

# UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA

**“DISEÑO DE DOS REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO  
PARA LA OBTENCIÓN DE CONCENTRADO DE DIÓXIDO DE  
TITANIO, MEDIANTE LA REDUCCIÓN DEL MINERAL  
ILMENITA CON HIDRÓGENO Y MONÓXIDO DE CARBONO  
(GAS DE SÍNTESIS)”**

SAMUEL EDUARDO PEREDA GODÍNEZ

BIBLIOTECA  
DE LA  
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

GUATEMALA

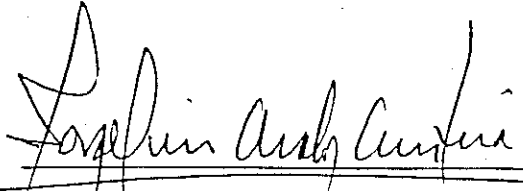
2005

**Este Trabajo de Graduación está dedicado a:**

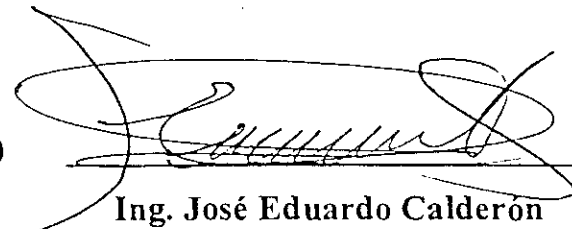
**Dios, por darme sabiduría y fuerza**  
**A mis padres y hermana, por su amor y apoyo incondicional**  
**A mis amigos y compañeros, por su ayuda y colaboración**  
**A mis catedráticos, por su consejo y orientación**

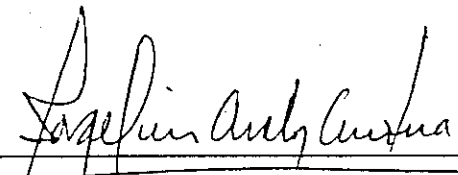
**“DISEÑO DE DOS REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO  
PARA LA OBTENCIÓN DE CONCENTRADO DE DIÓXIDO DE  
TITANIO, MEDIANTE LA REDUCCIÓN DEL MINERAL  
ILMENITA CON HIDRÓGENO Y MONÓXIDO DE CARBONO  
(GAS DE SÍNTESIS)”**

Vo. Bo.:

(f)   
Ing. Jorge Luis Ávalos Austria  
Asesor

Tribunal:

(f)   
Ing. José Eduardo Calderón

(f)   
Ing. Jorge Luis Ávalos Austria

(f)   
Ing. Otto Raúl de León

Fecha de Aprobación: 26 de Mayo de 2005.

# UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA

**“DISEÑO DE DOS REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO  
PARA LA OBTENCIÓN DE CONCENTRADO DE DIÓXIDO DE  
TITANIO, MEDIANTE LA REDUCCIÓN DEL MINERAL  
ILMENITA CON HIDRÓGENO Y MONÓXIDO DE CARBONO  
(GAS DE SÍNTESIS)”**

SAMUEL EDUARDO PEREDA GODÍNEZ

TRABAJO DE GRADUACIÓN PRESENTADO PARA OPTAR AL  
GRADO ACADÉMICO DE LICENCIATURA EN INGENIERÍA  
QUÍMICA

GUATEMALA

2005

## RESUMEN

En este Trabajo de Graduación se realizó el diseño de dos reactores de lecho fluidizado para la obtención de Concentrado de Dióxido de Titanio, mediante la reducción de 2000 kg/h (2 ton/h) del mineral Ilmenita con gas de síntesis (Hidrógeno y Monóxido de Carbono). El primer reactor es un gasificador de carbón mineral con vapor de agua y el segundo es un reactor para la reducción de Ilmenita con el gas de síntesis producido en el gasificador.

Las dimensiones calculadas del gasificador son 3.80 m de alto y 1.5 m de diámetro interior y de una etapa, mientras que las del reactor para reducción de Ilmenita son 4.40 m de alto y 1.90 m de diámetro, con tres etapas. Ambos con pared de 0.0254 m (1 pulg) de espesor de acero inoxidable 304 y con ladrillos refractarios de Alúmina de 0.0762 m (3 pulg) de espesor. Las condiciones de operación son de 1000 °C y presiones moderadas (menor a 600 kPa) para ambos procesos.

Otros dispositivos necesarios son cuatro válvulas de globo y cuatro de bola, cuatro tornillos de alimentación, un compresor centrífugo de 26 kW (35 hp) y dos ciclones.

# ÍNDICE

RESUMEN.....	iv
ÍNDICE DE TABLAS.....	vi
ÍNDICE DE FIGURAS.....	viii
ÍNDICE DE ECUACIONES.....	ix

## Capítulos

I. INTRODUCCIÓN .....	1
II. ANTECEDENTES.....	3
III. JUSTIFICACIÓN.....	26
IV. OBJETIVOS.....	28
V. PROBLEMA A RESOLVER.....	29
VI. METODOLOGÍA .....	30
VII. RESULTADOS .....	31
VIII. DISCUSIÓN .....	40
IX. CONCLUSIONES .....	45
X. RECOMENDACIONES .....	46
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	47
XII. ANEXOS.....	49

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla No. 1:</b> Composición del gas de síntesis.....	13
<b>Tabla No. 2:</b> Especificaciones del gasificador.....	31
<b>Tabla No. 3:</b> Especificaciones del reactor para reducción de Ilmenita.....	32
<b>Tabla No. 4:</b> Especificaciones de los transportadores de tornillos.....	33
<b>Tabla No. 5:</b> Especificaciones de las válvulas del gasificador.....	34
<b>Tabla No. 6:</b> Especificaciones de las válvulas del reactor de Ilmenita.....	34
<b>Tabla No. 7:</b> Especificaciones del compresor para impulsar gas de síntesis.....	34
<b>Tabla No. 8:</b> Especificaciones de los ciclones.....	35
<b>Tabla No. 9:</b> Composición del carbón mineral (en masa).....	51
<b>Tabla No. 10:</b> Composición de los volátiles carbón mineral (en masa).....	51
<b>Tabla No. 11:</b> Balance de masa teórico del gasificador.....	52
<b>Tabla No. 12:</b> Balance de masa teórico del reactor para reducción de Ilmenita.....	54
<b>Tabla No. 13:</b> Balance de masa real del gasificador.....	54

<b>Tabla No. 14:</b> Balance de masa real del reactor para reducción de Ilmenita.....	55
<b>Tabla No. 15:</b> Composición molar del gas de síntesis.....	56
<b>Tabla No. 16:</b> Datos del sólido (mineral Ilmenita).....	56
<b>Tabla No. 17:</b> Datos del gas (gas de síntesis).....	57
<b>Tabla No. 18:</b> Datos calculados para obtener $h_s$ del reactor reductor de Ilmenita.....	60
<b>Tabla No. 19:</b> Datos del sólido (carbón).....	61
<b>Tabla No. 20:</b> Datos del gas (vapor de agua).....	61
<b>Tabla No. 21:</b> Datos calculados para obtener $h_s$ del gasificador.....	62
<b>Tabla No. 22:</b> Datos de los transportadores de tornillos.....	66
<b>Tabla No. 23:</b> Datos obtenidos para determinar pérdidas de calor a la atmósfera.....	72
<b>Tabla No. 24:</b> Balance de energía del gasificador.....	78
<b>Tabla No. 25:</b> Balance de energía del reactor de reducción de Ilmenita.....	79
<b>Tabla No. 26:</b> Datos para dimensionar los ciclones.....	80
<b>Tabla No. 27:</b> Dimensiones de los dos ciclones en metros.....	81

# ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura No. 1:</b> Formas en que se presenta la Ilmenita.....	5
<b>Figura No. 2:</b> Distintos tipos de gasificadores: (a)Contracorriente; (b)Corriente directa y (c)Flujo cruzado.....	8
<b>Figura No. 3:</b> Gasificador de Lecho Fluidizado.....	10
<b>Figura No. 4:</b> Reactor de lecho fluidizado para reducción de Ilmenita.....	17
<b>Figura No. 5:</b> Diagrama de una burbuja, con su nube y estela.....	23
<b>Figura No. 6:</b> Diagrama del proceso.....	36
<b>Figura No. 7:</b> Vista interior del gasificador de carbón.....	37
<b>Figura No. 8:</b> Vista interior del reactor para reducción de Ilmenita .....	38
<b>Figura No. 9:</b> Vista exterior del reactor para reducción de Ilmenita.....	39
<b>Figura No. 10:</b> Dimensiones y relaciones normales de un ciclón.....	81

# ÍNDICE DE ECUACIONES

<b>Ecuación No. 1:</b> Caída de presión en un lecho a fluidización mínima.....	19
<b>Ecuación No. 2:</b> Masa del lecho fluidizado.....	19
<b>Ecuación No. 3:</b> Caída de presión en un lecho en cualquier momento.....	20
<b>Ecuación No. 4:</b> Velocidad de fluidización mínima.....	21
<b>Ecuación No. 5:</b> Porosidad de fluidización mínima.....	21
<b>Ecuación No. 6:</b> Velocidad máxima de fluidización para $Re < 0.4$ .....	21
<b>Ecuación No. 7:</b> Velocidad máxima de fluidización para $Re > 0.4$ .....	22
<b>Ecuación No. 8:</b> Número de Reynolds de la partícula.....	22
<b>Ecuación No. 9:</b> Velocidad de una burbuja en el medio de fluidización.....	22
<b>Ecuación No. 10:</b> Diámetro promedio de burbuja.....	23
<b>Ecuación No. 11:</b> Diámetro máximo de burbuja.....	23
<b>Ecuación No. 12:</b> Diámetro mínimo de burbuja para platos porosos.....	24
<b>Ecuación No. 13:</b> Diámetro mínimo de burbuja para platos perforados.....	24

<b>Ecuación No. 14:</b> Fracción del lecho ocupada por las burbujas.....	24
<b>Ecuación No. 15:</b> Masa del lecho en el reactor.....	25
<b>Ecuación No. 16:</b> Grosor de las paredes de los reactores.....	62
<b>Ecuación No. 17:</b> Potencia total del tornillo.....	64
<b>Ecuación No. 18:</b> Potencia del tornillo vacío.....	64
<b>Ecuación No. 19:</b> Potencia del tornillo para el material.....	65
<b>Ecuación No. 20:</b> Coeficiente de convección hacia la atmósfera.....	68
<b>Ecuación No. 21:</b> Coeficiente de radiación hacia la atmósfera.....	68
<b>Ecuación No. 22:</b> Resistencia térmica a través de las paredes de acero.....	69
<b>Ecuación No. 23:</b> Resistencia térmica a través del ladrillo refractario.....	69
<b>Ecuación No. 24:</b> Coeficiente de convección en el interior del reactor.....	70
<b>Ecuación No. 25:</b> Número de Reynolds para flujo.....	70
<b>Ecuación No. 26:</b> Número de Prandtl para flujo.....	70
<b>Ecuación No. 27:</b> Calor perdido a la atmósfera.....	71
<b>Ecuación No. 28:</b> Potencia de un compresor.....	75

**Ecuación No. 29:** Temperatura de salida de un compresor.....76

# I. INTRODUCCIÓN

La Ilmenita, que se representa generalmente como titanato ferroso,  $\text{FeO}\cdot\text{TiO}_2$  o titanato férrico,  $\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot\text{TiO}_2$ , es un mineral que se encuentra en Guatemala en depósitos como formaciones rocosas o arenas de playa y tiene un importante valor comercial, ya que es una de las principales fuentes para obtención de un concentrado de alta pureza de Dióxido de Titanio ( $\text{TiO}_2$ ), el cual puede ser utilizado para la fabricación de electrodos, cerámicas y pigmentos blancos.

La empresa Sales, Ácidos y Solventes, S.A., tiene una concesión minera para la extracción de Ilmenita en el departamento de San Marcos y desea implementar un proceso de obtención de concentrado de Dióxido de Titanio, mediante la reducción de ilmenita en lecho fluidizado, utilizando gas de síntesis (compuesto por Hidrógeno y Monóxido de Carbono).

Dicha empresa cuenta con la materia prima principal para llevar a cabo el proceso, pero no cuenta con el equipo necesario, que es básicamente un gasificador de lecho fluidizado para producir gas de síntesis con carbón mineral y vapor de agua, y un reactor de lecho fluidizado, para la reducción de ilmenita con el gas de síntesis. El diseño que se presenta en este trabajo se basó en modelos ya existentes y se ajustó a requerimientos específicos, según las cantidades de materia prima y condiciones de operación.

También se presentan aspectos teóricos sobre la gasificación y la reducción de la Ilmenita, que incluye tipos de equipo utilizados y las reacciones químicas envueltas. En los resultados se incluye el dimensionamiento, forma, y materiales de construcción de los dos reactores, así como las condiciones de operación y especificaciones del equipo auxiliar necesario. Finalmente, se discuten los factores

más importantes del diseño y las consideraciones hechas para llevarlo a cabo y las conclusiones a las que se llegaron con la elaboración de este trabajo.

## II. ANTECEDENTES

### A. GENERALIDADES DEL MINERAL ILMENITA

La Ilmenita es un mineral que se encuentra en depósitos como arenas de playa negras y en formaciones rocosas masivas, generalmente asociados con hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) o magnetita ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ). (Kirk, 1956)

Tiene composición química variable. Muchas veces se considera como titanato ferroso  $\text{FeO}\cdot\text{TiO}_2$  pero rara vez corresponde a esta fórmula, pues el hierro se halla siempre en los dos estados de valencia: ferroso y férrico. Su composición varía según su origen y frecuentemente está asociada con óxido férrico en exceso o con exceso de óxido de titanio. Generalmente se representa como  $\text{FeO}\cdot\text{TiO}_2$  ó  $\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot\text{TiO}_2$ . (Kirk, 1956)

La ilmenita no es un mineral puro y está más o menos mezclada con hematita. Algunas clases de ilmenita son débilmente magnéticas. (Dietrich, 1979)

#### 1. Características de la Ilmenita:

a. **Clase:** Óxidos.

b. **Grupo:** de la hematites.

c. **Etimología:** El nombre deriva del de las montañas "*Ilmen*" en Rusia, uno de sus principales yacimientos.

**d. Cristalografía:**

1) **Sistema y clase:** Hexagonal; 3

2) **Grupo espacial:** R3

$$a = 5.09 \text{ \AA}, c = 14.06 \text{ \AA}, g = 120^\circ; Z = 6$$

3) **Líneas de DRX(intensidades) d's:** 2.75(10) - 2.54(7) - 1.867(5) - (8) - 1.726(8) - 1.507(4).

**e. Propiedades físicas:**

1) **Color:** Negro.

2) **Raya:** Negra rojiza.

3) **Brillo:** Metálico a submetálico.

4) **Dureza:** 5.5 a 6

5) **Densidad:** 4700 kg/m<sup>3</sup>

6) **Óptica:** Opaco. Gris con pleocroismo de gris rosado a pardo rojizo. Anisotropismo marcado.

7) **Otras:** A veces presenta magnetismo. Por sus condiciones de formación constituye un termómetro geológico.

**f. Química:** Contiene entre 30 a 60 % en masa de Dióxido de titanio, TiO<sub>2</sub> y de 25 a 40 % de Hierro, Fe. Aunque esta proporción es variable por la entrada del óxido férrico, reemplazable por magnesio y manganeso. Casi siempre formado a temperatura superior a los 500 °C. Soluble en ácido sulfúrico.

**g. Forma de presentarse:** En cristales normalmente tabulares delgados y con truncaduras romboédricas que le hacen parecerse al oligisto, también en placas delgadas, macizo o compacto y en granos en arenas.

