PROPIEDADES Y ANALISIS DEL CARBON

#### 3.1. PROPIEDADES DEL CARBON

##### 3.1.1. PROPIEDADES FISICAS

A continuación presentamos en forma esquemática una relación de las pruebas físicas posibles de realizar y las propiedades que estas nos determinan.

1. Difracción de rayos X.- Distribución de acuerdo al tamaño de los sistemas aromáticos, diámetro promedio de las redes aromáticas, longitud de enlace y espesor de los paquetes de las redes.
2. Absorción en el rango visible y ultravioleta- Aromaticidad y tamaño promedio del anillo aromático.
3. Reflexión.- Índice de refracción (refracción molecular), área de la superficie aromática y anisotropía óptica.
4. Absorción infrarroja- Grupos característicos tales como: OH, CH<sub>ar</sub>/CH al Y (C=C)<sub>ar</sub>.

- |  |   |
|--|---|
| 5. Resonancia del proton spin.-  | Relación $H_{ar}/H_{al}$ .                        |
| 6. Conductividad eléctrica.-   | Cambios en el tamaño de los sistemas aromáticos.  |
| 7. Susceptibilidad diamagnética (susceptibilidad diamagnética molar).- | Número promedio de los sistemas aromáticos.       |
| 8. Constante dieléctrica-  | Momento dipolar.                                  |
| 9. Velocidad de sonido.-   | Aromaticidad.                                     |
| 10. Densidad (volumen molar).-   | Aromaticidad e índice de condensación del anillo. |

Existen una gran variedad de técnicas que en conjunto nos pueden determinar con bastantes aproximación la estructura del carbón bajo estudio, lo que permite hacer un pronóstico de su comportamiento bajo la influencia de factores físicos y químicos externos.

#### 3.1.1.1. DENSIDAD

Es claro de acuerdo a la definición de densidad que se requieren métodos lo más exactos posibles para medir el peso y el volumen, la

mayor dificultad radica en la medición del volumen y con mayor énfasis en la determinación del volumen de los sólidos debido a su natu--raleza porosa; para este tipo de materiales debemos distinguir entre densidad aparente y densidad real.

Para poder determinar la densidad real es necesario llenar los poros con un fluido el cual no deberá interactuar con el sólido.

Es evidente que existe una sola densidad real sin embargo pueden existir varias densidades aparentes, dependiendo del tamaño de la partícula y prosidad de la sustancia, así como de las dimensiones moleculares del medio y del grado de interacción de este con el sólido.

En otras palabras el valor obtenido como densidad aparente dependerá de la relación entre el volumen vacío y el volumen lleno de los poros, lo cual es una función del diámetro de los poros, de los diámetros moleculares del fluido utilizado para la medición de las fuerzas de interacción entre el fluido y el material poroso, y posiblemente del tiempo de penetración del fluido.

...

3.1.1.1.1. CAMBIO DE LA DENSIDAD CON EL RANGO

La densidad determinada con el helio para los carbones duros ha sido medida para un amplio rango de carbones. Como se puede apreciar en la Fig. 3.1, la densidad determinada con helio, decrece primero con un incremento del rango, pasa a través de un punto mínimo correspondiente a un 85% de carbón y luego se incrementa hasta alcanzar el valor de 2.25 para el caso del grafito.

3.1.1.1.2. CAMBIO DE LA DENSIDAD DURANTE LA CARBONIZACION

El cambio de densidad con la carbonización ha sido estudiada cuidadosamente dado que es usada en la práctica como parámetro para determinar la calidad del carbón en el uso industrial.

Los valores de la densidad de los carbones térmicamente tratados depende del rango del carbón original, la velocidad de calentamiento, la temperatura final alcanzada, y si el carbón

fue calentado en vacío o en aire. Se han realizado estudios exhaustivos especialmente de los carbones duros que contenían entre 82.4 a 94.2% de carbono los cuales fueron calentados en vacío a temperaturas entre 300 a 1650°C. Los cambios de la densidad se pueden observar en la Fig. 3.2, para un carbón en particular.

Si los cambios ocurren a temperaturas menores a 500°C, ellos son generalmente pequeños y dependen del rango del carbón original. Entre los 500 y 1000°C la densidad cambia rápidamente y no depende de la naturaleza del carbón original.

Los cambios rápidos se deben al cambio estructural debido a la descomposición térmica. En este rango de temperaturas el tiempo de penetración es un factor importante el cual depende de las dimensiones moleculares del medio, la temperatura de carbonización, y el rango del carbón original.

Las densidades aparentes determinadas con el metanol comienzan a decrecer a partir de los 700°C (dependiendo del origen del carbón). El decrecimiento en la densidad esta relacionado a la decreciente accesibilidad del metanol a los poros, de los productos sólidos preparados de carbón entre 1000 y 1650°C.

Con la finalidad de observar los cambios morfológicos entre la formación del carbón natural y la carbonización se midieron la densidad aparente y la determinada con helio de un lignito y una semiantracita y de los coques obtenidos de ellos a 500, 600 y 900°C. Los resultados mostraron que la superficie interna de los carbones sufrieron mucho mayores cambios durante la carbonización que durante la formación del carbón.

...

### 3.2. ANALISIS DEL CARBON Y MATERIA MINERAL

Existen gran cantidad de métodos standard desarrollados para el análisis del carbón, y generalmente cada país tiene sus propias especificaciones.

Con el gran incremento a nivel Internacional del uso del carbón después de la segunda guerra mundial, aumentó la inquietud de desarrollar normas internacionales para el análisis del carbón, este trabajo ha sido afrontado por la Organización Internacional para la Estandarización (ISO) a través de su comité técnico número 27, el cual estuvo conformado por los representantes de 21 países participantes y 14 países observadores. El estudio cubrió las áreas de muestreo, análisis y pruebas del carbón y el coque.

#### 3.2.1. ANALISIS DIRECTO

El análisis directo ha sido desarrollado como un medio simple para la determinación de los productos obtenidos durante el calentamiento bajo determinadas condiciones estandar. Este es el tipo más usado de análisis para la caracterización del carbón en conexión con su aplicación.

El análisis directo separa los compuestos del carbón en cuatro grupos:

1. **Húmedad**
2. **Materia volátil consistente de gases y vapores producidos durante la pirólisis.**
3. **Carbón fijo, entendido como la fracción no volátil del carbón pirolizado.**
4. **Ceniza, derivado de las impurezas minerales.**

El carbón fijo es un valor calculado, obtenido por substracción de 100 de la suma de los porcentajes de húmedad, materia volátil y ceniza.

#### 3.2.1.1. HUMEDAD

La dificultad encontrada para la determinación del agua radica en el hecho de que ésta se encuentra en varias formas. Gauger, menciona en un estudio realizado que los diferentes rangos de carbón contienen distintas cantidades de agua la cual está presente en parte como una mezcla mecánica y en parte como mezcla física.

El agua mecánicamente mezclada se encuentra en los poros grandes y en los cráteres del carbón, tiene una presión de vapor normal y ha sido denominada agua libre.

El agua mantenida físicamente se encuentra en la estructura interna porosa del carbón con un presión de vapor más baja que la normal, a la cual se denomina agua de enlace.

Esta forma de humedad es mantenida en los poros o capilares más pequeños.

Varios investigadores han sugerido que aunque la absorción en el sistema carbón-agua es principalmente de naturaleza física, parte de la humedad es mantenida en la estructura del poro por quemisorción.

#### 3.2.1.1.1. DETERMINACION

La humedad total en el carbón puede ser determinada en un proceso de una sola etapa, o la muestra puede ser secada primero con aire y la húmedad remanente determinada en el laboratorio. El propósito del secado con aire es el reducir la húme--dad en la muestra hasta alcanzar un equilibrio aproximado con el aire del laboratorio y por lo tanto minimizar cambios en el contenido de húmedad de la muestra cuando esta es manipulada para los análisis posteriores.

Los métodos para la determinación de la humedad en el carbón han sido de terminados por Brown como sigue a continuación:

1. Métodos de secado Técnico

a. Determinación de la pérdida de peso del carbón calentado a varias temperaturas por diferentes medios y a varias atmósferas o en vacío.

b. Determinación de la ganancia en peso de un recipiente empacado con un secante, a través del cual pasan los gases y vapores resultantes del calentamiento del carbón (como en a)

2. Método del Desecador

Comprende la determinación de la pérdida en peso del carbón contenido en el desecador con la presencia de un secante, a presión normal o reducida pero a temperatura ambiente.

3. Método de destilación

Involucra la colección y medida gravimétrica o volumétrica del agua destilada a partir del carbón cuando este es calentado en un solvente que es inmisible con el agua.

4. Métodos de extracción y solución

En la cual el carbón es agitado:

- a. Con un solvente el que extraerá el agua contenida en el carbón, seguido de la determinación del contenido de agua en el solvente.
- b. Con un reactante estandarizado el cual se afectará en su concentración por el agua del carbón.

5. Métodos químicos

En el que el agua es medida por titulación directa, o por reacción química con los reactantes los cuales reaccionan con el agua para producir gases los que a su vez son medidos.

## 6. Métodos eléctricos

Comprenden la medición de la constante dieléctrica del carbón.

### 3.2.1.1.2. HUMEDAD DE EQUILIBRIO O DE LECHO

En las especificaciones standard de la ASTM para la clasificación del carbón por grados, los carbones con materia volátil abundante son clasificados de acuerdo al poder calorífico en base húmeda. La húmedad se refiere al contenido de agua del carbón en su lecho natural pero no incluye el agua visible en la superficie del carbón.

### 3.2.1.2. MATERIA VOLATIL

La materia volátil obtenida durante la pirólisis del carbón consiste principalmente de gases combustibles, hidrógeno monóxido de carbono, metano, y otros hidrocarburos; vapores de alquitrán, y algunos gases incombustibles, tales como dióxido de carbono y vapor de agua. No incluye la húmedad del carbón que puede

ser removido por calentamiento a temperaturas ligeramente mayores a la temperatura de ebullición del agua, pero incluye el agua formada durante la descomposición térmica de la sustancia carbonosa.

La composición de la materia volátil varía grandemente para los diferentes tipos de carbón, la proporción de gases incombustibles se incrementa conforme decrece el grado o rango del carbón.

Esta es una de las más importantes determinaciones en el análisis del carbón por cuanto la materia volátil es usada como parámetro de clasificación y para la evaluación de los carbones con respecto a la combustión y carbonización.

#### 3.2.1.2.1. DETERMINACION

Todos los métodos para la determinación de la materia volátil están basadas en el mismo principio, un determinado peso de carbón, generalmente 1g. puesto en un recipiente apropiado es calentado hasta una temperatura determinada.

La pérdida de peso menos la humedad es determinado como materia volátil.

Las variaciones entre los distintos métodos se deben principalmente al tamaño, peso, forma de los recipientes usados para el calentamiento; la velocidad del calentamiento, la máxima temperatura alcanzada, el tiempo de calentamiento, y modificaciones involucradas cuando se trata de carbones que crepitan o pierden partículas por arrastre, durante el extremadamente rápido escape del vapor del agua o la materia volátil.

Como todas las variables afectan el resultado, para obtener resultados satisfactorios es necesario seguir los procedimientos estandarizados en forma estricta.

Debido a la naturaleza arbitraria de la prueba los detalles de los métodos standards no serán presentados en el presente trabajo.

Como valores promedio tenemos que el

rango de temperaturas alcanzadas es de 875 a 1050°C, la duración del calentamiento esta comprendido entre 3 a 20 minutos, los recipientes usados para el calentamiento, pueden ser de platino, silicio o material cerámico.

El método ASTM especifica una temperatura máxima de calentamiento de 950°C.

#### 3.2.1.3 CENIZA

Es el residuo producido por la materia mineral una vez completada la incineración del carbón. Esta es diferente en composición y generalmente menor a la cantidad de materia mineral presente inicialmente en el carbón. Durante la incineración se llevan a cabo varios cambios, tales como: pérdida del agua de constitución de los silicatos, pérdida de dióxido de carbono a partir de los carbonatos, oxidación de las piritas

de fierro a óxidos de fierro, fijación de los óxidos de azufre por bases tales como el magnesio y el calcio. Como las condiciones de la incineración influyen en la extensión de estos cambios su determinación es empírica.

Luego será necesario seguir un método estandarizado para obtener resultados confiables.

#### 3.2.1.3.1. DETERMINACION

La cantidad de cenizas es normalmente determinada a partir de 2g. de muestra utilizando un mufla adecuadamente ventilada y manteniendo una temperatura entre 700 a 850°C.

En el método ASTM la temperatura está comprendida entre 700 y 750°C para el carbón, y no puede ser mayor que 950°C. para el coque.

El factor que causa variaciones en la determinación del contenido de cenizas es la retención de azufre.

Si la cantidad de pirita y carbonatos en los carbones de alto rango es bajo la retención de azufre no es crítica y la determinación de las cenizas puede hacerse rápidamente.

Para carbones con considerable cantidad de pirita y calcita, la práctica normal es quemar el carbón a temperaturas bajas de tal manera de descomponer la pirita antes de que el punto de descomposición de los carbonatos sea alcanzado.

De esta manera una cantidad baja de azufre es dejada en el carbón para que pueda reaccionar con las bases formadas a altas temperaturas.

...

### 3.2.1.3.2. COMPOSICION

Los constituyentes minera  
les de la ceniza son:

Compuestos de silicio,  
aluminio, fierro y calcio;  
pequeñas cantidades de com  
puestos de magnesio, tita  
nio, sodio, y potasio.

Aunque los constituyentes  
son reportados como óxidos  
por los analistas, ellos  
están presentes como una  
mezcla de silicatos, óxi-  
dos y sulfatos, con peque  
ñas cantidades de otros  
compuestos.

Los silicatos tienen su  
origen en las arcillas.

La principal fuente del  
óxido de fierro es la piri  
ta, la cual al quemarse  
forma el óxido férrico y  
los óxidos de azufre. Los  
óxidos de calcio y magne  
sio resultan de la descom

...

posición de los carbonatos. Los sulfatos son formados a partir de la interacción de los carbonatos, la pirita y el oxígeno.

La composición de las cenizas del carbón varía ampliamente dependiendo de los constituyentes minerales asociados con el carbón.

### 3.2.1.3.3. MATERIA MINERAL

#### OCURRENCIA Y ORIGEN

La así llamada materia mineral o constituyentes inorgánicos del carbón generalmente es la suma de todos los elementos presentes en el carbón y que forman parte de la materia orgánica. La materia mineral incluye los minerales asociados con el carbón y adicionalmente los elemen

tos enlazados químicamente con la porción orgánica que no sean: C, H, N, O y S.

Francis agrupó los constituyentes inorgánicos del carbón en dos clases. Una de ellas consiste en minerales que estuvieron presentes en las plantas y se mantuvieron durante la degradación; La segunda clase lo conforman los minerales adicionados durante la formación de los depósitos de carbón. Los dos grupos son conocidos como la materia mineral inherente y la materia mineral extraña respectivamente.

Parks clasificó los modos de ocurrencia de la materia mineral en el carbón como:

...

1. Trazas de elementos.
2. Materia mineral diseminada.
3. Materia mineral desintegrada.
4. Materia mineral cristalina.
5. Otras impurezas.

### 3.2.2. ANALISIS PRIMARIO

El análisis primario expresa la composición del carbón en porcentajes de carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre, oxígeno y ceniza.

El porcentaje de carbono involucra el que está presente en forma orgánica, como el que está en forma de carbonatos dentro de la materia mineral. La cantidad de hidrógeno abarca la que está presente en la sustancia orgánica del carbón como la que se encuentra en forma de humedad y agua de constitución de los silicatos. Todo el nitrógeno reportado corresponde al que está presente en la materia orgánica.

El azufre corresponde normalmente a tres fuentes: el azufre que se encuentra en la sustancia orgánica, el que se encuentra como piritita

o marcasita ( $\text{FeS}_2$ ), y el que está en forma de sulfatos inorgánicos.

3.2.2.1. DETERMINACION DEL CARBONO E HIDROGENO

NO

Todos los métodos para la determinación del carbono e hidrógeno están basados en el principio por el cual una muestra pesada se combustiona en un sistema cerrado y los productos de combustión son atrapados en un tren de absorción. Después de la remoción de las sustancias que puedan interferir en el proceso de absorción

El método más usado basado en este principio es el procedimiento clásico de Liebig, adoptado para una gran variedad de compuestos orgánicos.

En el método de Liebig, el carbón es quemado en un flujo de oxígeno entre 800 y 900°C. y los productos de combustión pasados a través de óxido cúprico el cual asegura la conversión completa de todo el carbono a dióxido de carbono y todo el hidrógeno a agua.

Los óxidos de azufre y cloro son removidos haciendo pasar los productos de combustión sobre cromato de plomo y lana de plata calientes.

#### 3.2.2.2. DETERMINACION DEL NITROGENO

Los mejores métodos para la determinación del nitrógeno están basados en tres métodos: descomposición, oxidación y reducción. El método de descomposición fue introducido por Kjeldahl en 1883, el cual reportó que gran parte del nitrógeno es atacado con ácido sulfúrico concentrado en ebullición, el nitrógeno es liberado entonces como sulfato de amonio. Dumas, introdujo el método de oxidación por el cual una mezcla de combustible y óxido de cobre son calentados en una atmósfera inerte para formar dióxido de carbono, agua y nitrógeno. El dióxido de carbono es absorbido por un reactivo apropiado, el agua condensada, y el nitrógeno medido volumétricamente.

El método de gasificación acuosa con siste en la reducción del carbón en una atmósfera de vapor con la finalidad de formar amoníaco el cual es de terminado cuantitativamente mediante la titulación.

Aunque los tres métodos anteriormente especificados, son utilizados para la determinación del nitrógeno en el carbón y coque, el método de Kjeldahl es el método estandarizado; utilizado por la mayoría de los laboratorios. Algunos investigadores afirman que el método de Dumas es el más exacto, pero este requiere de operadores entrenados con la finalidad de poder obtener resultados satisfactorios. Existe consenso entre los investigadores con respecto a la utilidad del método de gasificación para el análisis de los coques.

### 3.2.2.3. DETERMINACION DEL AZUFRE

Como es bien conocido el azufre está presente en el carbón en tres formas:

...

combinado orgánicamente formando parte de la sustancia carbón: como pirritas y marcasita y como sulfatos.

Aunque las tres formas mencionadas son las más comunes bajo las cuales el azufre está presente en el carbón; se ha reportado la existencia de azufre elemental en cantidades superiores a 0.15% en ciertos carbones.

Debido a la importancia que tiene la presencia del azufre dentro del carbón se han desarrollado métodos para su determinación cada vez más exactos y rápidos.

Los tres principales métodos, para su determinación son; el de Eschke, el de la bomba de combustión, y el método de combustión a alta temperatura. Los métodos están basados en la combustión de los compuestos de azufre para formar iones sulfato que pueden ser determinados gravimétrica o volumétricamente.

#### 3.2.2.4. DETERMINACION DEL OXIGENO

Debido a la ausencia de un método para la determinación en forma simple y directa del oxígeno, este se determina generalmente substrayendo de 100 la suma del contenido de carbono, hidrógeno, azufre, nitrógeno y cenizas.

La desventaja de este método indirecto radica en el hecho de que los errores cometidos en los métodos anteriores son cargados directamente al oxígeno, además al utilizar este método no existe modo de comprobación al hacer uso del balance de masa, de la exactitud de las pruebas realizadas.

Los métodos hasta ahora desarrollados para determinar la cantidad de oxígeno presente en el carbón se pueden dividir en dos grupos:

1. Métodos de oxidación:
  - a. Agentes oxidantes sólidos.
  - b. Agentes oxidantes líquidos.
  - c. Oxígeno gaseoso.

2. Métodos de Reducción:

a. Hidrógeno gaseoso.

b. Carbón

#### 4.0. EL CARBON EN EL PERU

##### 4.1. RESERVAS CARBONIFERAS PERUANAS

En el Perú se presentan ocurrencias de carbón en las regiones de la Costa, de la Sierra y de la Selva, en terrenos que en edad van desde el Carbonífero, Jurásico Superior, Cretáceo Inferior y Terciario Medio a Superior. Los depósitos más importantes, tanto en volúmenes como en calidad, son los correspondientes al Cretáceo Inferior, luego viene los de la Edad Terciaria; los correspondientes al Carbonífero no tiene mayor significado económico. De acuerdo a este concepto, sólo se va a describir los yacimientos más importantes.

Por otro lado, cabe señalar que en el Perú se han evaluado muy parcialmente los yacimientos, quedando por demostrar el potencial de la mayoría de ellos.

Las reservas son indicadas e inferidas, y se basan en estudios geológicos, y en labores mineras poco profundas, se describen los yacimientos más importantes según las edades geológicas.

##### YACIMIENTOS JURASICOS:

##### Depósito de OYON

Ubicación.- Distrito de Oyón, provincia de Cajatambo, Departamento de Lima.

Estudios Realizados.- Se ha hecho un estudio geológico detallado en las áreas de Pampahuay y Ganoza; falta estudiar cuatro áreas más.

Altitud de las Areas estudiadas.- De 3500 a 4500 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto de Huacho.- 150 kilómetros por carretera.

Edad Geológica.- Juarásico Superior-Titoniano.

Mantos de Carbón en las Areas estudiadas-

<u>Area Pampahuay</u>	<u>Espesor en metros</u>	<u>Buzamiento</u>
"Grande"	2.00	40 a 50°
"Chica"	1.00	40 a 50°
"California"	1.50	40 a 50°
"Lutay"	1.00	40 a 50°

Características del Carbón.-

	<u>Pampahuay</u>	<u>Gazuma</u>
Húmedad	6.0 %	6.0 %
Materia Volátil	16 a 22 %	6 a 14 %
Cenizas	6 a 12 %	5 a 10 %
Carbón fijo	65 a 75 %	70 a 85 %

...

<u>Poder Calorífico K-cal.</u>	7000 a 7600	7000 a 7600
<u>Índice de Hinchamiento.</u>	2.5 a 9	0
<u>Clase de Carbón.</u> (ASTM)	Semi- bituminoso	Semi- antracitas
<u>Reservas Indicadas.</u>		
TM	42'000,000	26'000,000

En las cuatro áreas restantes existen carbones tipo antracitas, con mantos de hasta 2.50 metros de espesor. Las reservas inferidas para estas áreas son de 100 millones de TM.

Depósito de CARUMAS

Ubicación.-

Distrito de Carumas, provincia de Mariscal Nieto, Departamento de Moquegua.

Estudios Realizados.-

Reconocimientos geológico.

Altitud.-

3500 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto de Ilo.-

Aproximadamente 220 kilómetros entre camino de herradura y carretera.

Edad Geológica.-

Jurásico Superior - Caloviano

Mantos de Carbón	<u>Espesor (metros)</u>	Buzamiento
1er Manto	0.5	50 a 90°
2do Manto	0.2	50 a 90°
3er Manto	2.2	50 a 90°

**Características del Carbón.-**

Húmedad de	:	3 a 5 %
Materia Volátil	:	9 a 38 %
Cenizas	:	3 a 5 %
Carbón Fijo	:	54 a 70 %
Reservas Inferidas	:	3'000,000 TM.

**YACIMIENTOS CRETACEOS**

**Depósito de YANACANCHA**

**Ubicación.-**

Distrito de la Encañada, Provincia y Departamento de Cajamarca.

**Estudios Realizados.-**

Reconocimiento geológica de 10 Km<sup>2</sup>, Altitud 3500 metros sobre el nivel del mar.

**Distancia al Puerto de Pacasmayo.-**

230 kilómetros por la carretera Pacasmayo, Cajamarca y Yanacancha.

Características del Carbón.-

Húmedad	:	8 a 12 %
Materia Volátil	:	28 a 30 %
Cenizas	:	8 a 14 %
Carbón fijo	:	40 a 50 %
Azufre	:	1 a 2 %
Poder Calorífico	:	7000 Kcal / Kg
Índice de hinchamiento	:	0
Clase de Carbón	:	Bituminoso
Reservas Inferidas	:	25'000,000 TM.

Depósito de PIÑIPATA

Ubicación.-

Distrito de Hualgayoc, Provincia de Hualgayoc, Departamento de Cajamarca.

Estudios Realizados.-

Reconocimiento geológico.

Altitud.-

3000 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto de Pacasmayo.-

310 kilómetros por carretera afirmada y asfaltada.

...

Mantos de Carbón	<u>Espesor (metros)</u>	Buzamiento
1er Manto	0.8	10 a 15°
2do Manto	2.4	10 a 15°
3er Manto	2.0 a 2.2	10 a 15°
4to Manto	1.5 a 1.8	10 a 15°
5to Manto	0.8 a 1.0	10 a 15°

Características del Carbón.-

Húmedad	:	4	a	4.5	%
Materia Volátil	:	3.5	a	7.9	%
Cenizas	:	6.1	a	35.4	%
Carbón fijo	:	52.5	a	84.3	%
Poder Calorífico	:	6414	a	7629	Kcal/Kg
Reservas Inferidas	:	50'000,000			TM.

Depósito de CUPISNIQUE

Ubicación.- Distrito de Trinidad, Provincia de Contumazá, Departamento de Cajamarca.

Estudios realizados.- Reconocimiento geológico.

Altitud.- 1000 a 2300 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto de Pacasmayo.- 50 kilómetros por trocha carrozable.

Mantos de Carbón	Espesor (metros)	Buzamiento
"Dos"	2.2	30 a 60°
"Tres"	1.0	30 a 60°
"Cinco"	1.0	30 a 60°

**Características del Carbón.-**

Húmedad	:	4	a	6	%
Materia Volátil	:	4	a	8	%
Cenizas	:	8	a	12	%
Carbón fijo	:	70	a	80	%
Azufre	:	0.3	a	0.8	%
Poder Calorífico	:	6000	a	7500	Kcal / Kg
Clase de Carbón	:	Antracita			
Reservas estimadas	:	24'000,000 TM.			

**Depósito de ALTO CHICAMA**

**Ubicación.-**

Entre los distritos de Usquil, Huaranchal y Lucma de la Provincia de Otuzco, Distrito de Quiruvilca de la Provincia de Santiago de Chuco, del Departamento de la Libertad.

**Estudios Realizados.-**

Estudios geológicos detallados de 750 Km<sup>2</sup>, parcialmente explorada.

**Altitud.-**

De 900 a 4000 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto  
de Salaverry.-

De 100 a 160 kilómetros, ma--  
yormente por carretera afirmada  
da.

Mantos del sector Sur	Espesor (metros)	Buzamiento
"Uno"	0.25	60 a 80°
"Dos"	1.70	60 a 80°
"Principal"	2.50	60 a 80°
"Ovoide"	2.20	60 a 80°
"Cisco"	6.00	60 a 80°

Características de Carbón del sector Sur.-

Húmedad	:	5	a	8	%
Materia Volátil	:	2.5	a	12	%
Cenizas	:	6	a	10	%
Carbón fijo	:	80	a	85	%
Azufre	:	0.5	a	1	%
Poder Calorífico	:	6000	a	7500	Kcal/Kg
Indice de hinchamiento	:	0			
Clase de Carbón	:	Antracita			

Reservas:

Medidas	:	50'000,000	TM.
Inferidas	:	250'000,000	TM.
Total	:	300'000,000	TM.

Depósito DEL SANTA

Ubicación.-

En los distritos de Tauca y Santa Rosa de la Provincia de Pallasca, Departamento de Ancash.

Altitud.-

De 800 a 2500 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto de Chimbote.-

Un promedio de 110 kilómetros por carretera afirmada.

<u>Mantos sector "sueños"</u>	<u>Espesor (metros)</u>	<u>Buzamiento</u>
"E"	0.60	60 a 85°
"F"	0.80	60 a 85°
"G"	0.60	60 a 85°
"H"	1.00	60 a 85°
"I"	0.90	60 a 85°
"J"	1.00	60 a 85°

Sector San Jerónimo

"Rey del Carbón" 7.00 60 a 70°

Sector Viscaya

**Centenario**

"Santa María" 0.40 60 a 75°

"Niña" 0.80 60 a 75°

"Pinta" 1.80 60 a 75°

Sector Rita

"Cinta"	0.40	60 a 75°
"Toro"	1.80	60 a 75°

Mina Lord

"UNO"	2.80	10 a 15°
"DOS"	0.30	10 a 15°
"TRES"	2.50	10 a 15°
"CUATRO"	3.00	10 a 15°
"CINCO"	2.50	10 a 15°

Mina Eclipse

Un manto	2.90	25 a 60°
----------	------	----------

Características del Carbón.-

Húmedad	:	4	a	6	%
Materia Volátil	:	3	a	6	%
Cenizas	:	7	a	12	%
Carbón fijo	:	80	a	85	%
Azufre		0.5	a	1	%
Poder Calorífico	:	6000	a	7500	Kcal/Kg.
Indice de hinchamiento	:	0			
Clase de Carbón	:	Meta antraci	ta-	antra-	cita.
Reservas inferidas	:	200'000,000			TM.

...

Depósito de JATUNHUASI

Ubicación.-

Distrito de Jarpa, Provincia de Huancayo, Departamento de Junín.

Estudios Realizados.-

Parcialmente estudios geológicos detallados, algunas labores mineras.

Altitud.-

4600 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto del Callao.-

340 kilómetros por la carretera o ferrocarril Callao-Lima La Oroya y Jatunhuasi.

Mantos del Sector.-

<u>Nororiental</u>	<u>Espesor (metros)</u>	<u>Buzamiento</u>
"A-B"	0.40	30°
"X-Y"	0.40	30°
"Z"	0.20	30°

Características del Carbón del Sector Nororiental.-

Húmedad	:	6	a	10	%
Materia Volátil	:	32	a	38	%
Cenizas	:	6	a	20	%
Carbón fijo	:	40	a	60	%
Azufre	:	0.6	a	2	%
Poder calorífico	:	5000	a	7000	Kcal/Kg.

Indice de hinchamiento : 3 a 7 %  
Clase de Carbón : Sub-bituminoso  
Reservas inferidas : 60'000,000 TM.

Depósito TARICA-SIHUAS-CONCHUCOS

Ubicación.- Distrito de Sihuas, Quiches,  
Provincia de Sihuas, Distrito  
de Conchucos, Provincia de  
Pallasca, Departamento de  
Ancash.

Estudios realizados.- Estudios geológicos generalizados.

Altitud.- 3000 a 3500 metros sobre el  
nivel del mar.

Distancia al Puerto  
Chimbote.- 160 kilómetros por carretera  
afirmada.

Mantos	Espesor (metros)	Buzamiento
"Uno"	1.40	40 a 80°
"Dos"	1.60	40 a 80°

Características del Carbón.-

Húmedad : 4 a 7 %  
Materia volátil : 4 a 6 %  
Cenizas : 6 a 14 %  
Poder calorífico : 6000 a 7300 Kcal/Kg.  
Clase de Carbón : Antracita  
Reservas inferidas : 80'000,000 TM.

Depósito SAN MARCOS-HUALLANCA

Ubicación.- Distrito de Chavín de Huantar y San Marcos, Provincia de Huari, Departamento de Ancash  
Distrito de Huallanca, Provincia Dos de Mayo, Departamento de Huánuco.

Estudios realizados.- Reconocimiento geológico.

Altitud.- 3000 a 4500 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto del Callao.- 440 kilómetros por carretera afirmada y asfaltada.

Mantos de Carbón.-

De 3 a 4 mantos de espesores de 1.0 a 2.0 metros.

Características del Carbón:

Clase de carbón : Antracitas  
Reservas inferidas : 50'000,000 TM.

YACIMIENTOS TERCIARIOS

Depósito de TUMBES

Ubicación.- Distrito de Zorritos y Casitas  
Provincia de Contralmirante Villar, Distrito de Tumbes,  
Provincia de Tumbes.

Estudios realizados.- Reconocimiento geológico.

Altitud.- 20 a 250 metros sobre el nivel del mar.

Distancia al Puerto de Talara.- 150 kilómetros por la carretera Panamericana Norte.

Mantos de Carbón.- Cuatro mantos con una profundidad que va de 1.0 a 4.0 metros y con un buzamiento de 0° a 15°.

Características de Carbón.-

Húmedad	:	9	a	18	%
Materia Volátil	:	27	a	32	%
Cenizas	:	20	a	36	%
Carbón fijo	:	20	a	30	%
Poder calorífico	:	2700	a	4300	Kcal/Kg.
Clase de Carbón	:	Lignito			
Reservas inferidas	:	100'000,000 TM.			

Depósitos en la REGION DE LA SELVA

Con motivo de la campaña de perforaciones de petróleo, realizadas en la región selvática de la Amazonía Peruana, se ha constatado la existencia de varios horizontes carboníferos en las formaciones Pebas y Chambira, de edad Terciaria.

En un pozo perforado aproximadamente a 230 kilómetros en línea recta al Oeste de la Ciudad de Iquitos, se cortaron numerosos estratos de Carbón en diversos niveles, que comienzan a partir de 500 metros de profundidad.

Por razones del relieve de la cuenca de sedimentación las profundidades a las que se encuentran estas formaciones van disminuyendo hacia el Este, hasta aflorar en las proximidades de Iquitos.

Estudios someros de muestras provenientes de los pozos, clasifican a estos carbones como lignito.

Por la gran extensión de estas formaciones terciarias el potencial carbonífero es importante, y debe ser del orden de los cientos de millones de TM.

RESUMEN DE LAS RESERVAS

Especificación

a. Por clase	Millones TM.
Hulla (Bituminoso)	130
Antracita	830
Lignito	100
Total .....	1060 =====
b. Por tipos	
Coquificable	130
No coquificable	<u>930</u>
Total .....	1060 =====

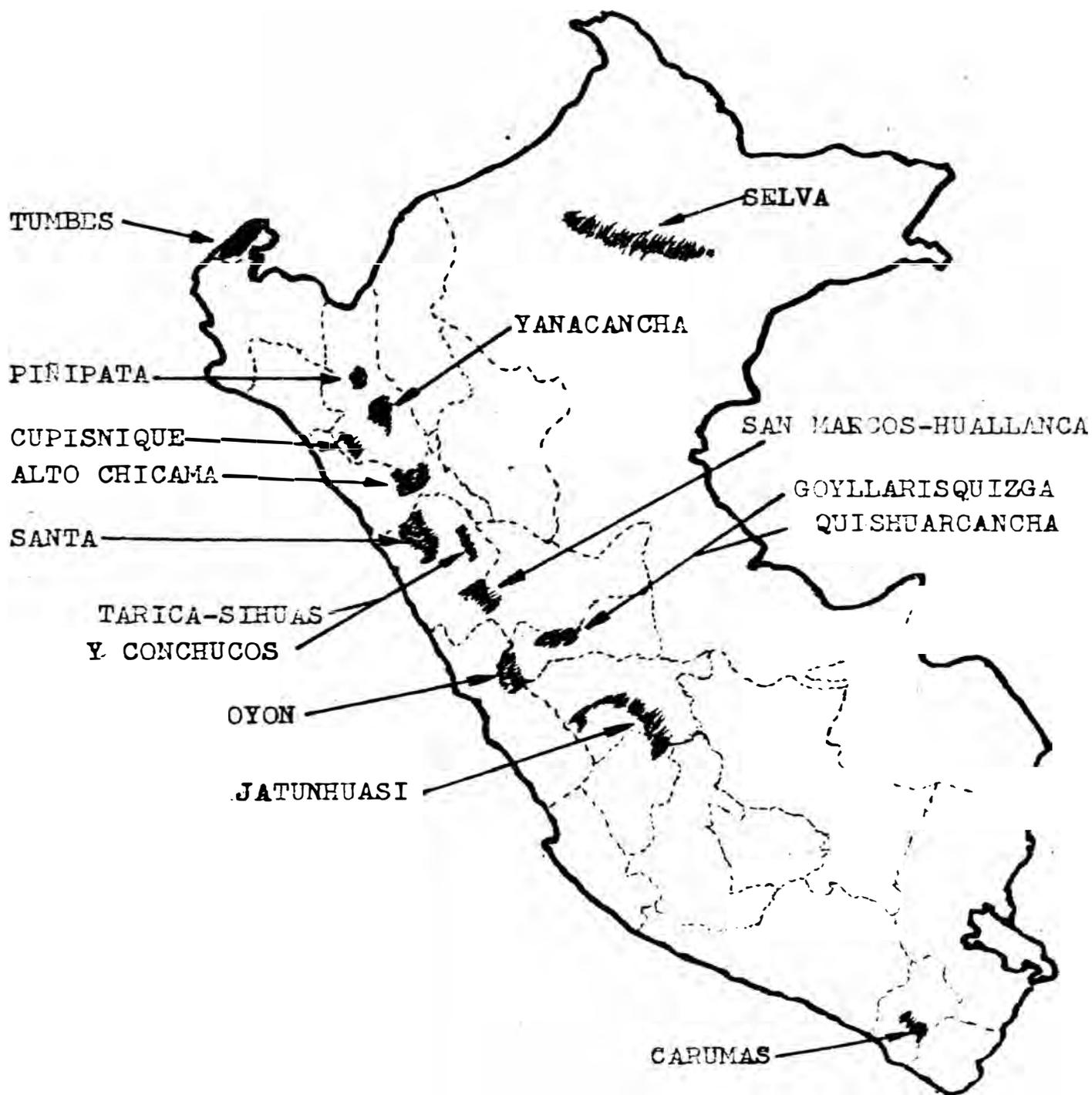


Fig. 4.1 YACIMIENTOS CARBONIFEROS DEL PERU

## 5.0. SITUACION ENERGETICA ACTUAL

### 5.1. POTENCIAL ENERGETICO NACIONAL

Es conocido que a nivel mundial existe gran preocupación sobre la situación energética, que está basada esencialmente en el petróleo y sus derivados, ya que en los últimos años han disminuido considerablemente las reservas del petróleo.

Debido a esta situación la mayoría de los países dedican parte de su presupuesto a la investigación de nuevas fuentes de energía y su utilización.

En el Perú, el petróleo es la fuente de energía cuyo nivel de utilización con respecto a su potencial es el más alto (10%) e insignificante para el carbón, según se puede apreciar en la tabla No. 5.2.

En lo que se refiere a la estructura de recursos energéticos el carbón mineral es la segunda fuente de mayor potencial (15.2%) después de la hidroenergía.

En la tabla No. 5.3 se puede observar que el consumo energético del país es fuertemente dependiente del petróleo, a pesar de representar sólo el 2.1% de los recursos energéticos comerciales.

De acuerdo a la discusión anteriormente planteada, podemos ver que el Perú cuenta con el carbón mineral como fuente de energía de gran importancia para el futuro, razón por la cual es necesario la realización de estudios sobre su aprovechamiento.

