

**ESTUDIO DE UN SISTEMA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA A PEQUEÑA  
ESCALA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE**

**MAURICIO ANDRÉS BELTRÁN MARTÍNEZ  
LAURA SOFÍA RAMÍREZ WILCHES**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2005**

**ESTUDIO DE UN SISTEMA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA A PEQUEÑA  
ESCALA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE**

**MAURICIO ANDRÉS BELTRÁN MARTÍNEZ  
LAURA SOFÍA RAMÍREZ WILCHES**

**Proyecto de grado para optar al título de  
INGENIERO QUÍMICO**

**Director:  
EDGAR FERNANDO CASTILLO MONROY**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2005**

*A Dios Todopoderoso por iluminarnos y protegernos hoy y siempre.*

*A nuestros padres quienes son fuente de virtud y sabiduría en nuestras vidas, que con su amor forjaron para nosotros un camino espléndido, a quienes debemos todo lo que somos.*

*A mi abuelita María Elisa ya mi hermana Paola*

*A la memoria del Maestro*

*Clemente Retamoso*

*A mi Lauri, mi compañera, mi amiga, mi cómplice*

*A Mauri, porque tu sabes que eres mi alma gemela*

## **AGRADECIMIENTOS**

A Eduardo Carreño y Wilson Carreño del laboratorio de Operaciones Unitarias, que nos acogieron con calidez y prestaron su apoyo incondicional durante el desarrollo del proyecto.

Al personal de la Planta de Aceros, que nos proporcionó el espacio físico para hacer realidad el montaje del sistema de gasificación.

Al Centro de Estudios e Investigaciones Ambientales (CEIAM), en especial al Dr. Edgar Fernando Castillo, por creer en nosotros y permitir que este proyecto se llevara a cabo.

A los ingenieros Julián Harker y Jorge Calderón de la Arrocera Japonesa, por suministrar gratuitamente la cascarilla de arroz necesaria para las pruebas.

A Samuel Rodríguez, Sandra Consuelo Martínez Fernando Herrera, Belén De Rangel, Germán Zambrano, Leidy Niz, Eduardo Del Río Amador, Hernando Bottía, Dorian Prato, Pedro Caldas y Jorge Amaya quienes nos tendieron su mano cuando más lo necesitamos.

## CONTENIDO

	pág.
1. MARCO TEÓRICO	16
2. DESARROLLO EXPERIMENTAL	26
2.1. PRUEBAS PRELIMINARES	27
2.1.1. Caracterización de la cascarilla de arroz.	27
Humedad de la cascarilla de arroz.	28
Diámetro promedio y esfericidad de partícula. $r$ .	28
Densidad absoluta y aparente.	28
Fluidización del lecho.	29
Temperatura de ignición	30
2.1.2. Caracterización de la combustión de GLP	31
2.2. DISEÑO DEL PROCESO.	33
2.3. MONTAJE DEL SISTEMA DE GASIFICACIÓN	38
2.4. PRUEBAS REALIZADAS EN EL GASIFICADOR.	42

2.4.1. Caídas de presión en el sistema en frío.	42
2.4.2. Pruebas de funcionamiento del sistema de alimentación..	44
2.4.3. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fijo.	44
2.4.4. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fluidizado.	45
2.4.5. Pruebas de gasificación en lecho fluidizado burbujeante.	45
<b>3. RESULTADOS Y ANÁLISIS</b>	<b>47</b>
<b>3.1. PRUEBAS PRELIMINARES</b>	<b>47</b>
3.1.1. Caracterización de la cascarilla de arroz.	47
Humedad.	47
Diámetro de partícula.	47
Densidad absoluta y aparente..	48
Fluidización del lecho..	49
Temperatura de ignición.	52
3.1.2. Combustión de GLP.	52
<b>3.2. MONTAJE DEL SISTEMA DE GASIFICACIÓN</b>	<b>54</b>
3.2.1. Caídas de presión en el sistema en frío.	54

3.2.2. Pruebas de funcionamiento del sistema de alimentación.	57
3.2.3. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fijo.	57
3.2.4. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fluidizado..	59
3.2.5. Pruebas de gasificación en lecho fluidizado burbujeante..	59
4. CONCLUSIONES	66
5. RECOMENDACIONES	67
BIBLIOGRAFÍA	68
ANEXOS	71

## LISTA DE TABLAS

	<b>pág.</b>
Tabla 1. Composición elemental de la cascarilla de arroz	16
Tabla 2. Composición estructural de la cascarilla de arroz	17
Tabla 3. Reacciones de gasificación.	18
Tabla 4. Ubicación de los manómetros diferenciales para la prueba de caídas de presión	43
Tabla 5. Dimensiones de las partículas de cascarilla de arroz	48
Tabla 6 . Caída de presión en tramos de tubería.	50
Tabla 7. Caída de presión en accesorios.	50
Tabla 8 . Caída de presión en el lecho fluidizado.	50
Tabla 9. Caída de presión en el ciclón.	51
Tabla 10. Resultados de las pruebas de combustión de GLP	52
Tabla 11. Composiciones experimentales de los gases de combustión de GLP	53