**h. Génesis:**

- 1) Ortomagnético en casi todas las rocas eruptivas como mineral accesorio.
- 2) En rocas eruptivas básicas.
- 3) Pegmatitas asociadas a garbos.
- 4) Sedimentario en placeres.
- 5) En drusas alpinas. (Internet, No. 11)

A continuación se muestran ilustraciones representativas de la Ilmenita:



**Figura No. 1:** *Formas en que se presenta la Ilmenita.*(Internet, No. 11)

**i. Usos:** La Ilmenita es una de las principales fuentes de dióxido de titanio ( $\text{TiO}_2$ ). El dióxido de titanio puede ser utilizado para la elaboración de pigmentos, cerámicas, electrodos, etc.( Internet, No. 11)

## B. GASIFICACIÓN

**1. Concepto.** La gasificación de residuos es una tecnología de proceso diseñada para obtener un gas que puede ser empleado para producir combustibles, productos químicos o energía. Puede definirse como un proceso pirolítico optimizado por el que una sustancia sólida o líquida con alto contenido en carbono es transformada en una mezcla combustible gaseosa mediante oxidación parcial con aplicación de calor. (Revista Ambientum, 2003)

La diferencia entre la incineración y estos procesos radica en la presencia de oxígeno. En la incineración, el proceso es de combustión completa en presencia de oxígeno, mientras que en la gasificación y pirólisis, la reducción se realiza en ausencia o a baja concentración de oxígeno. (Revista Ambientum, 2003)

Como agente oxidante se emplea el vapor, el oxígeno o el aire. El gas resultante contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), hidrógeno (H<sub>2</sub>), metano (CH<sub>4</sub>), alquitrán, agua y pequeñas cantidades de hidrocarburos tales como el etano. (Lee, 1996)

**2. Historia.** La gasificación usando carbón mineral se perfeccionó en Europa durante los años 1930-1937 y se utilizó ampliamente durante la Segunda Guerra Mundial. Alrededor de un millón de unidades portátiles se emplearon en motores de ciclo de Otto de barcos, automóviles, camiones, tractores y trenes en los países que sufrieron racionamiento y/o carestía del petróleo importado ocasionados por la guerra. La experiencia adquirida en esa época demuestra la confiabilidad de la tecnología, aunque sea menos conveniente que el uso de combustibles líquidos, por los riesgos de intoxicación y/o incendio derivados de su uso. (ICAITI, 1987)

Después de la Segunda Guerra Mundial, el empleo de gasificadores se redujo completamente por los bajos precios del petróleo y sólo hasta el año 1956, Suecia inicia un programa de ahorro de combustibles líquidos en el sector del transporte mediante el uso de gasificadores de madera. Posteriormente en la década de los 70, resurge el interés por los gasificadores a raíz del aumento de los precios del petróleo. (ICAITI, 1987)

**3. Clasificación de los gasificadores.** Los equipos gasificadores se dividen según los siguientes aspectos:

**a. La trayectoria que siguen el gas primario o agente gasificador y el gas generado**

**1) Gasificador de flujo ascendente (en contracorriente) o updraft.**

El agente gasificador ingresa por el fondo y el gas generado sale por el tope del gasificador, mientras que la alimentación de sólido se hace desde la parte superior. Este tipo tiene las siguientes ventajas: simplicidad; el gas generado sale a baja temperatura; opera con combustibles no preparados, es adecuado cuando el gas se utiliza para aplicaciones directas de producción de calor. (ICAITI, 1987)

**2) Gasificador de flujo descendente (corriente directa ) o downdraft.** El agente gasificador o gas primario ingresa sobre la zona de reducción (parte superior), al igual que el sólido y el gas generado sale por el fondo del gasificador. Tiene las siguientes ventajas: Producción de gas limpio libre de alquitrán, adecuado para el uso en motores de combustión interna; la contaminación del ambiente es reducida. Las desventajas que presenta son: es difícil operar con combustibles no procesados, requiere de combustibles peletizados o briqueteados; no recomendados para potencias (al freno) mayores de 150 kW. (ICAITI, 1987)

3) **Gasificador de Flujo Cruzado.** Tanto el agente gasificador como el gas generado se mueven lateralmente en el gasificador. Sus ventajas son: puede operarse a baja escala (menores a 10 kW); simplicidad en la limpieza del gas; solamente requiere ciclones y filtro para polvo/ceniza. Entre las desventajas están: incapacidad para eliminar alquitrán y requiere carbón de alta calidad. (ICAITI, 1987)

A continuación se representan estos tres tipos de gasificadores:

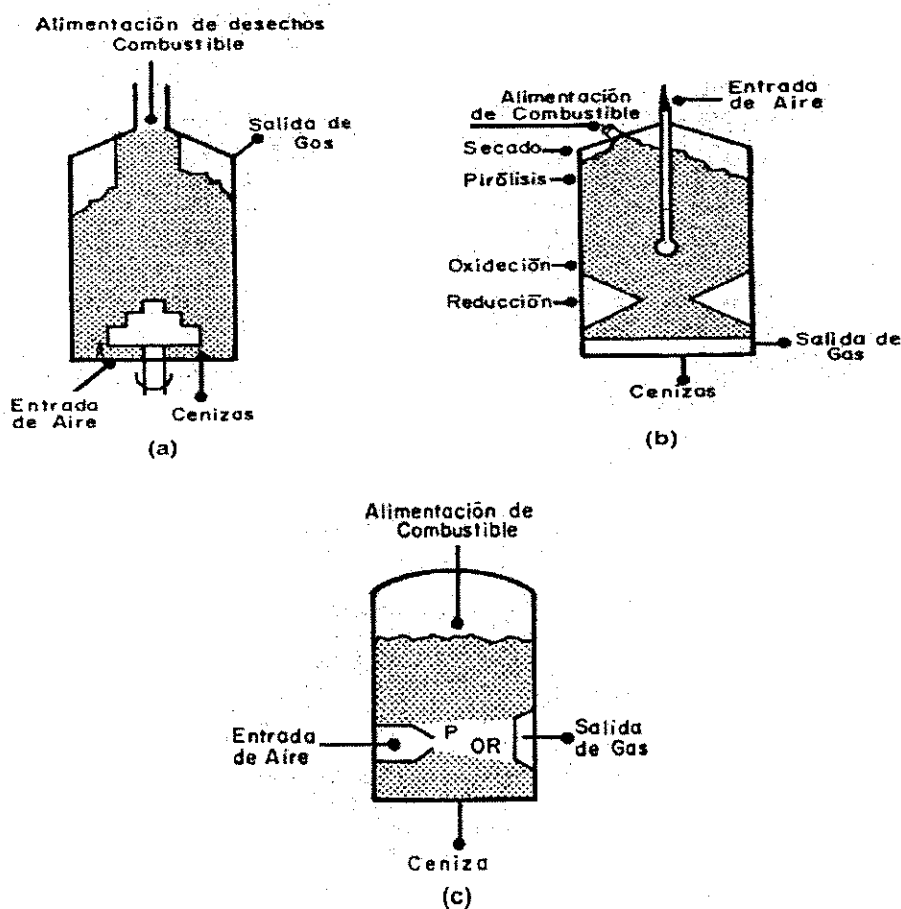


Figura No. 2: (a) Contracorriente; (b) Corriente directa y (c) Flujo cruzado (ICAITI, 1987)

**b. La configuración del gasificador y método de contacto entre el gas y el sólido**

1) **Lecho fijo y lecho móvil.** En el gasificador de lecho fijo, el sólido es soportado por una parrilla, los gases (vapor, aire u oxígeno) suben hacia el lecho y el gas producido sale de la parte superior del reactor, sólo sólido que no se apelmace puede usarse en este tipo. En los reactores de lecho móvil, las corrientes de sólido y gas están en contracorriente. La temperatura en el fondo del reactor es más alta que en el tope. El tiempo de residencia del sólido es mucho más alto que en un reactor de suspensión. Las cenizas son removidas del fondo como cenizas secas o como basura. (Lee, 1996)

2) **Lecho fluidizado.** Este reactor permite contacto íntimo entre el gas y el sólido y provee altos tiempos de residencia. Utiliza partículas finas pulverizadas de sólido y el gas flota a través del lecho que exhibe un comportamiento parecido al líquido. Debido a la subida y separación de las partículas, se obtiene una gran área superficial que promueve la reacción química. Las cenizas son constantemente retiradas o el gasificador es operado a tan altas temperaturas que pueden ser removidas como aglomerados, lo que resulta en una mejor conversión del sólido. Este reactor se muestra en la Figura No. 3 (Lee, 1996)

3) **Lecho arrastrado.** Este sistema utiliza finas partículas impulsadas o sopladas dentro de la corriente de gas antes de ingresar al reactor, con la combustión ocurriendo en las partículas de sólido suspendidas en la fase gaseosa. Debido a los cortos tiempos de residencia, se necesita temperaturas bastante altas para obtener una buena conversión. Esto se alcanza usando exceso de oxígeno. Este reactor maneja sólido que se apelmaza o no. (Lee, 1996)

4) **Reactor de baño líquido.** En este reactor el sólido se alimenta junto con el vapor y oxígeno en un baño líquido de sal o metal operado entre 980-1370 °C. La ceniza y sulfuro son removidos como residuos. (Lee, 1996)

#### 4. Generalidades de la gasificación de carbón

La gasificación de carbón incluye una serie de procesos que convierten el C, H y O contenido en el carbón así como impurezas como S y N, en combustible y/o

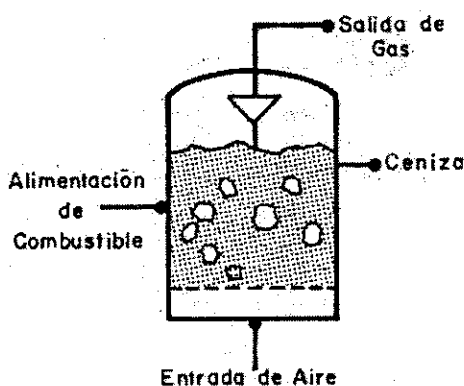


Figura No. 3: Gasificador de Lecho Fluidizado.(ICAITI,1987)

gas de síntesis. La conversión se alcanza introduciendo un agente gasificador (aire u oxígeno y vapor) dentro de un reactor conteniendo una alimentación de carbón bajo condiciones controladas de temperatura, presión y clase de flujo (móvil, fluidizado o lecho arrastrado). La proporción del producto gaseosa (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S , etc) depende del tipo de carbón y su composición, el agente gasificador y la termodinámica y química de las reacciones de gasificación, así como el control de los parámetros de operación.( Lee, 1996)

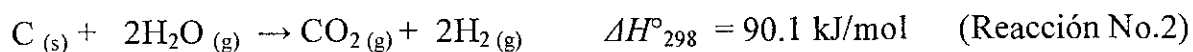
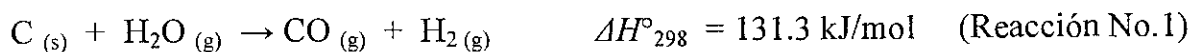
La tecnología de gasificación de carbón puede ser utilizada en cuatro sistemas de energía de potencial importancia:

- a. Producción de combustibles para uso en unidades de generación de energía eléctrica.
- b. Manufactura de gas natural sintético para uso de abastecimiento por tuberías.
- c. Producción de gas de síntesis para uso en reacciones químicas.
- d. Generación de gas combustible para propósitos industriales.

(Lee, 1996)

Las tasas y grados de conversión para varias reacciones de gasificación son funciones de temperatura, presión, composición gaseosa y la naturaleza del carbón gasificado. La tasa de reacción es siempre mayor a mayores temperaturas, mientras que el equilibrio de las reacciones pueden ser favorecidas tanto a altas como bajas temperaturas. El efecto de la presión en la tasa de reacción depende de la reacción específica. Las reacciones de gasificación como las de carbono-hidrógeno para producir metano son favorecidas a altas presiones, 7090 kN/m<sup>2</sup> (70 atm) y relativamente bajas temperaturas (760-830 °C), mientras que bajas presiones y altas temperaturas favorecen la producción de monóxido de carbono e hidrógeno. El suministro de calor es un elemento esencial en la gasificación. La oxidación parcial de carbón con vapor y oxígeno conlleva a la generación de calor y gas de síntesis. (Lee, 1996)

**5. Reacción de gasificación de carbón con vapor.** La gasificación con vapor involucra la reacción del carbono con vapor de agua para formar un producto gaseoso, principalmente monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrógeno.



Las dos reacciones son endotérmicas por naturaleza y ambas tienen requerimientos termodinámicos que influyen en la eficiencia térmica del gasificador. Una temperatura alta es esencial para promover la reacción de gasificación y minimiza la formación de metano. Alta temperatura y baja presión (menor a 600 kPa) producen gas de síntesis, mientras una baja temperatura y alta presión incrementan la formación de metano. (Lee, 1996)

La temperatura a la cual el proceso se dirige hacia la dirección correcta depende de la naturaleza del carbón y está generalmente entre 870-1090 °C, preferiblemente 980 ó 1000 °C. (Seglin, 1974)

Parte del calor necesario para llevar a cabo la reacción es suministrado por el vapor usado en el proceso, como reactante y gas fluidizante para el lecho de carbón; pero grandes cantidades de calor adicional son requeridas. Este calor extra puede ser suministrado por una corriente de gas a altas temperaturas, como vapor, por medio de un intercambiador de calor o bien, introduciendo en el gasificador una corriente de partículas inertes y refractarias que han sido calentadas antes de ingresar al reactor y que donan su calor al sistema al estar en contacto con el lecho fluidizado. Dichas partículas deben ser preferiblemente esféricas y pueden ser de varios materiales como: mulita, alúmina, magnesia, silicón, etc. Su diámetro debe estar entre 0.6-1.25 cm; su calor específico debe ser entre 0.96 y 1.15 kJ/kg K y su densidad entre 2300 y 4000 kg/m<sup>3</sup>, la cual debe ser, por lo menos, diez por ciento más grande que la del carbón para que no sea fluidizado junto a este último. (Seglin, 1974)

Un gasificador que utiliza 426460 kg/h de carbón y 508085 kg/h de vapor sobrecalentado y que opera a 240 kN/m<sup>2</sup> (kPa) y 980 °C, presenta la siguiente composición en volumen, del gas de síntesis:

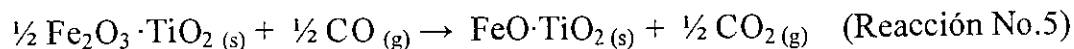
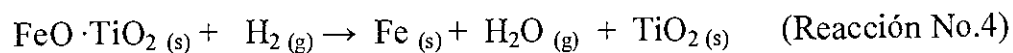
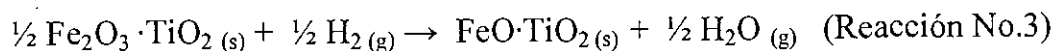
**Tabla No. 1:** Composición del gas de síntesis

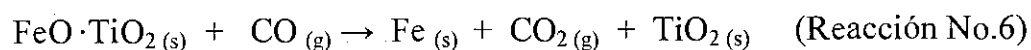
COMPUESTO	COMPOSICIÓN % VOLUMEN
Hidrógeno H <sub>2</sub>	44.6
Monóxido de Carbono CO	38.4
Dióxido de Carbono CO <sub>2</sub>	3.10
Vapor de agua H <sub>2</sub> O	13.9

## C. REDUCCIÓN DE ILMENITA CON GAS DE SÍNTESIS

**1. Reacciones químicas.** La Ilmenita es una de los minerales que contienen titanio como dióxido de titanio TiO<sub>2</sub>, más abundantes de la Tierra. Los contenidos de TiO<sub>2</sub> en masa de mineral van desde 30 a 60 % y entre 25 y 40 % de Hierro, Fe. (Chen, 1958)

En el proceso de reducción de la Ilmenita con gas de síntesis (compuesto principalmente por H<sub>2</sub> y CO), el Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se reduce a FeO y después a hierro metálico Fe según las siguientes reacciones:





(Chen, 1958)

## 2. Condiciones para la reducción de ilmenita en lecho fluidizado.

La Ilmenita es finamente pulverizada a un mesh entre 40 y 200 y después puesta en contacto a elevada temperatura con un agente reductor gaseoso. El sólido es fluidizado a temperatura abajo del punto de fusión del hierro, preferiblemente entre 980-1200 °C y un agente reductor gaseoso como hidrógeno, monóxido de carbono o una mezcla de ambos se hace pasar a través del lecho fluidizado. (Chen, 1958)

La eficiencia de la operación de reducción está determinada primariamente por la temperatura de la reacción y la duración de la exposición al agente reductor. Una temperatura de 1000 °C por un período de una hora u hora y media con un exceso de gas reductor produce una conversión casi completa del óxido de hierro a hierro metálico. Cuando menos del 70 % en masa de los compuestos de hierro en el mineral son convertidos en hierro metálico, el dióxido de titanio final es muy impuro para ser utilizado en la mayoría de propósitos. (Judd, 1961)

Temperaturas desde 500 °C hasta el punto de fusión del mineral pueden ser usadas en períodos de tiempo desde 5 minutos a 12 horas o más; usando largos períodos con las menores temperaturas y los períodos más cortos con las temperaturas más altas. La eficiencia más grande de reducción se alcanza entre 900 a 1100 °C. En la mayoría de casos, especialmente con agentes reductores gaseosos, es deseable emplear un exceso considerable del gas sobre el teórico requerido para convertir todo el óxido de hierro en hierro metálico. (Judd, 1961)

Para el control de la temperatura de la reacción, el gas debería ser precalentado a la temperatura de reacción antes de ser expuestos al mineral a reducir. El mineral incluso debería ser calentado (Judd, 1961)

Si se utilizan presiones mayores en el rango de 690-2760 kPa, la reducción se lleva a cabo perfectamente entre 540-760 °C, mientras si se trabaja a presión atmosférica, el rango de temperatura requerida va desde 950 hasta 1100 °C. (Michal, 1969). Se ha encontrado que la Ilmenita se reduce en un 100 % a hierro metálico al someterla al contacto con gas reductor por períodos entre 20-140 minutos a temperaturas entre 750-1250 °C. (Chyn, 1966)

**3. Reactores utilizados.** Con el crecimiento del uso de la tecnología de fluidización, que es el mantenimiento de una masa o lecho de sólidos finamente divididos en un flujo en condiciones turbulentas por el paso ascendente de una corriente gaseosa, muchos procesos han sido diseñados en los cuales es deseable el uso de uno o más lechos fluidizados dispuestos sobre el suelo, verticalmente. (Keith, 1956)