ESTRUCTURA Y NIVEL DE UTILIZACION DE LOS RECURSOS ENERGETICOS  
COMERCIALES

Tabla No. 5.1

FUENTE	POTENCIAL		NIVEL DE CONSUMO	
	10 <sup>6</sup> TEP	%	AÑO 1979 10 <sup>6</sup> TEP	%
Petróleo	104.5(a)	2,1	9.77	83.6
Gas Natural	15.0(a)	0,3	1.17	10.0
Carbón Mineral	770.0(a)	15,2	0.03	0.3
Hidroenergía	4192.6(b)	82,4	0.72	6.1
TOTAL	5082.1	100,0	11.69	100.0

a) Se considera los potenciales indicados en el cuadro N° 1.

b) Se considera un potencial utilizable de 390,000 GWh/año durante 100 años.

FUENTE: Ministerio de Energía y Minas (MEM).

POTENCIAL ENERGETICO NACIONAL

Tabla No. 5.2

FUENTES	UNIDADES	POTENCIAL	NIVEL DE UTILIZACION %
Petróleo	10 <sup>6</sup> Barriles	757(a)	10
Gas	10 <sup>6</sup> Pies cúbicos	641000(a)	4
Carbón	10 <sup>6</sup> Toneladas	1100(b)	Insignificante
Hydroenergía	10 <sup>3</sup> MW	58000	3
Energía Eólica		Considerable	Insignificante
Energía Solar		Considerable	Insignificante
Energía Geotérmica	10 <sup>3</sup> MW	200(b)	Sin Utilización
Biomasa	10 <sup>6</sup> TEP/año	138.0	3

a) Reservas Probadas

b) Reservas Inferidas

FUENTE: Ministerio de Energía y Minas (MEM)

DEMANDA DE ENERGIA POR FUENTES

Tabla No. 5.3

FUENTE	UNIDADES	A		NO		S	
		1979		1985		2000	
		Vol.	%(a)	Vol.	%(b)	Vol.	%(b)
Hydroenergía	10 <sup>6</sup> KWh	7125	6.3	10194	7.4	30435	12.0
Gas Natural	10 <sup>6</sup> Pies Cúbi.	51731	9.9	44488	7.1	29300	2.5
Petróleo	10 <sup>6</sup> Barriles	44.8	50.6	58.1	54.3	103.8	52.5
Carbón Mineral y Coque	10 <sup>6</sup> TM	0.5	2.8	1.0	6.6	4.8	11.9
Leña	10 <sup>6</sup> TM	8.4	24.7	8.8	21.6	10.4	13.7
Residuos Vegetales	10 <sup>6</sup> TM	4.6	5.7	5.0	5.0	5.0	3.2
Energía Solar, Geo térmica, Biomasa y Otros (a)	10 Kcal	--	--	--	--	11.5	4.2
TOTAL			100.0		100.0		100.0

a) Ver cuadro N° 2

b) Estructura obtenida después de convertir a TEP.

FUENTE: Ministerio de Energía y Minas (MEM)

Tabla No.

E Q U I V A L E N C I A S

PRODUCTO	FACTOR DE CONVERSION	UNIDAD
Carbón Mineral	0.6	TEP/TM
Leña	0.36	TEP/TM
Residuos Agrícolas	0.36	TEP/TM
Residuos Agroindustriales	0.15	TEP/TM
Petróleo Crudo	0.138	TEP/Bb
Gas Asociado	23.4	TEP/10°Pc
Coque	0.64	TEP/TM
Carbón Vegetal	0.65	TEP/TM
Hidroenergía	107.5	TEP/TM
Energía Eléctrica	86.0	TEP/TM

1 Tonelada equivalente de Petróleo	= 10 <sup>7</sup> Kcal
1 Teracaloría	= 10 <sup>9</sup> Kcal
	= 100 TEP
Tonelada Métrica	= TM
Pies Cúbico	= Pc
Barril	= Bb
Kilowatio	= KW
Megawatio	= MW
Kilowatio Hora	= KWh
Gigawatio Hora	= GWh

## 5.2. USOS GENERALES DEL GAS DE GASIFICACION

### a. LBG: Como gas combustible

#### . Plantas Nuevas

- Combustible para calentamiento directo.

Generación de vapor.

- Calor para usos de proceso.

Ejemplo: Industria metalúrgica, hornos de coque, sinterización de hematitas; industrias del vidrio, industrias cerámicas.

#### . Plantas Actuales

Como combustible para calor directo si hay disponibilidad de espacio.

Ejemplo: Altos hornos, sinterización de hematitas.

- Generación de Energía Eléctrica

#### . Centrales Térmicas

### b. MBG: Como gas combustible y como gas de síntesis

- Como gas combustible puede ser usado en las mismas aplicaciones que el LBG con la ventaja adicional que necesita menor espacio disponible; y puede por lo tanto, servir en plantas actuales que usan derivados del petróleo con un mínimo de modificaciones para adecuar los equipos.

- Como gas de síntesis para la industria química  
Producción de amoníaco e hidrógeno.
- . Producción de metanol y alcoholes superiores vía directa o por exosíntesis.
- . Producción de olefinas y parafinas:
  - .. Butano, nafta, diesel, fuel oil sintéticos, etc.  
Vía síntesis de Fisher Troprch.
- . Producción de gas licuado de petróleo (LPG) vías síntesis con catalizadores de molibdeno.
- . Producción de gasolina vía síntesis MTG (metanol to gasoline).
- Como gas reductor para la industria siderúrgica: reducción de minerales de hierro para la producción de hierro esponja.

C. SNG: Substituye en todos sus usos el gas natural.

En el caso del Perú, no parece ser interesante el uso de un gas de alto poder calorífico ya que no disponemos de una red distribuidora de gas natural, y su precio térmico es más elevado.

El MBG y LBG, presentan mayor potencial para ser usados en forma local. El LBG por su bajo poder calorífico no puede ser transportado a varios usuarios distantes entre sí.

El MBG si puede ser transportado pero a distancias no muy largas.

## 6.0. GASIFICACION DEL CARBON

Como gasificación se entiende, para el presente trabajo, a la reacción de combustibles sólidos con aire, oxígeno, dióxido de carbono, o mezclas de estos, con la finalidad de producir compuestos gaseosos que serán usados como fuente de energía o como materia prima para la síntesis de productos químicos, combustibles líquidos u otros combustibles gaseosos. Así la gasificación proporciona un producto que puede ser utilizado en forma conveniente y a un costo mínimo, adicionalmente se incrementa el uso de los combustibles sólidos.

Por razones técnico económicas, la mayoría de los procesos de gasificación, bien para la producción de gas de síntesis o para la producción de energía por medio de combustibles gaseosos, se esfuerzan para conseguir la gasificación total del combustible sólido.

La ciencia y la tecnología de la gasificación completa del carbón y otros combustibles sólidos han avanzado significativamente. Este progreso se debe de la considerable expansión en la investigación y desarrollos de trabajos sobre los fundamentos de la fisicoquímica de las reacciones de gasificación y procesos de purificación.

Este desarrollo en la investigación de la gasificación se debe en parte al creciente interés en el uso del gas como

materia prima para la síntesis de productos químicos y combustibles líquidos, y en parte a la necesidad de desarrollar métodos de gasificación del carbón y otros combustibles sólidos (fossilizados) con el fin de asegurar la obtención de energía en la forma de gas combustible o combustible gaseoso.

Muchos avances en el campo de la gasificación han sido posible debido al avance en otros campos.

Las investigaciones en la cinética y mecanismos de las reacciones químicas, en la transferencia de calor y masa, y en la dinámica de fluidos, son las que han contribuido a un mejor entendimiento de los fenómenos que ocurren en el proceso de gasificación. El desarrollo de plantas de oxígeno, descubrimiento de materiales adecuados, y los nuevos métodos de manejo y contacto de los sólidos con reactivos gaseosos, han abierto nuevos caminos para el desarrollo de los procesos.

Por último los nuevos conceptos en la purificación de los gases han conducido al desarrollo de mejores procesos comerciales.

Por muchos años los procesos de lecho fijo que empleaban aire fueron utilizados casi exclusivamente para la completa gasificación del carbón o coke. La tecnología básica y las aplicaciones industriales de tales procesos son representados por la producción continua de gas y el generador cíclico de gas de agua.

Desde 1,940 han surgido muchos conceptos nuevos sobre la gasificación; el uso de oxígeno, las operaciones a elevadas presiones, y la operación con lecho fluidizado. Se ha realizado un amplio trabajo en la gasificación del carbón en suspensión con oxígeno a presión atmosférica y a elevadas presiones.

Adicionalmente, los procesos de hidrogasificación, en los cuales el hidrógeno reacciona directamente con el carbón u otros materiales carbonosos, están siendo desarrollados para producir gases con mediano y alto poder calorífico.

#### 6.1. TERMODINAMICA DE LAS REACCIONES DE GASIFICACION

Los análisis termodinámicos de los sistemas de gasificación son de considerable importancia en la medida en que los resultados pueden ser utilizados para:

1. Comparación de datos actuales de operación para indicar áreas de posibles mejoras en el proceso, o para indicar aproximadamente la semejanza o disparidad entre la técnica y la práctica.
2. La evaluación del diseño del proceso y predicción del comportamiento del reactor para condiciones conocidas de entrada.
3. Estimar los requerimientos del proceso y rendimientos a las condiciones existentes de operación.

4. Examinar los probables efectos debido a la variación de alguna o algunas variables interrelacionadas.

Un análisis termodinámico debe necesariamente estar basado en numerosas asunciones convenientes al rango de las variables o parámetros los cuales se pueden encontrar en la operación de un reactor de gasificación. Ya que la termodinámica no puede predecir las velocidades de las reacciones, una asunción tácita es que una o más de las reacciones químicas son suficientemente rápidas para aproximarse termodinámicamente al equilibrio a la temperatura existen en el lecho del combustible (Carbón) donde tales reacciones ocurren.

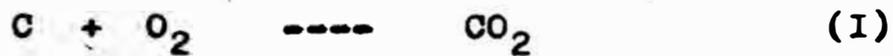
Las reacciones que no están en equilibrio, pueden ser tratadas como tales mediante la utilización de un factor de aproximación al equilibrio.

En general, solamente los procesos capaces de realizarse en condiciones próximas al estado estacionario pueden ser tratados de esta manera, específicamente, los procesos continuos de gasificación de lecho fijo o fluidizado que emplea vapor ú oxígeno, o vapor y/o hidrógeno, como medio gasificante, y sus suspensiones de carbón pulverizado con aire ú oxígeno y vapor.

...

En la gasificación continua de combustibles sólidos con oxígeno y vapor y/o hidrógeno, los principales productos gaseosos son:  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ , Vapor no descompuesto de pequeñas a moderadas cantidades de metano, algo de nitrógeno, y trazas de gases de azufre. Los principales componentes del producto gaseoso están formados por la combinación de las siguientes reacciones totales:

1. Oxidación secuencial del C a CO y luego a  $\text{CO}_2$ .



2. Oxidación parcial del hidrógeno de la materia volátil, esta reacción ocurre en la gasificación del carbón pulverizado, donde el carbón está suspendido y es introducido en contracorriente con el medio gasificante.



3. Gasificación del carbón con vapor y  $\text{CO}_2$

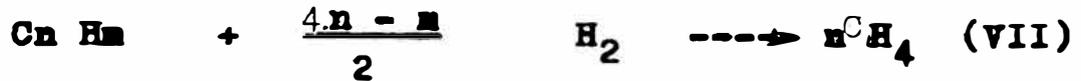


4.  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \text{ ---- } \text{CO}_2 + \text{H}_2 \quad (\text{V})$

5. En la zona de precalentamiento en un gasificador de lecho fijo.



6. Dependiendo de la temperatura y la presión, ocurren .



En los procesos de gasificación, las reacciones que consumen oxígeno (I y II) son tan rápidas que ellas proceden esencialmente hasta el fin con respecto a la desaparición del oxígeno. Las reacciones de gasificación del carbón (III, y IV) nunca están en equilibrio a las condiciones existentes.

El equilibrio en estas reacciones requieren practicamente 100% de descomposición de vapor, y un contenido despreciable de CO<sub>2</sub>, a temperaturas sobre los 2000°F y a presiones que van desde 1 a 20 atmósferas. La reacción IV es generalmente más lenta que III a iguales concentraciones de reactantes. La reacción V es considerada como un fenómeno principalmente heterogéneo la cual ocurre en la superficie del combustible, y en muy poco porcentaje en la fase gaseosa.

Esta se aproxima termodinámicamente al equilibrio generalmente como una función de la descomposición del vapor con la profundidad del lecho de combustible (carbón) a una temperatura dada, aún cuando otros factores importantes tales como la reactividad del combustible y la posible actividad catalítica de los constituyentes de la ceniza del combustible, deben ser considerados.

A una baja descomposición del vapor, esta reacción nunca está aparentemente en equilibrio, y su rápida aproximación al equilibrio se debe principalmente a la desaparición del vapor a través de la reacción III la cual en efecto, influye sobre el valor de:



A una suficientemente alta descomposición del vapor, y con moderadas cantidades de  $CO_2$  presente, es posible exceder el equilibrio de la reacción V, la cual tiende a realizarse en forma inversa.

La rapidez de la aproximación al equilibrio con la descomposición del vapor es, por supuesto, dependiente de la temperatura. A temperaturas sobre los 2000°F, se puede asumir el equilibrio termodinámico sin serio error en la mayoría de los casos sobre el rango de descomposición del vapor encontrados en la práctica. Esto es particularmente cierto en la gasificación del carbón pulverizado con oxígeno y vapor en condiciones de fusión de las cenizas.

Las reacciones de formación de metano son de importancia, sobre todo, en procesos de gasificación operados a temperaturas menores que 2000°F, a/o sobre presión atmosférica, con carbones o materias carbonosas que contienen componentes volátiles reactivos.

Los carbones que contienen carbono sustancialmente como carbón fijo producen cantidades despreciables de metano a través de la hidrogenación directa.

La producción de metano a través de la hidrogenólisis de la materia volátil varía con la velocidad de calentamiento, el método de contacto el nivel de temperatura, y las presiones parciales del hidrógeno y del vapor. El calentamiento rápido del combustible en presencia de hidrógeno reduce la formación de metano comparándolo con un calentamiento lento. Esto puede ser el resultado del recocimiento y grafitización los cuales hacen que el combustible sea menos reactivo hacia la hidrogenación. El lento calentamiento en presencia de hidrógeno y vapor conducen a las condiciones más favorables para la formación de metano. La reacción del material carbonoso con el vapor causa la activación de la superficie, lo cual resulta en una más rápida hidrogenación de las zonas activadas, obteniéndose el metano.

Además, la producción de metano en los procesos con alimentación continua y lecho fluido y operando bajo los 2000°F es sustancialmente mayor que en la gasificación de lecho fijo.

...

Esto se debe posiblemente al continuo mezclado y a la circulación del combustible en los procesos de lecho fluidizado, los cuales brindan partículas de combustibles activadas desde las regiones de alta presión parcial de vapor en la posición mas baja del lecho a regiones de alta presión parcial del hidrógeno en la posición superior del lecho del combustible.

En la gasificación de lecho fijo, por otro lado, las posiciones superiores del lecho del combustible no son reactivadas por el vapor a una velocidad suficiente como para compensar el recocimiento de la superficie, debido a que las reacciones carbón-vapor son amenguadas por el efecto retardante del hidrógeno, y la presión parcial del vapor es baja. Esto resulta en sustancialmente reducidas velocidades de formación de metano, con concentraciones en el efluente considerablemente menores que las predichas del equilibrio, grafito-hidrógeno. Es necesario tener en cuenta que no es posible predecir las reactividades de los constituyentes de los combustibles sólidos debido a que estos pueden estar afectados por una historia térmica previa, por contacto térmico en la unidad de gasificación, y por contacto con reactantes tales como el vapor y el hidrógeno.

### 6.1.1. COMPOSICION EN EL EQUILIBRIO Y EFECTOS TERMICOS

Las tablas del 6.1 al 6.3 presentan datos de las constantes de equilibrio, entalpías y calores de reacción del sistema C-O<sub>2</sub> vapor.

En las Fig. del 6.2 al 6.7 se muestran las composiciones de equilibrio del gas de los sistemas C-vapor y C-O<sub>2</sub>-vapor para un rango seleccionado de condiciones.

La Fig. 6.2 es para el sistema C-vapor a 1 y 20 atmósferas y de 1000 a 2400°F. El cambio total de entalpía para el sistema es siempre endotérmico, y la formación de metano es termodinámicamente favorecida a temperaturas menores de 1600 ó 1700°F. En comparación la Fig. 6.3 muestra las composiciones en el equilibrio para el sistema C-O<sub>2</sub>-vapor bajo un cambio de entalpía de cero a las mismas condiciones de presión, temperatura que para la Fig. 6.2 (la relación teórica de O<sub>2</sub>-vapor también se muestra en esta Fig.).

La diferencia principal entre los dos sistemas radica en la relación H<sub>2</sub>-CO del producto gaseoso.

El efecto de la relación O<sub>2</sub>-vapor en la composición del gas en equilibrio para el sistema C-O<sub>2</sub>-vapor a 1400°F de 1 a 20 atmósfera se muestra en la Fig. 6.4.

...

El sistema llega a ser termodinámicamente balanceado aproximadamente cuando la relación  $O_2$ -vapor es de 0.55.

Estos gráficos están basados en el sistema definido por la reacción I, y el equilibrio en las reacciones III o IV, V y VIII. Sin embargo en un proceso de gasificación real no se logra el equilibrio en la composición del vapor como esta definido en las reacciones III y V, lo que ya se discutió anteriormente. Dependiendo del tipo de proceso, la descomposición usual del vapor puede variar entre 25 a 85%.

Un análisis termodinámico más realista, consideraría a la reacción I; a la reacción V en equilibrio, y arbitrariamente asignar un valor para la descomposición del vapor de agua.

Con esta aproximación, se han obtenido una serie de gráficos de la composición del gas y el cambio de entalpia del sistema versus la descomposición del vapor para valores particulares de la relación molar  $O_2$ /vapor, presiones y temperaturas, como se ilustra en la Fig.65 para la atmósfera y  $2000^{\circ}F$ .

Estos gráficos se aplican igualmente bien para altas presiones, donde se observa que el efecto de la presión es pequeño.

En la Fig.65 a 0.15 en la relación  $O_2/H_2O$ . El sistema es teóricamente adiabático cerca al 65% de descom-

posición del vapor, con reactantes y productos a --  
2000°F.

A menores descomposiciones del vapor, el proceso viene a ser exotérmico para compensar las pérdidas de calor y los requerimientos de precalentamiento de los reactantes. Se ha encontrado que la composición del gas de actuales procesos de gasificación, donde se producen pequeñas o despreciables cantidades de metano, coinciden satisfactoriamente con la Fig.65, con tal de que el efecto de la humedad del carbón,  $O_2$ , y el contenido de  $H_2$  seán tomados en cuenta dentro del cómputo de la descomposición del vapor y la eficacia (rendimiento) o la relación de entrada  $O_2$ -vapor equivalente.

Existe un creciente interés en el desarrollo de procesos de gasificación a presión ya que producen gases con alto contenido de metano.

Estos desarrollos están siendo guiados por los siguientes lineamientos:

1. Hidrogasificación del carbón con hidrógeno.
2. Gasificación a presión e hidrogenación simultánea con vapor-hidrógeno o vapor-mezclas de gas de síntesis.

El último está ilustrado en las reacciones las cuales ocurren en un generador a presión (por ejemplo el de Lurgi) de lecho fluidizado.

Las composiciones en el equilibrio para el sistema C-H<sub>2</sub> vapor a 200 atm. bajo diversas relaciones de H<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O de entrada y a 1200 y 1300°K son mostradas en la Fig. 6.6. Los efectos térmicos con H<sub>2</sub> a 800°F y vapor a 1000°F, son siempre endotérmicos, como se muestran, pero a altas relaciones de H<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O de entrada, esta se aproxima al balance térmico (equilibrio).

Estos gráficos están basados en el equilibrio de las reacciones III, IV, V y VIII.

Una versión diferente del sistema C-H<sub>2</sub>-vapor (en equilibrio) se muestra en la Fig. 6.7, donde la admisión de oxígeno es empleado para satisfacer los requerimientos de ida y se asumen descomposiciones arbitrarias de 30 y 40% de vapor.

Aquí el efecto térmico viene a ser exotérmico, y las reacciones V y VII se consideran en equilibrio.

#### 6.1.2. APLICACIONES DE LA TERMODINAMICA EN CALCULOS ESTEQUIOMETRICOS PARA LOS PROCESOS DE GASIFICACION

Para los procesos de gasificación continua, particularmente para la gasificación del carbón pulverizado en suspensión con oxígeno y vapor, las relaciones entre la composición del gas, la relación molar O<sub>2</sub>/vapor de entrada y la variable de descomposición ---

TABLE 6.1

Constantes de Equilibrio de las Reacciones de Gasificación  
(Todos los compuestos como Gases, carbón como grafito)

Equilibrium Constants, atmosphere partial pressure units\*

Temp., K	$C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	$H_2 + 1/2 O_2 \rightarrow H_2O$	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$
298.16	1.1163(24)	1.2337(69)	1.1149(40)	1.0100(- 21)	1.0013(- 16)	9.9126(4)	7.916(8)
400	2.1676(14)	2.5167(34)	4.2922(18)	1.8669(- 6)	5.0500(- 5)	2.7050(1)	1.000(2)
500	9.2232(12)	3.1826(29)	3.8309(15)	2.6729(- 4)	2.4076(- 3)	9.0072	8.072
600	8.5483(11)	6.7080(25)	1.9433(13)	1.0893(- 2)	4.3988(- 2)	4.0350	1.413
700	1.3352(11)	9.2570(22)	3.1429(11)	1.928(- 1)	4.2484(- 1)	2.2689	1.780(- 1)
800	3.4034(10)	4.7511(20)	1.1474(10)	17888	2.6176	1.3787	9.829(- 2)
900	8.8006(9)	6.3451(18)	7.6012(8)	1.2200(1)	1.1578(1)	0.94850	3.077(- 2)
1000	5.1462(9)	1.7376(17)	7.8762(7)	5.6966(1)	3.9245(1)	0.70120	1.608(- 2)
1100	1.3111(9)	8.2817(15)	1.1492(7)	2.0831(2)	1.1404(2)	0.54742	7.932(- 3)
1200	6.1659(8)	6.0484(14)	2.2057(6)	6.2856(2)	2.2954(2)	0.44473	4.327(- 3)
1300	3.1946(8)	6.2903(13)	5.258(5)	1.6224(3)	6.0805(2)	0.37478	2.557(- 3)
1400	8.441(7)	6.744(11)	2.9604(4)	1.0565(4)	2.851(4)	0.2697	—
1500	3.094(7)	2.241(10)	3.194(3)	4.189(4)	9.029(4)	0.2155	—
1750	1.375(7)	1.575(9)	7.264(2)	1.278(5)	2.194(4)	0.1428	—
2000	7.153(6)	1.877(8)	3.137(2)	2.704(5)	4.435(4)	0.1830	—

\* Numbers in parentheses designate multiplication by that power of 10

TABLE 6.2

Entalpias sensibles de los Componentes del Sistema.  
(Todos los compuestos como gases; carbón como grafito)

Enthalpy, cal/g-mole

Temp., K	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	C	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
298.16	2.069.8	2.023.8	2.367.7	2.072.3	251.56	2.072.6	2.238.1	2.397	2.525	2.856
600	4.279.2	4.129.5	4.882.2	4.198.0	1.198.2	4.209.6	5.322.6	5.549	6.732	8.016
700	5.057.5	4.831.5	5.771.5	4.925.3	1.621.9	4.945.5	6.481.3	6.871	8.727	10.280
800	5.856.0	5.537.4	6.689.6	5.668.6	2.081.6	5.700.0	7.689.6	8.321	10.480	12.760
900	6.669.9	6.248.0	7.634.7	6.428.0	2.569.5	6.471.0	8.978.8	9.887	12.560	15.440
1,000	7.497.0	6.965.8	8.608.0	7.202.5	3.075.0	7.257.0	10.222.0	11.560	14.760	18.280
1,100	8.335.8	7.692.0	9.606.3	7.991.5	3.596	8.056.4	11.535	13.320	17.070	21.290
1,200	9.183.6	8.427.5	10.630	8.792.8	4.130	8.866.0	12.874	15.170	19.470	24.420
1,300	10.041.2	9.173.2	11.679	9.604.7	4.680	9.690.2	14.234	17.100	21.950	27.680
1,400	10.904.6	9.928.7	12.753	10.425.4	5.242	10.521.0	15.611	19.090	24.490	31.640
1,500	11.776.5	10.694.2	13.848	11.253.6	5.814	11.358.0	17.004	21.130	27.100	34.500
1,750	13.981	12.654.1	16.683	13.357.4	7.280	13.482	20.545	—	—	—
2,000	16.218	14.671.6	19.630	15.494.8	8.780	15.636	24.140	—	—	—
2,250	18.493	16.738.9	22.666	17.659.9	10.305	17.813	27.788	—	—	—
2,500	20.800	18.850.5	25.770	19.839.0	11.850	20.008	31.480	—	—	—

TABLE 6.3

Calores de Reacción de las Reacciones de Gasificación co  
munes.  
(Todos los compuestos como gases; carbón como grafito).

Temp., K	$C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	$H_2 + 1/2 O_2 \rightarrow H_2O$	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$
0	-27.2019	-93.9686	-57.107	39.5648	29.905	-9.660	-15.987
298.16	-26.4157	-94.0518	-57.7979	41.2204	31.382	-9.838	-17.889
600	-26.330	-94.123	-58.493	41.463	32.163	-9.300	-19.893
700	-26.407	-94.167	-58.696	41.353	32.289	-9.064	-20.401
800	-26.511	-94.215	-58.882	41.193	32.371	-8.822	-20.823
900	-26.635	-94.268	-59.055	40.988	32.420	-8.578	-21.166
1000	-26.768	-94.318	-59.214	40.782	32.446	-8.336	-21.43
1100	-26.909	-94.364	-59.360	40.546	32.451	-8.095	-21.65
1200	-27.056	-94.410	-59.497	40.298	32.441	-7.857	-21.79
1300	-27.212	-94.456	-59.622	40.032	32.410	-7.622	-21.92
1400	-27.376	-94.505	-59.735	39.753	32.359	-7.394	-22.00
1500	-27.545	-94.555	-59.841	39.465	32.296	-7.169	-22.06
1750	-27.99	-94.68	-60.067	38.70	32.08	-6.62	—
2000	-28.46	-94.83	-60.258	37.91	31.80	-6.11	—
2250	-28.94	-94.98	-60.426	37.10	31.49	-5.61	—
2500	-29.45	-95.14	-60.588	36.24	31	-5.10	—

\* Negative sign designates exothermicity

apropiada se pueden desarrollar en forma sencilla y útil a partir de las cantidades estequiométricas involucradas.

## 6.2. FENOMENOS FISICOS DE LA GASIFICACION

El fenómeno físico juega un papel tan importante en la gasificación como lo hacen las reacciones químicas que dan la información acerca de la conversión de los materiales carbonosos a gas combustible. Las más importantes consideraciones son la presión requerida para mantener el flujo de reactantes y productos a través del lecho, el fluido y la dinámica de partículas influyen directamente sobre el alcance o extensión del mezclado longitudinal y radial y sobre la transferencia de calor y masa en las superficies de contacto de los que dependen los factores de las velocidades de las reacciones o velocidades químicas.

La caída de presión, la transferencia de calor, y la transferencia de masa están relacionadas en una forma bastante compleja con la temperatura, velocidad del gas, propiedades físicas de transporte del fluido, tales como: densidad, viscosidad, conductividad térmica, difusividad, y con las propiedades de los sólidos; densidad global y área de la superficie específica que es aerodinámicamente efectiva, volumen fraccional desocupado y difusividad térmica entre otras variables.

...

La interpretación de los procesos de transferencia en reactores de gasificación de gran escala es generalmente muy dificultosa, debido a la variación de condiciones de temperatura, composición del gas, tamaño de las partículas del carbón, etc. que están involucrados, estas variaciones no son conocidas como una función de la distancia a través del lecho. Nosotros recurriremos a modelos de resultados experimentales o de escala de laboratorio donde la influencia de una o más de las variables es estudiada bajo condiciones controladas o conocidas. Esto es, la información en forma de correlaciones y ecuaciones empíricas o relaciones verificadas teóricamente serán las que se aplican, como una aproximación, a las condiciones actuales de gasificación.

Un aspecto frecuentemente estudiado de los problemas de la dinámica de fluidos es la caída de presión y la distribución del flujo en los lechos empacados en forma aleatoria, en lechos fluidizados con tamaños uniformes y compactos de partículas.

Los resultados han sido expresados como relaciones semi-empíricas que expresan los valores del factor de fricción en términos de la fracción del volumen vacío y el número de Reynolds referido a un tamaño promedio de partículas. Las relaciones para la transferencia de calor y masa en lechos empacados han sido derivadas sobre la base de analogías entre la transferencia---

de cantidad de movimiento, calor y masa, y luego estos resultados fueron probados experimentalmente.

### 6.2.1. FLUJO DE FLUIDOS

Cuando un fluido fluye a través de un lecho fijo de sólidos, hay una caída de presión por unidad de longitud que es proporcional a la velocidad del flujo, viscosidad densidad del fluido, y el tamaño, forma y empaquetado de las partículas. Cualitativamente, un lecho empaquetado puede ser considerado para el flujo de fluidos como una serie de canales sinuosos, convergentes y divergentes e interconectados. A bajas velocidades o más precisamente a bajos valores del número de Reynolds modificado, basado en el tamaño de partícula ( $D_p - u_s$  p/u), la energía de disipación o caída de presión se debe principalmente a los efectos viscosos o fuerzas cortantes de las superficies de las partículas al fluido en flujo laminar. Estas fuerzas son directamente proporcionales a las fuerzas viscosas o al producto de la velocidad del fluido en los canales de flujo y la viscosidad. A altas velocidades de flujo, correspondiente a un flujo turbulento completamente desarrollado, la disipación de energía se debe principalmente a la pérdida de energía cinética.

Estas pérdidas que generalmente ocurren por unidad de longitud del canal de flujo en un lecho empaquetado, son

directamente proporcionales a las fuerzas inerciales o al producto de la densidad del fluido y el cuadrado de la velocidad en el canal.

Para fluidos viscosos:

$$f_b = \frac{D_p E^3 g_c dp/dL}{2 (1-E) v_s^2} = \frac{C}{2 \phi^2 (Re)_p}$$

$$C = 200$$

$$E = \text{Porosidad del lecho}$$

$$D_p = \text{Diámetro de partícula}$$

$$p = \text{Densidad del fluido}$$

$$\phi = \text{Factor de forma (carbón} = 0.862)$$

#### 6.2.2. TRANSFERENCIA DE CALOR

La transferencia de calor entre 1500 y 3000°F, en los reactores de gasificación procede mediante la combinación de conducción, convección y radiación entre las partículas de carbón, entre el carbón y el gas y las paredes del reactor.

La transferencia entre las partículas ocurre principalmente por radiación, y entre las partículas y el gas principalmente por conducción y convección.

Coefficiente peliculares de convección:

...

- Calentamiento

$$hw = \frac{0.813 \text{ tk K}}{Dt} E^{-6D_p/Dt} \left( \frac{D_p \bar{v}_s}{\mu} \right)^{0.9}$$

- Enfriamiento

$$hw = \frac{3.5 K}{D_t} e^{-4.6 D_p/Dt} \frac{D_p}{\bar{v}_s}^{0.7}$$

$D_p$  - Diámetro de la partícula

$D_t$  = Diámetro del Reactor

$$\frac{\bar{C}_p}{K} = (0.74 - 0.84)$$

$K$  = Conductividad térmica 0.05 BTU/ hr - ft- $o_f$

$$\frac{D_p}{D_t} = (0.05 - 0.15)$$

### 6.3. CINETICA DE LAS REACCIONES DE GASIFICACION

Con excepción de las reacciones de volatilización en fase gaseosa, las reacciones que ocurren en la oxidación, descomposición del vapor y dióxido de carbono, o en la hidrogenación del sólido carbonos son en medio heterogéneo (sólido-gas), ya que las dos fases participan en las interacciones.

Las reacciones heterogéneas ocurren siguiendo una secuencia de pasos difusionales y químicos, comúnmente descritos como sigue:

1. Transferencia de masa y difusión de reactivos de la corriente fluida a través de una película relativamente estancada hacia la superficie sólida y las posibles estructuras porosas.

...

2. Adsorción física y/o química, de los reactantes - sobre el sólido.
3. Reacción química de superficie, que puede ser precedida por la disociación de los reactantes.
4. Desprendimiento o desorción de los productos de la superficie de reacción.
5. Difusión y transferencia de masa de los productos del paso anterior a la corriente gaseosa.

Por lo tanto, las reacciones heterogéneas, en lo que se refiere a su mecanismo, comprende una parte difusional, cuya rapidez depende de la diferencia de - concentraciones y de la velocidad molecular de los gases cerca de la superficie o de la estructura porosa; y otra parte que es en sí la cinética química cuya velocidad depende de las interacciones de super--ficie ya sea en la parte exterior de la partícula o en los poros.

Un estudio de la cinética de las reacciones Gas- Carbón deben necesariamente considerar ambos efectos, el difusional y el químico. Para materiales relativamente poco porosos y tamaño pequeño de partículas, la relación de la superficie externa a la superficie porosa es bastante grande, y el efecto de la difu---sión interna sobre la velocidad global del proceso es pequeño.

Por consiguiente, el mayor efecto de difusión es la resistencia ofrecida por la difusión externa hacia y de la superficie del sólido, y esto puede ser tratado independientemente de la cinética química. Con partículas grandes y porosas la velocidad de reacción está significativamente influenciada por la difusión interna. Aunque los efectos de difusión externa o interna se pueden ignorar; la cinética de la velocidad del proceso, basado en las propiedades globales del gas, esta inseparablemente relacionada a los procesos de difusión. Una medida de la velocidad de reacción siempre incluye algún efecto de la resistencia debido a la difusión interna.

La relativa importancia de la difusión se incrementa con la reactividad de la superficie de la partícula carbonosa, diámetro de la partícula, tamaño del poro etc. Cuando estos factores resultan en resistencias apreciables a la difusión, la forma de deducir la ecuación de velocidad, orden de reacción, energía de activación, y otros fenómenos cinéticos, se hace en función de características de la partícula y de la geometría del poro o del grado de penetración del gas dentro del sólido. Hablando en forma estricta los verdaderos efectos de la cinética química podrían ser estudiados si todas las resistencias difusionales fueran despreciables.

...

Con excepción de la difusión interna y la reacción interna, los cinco pasos de reacciones heterogéneas, nombrados anteriormente, se llevan a cabo en serie. Bajo ciertas condiciones, la velocidad de difusión externa es igual a la velocidad global de la reacción.

La velocidad de difusión interna es esencialmente - equivalente a la velocidad de reacción en la estructura porosa. La velocidad de reacción en la superficie externa podría ser igual a la diferencia entre las velocidades externa e interna de difusión. Una conveniente, aunque no una rigurosa aproximación en la velocidad de reacción global, es el concepto de resistencias de reacción aditivas.

Si la resistencia atribuible a la difusión es comparable con la resistencia global, la reacción es considerada como "Controlada por la Difusión". Análogamente, la reacción es "Controlada Cinéticamente" - cuando las resistencias debido a la difusión son despreciables. Si sin embargo, la resistencia a la difusión interna es apreciable, el concepto de resistencias aditivas no es válido. Convencionalmente, el siguiente procedimiento es corregir la velocidad de reacción específica sobre una cantidad unitaria de sólido por un "Factor de Efectividad" para compensar

la resistencia adicional de la difusión para la porción de la reacción que ocurre internamente en la partícula del carbón. Esto se admite como una aproximación porque la cinética química de las reacciones en el poro puede no ser la misma que para las reacciones en la superficie externa.

La transición de un tipo de control de la velocidad a otro es usualmente indicado cuando ocurre un cambio significativo en la energía de activación aparente con la temperatura. Las velocidades cinéticamente controladas exhiben la verdadera energía de activación que es del orden de 50 a 100 Kcal, pero el valor encontrado puede no permanecer constante, dado que cada paso controlante de la velocidad del mecanismo cinético o el mismo mecanismo puede cambiar con la temperatura.

La energía de activación de las reacciones controladas sustancialmente por difusión son menores que 5 Kcal. Entre estos extremos, valores intermedios de la energía de activación aparente, son posibles, y dependen de la resistencia del proceso de difusión relativos a los procesos de cinética química. En particular, si la reacción interna dentro de la estructura del poro predomina, y si la resistencia a la difusión externa es pequeña, la medida de la energía de activación de la reacción podría ser aproxima

damente la mitad de la verdadera energía de activación del proceso cinético. De otra manera, una indicación de la presencia de una apreciable resistencia debido a la difusión externa está dado por el efecto que al incrementar la velocidad del flujo de gas se incrementará la velocidad de reacción medida. Este efecto de la velocidad de flujo usualmente ocurre a temperaturas cercanas a 2000°F en las reacciones Gas-Carbón porque las constantes de velocidades cinéticas son pequeñas a bajas temperaturas, y estas velocidades específicas se incrementan mucha más rápidamente con la temperatura que la velocidad de difusión externa. A presiones atmosféricas o más altas y temperatura normal de combustión, la reacción Carbón-Oxígeno es sustancialmente controlada por la velocidad de difusión; Una asunción común y básica para toda explicación de la velocidad de reacción del sistema Gas-Carbón es la existencia de centros libres activos distribuidos en pequeña concentración a lo largo de la estructura del carbón.

Estos centros son capaces de quimisorber los constituyentes del gas reactante, en su totalidad o en parte formando bien moléculas absorbidas o complejos oxigenados en la superficie.