Tabla 12. Composiciones de los gases de combustión calculadas estequiométricamente	53
Tabla 13. Caídas de presión del sistema de gasificación en frío	55
Tabla 14. Caídas de presión en el sistema con lecho fluidizado	56
Tabla 15. Gasificación por cochadas en lecho fijo con aire/gases de combustión.	58
Tabla 16. Gasificación en lecho fluidizado burbujeante con aire/gases de combustión. (Análisis HORIBA)	60
Tabla 17. Gasificación en lecho fluidizado burbujeante con aire/gases de combustión/agua. (Análisis HORIBA)	61
Tabla 18. Gasificación en lecho fluidizado burbujeante con aire/gases de combustión. (Análisis de cromatografía)	62
Tabla 19.. Balance de masa y energía para flujo máximo de aire.	62
Tabla 20. Balance de masa y energía para flujo mínimo de aire	63
Tabla 21. Relaciones de flujos alimentado y producidos en el sistema de gasificación de cascarilla	64

## LISTA DE FIGURAS

	<b>pág.</b>
Figura 1. Radio efectivo de diferentes en función de la temperatura, para una rata de calentamiento de 200°C/min. en atmósfera de argón.	22
Figura 2 Metodología del trabajo.	26
Figura 3. Segundo montaje de fluidización de cascarilla de arroz	30
Figura 4. Montaje del subsistema de combustión de GLP	32
Figura 5. Integración del proceso de gasificación	34
Figura 6. Diseño del proceso de gasificación de cascarilla d arroz	38
Figura 7. Montaje del sistema completo de gasificación de cascarilla de arroz	42
Figura 8. Ubicación de los manómetros para las pruebas de caídas de presión	43
Figura 9. Comportamiento del gas de combustión de GLP, respecto al aire y combustible	54
Figura 10. Relación de energía producida/energía consumida vs. tiempo de gasificación	64

## NOMENCLATURA

SIMBOLO	SIGNIFICADO
$a$	Relación de área/volumen de la partícula ( $m^2/m^3$ )
$A$	Área ( $m^2$ )
$C_g$	Capacidad calorífica del gas ( $J/kg\ ^\circ C$ )
$C_p$	Capacidad calorífica ( $J/kg\ ^\circ C$ )
$D, d$	Diámetro (m)
$F$	Flujo molar ( $kmol/s$ )
$f$	Factor de fricción de Fanning
$G$	Velocidad superficial ( $kg/m^2s$ )
$g$	Constante gravitacional ( $9,81\ Kg/ms^2$ )
$h$	Entalpía específica ( $J/Kg$ )
$h_{gp}$	Coefficiente de transferencia de calor partícula-gas ( $J/m^2sK$ )
$H$	Altura del lecho (m)
$\Delta H_R$	Entalpía de la reacción a. ( $J/Kg$ )
$I_v$	Pérdidas por fricción
$k$	Coefficiente de pérdidas en accesorios
$K_g$	Conductividad térmica del gas ( $J/msK$ )
$\dot{m}$	Flujo másico ( $Kg/s$ )
$M$	Masa molecular ( $kg/kmol$ )
$M_p$	Masa de partícula ( $kg$ )
$N_s$	Número de vueltas
$N_u$	Número de Nusselt
$p$	Presión (Pa)
$\Delta P$	Diferencia de presión (Pa)
$Q_T$	Calor transferido a los alrededores ( $J/s$ )
$Q_{TP}$	Calor transferido a las partículas en el lecho ( $J/s$ )
$Re$	Número de Reynolds
$t$	Tiempo (s)
$T$	Temperatura (K)
$\Delta T_g$	Diferencia de temperatura del gas (K)
$v$	Velocidad (m/s)
$W$	Trabajo ( $J/s$ )
$x$	Fracción molar de componente
$X$	Factor de conversión de la reacción
$z$	Altura hasta el punto de referencia (m)
$\alpha$	Factor de compresibilidad
$\epsilon$	Porosidad del lecho
$\chi$	Conversión de la reacción
$f$	Fracción de reactivo limitante que es destinado para la reacción
$\mu$	Viscosidad ( $kg/ms$ )
$\lambda$	Calor de evaporación ( $J/s$ )
$\rho$	Densidad ( $kg/m^3$ )