En procesos donde los gases estén a presión atmosféricas o presiones moderadas que no excedan los 600 kN/m<sup>2</sup> (kPa), una adecuada eficiencia de operación puede ser alcanzada con lechos fluidizados relativamente poco profundos, usualmente menos de 2.5 metros de profundidad. Sin embargo a presiones mayores, lechos más profundos son necesarios para alcanzar un contacto eficiente entre los gases y las partículas fluidizadas. Cuando se trabaja con presiones superiores a 690 kN/m<sup>2</sup> en una serie de lechos fluidizados, la tensión estructural en el reactor que resulta del rebote, choques y oscilación de las partículas, resulta en un problema muy serio. Entre más grande sea la densidad del lecho fluidizado, más grandes serán las vibraciones y las tensiones dentro en el reactor. (Keith, 1956)

Esta tensión se puede reducir colocando superficies extendidas verticalmente a lo largo del lecho fluidizado. Colocando entre 20 a 40 metros cuadrados de superficie por metro cúbico de lecho fluidizado, las vibraciones violentas del reactor causadas por los sólidos fluidizados desaparecen o se tornan tan pequeñas que no

representan problemas a la construcción del reactor. Esta superficie puede ser alcanzada colocando tubos o deflectores dentro del lecho fluidizado. (Keith, 1956)

Uno de los reactores de lecho fluidizado que se han utilizado ampliamente para la reducción de metales consiste en tres o más etapas y tiene forma cilíndrica con el fondo y el tope semiesférico. En el interior de cada etapa se colocan tubos en forma de U, los cuales tienen el papel de dar área superficial y evitar las tensiones dentro del reactor, además también son utilizados como intercambiadores de calor, por los cuales se hace pasar un fluido (vapor o el mismo gas reductor) que regule la temperatura del lecho fluidizado. (Keith, 1956)

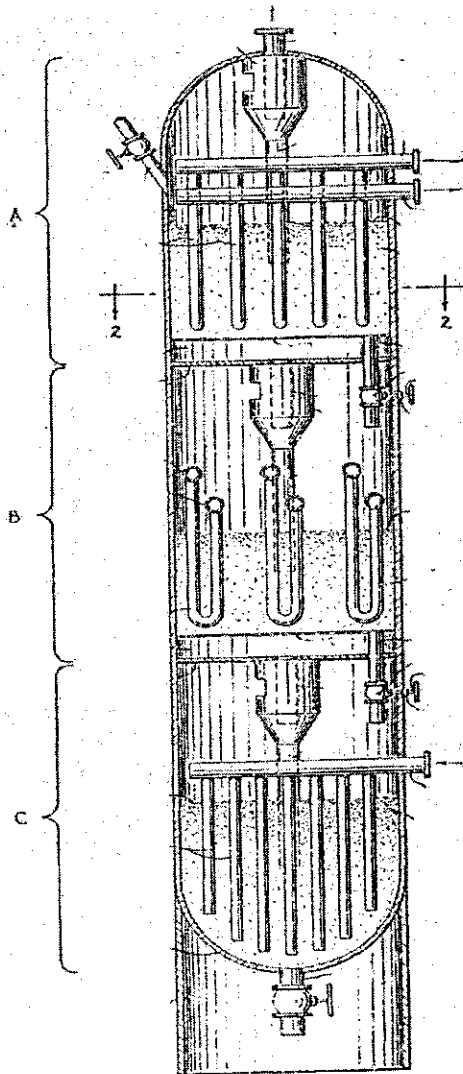
El gas ingresa por la parte inferior a una velocidad superficial aproximadamente de 0.3-0.6 m/s, y mantiene a las partículas sólidas en una condición fluidizada estable. Los sólidos finamente pulverizados ingresan por la parte superior hacia la primera etapa o lecho fluidizado, el cual está soportado por un plato perforado para permitir el ingreso y distribución del gas reductor. (Keith, 1956)

El lecho fluidizado, que tiene un comportamiento semilíquido, pasa hacia la etapa inferior por medio de una válvula, cuando el 75 % en masa del hierro esté libre de oxígeno. Cuando el 90 % del hierro esté libre de oxígeno, el sólido pasa hacia la tercera y última etapa y cuando el 96 % o más del hierro esté reducido o sin oxígeno el lecho fluidizado es descargado fuera del reactor por la parte de la última etapa. (Keith, 1956)

Se colocan ciclones en cada etapa para remover sólidos presentes en la corriente ascendente del gas, el cual finalmente sale por la parte superior del reactor hacia un intercambiador de calor en donde se calienta o enfría para ser pasado a través de los tubos en U y moderar la temperatura interna. Esta temperatura varía en

cada una de las tres etapas o lechos, disminuyendo entre 25-30 °C en cada etapa de arriba hacia abajo, es decir, que la primera etapa o superior tiene la mayor temperatura. (Keith, 1956)

Un reactor con estas características se presenta en la Figura No. 4. Este reactor consiste en tres etapas A, B y C. El sólido ingresa a la primera etapa A y baja por medio de válvulas a medida que se va realizando la reacción hacia la etapa B y finalmente a la etapa C, de donde es descargado. (Keith, 1956)



**Figura No. 4:** *Reactor de lecho fluidizado* (Keith, 1956)

## D. TEORÍA DE LA FLUIDIZACIÓN

Ocurre fluidización cuando pequeñas partículas sólidas se suspenden en una corriente de fluido que fluye hacia arriba. (Fogler, 1999)

La velocidad del fluido es suficiente para suspender las partículas, pero no para sacarlas del recipiente. Las partículas se revuelven en el lecho rápidamente, dando pie a un excelente mezclado. El material que se “fluidiza” es casi siempre un sólido. El “medio fluidizante” es un líquido o un gas, y las características y comportamiento de un lecho fluidizado dependen en buena parte de él. Casi todas las aplicaciones comerciales importantes de la tecnología de lechos fluidizados son sistemas gas-sólido. (Fogler, 1999)

El recipiente de fluidización suele ser cilíndrico, aunque esto no es forzoso. En la base del lecho hay una “placa distribuidora” –porosa, perforado o talvez con burbujeadores- que actúa como soporte del lecho y distribuye el gas de forma uniforme por toda la sección transversal del recipiente. Arriba del lecho hay un espacio, llamado sección de separación, que permite a los sólidos atrapados en la corriente de gas caer otra vez al lecho. (Fogler, 1999)

**1. Modelo de lecho burbujeante de Kunii y Levenspiel.** Este modelo se considera el mejor modelo de reactor de lecho fluidizado desarrollado hasta la fecha. En este modelo, el gas reactivo penetra por la base del lecho y fluye hacia arriba del reactor en forma de burbujas. (Fogler, 1999)

Al subir las burbujas, ocurre transferencia de masa de los gases reactivos a medida que fluyen (se difunden) hacia fuera y hacia adentro de la burbuja para ponerse en contacto con las partículas sólidas, donde se forma el producto de la

reacción. Luego los gases producto fluyen de vuelta a una burbuja y finalmente salen del lecho cuando la burbuja llega a la parte superior. La velocidad con que los reactivos y productos se transfieren al interior y al exterior de las burbujas afecta la conversión, lo mismo que el tiempo que la burbuja tarda en atravesar el lecho. Por tanto, es necesario describir la velocidad con que las burbujas se mueven a través de la columna y la velocidad de transporte de los gases hacia adentro y hacia fuera de las burbujas. (Fogler, 1999)

**a. Parámetros de presión y velocidad del gas.** En un lecho fluidizado con flujo de gas ascendente, se ejerce un arrastre de sólidos debido al gas; a bajas velocidades de gas, la caída de presión está dada por la ecuación de Ergun:

$$\Delta P_{g_c}/z = [150\mu u (1-\varepsilon)^2 / \psi^2 d_p^2 \varepsilon^3] + [1.75 \rho u^2 (1-\varepsilon) / \psi d_p \varepsilon^3] \quad (\text{Ecuación No.1})$$

Donde:

$\Delta P$  = caída de presión, kPa

$\varepsilon$  = porosidad

$d_p$  = diámetro de partícula del sólido, m

$\mu$  = viscosidad del gas, kg/m s

$\psi$  = esfericidad de las partículas del sólido

$z$  = longitud o altura del lecho, m

$\rho$  = densidad del gas, kg/m<sup>3</sup>

$u$  = velocidad superficial del gas m/s

Cuando la velocidad se incrementa, el arrastre de las partículas iguala la masa de las mismas, y las partículas comienzan a elevarse y fluidizarse:

$$W_s = \rho_s A_s h_s (1 - \varepsilon_s) = \rho_s A_s h (1 - \varepsilon) \quad (\text{Ecuación No.2})$$

Donde:

$W_s$  = masa del lecho, kg

$\rho_s$  = densidad del sólido,  $\text{kg/m}^3$

$\varepsilon_s$  = porosidad antes de fluidización

$\varepsilon$  = porosidad con fluidización

$A_s$  = área de sección transversal del lecho,  $\text{m}^2$

$h_s$  = altura del lecho sin fluidización, m

$h$  = altura del lecho con fluidización, m

Si la velocidad del gas se incrementa mucho, los sólidos pueden ser arrastrados fuera del reactor y ocurre una operación caótica del mismo. (Fogler, 1999)

Una vez se iguala el arrastre de los sólidos y la masa del lecho, la caída de presión,  $\Delta P$  es:

$$\Delta P = g(\rho_s - \rho_g)(1 - \varepsilon)h \quad (\text{Ecuación No.3})$$

Donde:

$\rho_s$  = densidad del sólido,  $\text{kg/m}^3$

$\rho_g$  = densidad del gas,  $\text{kg/m}^3$

$g$  = aceleración gravitacional,  $\text{m/s}^2$

$h$  = altura del lecho, m

$\varepsilon$  = porosidad

La caída de presión no se aumenta con un incremento en la velocidad del gas a partir de este momento. Desde el punto en que las burbujas de gas comienzan a

aparecer, la velocidad del gas se puede incrementar lentamente en un apreciable rango (0.04 – 0.5 m/s) sin que haya un cambio en la caída de presión a través del lecho. (Fogler, 1999)

La velocidad mínima de fluidización, es decir, la velocidad mínima del gas a la cual los sólidos empiezan a elevarse, está dada por:

$$u_{fm} = [(\Psi d_p)^2 / 150 \mu] \eta (\epsilon_{fm}^3 / 1 - \epsilon_{fm}) \quad (\text{Ecuación No.4})$$

Mientras que la porosidad de fluidización mínima,  $\epsilon_{fm}$ , es:

$$\epsilon_{fm} = 0.586 \Psi^{-0.7} (\mu^2 / \rho_g \eta d_p^3)^{0.029} (\rho_g / \rho_s)^{0.021} \quad (\text{Ecuación No.5})$$

Donde:

$\Psi$  = esfericidad del sólido

$\mu$  = viscosidad del gas, kg/m s

$\eta = g(\rho_s - \rho_g)$ , kg/m<sup>2</sup> s<sup>2</sup>

$d_p$  = diámetro de partícula del sólido, m

$\epsilon_{fm}$  = porosidad a fluidización mínima

La esfericidad es una medida de la no idealidad del sólido tanto en forma como rugosidad. Valores medidos de este parámetro van desde 0.5 a 1, siendo 0.6 el valor típico de un sólido granular. (Fogler, 1999)

La velocidad máxima,  $u_t$ , es el punto en el cual los sólidos están a punto de ser arrastrados por el gas fuera del reactor. Esta está dada por:

$$u_t = \eta d_p^2 / 18 \mu \quad Re_p < 0.4 \quad (\text{Ecuación No.6})$$

$$u_t = (1.78 \times 10^{-2} \eta^2 / \rho_g \mu)^{1/3} d_p \quad 0.4 < Re_p < 500 \quad (\text{Ecuación No.7})$$

$Re_p$  es el número de Reynolds de la partícula y es:

$$Re_p = d_p u \rho_g / \mu \quad (\text{Ecuación No.8})$$

Donde:

$\rho_g$  = densidad del gas,  $\text{kg/m}^3$

$\mu$  = viscosidad del gas,  $\text{kg/m s}$

$d_p$  = diámetro de partícula del sólido, m

$u$  = velocidad del gas en cualquier momento, m/s

**b. Parámetros de velocidad y tamaño de burbuja.** El lecho fluidizado puede ser tratado como un sistema de dos fases: la fase de emulsión y la fase de burbuja. Las burbujas de gas contienen pequeñas cantidades de sólido y no son redondas, si no mas bien, tienen forma semiesférica con la base achatada. Cada burbuja tiene una estela con grandes cantidades de sólido. El gas dentro de una burbuja generalmente permanece dentro de la misma y penetra sólo una pequeña fracción dentro de la fase de emulsión. La región penetrada por el gas desde una burbuja en ascenso es llamada nube. La figura No. 5 muestra un esquema de una burbuja. (Fogler, 1999)

La velocidad de una burbuja en el medio de fluidización,  $u_b$ , es:

$$u_b = u_o - u_{fm} + (0.71) (gd_b)^{1/2} \quad (\text{Ecuación No.9})$$

Donde:

$u_o$  = velocidad de operación del gas, m/s

$d_b$  = diámetro promedio de burbuja, m

$u_{fm}$  = velocidad mínima de fluidización, m/s

$g$  = aceleración gravitacional, m/s<sup>2</sup>

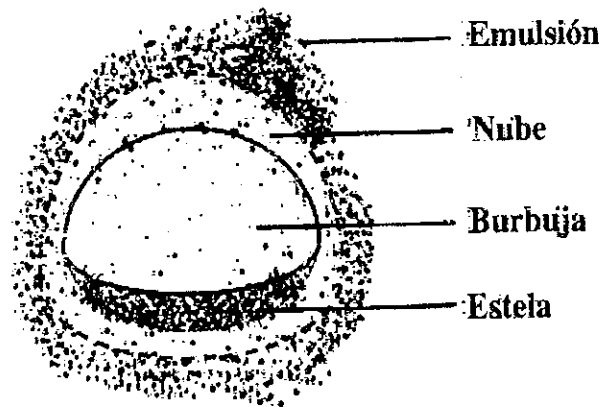


Figura No. 5: Diagrama de una burbuja, con su nube y estela. (Fogler, 1999)

El diámetro promedio de burbuja,  $d_b$  y el diámetro máximo de burbuja,  $d_{bm}$  están definidos como:

$$d_b = d_{bm} - (d_{bm} - d_{bo}) e^{-(0.3 h/2)/D_t} \quad (\text{Ecuación No.10})$$

$$d_{bm} = 0.652 [A_o (u_o - u_{fm})]^{0.4} \quad (\text{Ecuación No.11})$$

Donde:

$d_{bo}$  = diámetro mínimo de burbuja, cm

$h$  = altura del lecho, cm

$D_t$  = diámetro del lecho, cm

$A_o$  = área transversal del lecho, cm<sup>2</sup>

$u_o$  = velocidad de operación del gas, cm/s

$u_{fm}$  = velocidad mínima de fluidización, cm/s

(Fogler, 1999)

El diámetro mínimo de burbuja es el tamaño de las burbujas que se forma en la base del lecho, justo arriba del plato distribuidor del gas, por lo que depende del arreglo de este último. Para platos porosos,  $d_{bo}$  es:

$$d_{bo} = 0.376 (u_o - u_{fm})^2 \quad (\text{Ecuación No.12})$$

Mientras que para platos perforados es:

$$d_{bo} = 0.347 [A_o (u_o - u_{fm}) / n_d]^{0.4} \quad (\text{Ecuación No.13})$$

Donde:

$n_d$  = número de perforaciones en el plato

$A_o$  = área transversal del lecho,  $\text{cm}^2$

$u_o$  = velocidad de operación del gas, cm/s

$u_{fm}$  = velocidad mínima de fluidización, cm/s

La fracción del lecho ocupada por las burbujas que no incluye las estelas, está dada por el parámetro  $\delta$  y es:

$$\delta = (u_o - u_{fm}) / [u_b - u_{fm}(1 + \alpha)] \quad (\text{Ecuación No.14})$$

Donde.

$u_o$  = velocidad de operación del gas, m/s

$u_{fm}$  = velocidad mínima de fluidización, m/s

$u_b$  = velocidad de una burbuja en el medio de fluidización, m/s

$\alpha$  = volumen de estela por volumen de burbuja

El factor  $\alpha$  es función del diámetro y tipo de partícula sólida. Se ha observado experimentalmente que estos valores varían desde 0.25 a 1.0, siendo valores típicos los cercanos a 0.4 (Fogler, 1999)

Ya con el parámetro  $\delta$  definido, el peso del lecho dentro del reactor,  $W_s$ , dado por la Ecuación No.2, se escribe como:

$$W_s = \rho_s A_s h_s (1 - \epsilon_{fm})(1 - \delta) \quad (\text{Ecuación No.15})$$

A partir de los parámetros de caída de presión, velocidad del gas y velocidad y tamaño de burbuja, se puede determinar la altura de un lecho fluidizado a ciertas condiciones de operación, como flujo y velocidad del gas, diámetro de partícula del sólido, masa del sólido presente, diámetro del lecho, tipo de platos, etc (Fogler, 1999)

### III. JUSTIFICACIÓN

La Ilmenita es un mineral que se encuentra en depósitos como arenas de playa negras y en formaciones rocosas masivas, generalmente asociados con hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) o magnetita ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ).