La velocidad de reacción y el orden de ésta dependen de la velocidad de formación y remoción de los complejos de la superficie y del número y la extensión de cobertura de los centros activos. Para que la -

quimisorción ocurra, los átomos de la superficie del carbón deben estar libres de electrones de valencia para formar enlaces químicos con los constituyentes del gas reactantes y estos reactantes deben de ser más fuertes que los enlaces carbón-carbón en el arreglo, de tal manera que los átomos de carbón seán liberados formando parte de las moléculas del producto gaseoso. La diferencia en reactividades de los distintos tipos de carbón puede, por definición, ser el resultado de la diferencia en la densidad de centros activos libres. El carbón posee una estructura heterogénea compuesta de pequeños cristales en una orientación más o menos aleatoria. Físicamente, la reactividad parece depender del grado de heterogeneidad de la superficie, que puede estar relacionado con el tamaño y orientación de los planos cristalógraficos, al número de discontinuidades en el enrejado del cristal y a los átomos de impurezas en el enrejado. Otros factores que influyen sobre la reactividad son: la composición, particularmente la cantidad de hidrógeno y azufre que podría afectar la estructura del carbón; los constituyentes de las cenizas que podrían proporcionar efectos catalíticos; el nivel de temperatura y la ---

...

previa historia térmica, que determina extensión del recocido, gradifización, o el ordenamiento y tamaño de la estructura cristalina.

### 6.3.1. MECANISMOS Y VELOCIDADES DE REACCION

#### 6.3.1.1 REACCION CARBON-OXIGENO

La conclusión general es que el mecanismo de oxidación debe involucrar el ataque preferencial del enrrejado cristalino del carbón en áreas específicas o centros activos, también llamados centros de reacción.

Conforme se descompone el óxido superficial, se generan nuevos centros activos. A temperaturas bajas la mayoría de los centros activos están cubiertos con óxidos relativamente estables, y el orden de reacción se aproxima a cero, esto es independiente de la presión parcial del oxígeno. A temperaturas altas cuando solo una pequeña porción de los centros activos esta cubierta, la velocidad de reacción depende del producto de los centros activos disponibles y de la ---

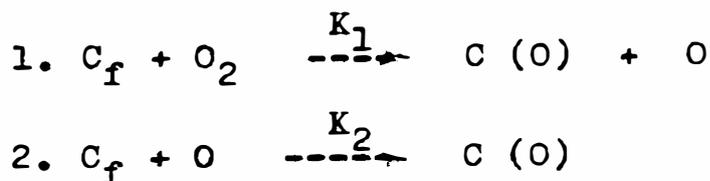
frecuencia de las colisiones moleculares, o sea dependiente o proporcional a la presión parcial del oxígeno.

$$\frac{C O}{C O_2} = 10^{3.4} e^{-12400/RT}$$

Hay una confirmación evidente que la relación de formación (CO/CO<sub>2</sub>) se incrementa rápidamente con la temperatura, pero esto no necesariamente independiente del tipo de carbón.

Se ha atribuido que la formación del dióxido de carbono se debe a la oxidación del monóxido de carbono primario en los intersticios donde el oxígeno que no ha reaccionado se está difundiendo hacia la superficie interna.

Un mecanismo simple, pero interesante para la oxidación del carbón que como producto primario da monóxido de carbono a altas temperaturas; es el siguiente:



...

$$3. C(O) = \frac{K_3}{K_3 + n C_f} CO + n C_f$$

$$4. C_f = \frac{K_4}{K_4 + (n-1)K_3} C(\text{inactivos})$$

En el estado estacionario:

$$d C_f / dt = 0$$

$$r_4 = K_4 C_f - (n-1) K_3 C(O)$$

La relación de centros ocupados a los desocupados será:

$$\frac{C(O)}{C_f} = \frac{K_4}{(n-1) K_3}$$

de más

$$r_3 = \frac{d C(O)}{dt} = K_3 C(O)$$

$$C(O) = r_3 = r_1 + r_2$$

$$(O) = r_1 = r_2$$

$$\therefore r_3 = 2 r_1$$

$$\frac{C(O)}{C_f} = \frac{2 K_1 P O_2}{K_3}$$

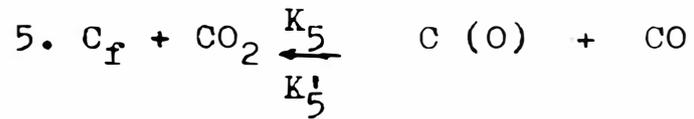
La fracción de los centros activos ocupados  $\theta(O)$  será:

$$\theta(O) = \frac{C(O)}{C_t} = \frac{2 K_1 P O_2 / K_3}{1 + 2 K_1 P O_2 / K_3}$$

...

6.3.1.2. MECANISMO DE REACCION CARBON-DIOXIDO DE CARBONO

Mecanismo A

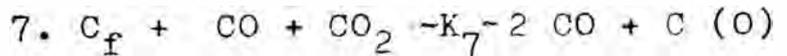
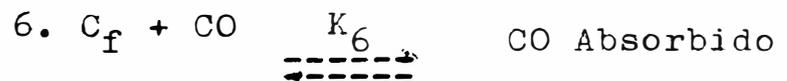
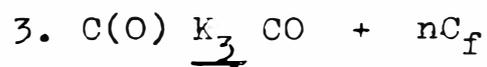


A presiones bajas del oxígeno.

$$r_{CO_2} = \frac{K P_{CO_2}}{1 + a P_{CO} + b P_{CO_2}}$$

$$K = K_5 C_t; a = k'_5/k_3 \text{ y } b = K_5/k_3$$

Mecanismo B



Lo que da:

$$\frac{K P_{CO_2} + c P_{CO} P_{CO_2} + d P_{CO_2}^2 - e P_{CO}^2}{a P_{CO} + b P_{CO_2} + f P_{CO} P_{CO_2} + g P_{CO_2}^2 + 1} = r_{CO_2}$$

$$K = K_5 C_t; a = K_6/K'_6 + K_8/K'_6; b = K_5 / K_3 + K_7 / K'_6$$

$$c = (K_6 K_7 / K'_6 + K_5 K_8 / K'_6) C_t$$

$$d = K_5 K_7 C_t / K'_6$$

$$e = K_6 K_8 C_t / K'_6$$

$$f = (K_6 + K_8) / K_6$$

$$g = K_5 K_8 / K_3 K'_6$$

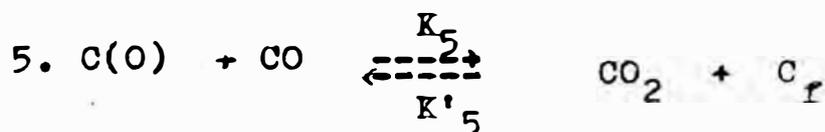
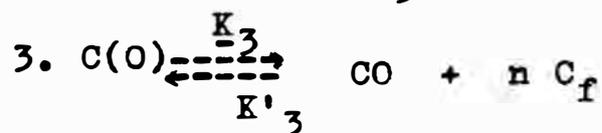
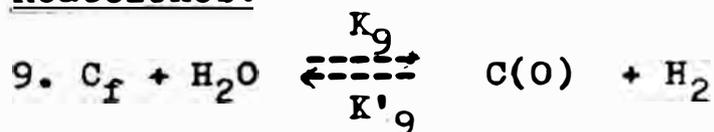
...

6.3.1.3 MECANISMO DE LA REACCION CARBON-VAPOR

La cinética de la reacción carbón-vapor es análoga en muchos aspectos la reacción del dióxido de carbono.

Sin embargo el sistema carbón-dióxido de carbono sólo comprende dos constituyentes, carbón y oxígeno, donde es menos incierto escoger el número de mecanismos posibles. El sistema carbón-vapor, posee una mayor complejidad debido al rol real del hidrógeno y/o otros productos intermedios de la disociación del vapor de agua.

Reacciones:



Muchos datos experimentales de gasificación del carbón con vapor acerca de la velocidad de reacción están, en general, de acuerdo con una ecuación -

...

tipo Langmuir entre 100 y 1100°C.

$$r_c = r_{H_2O} \frac{K \cdot P_{H_2O}}{1 + a P_{H_2} + b P_{H_2O}}$$

$$(C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2)$$

Aquí la velocidad de gasificación del carbón  $r_c$  es igual a la velocidad de descomposición del vapor  $r_{H_2O}$  solo debido a la reacción del sistema carbón-vapor.

#### 6.3.1.4 REACCION CARBON-HIDROGENO

La generación de metano y pequeñas cantidades de hidrocarburos más pesados a partir de sólidos carbonosos por medio de hidrogenación a presión está recibiendo atención creciente -- por los tecnólogos en lo que se refiere al gas y combustible. Los estudios experimentales han demostrado que es técnicamente factible, pero el conocimiento existente de los mecanismos tanto físicos como químicos de este proceso es pobre.

...

Los gases que contienen cerca de 85% de metano se pueden obtener por hidrogenación directa de la materia volá-til del carbón no tratado y pulveriza-do. La hidrogenación efectiva requie-re de presiones comprendidas en el rango de 30 a 200 atmósferas, a nive-les de temperaturas de 900 a 1700<sup>o</sup>F, y tiempos de reacción para el carbón de aproximadamente media hora o más con partículas de malla 40 a 60. La velocidad de hidrogenación se incremen-ta proporcionalmente con la presión parcial del hidrógeno, se acelera con la temperatura y depende de las propiedades relacionadas con el ran-go del carbón y de su pretratamiento térmico, los constituyentes de la ceniza pueden catalizar la formación de metano y ciertas reacciones late-rales, tales como la hidrogenación de CO o CO<sub>2</sub>.

...

#### 6.4 INTERPRETACION DE LOS EFECTOS DIFUSIONALES EN LAS REACCIONES GAS-CARBON

La difusión global de los reactantes y productos al exterior de la superficie reactante, y la difusión interna a través de la estructura porosa, constituyen los dos importantes efectos de transporte en las reacciones heterogéneas.

Estos factores tienen una influencia directa en el tipo de interpretación que se hace sobre los estudios de las velocidades experimentales, particularmente del orden aparente de la reacción y la energía de activación aparente o coeficiente de temperatura.

La variación de la velocidad de reacción con la temperatura de las reacciones gas-carbón puede ser dividida teóricamente en tres zonas principales y dos de transición. Esto se muestra en la Fig.6.11 en un gráfico tipo Arrhenius.

En la zona 1, la zona de temperatura baja, la velocidad de reacción es tan lenta que es controlada por la reactividad química del sólido. La difusión de los reactantes es suficientemente rápida que sustancialmente no existe un gradiente de concentración desde la corriente gaseosa,  $C_g$ , a través del espesor del film, y a través del interior del carbón.

Dado que la velocidad de reacción es prácticamente invariante en el interior, la cantidad  $n$ , definida como la relación de la velocidad actual a la velocidad que ocurriría si la concentración en el interior del gas fuera igual a la concentración global  $C$ , se aproxima a la unidad.

El coeficiente de temperatura  $E_m$  es prácticamente el mismo que la verdadera energía de activación,  $E$ , solamente si otros efectos de energía relacionados con la temperatura y la presión parcial del reactante, tales como el recocimiento térmico, son despreciables.

Cuando la temperatura se incrementa, ocurre la transición de la zona 1 a la zona 2, caracterizado por un decrecimiento en la concentración del reactante con la distancia dentro de la partícula de carbón - hasta el punto en que la concentración se aproxima a cero en el centro de la partícula.

En la zona 2, la relación  $n$  debería ser exactamente 0.5 para una placa rectangular de carbón, siempre y cuando el perfil de concentraciones fuera lineal, la reacción de primer orden y la superficie interna igualmente distribuida.

En un caso práctico donde la superficie interna es mayor comparada con la superficie externa,  $n$  es generalmente menor que 0.5 debido a que el perfil de con

centración es curvo, y el gradiente a través de la película, la cual es dependiente del diámetro de la partícula y de la velocidad del flujo másico, no es despreciable.

Además como ya se discutió, los productos de la reacción retardan las reacciones gas-carbón. Así en la zona 2, el retardo de la reacción se incrementa como una función de la distancia dentro de la partícula de carbón de acuerdo con el incremento de la concentración de los productos de la reacción que aumenta hacia el centro.

El orden de la reacción medido con respecto a la presión parcial del reactante en el flujo global del gas representa una media integrada del orden aparente tomados en todas las superficies reactantes. El coeficiente de temperatura medido  $E_m$  es la mitad de la verdadera energía de activación  $E$  en este rango de temperatura, teniendo en cuenta que los otros efectos de energía dependientes de la temperatura son despreciables. Debido a que el tipo de velocidad controlante en el mecanismo cinético puede cambiar con la temperatura al pasar de la zona 1 a la zona 2, el doble del coeficiente de temperatura medido puede no necesariamente ser igual a la energía de activación correspondiente a la zona 1.

...

Con un mayor incremento de la temperatura, el perfil de la concentración del reactante viene a ser más empinado, y se realiza la transición a la zona de alta temperatura, zona 3.

En la zona 3, la concentración del reactante decrece prácticamente a cero, inmediatamente después de la superficie exterior. La velocidad de reacción es sustancialmente controlada por el transporte de masa desde el flujo global, el proceso que se presenta es de primer orden (Ley de Fick), con un pequeño coeficiente de temperatura.

La relación  $n$  es mucho menor que la unidad, y esto debido a que sólo una pequeña fracción de la superficie interna esta participando en la reacción.

Una verdadera zona 3 de reacción gas-carbón sólo se da cuando la velocidad es independiente de la reactividad del carbón.

La combustión y la gasificación a alta temperatura, se aproximan a esta condición, existe sin embargo un pequeño efecto de la reactividad, lo cual indica que estas reacciones están ocurriendo en la zona de transición b más que en la zona 3.

...

A continuación se muestra algo de los detalles matemáticos que justifican las velocidades de reacción en las zonas 1, 2 y 3.

El tratamiento está limitado a las reacciones de primer orden que ocurren en la superficie y en los poros.

Las soluciones están basadas en la geometría cartesiana. Las reacciones debajo de la superficie externa de una partícula de combustible serán visualizados como si estuvieran ocurriendo en poros de radio medio  $\bar{r}$  y longitud media  $2l$ .

Este modelo de poros ha sido aplicada en el campo de la catálisis para el cómputo de los factores cinéticos, y es justamente como se la aplicará a la gasificación, teniendo en cuenta que los poros no cambian sus dimensiones con el tiempo de reacción. Asumiendo que no existen gradientes de concentración radialmente en el poro, la ecuación diferencial para la concentración del reactante en el estado estacionario es:

$$\frac{d^2 C_A}{dl^2} = \frac{2K C_a}{\bar{r} D}$$

$$C_A = P_A / RT$$

$K$  = Constante basada en el área de la superficie.

$l$  = Distancia hacia el interior del poro; medido desde la abertura del poro.

$D$  = Difusividad, área/ unidad de tiempo.

Con las condiciones de Frontera.

$C_A = C_S$  en  $l = 0$  (superficie de la partícula).

$\frac{d C_A}{d l} = 0$  en  $l = \bar{l}$  (centro de la partícula).

La solución es:

$$C_A = C_S \frac{\cosh q (l - l/\bar{l})}{\cosh q}$$

donde  $q = \bar{l} \sqrt{\frac{2K}{\bar{r} D}}$

La velocidad de reacción en el poro es proporcional a la difusividad, sección transversal del pro, y el gradiente de concentración en la superficie, ó:

$$r_{prom} = -D \bar{l} \bar{r}^2 \left( \frac{d C_A}{d l} \right)_{l=0}$$

$$= 1 - D \bar{l} \bar{r}^2 C_S q \tanh q / \bar{l}$$

El factor de la eficiencia:

$$n = \frac{\text{Velocidad actual}}{\text{Velocidad teórica con cero de gradiente de concentración.}} = \frac{r_{prom}}{r_{max.}}$$

donce:  $V_{max} = 2 \bar{l} K C_S \bar{l}$

...

Entonces:

$$n = (\text{Tanh } q) / q$$

$$r_{\text{prom}} = 2 \bar{r} K C_s n$$

$M_p$  = Masa de la partícula

$V_p$  = Volúmen de la partícula

$V_g$  = Volúmen del poro por unidad de peso

$S_p$  = Area de la superficie externa por partícula.

$S$  = Area de la superficie interna por unidad de peso.

$E_p$  = Fracción libre de la partícula.

Las dimensiones y el número  $n$  de poros por partículas pueden ser expresados como:

$$\bar{r} = \frac{2 V_g}{5}$$

$$l = \frac{V_p}{S_p} = \frac{V_p M_p}{S_p E_p} = \frac{E_p S_p}{V_p} \bar{r}^2$$

La velocidad de reacción por unidad de masa de las partículas se expresa en forma más simple:

$$r \text{ (por unidad de masa)} = K C_s S$$

$$\eta = (\text{Tanh } q) / q \text{ si } q \geq 2 \text{ Tanh } q = 1.0, \text{ asi } \eta = 1/q$$

...

Bajo estas condiciones la ecuación anterior se convierte en:

$$r \text{ (por unidad de masa)} = \frac{\sqrt{KDV} \frac{S}{g} S_p C_s}{V^2 V_p}$$

Lo cual indica que la velocidad es proporcional a la raíz cuadrada de la constante  $K$ , o que la medida del coeficiente de temperatura en la zona 2 es la mitad de la verdadera energía de activación.

Si el verdadero orden de reacción es  $m$ , en la zona 2 la medida del orden de reacción es  $(m+1)/2$ .

En particular para orden cero,

$$r \text{ (por unidad de masa)} = \frac{\sqrt{KDV} \frac{S}{g} C_s}{V_p} S_p$$

En la zona 1, el orden medido es generalmente el verdadero orden.

Para geometría esférica se ha demostrado que el factor de efectividad es:

$$n = \frac{3}{q_s} \frac{1}{\text{Tanh } q_s} + \frac{1}{q_s}$$

Donde:

$$q_s = D_p \sqrt{S_v K/D}$$

$D_p$  = Diámetro de la partícula.

$S_v$  = Area de la superficie por unidad de volumen

Para  $q_s \gg 1$  ocurre que  $n = 3/q_s$  y la velocidad de reacción por unidad de masa se simplifica a:

r (por unidad de masa de la partícula esférica)=

$$\frac{6 C_5 V \sqrt{K D S}}{D_p V \rho_p}$$

donde:

$\rho_p$  = Densidad de la partícula y  $S = S_v / \rho_p$

La velocidad total de las reacciones del poro no pueden ser más grande que el máximo valor para la velocidad de difusión dentro de los poros.

Los dos tipos de difusión que se reconocen como posibles son:

1. Si el camino libre medio.

$$= 97 \times 10^{-24} \frac{T}{\sqrt{P}} \quad (\text{cm.})$$

$\bar{V}$  = Diámetro efectivo molecular en centímetros .

T = Temperatura en grados Kelvin (°K)

P = Presión en atmósferas.

Es pequeño en relación al diámetro del poro, las colisiones entre las moléculas o la difusión ordinaria molecular es la que predomina. La difusividad molecular puede ser estimada por los métodos de analogías discutidas en la transferencia de calor, o estos se pueden estimar a partir de los datos experimentales o de la teoría cinética.

2. Si el camino libre medio es mayor con respecto al tamaño del poro, las colisiones de las moléculas con las paredes del poro controlan la velocidad de difusión. Este tipo de flujo, es mucho menor que la velocidad de difusión ordinaria, la velocidad es proporcional al radio del poro  $\bar{r}$  y la difusividad de Knudsen  $D_k$  es independiente de la presión.

$$D_k \text{ cm}^2/\text{Seg} = \frac{4\bar{r}}{3} \sqrt{\frac{2K}{T/m}} = 9.7 \cdot 10^3 \bar{r} \sqrt{\frac{T}{M}}$$

$K_B$  = Constante de Boltzman

$m$  = Masa de la molécula

$M$  = Peso molecular

Adicionalmente, los efectos de flujo forzado en los poros influyen en la velocidad de difusión, la velocidad neta del flujo de reactante será más grande o pequeña que la cantidad obtenida por la aplicación directa de la Ley de Fick, dependiendo si hay expansión o contracción en las reacciones químicas.

Como una última consideración, se intentará definir una expresión general para las velocidades de reacción de primer orden en las tres zonas de temperatura (Fig. 20) basados en algunos de los resultados --

...

obtenidos. Si  $C_g$  representa la concentración del reactante en el flujo global,  $C_s$  la concentración en la superficie, y  $A_e$  la superficie externa por unidad de masa, la velocidad de reacción por unidad de masa estara dada por la identidad:

$$r \text{ (por unidad de masa)} = \frac{D_f A_e (C_g - C_s)}{K S C_g + K A_e C_s}$$

Donde  $D_f$  es la difusividad promedio en la película del fluido, y los miembros del lado derecho representan las velocidades internas y externas respectivamente. Eliminando  $C_s$ , obtenemos:

$$r \text{ (por unidad de masa)} = \frac{C_g}{1/D_f A_e + 1/(K S + K A_e)}$$

En la zona 1, el término  $1/D_f A_e$  es pequeño comparado con el segundo término del denominador y  $C_s = C_g$ . Cuando la reacción se realiza a apreciable penetración dentro del sólido como en la zona 2, la cantidad  $K A_e$ , es despreciable con respecto a  $K S$ . Para partículas finas que reaccionan a altas temperaturas (gran superficie externa),  $K A_e$  es grande con respecto a  $K S$ . En la zona 3  $K$  es grande, el único término remanente es  $D_f A_e C_g / \dots$ , donde  $\dots$  puede ser determinado o estimado a partir de:

...

$$(N_u)_p = 2 + \frac{D_p}{f} = 0.37 (Re)_p^{0.6}$$

Donde:

$$f = \frac{D_p}{0.37 (Re)_p^{0.6} - 2}$$

o para número de Reynolds altos:

$$f = 2.7 D_p^{0.4} \left( \frac{u}{f \bar{u}_s} \right)^{0.6}$$

## 7.0. PROCESOS DE GASIFICACION EXISTENTES

### 7.1. B.G.C. GASIFICADOR ESCORIADOR LURGUI

#### Aplicaciones.

Sustituto de gas natural, gas de síntesis para  $\text{NH}_3$  o Fischer-Tropsch, Gas de mediano poder calorífico, o generación de electricidad.

#### Materia Prima.

Todo tipo de carbón incluyendo carbón con tendencia a incharse o aglomerarse.

#### Productos.

Gas de mediano poder calorífico. Gas de aproximadamente 370 BTU/pie<sup>3</sup> de poder calorífico bruto, azufre, amoniaco, hidrocarburos, líquidos orgánicos y escoria vitrificada, La composición del gas puede ser modificada por mayor tratamiento.

#### Descripción.

El carbón se alimenta al gasificador por unas tolvas (tamaño preferido es de  $\frac{1}{4}$  pulg. a 3''). El carbón se gasifica utilizando vapor y oxígeno los que son inyectados a través de toberas. Las cenizas son retiradas como una escoria fundida que es rápidamente enfriada para formar un deshecho vitrico.

Las siguientes operaciones a las del limpiado primario de la corriente gaseosa dependen del producto final requerido.

COAL	COMPOSICION DEL GAS(Y.Vol)
1. Tamaño $\frac{1}{4}$ " = 3 "	H <sub>2</sub> 27.2 - 28.9
2. B.S. No. inchamientos 1 1/2 - 7 1/2	CO 53.2 - 58.1 CH <sub>4</sub> 6.7 - 7.1
3. Indice de Aglomeración 6 - 68	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 0.3 - 0.6 C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 0.2
4. Condiciones de Operación - Presión (Atm) 24 - Vapor / Oxígeno (V/V) 1.3 - Temperatura del Gas <sup>o</sup> F o 450 - 950	N <sub>2</sub> 3.9 - 4.4 CO <sub>2</sub> 2.3 - 5.5 N <sub>2</sub> S 0.1 - 1.2 HHV (BTU / scf) 362 - 375

## 7.2 ACCEPTOR CO<sub>2</sub>

### Aplicaciones.

Producción del sustituto de Gas natural o gas de síntesis.

### Materia Prima.

Lignito o carbón subbituminosos.

### Descripción.

El carbón pulverizado y seco es cargado al gasificador fluidizado vía tolvas de alimentación, cerca del 70% del carbón es gasificado con un vapor a 1520°F y 120 psig. El calor del proceso es proporcionado por una corriente circulante de aceptor (derivado de una cal).

La porción de C<sub>a</sub>O del aceptor reacciona exotéricamente con el CO<sub>2</sub> en la zona de gasificación para formar C<sub>a</sub>CO<sub>3</sub>.

Algo del calor sensible del gas crudo se recupera para generar vapor, luego el gas es purificado y enfriado retirándose los compuestos de azufre, el gas es metanado y el CO<sub>2</sub> también es retirado; el resultado de este es un gas con un poder calorífico bruto de 950 - BTU / scf ó más.

El aceptor parcialmente carbonatado es retirado del fondo del gasificador y transferido pneumáticamente al regenerador y calcinado quemando la materia no gasificada.

El regenerador opera a 1860°F y 120 psig.

Economía (¢ de 1977)

Lignito requerida: 26,500 t/D \$ 5.0 / t

Productividad SNG: 263 NM Scfd (952 BTU / SCF)

Capital total : 887 MM \$

Costo : SNG ¢ 2.731 / MMBTU

### 7.3 COGAS

#### Aplicación.

Convertir el carbón de algún rango o contenido de azufre en sustituto del gas natural y en una nafta de alta calidad y combustible (fuel oil).

#### Productos.

SNG con un poder calorífico de más de 950 BTU/SCF, materia prima para la reformación (gasolina) y aceites combustibles (Diesel 2 y Residual 6).

#### Descripción.

Una vez triturado y pulverizado el carbón y presurizado a 50 psig; es transportado a un proceso de pirolisis de varias etapas y de lecho fluidizado, donde se seca y se le calienta para retirar toda la materia volátil. El residuo o ceniza fluye a un gasificador de lecho fluidizado donde es gasificado para producir gas de síntesis. Este gas es el que proporciona el calor para la pirolisis, donde se mezcla con los productos volátiles. La mezcla de gas y vapores aceitosos

es enviado para recuperar los condensables y enriquecer el gas. Los condensados son hidratados para producir naftas y aceites combustibles. El gas crudo es comprimido para su purificación.

#### 7.4 GASIFICACION CATALITICA DEL CARBON - EXON

##### Aplicación.

Conversión del carbón a sustituto del gas natural.

##### Materia Prima.

Toda la variedad de carbón incluyendo el carbón lignítico, subbituminosos y bituminosos.

##### Descripción.

El carbón es triturado a menos malla 8 (-8mesh). El catalizador se adiciona como una solución acuosa. El carbón catalizado es medianamente oxidado, secado y alimentado por medio de una tolva a un gasificador de leche fluidizado. El gas fluidizante es una mezcla de vapor, resiclo de CO y H<sub>2</sub>.

El vapor que no ha reaccionado es condensado del efluente gaseoso del reactor, luego por medio de tratamientos convencionales del gas ácido se retira el CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.

El metano ( Producto ) es separado criogenicamente del resiclo de CO y H<sub>2</sub>. Las cenizas que contienen catalizador y carbón (C) que no ha reaccionado es retirado continuamente el 70% del catalizador se recupera --

mediante un lavado con agua y luego es reciclado.

El proceso es único en cuanto a la conducción de las reacciones de gasificación, cambio de estructura, y metanación que ocurren en el mismo reactor. El potasio cataliza la reacción de gasificación permitiendo la operación a temperaturas alrededor de 1300°F. La combinación de ceniza y potasio cataliza las reacciones de conversión de metanación y el resultado es tal que se alcanza el equilibrio en la fase gaseosa. Las temperaturas más bajas en el reactor inducen el equilibrio en favor del metano. Como los productos que se retiran del reactor son solo metano, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> (CO y H<sub>2</sub> son totalmente reciclados), y como el calor exotérmico de los mecanismos de conversión y metanación se balancea con el calor endotérmico de las reacciones de gasificación, el gasificador no requiere aire u oxígeno como fuente de calor.

Para balancear las pérdidas de calor en los reactores es suficiente precalentar a cerca de 1550°F, el vapor y el gas de reciclado (H<sub>2</sub> y CO).

Condiciones de Operación.

Temperatura	1300°F
Presión	500 psia
Vapor / 100 lb carbón seco	130 - 160 lb.
Catalizador (KoH liq)	
Lb/100 lb Carbón seco	12

## 7.5 FOSTER WHEELER GASIFICADOR DE DOS ETAPAS

### Aplicación.

Producción de gas de bajo poder calorífico a partir del carbón.

### Materia Prima.

Carbón tamizado.

### Producto.

Gas de bajo poder calorífico.

### Descripción.

El gasificador opera a presión ligeramente sobre la atmosférica. En la zona de destilación, los volátiles son destilados sin ser coqueados o repolimerizados. En la zona más baja, el carbón devolatilizado es gasificado produciendo un gas seco que pasa luego por ciclones para retirar los finos (polvo).

Existen tres operaciones principales en las que se obtienen:

1. Gas crudo caliente.
2. Gas sin resinas caliente y,
3. Gas limpio frío..

También se puede incorporar equipo para remover el azufre.

En la operación de obtención de Gas crudo caliente, un ciclón instalado en la corriente gaseosa de tope, recupera cerca de 0.5% del total de BTU'S producido, como

aceite o combustible pesado. Si se instala un precipitador electrostático en la corriente del tope se recuperará 3 y 5% de la energía producida.

El producto gaseoso a 750°F aumenta la eficiencia térmica.

En la obtención del gas limpio frío se utiliza un purificador de agua para enfriar el gas y retirar los aceites y el vapor de agua.

El valor calorífico del gas es de 200-205 BTU/scf para el gas crudo 180-195 para el gas desresinado y 160- -- 165 para el gas limpio. Las dos primeras operaciones tienen eficiencia térmica del 85-90%. Los líquidos producidos en la manufactura del gas limpio y frío - representa el 7-10% del total de BTU'S producidos.

Los gasificadores varían desde 6.5 ft a 12.5 ft de diámetro interno.

La producción varía de 22.5 a 90 MMBTU / hr.

La alimentación del carbón de 1.1 a 4.5 tons/hr (carbón bituminoso 12,000 BTU / lb).

Los carbones subbituminoso , lignítico, antracita, bituminoso que tenga un índice hinchamiento menor de 3, son lo que pueden ser gasificados en un rango de tamaño de 3/8" a 3".

Los servicios netos para operar un gasificado de 12.5' ID en la obtención de gas deresinado caliente son:

...

Vapor (baja presión)	1500 lb/ hr
Electricidad	150 Kw
Agua blanda	7.5 pm

Composición típica del gas (excluyendo volátiles)

H <sub>2</sub>	14.0 - 16.0% vol
CH <sub>4</sub>	2.6 - 3.0
CO	29.0 - 30.0
CO <sub>2</sub>	3.0 - 4.0
N <sub>2</sub>	47.6 - 51.4

7.6 G I PRODUCTOR DE GAS DE DOS ETAPAS

Aplicaciones.

Producción de gas combustible de bajo y mediano poder calorífico a partir del carbón mediante proceso continuo o cíclico.

Materia Prima.

Carbón tamizado de baja tendencia a la aglomeración - (con un índice de inchamiento menor de 2-1/2, lignito, bituminosos, antroscita, coke).

Descripción.

Para ambos procesos el principio, para el productor de gas de dos etapas, es el mismo y consiste en que el carbón es destilado lentamente. El gasificador se puede operar con o sin enriquecimiento de oxígeno.

...

en el aire de gasificación o ciclicamente. El valor calorífico del gas varía de 1300 Kcal/Nm<sup>3</sup> (gasificación del carbón) a 3000 Kcal/NM<sup>3</sup> (cuando se utiliza oxígeno para procesos continuos y de 3000 Kcal/Nm<sup>3</sup> a 5000 Kcal/Nm<sup>3</sup> para el proceso ciclico con carburante.

Los tamaños del gasificador varían de 1.4 m a 4m de ID La producción depende del carbón usado, la carga puede alcanzar hasta 5 toneladas/h.

#### Rendimientos.

La eficiencia térmica de la planta es alrededor del 90% (gasificación continua) y 75% para el proceso ciclico.

#### Economía.

La economía esta básicamente determinada por el equipo y el costo del carbón (cerca 65% del costo del gas).

### 7.7 HYGAS

#### Aplicaciones.

Conversión de carbón en gas de alto poder calorífico - intercambiable con gas natural.

#### Materia Prima.

Carbón, agua, aire.

...

Descripción.

El proceso maximiza la hidrogenación directa del carbón a metano, maximizando la eficiencia del sistema y minimizando costo.

Aproximadamente las dos terceras partes del metano es logrado en el gasificador; el resto es sintetizado en las corrientes de gases purificados. Es necesario que el carbón sea secado y triturado a menos de malla 14 (-14 mesh). El carbón con tendencia a aglomerarse es pretratado con aire hasta lograr una ligera oxidación en un lecho fluidizado de 750°F para prevenir el aglutinamiento.

Los carbones subbituminoso y lignito no necesitan ser pretratados. El carbón forma un lodo con aceite liviano y es bombeado al tope del hidrogasificador para su conversión.

El hidrogasificador contiene 4 secciones de lecho fluidizado para el tratamiento del carbón. El carbón cae hacia abajo pasando por las diferentes secciones.

El gas fluye hacia arriba, proporcionando el medio fluidizante para cada lecho.

En la sección del tope, el lodo que ingresa es secado por intercambio de calor con el gas de las secciones -

...

de reacción a cerca de 600°F. En la primera etapa de reacción el carbón seco es hidrogasificado con hidroge no producido más abajo en el reactor. Aproximadamente la tercera parte del metano es generado en esta etapa

1200-1400°F. El carbón ingresa a la 4ta. etapa del reactor a alta temperatura donde se forma la otra tercera parte a una temperatura de 1550 a 1650°F.

La ceniza de la sección de alta temperatura fluye hacia el gasificador con vapor y oxígeno. El calor de --- reacción del vapor con la ceniza para formar H<sub>2</sub> y CO es proporcionado por la combustión de ceniza con oxígeno a una temperatura de 1750 a 1800°F. Aproximadamente del 85 al 90% del carbón alimentado es convertido.

El gas del tope del gasificador pasa por ciclones, es enfriado y lavado. El agua ácida es condensada y reciclada al sistema.

El gas enfriado es desulfurizado por purificación con un solvente de azufre selectivo.

El H<sub>2</sub> y CO son convertidos a metano en una sección catalítica de reacción combinada de conversión y metanación. Después de retirar CO<sub>2</sub>, el gas final consiste de metano con menor cantidad de hidrógeno y nitrógeno y trazas de CO.

El gas posee un valor calorífico sobre los 950 BTU/scf y es deliverado a 1000 / scf.

Condiciones de Operación.

Pretratamiento del carbón	:	750 <sup>o</sup> F a 1 atm
Presión del sistema	:	1000 - 1250 psig
Reactor de baja temperatura	:	600 <sup>o</sup> F
Reactor de Alta temperatura	:	1200-1400 <sup>o</sup> F
Gasificador con Vapor-Oxígeno	:	1550-1650 <sup>o</sup> F
Presión del Producto	:	1000 Psig

7.8 KOPPERS TOTZEK.

Aplicaciones.

Gasificación de materia carbonosa ya sea sólido o líquido y carbón bituminoso y subbituminoso, turba, lignito, petróleo residual pesado y coke de petróleo.

Producto.

Gas de bajo poder calorífico consistente predominantemente en CO y H<sub>2</sub> (7,85%). El gas se puede usar como hidrógeno (síntesis de Amoniaco), como gas de síntesis (metanol, Fischer Tropsch), reductor en los procesos de metalurgia, gas combustible de calderas en hornos industriales y como SNG.

Descripción.

La preparación del carbón consiste de un triturado a menos de 0.1 MM y un secado simultaneo a menos de 8% de humedad, se lleva a cabo una oxidación parcial con oxígeno a alta temperatura bajo la formación de una flama en un flujo de carbón en ccorriente con el oxígeno.

La gasificación se lleva a cabo en unos pocos segundos, la temperatura del gas producido esta comprendido entre 1400 a 1600°C, tal que todos los hidrocarburos contenidos en el carbón son convertidos a CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, correspondiendo al equilibrio homogeneo del gas de agua. El azufre del carbón aparece como H<sub>2</sub>S (80 a 90% y como COS (10, 20%), en el gas crudo. La mayor parte de la ceniza fluye del gasificador en forma de líquido. El gas crudo que se produce no contiene hidrocarburos pesados y condensables, resinas o fenoles y por lo tanto solo se requiere una simple unidad de tratamiento de gas.

Las capacidades son muy flexibles; se puede alcanzar plena capacidad 3 a 60 minutos después del arranque.

Se recupera vapor de alta presión (7100 bar) en la caldera de recuperación de vapor.

#### Condiciones de Operación.

Rendimiento utilizable del gas

N m<sup>3</sup> (CO + H<sub>2</sub>) / mKcal de carbón

0.24 - 0.26

Carbón gasificado, C en el gas/

C en el gas/C en el Carbón

82 - 98 %

Rendimiento térmico

86 - 92 %

Vapor producido en el caldero

0.8 - 0.9

de recuperación de vapor.

Kg/(CO + H<sub>2</sub>) Nm<sup>3</sup>

## 7.9 LURGI GASIFICADOR DE CARBON A PRESION

### Aplicaciones.

Producción de gas combustible purificado de bajo o mediano poder calorífico como base del SNG, síntesis de amoníaco, metanol y Fischer Tropsch.

### Materia Prima.

Carbón tamizado, todos los grados.

### Descripción.

El proceso consiste de una gasificación a presión, una conversión parcial o completa, purificación del gas y tratamiento del licor.

La gasificación del carbón se lleva a cabo con vapor mezclado con oxígeno o aire a 20 - 30 bar en un reactor de lecho en movimiento donde se realizan el secado desvolatización y gasificación a una eficiencia térmica de más del (90%).

Un gasificador puede manipular carbón a razón de 400 - 800 GJ/h.

Dependiendo del producto final se puede convertir mayor o menor cantidad de CO a H<sub>2</sub> en el gas crudo sin vapor adicional.

Para la producción de SYNGAS el gas es purificado por el proceso rectisol para retirar CO<sub>2</sub>, compuestos de azufre y otras impurezas.

...

Condiciones de Operación.

Como ejemplo, la producción de SYNGAS para síntesis de metanol, SNG o Fischer Tropsch.

Se aplican los siguientes parámetros por a 1000 Nm<sup>3</sup> de syngas.

<u>Composición del Gas</u>		<u>Carbón</u>	
CO <sub>2</sub>	1.3 (%vol)	Húmedad	8(% peso)
C <sub>n</sub> +H <sub>n</sub>	0.4	Ceniza	25
CO H <sub>2</sub>	84.0	Volátiles	23
CH <sub>4</sub>	13.7	Carbón Fijo	44
N <sub>2</sub> + Ar	0.6	HHV	22
S-comp	0.2 ppm	tamaño	3 - 50mm

Presión de operación 30 bar , O<sub>2</sub>(36 bar 98%) 200Nm<sup>3</sup>

Alimentación del Carbón 890 Kg ,

Vapor (36 bar, 400°C) 1000 Kg.