SUBINDICE	SIGNIFICADO
$a$	Aire
$C$	Carbón
$c$	Cilindro
$CA$	Flujo de cascarilla de arroz
$cf$	Corriente de cenizas
$exit$	Salida
$g$	Gas producido en el gasificador
$gp$	Gas producido durante la pirólisis
$gc$	Gas de combustión de GLP
$in$	Entrada
$inicial$	Condición inicial
$mf$	Condición mínima de fluidización
$PIR$	Pirólisis
$RLn$	Reactivo limitante de la reacción n
$vessel$	Recipiente
$vol$	Volátiles
$w$	Corriente de agua

## RESUMEN

**TITULO: ESTUDIO DE UN SISTEMA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA DE ARROZ A PEQUEÑA ESCALA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE.\***

**AUTORES:**

Mauricio Andrés Beltrán Martínez, Laura Sofía Ramírez Wilches\*\*

**PALABRAS CLAVES:**

Gasificación, cascarilla de arroz, gas de síntesis, lecho fluidizado, agente gasificante.

**DESCRIPCIÓN:** En este trabajo de grado se realizó el estudio de un sistema de gasificación de cascarilla de arroz a pequeña escala en lecho fluidizado burbujeante, para obtener un gas de síntesis de bajo poder calorífico con una composición de CO, CO<sub>2</sub>, hidrocarburos livianos e H<sub>2</sub>, rico en este último, que es utilizado para producir energía. Para tal efecto, se realizó un estudio exhaustivo de las propiedades físicas y químicas de la cascarilla de arroz y de los agentes gasificantes empleados, con el fin de garantizar resultados satisfactorios. Se realizaron pruebas utilizando diferentes mezclas de agente gasificante con aire, gases de combustión (CO<sub>2</sub>) y agua, comparando las composiciones de los gases obtenidos, analizando las diferencias existentes al variar el agente. En la etapa de gasificación se llevaron a cabo diferentes pruebas donde se analizaron las caídas de presión del sistema; se realizaron experimentos de gasificación por cochadas en lecho fijo y en lecho fluidizado para estudiar su comportamiento y predecir con mayor veracidad el procedimiento a seguir en la gasificación objeto del estudio de este trabajo. Al realizar los ensayos de gasificación de cascarilla en lecho fluidizado burbujeante se encontró que el porcentaje de hidrógeno presente en los gases producidos incrementa en la medida en que se aumenta el porcentaje de agua en el agente gasificante debido a que se favorece la reacción de Shift para hidrógeno en el gasificador a las condiciones del estudio realizado.

---

\* Trabajo de grado

\*\* Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Edgar Fernando Castillo Monroy

## RESUMEN

**TITTLE.**            **STUDY OF A RICE HUSK GASIFICATION SYSTEM IN BUBBLING FLUIDIZED BED IN SMALL SCALE.\***

**AUTHORS.**

Mauricio Andrés Beltrán Martínez, Laura Sofía Ramírez Wilches\*\*

**KEYWORDS:**

Gasification, rice husk, syngas, fluidized bed, gasifying agent.

**DESCRIPTION:** In the present work the study of a rice husk gasification system in bubbling fluidized bed, to obtain a low calorific value syngas made of CO, CO<sub>2</sub>, lights hydrocarbons and H<sub>2</sub>. For this purpose an exhaustive study of the physical and chemical properties of the rice husk and the gasifying agents (air, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O) in order to guarantee well suitable results. It was carried out through different tests using several of gasifying agents mixtures out flowing gas composition with agent mixture composition. In the gasification stage (2<sup>nd</sup> stage) several experimental tests in which were analyzed the system pressure drops, and gasification in batch experiments in fixed-bed and fluidized-bed, it was found that the hydrogen percent in the produced gases increase with the water percent augment in the gasifying agent, like a consequence to favour the shift reaction for hydrogen in the gasifier to the study conditions realized.

---

\* Work of degree

\*\* Faculty of Physico chemical Engineering . Chemical Engineering. Director: Edgar Fernando Castillo Monroy

## INTRODUCCIÓN

Los procesos agroindustriales en Colombia arrojan cantidades elevadas de residuos sólidos que actualmente representan diversos problemas por el inadecuado manejo con que son tratados. Uno de los principales es el impacto ambiental que ocasionan. Como consecuencia, en los últimos años se ha incursionado en la búsqueda de alternativas, para su aprovechamiento y reutilización, otorgando valor agregado a este tipo de material: la biomasa.

En este trabajo de investigación se hizo el estudio de un sistema de gasificación de cascarilla de arroz en lecho fluidizado para obtener un gas de bajo poder calorífico compuesto de  $H_2$  y  $CO$  principalmente. Con base en la revisión bibliográfica y en los resultados de los ensayos preliminares, se desarrolló un modelo matemático que permitió diseñar el proceso, realizar el montaje y predecir el comportamiento de las partículas, de los gases presentes y de las posibles reacciones ocurridas durante las pruebas efectuadas en el equipo.