Su composición química es variable según su origen y frecuentemente está asociada con óxido férrico y óxido de titanio, ambos en exceso. Generalmente se representa como  $\text{FeO}\cdot\text{TiO}_2$  ó  $\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot\text{TiO}_2$ . Contiene entre 30 a 60 % en masa de Dióxido de Titanio  $\text{TiO}_2$ , y de 25 a 40 % de Hierro metálico, Fe.

La empresa Sales, Ácidos y Solventes S.A., cuenta con una concesión minera por veinticinco años para la extracción de Ilmenita en el municipio de Cuilco, departamento de San Marcos.

Con el objetivo de darle un valor agregado al mineral y disponiendo de la materia prima necesaria, dicha empresa desea implementar un proceso mediante el cual el óxido férrico ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) u óxido ferroso ( $\text{FeO}$ ) presente en el mineral se reduce con gas de síntesis (producto de la gasificación de carbón mineral con vapor y compuesto principalmente por  $\text{H}_2$  y  $\text{CO}$ ) a Hierro metálico (Fe) y Dióxido de Titanio ( $\text{TiO}_2$ ) y posteriormente se trate químicamente para obtener Hierro metálico en solución y un concentrado de entre 93-98 % en masa de Dióxido de Titanio,  $\text{TiO}_2$ .

En Guatemala no existe un proceso de fabricación de concentrado de Dióxido de Titanio y la implementación del mismo permitiría obtener un proceso rentable en el cual se produzca un concentrado de alta pureza que pueda ser exportado para ser utilizado como principal materia prima para la fabricación de electrodos, cerámicas

vitrificadas y colorante inorgánico utilizado en farmacia, cosmetología, alimentos y pinturas, principalmente.

La empresa está interesada en el diseño del equipo principal para llevar a cabo el proceso descrito, el cual sería el primer paso para su posterior construcción e instalación.

La instalación de este equipo crearía nuevas fuentes de trabajo, así como también ingreso de divisas al país, al mismo tiempo que colaboraría al crecimiento de la industria guatemalteca.

## IV. OBJETIVOS

### A. GENERALES

1. Diseñar dos reactores de lecho fluidizado para la obtención de Dióxido de Titanio y Hierro metálico, mediante la reducción del mineral Ilmenita utilizando un gas compuesto principalmente por Hidrógeno y Monóxido de Carbono (gas de síntesis).

### B. ESPECÍFICOS

1. Realizar el diseño y dimensionamiento de un gasificador de lecho fluidizado para producir gas de síntesis (compuesto por Hidrógeno,  $H_2$  y Monóxido de Carbono, CO) a partir de carbón mineral y vapor de agua.

2. Diseñar y dimensionar un reactor de lecho fluidizado para el proceso de reducción de dos toneladas métricas por hora de ilmenita utilizando gas de síntesis ( $H_2$  y CO) y producir Dióxido de Titanio y Hierro metálico.

3. Determinar las condiciones de operación para la gasificación y la reducción de la ilmenita.

4. Determinar el equipo auxiliar necesario para los dos procesos.

## V. PROBLEMA A RESOLVER

La Ilmentita es un mineral que se encuentra ampliamente en Guatemala y es una de las principales fuentes para la obtención de Dióxido de Titanio. Actualmente no se aprovecha este valor agregado de la Ilmenita, ya que no existe un proceso de fabricación de concentrado de Dióxido de Titanio, el cual podría ser utilizado para la fabricación de electrodos, cerámicas y colorantes tanto en el ámbito nacional como el internacional.

## **VI. METODOLOGÍA**

### **A. BÚSQUEDA DE INFORMACIÓN**

Comprende la búsqueda de información de aspectos teóricos y equipos especiales para los procesos de gasificación de carbón y reducción de Ilmenita en lecho fluidizado. Para esto se revisó patentes, revistas científicas, libros de texto, etc.

### **B. REALIZACIÓN DE BALANCE DE MASA**

A partir de la cantidad de Ilmenita a procesar (2 ton/h) y utilizando la estequiometría de las reacciones, se determinó las cantidades de carbón mineral, vapor de agua y gas de síntesis necesarias para llevar a cabo el proceso completo.

### **C. DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES**

De acuerdo a los modelos de reactores más comunes utilizados tanto en la gasificación como en la reducción, en las cantidades de materia prima utilizadas, y las condiciones de operación necesarias, se diseñó y dimensionó los dos reactores de lecho fluidizado que satisfacen los requerimientos de la empresa. Esto incluye características importantes y materiales de construcción.

### **D. ESPECIFICACIÓN DEL EQUIPO AUXILIAR**

Según los flujos, presiones y temperaturas de operación de los dos reactores, se especificaron los equipos auxiliares necesarios para el correcto funcionamiento del sistema.

## VII. RESULTADOS

### A. ESPECIFICACIONES DE LOS REACTORES

Tabla No. 2: Especificaciones del gasificador

<b>Altura, m</b>	3.80
<b>Diámetro interno, m</b>	1.50
<b>No. de etapas</b>	1
<b>Altura del lecho, m</b>	1.20
<b>Altura de la zona por encima del lecho, m</b>	1.20
<b>Diámetro de tubos internos, m</b>	0.0508
<b>Material de pared externa, platos y tubos internos</b>	Acero inoxidable 304
<b>Material de ladrillo refractario interno</b>	Alúmina
<b>Grosor pared y platos</b>	0.0254 m (1 pulg)
<b>Grosor ladrillos refractarios</b>	0.0762 m (3 pulg)
<b>Diámetro exterior, m</b>	1.7032
<b>Diámetro tubería entrada y salida</b>	0.2032 m (8 pulg) Catálogo No. 40

**Tabla No. 3:** Especificaciones del reactor para reducción de Ilmenita

<b>Altura, m</b>	4.40
<b>Diámetro interno, m</b>	1.9
<b>No. de etapas</b>	3
<b>Altura de los lechos, m</b>	0.30
<b>Altura de la zona por encima del lecho medio e inferior, m</b>	0.50
<b>Altura de la zona por encima del lecho superior, m</b>	0.70
<b>Diámetro de tubos internos, m</b>	0.0508
<b>Material de pared externa, platos y tubos internos</b>	Acero inoxidable 304
<b>Material de ladrillo refractario interno</b>	Alúmina
<b>Grosor pared y platos</b>	0.0254 m (1 pulg)
<b>Grosor ladrillos refractarios</b>	0.0762 m (3 pulg)
<b>Diámetro exterior, m</b>	2.1032
<b>Diámetro tubería entrada y salida</b>	0.2032 m (8 pulg) Catálogo No. 40

## B. CONDICIONES DE OPERACIÓN

El carbón mineral precalentado a 400 °C entra al gasificador por medio de un tornillo de alimentación y se fluidiza con vapor sobrecalentado, producido a 250 °C y a 1000 kPa de presión. El gasificador trabaja a presión atmosférica o moderada (menor a 600 kPa) y la temperatura interna y del gas de síntesis que se produce es de 1000 °C. El gas de síntesis pasa por un ciclón a la salida del gasificador y seguidamente es impulsado por un compresor hacia el reactor de reducción de Ilmenita a donde entra a 815 °C. Al reactor también entra el mineral Ilmenita alimentado por un tornillo a 500 °C. El reactor se opera a presión atmosférica o moderada (menor a 600 kPa) y 1000 °C. El sólido (Dióxido de Titanio y Hierro metálico) se retira del reactor por un transportador de tornillo y el gas pasa a un ciclón. El proceso se ilustra en la Figura No. 6, página No. 39.

## C. ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO AUXILIAR

Tabla No. 4: Especificaciones de los transportadores de tornillos

	<b>Entrada de gasificador</b>	<b>Salida gificador</b>	<b>Entrada reactor</b>	<b>Salida reactor</b>
<b>Diámetro nominal, pulg. (m)</b>	3 (0.0762)	2 (0.0508)	8 (0.2032)	8 (0.2032)
<b>Paso, m</b>	0.06353	0.0381	0.18832	0.18832
<b>D interno, m</b>	0.07793	0.0525	0.20272	0.20272
<b>D aspas, m</b>	0.06353	0.0381	0.18832	0.18832
<b>L, m</b>	1.5	1.5	1.5	1.5
<b>Potencia de motor, kW (hp)</b>	0.19 (1/4)	0.06 (1/12)	1.12 (1.5)	1.12 (1.5)
<b>Material</b>	Acero inox. 304	Acero inox. 304	Acero inox. 304	Acero inox. 304

**Tabla No. 5:** Especificaciones de las válvulas del gasificador

	<b>Entrada de vapor</b>	<b>Salida de gas de síntesis</b>	<b>Salida de cenizas en el fondo</b>
<b>Tipo</b>	Globo	Globo	Bola (rápida)
<b>Material</b>	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 304
<b>Tamaño nominal</b>	8 pulg Catálogo No. 40	8 pulg Catálogo No. 40	2 pulg Catálogo No. 40

**Tabla No. 6:** Especificaciones de las válvulas del reactor de Ilmenita

	<b>Entrada de gas de síntesis</b>	<b>Salida de gas de síntesis</b>	<b>Salida de sólido en cada etapa</b>
<b>Tipo</b>	Globo	Globo	Bola (rápida)
<b>Material</b>	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 304
<b>Tamaño nominal</b>	8 pulg Catálogo No. 40	8 pulg Catálogo No. 40	2 pulg Catálogo No. 40

**Tabla No. 7:** Especificaciones del compresor para impulsar gas de síntesis

<b>Tipo</b>	Centrífugo
<b>Material</b>	Acero inoxidable 304
<b>Potencia de Motor</b>	26 kW (35 hp)

**Tabla No. 8:** Especificaciones de los ciclones

	<b>Salida gasificador</b>	<b>Salida reactor Ilmenita</b>
<b>Bc (m)</b>	0.236	0.299
<b>Dc (m)</b>	0.943	1.198
<b>Hc (m)</b>	0.590	0.748
<b>De (m)</b>	0.472	0.599
<b>Lc (m)</b>	1.888	2.395
<b>Sc (m)</b>	0.118	0.150
<b>Zc (m)</b>	1.888	2.395
<b>Jc (m)</b>	0.236	0.299
<b>Material</b>	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 304