Electricidad : 80 KWh

Agua de caldera : 200 Kg.

...

## 7.10 PEAT GAS

### Aplicaciones.

SNG ú otros combustibles sintéticos.

### Materia Prima.

Turba, agua y aire.

### Descripción.

Este proceso utiliza un gasificador de dos etapas para convertir la turba en gas de alto poder calorífico ú otros combustibles sintéticos. Más del 82% del total de metano se logra en el reactor.

Se tritura la turba con una humedad de 25 a 50% a malla-10 para alimentarlo por el tope del reactor por medio de tolvas. En adición a las dos etapas de gasificación, el reactor incorpora una sección de lecho fluidizado en el tope para el secado de la turba que ingresa. La turba secada desciende por una columna e ingresa a un sistema de hidrogenación de corto tiempo de residencia donde reacciona con el gas de síntesis de la gasificación del carbón.

En esta sección se produce el 65% del metano.

El gas de esta sección fluye a la etapa de secado; el carbón fluye a la zona de gasificación donde reacciona con el vapor y oxígeno en un lecho fluidizado para obtener gas de síntesis. El 95% del carbón alimentado, aproximadamente, es lo que se gasifica.

Se descarga la ceniza caliente y se enfría con agua --  
circulante. El lodo resultante se filtra y el filtra-  
do se recircula.

Una vez que el gas del tope del reactor se encuentra  
libre de finos, pasa a la conversión -CO donde se ----  
ajusta la relación  $H_2/CO$ .

En la reacción de conversión -CO se utiliza un catali-  
zador resistente al azufre y aceites. Luego de un ---  
enfriamiento y recuperación de productos líquidos, se  
purifica el gas antes de la metanación para retirar el  
 $H_2S$  y  $CO_2$ . Aquí el hidrógeno y monóxido de carbono  
residuales reaccionan para formar metano.

El gas como producto seco tiene un poder calorífico de  
más de 950 BTU/SCF.

Si se cambian las condiciones de operación en el reac-  
tor se pueden variar significativamente el rendimiento  
relativo del  $CH_4$ , gas de síntesis y aceites. Si se in-  
trodujeran otras etapas más adelante el proceso podría  
usarse para producir metanol amoniacal u otros combusti-  
bles sintéticos.

#### Condiciones de Operación.

Presión del sistema, Psig	500
Secador, °F	450
Hidrogasificador, °F	1000-1450

...

Zona de Gasificación, °F	1600 - 1700
Presión del producto, Psig	1000

Rendimientos.

La eficiencia térmica global para una planta que produce  $250 \times 10^6$  scf/d de SNG es cerca del 59%. Este proceso sería competitivo con el de SNG a partir del carbón, si el costo de las BTU de la turba es 50% más grande que el costo del carbón.

7.11 SAARBERG - OTTO

Aplicación.

Producción de un gas rico en CO y H<sub>2</sub> que es posible usarlo como gas combustible de bajo a mediano poder calorífico.

Materia Prima.

Todo tipo de carbón hasta con un contenido del 40% y residuos de las plantas de Hidrogenación de carbón.

Descripción.

Se utiliza un gasificador de flujo de arrastre de una baño de escoria a alta temperatura. La operación es bajo presión. El producto gaseoso es alquitrán y aceites libres.

El carbón debe ser pulverizado a menos de 3 mm. y secado a 2 o 12% de humedad. El carbón secado y pulverizado es transportado por gas (transportador que es recicla-

do) al gasificador. La alimentación y el medio de gasificación ( $O_2$ /vapor, aire), son inyectadas a través de torberas.

Los reactantes se mezclan cuando salen de las torberas. El gasificador posee un baño de escoria fundida rotante que:

- Garantiza una ignición segura.

Actúa como fuente de calor.

Participa en la transferencia de calor.

Tal que los granos tengan un tiempo de retención suficiente que asegure su gasificación.

Las reacciones de gasificación se realizan entre 1650 y 2400 °C. El  $O_2$  o el aire se precalientan con vapor saturado de un sistema de recuperación de calor. El vapor de proceso es sobrecalentado. El exceso de escoria fluye a través de un agujero central a la base del gasificador, es granulado y luego descargado.

El gas ascendente del fondo del gasificador es enfriado a 800 - 900 C. En los ciclones de gas caliente se retiran cerca del 94% de los sólidos arrastrados por el gas crudo y son retornadas al proceso de gasificación. El calor sensible del gas se utiliza en una celda de recuperación de calor donde se genera vapor de alta presión, luego el gas pasa a través de filtros

...

donde se recuperan más finos que son retornados al proceso de gasificación. El gas es luego enfriado en un enfriador tipo spray a 400°C, para luego procesarlo para la remoción del gas ácido.

Condiciones de Operación.

Temperatura de reacción 1550 - 2400°C

Temperatura del Gas del Gasificador 800 - 900°C

Presión: de Atmosférica a 360 psig.

Gas producido

Para carbón bituminoso

	<u>O<sub>2</sub></u>	<u>0</u>	<u>Aire</u>
	<u>100%</u>	<u>15%</u>	<u>85%</u>
CO % vol	62.1		29.3
H <sub>2</sub>	28.1		11.2
CO <sub>2</sub>	8.6		9.5
N <sub>2</sub> , Ar	0.8		49.3
H <sub>2</sub> S, COS	0.3		0.2
CH <sub>4</sub>	0.1		0.2
Resto	---		0.3
Poder calorífico neto (bto/scf)	273		1.27

...

## 7.12 SHELL

### Aplicaciones.

Conversión del carbón a gas para la producción de H<sub>2</sub>, SNG, gas reductor, síntesis de amoníaco metanol e hidrocarburos líquidos y generación de electricidad en plantas de fuerza de ciclo combinado.

### Materia Prima.

Todo tipo de carbón o alquitrán.

### Productos.

Un gas limpio sin formaciones de coproductos.

CO % vol	O <sub>2</sub> (100%)
H <sub>2</sub>	62.2
H <sub>2</sub> O	28.0
	2.7
CO <sub>2</sub>	2.4
H <sub>2</sub> S	0.9
trazas (COS, HLN, NH <sub>3</sub> , NO)	0.2
N <sub>2</sub> + Ar	3.5

### Descripción.

El carbón pulverizado y secado se alimenta a una cámara de reacción a través de difusores diametralmente opuestos y reaccionan con el soplado consistente en oxígeno y vapor en una reacción tipo llama. La temperatura de la llama puede ser tan alta como 1800 - 2000°C..

...

pero la salida del reactor normalmente no excede 1400 ó 1500°C.

Una presión típica de operación es 500 psig. El reactor es un recipiente a presión vacío.

El carbón es normalmente triturado a menos de 90 u y secado. La ceniza fundida es colectada en un compartimiento lleno de agua en el fondo sin embargo algo de ceniza es arrastrada con el gas de síntesis.

La ceniza arrastrada en forma de gotas debe ser solidificada antes de la caldera de recuperación de calor. Hay una sección de enfriamiento a la salida del reactor.

El retiro de partículas del gas crudo es integral en un sistema consistente de ciclones y purificadores.

#### Condiciones de Operación.

Demanda de oxígeno 0.7 - 1.0 ton/ton de carbón

Demanda de vapor menos del 10% del carbón.

La producción del gas crudo es de 2000 Nm<sup>3</sup> por tonelada de carbón bituminoso. La eficiencia propia de la gasificación es cerca del 82% y la eficiencia global cerca del 77%.

#### Economía.

Planta para una producción de 40 x 10<sup>6</sup> Nm<sup>3</sup> día de gas de síntesis.

Inversión 1,600 MM \$ (base 1981)

Costo de Manufactura del gas (carbón a 0.5 - 0.3 \$ / MM btu).

Gas de síntesis o de mediano

poder calorífico 4.3 - 7.8 \$/MMBTU

SNG 6.8 -11.5 \$/MMBTU

7.13 TEXACO

Aplicación.

Conversión de carbón y otros hidrocarburos sólidos a gas de síntesis para la producción de H<sub>2</sub>, metanol, amoníaco, gas combustible y electricidad.

Materia Prima.

Casi todo tipo de carbón y material hidrocarbonoso sólido incluyendo residuos de la liquefacción del carbón.

Producto.

Gas de síntesis principalmente monóxido de carbono e hidrogeno con muy poco metano y esencialmente hidrocarburos no pesados.

	<u>CARBON</u> <u>% PESO</u>		<u>GAS</u> <u>% Vol</u>
C	74.6	H <sub>2</sub>	35.8
H	5.3	CO	50.7
S	0.5	CO <sub>2</sub>	13.1
N	1.0	N <sub>2</sub> +Ar	0.2
O	11.4	CH <sub>4</sub>	0.1
Ceniza	7.2	H <sub>2</sub> S COS	0.2

	<u>CARBON</u>		<u>GAS</u>
C	67.6	H <sub>2</sub>	35.7
H	5.2	CO	44.7
S	3.3	CO <sub>2</sub>	18.0
N	1.0	N <sub>2</sub> Ar	0.5
O	11.1	CH <sub>4</sub>	0.1
Ceniza	11.8	H <sub>2</sub> S, COS	0.1

Descripción.

Se forma un lodo con el carbón y agua o aceite para bombearlo al gasificador. La gasificación no catalítica usa la oxidación parcial en un gasificador que opera a 1300 - 1600°C. El lodo de carbón reacciona rápidamente con el oxígeno convirtiendo esencialmente todos los hidrocarburos pesados a productos gaseosos, principalmente CO y H<sub>2</sub>.

El tiempo de residencia es de solo pocos segundos .

El agua del lodo estabiliza la temperatura.

El reactor es un recipiente presurizado y refractario, las altas temperaturas de operación producen escoria fundida que es retirada a través de un recipiente con sello de agua.

Condiciones de Operación.

Temperatura del reactor	1300 - 1600°C.
Presión del reactor	83 a 1200 psig.
Temperatura del gas después de enfriadores	200 - 400°C

## 7.14 TOSCO GASIFICACION CATALITICA DEL COQUE

### Aplicación.

Producción de gas de mediano poder calorífico rico en  $H_2$  y CO que es usado como combustible, hidrógeno o materia prima para amoníaco, metanol etc.

### Materia Prima.

#### COQUE

### Descripción.

La gasificación del coque de petróleo con vapor y oxígeno se hace en presencia de carbonato de potasio. El uso de catalizadores aumenta la simplicidad y disminuye a la mitad el uso de oxígeno y baja significativamente el costo.

El coque triturado a menos de un 1/4" se mezcla en el catalizador y se alimenta al gasificador. El vapor sobrecalentado y el oxígeno fluidizan y reaccionan con la mezcla a 1200 - 1500°F.

Esta baja temperatura simplifica el diseño del equipo e incrementa el sistema de seguridad.

El producto, gas crudo, es libre de alquitrán y aceites. Las presiones económicas son de 50 a 250psig.

Para retirar el polvo del gas hay un ciclón interno y otro externo. El gas pasa por un lavador y por un proceso de remoción de azufre. Se separan las partículas del agua ácida y es enviado a la recuperación de vanadio.

El vanadio del coque reacciona con el catalizador para formar vanadato de potasio que es fácilmente recuperado.

Condiciones de Operación.

Temperatura de reacción 1200 - 1500°F  
Presión 0 a 300 psig.

Rendimientos y Composición .

Conversión (coque a gas) 97 - 98 %  
Eficiencia térmica global 80 %  
Composición típica VOL %

	Coke Fluido	Coke de Petroléo
H <sub>2</sub>	43.0	48.3
CO	29.3	25.4
CH <sub>4</sub>	1.1	22.2
H <sub>2</sub> S	0.4	0.4
HHV, GTU/SCF	247	261

## 7.15 U-GAS

### Aplicación.

Conversión de carbón a gas de bajo o mediano poder calorífico.

### Materia Prima.

Carbón de todo rango o contenido de azufre.

### Descripción.

El carbón triturado reacciona con vapor y oxígeno o aire en lecho fluidizado para producir un gas de bajo o mediano poder calorífico. Después que se retiran el azufre y las partículas el gas puede ser usado como combustible o ser materia prima para la manufactura de amoníaco, metanol, metano, etc. o combustible para generación de electricidad.

El carbón es triturado a 1/4" y se le adiciona sin pretratamiento al gasificador de lecho fluidizado. El reactor opera a 1850°F y sobre los 350 psig.

Debido a la alta temperatura y al método de alimentación no se producen alquitrán ni aceites simplificándose los procedimientos más adelante.

Del gasificador se remueve selectivamente ceniza de bajo contenido de carbón de lecho sin remover la del alto contenido de carbón.

### Condiciones de Operación.

Presión del sistema	10	350 psig
Temperatura del gasificador	1850 - 1950	°F

Conversión carbón a gas % peso.	95 - 98 %
Composición del Gas % Vol	
CO	37.1
CO <sub>2</sub>	9.0
H <sub>2</sub>	50.3
CH <sub>4</sub>	3.6

7.16 W - D/IGI

Aplicación.

Producción a presión atmosférica gas de bajo o mediano poder calorífico para usarlo en hornos o calderas.

Carga.

Carbón con bajo índice de inchamiento ( 2 1/2)

Descripción.

La característica principal del productor de dos etapas, es que en la primera etapa los hidrocarburos del carbón son destilados, no craqueados a hollín ni alquitrán que podrían formar depósitos en la tubería o equipos más adelante. Los hidrocarburos líquidos que se retiran del gas son combustibles apropiados.

El productos consiste en un reactor de gasificación que contiene una retorta de destilación rodeadas por una chaqueta de agua. El carbón se distribuye sobre

el tope de la sección que corresponde a la retorta donde se controla la temperatura de 250°F variando la calidad del gas que asciende a través de la retorta. De este modo el carbón no es expuesto repentinamente a alta temperatura.

Conforme el carbón desciende a través de la retorta es lentamente calentado por los gases calientes que ascienden quitándole la humedad como vapor de carbón, aceites y alquitrán, convirtiendo el carbón a semicoque. Los productos de la destilación se retiran de la retorta en la corriente de gas de tope.

El semicoque que se formó es gasificado por una ráfaga de vapor/aire siendo completamente gasificado a hidrogeno, óxidos de carbono y metano dejando la ceniza. La ráfaga, que debe ser enriquecida con oxígeno para generación de gas de mediano poder calorífico, ingresa a la sección de gasificación a través de una parrilla rotante que distribuye la ráfaga suavemente a través de la zona de gasificación y también retira la ceniza. El vapor de baja presión para el proceso es producido en la chaqueta del gasificador.

Parte del gas de la zona de gasificación (gas limpio) se utiliza para calentar el carbón ingresante a la retorta; el resto deja el gasificador debajo de la sección que corresponde a la retorta a cerca de 1200°F

...

La máxima eficiencia operativa se alcanza cuando se mezcla el gas de tope y el gas limpio y utilizando la mezcla en esas condiciones (gas crudo caliente), teniendo la ventaja del calor sensible del gas y el poder calorífico de los vapores de aceites y del alquitrán. Si lo anterior no es económico por la longitud de los medios de distribución, o el gas debe ser desulfurizado antes de su uso, el gas de tope y el gas limpio deben ser enfriados separadamente, y los aceites y alquitrán separados del gas de tope.

Eficiencia Expresado como.

Calor utilizable del Gas  
Calor utilizable en el Carbón.

La eficiencia del gas crudo caliente es de 90-92%.

Si es necesario su enfriamiento, la eficiencia resulta ser del orden del 75%.

## 7.17 WINKLER

### Aplicación.

Producción de gas de bajo y mediano poder calorífico, gas de síntesis para amoníaco, metanol, gasolina, gas reductor y SNG.

### Carga.

Un amplio rango de carbón coke de petróledo, hasta -- con alto contenido de cenizas. Rango de tamaño de 0 a 3/8''.

### Descripción.

El carbón se gasifica en un lecho fluidizado usando aire y/o oxígeno y vapor dependiendo del uso final del gas; una parte de vapor puede reemplazarse con CO<sub>2</sub> reciclado si se requiere un gas rico en CO, o el H<sub>2</sub> requerido si se prefiere mayor porcentaje de CH<sub>4</sub>. El generador es un cilindro refractorio con el fondo cónico y sin nada móvil dentro de él. Las partículas más grandes son gasificadas en el estado fluidizado, mientras que las más pequeñas son arrastradas por el gas y gasificados en suspensión por inyección de más medio gasificante sobre el lecho fluidizado.

El rango de temperatura de gasificación es de 1500<sup>o</sup>F a 2250<sup>o</sup>F y depende del punto de aglutamiento de la ceniza y de la reactividad del carbón.

...

No se producen sustancias alquitranosas o coproductos líquidos.

El calor sensible del gas es recuperado en generaciones de vapor y precalentando el medio de gasificación.

Después de la remoción de polvos en un ciclón el gas es enfriado y purificado en un lavador. El líquido del lavador se pasa por un filtro, se le enfría y recircula al purificador o lavador.

#### Condiciones.

La gasificación con aire produce un gas de 120 a 125 BTU / scf, mientras que con oxígeno puede obtenerse un gas de 280 a 350 BTU / scf.

La remoción del  $\text{CO}_2$ , puede favorecer significativamente el incremento del poder calorífico del gas (producto). Los más grandes generadores (18 ft DI) tienen una capacidad de 3700 MSCFH de producción de gas --- cuando se gasifica con aire, y de 2000 MSCFH, cuando se usa oxígeno a presión atmosférica.

Estos valores pueden incrementarse sustancialmente a presiones más altas de operación. El valor calorífico del gas, representa más del 75% del valor calórico del carbón.

Dependiendo de las propiedades del carbón y los parámetros de operación el contenido de CO y  $\text{H}_2$  pueden ser superiores al 80% Vol.

## 7.18 WESTINHOUSE

### Aplicación.

Producción de combustible para la generación de electricidad o manufactura de gas de síntesis.

### Carga.

Carbón de mina (incluyendo finos) de lignito altamente aglomerables, bituminoso altamente volátil; triturados a menos de 1/4" y, si es necesario, secado para asegurar la fluidez a través del sistema de tolva alimentadora presurizada.

### Descripción.

El sistema utiliza un gasificador de simple etapa, presurizado, de lecho fluidizado, seguido de sistemas de recuperación de calor y purificación del gas.

El carbón triturado se transporta neumáticamente de las tolvas al gasificador. La combustión de una porción del carbón provee el calor necesario para devolatilizar el resto del carbón que ingresa, para obtener carbón sin volátiles y hacer que este último reaccione con el vapor para formar hidrógeno y monóxido de carbono. El reactor utiliza un lecho de partículas pequeñas de carbón soportadas por el gas de proceso.

El rango de temperaturas del gas está comprendido entre 1600 y 1900°F.

El gas crudo sale del gasificador y pasa a través de ciclones refractarios para recuperar los finos o partículas arrastradas para recircularlas al gasificador. El gas pasa luego por un sistema de recuperación de calor, donde es enfriado por una serie de intercambiadores de calor, que generan vapor sobrecalentado para usarlo en el proceso. El enfriamiento final y la remosión de partículas del gas tienen lugar por enfriamiento directo con agua en un lavador Ventury antes de la desulfurización en el sistema de remoción del gas ácido.

Durante la operación del gasificador, el carbono se consume por combustión y gasificación, dejando partículas ricas en cenizas, que se aglomeran con otras para formar otras más grandes, más densas que defluidizan del lecho y son colectadas en el anular del fondo del gasificador. La ceniza aglomerada y enfriada es retirada continuamente del gasificador.

...

Cuatro válvulas deslizantes controlan el flujo. Las válvulas superiores están siempre cerradas excepto por cortos intervalos cuando se rellenan los tubos; las válvulas inferiores están siempre abiertas excepto cuando se están llenando los tubos verticales.

Un soplador proporciona aire para la gasificación. El aire pasa sobre el agua contenida en la chaqueta y arrastra el vapor requerido para el medio de gasificación. La saturación es regulada por ajuste de la temperatura del agua, normalmente de 150 a 180°F. Un termostato controla a la entrada de agua a la chaqueta. También se puede usar mezclas de aire y CO<sub>2</sub>, oxígeno y CO<sub>2</sub>, o vapor-oxígeno.

El medio de gasificación se introduce a través de un tubo de saturación a la sección correspondiente al silo de cenizas debajo de la parrilla de distribución y luego asciende a través de las zonas de ceniza, combustión y gasificación. Las reacciones de combustión y gasificación producen un gas que contiene principalmente CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, y N<sub>2</sub>. El gas caliente seca y precalienta el carbón ingresante, luego deja el gasificador.

La ceniza es colectada continuamente para deshecharla. El gas que deja el gasificador pasa por un ciclón, donde se retiran las partículas y polvos pesados.

Condiciones de Operación.

El gas deja el gasificador a 800 -1000°F para la antracita y 1100-1200°F para el carbón bituminoso. La presión es cercana a la atmosférica.

Un gasificador de 10 pies de diámetro manipula cerca de 30 toneladas por día de antracita y cerca de 84 tpd de carbón bituminoso. El uso de oxígeno aumenta su capacidad.

8.0. ESTUDIO EXPERIMENTAL A NIVEL DE LABORATORIO SOBRE LAS POSIBILIDADES DE GASIFICACION DEL CARBON PERUANO

La gasificación del carbón, con la finalidad de obtener gas combustible de bajo o mediano poder calorífico; involucra diferentes etapas las cuales deberán ser efectuadas en forma secuencial, siendo el objetivo final el diseño de reactores que cubran los requerimientos energéticos del País, en forma local obteniéndose así un sustituto del principal recurso energético utilizado actualmente.

Las razones que justifican este proyecto salen a la luz en forma clara de los diversos estudios acerca de la situación energética actual en el Perú, como se puede observar en el capítulo 4.

Las etapas que comprenden este proyecto se podrían resumir de la siguiente forma:

ETAPA 1

Estudio experimental a nivel de laboratorio sobre las posibilidades de gasificación del carbón Peruano

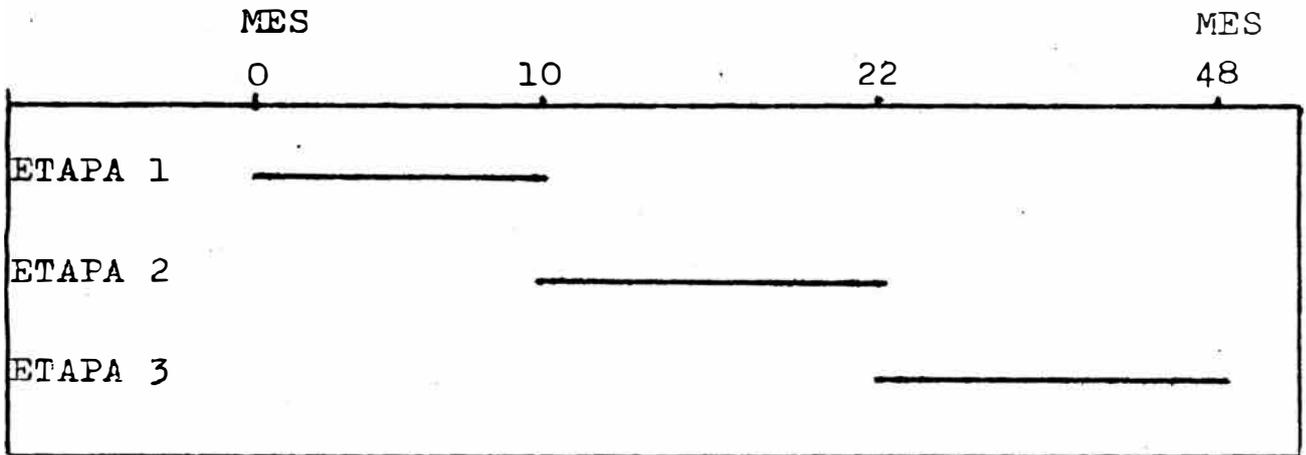
ETAPA 2

Estudio a nivel Planta Piloto y de prefactibilidad.

ETAPA 3

Diseño definitivo y estudio de factibilidad, e implementación.

Siendo el cronograma tentativo el siguiente; sin incluir la implementación:



El presente estudio se circunscribe a la realización de la primera etapa, a continuación se muestra un esquema secuencial de las acciones efectuadas con la finalidad de lograr el objetivo de este estudio (1ª etapa del Proyecto):

1. Análisis de la situación energética actual del Perú.

2. Estudio sobre las Reservas Carboníferas en el País.

3. Estudio teórico sobre el carbón:

- Formación
- Propiedades y análisis
- Clasificación

4. Estudio teórico de la gasificación del carbón.

5. Estudio sobre los procesos de gasificación.

6. Toma de muestra representativa del carbón y análisis de este.

7. Desarrollo experimental de la gasificación del carbón:

- Concepción del reactor adecuado
- Corridas de prueba involucrando los análisis respectivos.
- Análisis de resultados.

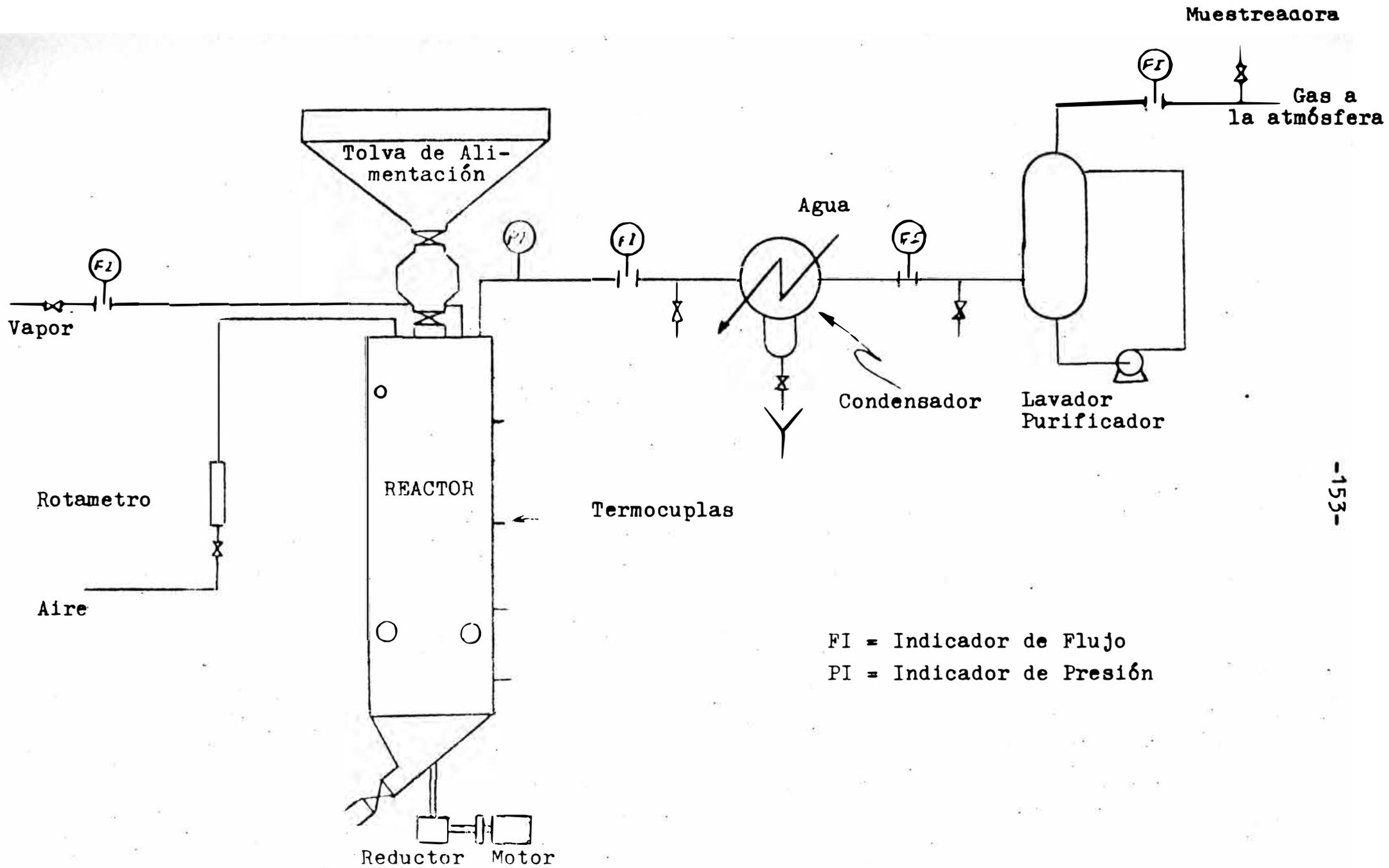


Fig. 9.1 Diagrama de Proceso Propuesto para la Planta Piloto.

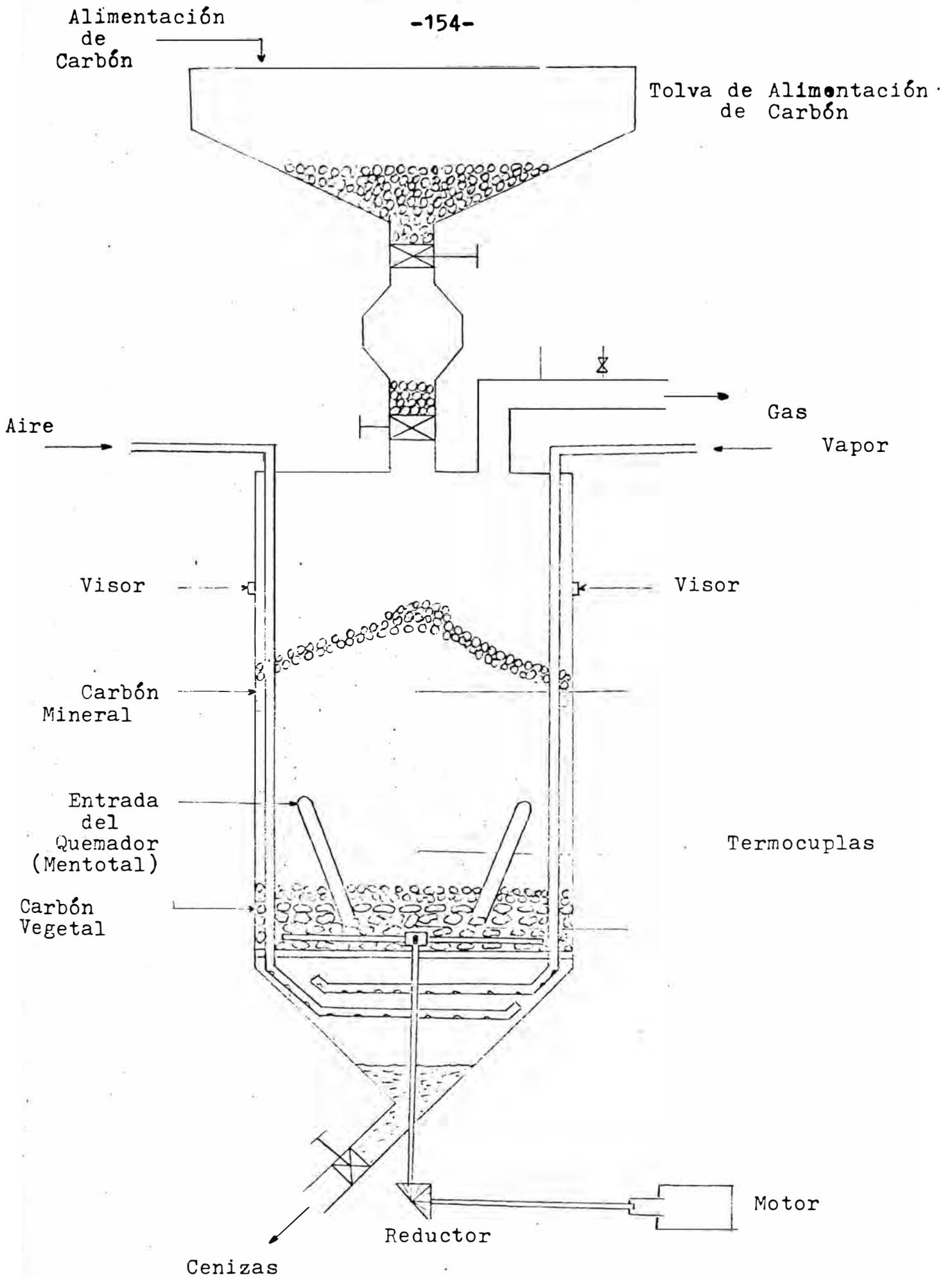


Fig.9.2 Diagrama del Reactor propuesto para la Planta Piloto.

8. Conclusiones; recomendaciones de las pautas necesarias para la realización de estudios a nivel Planta Piloto.

La parte 1 ha sido desarrollada en el capítulo 5, la parte 2 en el capítulo 4, y la parte 3 en los capítulos 2 y 3, la parte 4 en el capítulo 6, la parte 5 en el capítulo 7 y las partes 6 y 7 serán tratados en el presente capítulo. El paso 8 se desarrollará en el capítulo 9.

8.1. TOMA DE MUESTRA REPRESENTATIVA Y ANALISIS DE ESTE

Dado que la mayor parte de las reservas de carbón en contradas, se hallan en la zona Norte del Perú y corresponden al tipo Antracita, se ha tomado para efecto de las pruebas experimentales una muestra representativa de 200 Kg. proveniente del yacimiento de OYON. El análisis directo del carbón utilizado se muestra en la tabla 8.1.

Los análisis han sido efectuados en la Universidad Nacional de Ingeniería, contando con el apoyo del Programa Académico de Ingeniería Metalúrgica, siguiendo los métodos recomendados por la ASTM.

De los análisis realizados podemos deducir, que la muestra tomada corresponde al carbón tipo Antracita. Siendo el promedio del carbón fijo del orden del 80% en peso.

## 8.2. DESARROLLO EXPERIMENTAL DE LA GASIFICACION DEL CARBON

### 8.2.1. CONCEPCION DEL REACTOR ADECUADO

Dado que el objetivo principal del presente estudio es demostrar la factibilidad de gasificar el carbón Peruano; a nivel de laboratorio.

Se vió por conveniente la utilización de un pequeño reactor, que tenga como característica principal la de realizar pruebas repetitivas con facilidad.

El reactor consistió en un tubo resistente a altas temperaturas de tres pulgadas de diámetro y sch 40, de 2.30 m. de longitud; a lo largo del reactor se instalaron 5 termocuplas equi-distantes las termocuplas fueron del tipo S (SP: platino 10% Rodio y SN: Platino).

En uno de los extremos se le acondicionó una entrada adicional de 2" de diámetro utilizando para tal efecto un bushner con su respectiva tapa. El reactor fue instalado en el laboratorio de operaciones unitarias.

### 8.2.2. EQUIPOS ADICIONALES

Para efectos de realizar la gasificación es necesario contar con vapor y oxígeno o aire como se puede observar en el capítulo 6.

En nuestro caso hicimos uso de vapor suministrado por la caldera del laboratorio de Operaciones unitarias y aire el cual provino del compresor existente en el laboratorio mencionado anteriormente. Para efectos de realizar el suministro de aire y vapor fue necesario la implementación de accesorios y tuberías necesarias; para el caso de vapor se utilizó una tubería de 1/2" y para el aire una tubería de 1/4". La medición del flujo de aire se realizó con un rotámetro.

Para control del flujo de vapor se realizó una calibración previa haciendo uso de una válvula de globo y un manómetro después de esta ver Fig. 8.1.

Para disminuir la temperatura de los gases originados por la gasificación, y ser muestreados adecuadamente se utilizó un enfriador tipo caja con agua.

...

Las instalaciones respectivas así como el reactor y sus partes son mostrados en las Figs. 8.2 y 8.3 respectivamente.

Para efecto de obtener el tamaño de partícula deseado se hizo uso de un molino de mandíbula manual y las mallas respectivas.

Para la medición de temperatura se utilizaron termocuplas conjuntamente con un voltímetro con conversión a escala de temperatura, proporcionado por el laboratorio de electricidad del Programa de Ingeniería, Mecánica y Eléctrica.

La recolección de los gases provenientes de la gasificación se hicieron en globos de jebe, para luego realizar el análisis respectivo en un equipo analizador de gases tipo ORSAT (incluye cámara de combustión), proporcionado por el laboratorio de Físico-Químico. Para el encendido inicial del carbón se utilizó un soplete a kerosene.

### 8.2.3. CORRIDA DE PRUEBA

Cada una de las corridas de prueba contó de los siguientes pasos:

- a. Determinación de los flujos de vapor y aire.
- b. Definición del tamaño de partícula.

...

- c. Llenado del carbón en el reactor y montaje de este a las interconcecciones.
- d. Encendido del carbón.
- e. Corrida de prueba propiamente dicha.
- f. Análisis de los gases muestreados.

#### 8.2.3.1. DESCRIPCION DE LA CORRIDA DE PRUEBA

El carbón muestreado tenía un tamaño de partícula promedio de 10 cm. Por lo cual el primer paso fue el tritularlo en el molino de Mandíbulas para a continuación ser tamizado, obteniéndose partículas cuyos tamaños variaron entre 0.5 y 1.5 cm. cargándose luego estos al reactor.

A continuación el reactor fue montado a las interconcecciones existentes para efecto de realizar el encendido, uno de los extremos del reactor; donde se encuentra el bushner, ver Fig. 8.3 fue relleno con carbón vegetal esto fue debido a que el encendido directo del carbón mineral con el soplete de kerosene resulta prácticamente imposible debido a la alta tem

peratura necesaria para realizar tal objetivo, no existiendo este problema al utilizar el carbón vegetal como etapa previa de encendido, ya que al quemarse este se logra el calor necesario para encender la Antracita.

Una vez que el carbón vegetal fue encendido se tapo la conexión lateral (bushner), inyectandose aire a 10 scfm, una vez que la temperatura en la primera termocupla alcanzaba los 950°C se procedió a inyectar vapor en forma lenta hasta obtener el flujo seleccionado para la prueba, se verificó luego que la temperatura alcance nuevamente los 950°C, debido a que la inyección de vapor originaba el descenso de la misma; una vez que se logró lo anterior se procedió a disminuir gradualmente la entrada de aire, hasta que el flujo de este fue casi 0.

Los gases producidos en el reactor pasaron luego a través del enfriador, donde alcanzaron la temperatura adecuada para realizar el muestreo.

...

#### 8.2.3.2. ANÁLISIS DE LAS MUESTRAS

El análisis de las muestras fue realizado con la finalidad de determinar los compuestos presentes en el gas muestreado, para el análisis se utilizó el equipo Orsar con las soluciones recomendadas por el método. La presencia del hidrógeno e hidrocarburos se determinó por combustión en el mismo equipo.