En el primer capítulo se encuentran los fundamentos teóricos necesarios para el desarrollo del trabajo. En el segundo capítulo se presenta la metodología experimental de los ensayos preliminares, el diseño, el montaje y las pruebas de funcionamiento del sistema. El tercer capítulo muestra los resultados de todos los experimentos y sus respectivos análisis. En el cuarto capítulo se muestran las conclusiones, y en el capítulo cinco, las recomendaciones necesarias para quienes continúen el proyecto de investigación.

## 1. MARCO TEÓRICO

En este capítulo se presentan fundamentos teóricos concernientes a: la biomasa y su utilización como fuente de energía; conceptos básicos de gasificación y los diferentes tipos de gasificadores utilizados en la actualidad; propiedades fisicoquímicas, pirólisis y gasificación de cascarilla de arroz y cinética de las reacciones de gasificación de cascarilla de arroz.

De forma genérica, por biomasa se entiende el conjunto de materia orgánica de origen vegetal, animal o procedente de la transformación natural o artificial que haya tenido su origen inmediato como consecuencia de un proceso biológico. La biomasa puede aprovecharse de diversas formas, mediante los llamados procesos de conversión que pueden ser biológicos como la fermentación alcohólica o hidrólisis y la metanogénesis para la producción de biogás, y termoquímicos como la combustión, la pirólisis y la gasificación.

Entre los diferentes tipos de biomasa utilizados para producir energía se encuentra la cascarilla de arroz, que es un residuo de la agroindustria arrocera. La composición elemental de la cascarilla de arroz se presenta en la tabla 1 y la composición polimérica en la tabla 2.

**Tabla 1.** Composición elemental de la cascarilla de arroz

<b>COMPONENTE</b>	<b>% PESO</b>
Carbono	39,1
Hidrógeno	5,2
Nitrógeno	0,25
Oxígeno	37,2
Azúfres	0,45
Cenizas (Silice 94,5%)	17,8

Fuente: Scientia et Technica Año X, No 24, Mayo 2004. UTP.

**Tabla 2.** Composición estructural de la cascarilla de arroz

<b>COMPONENTE</b>	<b>% PESO</b>
Celulosa	31,3
Hemicelulosa	24,3
Lignina	14,3
Extractivos	12,3
Cenizas	17,8

Fuente: Pyrolysis of biomasa, Rolando Zanzi. Año 2002

La gasificación es un proceso termoquímico en el cual la biomasa es transformada a gas combustible, usualmente llamado gas de síntesis (syngas). La gasificación es acompañada por reacciones químicas a altas temperaturas con un agente gasificante, que puede ser vapor, aire, oxígeno o dióxido de carbono. Diferente a la combustión, donde la oxidación es sustancialmente completa en un proceso, la gasificación convierte la energía química intrínseca del carbón en la biomasa en un gas combustible en dos estados. El gas producido puede ser estandarizado por sus cualidades y es más fácil y versátil para usar que la biomasa original. Estrictamente el término gasificación se refiere a procesos bioquímicos y procesos termoquímicos, el primero involucra microorganismos a temperatura ambiente bajo condiciones anaeróbicas, digestión anaerobia, mientras que el segundo usa aire, oxígeno o vapor a temperaturas superiores a 800 °C. En este estudio solo se hace referencia a la conversión termoquímica de biomasa.

El gas pobre resultante puede ser utilizado en turbinas de gas o en motores de combustión interna. Ambos motores térmicos pueden ser acoplados a un generador para la producción de electricidad. 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. Este gas posee un bajo poder calórico, del orden de 4 a 7 MJ/m<sup>3</sup>; en cambio, si se emplea como agente oxidante el O<sub>2</sub> se pueden alcanzar de 10 a 18 MJ/m<sup>3</sup>. La tecnología más empleada es, sin embargo, la que utiliza aire como agente oxidante, por razones económicas y tecnológicas.

La gasificación se da en atmósfera reducida, es decir, cuando solamente hay del 20% al 40% de la cantidad estequiométrica de oxígeno (O<sub>2</sub>) requerido para la reacción entera de combustión completa. Esto es suficiente para cubrir la energía necesaria para la gasificación completa. Dicho en otras palabras, el sistema es autotérmico. Esta libera el calor sensible necesario para que se realice sola la gasificación completa. En la tabla 3 se muestran las reacciones de gasificación.