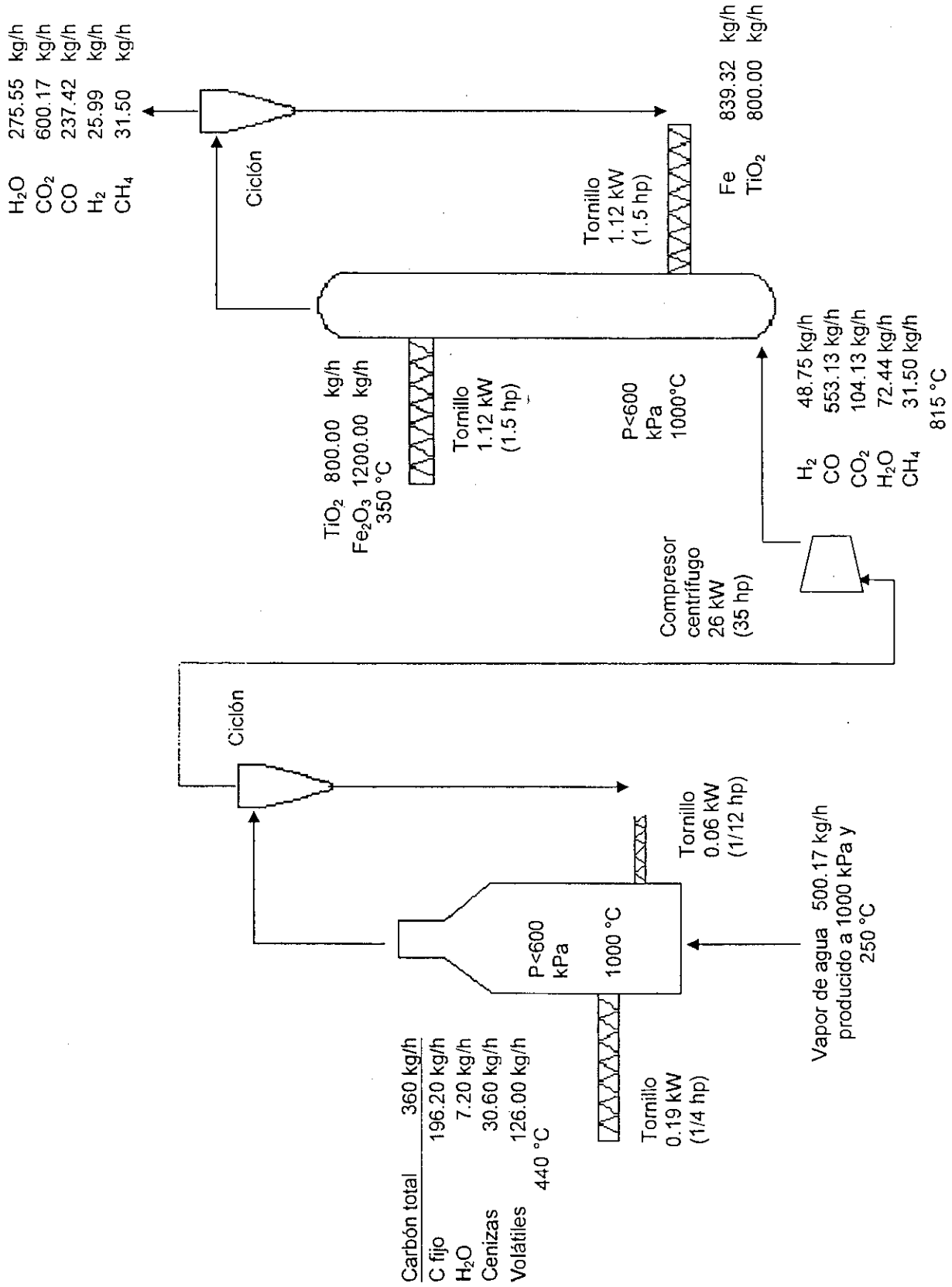


Figura No.6: Diagrama del proceso

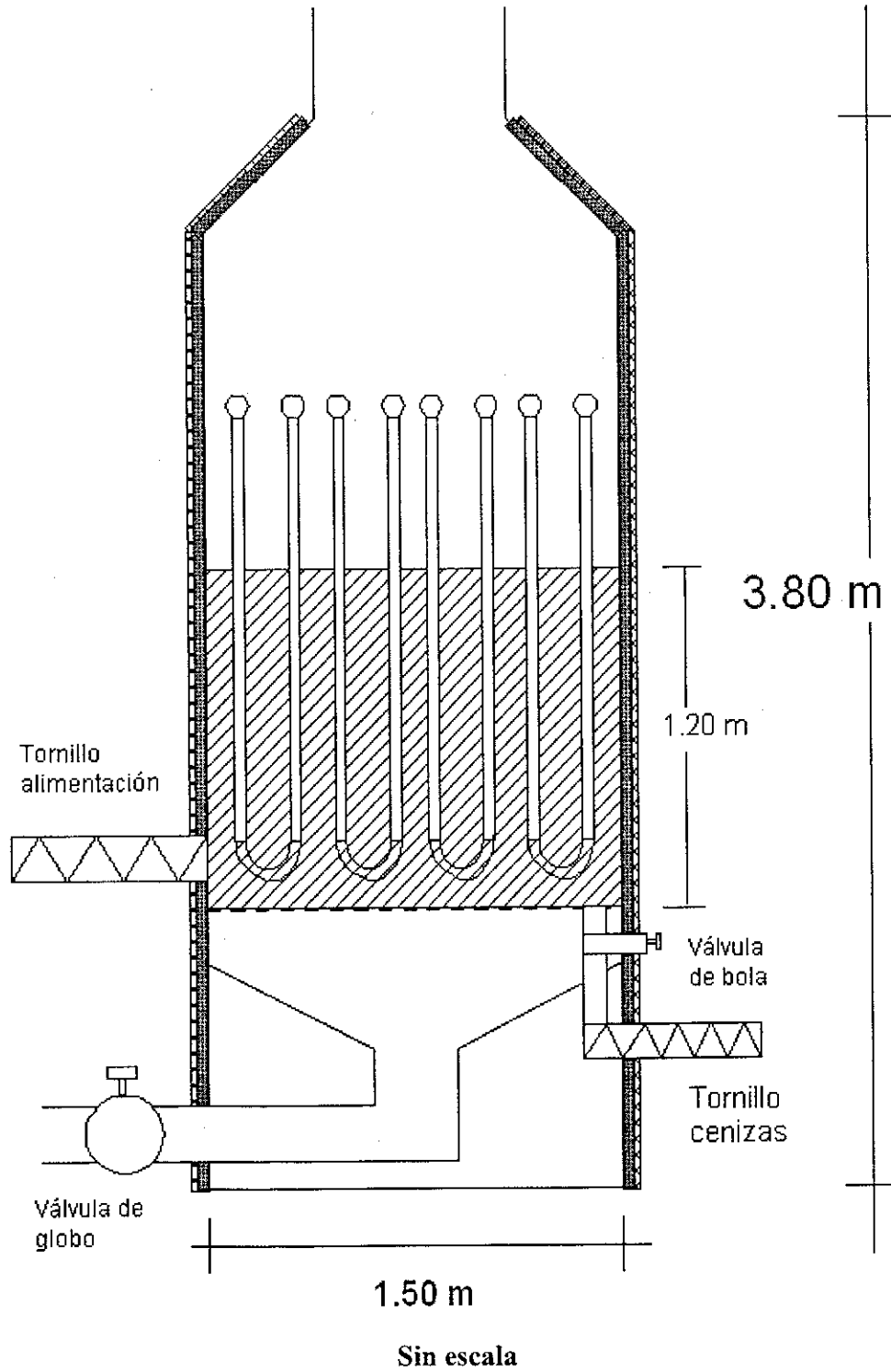


Figura No. 7: Vista interior del gasificador de carbón

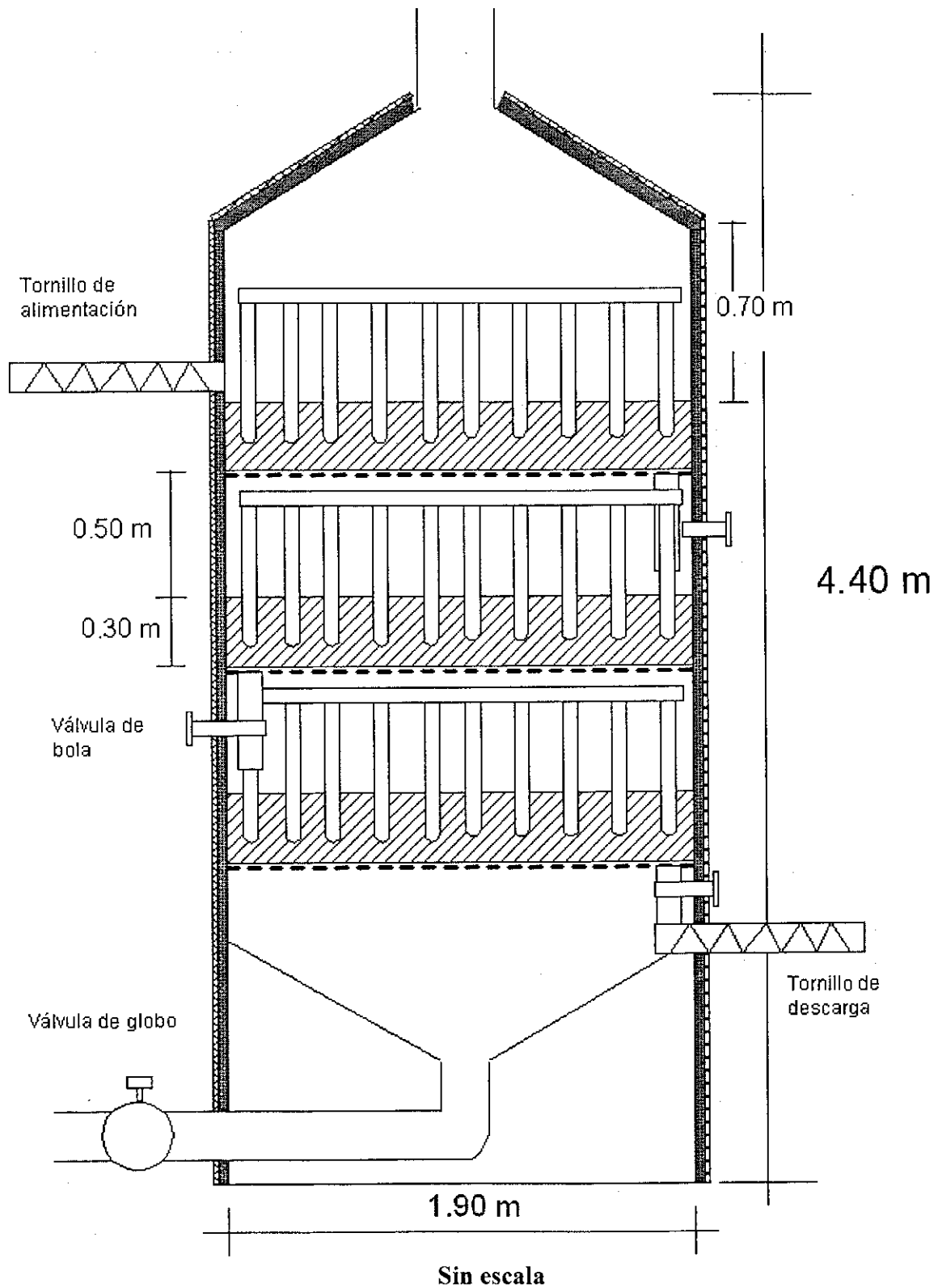
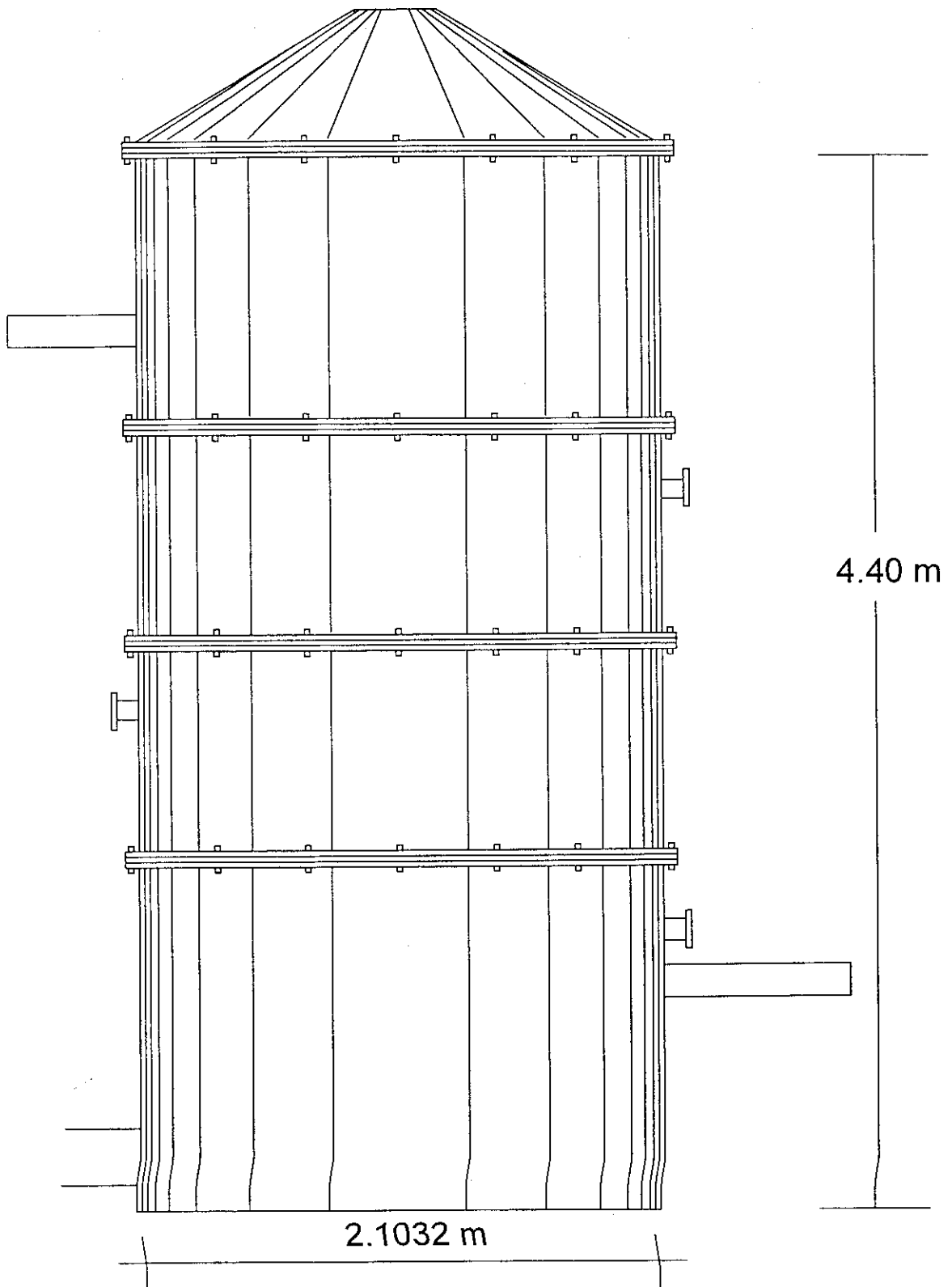


Figura No. 8: Vista interior del reactor para reducción de Ilmenita



Sin escala

Figura No. 9: Vista exterior del reactor para reducción de Ilmenita

## VIII. DISCUSIÓN

El diseño de los reactores de lecho fluidizado se basó en el balance de masa y energía, y en las condiciones de operación especificadas en la teoría.

Para determinar el diámetro de los mismos, se escogió un diámetro que permitiera una velocidad superficial de gas dentro del reactor entre el rango recomendado de 0.3-0.6 m/s, según el flujo de gas necesario. Esta velocidad garantiza que se logre fluidizar el lecho de partículas pero que mantenga las mismas dentro del reactor, y además permite que el gas pase lentamente y se dé una buena reacción.

En el caso del gasificador de carbón, se diseñó de una sola etapa, ya que el carbón se gasifica al reaccionar con el vapor y los residuos se retiran por el fondo del reactor. En el proceso lo más importante es el íntimo contacto del vapor con el carbón por lo que es importante un lecho alto que asegure un tiempo adecuado de exposición del gas con el sólido. También el diámetro de partícula es importante, ya que a menor diámetro, mayor será el área total expuesta al gas, al mismo tiempo se facilita la fluidización del lecho.

En un gasificador de lecho fluidizado utilizando carbón mineral y vapor, es adecuado trabajar a presiones moderadas (menor a 600 kPa) y altas temperaturas, ya que si se trabaja a altas presiones y bajas temperaturas, se promueve la formación de metano (Lee, 1996), mientras que en el caso contrario, los compuestos que se forman en mayor cantidad son el Hidrógeno y Monóxido de Carbono, que son los compuestos principales para la reducción de Ilmenita. Una temperatura de 1000 °C

está dentro del rango de temperaturas recomendadas para la gasificación de carbón con mineral, es por eso que se tomó como temperatura para realizar el diseño.

Como la temperatura de operación es bastante alta, se requiere de una gran cantidad de energía, es por eso que es conveniente utilizar vapor sobrecalentado con un exceso con respecto al teórico para aprovechar esa energía extra y también es necesario precalentar el carbón antes de entrar al gasificador.

En el caso del reactor para la reducción de Ilmenita, se escogió un reactor de tres etapas, porque en ese tipo de procesos resulta conveniente utilizar este tipo de reactor. Esto se debe a que el sistema de etapas en contracorriente provee un sistema de precalentamiento del sólido, ya que en la primera etapa o superior, el mineral tiene contacto con el gas "empobrecido" que ya ha reaccionado con el sólido de las etapas inferiores, y cede su calor al sólido y al mismo tiempo ocurre una conversión en grado menor para formar dióxido de titanio y hierro metálico.

El sólido pasa a la segunda etapa en donde se calienta nuevamente y ocurre otro porcentaje de reacción hasta que llega a la última etapa o inferior en donde tiene contacto con el gas que no ha reaccionado y es rico en Hidrógeno y Monóxido de carbono, con lo cual se completa la conversión prácticamente en un 100 % (Judd, 1961)

Esta reacción también es endotérmica y requiere gran cantidad de energía para llevarla a cabo, y según Judd (1961) a una temperatura de 1000 °C y a presión atmosférica, se obtiene una conversión del mineral cercana al 100 % en un sistema de etapas a contracorriente con un tiempo de residencia del mineral de una hora. Para el diseño se tomó como tiempo de residencia una hora y media, ya que éste varía dependiendo de la composición del mineral y el gas de síntesis.

Es recomendable utilizar un exceso de gas de síntesis considerable para llevar a cabo la reacción para garantizar una conversión completa y así obtener un mayor concentrado de Dióxido de Titanio, el cual es el producto principal del proceso. Es por eso que para el diseño se fijó un exceso de 30 % en masa de gas de síntesis, aumentando la cantidad de carbón necesario y con un exceso de 15 % de vapor de agua. El porcentaje de exceso fue escogido de tal manera que se lograra una composición de gas de síntesis similar a la teórica, mostrada en la Tabla No. 1, página No. 14. De esta forma se obtiene un gas con alto contenido en Hidrógeno y Monóxido de Carbono (ver Tabla No. 15, página No. 58)

La altura de la sección por encima del lecho fluidizado del gasificador se determinó que fuera la misma que la del lecho, esto se hizo con el objetivo de que el arrastre de sólido junto con el gas hacia fuera del gasificador no fuera muy alto, dificultando más la separación sólido-gas. En esa zona encima del lecho, conocida como de “desenganche” (porque regresan las partículas al lecho), también ocurre la gasificación de las partículas de carbón que están encima del lecho.

En el reactor de Ilmenita, la etapa superior es la que tiene la altura de zona de “desenganche” mayor para que no se arrastre demasiado sólido, ya que es la última etapa antes de que el gas abandone el reactor.

En cuanto al material escogido, se eligió Acero Inoxidable 304 para la pared, los platos y los tubos de los dos reactores, ya que este material ofrece una gran resistencia a altas temperaturas y a la corrosión, ambientes reductores y abrasión a la que está expuesta por la naturaleza de las reacciones. Este tipo de acero además de que cumple con los requerimientos necesarios, tiene un precio menor que otros tipos de acero inoxidable y es el que se vende más frecuentemente en Guatemala. El espesor calculado de 1 pulgada (0.0254 m) es adecuado ya que se trabajará a presión atmosférica. Se debe colocar ladrillo refractario en el interior de las paredes internas

del reactor, para mantener temperaturas muy altas y evitar las pérdidas de calor al ambiente lo mejor posible. El material utilizado es Alúmina, el cual ofrece alta resistencia a la corrosión, ambientes oxidantes y reductores y a altas temperaturas.

A ambos reactores se les colocan tubos en su interior para que fluya vapor sobrecalentado y así lograr obtener la temperatura de  $1000^{\circ}\text{C}$  dentro de los mismos.

Debido a la alta temperatura a la que operan los dos reactores y a la naturaleza combustible del gas manejado, es importante mantener aislado el sistema para evitar que se introduzca aire dentro de los mismos y se produzca combustión por la presencia de oxígeno.

El exterior de los reactores, como por ejemplo el reactor de reducción de Ilmenita se muestra en la Figura No 8. Este reactor está dividido en tres etapas tanto interior como exteriormente, es por eso que se utiliza flanges o juntas en cada una de las etapas con el objetivo de que sea posible la separación de alguna de ellas a la hora de retirar algún plato dañado o dar mantenimiento al interior. Los empaques entre cada junta deberán ser de acero inoxidable debido a las altas temperaturas.

En cuanto al equipo auxiliar necesario, se utilizan transportadores de tornillos para introducir y retirar los sólidos dentro de los reactores. Estos tornillos funcionan también como sellos y evitan que el gas entre por la tubería de los mismos.

Las válvulas colocadas (ver Figura No. 6 y No.7, páginas No. 27 y 28), se determinaron de ese tipo ya que a la entrada y salida de los reactores puede ser necesario controlar o restringir el flujo de gas y las válvulas de globo son las adecuadas para esa tarea debido al diseño del tornillo interior, mientras que el sólido es descargado entre cada etapa y al exterior del reactor al abrir totalmente las

válvulas y eso se logra adecuadamente con las válvulas de bola, llamadas también válvulas rápidas.

Se encontró que la potencia mínima necesaria del compresor centrífugo es de 26 kW (35 hp), ya que la temperatura del gas de síntesis es elevada (700 °C) y eso aumenta la potencia necesaria. Finalmente se calculó las dimensiones de un ciclón para separar los sólidos que hayan sido arrastrados en los dos reactores. Estas dimensiones son grandes ya que se maneja un gran flujo másico de gas y un alto flujo volumétrico por las densidades tan pequeñas de los mismos debido a la gran temperatura. (Figura No. 9, página No. 60)

## IX. CONCLUSIONES

1. El gasificador de carbón mineral diseñado es de una sola etapa, de 1.50 m de diámetro interior, 3.80 m de altura. El material de las paredes e interiores del reactor es Acero Inoxidable 304, mientras que el material de los ladrillos refractarios es Alúmina.
2. El reactor para la reducción de Ilmenita tiene tres etapas, con una altura de 4.40 m y un diámetro interior de 1.90 m. El material de las paredes e interiores del reactor es Acero Inoxidable 304, mientras que el material de los ladrillos refractarios es Alúmina.
3. Tanto el gasificador como el reactor para reducción de Ilmenita operan a 1000 °C y presión moderada (menor a 600 kPa).
4. En el gasificador y el reactor de reducción de Ilmenita se colocan tubos interiores para el calentamiento del sistema por medio de vapor.
5. Se necesita transportadores de tornillos para cargar y descargar los sólidos en los dos reactores.
6. Para controlar la entrada y salida de gas de los reactores se colocan válvulas de globo, mientras que para la descarga del sólido en la parte inferior de las etapas se utilizan válvulas de bola.
7. Se utilizará un compresor centrífugo para transportar el gas entre cada reactor de 26 kW (35 hp).