El método de análisis es descrito en el **anexo 2**.

Los resultados de las corridas bajo condiciones de operación específicas son detallados en la tabla 8.2.

#### 8.2.4.. COMENTARIO DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

El análisis de los resultados obtenidos, nos servirán para la predicción del comportamiento del reactor para condiciones conocidas de entrada, examinar los probables efectos debido a la variación de alguna o algunas variables interrelacionadas y determinar cuales serían las condiciones de operación adecuadas para llevar a cabo la gasificación, del carbón.

...

Las condiciones de operación bajo las cuales se realizaron las corridas tuvieron las siguientes características:

Presión atmosférica

- Relación oxígeno-vapor aproximadamente a cero (exceso de vapor)
- Temperatura en la zona de combustión en el reactor de 1200°C.

Los resultados obtenidos del análisis de los gases provenientes de la gasificación se muestran en la tabla 8.2.

#### 8.2.4.1. CONSIDERACIONES TERMODINAMICAS

En nuestro caso dado que el proceso de gasificación se realiza en lecho fijo, el proceso se supone próximo al estado estacionario (ver Cap. 6) por lo cual es posible intentar un análisis termodinámico cualitativo de los resultados.

Las reacciones que se llevan a cabo serían:

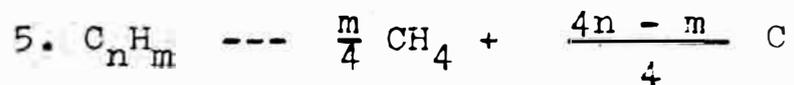
Zona de Combustión:



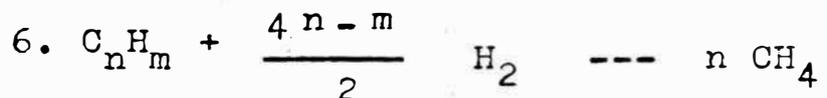
Zona de Gasificación:



Zona de Pre calentamiento:



Zona de Pre calentamiento (Ecuaciones dependientes de la presión y temperatura).



Las tablas del 1 al 3 del capítulo 6, presentan datos de las constantes de equilibrio, entalpías y calores de reacción del sistema C-O<sub>2</sub>-vapor.

De acuerdo a estas tablas observamos que en el caso de la reacción 1. la constante de equilibrio disminuye con la temperatura siendo sin embar

go un valor alto comparado con las constantes de las otras reacciones, por lo cual esta reacción debería proceder prácticamente en forma completa. El cambio promedio de entalpia de reacción es de 94 Kcal/g-mol. Con respecto a las reacciones de gasificación (2) y (3) sus constantes son moderadas incrementándose conforme aumenta la temperatura. Son reacciones endotérmicas siendo sus calores de reacción de 32 y 40 Kcal/ g-mol respectivamente.

Estas reacciones nunca se encuentran en equilibrio, debido a que la descomposición del vapor no es total.

Las reacciones (4) (5) y (6), son exotérmicas siendo sus constantes de equilibrio las más bajas comparadas con la de las reacciones anteriores. Los calores de reacción son de 8 Kcal/ g. mol para la reacción (4) y 2 Kcal/ g-mol para la reacción (6).

La reacción (4) es heterogénea por lo tanto depende de varios factores, tales como la variación de la descomposición del vapor con la profundidad del lecho., reactividad del lecho etc.

Las reacciones (5) y (6), se realizan a temperaturas menores que  $2000^{\circ}\text{F}$  y dependen de cuan grande sea la presión de vapor ya que esta tiene el efecto de activar la superficie.

El análisis termodinámico de los resultados obtenidos de las corridas de prueba los cuales se muestran en la tabla 8.2 nos llevan a las siguientes conclusiones:

a. El porcentaje de  $\text{CO}_2$  para todas las corridas fue despreciable debido a que su formación se debió esencialmente a las reacciones (1) y (4).

El aporte de  $\text{CO}_2$  por la reacción (4) fué comparable con el de la reacción (1) ya que en las corridas hubo deficiencia de aire y exceso de vapor de agua, lo que favoreció a la reacción (4) e inhibió a la reacción (1).

- b. El oxígeno existente en los gases se debió al oxígeno que no ha reaccionado en la combustión.
- c. El CO presente se debe a las reacciones de gasificación (2) y (3), siendo la reacción (2) la que aportó más por la existencia de considerable cantidad de vapor de agua.
- d. El metano se forma de acuerdo a las reacciones (5) y (6).

El hecho de que existen cantidades significativas de metano, se explica por existir una gran zona de precalentamiento y una presión vapor alta; estos factores favorecen a las reacciones anteriormente mencionadas. En general tendremos que debido al rango de temperaturas obtenidas en la zona de gasificación los porcentajes de CO y de H<sub>2</sub> son altas, mientras que las demás compuestos existen en cantidades despreciables. El motivo de

...

que exista metano en cantidades significativas ha sido explicado anteriormente.

El comportamiento cualitativo observado en los resultados concuerda aproximadamente en la Fig 6.2 del capítulo 6.

#### 8.2.4.2 CONSIDERACIONES CINÉTICA Y DE LOS FENOMENOS DE TRANSPORTE

El estudio cinético de la gasificación del carbón conlleva a determinar la velocidad de reacción en función de los parámetros involucrados.

La velocidad de reacción conjuntamente con los análisis de los fenómenos de transporte servirán para el diseño del reactor.

Las reacciones que involucran la gasificación del carbón son complejas ya que corresponden a un sistema heterogéneo y por lo tanto no solo está presente la constante cinética sino también los coeficientes de transferencia (principalmente el de masa).

Sin embargo, es general que las velocidades de reacción esten dados en función de las siguientes variables:

Temperatura

Presión

Tipo del Carbón

Tamaño de partícula

Con respecto a la temperatura se observa que las velocidades de las reacciones de gasificación propiamente dichos, se incrementan con la temperatura.

La presión es una variable principalmente relacionada con la formación de metano.

Con respecto al tipo de carbón las reacciones de gasificación se verán favorecidas cuando existe mayor cantidad de carbón fijo.

El tamaño de partícula influye en la reactividad del carbón en la medida que nos proporciona una mayor o

...

menor área superficial, observándose que cuanto mayor es esta mayor es la conversión.

Con respecto a la transferencia de masa (fenómeno de transporte más importante); tenemos que la difusión de los reactantes y productos a la superficie externa del carbón y la difusión a través de la estructura porosa constituyen los aspectos difusionales más importantes involucrados con las reacciones de gasificación. Observamos así que en las reacciones globales los efectos difusionales son limitantes a mayores temperaturas.

La finalidad de las corridas de pruebas realizadas, no fue la de obtener los datos necesarios que permitan la determinación de la velocidad de reacción global, esto es, del orden aparente de reacción, constantes aparentes de reacción y los coeficientes de difusión; sin embargo se ha realizado en forma escueta el análisis teórico de los efectos cinéticos y difusionales involucrados en las reacciones de gasificación.

En el capítulo 6 están detalladas las bases teóricas (ecuaciones y co. rrelaciones) que permiten obtener los parámetros anteriormente mencionados a partir de corridas de prueba especialmente programados para tal fin.

T A B L A 8.1

ANALISIS DIRECTO DEL CARBON UTILIZADO

	MUESTRA 1	MUESTRA 2	PROMEDIO
HUMEDAD	6.03	6.26	6.15
VOLATILES	10.18	8.50	9.34
CARBON FIJO	79.39	79.17	79.28
CENIZA	4.40	6.07	5.24

T A B L A    8.2

	<u>A</u>	<u>B</u>	<u>C</u>	<u>D</u>	<u>E</u>
VAPOR lb/min	0.44	0.03	0.045	0.21	0.56
CO <sub>2</sub> %	6	1.4	0	1.2	0.6
O <sub>2</sub> %	1.8	5.8	7.0	10.8	12.0
CO    %	15.8	1.8	13.0	14.0	5.6
H <sub>2</sub> %	22.8	22.73	6.34	9.51	12.64
CH <sub>4</sub> %	12.9	12.15	22.25	13.62	9.42
N <sub>2</sub> %	40.26	56.09	51.365	50.66	59.18

Nota: La forma de realizar los balances respectivos para obtener los porcentajes de Metano e Hidrógeno se explican en el anexo 3.

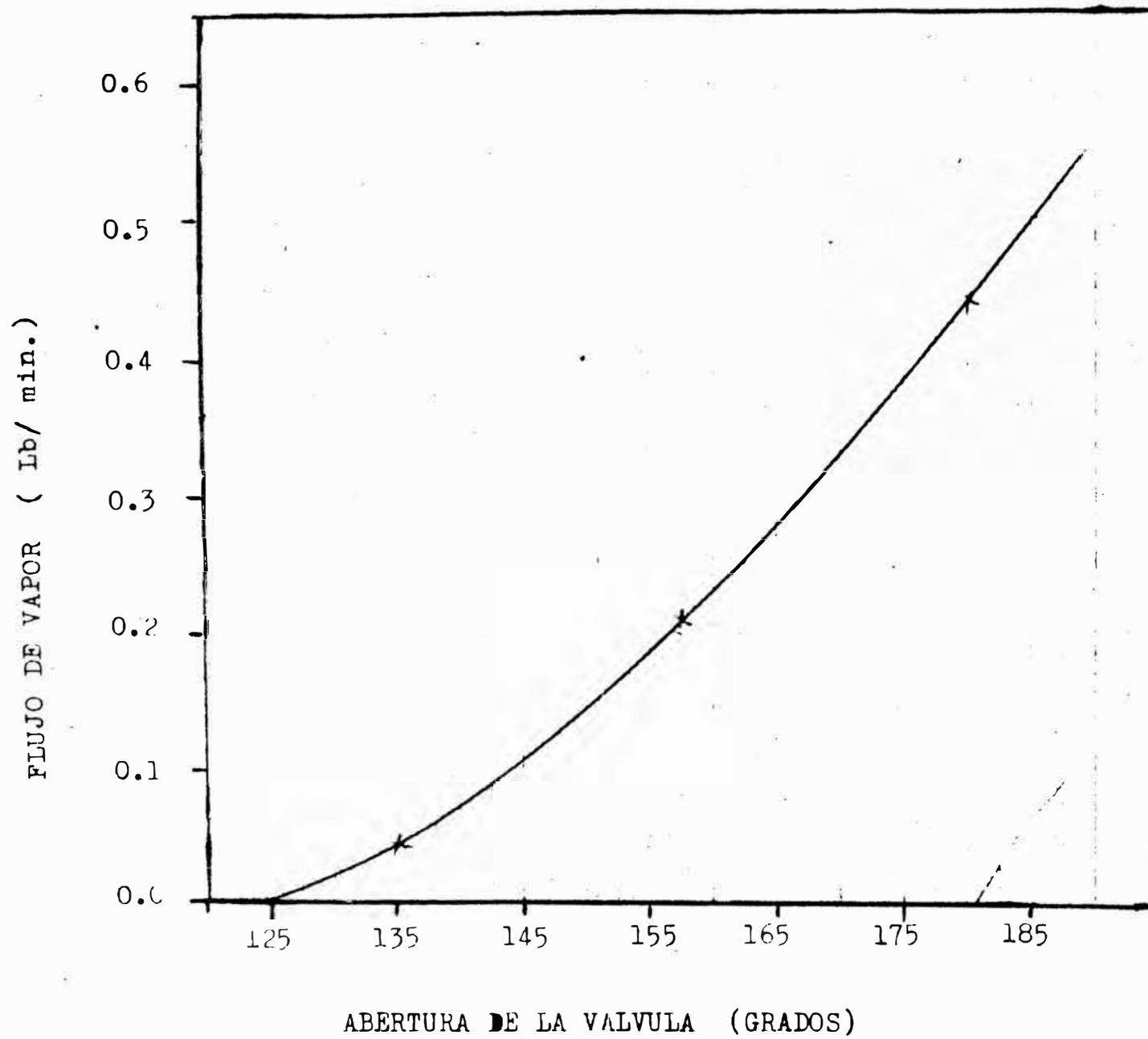


Fig. 8.1 Relacion entre el Flujo de Vapor y la Abertura de la válvula

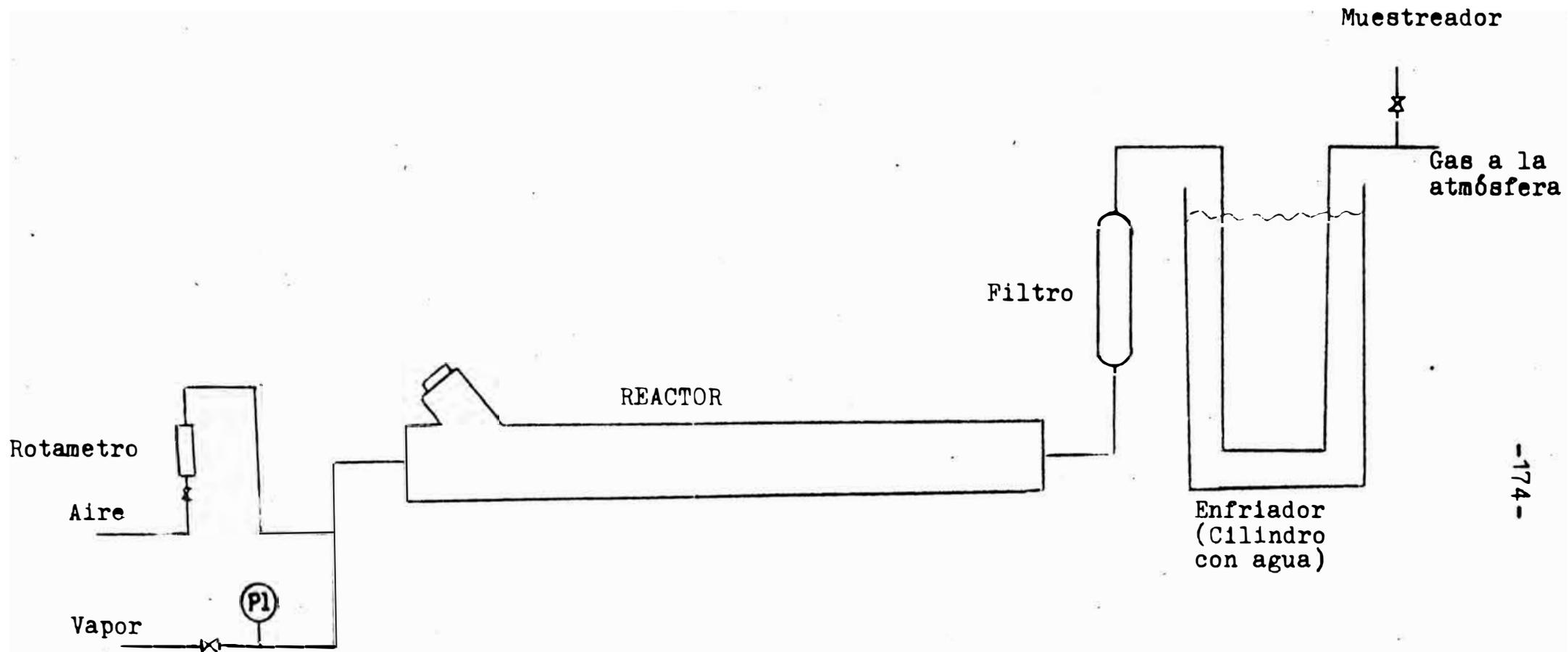


Fig. 8.2 Diagrama del Proceso utilizado en la Corrida de Prueba.

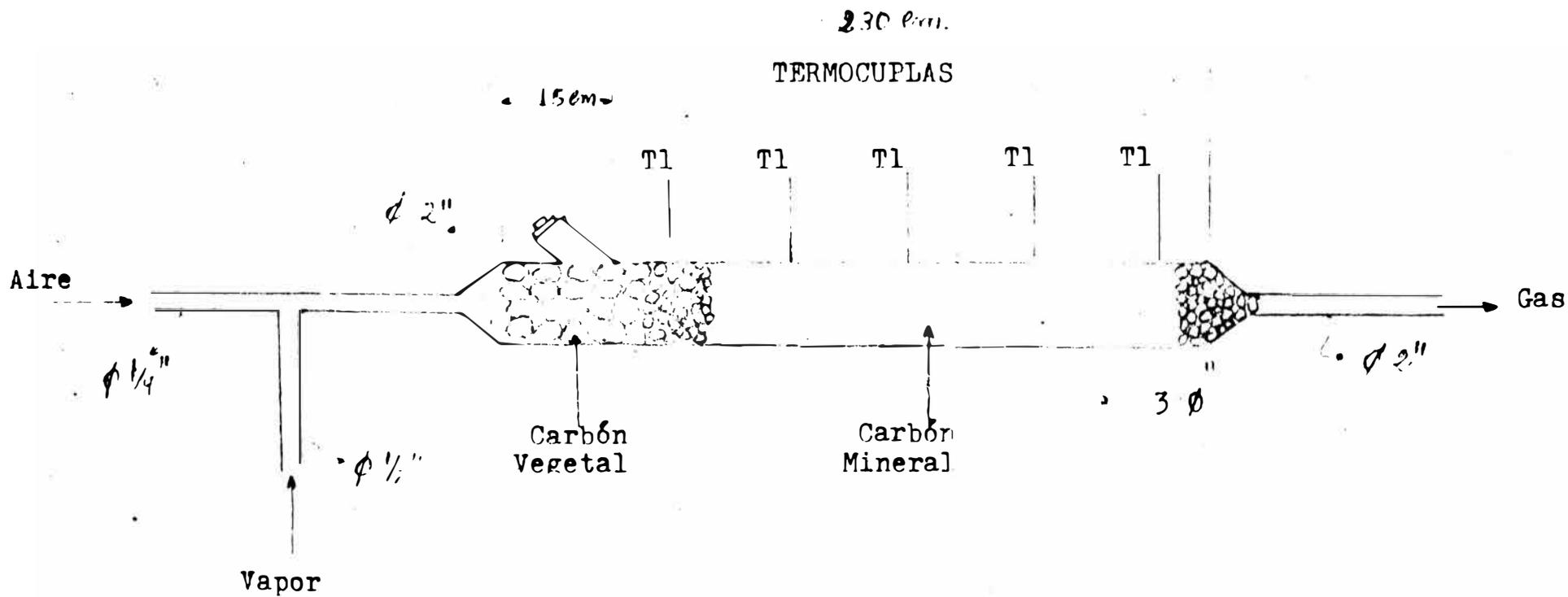


Fig. 8.3 Diagrama del Reactor utilizado en las corridas de Prueba.

## 9.0. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 9.1. CONCLUSIONES

Del estudio realizado podemos mencionar como conclusión general que es técnicamente factible realizar la gasificación del carbón Peruano (Antracita) bajo las condiciones descritas en el presente estudio.

Por lo tanto dado que el Perú cuenta con grandes reservas carboníferas no explotadas es posible utilizarlo como fuente alterna de energía.

### 9.2. RECOMENDACIONES

Es necesario iniciar trabajos acerca de la gasificación del carbón a nivel Planta Piloto; este estudio tendrá como objetivo determinar con mayor precisión las condiciones óptimas de operación, eficiencia, del proceso y los factores económicos correspondientes.

A continuación describiremos las pautas necesarias para realizar el estudio de los fenómenos cinéticos y de transporte a nivel Planta Piloto.

A) Análisis de la materia prima a utilizar.- Este análisis será efectuado siguiendo las pautas del método recomendado por la ASTM.

B) Determinación de Propiedades Físicas.-

- Densidad (ASTM)
- Porosidad o Área superficial.

C) Bases para la Corrida de Prueba.- Las condiciones de operación iniciales recomendadas son:

Relación  $O_2/\text{vapor} = 0.5$

Temperatura de Operación =  $1200^{\circ}\text{C}$

Presión: Ligeramente superior a la atmosférica.

Tamaño de partícula: 1.0 a 2.0 cm.

D) Esquema recomendado...- El diagrama de proceso recomendado para la Planta Piloto se muestra en la Fig. 9.1 que consta de las siguientes partes:

- Alimentador de Carbón
- Reactor
- Enfriador de Gases
- Sistema de remoción de impurezas
- Recipientes de almacenamiento del producto obtenido.

El detalle del reactor se muestra en la Fig. 9.2 y tiene las siguientes características principales: Sistema de Alimentación y Remoción de partículas continuas, flujo de aire y vapor en contracorriente al carbón; el

sistema de encendido será a base de un colchón inicial de carbón vegetal expuesto a llama directa.

Accesorios adicionales: Un rotámetro para aire (oxígeno) de 0 a 25 SCFM, un rotámetro para el efluente igual que el anterior instalado después del condensador, un medidor de placa de orificio para medir el flujo de vapor ; para medir la temperatura se utilizarán termocuplas tipo S.

E) Corrida de Prueba. La secuencia general en la cual se basarán las corridas de prueba será la siguiente:

Análisis del Carbón a utilizarse.

- Triturar y tamizar el Carbón hasta obtener el tamaño de partícula deseado.
- Realizar el cargado inicial a la tolva de alimentación, adicionando en primer lugar el Carbón vegetal que servirá para realizar la combustión inicial.
- Iniciar el encendido inyectando la suficiente cantidad de aire de tal manera que la brasa producida por el Carbón vegetal encienda el Carbón mineral y esperar hasta alcanzar una temperatura entre

1200 y 1300°C., seguidamente adicionar vapor regulando el flujo al valor deseado conservando el mismo flujo de aire hasta recuperar la caída de temperatura producida por el vapor inyectado, luego disminuir lentamente el flujo de aire hasta el valor deseado.

La temperatura debe mantenerse entre 950 y 1050°C.

- Activar la remoción y adición continua de Carbón.

- Realizar los muestreos correspondientes

Durante las corridas de prueba para obtener una buena remoción de los gases sulfurosos en el gas combustible, controlar que la solución hidróxido de sodio ( $\text{NaOH}$ ) sulfito de sodio ( $\text{SO}_2 \text{Na}$ ) se mantenga en un PH de 6.7.

El programa de las corridas de prueba estará en función de las variables involucrados en el proceso de gasificación que son materia de estudio.

BIBLIOGRAFIA

1. Anderson, Larry y Tillman, David- "Synthetic Fuels From Coal"; John Willey & Sons.- New York, 1979.
2. Astier, Jacques- "Posible Importancia del Carbón y de los Productos de su Gasificación en la reducción directa de los Minerales de Hierro"; Siderurgia Latinoamericana No. 196, Agosto 1976, P. 49-56.
3. American Society for Testing Materials - ASTM Standards for Coal and Coke. Sep. 1951.
4. Clark, D.- "South Africa's Coal Gasification Prospects for The Future"; Hydro carbón processing, Enero 1979, p 560-565.
5. Considine, Douglas M(ed)- "Coal Technology", en: Energy Technology handbook, Cap. 1, p 15-296. Mc Graw Hill, New York, 1977.
6. Cornils, B y otros - "Raw Materials and Energy from Coal Gasification: The Rubrchemiel Rubrkohle Demonstration Plant Based on Texaco's Coal Gasification Process"; Chemical Economy & Engineering Review, Junio- Julio 1980 p 7-10.
7. Eckert Louis y Stanley, Kasper- "Gasification of Coal and Wood"; Tappi, Agosto 1979.

8. Escudero, Julio; Castañaga Abel y Estrada, Flavio- Plan Nacional de Aprovechamiento de los Recursos Carboníferos del Perú; Comisión Multisectorial del Carbón, Mayo 1979.
9. Escudero, Julio- "Reservas Carboníferas Peruanas"; en: Congreso Carbón, ILAFA 1976.
10. Escudero, Julio - "El Carbón en el Perú"; Ministerio de Energía y Minas, División General de Minería, Lima, Agosto 1977.
11. Castañaga, Abel - "Fuentes del Carbón Mineral en el Perú", en: Conversatorio Perspectivas de la Reducción Directa en el Perú, Mayo 1977. SIDERPERU.
12. Hydrocarbon Processing - "Solids Gasification" en: Gas Processing Hand Book, Abril 1982 p 133 - 153.
13. Johnig, C. y Bertrand, R. - "Environmental Aspects of Coal Gasification"; Chemical Engineering Progress, Agosto 1976, p 51-56.
14. Kimmel S. y Otros - "Economics of Current and Advanced Gasification Process for Fuel Gas Production"; EPRI (U.S.A.), 1976.
15. Lee Johnson, James- "Kinetics of Coal Gasification"; John Willy & Sons, New York 1979.

...

16. Lowry, H. (ed)- "Chemistry of Coal Utilization supplementary Volume"; John Wiley & Sons, 1963, Cap.1 y Cap 20 892-1022.
17. Mc Caleb T. y Glen, G.- "Low BTU Gas as on Industrial Fuel"; Chemical Engineering Progress, Junio 1977, p 82-88.
18. Ministerio de Energía y Minas - Balance Nacional de Energía 1979, Lima.
19. Patel, J.- "Clean fuel from Coal in Goal of U-Gas Process" The Oil and Gas Journal, Agosto 1977, p 51-54.
20. Seglin, L. - Preliminary of Coal Gasification Processes. Econergy Associates, NY, USA, Marzo 1976.  
  
Sensing, T. y otros - "Coal Utilization in the Chemical Industry"; Chemical Engineering Progress, Enero 1980 p 64-67.
22. Staeger, H. - "The Gasification of Coal. Considerations of Economy", Energy Developments, 2 Junio 1980.
23. Sterbenz, P. - "Coal Conversion Today"; Hydrocarbon Processing vol 59, 7, Julio 1980, p 68-72.
24. Von Fredersdoff, C. y Vandaveer - "Substitute Natural Gas from Coal"; en: Gas Engineers Handbook, Cap. 9 p 3/100-3/123.

ANEXO 1

FIGURAS

GROUPS (determined by caking properties)			CODE NUMBERS										SUBGROUPS (determined by caking properties)			
GROUP NUMBER	ALTERNATIVE GROUP PARAMETERS		The first figure of the code number indicates the class of the coal determined by volatile matter content up to 11% V.M. and by calorific parameter above 11% V.M. The second figure indicates the group of coal determined by caking properties. The third figure indicates the subgroup, determined by caking properties.										SUBGROUP NUMBER	ALTERNATIVE SUBGROUP PARAMETERS		
	Free swelling index (or plastic swelling number)	Hoga index												Dilatometer	Gas Ring	
I	> 4	> 45	435 535 635 114 114 514 532 V <sub>A</sub> V <sub>B</sub> 311 433 511 611 733 V <sub>D</sub> 112 12 432 532 632 732 812 121 421 521 621 721 821 V <sub>A</sub> 122 422 522 622 722 822 IV 321 421 521 621 721 821 V <sub>B</sub>										5	> 140	> G <sub>R</sub>	
													6	> 50-14	G <sub>1</sub> -G <sub>2</sub>	
													7	> 0-50	G <sub>3</sub> -G <sub>4</sub>	
													8	< 0	E-G	
II	2 1/2 - 4	> 20-45	212 312 412 512 612 712 812 213 313 413 513 613 713 813 V <sub>A</sub> 310 410 500 600 700 800 900 V <sub>B</sub>										1	> 0-50	G <sub>1</sub> -G <sub>4</sub>	
													2	< 0	E-C	
													3	Contraction only	S-D	
													4	< 0	E-G	
III	1-2	> 5-20	310 410 500 600 700 800 900 V <sub>B</sub>										5	Contraction only	R-D	
													6	Non-caking	A	
CLASS NUMBER			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	As an indication, the following classes have an approximate volatile matter content of: Class 0: 11-41% volatile matter 1: 11-44% 2: 15-50% 3: 42-50%			
CLASS PARAMETERS			0-3	3-5	5-10	> 10-14	> 14-20	> 20-28	> 28-33	> 33	> 33	> 33				> 33
									> 11,950	> 12,960-13,950	> 10,980-12,960	> 10,260-10,980				
CLASSES (determined by volatile matter up to 11% V.M. and by calorific parameter above 11% V.M.)																

Note: (1) Where the ash content of coals is too high to allow classification according to the present system, it must be reduced by laboratory final and ash method (or any other appropriate means). The specific gravity selected for flotation should allow a maximum yield of coal with 1 to 10 percent of ash.

(2) Gross calorific value on moist ash free basis (100% moisture) (MJ/kg)

Fig.2.1 Clasificación Internacional de los carbones duros por grupos estadísticos, los cuales son designados con números romanos.

GROUPS (determined by caking properties)			CODE NUMBERS										SUBGROUPS (determined by caking properties)				
GROUP NUMBER	ALTERNATIVE GROUP PARAMETERS		The first figure of the code number indicates the class of the coal determined by volatile matter content up to 33% V.M. and by calorific parameter above 33% V.M. The second figure indicates the group of coal determined by caking properties. The third figure indicates the subgroup, determined by caking properties.										SUBGROUP NUMBER	ALTERNATIVE SUBGROUP PARAMETERS			
	Free swelling index (curable swelling number)	Roga index												Diameter	Gap-Ring		
1	>4	>45				435	535	635				5	> 140	> Gg			
			314	434	534	634	734				4	> 50-140	Gg-Cg				
			111	431	531	631	731				3	> 0-50	G1-G4				
			112	432	532	632	732	832				2	≤ 0	E-O			
2	1 1/2 - 4	> 70-45				121	421	521	621	721	821				3	> 0-50	G1-G4
			122	422	522	622	722	822				2	≤ 0	E-G			
			121	421	521	621	721	821				1	Contraction only	F-I1			
3	1-2	> 5-20				217	417	517	617	717	817				2	≤ 0	E-O
			211	411	511	611	711	811				1	Contraction only	B-D			
0	0-1	0-5	000	100	200	300	400	500	600	700	800	900	0	Nonsoftening	A		
CLASS NUMBER			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	As an indication the following classes have an approximate volatile-matter content of: Class A 13-41% volatile matter B 11-44% C 15-51% D 47-70%				
CLASS PARAMETERS	Volatile matter (dry ash-free) <sup>1)</sup>	0-1	2-10	> 10-14	> 14-20	> 20-28	> 28-33	> 33	> 33	> 33	> 33	> 33					
	Calorific parameter <sup>2)</sup>	-	-	-	-	-	-	> 13.950	> 12.960-13.950	> 10.980-12.960	> 10.760-10.980	> 10.980					
CLASSES (determined by volatile matter up to 33% V.M. and by calorific parameter above 33% V.M.)																	

Note (1) Where the ash content of coal is too high to allow classification according to the present system, it must be reduced by laboratory first-and-rod method (or any other appropriate means). The specific gravity selected for flotation should allow a maximum yield of coal with 5 to 10 percent of ash.

(2) 13.2 - 14.1% V.M.  
13.0 - 14.0% V.M.  
13.0 - 14.0% V.M.

(3) From information available, American coals are represented by open-faced blocks. There are probably no commercial deposits of American coals represented by

Fig.2.2 Carbones Americanos agrupados de acuerdo al sistema Internacional de clasificación.

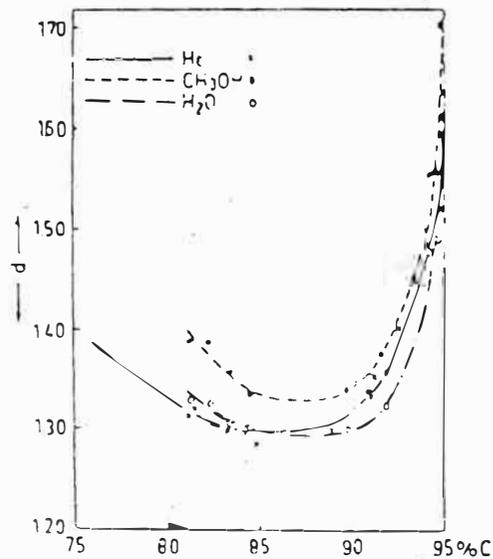


Fig. 3.1 Dependencia de las densidades: Determinada con helio y aparentes; con respecto al contenido de carbón.

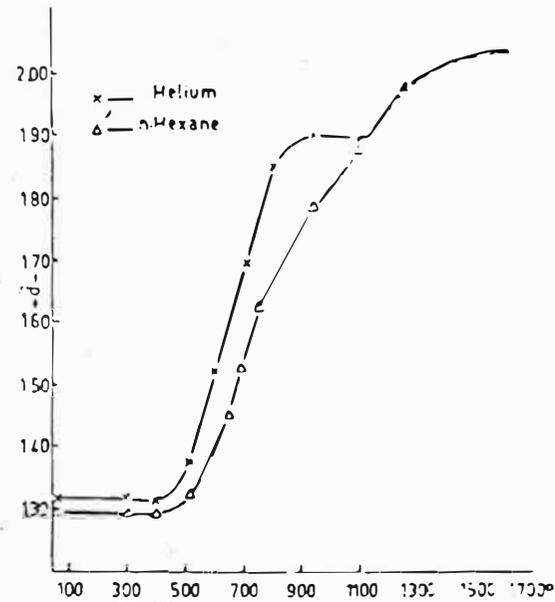


Fig. 3.2 Dependencia de las densidades determinadas con helio y n-hexano con respecto a la carbonización por temperatura, para los carbones con 89.7% de carbono.

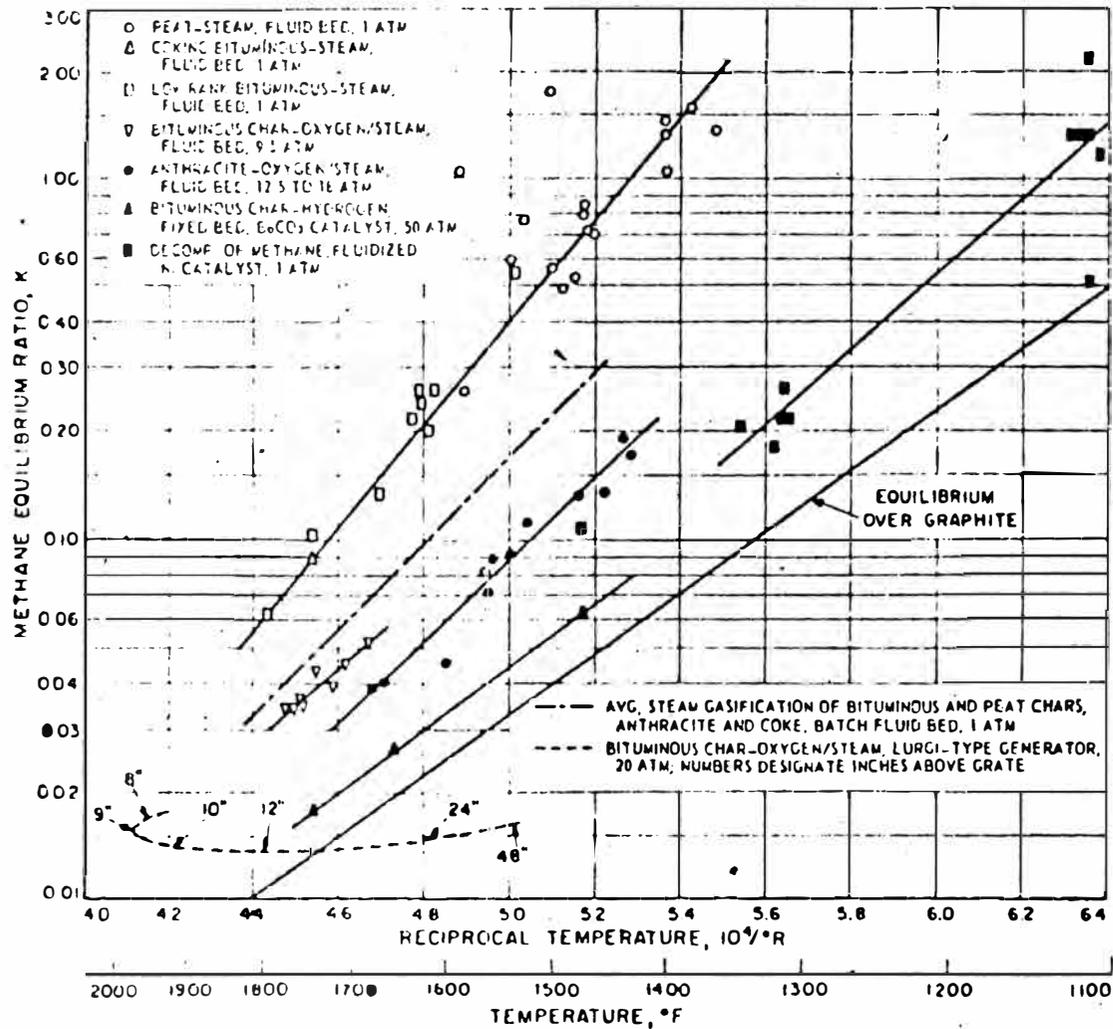


Fig.6.1 Relación de equilibrio Metano- Hidrógeno.