**Tabla 3.** Reacciones de gasificación.

ESTADO DE GASIFICACIÓN	ECUACIÓN QUÍMICA	(NÚMERO DE LA REACCIÓN) / TIPO DE REACCIÓN	CALOR DE REACCIÓN (kJ/kmol)
OXIDACIÓN Y OTRAS REACCIONES EXOTÉRMICAS	$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$	(1) Oxidación parcial	-110700
	$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	(2) Oxidación CO	-283000
	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	(3) Oxidación total	-393000
	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	(4) Oxidación de Hidrógeno	-241820
	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	(5) Reacción de shift	-41170
	$CO + 3H_2O \rightarrow CH_4 + H_2O$	(6) Metanación	-206300
GASIFICACIÓN (REDUCCIÓN)	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	(7) Hidrogasificación	131400
	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	(8) Reacción de Boudouard	172580
	$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$	(9) Reacción inversa de shift	41170
	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	(10) Hidrogenación	-74900

Fuente: Advanced systems in biomass gasification, Peter Luby.

La gasificación se realiza en 3 estados:

Estado I. Inicialización del proceso de gasificación como proceso autotérmico de la mezcla reaccionante.

Estado II. Estado de pirólisis. Las moléculas pesadas de biomasa se craquean para formar moléculas orgánicas de mediano peso molecular y CO<sub>2</sub>. En este estado son producidos también carbón y alquitrán.

Estado III. Los productos iniciales de la combustión, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y (H<sub>2</sub>O) son reconvertidos por reacciones de reducción a monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H<sub>2</sub>) y metano (CH<sub>4</sub>). Estos son los principales componentes combustibles del gas de síntesis. Estas reacciones de reducción no necesariamente ocurren a altas temperaturas. Las reacciones de gasificación son las más importantes para la calidad final (poder calorífico), el consumo de calor prevalece en este estado y la temperatura del gas por tanto, decrece. El alquitrán es en su mayoría gasificado, mientras que el carbón, dependiendo de la tecnología utilizada, puede ser significativamente quemado, reduciendo la concentración de partículas en el producto.

Las características de la biomasa alimentada tienen un significativo efecto en el rendimiento del gasificador, especialmente las siguientes:

- Contenido de humedad: El combustible con un contenido de humedad superior o cercana al 30%, hace ignición con dificultad y reduce los componentes volátiles del gas producido, debido a la necesidad de evaporar el agua adicional antes que la combustión/gasificación ocurran, también se reduce la temperatura conseguida en la zona de oxidación, dando como resultado el craqueo incompleto de los hidrocarburos liberados en la zona de pirólisis. La alta humedad y la presencia de CO, producen H<sub>2</sub> por la reacción shift. Al incrementarse el contenido de H<sub>2</sub> se produce más CH<sub>4</sub> por hidrogenación directa. La ganancia de H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> del gas producido no es compensada por las pérdidas de energía debidas a la reducción de la cantidad de CO del gas y como consecuencia se produce un gas con bajo porcentaje de componentes volátiles.

- Contenido de cenizas: La presencia de grandes cantidades de material mineral puede hacer imposible la gasificación. La temperatura de oxidación es frecuentemente más alta que el punto de fusión de la ceniza de biomasa, ocasionando problemas de clinkering/slagging en la chimenea y subsecuentes atascamientos del alimento. El clinker es un problema para porcentajes de cenizas mayores del 5 %, especialmente si las cenizas tienen alto contenido de óxidos alcalinos y sales, los cuales producen mezclas eutécticas con bajos puntos de fusión.

Existen principalmente dos tipos de gasificadores, de lecho fijo y de lecho fluidizado, con variaciones para cada tipo. Los gasificadores de lecho fijo han sido usados tradicionalmente, operados a temperaturas cercanas a 1000°C. Dependiendo de la dirección del flujo de aire, los gasificadores son clasificados como de corriente ascendente (updraft), de corriente descendiente (downdraft) o de flujo cruzado.

En general los gasificadores de lecho fijo tienen la ventaja de un diseño simple pero la desventaja de producir un gas de bajo poder calorífico con un alto contenido de alquitrán. La composición típica del gas producido es 40.5 % N<sub>2</sub>, 15.2 % H<sub>2</sub>, 10.15 % CO, 10.15 % CO<sub>2</sub> con un poder calorífico neto de 4.6 MJ/Nm<sup>3</sup>. Cuando se usa aire como medio gasificante, el alto porcentaje de N<sub>2</sub> contenido, dobla el volumen del gas producido e incrementa el tamaño del equipo de limpieza del gas de salida. Para obtener un gas con alto poder calorífico, la humedad del alimento debe ser menor de 15 %, . El calor perdido por el sistema de gasificación puede ser usado para presecar el material de la alimentación.

La gasificación en lecho fluidizado (FB) ha sido utilizada extensivamente para el carbón por varios años, la ventaja sobre gasificadores de lecho fijo es la distribución uniforme de temperatura lograda en la zona de gasificación. La uniformidad de temperatura es alcanzada usando un lecho de material fino

granulado dentro del cual el aire es introducido, fluidizando el lecho del material y asegurando una mezcla íntima entre el lecho de material caliente, el gas caliente de combustión y la biomasa alimentada.