## X. RECOMENDACIONES

1. Ya que este diseño se basa en cálculos completamente teóricos, sin ningún tipo de investigación experimental, es necesario realizar pruebas para determinar los parámetros de operación reales, según el tipo de materia prima con que se cuenta y poder hacer variaciones.
2. El tiempo de residencia de la Ilmenita con el gas de síntesis tiene que ser evaluado experimentalmente, ya que depende de los porcentajes de óxidos de hierro presentes en el mineral.
3. Se deben analizar las posibles maneras de precalentar el sólido en los dos reactores, de tal forma que se aproveche el calor al máximo dentro del sistema.
4. Evaluar las formas de tratamiento del gas que sale del reactor de reducción de Ilmenita, como por ejemplo su combustión para producción de energía y de esta forma, minimizar el riesgo de contaminación al ambiente.

## XI. BIBLIOGRAFÍA

1. Cengel, Y. 1996. *Termodinámica*. 2da. Edición. México. Editorial McGraw-Hill. 450 págs.
2. Chen, M. 1958. *Process for treating materials containing titanium an iron*. Oficina de Patentes de Estados Unidos. Patente No. 2912320.
3. Chyn, D. 1966. *Process for producing Titanium dioxide concentrate and other useful products from Ilmenite and similar ores*. Oficina de Patentes de Estados Unidos. Patente No. 3252797
4. Dietrich, R. y Skinner, B. 1979. *Rocks and rocks minerals*. 1ra. Edición. Estados Unidos de América. Editorial John Wiley & Sons. 319 págs.
5. Fogler, H. 1999. *Elements of chemical reactions engineering*. 3ra. Edición, versión en CD. Estados Unidos de América. Prentice Hall, Inc. 968 págs.
6. Guatemala. 1987. Instituto Centroamericano de Investigación y Tecnología Industrial (ICAITI). *Gasificador de biomasa*. Informe Técnico. Guatemala, C.A. 46 págs.
7. Judd, H. 1961. *Method of preparing TiO<sub>2</sub>*. Oficina de Patentes de Estados Unidos. Patente No. 3112178.
8. Keith, P. 1956. *Elevated fluidizing reactor*. Oficina de Patentes de Estados Unidos. Patente No. 2995426.

9. Kirk, R. y Othmer D. 1965. *Enciclopedia de Tecnología Química*. Tomo XV, 1ra. Edición. México. Unión Tipográfica Editorial Hispano-Americana. 964 págs.
10. Kreith, F. 2001. *Principios de transferencia de calor*. Sexta Edición. México. Editorial Thomson Editores S.A. 700 págs.
11. Lee, S. 1996. *Alternative fuels*. 1ra. Edición. Estados Unidos de América. Taylor & Francis. 485 págs.
12. McCabe, W., et al. 1991. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. 4ta. Edición, Madrid, España. Editorial McGraw-Hill. 1112 págs.
13. Michal, E. 1969. *Titanium dioxide concentrate and method for producing the same*. Oficina de Patentes de Estados Unidos. Patente No. 3446590.
14. Perry, Robert, et al. 1999. *Perry's Chemical Engineers handbook*. 6ta. Edición. Estados Unidos. McGraw-Hill International Editions. (1999)
15. Revista Ambientum. Edición Mayo 2003.
16. Seglin, L. 1974. *Manufacture of synthesis gas*. Oficina de Patentes de Estados Unidos. Patente No. 3850839.
17. [www.uned.es/cristamine/fichas/ilmenita/ilmenita.htm](http://www.uned.es/cristamine/fichas/ilmenita/ilmenita.htm)

## XII. ANEXOS

### A. CÁLCULOS REALIZADOS

**1. BALANCE DE MASA TEÓRICO.** El balance de masa para determinar las cantidades de materia prima teórica para los dos procesos se realizó a partir de la base de 2 toneladas métricas por hora (2000 kg/h) de Ilmenita a procesar.

La composición del mineral en masa es 60 %  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  (1200 kg/h) y 40 % de  $\text{TiO}_2$  (800 kg/h).

Para calcular la cantidad necesaria de hidrógeno y monóxido de carbono para llevar a cabo la reducción del mineral, se utilizó la estequiometría de las reacciones No. 3-6 de la sección de Antecedentes y se asumió que la mitad del  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  reacciona con hidrógeno y la otra mitad con monóxido de carbono. Todos los datos están sobre la base de 1 hora:

$$1200 \text{ kg/h } \text{Fe}_2\text{O}_3 \left( 1 \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3 / 159.70 \text{ kg } \text{Fe}_2\text{O}_3 \right) = 7.51 \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3$$

$$7.51 \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3 / 2 = 3.76 \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3$$

Para la reacción No. 3, página No. 10:

$$3.76 \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3 \left( \frac{1}{2} \text{ kg mol } \text{H}_2 / \frac{1}{2} \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3 \right) = 3.76 \text{ kg mol } \text{H}_2$$

Para la reacción No. 4, página No. 10:

$$3.76 \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3 \left( 1 \text{ kg mol } \text{FeO} / \frac{1}{2} \text{ kg mol } \text{Fe}_2\text{O}_3 \right) \left( 1 \text{ kg mol } \text{H}_2 / 1 \text{ kg mol } \text{FeO} \right) = 7.51 \text{ kg mol } \text{H}_2$$

$$\text{Total} = 7.51 + 3.76 \text{ kg mol } \text{H}_2 = 11.27 \text{ kg mol } \text{H}_2 = 22.76 \text{ kg } \text{H}_2$$

El mismo procedimiento se siguió para calcular los moles de monóxido de carbono:

$$\text{Total} = 11.27 \text{ kg mol CO} = 315.70 \text{ kg CO}$$

**a. Balance de masa para el gasificador.** A partir de los moles de hidrógeno y utilizando la estequiometría de las reacciones No. 1 y 2 (sección de Antecedentes), se calculó al cantidad de carbono fijo y de vapor de agua necesarios:

$$11.27 \text{ kg mol H}_2 (1 \text{ kg mol C} / 1 \text{ kg mol H}_2) = 11.27 \text{ kg mol C} = 135.37 \text{ kg C}$$

$$11.27 \text{ kg mol H}_2 (1 \text{ kg mol H}_2\text{O} / 1 \text{ kg mol H}_2) = 11.27 \text{ kg mol H}_2\text{O} = 203.10 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Los 11.27 kg mol de carbono es la cantidad necesaria para llevar a cabo la reacción No. 1 (Sección de Antecedentes) y se asumió que era el 90 % del carbono fijo total, por lo tanto, el restante 10 % sigue la reacción No. 2:

$$11.27 \text{ kg mol C} (0.1/0.9) (2 \text{ kg mol H}_2\text{O} / 1 \text{ kg mol C}) = 2.50 \text{ kg mol H}_2\text{O} = 45.14 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Por lo tanto la cantidad de vapor de agua necesaria para las dos reacciones es:

$$\text{Total} = 248.24 \text{ kg H}_2\text{O}$$

La cantidad total de carbón fijo es:

$$135.37 \text{ kg C} (1/0.9) = 150.41 \text{ kg C}$$

Los productos resultantes de la reacción No. 2 se calcularon así:

$$11.27 \text{ kg mol C} (0.1/0.9) (1 \text{ kg mol CO}_2 / 1 \text{ kg mol C}) = 1.25 \text{ kg mol CO}_2 = 55.12 \text{ kg CO}_2$$

$$11.27 \text{ kg mol C} (0.1/0.9) (2 \text{ kg mol H}_2 / 1 \text{ kg mol C}) = 2.50 \text{ kg mol H}_2 = 5.06 \text{ kg H}_2$$

La cantidad total de  $H_2$  que se forma es:

$$\text{Total } H_2 = 5.06 \text{ kg} + 22.76 \text{ kg} = 27.83 \text{ kg de } H_2$$

La composición del carbón que se va a utilizar en el proceso es la siguiente:

**Tabla No. 9:** Composición del carbón mineral (en masa)

<b>Carbón fijo</b>	54.50 %
<b>Humedad (<math>H_2O</math>)</b>	2.00 %
<b>Cenizas (Fly Ash)</b>	8.50 %
<b>Volátiles</b>	35.00 %

Los volátiles están compuestos de la siguiente manera:

**Tabla No. 10:** Composición de los volátiles carbón mineral (en masa)

<b>Compuestos orgánicos C</b>	69.00 %
<b>Metano</b>	25.00 %
<b>Dióxido de carbono <math>CO_2</math></b>	6.00 %

Las cantidades de la tabla No. 10 son:

$$\text{Humedad } (H_2O) = 150.41 \text{ kg C } (0.02/0.545) = 5.52 \text{ kg } H_2O$$

$$\text{Cenizas} = 150.41 \text{ kg C } (0.085/0.545) = 23.46 \text{ kg cenizas}$$

$$\text{Volátiles} = 150.41 \text{ kg C } (0.35/0.545) = 96.59 \text{ kg volátiles}$$

La masa total del carbón con esa composición debe ser 275.98 kg.

Las cantidades que comprenden los volátiles son:

$$\text{Compuestos orgánicos (C)} = 96.59 \text{ kg } (0.69) = 66.65 \text{ kg}$$

Metano =  $96.59 \text{ kg} (0.25) = 24.15 \text{ kg}$

Dióxido de Carbono =  $96.59 \text{ kg} (0.06) = 5.80 \text{ kg}$

Los compuestos orgánicos presentes, compuestos principalmente por carbono C, también se gasifican al igual que el carbón fijo del mineral crudo, produciendo hidrógeno y monóxido de carbono. El cálculo de las cantidades de vapor necesario y los gases productos se realizó de la misma forma descrita anteriormente.

La cantidad de masa que entra y sale del gasificador se muestra a continuación:

**Tabla No. 11:** Balance de masa teórico del gasificador

	ENTRA (kg/h)	SALE (kg/h)
<b>Carbón (Total)</b>	275.98	---
<i>Carbón fijo</i>	150.41	---
<i>Humedad (H<sub>2</sub>O)</i>	5.52	---
<i>Cenizas</i>	23.46	---
Volátiles (CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> y C)	96.59	---
<b>Vapor de Agua (H<sub>2</sub>O)</b>	358.24	---
H <sub>2</sub>	---	40.16
CO	---	455.60
CO <sub>2</sub>	---	85.33
H <sub>2</sub> O	---	5.52
Cenizas	---	23.46
CH <sub>4</sub> libre	---	24.15
<b>TOTAL</b>	<b>634.22</b>	<b>634.22</b>

**b. Balance de masa para la reducción de Ilmenita.** Utilizando las reacciones No. 3 a 6 (Antecedentes, página No. 10), se calcularon las cantidades de agua y dióxido de carbono que se forman:

$$3.76 \text{ kg mol Fe}_2\text{O}_3 \left( \frac{1}{2} \text{ kg mol H}_2\text{O} / \frac{1}{2} \text{ kg mol Fe}_2\text{O}_3 \right) = 3.76 \text{ kg mol H}_2\text{O}$$

$$3.76 \text{ kg mol Fe}_2\text{O}_3 \left( 1 \text{ kg mol FeO} / \frac{1}{2} \text{ kg mol Fe}_2\text{O}_3 \right) \left( 1 \text{ kg mol H}_2\text{O} / 1 \text{ kg mol FeO} \right) = 7.51 \text{ kg mol H}_2\text{O}$$

$$\text{Total} = 11.27 \text{ kg mol H}_2\text{O} = 203.10 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Para el dióxido de carbono:

$$\text{Total} = 11.27 \text{ kg mol CO}_2 = 496.04 \text{ kg CO}_2$$

Lo mismo se realizó para determinar las cantidades de Fe resultantes. Para la reacción con hidrógeno:

$$3.76 \text{ kg mol Fe}_2\text{O}_3 \left( 1 \text{ kg mol FeO} / \frac{1}{2} \text{ kg mol Fe}_2\text{O}_3 \right) \left( 1 \text{ kg mol Fe} / 1 \text{ kg mol FeO} \right) = 7.51 \text{ kg mol Fe}$$

Para la reacción con monóxido de carbono el resultado es el mismo, por lo tanto, la cantidad total de Fe producida es:

$$\text{Total} = (7.51 + 7.51) \text{ kg mol Fe} = 15.03 \text{ kg mol Fe} = 839.32 \text{ kg Fe}$$

Antes de entrar al reactor, el gas procedente del gasificador se hace pasar por un ciclón para eliminar las cenizas, por lo que la ingresar al reactor se asume que va sin ceniza. El balance de masa se presenta en la tabla No.12.

**2. BALANCE DE MASA REAL.** Para el la producción de gas de síntesis, se aumentó en un 15 % en masa la cantidad de vapor con respecto al teórico y también la cantidad de carbón de manera de que se obtuviera una masa total de gas

de síntesis aproximadamente 30 % mayor que la cantidad teórica necesaria. También se asumió que reacciona sólo el 90 % del carbón fijo y que el 30 % de la ceniza cae al fondo del gasificador, mientras que el restante 70 % es arrastrado por el gas fluidizante. El balance se muestra en la tabla No.13.

**Tabla No. 12:** Balance de masa teórico del reactor para reducción de Ilmenita

	ENTRA (kg/h)	SALE (kg/h)
<b>TiO<sub>2</sub></b>	800.00	800.00
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	1200 .00	---
<b>Fe</b>	---	839.32
<b>H<sub>2</sub></b>	40.16	17.39
<b>CO</b>	455.60	139.89
<b>CO<sub>2</sub></b>	85.33	581.38
<b>H<sub>2</sub>O</b>	5.52	208.63
<b>CH<sub>4</sub></b>	24.15	24.15
<b>TOTAL</b>	<b>2610.76</b>	<b>2610.76</b>

**Tabla No. 13:** Balance de masa real del gasificador

	ENTRA (kg/h)	SALE (kg/h)
<b>Carbón (Total)</b>	360.00	---
<i>Carbón fijo</i>	<i>196.20</i>	19.62
<i>Humedad (H<sub>2</sub>O)</i>	<i>7.20</i>	---
<i>Cenizas</i>	<i>30.60</i>	---
<i>Volátiles (CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> y C)</i>	<i>126.00</i>	---
<b>Vapor de Agua</b>	500.17	---

(H <sub>2</sub> O)		
H <sub>2</sub>	---	48.75
CO	---	553.13
CO <sub>2</sub>	---	104.13
H <sub>2</sub> O	---	72.44
Cenizas	---	21.42 (en el gas) + 9.18 (al fondo)
CH <sub>4</sub> libre	---	31.50
<b>TOTAL</b>	<b>860.17</b>	<b>860.17</b>

El balance para el proceso de reducción de Ilmenita se muestra a continuación:

**Tabla No. 14:** Balance de masa real del reactor para reducción de Ilmenita

	<b>ENTRA (kg/h)</b>	<b>SALE (kg/h)</b>
<b>TiO<sub>2</sub></b>	800.00	800.00
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	1200.00	---
<b>Fe</b>	---	839.32
<b>H<sub>2</sub></b>	48.75	25.99
<b>CO</b>	553.13	237.42
<b>CO<sub>2</sub></b>	104.13	600.17
<b>H<sub>2</sub>O</b>	72.44	275.55
<b>CH<sub>4</sub></b>	31.50	31.50
<b>TOTAL</b>	<b>2809.95</b>	<b>2809.95</b>

La composición del gas de síntesis en mol es la siguiente:

**Tabla No. 15:** Composición molar del gas de síntesis

COMPUESTO	% (mol/mol)
Hidrógeno H <sub>2</sub>	46.21
Monóxido de Carbono CO	37.81
Dióxido de Carbono CO <sub>2</sub>	4.53
Vapor de Agua H <sub>2</sub> O	7.70
Metano CH <sub>4</sub>	3.76
<b>TOTAL</b>	<b>100.00%</b>

### 3. DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES.

a. **Dimensionamiento del reactor para la reducción de Ilmenita.** Se utilizaron las ecuaciones No. 4-15 de la sección de Antecedentes, páginas No. 16-19, a partir de los siguientes datos:

**Tabla No. 16:** Datos del sólido (mineral Ilmenita)

Diámetro de partícula $d_p$	0.000147 m
Densidad $\rho_s$	4700 kg/m <sup>3</sup>
Esfericidad $\psi$	0.6
Flujo másico	2000 kg/h
Tiempo de residencia	1.5 h
Masa en cada etapa $W_s$  (3 etapas)	1000 kg

**Tabla No. 17:** Datos del gas (gas de síntesis)

<b>Flujo volumétrico <math>v_0</math></b>	1.523 m <sup>3</sup> /s
<b>Densidad a 1000 °C <math>\rho_g</math></b>	0.148 kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidad a 1000 °C <math>\mu</math></b>	3.55 x 10 <sup>-5</sup> kg/m s

Se estableció un diámetro del lecho,  $D_t$ , de 1.9 m. Con platos perforados cada uno con 120 perforaciones.