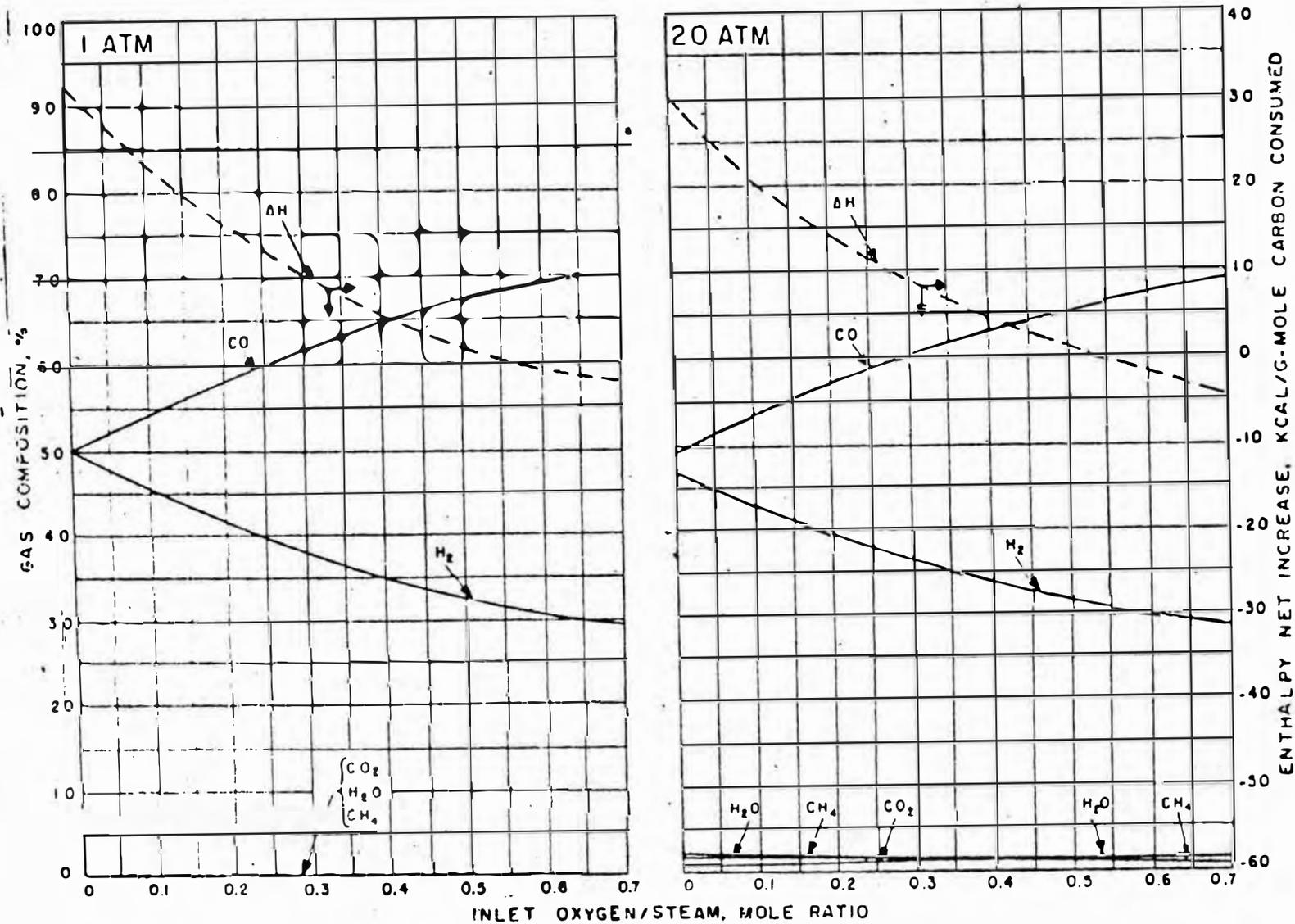


Fig. 6.4 Composición del Gas en Equilibrio y Cambio de Entalpia del Sistema

Carbón-Oxígeno-Vapor a 1400°K.

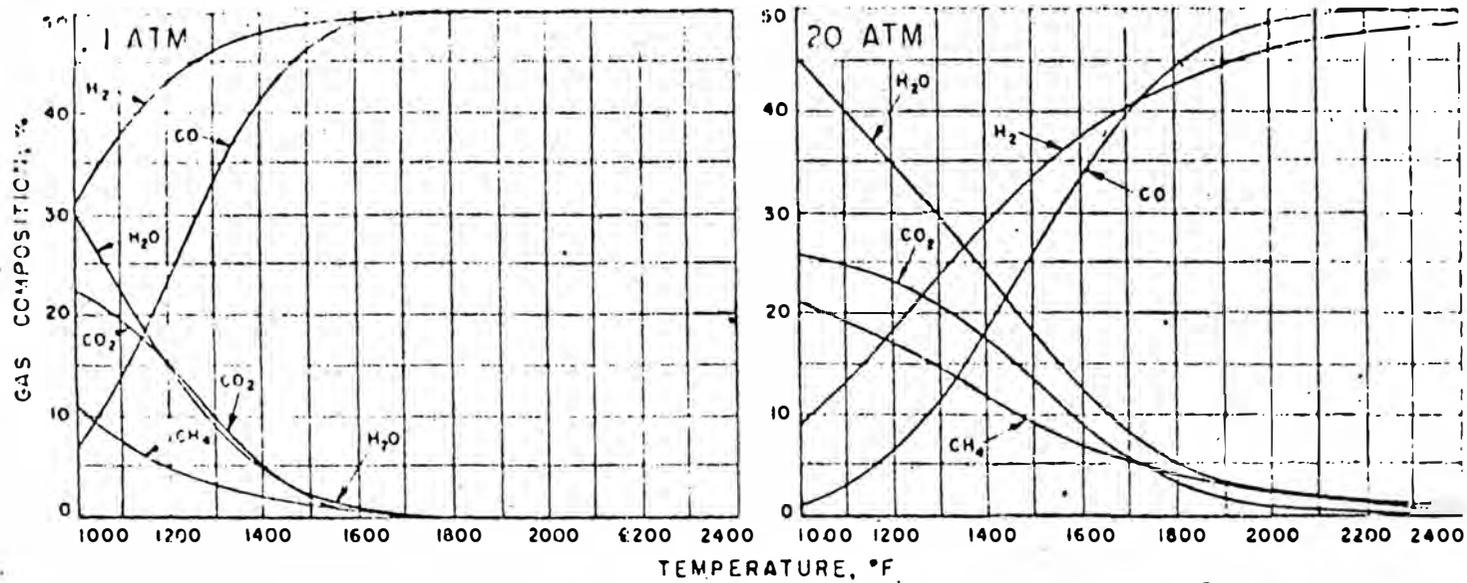


Fig. 6.2 Composicion del Gas en Equilibrio del Sistema Carbón Vapor.

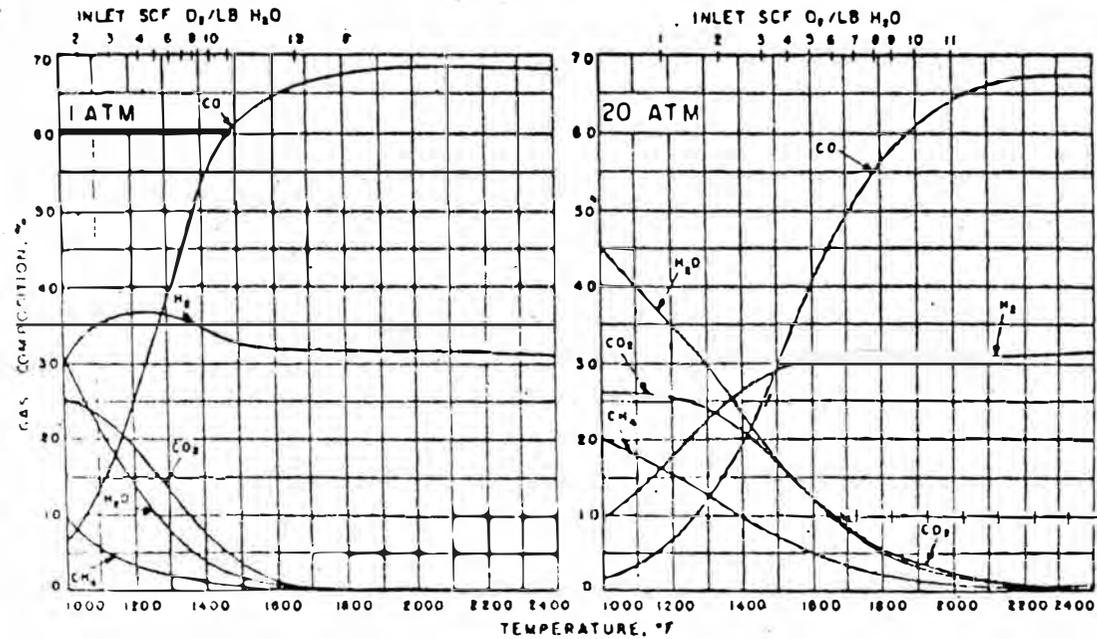


Fig. 6.3 Composición del Gas en Equilibrio del Sistema Carbón-Oxígeno-Vapor a condiciones adiabaticas.

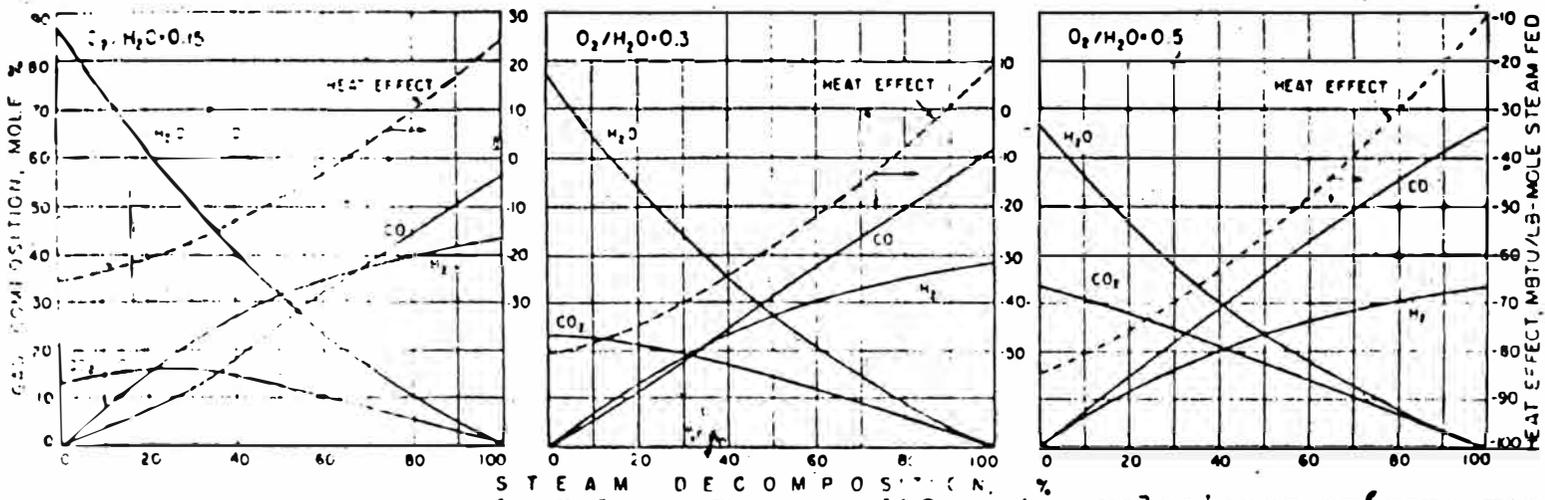


Fig. 6.5 Equilibrio Carbón-Oxígeno-Vapor a diferentes relaciones oxígeno-vapor a 2000°F y presión atmosférica.

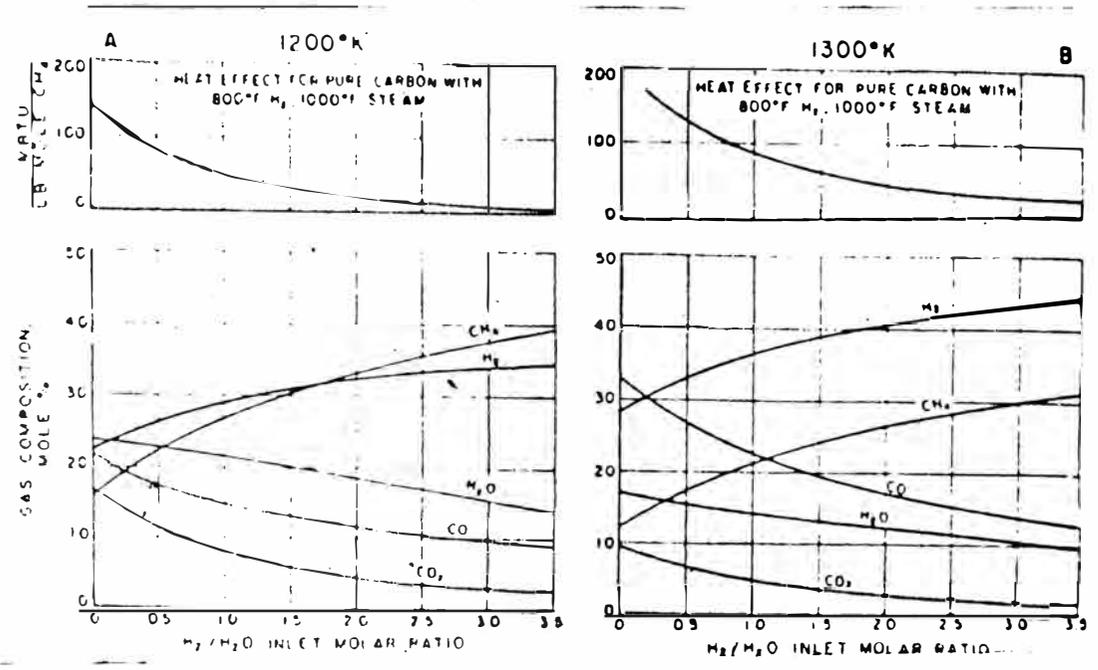


Fig. 6.6 Composición y Efecto Calórico del Carbón-Oxígeno-Vapor en equilibrio.

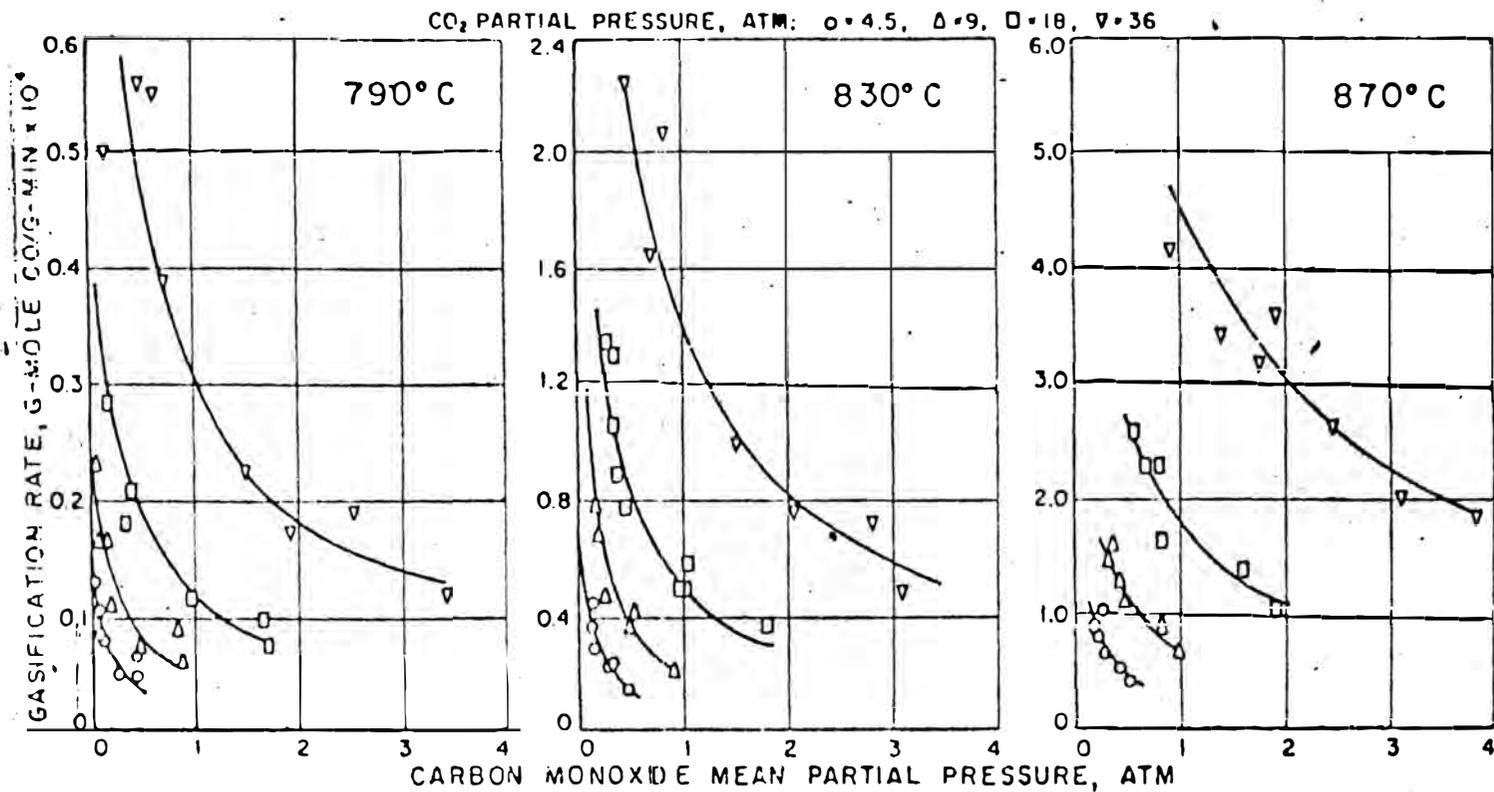


Fig. 6.8 Velocidades de reacción de gasificación con dióxido de carbono como función de la presión parcial del monóxido de carbono.

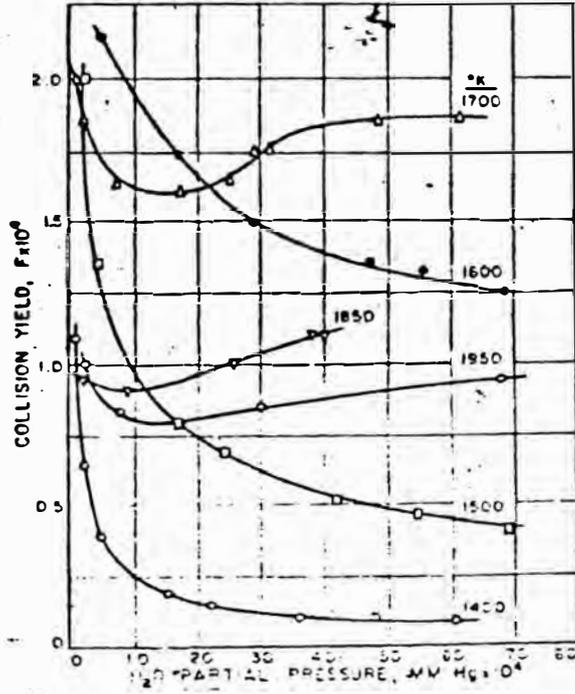


Fig. 6.9 Frecuencia de colisión del vapor de agua sobre carbón.

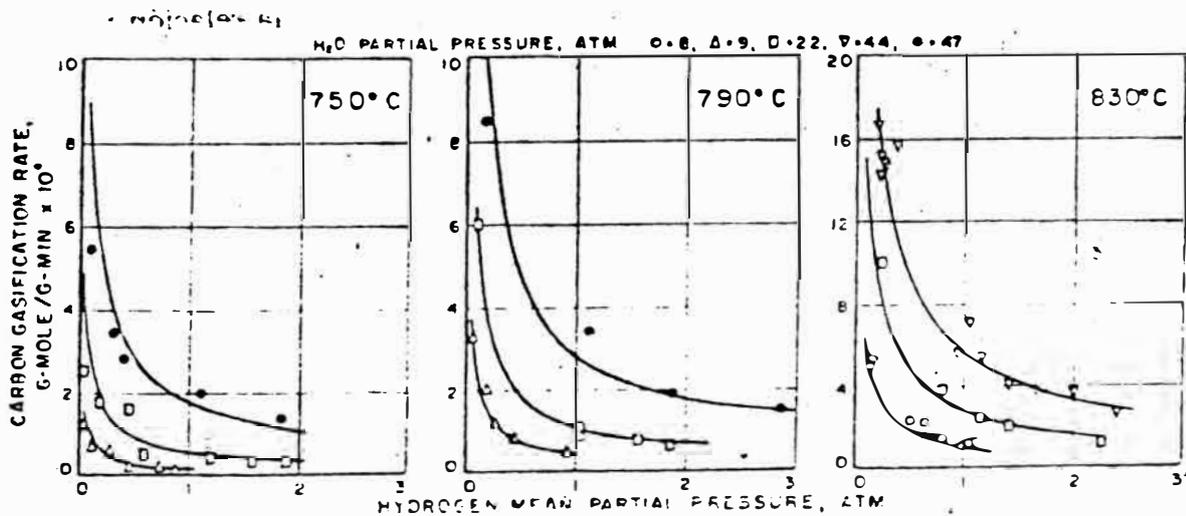
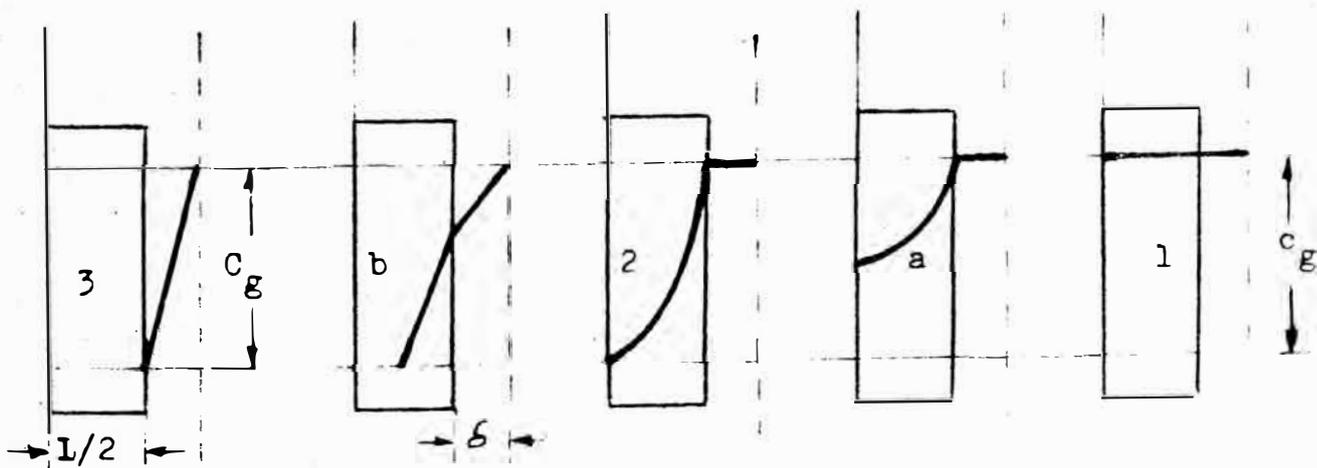
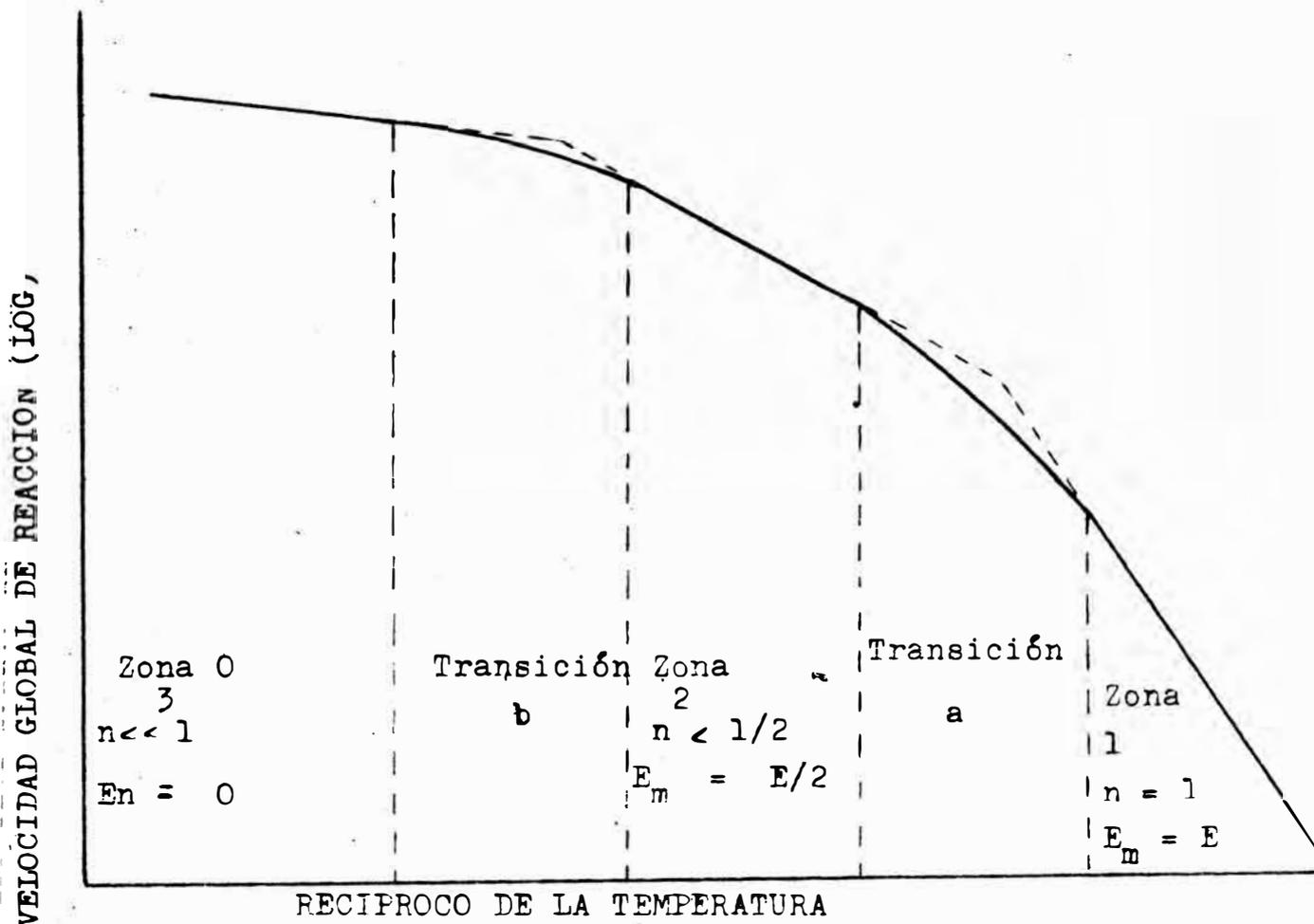


Fig. 6.10 Efecto de las presiones parciales del vapor e hidrógeno sobre la velocidad de la reacción carbón-vapor a altas temperaturas.



PERFILES DE CONCENTRACION DE REACTANTES

Fig.6.11 Zonas características de temperatura para la reacciones Gas Carbón.