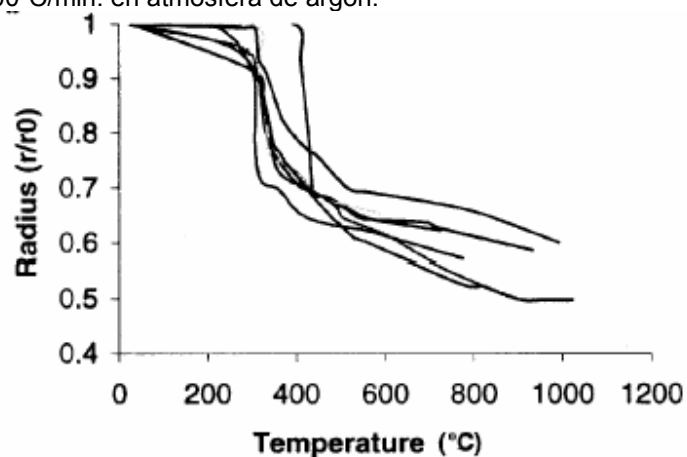
Hay dos tipos de gasificadores de lecho fluidizado que son usados: El lecho fluidizado circulante y el lecho burbujeante. Los gasificadores de lecho fluidizado circulante son capaces de utilizar altas cantidades y son usados en la industria del papel para la gasificación de cortezas y otros residuos forestales. El material del lecho es circulado entre el tanque de reacción y un ciclón separador, donde la ceniza es removida y el material del lecho y el coque son retornados al reactor. Los gasificadores pueden ser operados a altas presiones, siendo esta la ventaja para esas aplicaciones de uso final donde es requerido que el gas sea comprimido después, como en una turbina de gas.

Los gasificadores de lecho burbujeante consisten en un tanque con una reja en el fondo a través de la cual el aire es introducido. Por encima de la reja o malla está el lecho de finos materiales granulados moviéndose, adentro del cual el alimento es introducido. La regulación de la temperatura del lecho entre 700-900 °C es mantenida controlando la relación aire/biomasa. La biomasa es pirolizada en el lecho caliente para formar un coque con compuestos gaseosos, siendo craqueados los compuestos de alto peso molecular por contacto con el material del lecho caliente, dando como producto un gas con bajo contenido de alquitrán, típicamente menor de 1.3 g/Nm<sup>3</sup>.

Anshu Bharadwaj, Y. Wang, S. Sridhar y V. S. Arunachalam<sup>(1)</sup> en su investigación de pirolisis de cascarilla de arroz, sugieren que su estructura es similar a un material compuesto con tubos apilados de sílice con celulosa constituyendo una fase fuerte y una matriz de lignina. Después de la exposición a alta temperatura, presenta un gran número de poros, producto de la gasificación y la combustión, que parecen haber sido ordenados casi geométricamente sugiriendo un consumo

preferencial de la matriz del material. Después de la degradación térmica el esqueleto de sílice se mantiene rígido e inerte. También observaron que la microestructura no cambia virtualmente en tamaño o forma de la partícula hasta aproximadamente 200°C. Esto es seguido por un encogimiento rápido, entre los 200 y 400°C. Por encima de los 400 °C la partícula se reduce a baja velocidad y suspende el encogimiento después de los 800 °C. En la figura 1 se observan dos etapas distintas en el encogimiento de las partículas.

**Figura 1.** Radio efectivo de diferentes en función de la temperatura, para una tasa de calentamiento de 200°C/min. en atmósfera de argón.



Fuente: Pyrolysis of rice husk, Bharadwaj et al. Año 1997

Mansaray y Ghaly<sup>(17)</sup>, reportaron una pérdida de peso en dos etapas en experimentos termogravimétricos, para diferentes tasas de calentamiento y atmósferas. La primera etapa puede ser explicada debido a una degradación térmica rápida ocasionada por el escape de los volátiles de la partícula. Este proceso se completa cuando la temperatura es elevada hasta 400°C aproximadamente. La segunda etapa es por la combustión del coque debida al oxígeno y los gases generados en la primera etapa, esta etapa es lenta y menos pronunciada en la cascarilla de arroz. Un importante destacamento del encogimiento es que la reducción de tamaño a lo largo de la longitud transversal de la cascarilla fue mayor que a lo largo de la longitud axial. Este efecto se calcula

circunscribiendo una elipse alrededor de la partícula y calculando la relación de forma.