Se calcularon los parámetros de las características mecánicas del lecho. Primero el término gravitacional:

$$\eta = g(\rho_s - \rho_g) = 9.8 \text{ m/s}^2 (4700 - 0.148 \text{ kg/m}^3) = 46058.55 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Porosidad del lecho para fluidización mínima:

$$\begin{aligned} \varepsilon_{fm} &= 0.586\Psi^{-0.7} (\mu^2/\rho_g \eta d_p^3)^{0.029} (\rho_g/\rho_s)^{0.021} \\ &= 0.586(0.6)^{-0.7} [(3.55 \times 10^{-5})^2 / (0.148)(46058.55)(0.000147 \text{ m}^3)]^{0.029} \\ &\quad [0.147/4700]^{0.021} \\ &= 0.627 \end{aligned}$$

Velocidad del gas para fluidización mínima:

$$\begin{aligned} u_{fm} &= [(\Psi d_p)^2 / 150 \mu] \eta (\varepsilon_{fm}^3 / 1 - \varepsilon_{fm}) \\ &= [(0.6 (0.000147)^2 / 150 (3.55 \times 10^{-5})) (46058.55) (0.627^3 / 1 - 0.627)] \\ &= 0.044 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Velocidad del gas entrante:

$$u_0 = v_0 / \pi(D^2/4) = 1.523 / \pi(1.9^2/4) = 0.537 \text{ m/s}$$

Esta velocidad está dentro del rango recomendado de 0.3-0.6 m/s.

Velocidad de fluidización máxima:

$$\begin{aligned} u_t &= (1.78 \times 10^{-2} \eta^2 / \rho_g \mu)^{1/3} d_p \\ &= (1.78 \times 10^{-2}) (46058.55)^2 / 0.148 (3.55 \times 10^{-5})^{1/3} (0.000147) \\ &= 2.838 \text{ m/s} \end{aligned}$$

La velocidad del gas entrante,  $u_0$ , se encuentra entre  $u_{fm}$  y  $u_t$ , por lo tanto es adecuada.

Diámetro mínimo de burbuja:

$$\begin{aligned} d_{bo} &= 0.347 [Ao (u_0 - u_{fm}) / n_d]^{0.4} \\ &= 0.00347 [\pi(190^2)/4 (53.7 - 4.4) / 120]^{0.4} \\ &= 14.7 \text{ cm} = 0.147 \text{ m} \end{aligned}$$

Diámetro máximo de burbuja:

$$\begin{aligned} d_{bm} &= 0.652 [Ao (u_0 - u_{fm})]^{0.4} \\ &= 0.652 [[\pi(190^2)/4 (53.7 - 4.4)]^{0.4} \\ &= 187.2 \text{ cm} = 1.872 \text{ m} \end{aligned}$$

Para calcular el diámetro promedio de burbuja, se asumió una altura del lecho fluidizado.

La altura del lecho sin fluidizar es:

$$h = (1000 / 4700)(4) / \pi(1.90)^2 = 0.075 \text{ m}$$

Se asumieron valores de  $h$  hasta que se concordó exactamente con el valor calculado según las ecuaciones. El cálculo se muestra a continuación:

Diámetro promedio de burbuja:

$$\begin{aligned} d_b &= d_{bm} - (d_{bm} - d_{bo}) e^{-(0.3 h/2)/Dt} \\ &= 1.872 - (1.872 - 0.147) e^{-0.3(0.311)/1.9} \\ &= 0.189 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocidad de una burbuja cuando muchas burbujas están presentes:

$$\begin{aligned} u_b &= u_o - u_{fm} + (0.71) (gd_b)^{1/2} \\ &= (0.5371 - 0.044) + (0.71) (9.8(0.189))^{1/2} \\ &= 1.458 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Fracción del lecho ocupada por las burbujas; se asumió  $\alpha$  con un valor de 0.4:

$$\begin{aligned} \delta &= (u_o - u_{fm})/[u_b - u_{fm}(1 + \alpha)] \\ &= (0.5371 - 0.044)/[(1.458 - 0.044)(1 + 0.4)] \\ &= 0.353 \end{aligned}$$

Finalmente se calculó la altura real del lecho  $h_s$  despejándola de la ecuación No. 15:

$$\begin{aligned} h_s &= W_s / \rho_s A_s (1 - \epsilon_{fm})(1 - \delta) \\ &= 1000 / 4700 (\pi(1.90^2)/4) (1 - 0.627) (1 - 0.353) \\ &= 0.311 \text{ m} \end{aligned}$$

**Tabla No. 18:** Datos calculados para obtener  $h_s$  del reactor reductor de Ilmenita

Porosidad para fluidización mínima $\epsilon_{fm}$	0.627
Velocidad del gas para fluidización mínima $u_{fm}$	0.044 m/s
Velocidad de operación del gas $u_o$	0.537 m/s
Velocidad del gas para fluidización máxima $u_t$	2.838 m/s
Diámetro mínimo de burbuja $d_{bo}$	0.147 m
Diámetro máximo de burbuja $d_{bm}$	1.872 m
Diámetro promedio de burbuja $d_b$	0.189 m
Velocidad de una burbuja en presencia de otras $u_b$	1.458 m/s
Fración del lecho ocupada por las burbujas $\delta$	0.353
Altura del lecho fluidizado $h_s$	0.311 m

La altura de 0.311 m es la de una etapa en el reactor. La altura encima del lecho (zona de “desenganche”) se asume que es 175 % mayor en las primeras dos etapas (de abajo hacia arriba).

Altura una etapa =  $0.311 (2.75) = 0.82 \text{ m} = 0.80 \text{ m}$  aprox.

Altura de las dos primeras etapas = 1.60 m

En la tercera etapa se deja una altura mayor de dicha zona para que el arrastre de sólido no sea muy grande.

Altura última etapa =  $0.311 (3.3) = 1.03 \text{ m} = 1 \text{ m}$  aprox.

Por lo tanto, la altura del reactor tomando en cuenta solamente las zonas de fluidización es:

$$\text{Altura} = 1.60 \text{ m} + 1 \text{ m} = 2.60 \text{ m}$$

**b. Dimensionamiento del reactor para la gasificación de carbón mineral.** Se realizó de la misma forma que el reactor para la reducción de Ilmenita, a partir de los siguientes datos:

**Tabla No. 19:** Datos del sólido (carbón)

<b>Diámetro de partícula <math>d_p</math></b>	0.000147 m
<b>Densidad <math>\rho_s</math></b>	1900 kg/m <sup>3</sup>
<b>Esfericidad <math>\psi</math></b>	0.6
<b>Masa inicial en el reactor</b> <b><math>W_s</math></b>	1000 kg

**Tabla No. 20:** Datos del gas (vapor de agua)

<b>Flujo volumétrico <math>v_0</math></b>	0.805 m <sup>3</sup> /s
<b>Densidad a 1000 °C <math>\rho_g</math></b>	0.172 kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidad a 1000 °C <math>\mu</math></b>	4.30 x 10 <sup>-5</sup> kg/m s

Los resultados obtenidos se listan en la siguiente tabla:

**Tabla No. 21:** Datos calculados para obtener  $h_s$  del gasificador

<b>Porosidad para fluidización mínima <math>\varepsilon_{fm}</math></b>	0.663
<b>Velocidad del gas para fluidización mínima <math>u_{fm}</math></b>	0.019 m/s
<b>Velocidad de operación del gas <math>u_o</math></b>	0.456 m/s
<b>Velocidad del gas para fluidización máxima <math>u_t</math></b>	1.383 m/s
<b>Diámetro mínimo de burbuja <math>d_{bo}</math></b>	0.125 m
<b>Diámetro máximo de burbuja <math>d_{bm}</math></b>	1.476 m
<b>Diámetro promedio de burbuja <math>d_b</math></b>	0.279 m
<b>Velocidad de una burbuja en presencia de otras <math>u_b</math></b>	1.611 m/s
<b>Fracción del lecho ocupada por las burbujas <math>\delta</math></b>	0.275
<b>Altura del lecho fluidizado <math>h_s</math></b>	1.218 m

Se tomó la altura total de la zona de gasificación como el doble de la altura del lecho:

Altura = 1.218 m (2) = 2.40 m aproximadamente.

**4. GROSOR DE LAS PAREDES DE LOS REACTORES.** Se utilizó la siguiente ecuación:

$$tm = PD/[2(SE + PY)] + C \quad (\text{Ecuación No. 16})$$

Donde:

$t_m$  = grosor de tubería, pulg.

$P$  = presión de diseño, 14.7 psia

$D$  = diámetro interno del tanque, 59.055 pulg.

$S$  = tensión permisible, 750 psia

$E$  = factor de soldadura, 0.85

$Y$  = coeficiente, 0.7

Por ejemplo para el gasificador, se tiene:

$$t_m = (14.7)(59.055) / [2(750(0.85) + 14.7(0.7))] + 0.125$$

$$t_m = 0.795 \text{ pulg} = 1 \text{ pulg} = 2.54 \text{ cm}$$

El mismo procedimiento se hizo para el reactor de Ilmenita, y se obtuvo un valor de 0.97 pulg = 1 pulg (2.54 cm)

**5. TORNILLOS DE ALIMENTACIÓN.** Para el tornillo de alimentación que transporta el carbón necesario al gasificador, se propuso un diámetro nominal de tubería de 3 pulgadas (0.07793 m), con un diámetro de espas o hélices de 2 ½ pulgadas (0.0635 m). El paso (distancia entre hélice) es 0.06353 m.

Se calculó el área efectiva:

$$\text{Área efectiva} = \pi/4 (0.07793^2) = 4.77 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

Según el tipo de material, el área que ocupa es el 45 % del área total, por lo tanto el área que ocupa el sólido es:

$$\text{Área que ocupa el sólido} = 0.45 (4.77 \times 10^{-3} \text{ m}^2) = 2.15 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

La velocidad lineal es:

$$v = m/\rho S$$

Donde:

$m$  = flujo másico, kg/h

$S$  = área,  $\text{m}^2$

$\rho$  = densidad del sólido,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$$v = [360 / 2000(2.15 \times 10^{-3} \text{ m}^2)] / (3600) = 0.0245 \text{ m/s}$$

La velocidad de rotación es:

$$\text{Vel. Rotación} = 0.0245 \text{ m/s} (60 \text{ s}/1 \text{ min}) (1 \text{ rev}/0.0635 \text{ m}) = 23.16 \text{ rpm}$$

La potencia del tornillo se calculó así:

$$\text{Potencia total} = (\text{potencia vacío} + \text{potencia material}) F_o/e \quad (\text{Ecuación No. 17})$$

$F_o$  = factor de sobrecarga = 2

$e$  = eficiencia

$$\text{Potencia vacío} = 745.5(130 \text{ L N F}_d \text{ F}_x \text{ F}_b) / 10^6 \quad (\text{Ecuación No. 18})$$

Donde:

L = longitud del tornillo, m

N = velocidad rotacional, rpm

Fd = diámetro del tornillo, m

Fx = factor del diámetro (3 para menores que 0.3 m)

Fb = factor de cojinete (2 para cojinetes suaves)

$$\text{Potencia vacío} = (745.5)(130)(1.5)(23.16)(0.07793)(3)(2) / 10^6 = 1.57 \text{ W}$$

La potencia necesaria para transportar el material está dado por:

$$\text{Potencia material} = (745.5)(26000) L C W F_m F_f F_p / 10^6 \quad (\text{Ecuación No. 19})$$

Donde:

L = longitud del tornillo, m

C = capacidad, m<sup>3</sup>/s

W = densidad del material, kg/m<sup>3</sup>

F<sub>m</sub> = factor del material = 4

F<sub>f</sub> = factor flight = 2

F<sub>p</sub> = factor de paleta = 2

$$\text{Potencia material} = (745.5)(26000)(1.5)(4.653 \times 10^{-5})(2000)(4)(2)(2) / 10^6$$

$$\text{Potencia material} = 43.29 \text{ W}$$

$$\text{Potencia total} = (1.57 + 43.29) 2/0.6 = 160.31 \text{ W} = 0.21 \text{ hp}$$

Se utilizará un motor de 1/4 hp.

El mismo resultado se siguió para calcular los otros tornillos, los datos y resultados se muestran a continuación:

**Tabla No. 22:** Datos de los transportadores de tornillos

	<b>Entrada de gasificador</b>	<b>Salida gaficador</b>	<b>Entrada reactor</b>	<b>Salida reactor</b>
<b>Diámetro nominal, pulg</b>	3	2	8	8
<b>m, kg/h</b>	360	28.80	2000	1639.32
<b>q, m<sup>3</sup>/s</b>	5.26E-05	4.21E-06	0.000118	9.69E-05
<b>Paso, m</b>	0.06353	0.0381	0.18832	0.18832
<b>D interno, m</b>	0.07793	0.0525	0.20272	0.20272
<b>D aspas, m</b>	0.06353	0.0381	0.18832	0.18832
<b>% area</b>	0.45	0.45	0.15	0.15
<b>Area, m<sup>2</sup></b>	0.00214	0.00097	0.0048	0.0048
<b>Velocidad lineal, m/s</b>	0.0245	0.0043	0.0244	0.020
<b>Velocidad rotacional, rpm</b>	23.16	6.81	7.78	6.38
<b>Factor vacío</b>	2	2	2	2
<b>Eficiencia</b>	0.6	0.6	0.6	0.6
<b>Longitud, m</b>	1.5	1.5	1.5	1.5
<b>Fd</b>	0.23379	14.38035	56.7701	46.53228
<b>Fb</b>	2	0.1575	0.60816	0.60816
<b>Potencia vacío, W</b>	1.57	0.317	1.38	1.13
<b>Fm</b>	4	4	4	4
<b>Ff</b>	2	2	2	2
<b>Fp</b>	2	2	2	2

<b>Potencia material, W</b>	46.5192	3.721536	258.44	211.8334
<b>Potencia total, W</b>	160.31	13.44	866.05	709.87
<b>Hp</b>	0.215	0.018	1.161	0.95
<b>Motor, hp</b>	1/4	1/12	1.5	1.5

**6. CAÍDA DE PRESIÓN EN LOS LECHOS.** La caída de presión en el lecho del gasificador se calculó con la ecuación No.1 (Antecedentes):

$$\Delta P_{g/z} = [150(4.3 \times 10^{-5})(0.019)(1 - 0.663)^2 / 0.6^2(1.47 \times 10^{-2})(0.663)^3] + [1.75(0.172)(0.019)^2(1 - 0.663)/(0.6)(1.47 \times 10^{-2})(0.663)^3]$$

$$\Delta P_{g/z} = 6641.73$$

$$\Delta P = 6641.73 (1.22)/(1) = 7655.2 \text{ Pa}$$

Esta es la caída de presión en el lecho, a esto se le suma la caída de presión del plato perforado, la cual por regla gruesa se considera como el 30 % de la caída de presión en el lecho.

$$\Delta P_{\text{total}} = 7655.2 (1.3) = 9951.75 \text{ Pa}$$

El mismo procedimiento se hizo para calcular la caída de presión en el lecho, la cual es de 20847.12 Pa

**7. PÉRDIDA DE CALOR DE LOS REACTORES HACIA EL AMBIENTE.** Para el caso del gasificador, se calcularon los siguientes parámetros:

Coefficiente de convección hacia la atmósfera:

$$h_o = 0.3 (\Delta T)^{0.25} \quad (\text{Ecuación No. 20})$$

Donde:

$h_o$  = coeficiente de convección, Btu/pie<sup>2</sup> h °F

$\Delta T$  = diferencia de T (°F) entre las paredes y el ambiente

$$h_o = 0.3 (482 - 77)^{0.25} = 1.35 \text{ Btu/pie}^2 \text{ h } ^\circ\text{F} = 7.64 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Coefficiente de radiación hacia la atmósfera:

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_{\text{pared}}^4 - T_{\text{amb}}^4) / (T_{\text{pared}} - T_{\text{amb}}) \quad (\text{Ecuación No. 21})$$

Donde:

$\varepsilon$  = emisividad del acero inoxidable, 0.624

$\sigma$  = constante,  $5.67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$

$T_{\text{pared}}$  = temperatura de la pared del reactor, 523 K

$T_{\text{amb}}$  = temperatura ambiente, 298 K

$$h_r = 0.624 (5.67 \times 10^{-8}) (523^4 - 298^4) / (523 - 298)$$

$$h_r = 10.2 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Total de pérdidas al ambiente =  $h_{amb} = 17.84 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Transferencia a través de la pared del reactor (acero y refractario):

La resistencia a través del acero es:

$$R_1 = r_3 \ln(r_3/r_2)/k_1 \quad (\text{Ecuación No. 22})$$

La resistencia a través del ladrillo refractario es:

$$R_2 = r_3 \ln(r_2/r_1)/k_2 \quad (\text{Ecuación No. 23})$$

Donde:

$r_3$  = radio del centro al acero (total), m

$r_2$  = radio del centro al refractario, m

$r_1$  = radio interno, m

$k_1$  = conductividad térmica del acero inoxidable,  $25 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$k_2$  = conductividad térmica del ladrillo refractario (alúmina),  $0.46 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$r_3 = r_1 + \text{espesor del ladrillo} + \text{espesor del acero} = 0.75 + 0.0762 + 0.0254 = 0.8516 \text{ m}$$

$$r_2 = r_1 + \text{espesor del ladrillo} = 0.75 + 0.0762 = 0.8262 \text{ m}$$

$$R_1 = 0.8516 \ln(0.8516/0.8262)/25 = 1.03 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$$

$$R_2 = 0.8516 \ln(0.8262/0.75)/0.46 = 0.179 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$$

Coefficiente de convección en el interior del reactor:

$$h_i = (0.023 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^n) k/D \quad (\text{Ecuación No. 24})$$

Donde:

Re = número de Reynolds

Pr = número de Prandtl

n = factor, 0.4 para calentamiento y 0.3 para enfriamiento

$$\text{Re} = 4 m / \mu \pi D \quad (\text{Ecuación No. 25})$$

Donde:

$\mu$  = viscosidad,  $4.26 \times 10^{-5}$  kg/m s

D = diámetro de reactor, 1.5 m

m = flujo másico, 0.225 kg/s

$$\text{Re} = 4(0.225) / (4.26 \times 10^{-5}) \pi (1.5) = 14084.5$$

$$\text{Pr} = \text{Cp} \mu / k \quad (\text{Ecuación No. 26})$$

Donde:

Cp = capacidad calorífica, 2356 J/kg °C

$\mu$  = viscosidad,  $4.26 \times 10^{-5}$  kg/m s

k = conductividad térmica, 0.29 W/m °C

$$Pr = 2356 (4.26 \times 10^{-5}) / 0.29 = 0.45$$

Por lo tanto:

$$h_i = 0.023(14084.5^{0.8}) (0.45^{0.3}) 0.291/1.5 = 6.076 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El coeficiente total de transferencia de calor U es:

$$U = 1 / [0.8516/(0.75) (6.076) + 1.03 \times 10^{-3} + 0.179 + 1/17.84]$$

$$U = 2.36 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El calor perdido a la atmósfera es:

$$Q = UA \Delta T \quad (\text{Ecuación No. 27})$$

Donde:

A = área superficial del reactor donde se pierde el calor,  $\text{m}^2$

$\Delta T$  = diferencia de temperatura interior e exterior,  $^\circ\text{C}$

$$Q = 2.36 (2\pi) (0.8516) (2.4) (1000 - 25)$$

$$Q = 29600 \text{ J/s} = 106560 \text{ kJ/h}$$

Para calcular las pérdidas de calor a la atmósfera del reactor de reducción de Ilmenita, se realizó el mismo procedimiento, los resultados de los dos reactores se muestran a continuación.