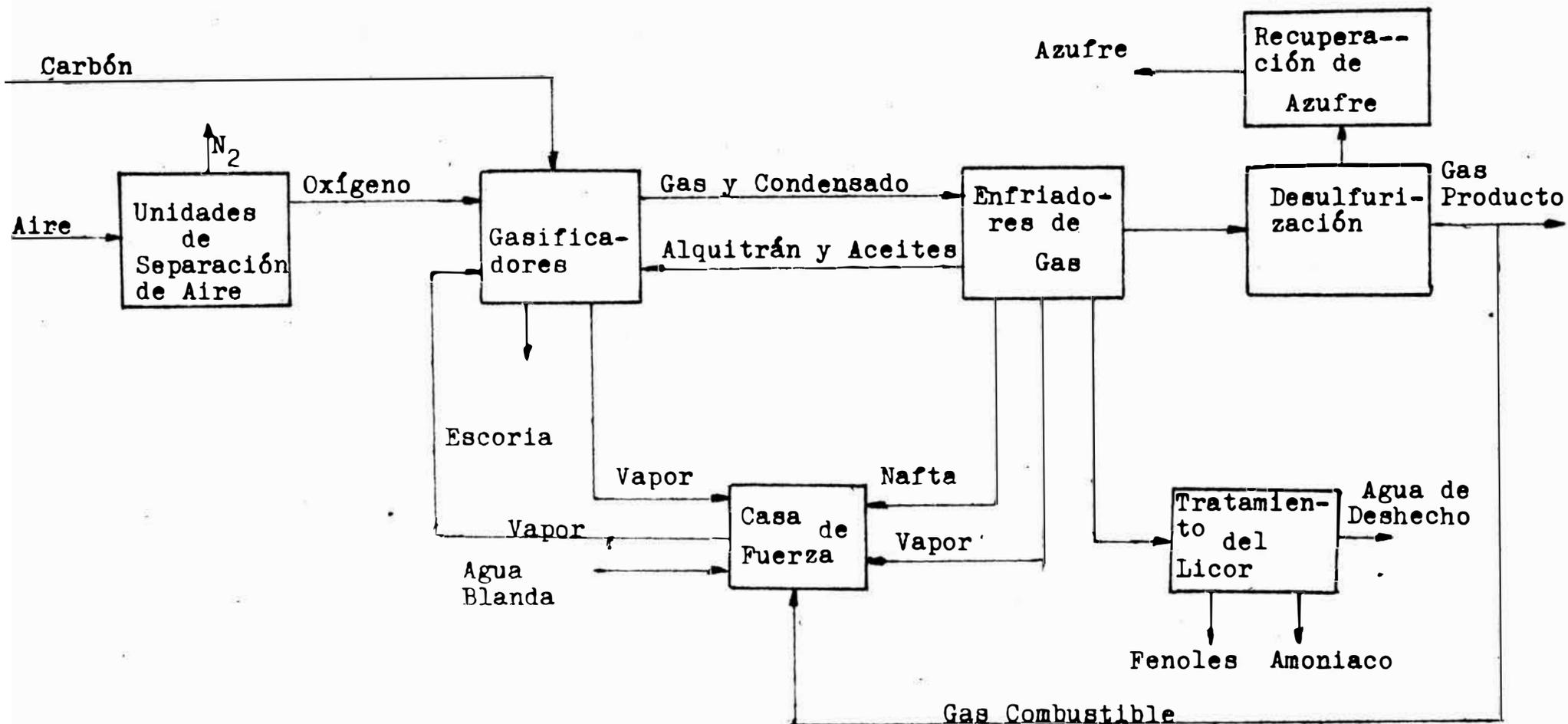


Fig. 7.1 GASIFICADOR ESCORIADOR LURGI

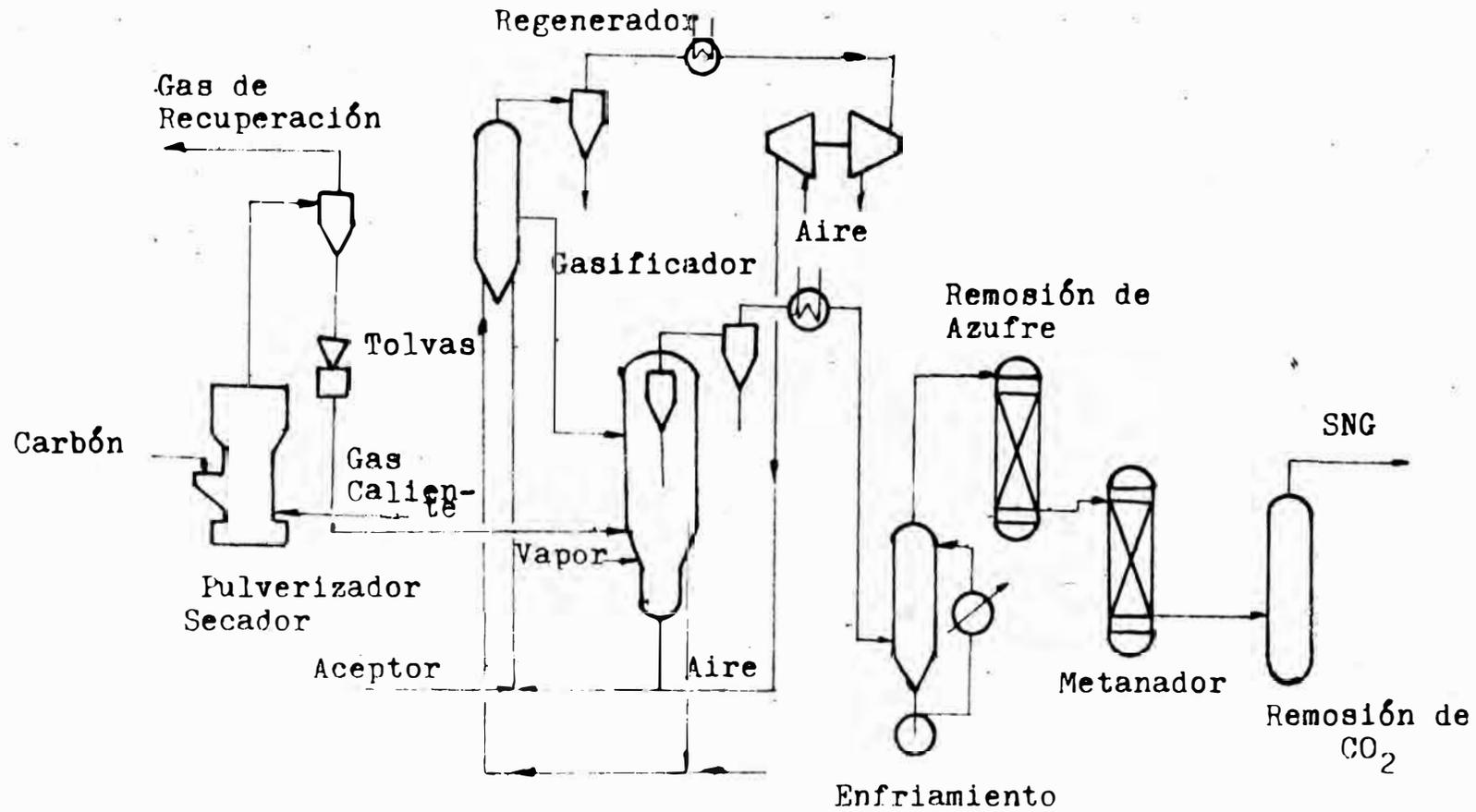


Fig. 7.2 ACCEPTOR CO<sub>2</sub>

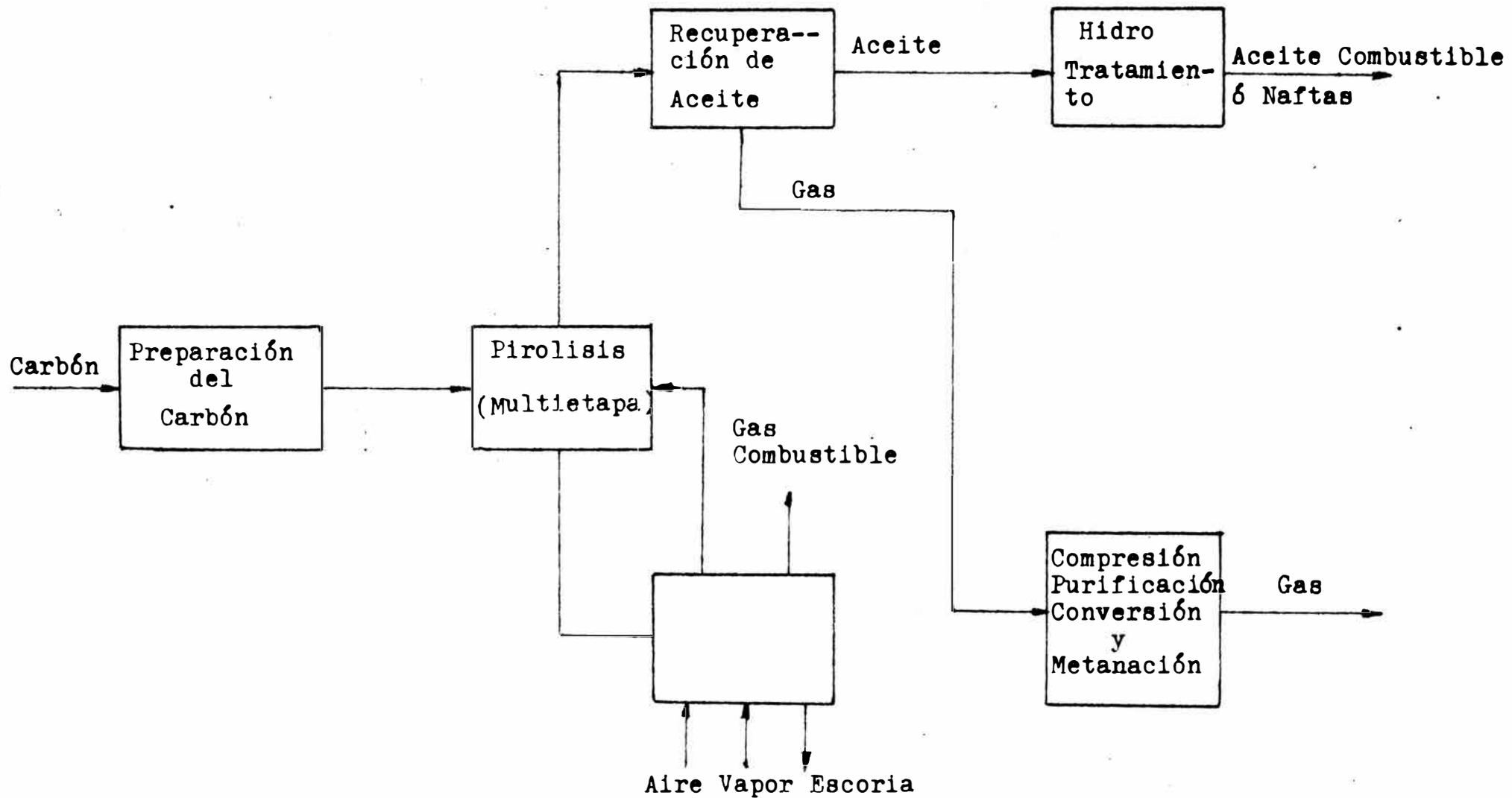


Fig. 7.3 COGAS

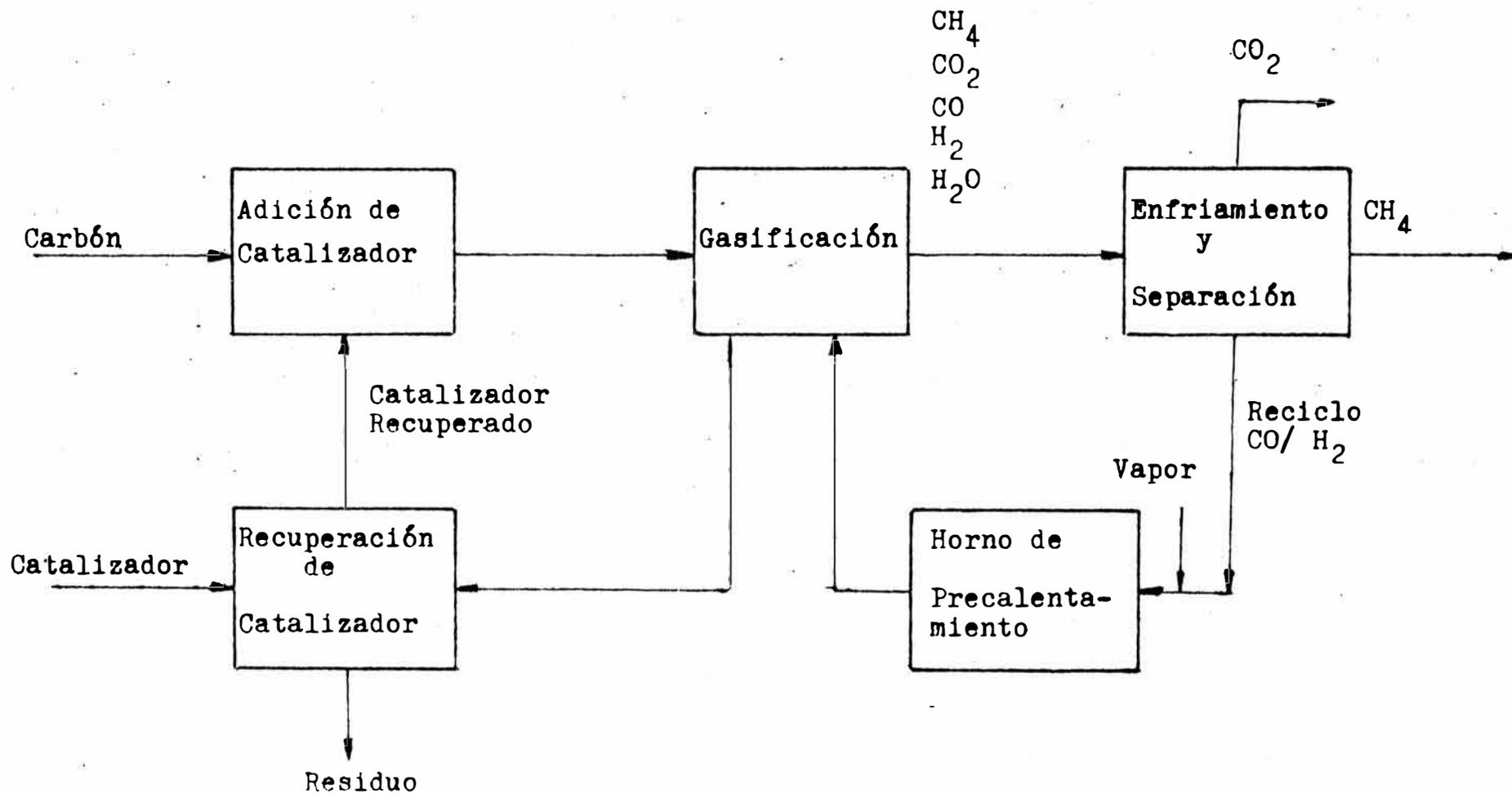
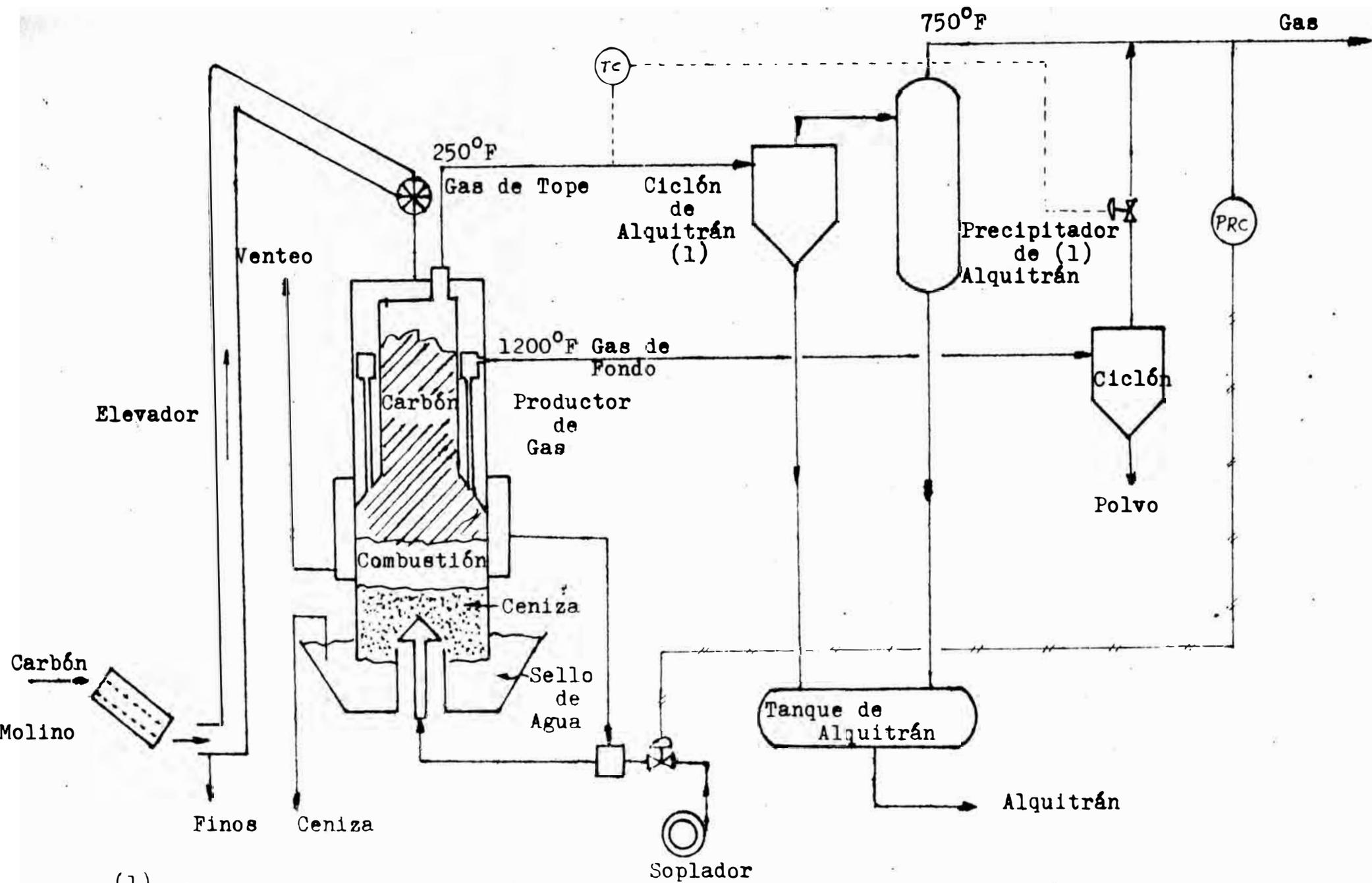


Fig. 7.4 EXON



(1) Alternativos

Fig.7.5 FOSTER WHEELER - GASIFICADOR DE DOS ETAPAS

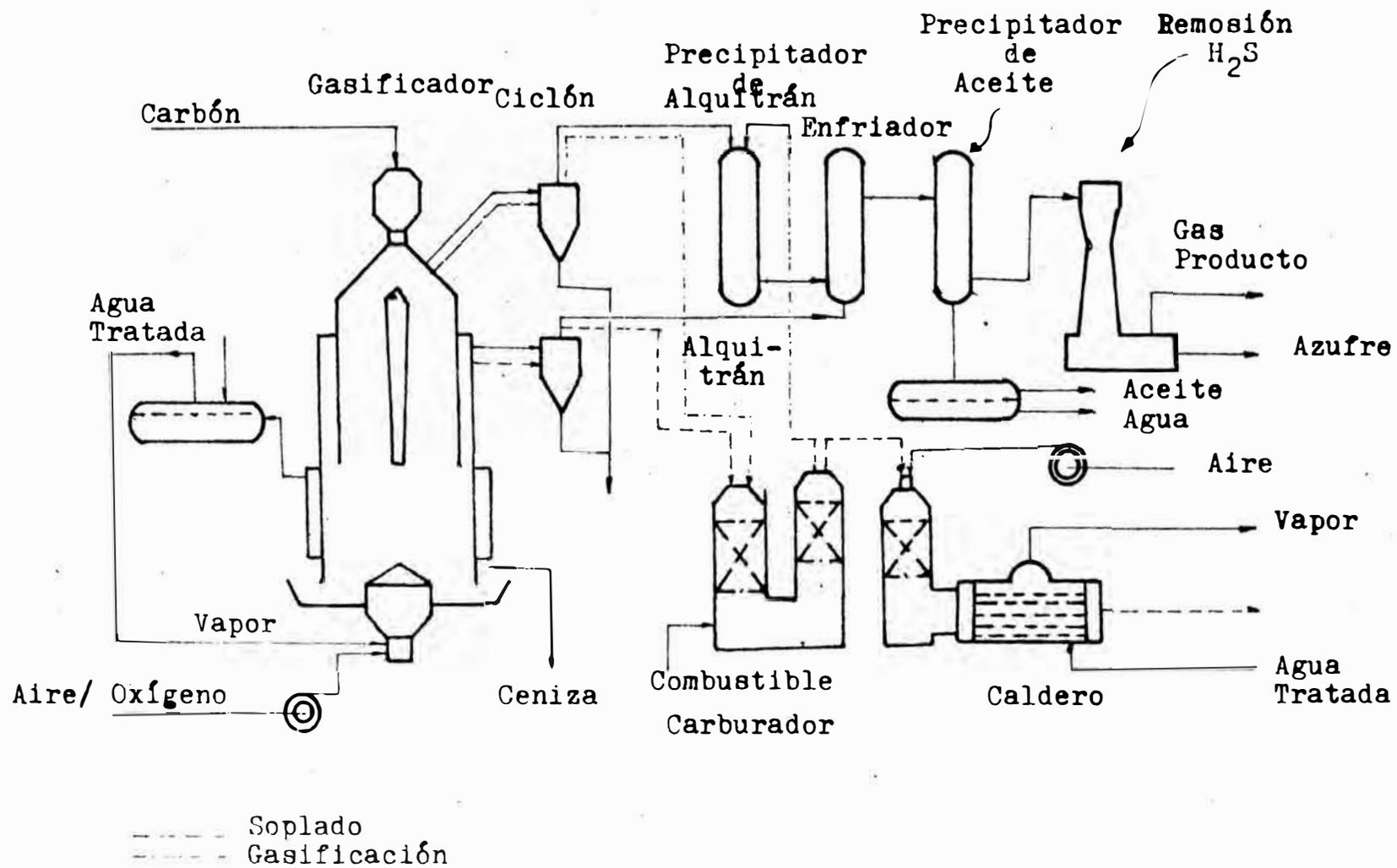
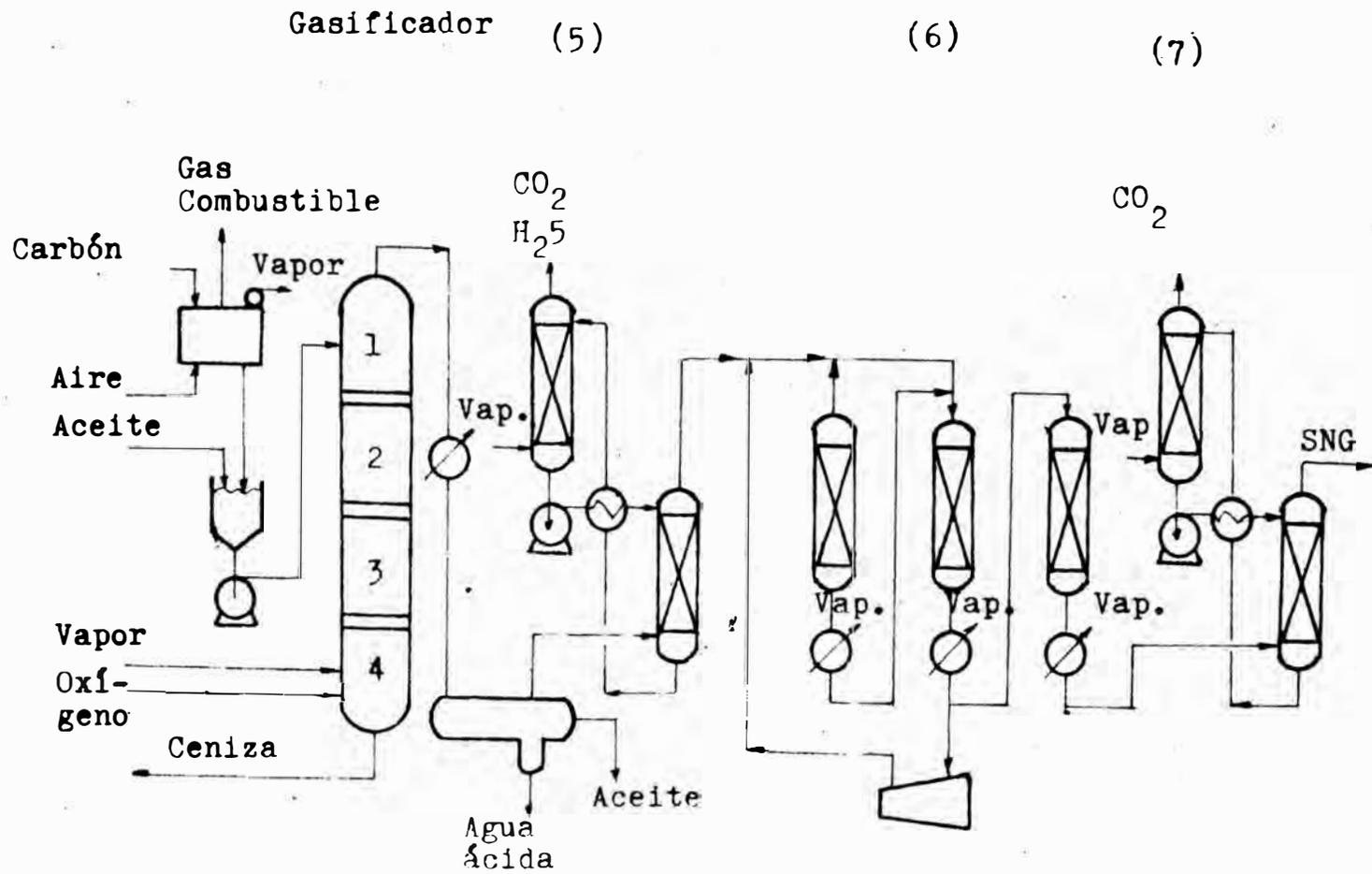


Fig. 7.6 G.I. PRODUCTOR DE GAS DE DOS ETAPAS



1. Secado del Lodo
2. Reactor de baja temp.
3. Reactor de alta temp.
4. Gasificador de oxígeno-vapor
5. Remoción parcial de gas ácido
6. Sistema combinado de conversión metanación.
7. Remoción final de Gas ácido

Fig. 7.7 HYGAS

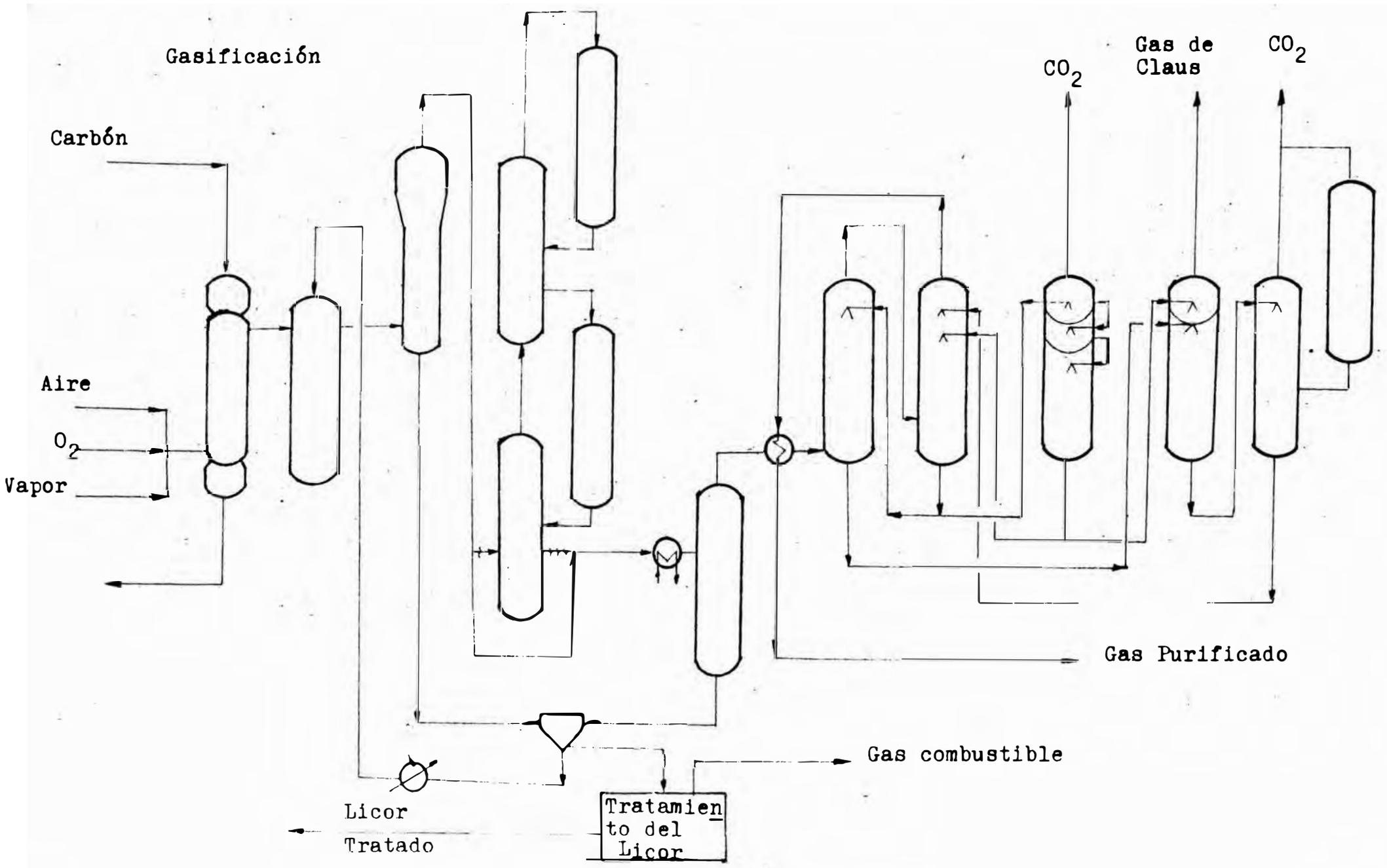


Fig. 7.8 LURGI- GASIFICADOR DE CARBON A PRESION

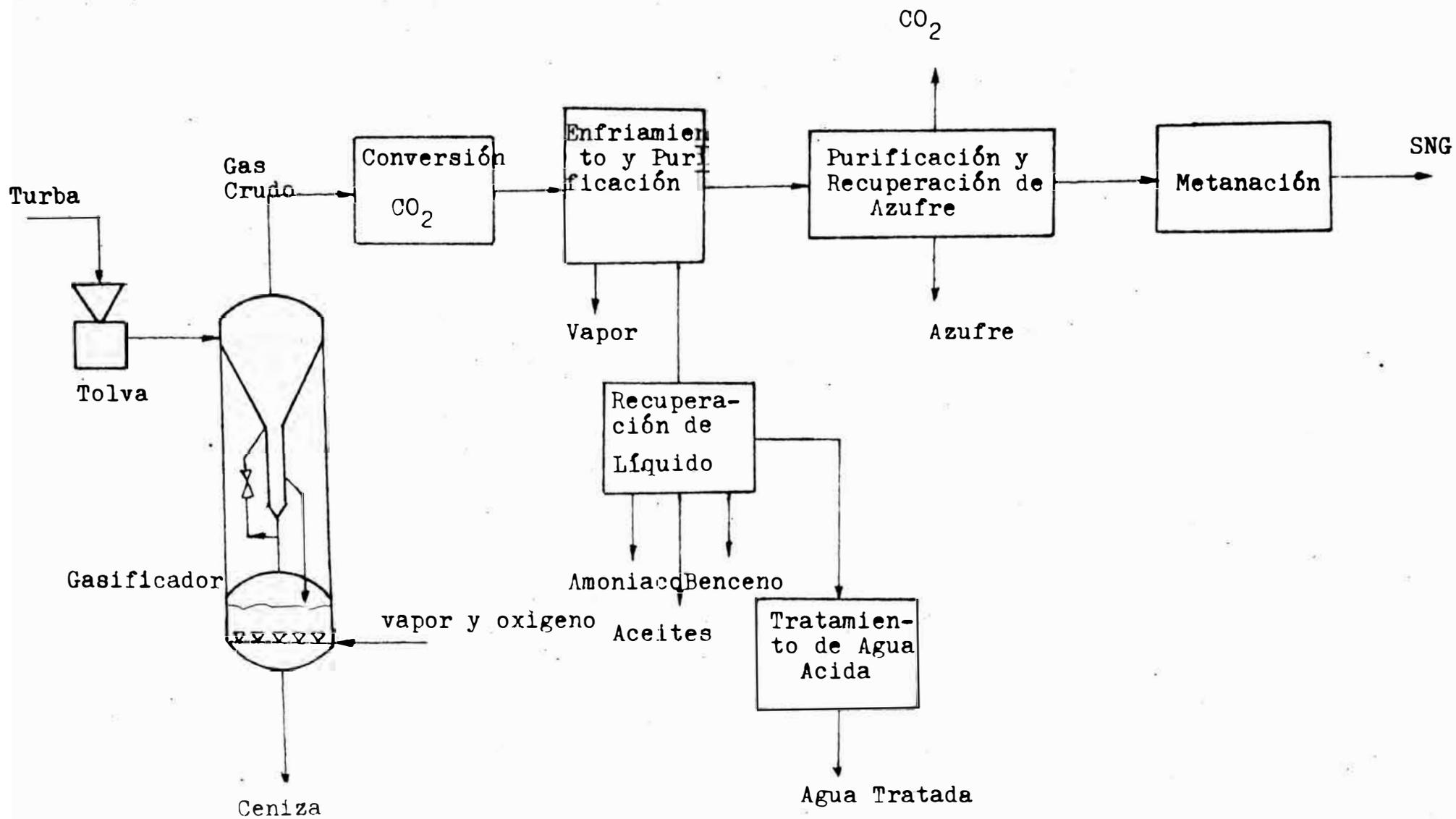


Fig. 7.9 PEATGAS

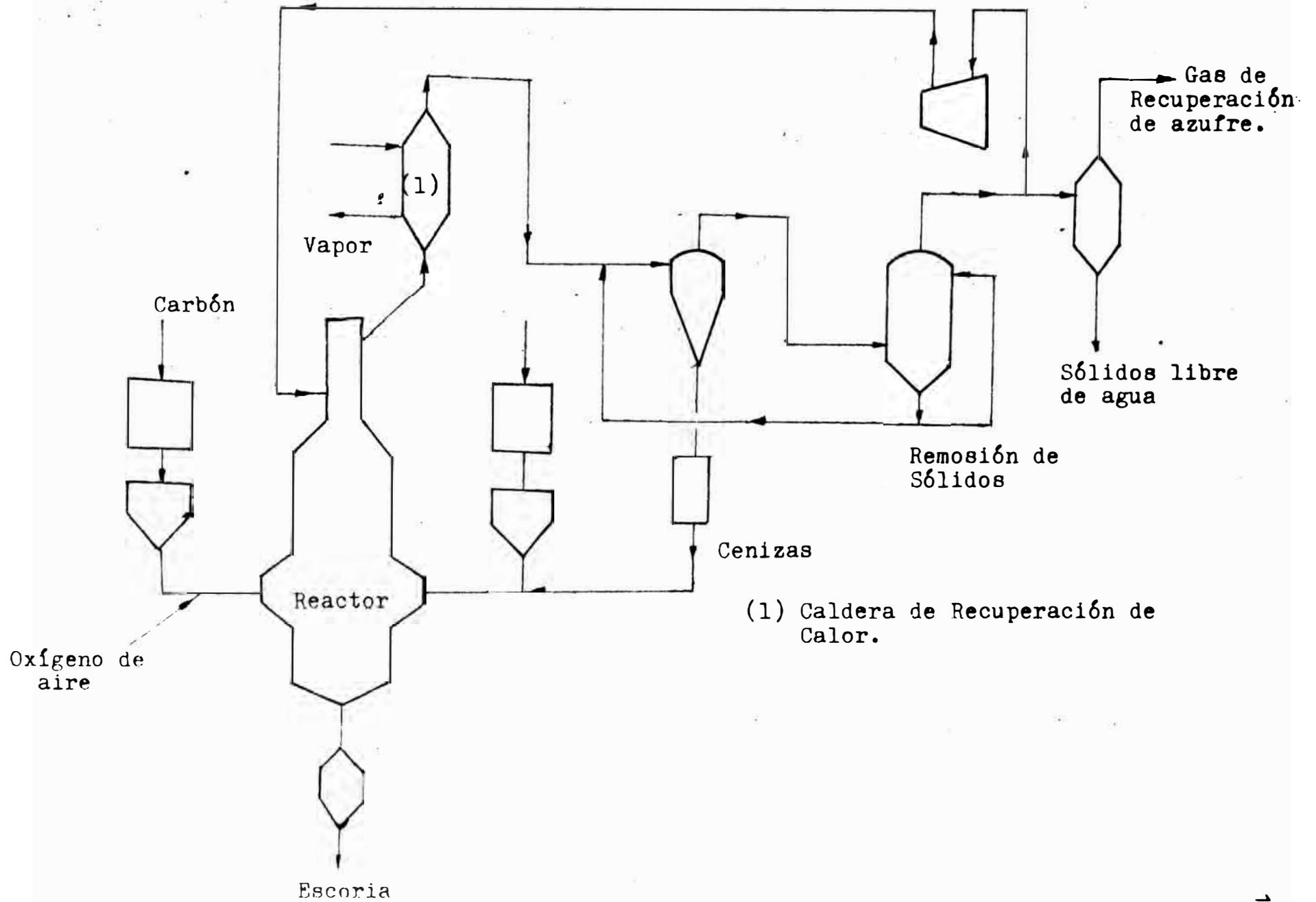
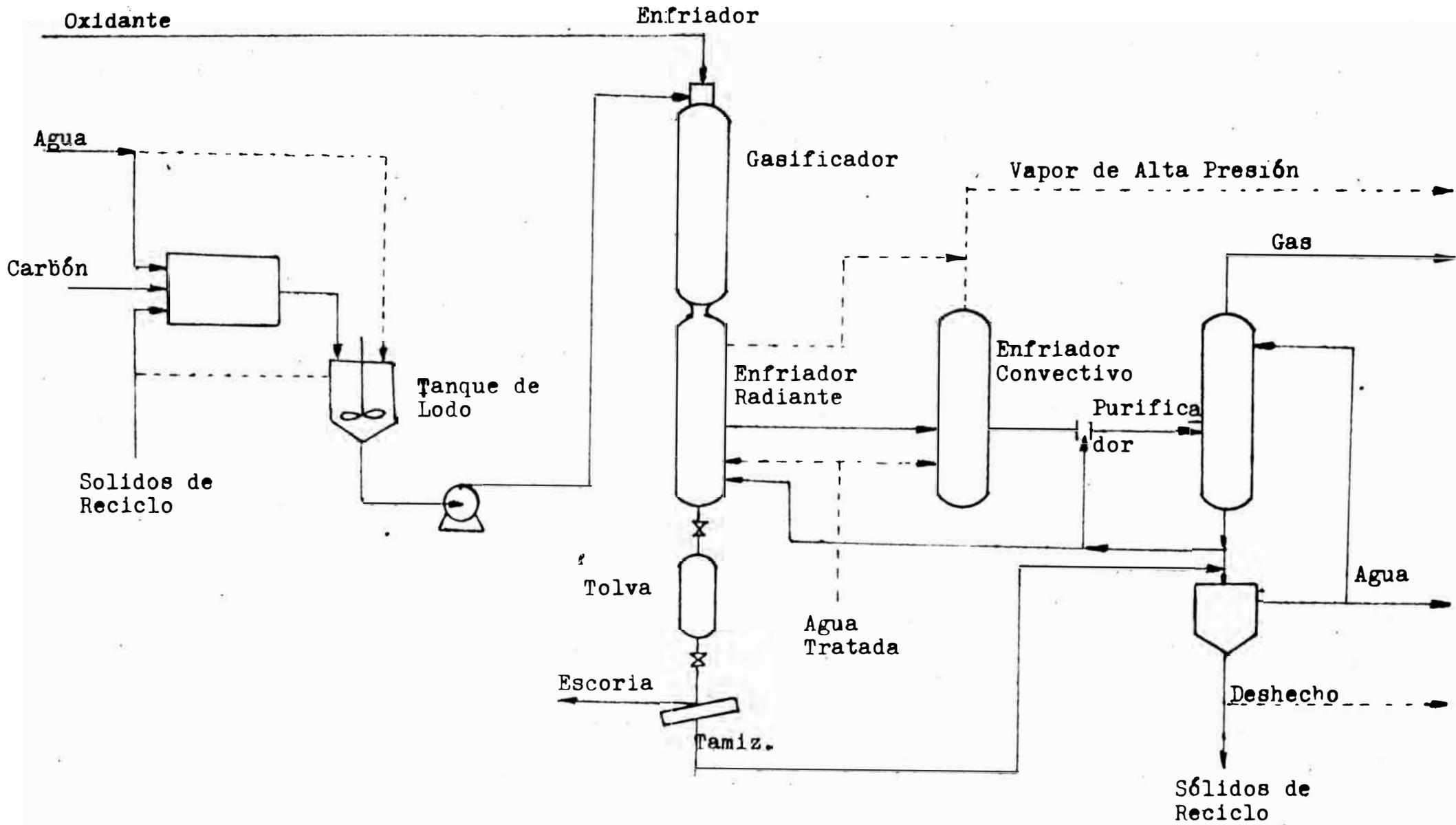