La literatura de estudios cinéticos de gasificación de coque producido a partir de materiales biomásicos es limitada comparada con la de coque de carbón y madera. En las investigaciones realizadas se han diseñado varios modelos cinéticos, como el modelo homogéneo, el modelo de encogimiento de núcleo, el modelo de volumen de reacción, entre otros, dependiendo del origen de la biomasa empleada para la coquización y posterior gasificación. Dutta et al.<sup>(6)</sup> investigaron la gasificación de coque de carbón en  $\text{CO}_2$  y encontraron que la reacción puede ser representada por el modelo homogéneo con orden de reacción uno (1). Golovina<sup>(10)</sup> investigó la reacción  $\text{C-CO}_2$  a altas temperaturas y presiones, reportando que la reacción es de primer orden a una atmósfera de presión. Reyes y Jensen<sup>(21)</sup> aplicaron la teoría de la percolación para reacciones de gas coquizado bajo situaciones controladas de cinética y difusión. Kwon et al.<sup>(14)</sup> estudiaron las cinéticas de la gasificación de coque en  $\text{CO}_2$  teniendo en cuenta los efectos del tamaño de partícula, concentración del gas, etc. Reportaron que en general la reacción es químicamente controlada y puede ser representada por el modelo de encogimiento de núcleo. Osafune y Mash<sup>(19)</sup> han reportado que para la gasificación de coque en  $\text{CO}_2$  en el rango de temperaturas de 1140-1560 K, los datos pueden ser representados por el modelo de encogimiento de núcleo. Kovacik et al.<sup>(13)</sup> estudiaron la gasificación de coque por  $\text{CO}_2$  en un reactor de lecho fijo. Los datos fueron analizados basados en el modelo de volumen de reacción y el modelo de encogimiento de núcleo para granos individuales. Los parámetros cinéticos obtenidos para ambos métodos concordaron. Shuffen y Renezheng<sup>(24)</sup> estudiaron la gasificación de coque de lignina en mezclas de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  bajo presiones, encontraron que la reacción con vapor y  $\text{CO}_2$  puede ser representada por el modelo de encogimiento de núcleo, mientras que la reacción con  $\text{H}_2$  es representada por el modelo de volumen de reacción. Las energías de activación para las reacciones de gasificación de coque reportadas por los investigadores están por encima del rango de 200-360 kJ/mol. Groneveld y Van

Swaij<sup>(11)</sup> estudiaron la gasificación para coque de madera en mezclas de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. Ellos reportaron que el orden de la reacción es 0.7 con respecto al vapor y CO<sub>2</sub> con una energía de activación de 215 kJ/mol basados en el modelo de reacción de volumen local. De Groot y Shafizadeh<sup>(5)</sup> investigaron la gasificación de madera de algodón y coque de abeto douglas en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O, reportando que la reacción es de orden 0 con dependencia de masa inicial de la muestra y orden de reacción 0.6 con respecto al presión parcial de CO<sub>2</sub>. Las energías de activación para madera de algodón son 200 y 190 kJ/mol y para Douglas en abeto son 222 y 258 kJ/mol en CO<sub>2</sub> y vapor respectivamente. Standish y Tanjung<sup>(26)</sup> reportaron que para la gasificación de partículas de coque de madera en CO<sub>2</sub>, la reacción puede ser representada por el modelo de encogimiento de núcleo, han reportado una ecuación de correlación generalizada para ratas de gasificación en las cuales el orden de reacción respecto al a presión parcial de CO<sub>2</sub> es 0.71; la energía de activación reportada es 210 kJ/mol. Edrich et al.<sup>(7)</sup> Estudiaron el coque de pino Ponderosa en CO<sub>2</sub>, han reportado una energía de activación de 142 kJ/mol. Nandi y Omischak<sup>(18)</sup> estudiaron la gasificación de coque de madera de maple y jackpine en mezclas de vapor, H<sub>2</sub>, etc. Y reportaron energías de activación en el rango de 165-185 kJ/mol basados en el modelo homogéneo. Gaur et al.<sup>(9)</sup> Investigaron las cinéticas de gasificación de coque de adoquines de maíz en CO<sub>2</sub>, reportaron que las ratas de reacción decrecían para temperaturas de 650 °C a 750 °C e incrementaban hasta los 1000°C, los datos por encima de 750 °C fueron representados bien por el modelo de encogimiento de núcleo, y la energía de activación obtenida fue 168 kJ/mol. Dasappa et al.<sup>(4)</sup> Desarrollaron un modelo para partículas de coque de madera en mezclas de CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> considerando las cinéticas de la reacción por un esquema de reacción multipasos y pasos de transferencia de masa y calor en el sólido, verificaron las predicciones de su modelo con los datos experimentales de Standish y Tanjung y encontraron que los datos de las predicciones de su modelo fueron satisfactorias.