**Tabla No. 23:** Datos obtenidos para determinar pérdidas de calor a la atmósfera

	<b>Gasificador</b>	<b>Reactor de Ilmenita</b>
$h_{amb}, W/m^2 \text{ } ^\circ C$	17.84	17.84
$R_1$ (acero), $m^2 \text{ } ^\circ C/W$	$1.03 \times 10^{-3}$	$1.03 \times 10^{-3}$
$R_2$ (ladrillo alúmina), $m^2 \text{ } ^\circ C/W$	0.179	0.176
$h_i, W/m^2 \text{ } ^\circ C$	6.076	2.47
$U, W/m^2 \text{ } ^\circ C$	2.36	1.47
$Q, kJ/h$	106560	88639.7

## 8. CÁLCULO DEL VAPOR NECESARIO PARA CALENTAR LOS REACTORES

a. **Gasificador.** El vapor sobrecalentado necesario para ser utilizado en el gasificador y en el reactor para la reducción de Ilmenita, es proporcionado por una caldera de tipo acuatubular que proporciona 2000 kg/h de vapor a 1000 kPa de presión y 250 °C. Primero se determinó el flujo de masa de los gases de combustión, principalmente CO<sub>2</sub>, que salen de la caldera a 500 °C:

$$m_g C_{pge} (T_1 - T_{amb}) + m_a h_{ae} = m_g C_{pg} (T_2 - T_{amb}) + m_a h_{as}$$

Donde:

$m_g$  = flujo másico del gas a la entrada, kg/h

$C_{pge}$  = capacidad calorífica del gas de entrada, 1.57 kJ/kg °C

$T_1$  = temperatura de entrada del gas, 1500 °C

$T_{amb}$  = temperatura ambiente, 25 °C

$m_a$  = flujo másico del vapor, 2000 kg/h

$h_{ae}$  = entalpía del agua de entrada a 25 °C, 104.89 kJ/kg

$h_{as}$  = entalpía del vapor de salida a 250 °C, 2942.6 kJ/kg

$T_2$  = temperatura del gas de salida, 500 °C

$C_{pge}$  = capacidad calorífica del gas de salida, 1.234 kJ/kg °C

$m_g = [2000(2942.6) - 2000(104.89)] / [(1.57)(1475) - 1.234(475)]$

$m_g = 3291.45$  kg/h

Esta corriente de gas de chimenea es puesta en contacto con el carbón a temperatura ambiente en un sistema neumático de transporte, en donde este último es calentado y trasladado por el gas a un ciclón en donde se separa el sólido del gas. La temperatura a la que se calienta el carbón se determinó con el siguiente balance de energía:

$$m_g C_{pg} (T_1 - T_{amb}) = m_g C_{pg} (T_2 - T_{amb}) + m_c C_{pc} (T_2 - T_{amb})$$

Donde:

$m_g$  = flujo másico del gas, 3291.45 kg/h

$C_{pg}$  = capacidad calorífica del gas, 1.23 kJ/kg °C

$m_c$  = flujo másico del carbón a la entrada, 360 kg/h

$C_{pc}$  = capacidad calorífica del carbón, 1.62 kJ/kg °C

$T_1$  = temperatura de entrada del gas, 500 °C

$T_{amb}$  = temperatura ambiente, 25 °C

$T_2$  = temperatura final, °C

$$3291.45 (1.23) (500 - 25) = 3291.45 (1.23) (T_2 - 25) + 360 (1.62) (T_2 - 25)$$

$$T_2 = 440 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para calcular el calor necesario para mantener la temperatura de 1000 °C en el gasificador, se realizó un balance de energía:

$$m_c C_{pc} (T_1 - T_{amb}) + m_v h_v + Q = (m_c + m_v) C_{pg} (T_2 - T_{amb}) + Q_{amb}$$

Donde:

$m_c$  = flujo másico del carbón a la entrada, 360 kg/h

$C_{pc}$  = capacidad calorífica del carbón, 1.62 kJ/kg °C

$T_1$  = temperatura de entrada del carbón, 440 °C

$T_{amb}$  = temperatura ambiente, 25 °C

$m_v$  = flujo másico del vapor, 500.17 kJ/h

$Q$  = calor necesario, kJ/h

$h_v$  = entalpía del vapor, 2942.6 kJ/kg

$C_{pg}$  = capacidad calorífica del gas de síntesis, 2.356 kJ/kg °C

$T_2$  = temperatura de salida del gas de síntesis, 1000 °C

$Q_{amb}$  = calor perdido al ambiente, 106560 kJ/h

Por lo tanto, el calor necesario  $Q$  es:

$$Q = (360 + 500.17) 2.356 (1000 - 25) + 106560 - (500.17)(2942.6) - 360 (1.62) (440 - 25)$$

$$Q = 368628.26 \text{ kJ kJ/h}$$

Para determinar la cantidad de vapor necesario es:

Flujo másico de vapor necesario =  $368628.26 \text{ kJ/h} / (2942.6 \text{ kJ/kg}) = 125.27 \text{ kg vapor/h}$

Este es el flujo de vapor que debe pasar por los tubos internos del gasificador.

**b. Reactor de reducción de Ilmenita.** Para hacer el cálculo del balance de energía se tenía que conocer la temperatura de entrada del gas al reactor. Esto se realizó calculando primero la potencia necesaria del compresor que impulsa el gas hacia el reactor de reducción de Ilmenita, el cual está dada por:

$$W = k/(k-1) RT_1 m [ (P_2/P_1)^{(k/k-1)} - 1 ] \quad (\text{Ecuación No. 28})$$

Donde:

$W$  = potencia compresor, kW

$k$  = factor de gases, 1.4

$R$  = constante de gases, 0.287

$T_1$  = temperatura de entrada,  $700 \text{ }^\circ\text{C} + 273 \text{ K} = 973 \text{ K}$

$P_1$  = presión de entrada, psig

$P_2$  = presión de salida, psig

$m$  = flujo másico del gas,  $809.95 \text{ kg/h}$  ( $0.225 \text{ kg/s}$ )

La presión de entrada es:

$P_1$  = presión de línea entrada – pérdida de presión por lecho fluidizado del gasificador

$P_1 = 15 \text{ psig} - (9951.75 \text{ Pa}/(1000 \text{ Pa}/0.1451 \text{ psig})) = 13.5 \text{ psig}$

La presión de salida con un margen de seguridad se desea que sea de 20 psig, ya que la caída de presión a través del lecho fluidizado del reactor de Ilmenita es 3 psig (20847.12 Pa)

Por lo tanto, la potencia del compresor es:

$$W = (1.4/0.4) (0.287) (973) (0.225) [(20/13.5)^{0.4/1.4} - 1]$$

$$W = 26.13 \text{ kW} = 35.02 \text{ hp}$$

La temperatura de salida del gas  $T_2$  es:

$$T_2 = T_1 (P_2 / P_1)^{(k-1)/k} \quad (\text{Ecuación No. 29})$$

$$T_2 = 973(20/13.5)^{0.4/1.4} = 1088 \text{ K} = 815 \text{ }^\circ\text{C}$$

El sólido es calentado antes de entrar al reactor por medio del gas de chimenea previamente utilizado para calentar el carbón. La temperatura del sólido se calculó según el siguiente balance de energía:

$$m_g C_{pg} (T_1 - T_{amb}) = m_g C_{pg} (T_2 - T_{amb}) + m_c C_{pc} (T_2 - T_{amb})$$

Donde:

$m_g$  = flujo másico del gas, 3291.45 kg/h

$C_{pg}$  = capacidad calorífica del gas, 1.23 kJ/kg  $^\circ\text{C}$

$m_c$  = flujo másico del sólido (Ilmenita) a la entrada, 2000 kg/h

$C_{pc}$  = capacidad calorífica del sólido, 0.73 kJ/kg  $^\circ\text{C}$

$T_1$  = temperatura de entrada del gas, 440  $^\circ\text{C}$

$T_{amb}$  = temperatura ambiente, 25  $^\circ\text{C}$

$T_2$  = temperatura final,  $^\circ\text{C}$

$$3291.45 (1.23) (440-25) = 3291.45 (1.234) (T_2 - 25) + 2000 (0.73) (T_2 - 25)$$

$$T_2 = 350 \text{ }^\circ\text{C}$$

Entonces se realiza el balance de energía:

$$m_{se} C_{ps} (T_{se} - T_{amb}) + m_{ge} C_{pg} (T_{ge} - T_{amb}) + Q = m_{ss} C_{ps} (T_{ss} - T_{amb}) + m_{gs} C_{pg} (T_{gs} - T_{amb}) + Q_{amb}$$

Donde:

$m_{se}$  = flujo másico del sólido (Ilmenita) a la entrada, 2000 kg/h

$C_{ps}$  = capacidad calorífica del sólido, 0.73 kJ/kg  $^\circ\text{C}$

$T_{se}$  = temperatura de entrada del sólido, 350  $^\circ\text{C}$

$T_{amb}$  = temperatura ambiente = 25  $^\circ\text{C}$

$m_{ge}$  = flujo másico del gas a la entrada, 809.95 kJ/h

$Q$  = calor necesario, kJ/h

$C_{pg}$  = capacidad calorífica del gas de síntesis, 2.356 kJ/kg  $^\circ\text{C}$

$m_{ss}$  = flujo másico del sólido (Ilmenita) a la salida, 1639.32 kg/h

$T_{ss}$  = temperatura de salida del sólido, 1000  $^\circ\text{C}$

$T_{ge}$  = temperatura de entrada del gas de síntesis, 815  $^\circ\text{C}$

$m_{gs}$  = flujo másico del gas a la salida, 1170.63 kJ/h

$Q_{amb}$  = calor perdido al ambiente, 88639.7 kJ/h

$T_{gs}$  = temperatura del gas de salida, 1000  $^\circ\text{C}$

Por lo tanto, el calor necesario  $Q$  es:

$$Q = (1639)(0.73)(975) + (1170.63)(2.356)(1000 - 25) + 88639.7 - (2000) (0.73) (350 - 25) - (809.95) (2.356)(815-25)$$

$$Q = 1962240.78 \text{ kJ/h}$$

Para determinar la cantidad de vapor necesario es:

Flujo másico de vapor necesario =  $1962240.78 \text{ kJ/h} / (2942.6 \text{ kJ/kg}) = 666.84 \text{ kg vapor/h}$

Este es el flujo de vapor que debe pasar por los tubos internos del reactor para la reducción de Ilmenita.

**9. BALANCE DE ENERGÍA.** Con todos los datos de energía de entrada y salida al gasificador y del reactor de reducción de Ilmenita, se obtuvieron los datos siguientes:

**Tabla No. 24:** Balance de energía del gasificador

	<b>ENTRA (kJ/h)</b>	<b>SALE (kJ/h)</b>
<b>Carbón de entrada a 440 °C</b>	242028	---
<b>Vapor sobrecalentado a 250 °C</b>	1471800.24	---
<b>Gas de síntesis a 1000 °C</b>	---	1975896.507
<b>Calor del vapor en los tubos internos</b>	368628.26	---
<b>Pérdidas al ambiente</b>	---	106560
<b>TOTAL</b>	2082456.51	2082456.51

**Tabla No. 25:** Balance de energía del reactor de reducción de Ilmenita

	<b>ENTRA (kJ/h)</b>	<b>SALE (kJ/h)</b>
<b>Sólido de entrada a 350 °C</b>	474500	---
<b>Gas de síntesis de entrada a 815 °C</b>	1507511.34	---
<b>Sólido de salida (TiO<sub>2</sub> y Fe)</b>	---	1166714.84
<b>Gas de salida a 1000 °C</b>	---	2689054.17
<b>Pérdidas al ambiente</b>	---	88639.7
<b>Calor del vapor en los tubos internos</b>	1962240.78	---
<b>TOTAL</b>	3944252.12	3944252.12

**10. DIMENSIONES DE LOS CICLONES.** De un programa de computadora, utilizando los siguientes datos:

**Tabla No. 26:** Datos para dimensionar los ciclones

	<b>Ciclón salida gasificador</b>	<b>Ciclón salida reactor Ilmenita</b>
<b>Diámetro partícula, m</b>	0.000147	0.000147
<b>Densidad del gas, kg/m<sup>3</sup></b>	0.148	0.214
<b>Viscosidad gas, kg/m s</b>	$3.55 \times 10^{-5}$	$4.17 \times 10^{-5}$
<b>Densidad del sólido, kg/m<sup>3</sup></b>	1900	4700
<b>Hc/Bc</b>	2.5	2.5
<b>N (vueltas del gas en ciclón)</b>	5	5
<b>Flujo de aire, kg/h</b>	831.37	1170.62
<b>Flujo de aire, m<sup>3</sup>/s</b>	1.56	1.52

Y relacionando los datos entre sí, según las siguientes igualdades (ver Figura No. 10, página No. 81):

$$Bc = Dc/4$$

$$De = Dc/2$$

$$Hc = Dc/2$$

$$Lc = 2 Dc$$

$$Sc = Dc/8$$

$$Zc = 2Dc$$

Jc arbitrario,

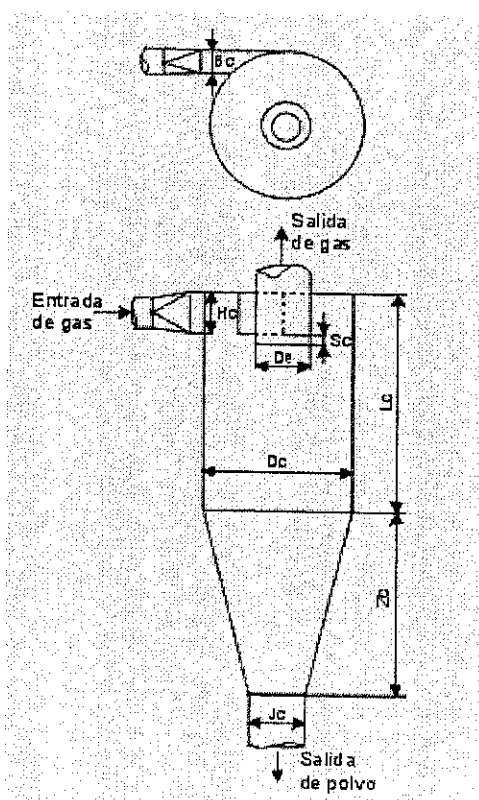
normalmente  $Dc/4$

$$Hc/Bc = 2.5$$

Se obtuvo lo siguiente:

**Tabla No. 27:** Dimensiones de los dos ciclones en metros

	Salida gasificador	Salida reactor Ilmenita
<b>Bc (m)</b>	0.236	0.299
<b>Dc (m)</b>	0.943	1.198
<b>Hc (m)</b>	0.590	0.748
<b>De (m)</b>	0.472	0.599
<b>Lc (m)</b>	1.888	2.395
<b>Sc (m)</b>	0.118	0.150
<b>Zc (m)</b>	1.888	2.395
<b>Jc (m)</b>	0.236	0.299



**Figura No. 10:** Dimensiones y relaciones normales de un ciclón. (Perry, 1999)