Fig. 7.10 SHELL



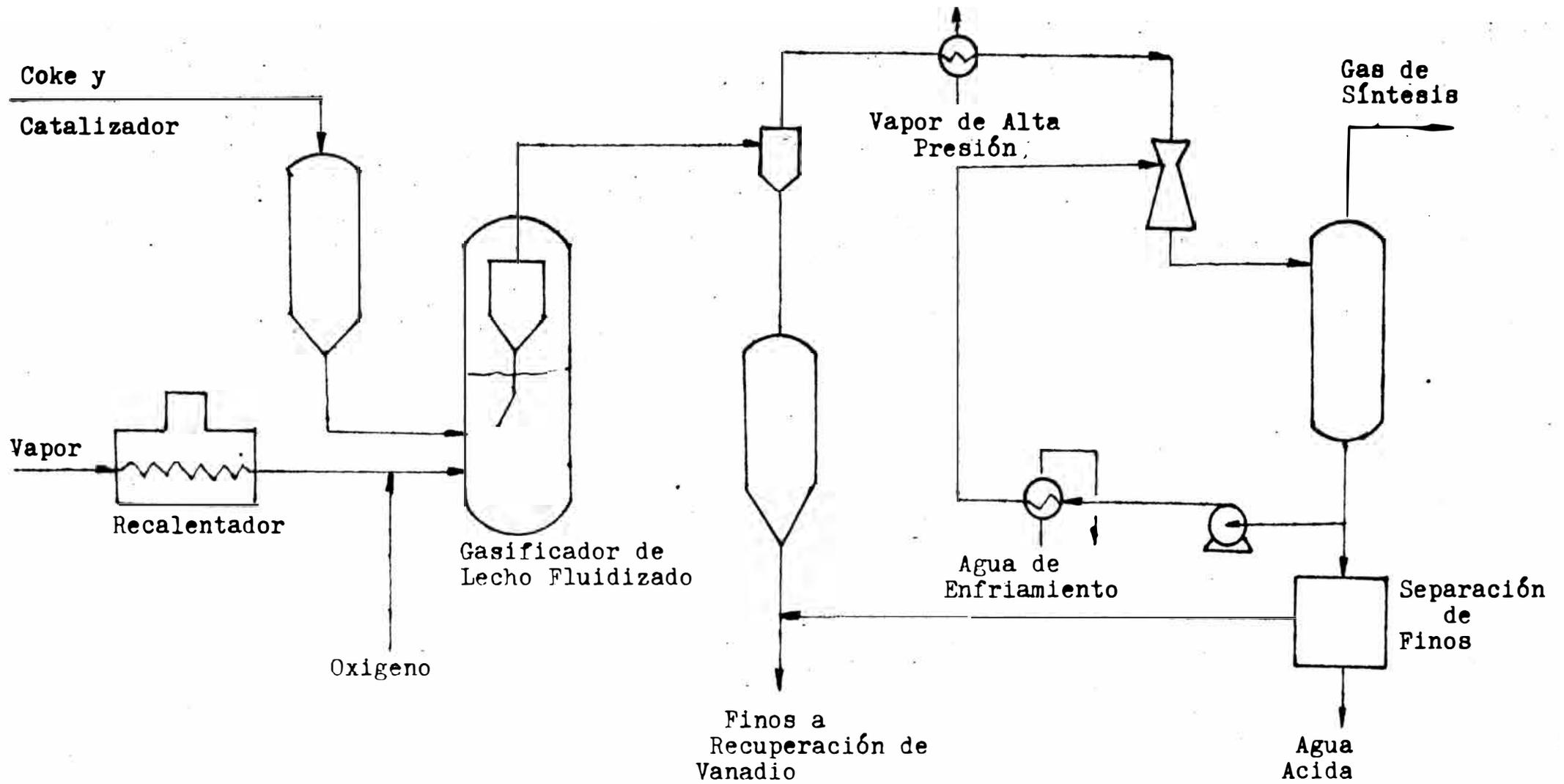


Fig.7.12 TOSCO: GASIFICACION CATACTICA DE COKE

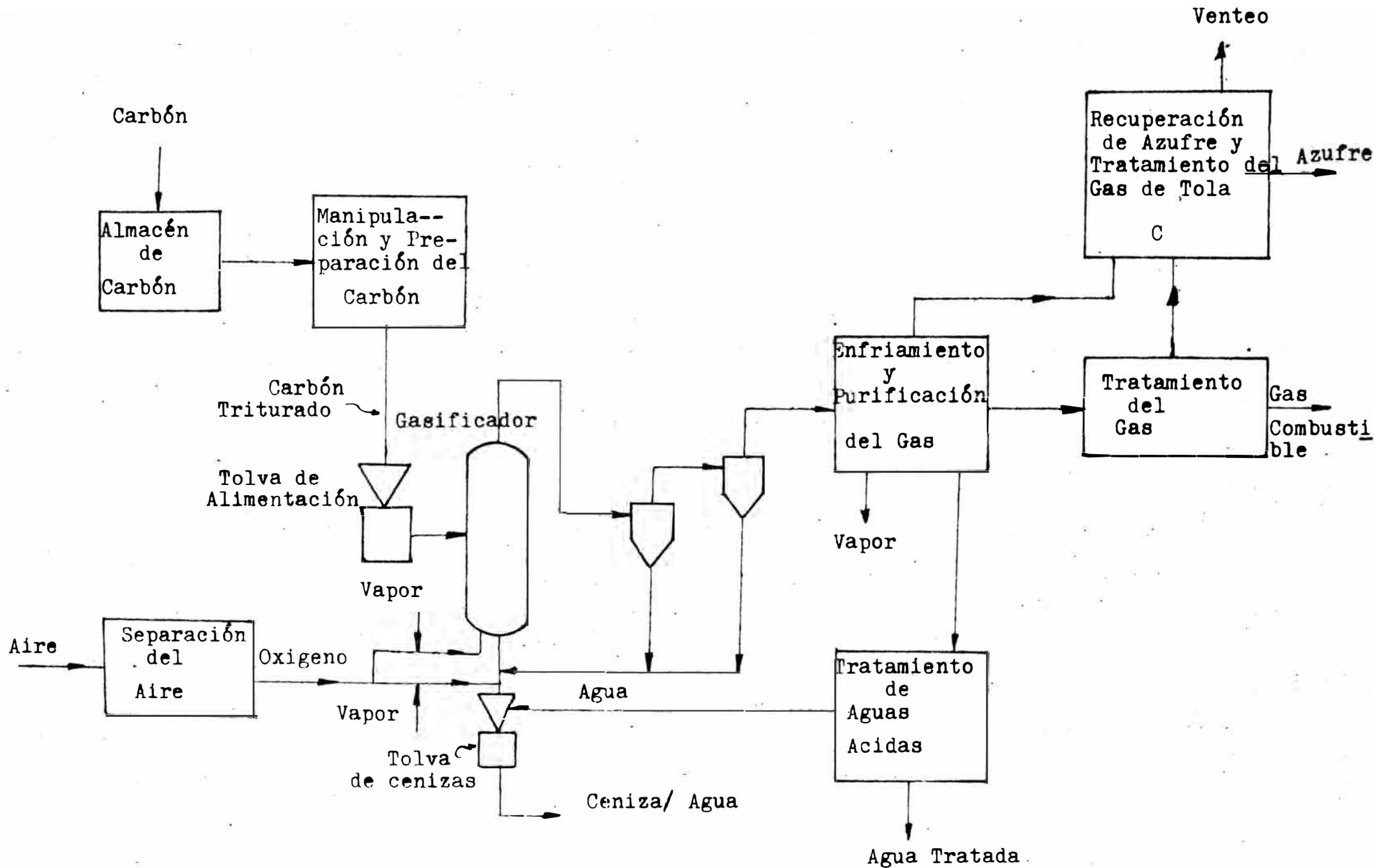


Fig.7.13 U-GAS

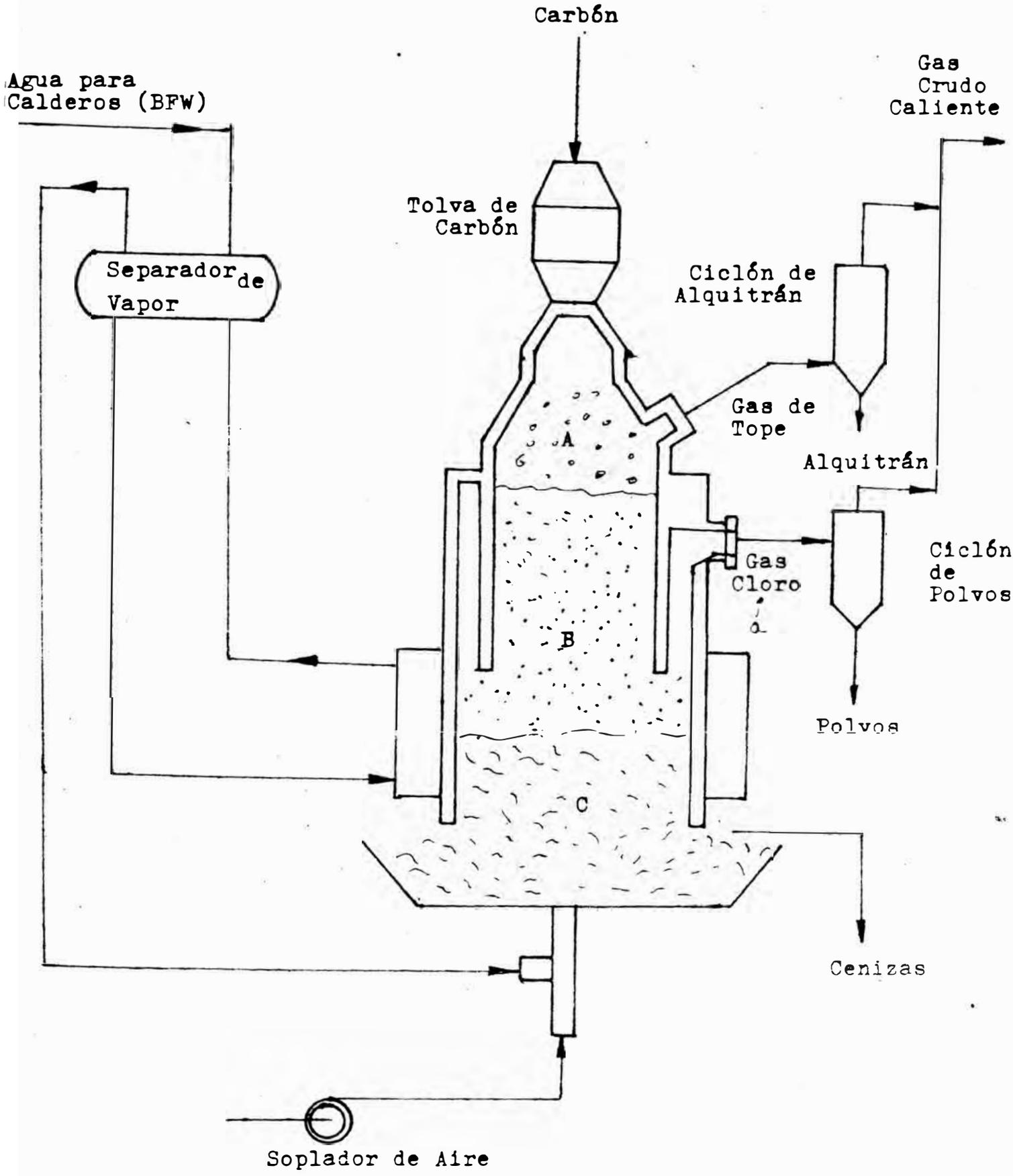


Fig 7.14 W-D/IGI

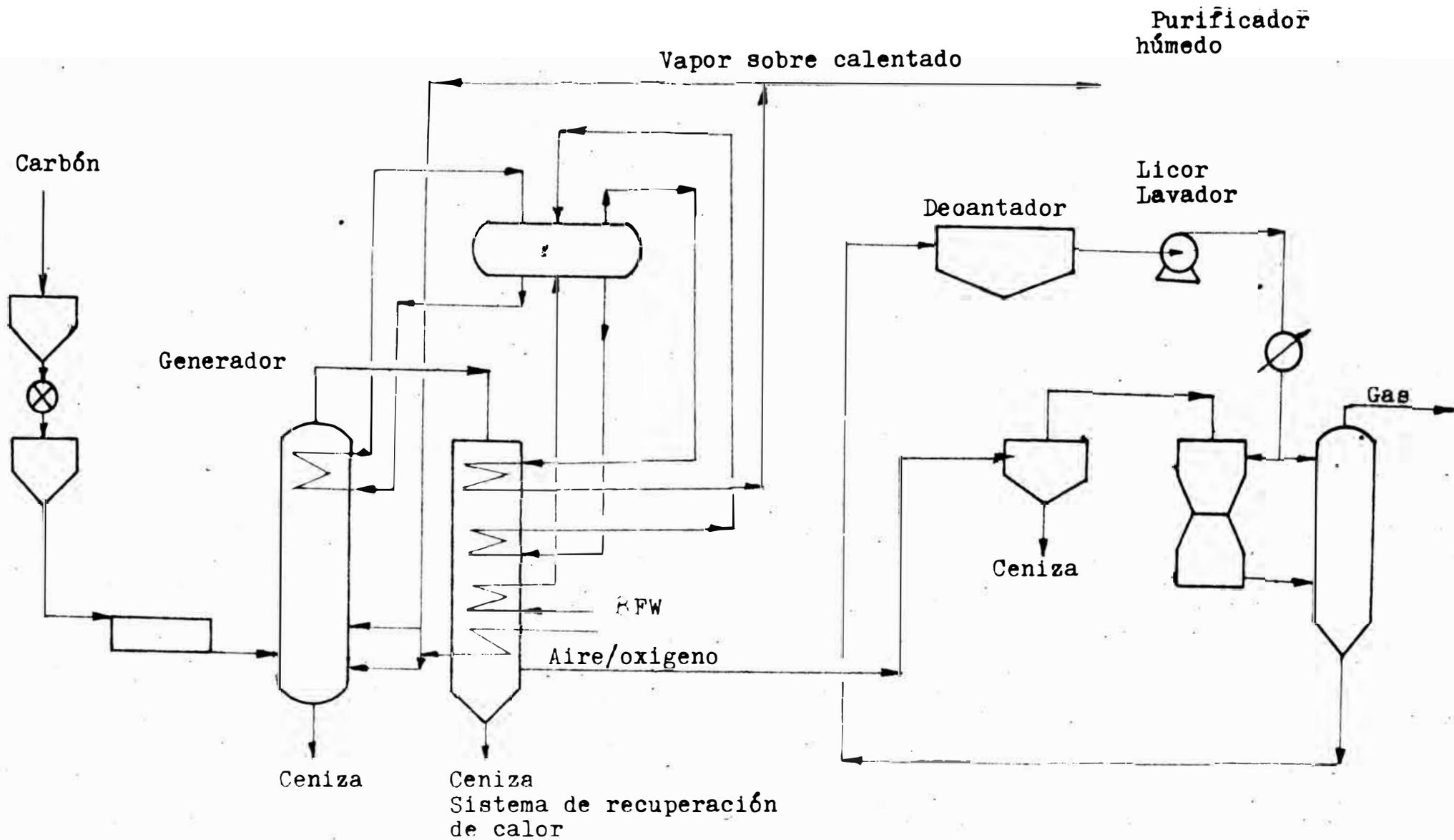


Fig.7.15 WINKLER

Carbón de la  
Unidad de Preparación

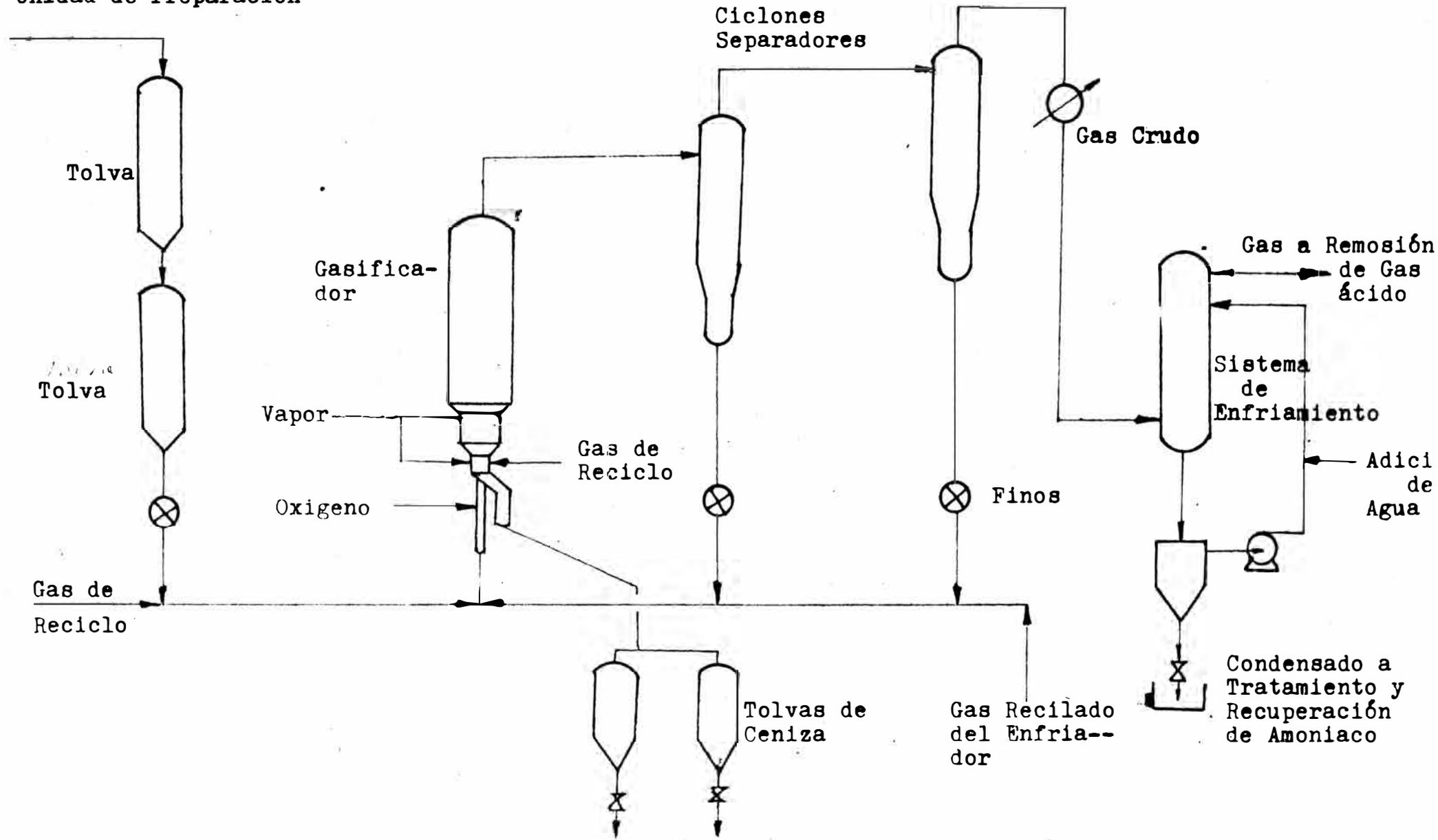


Fig.7.16 WESTINGHOUSE

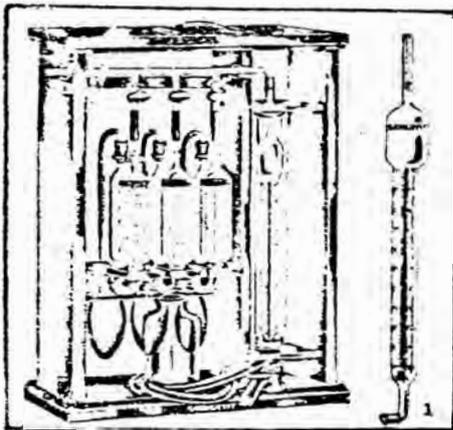
ANEXO 2

INSTRUCCIONES PARA EL MANEJO DEL ANALIZADOR  
DE GASES " ORSAT "

INSTRUCCIONES PARA EL MANEJO DEL ANALIZADOR DE GASES  
"ORSAT": DESCRIPCION DEL APARATO "ORSAT"

Las partes esenciales de un aparato analizador de gases "Orsat" son: Una bureta de medición, 3 o 4 pipetas de absorción, una botella de nivelación, secador de gases, tubería y llaves, todo esto está hecho de vidrio.- Todas estas partes están montadas en un estuche de madera.

BURETA DE MEDICION



La bureta de medición es cilíndrica y de vidrio graduada en 100 unidades, las que están divididas en quintos. Las escalas pueden ser leídas en ambos lados, empleando la de la izquierda para la lectura de capacidad y la de recha para resultados directos.

El volúmen de la bureta es de 100ml. Un volúmen de 16.38 ml. es igual a una pulgada cúbica (1 cubic inch) La bureta es usada para medir el volúmen de gases durante el proceso de análisis. Esta bureta está encerrada dentro de un tubo cilíndrico en vidrio, que sirve como camiseta de enfriamiento, lo que evita cambios rápidos de temperatura miantras se efectúa el análisis, Fig. N. 1.

### PIPETAS DE ABSORCIÓN

Las pipetas de absorción tienen la forma de "U" son de vidrio, y sirven para contener las soluciones de absorción

Uno de los brazos de la pipeta contiene un tapón de jebe, del cual por medio de un tubo en ángulo está conectado a una vejiga de jebe, que sirve para proteger a las soluciones del contacto del aire y regular las presiones. El otro brazo contiene unos tubos de vidrio que permiten que aumente la superficie de contacto entre el líquido y los gases.



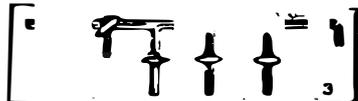
En el cuerpo de este brazo, se encuentra un cuello angosto que lleva un tapón de jebe y sirve para la colocación de los tubos de vidrio y para la limpieza. Los tapones de jebe, deberán estar completamente cerrados para evitar escapes de gases. Todas las pipetas en el cuerpo central y en uno de los bulbos, lleva un tubo que sirve para el ingreso de los gases. Estos tubos van conectados al ramal central de llaves de comunicación, por medio de un pedazo de manguera de jebe, Fig. No. 2.

### BOTELLA DE NIVELACION

La botella de nivelación, la que es conectada a la bureta de medición, por medio de una manguera de jébe de más o menos 0.80 a 1.00 m. de largo. Esta botella contiene agua (en algunos casos el agua lleva alguna sal como cloruro de sodio ú otra para evitar la solubilidad de los gases en el agua). Bajando y subiendo la botella de nivel, hace que el agua sirva de pistón, absorbiendo gas del exterior a la bureta ó empujando este de la bureta a las pipetas de absorción.

El agua en la botella de nivelación es usada también para regularizar la presión del gas cuando su volúmen es medio.

### RAMAL DE LLAVES O TUBO DE COMUNICACION

Tanto la bureta, pipetas y tubos de  

 secado, están unidas por medio de un tubo de vidrio que tiene 6 uniones en

forma de teé que llevan llaves de vidrio, las que tienen una ranura de comunicación en sentido contrario a la dirección de los brazos. La llave de entrada del gas del exterior al aparato, lleva sus brazos formando un ángulo de  $120^{\circ}$  y en su cuerpo central dos perforaciones también formando ese mismo ángulo, de manera que el paso del gas se hace en la misma dirección de los brazos.

Esta llave sirve como se dijo, para el paso de los gases y de tapón del gas que se encuentra en la bureta. El no poner las ranuras de comunicación de la llave en su correcta posición, se perderá el gas o entrará el aire del exterior. La llave en referencia, tiene en su cuerpo dos tubos, uno en forma de codo de  $90^{\circ}$  y el otro en forma de teé; el primero sirve para hacer pasar por medio de la llave el gas del tubo secador a la bureta, es decir cuando la posición de los brazos es - v -, para cerrar este paso hasta poner la llave en la siguiente forma.

Cuando se quiera tomar el gas sin necesidad de pasar por el tubo desecador la llave deberá tomar la posición.

Todas las llaves deberán ser lubricadas con una fina capa de vaselina, evitando, por supuesto el exceso, pues las perforaciones podrían cerrarse, Fig. 3.

El tubo central de comunicación, y en la primera teé o la que comunica la pipeta cerca a la bureta, lleva un tubo con un canal capilar y estrangulado, conteniendo en su parte más ancha un filtro para evitar el paso de cualquier cuerpo extraño en suspensión.

## FORMA DE MANIPULAR EL "ORSAT"

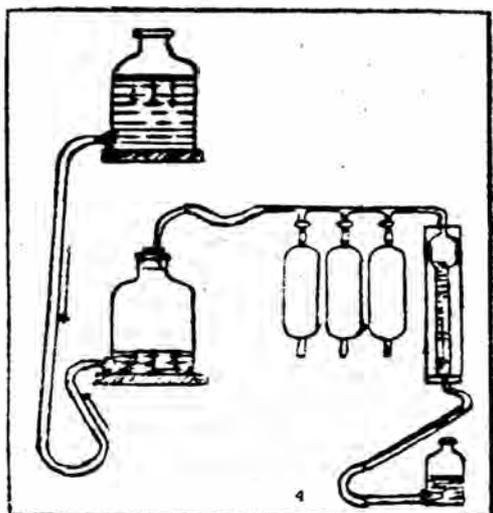
En un análisis de gas, en un aparato "ORSAT", la manipulación consiste principalmente en dos operaciones: movimiento del gas dentro de las diferentes partes del Orsat y medición de sus volúmenes.

### MOVIMIENTO DE GASES

El movimiento de los gases es efectuado por medio de agua en una bureta de medición y una botella de nivelación. El agua actúa de pistón, cuando la botella de nivelación es levantada, el agua sube por gravedad dentro de la bureta de medición y obliga a los gases a pasar a una de las buretas de absorción, y afuera del aparato, dependiendo que la llave esté abierta. Si la botella de nivelación es bajada el agua baja por gravedad de la bureta a la botella de nivelación y el gas es sacado de los aparatos a la bureta como se puede ver en las Figs. 4 y 5.

En las ilustraciones se pueden ver el movimiento del agua y los gases, indicado por flechas. La Fig. 4 demuestra la introducción de la muestra de gases de la botella colectora al aparato Orsat; el agua sale de la bureta a la botella de nivelación, para lo cual la llave principal se abre en la forma ya indicada, permaneciendo cerradas todas las llaves de la pipetas.

Cuando el gas empieza a salir de las pipetas de absorción debe tener mucho cuidado de que no pase nada de la solución a las llaves de salida de éstas, como tampoco permitir que el agua de la bureta entre a las pipetas. Cuando el gas es retirado de las pipetas, se hará en forma lenta, así mismo la entrada de la bureta a las pipetas. En la Fig. 6 se puede ver la mejor forma de operar el "Orsat".

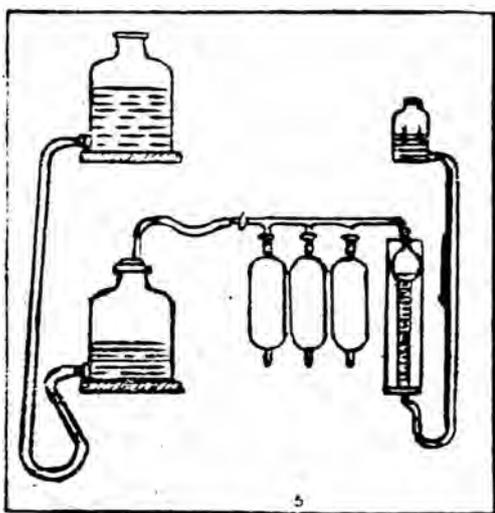


La botella de nivelación es manejada con la mano derecha, mientras el tubo de jebes está en posición de poder ser apretado con el pulgar y el primer dedo de la mano izquierda. Si la presión se excede en la tubería de jebes, el flujo de gas puede ser reducido.

Cuando la solución ha sido llevada al punto deseado, el operador puede parar el flujo, apretando con los dedos el tubo, la botella de nivelación puede ser colocada en su --

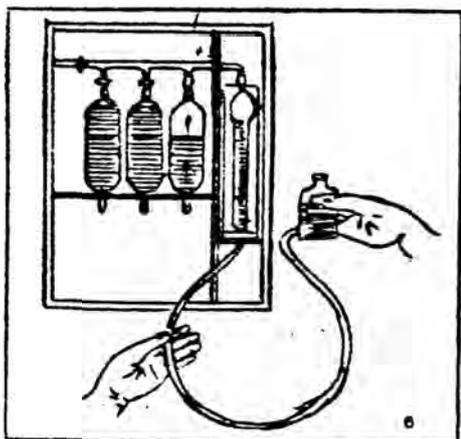
sitio, pudiendo entonces manejar la mano derecha para manipular la llave. En la misma forma se procederá cuando se obligue al gas a pasar a las pipetas de absorción.

#### MEDIDA DE VOLUMEN DE GASES



La medición del volúmen es la más importante operación en el análisis de gases. Durante la medición en cualquier gas, la lectura del volúmen deberá hacerse a temperatura y presión constante.

El alza en temperatura aumenta el volúmen del gas. Es necesario evitar el cambio de temperatura en la bureta de medición, para lo cual tiene un tubo cilíndrico para agua, que le sirve de camiseta de enfriamiento a la bureta.



Para evitar altas o bajas en el "Orsat", este deberá estar durante la operación analítica, fuera de todo contacto de radiación calorífica.

El cambio de presión hace que varíe el volúmen de los gases. Cualquier cambio de presión normal al momento de la medición, muy poco o casi nada altera el volúmen, pero es

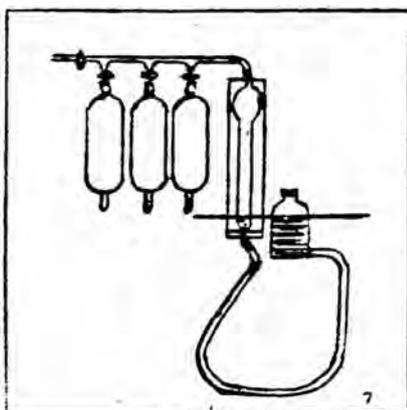
conveniente que la medición de los gases se haga bajo la presión atmosférica.

El gas dentro de la bureta de medición se llevará a presión atmosférica, sosteniendo la botella de nivelación en tal posición que el nivel del agua en la bureta y la botella de nivelación estén en la misma altura, esto es, de manera que una línea horizontal pase en ambos niveles, como se puede ver en la Fig. 7., momento en que se hace la medición o lectura. Cuando se haga la lectura, deberá tenerse cuidado que el tubo de jebes esté completamente libre de torceduras.

La necesidad de llevar los dos niveles a la misma altura antes de proceder a la lectura del volúmen, pues basta levantar o bajar la botella niveladora y se verá que el volúmen cambia, motivo por el cual puede haber errores. Antes de poner los niveles para su

medición, todas las lla--ves deberán estar cerra--das.

Otra precaución que debe tomarse antes de tomar la lectura, es permitir que el agua baje suavemente por las paredes interio--res de la bureta, en un tiempo prudencial. Bajo condiciones ordinarias bastará medio minuto. Por este motivo las paredes interiores de la bureta deberán conservarse comple--tamente limpias, de forma que el agua baje fácilmen--te.



### PRUEBA PARA ESCAPE

Se deberá poner mucho cuidado en las uniones que tiene el aparato "Orsat". Las conexiones entre vidrio y vidrio unidas por tubos de jebe deberán estar hechas de manera que los tubos de vidrio tenga entre ellos la separación mínimo. Los tapones deberán estar bien introducidos, en forma que no puedan saltar por la presión o dejar escapar gas, como absorber aire del exterior.

Para probar escapes, se llena la bureta de medición con agua, pero solamente hasta la mitad, todas las llaves se cierran. La botella de nivelación se levanta de 5 a 10 centímetros, de manera que el aire de la bureta, es puesta a reducida presión. Si el agua dentro de la bureta decae en cierto punto y después permanece estacionario, quiere decir que no hay escape. Pero si continúa la caída, aunque sea lentamente, quiere decir que hay escape, y debe ser corregida, ajustando los tapones y tubos de jebe.

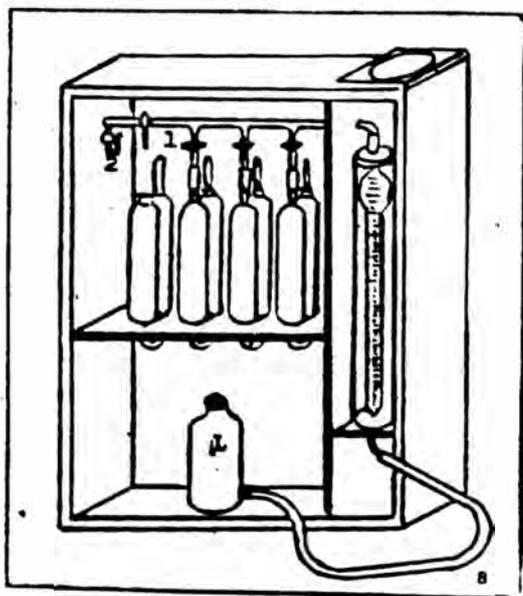
### PROCEDIMIENTO PARA EFECTUAR EL ANALISIS DE GASES DE COMBUSTION

#### LIMPIEZA DEL APARATO

Antes de efectuar cualquier análisis de gases, conviene hacer una limpieza del aparato, al decir limpieza, se entiende la eliminación de aire o gas de anteriores determinaciones.

El aparato "Orsat" tiene dos entradas de gas, 1: por el tubo inferior de la llave de 2 vías de comunica-

ción, y 2: por el tubo de secado, que previamente deberá cargarse con cloruro de calcio granulado.



Teniendo la llave cerrada se procede ha llenar la botella de nivel "1" con agua, o solución saturada de CIN, según sea necesario como la llave "1" es tá cerrada, no permite el paso del líquido a la bureta de medición, esta estará llena de aire o de trazas de gas de anteriores determinaciones, para sacar este,, se coloca la

botella de nivelación en el asiento que se encuentra en la parte superior del estuche. Con la mano iz---quierda se toma el tubo de jebe tal como se indica en la Fig. 7. y con la mano derecha se procede a abrir la llave "1", tal como se ha indicado anteriormente.

Con sumo cuidado y apretando suavemente la manguera de forma que el agua suba hasta la marca en el cuello

de la bureta, de esta forma se habrá expulsado el aire de esta. Se baja la botella "L" y siempre apretando con los dedos el tubo de jebes se procede a abrir la llave de la primera pipeta, que por tener el filtro, el nivel del agua bajará muy lentamente hasta con un minuto (sin filtro se comportará como las otras pipetas).

Se cierra la llave de la primera pipeta, siempre apretando la manguera y se abre la llave de la segunda pipeta, al hacerlo y teniendo la botella en la parte inferior el líquido de la bureta bajará. Se cierra la llave de la pipeta, se vuelve a colocar la botella "L" sobre el mueble y se procede a sacar aire, abriendo la llave "1", cuando el agua ha llegado al nivel de tope, se vuelve a bajar "L" y se abre la llave de la primera pipeta, cosa que se nota porque el nivel del agua queda estacionada, al haber salido todo el aire, se cierra la llave de la segunda pipeta, se vuelve a poner "L" sobre la parte superior del mueble y se abre la llave "1" para expulsar todo el aire.

De esta misma forma se procede con todas las pipetas. Para sacar el aire del tubo desecador se procede de la misma manera, pero se deberá poner una pinza de Mohor en el extremo del tubo de jebes y cerrar este, permaneciendo en esta forma hasta la toma de gas.

### MEDICION DE LA MUESTRA

Después de haber rellenido la bureta de gas tres o cuatro veces (previamente se ha sacado el aire del aparato), se cierra la llave principal No. 1. Los gases se ponen bajo una pequeña presión levantando la botella de nivelación "L", hasta que el agua esté sobre la marca cero. Se presiona el tubo de jebe, con el pulgar y primer dedo de la mano izquierda, separando suavemente los dedos se permitirá que el agua llegue a la marca "00" (Se abrirá por unos segundos la llave principal y después se cierra). Cuando la presión dada en el jebe ha desaparecido, se pone la botella de nivelación, al lado de la bureta y se toma la lectura cuando la línea horizontal esté en el cero. No es necesario que el nivel marque cero, pues los cálculos se pueden hacer sobre el número de milímetros que han ingresado, pero que la bureta está dividida para lecturas en tanto por ciento directo, se recomienda poner a cero los niveles.

### DETERMINACION DE ANHIDRIDO CARBONICO

Cuando el gas se ha ajustado al nivel del cero, el gas es forzado a pasar a la pipeta que contiene la solución de hidróxido, de potasio, esto se efectúa, como se indica en la Fig. 6, levantando la botella niveladora a la parte superior de Orsat, de manera

que el agua corra dentro de la bureta.

El tubo de jebes es presionado por el pulgar y el primer dedo de la mano izquierda, la botella de nivelación es puesta en la parte de arriba del mueble y la llave de la primera pipeta se abre. Se reduce la presión de los dedos en el tubo de jebes poco a poco, y se permite que el agua corra de la botella a la bureta, lo que empujará el gas a entrar dentro la pipeta. Cuando el gas llegue a la parte angosta del cuello de la bureta, la botella de nivelación es bajada y la corriente de gas volverá a entrar dentro de la bureta, debe tenerse cuidado de no permitir que la solución llegue a la llave. El flujo de gas podrá ser muy bien regulado por la presión dada al tubo de jebes tal como se describe en conexión con la figura 6. Esta operación se repite 3 a 4 veces, permitiendo la salida de la pipeta en forma lenta.

Después que el gas ha sido retirado por última vez de la pipeta, la llave es cerrada. El volumen es medido llevando ambos niveles del agua a la misma línea, como se indica en la Fig. 7.

Tomada la primera lectura, se vuelve a hacer pasar el gas una vez más o las que sean necesarias, por la pipeta.

...

Si dos lecturas son iguales, quiere decir que todo el anhídrido carbónico ha sido absorbido, la reducción del volumen de gas es debido a la absorción del anhídrido carbónico por la solución y la medida es la cantidad de este constituyente en el gas.

#### DETERMINACION DEL OXIGENO

Después que todo el anhídrido carbónico ha sido eliminado, el gas que queda es forzado a pasar por la segunda pipeta que contiene una solución alcalina del ácido pirogálico, la que absorbe el oxígeno. El gas deberá ser introducido y sacado varias veces de la pipeta ya que el oxígeno es absorbido más lentamente que el anhídrido carbónico, por esta razón el paso deberá ser tantas veces como sean necesarias para que las dos últimas lecturas sean iguales.

La contracción en volumen es la cantidad de oxígeno que había en el gas.

#### DETERMINACION DEL OXIDO DE CARBONO

El óxido de carbono es absorbido en una solución amoniacal de cloruro cúproso. Después que todo el anhídrido carbónico y oxígeno han sido eliminados de la muestra de gas, el gas que queda es el óxido de carbono y nitrógeno (en otros casos pueden ser metano y otros, según sea la procedencia del gas), el que será absorbido en la tercera pipeta de la misma manera que las otras determinaciones ya indicadas.

EJEMPLO DE ANALISIS

Se empieza el análisis con la bureta llena de gas o sea hasta el punto cero. El gas es introducido y sacado de la primera pipeta por 3 veces. Suponiendo que en las tres veces, la lectura del volumen medido sea 5.2. Se hará pasar una vez más el gas en la misma pipeta, y la lectura es también 5.2. El gas que queda se hace pasar una 5 a 6 veces a través de la segunda pipeta tomando la lectura, las dos últimas de berán coincidir suponiendo que esta fuera 19.6. La contracción es 19.6 menos 5.2 ó sea 14.4 que es la cantidad de oxígeno en el gas. El resto del gas pasa por la tercera pipeta, tres veces si no hay óxido de carbono (es preferible trabajar con solución fresca de cloruro cúproso amoniacal, pues muchas veces cuando se ha hecho pasar el gas por esta solución no absorbe el monóxido).

Suponiendo que la cantidad de muestra no llega al cero, se toma una cantidad cualquiera del gas, así como por ejemplo 49.0 unidades. Después de haber determinado el anhídrido carbónico el volumen es 44.2 unidades.

La contracción es  $49.0 - 44.2 = 4.8$  unidades, ó sea  $\frac{4.8}{49.0} \times 100 = 9.8\%$  de anhídrido carbónico. Después que el oxígeno es absorbido, el volumen es de 39.8

unidades. La contracción es  $44.2 - 39.8 = 4.4$  unidades, ó sea  $\frac{4.4}{49.0} \times 100 = 9.0\%$  de oxígeno.

PRECAUCIONES QUE DEBEN TOMARSE PARA OBTENER RESULTADOS EXACTOS

Para obtener resultados exactos, se deberá tener presente:

- a. El aparato deberá tener las uniones perfectamente ajustadas.
- b. Pruebas para determinar escapes se deberán hacer por lo menos una vez al día antes de empezar a efectuar los análisis.
- c. Los cuerpos contenidos en el gas, deberán ser absorbidos siempre en el orden de:
  1. Anhídrido Carbónico
  2. Oxígeno
  3. Oxígeno de Carbono
- d. Las soluciones para absorber oxígeno también absorben anhídrido carbónico, la solución para el monóxido de carbono también absorbe oxígeno, de aquí que cada constituyente deberá ser completamente eliminado por absorción antes de la siguiente operación.

...

- e. Las soluciones deberán ser reemplazadas por nuevas cuando la absorción sea lenta.
- f. Todas las mediciones de volumen se deberán hacer en las mismas condiciones de presión, y se evitarán cambios de temperatura durante los análisis.

### PREPARACION DE LAS SOLUCIONES

#### A. SOLUCION DE HIDROXIDO DE POTASIO PARA ABSORBER AL ANHIDRIDO CARBONICO

En la preparación de la solución para la absorción del anhídrido carbónico deberá usarse hidróxido de potasio no purificado por alcohol.

Se disuelve 330 gramos de hidróxido de potasio en 1000 ml. de agua destilada.

La solución deberá estar fría antes de ponerla en la pipeta de absorción.

Si se forma precipitado, se deberá permitir que este se asiente, y se saca el líquido claro sin mover el sedimento.

La solución del hidrato de potasio se puede guardar en botella con tapón de jebe y es la misma que se usa para la preparación de la solución alcalina del ácido pirogálico.

Una pipeta llena con esta solución puede servir hasta 150 determinaciones del anhídrido carbónico.

B. SOLUCION ALCALINA DEL ACIDO PIROGALICO PARA ABSORBER OXIGENO

Esta solución se prepara disolviendo 10 grs. de ácido pirogálico en 25 ml. de agua destilada. Esta solución se introduce en la segunda pipeta y se añade solución de hidróxido de potasio (de la preparada en A), hasta que los brazos estén llenos un poco de la mitad.

Las dos soluciones deberán ser mezcladas en la pipeta, cerrando las comunicaciones con el exterior inmediatamente para evitar la absorción del oxígeno del aire. También se puede hacer la mezcla en un embudo de separación con tapa esmerilada, e introducir en la pipeta inmediatamente.

Una pipeta llena de esta solución sirve para 40 determinaciones de oxígeno.

C. SOLUCION DE CLORURO CUPROSO AMONIAL PARA ABSORBER OXIDO DE CARBONO

Los productos químicos necesarios para la preparación de esta solución que absorbe el óxido de carbono son: cloruro cúproso y cloruro de amonio, ambos cristalizados, además, hidróxido de amonio de gravedad específica 0.91.

...

A 750 centímetros cúbicos de agua destilada se añá de 250 gramos de cloruro de amonio. La mezcla se agita hasta la completa solución. A esta solución se añade 200 gramos de cloruro cúproso. El cloruro cúproso se disuelve lentamente y para favorecer la solución se deberá agitar de vez en cuando.

Generalmente el cloruro cúproso no se disuelve to talmente y algo de este se asienta en el fondo del frasco. Cuando se va a usar esta solución debe pipetearse solamente la porción clara.

Para preparar la solución final, en un embudo de separación se echa la cantidad que más o menos pueda llenar uno de los brazos de la pipeta, a es ta, se va añadiendo con mucho cuidado el hidróxido de amonio. Cuando se echa el amoníaco se forma un precipitado esponjoso que al seguir añadiendo el amoníaco desaparece y la solución toma un color azul oscuro. La solución debe ser agitada suave mente mientras se añade el amonio y la cantidad de este deberá ser solamente hasta que se disuelva completamente el precipitado.

Apróximadamente se requiere un volúmen de hidróxi do de amonio por tres volúmenes de los cloruros.

Una vez llenadas las pipetas cualquier solución que sobrara no deberá ser devuelta a los frascos que contienen las soluciones.

ANEXO 3

CALCULO DE LOS BALANCES DE MATERIA CORRESPONDIENTES

A LOS ANALISIS DE LOS GASES

ANALISIS DE LOS GASES

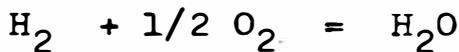
A continuación se describe la secuencia utilizada para hacer los cálculos tabulados en la tabla 8.2 para:

vapor =  $180^{\circ}$  = 0.44 lb/ min de vapor.

<u>COMPUESTO</u>	<u>VOLUMEN LEIDO EN EL ORSAT</u>
C O <sub>2</sub>	94 ml
C O <sub>2</sub>	92.8 ml
CO	77 ml
H <sub>2</sub>	18 ml
CH <sub>4</sub>	17 ml

Volúmen que desaparece al quemarse el H<sub>2</sub> y el CH<sub>4</sub> es de

$$77 - 18 = 59 \text{ ml.}$$



-Al quemar metano solo, la disminución de volúmen corresponde al doble del volúmen que había inicialmente de metano.

-Al absorber humos al quemar metano solo, el volúmen que disminuye es el que correspondía inicialmente al volúmen de metano ahora convertido en CO<sub>2</sub>.

-Al quemar H<sub>2</sub> solo, la disminución de volúmen es igual a los  $\frac{3}{2}$  del volúmen H<sub>2</sub> que existía inicialmente.

- % CH<sub>4</sub>:

$$\Delta V = 1 \text{ cm}^3 \text{ en } V_0 = 18 \text{ ml.}$$

$$\text{pero } V_t = 18 + 215 \text{ ml} = 233 \text{ ml.}$$

$$V = \frac{1}{18} \times 233 = 12.9 \text{ ml. de CH}_4$$

$$\text{que ocasiona un } \Delta V = 25.8 \text{ ml.}$$

- % H<sub>2</sub>

$$\Delta V \text{ por H}_2 = 59 - 25.8 = 34.2$$

$$\text{por lo tanto: } \% \text{ H}_2 = 34.2 \times \frac{2}{3} = 22.8 \text{ ml.}$$

- Luego el análisis reportado será:

% CO <sub>2</sub>	-	6.0
% O <sub>2</sub>	-	1.8
% CO	-	15.8
% H <sub>2</sub>	-	22.8
% CH <sub>4</sub>	-	12.9

- Para vapor = 0.045 lb/ min

CO <sub>2</sub>	100
O <sub>2</sub>	93
CO	80
H <sub>2</sub>	26
CH <sub>4</sub>	23.6

- % CH<sub>4</sub> :

$$\% \text{CH}_4 = \frac{(26 - 23.6)}{26} \cdot (26 + 215) = 22.25$$

- % H<sub>2</sub>:

$$V \text{H}_2 = (80 - 26) - 22.25 \times 2 = 9.51$$

$$\% \text{H}_2 = 9.54 \times \frac{2}{3} = 6.34$$

- Luego el análisis reportado será:

CO <sub>2</sub>	0
O <sub>2</sub>	7.0
CO	13.00
H <sub>2</sub>	6.34
CH <sub>4</sub>	22.25