La determinación de los parámetros cinéticos de gasificación de coque producido a partir de cascarilla de arroz está basado en un modelo de encogimiento del núcleo y un modelo homogéneo.

Los modelos cinéticos de volumen de reacción y de encogimiento del núcleo son descritos por las siguientes ecuaciones, respectivamente:

$$-\ln(1 - X) = (k_v C_{A0}) t$$

$$t = (\rho R_p / k_t C_{A0}) [1 - (1 - X)^{1/3}]$$

Los parámetros encontrados para la gasificación de cascarilla de arroz son:

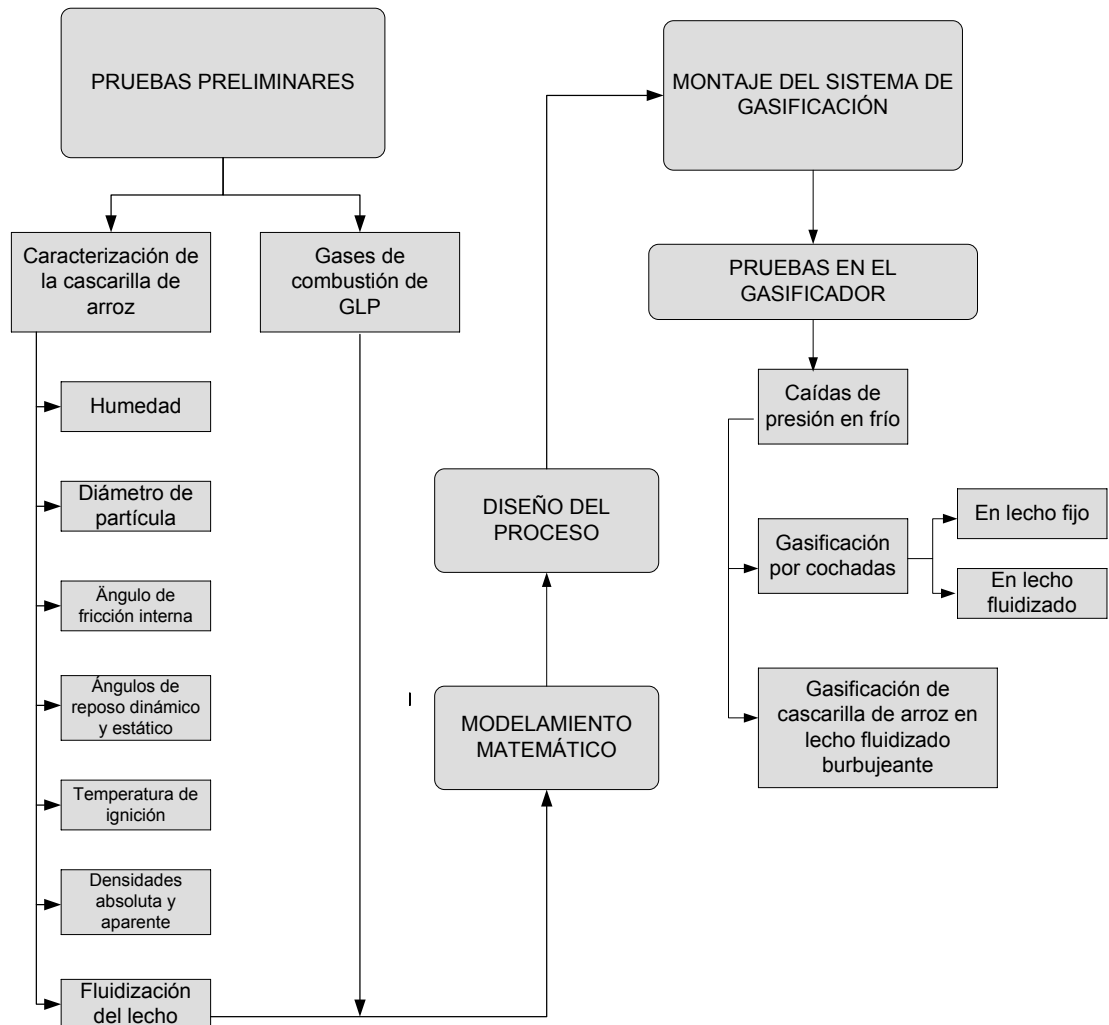
$$K_v = 2.41 \times 10^{11} e^{-200325/RT} \text{ (m}^3\text{/s kmol)}$$

$$K_r = 5.53 \times 10^6 e^{-82950/RT} \text{ (m/s)}.$$

## 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

En este capítulo se presenta la metodología utilizada para el desarrollo de este trabajo que consta de cuatro etapas: pruebas preliminares, diseño del proceso, montaje de los equipos y puesta en marcha del sistema de gasificación de cascarilla de arroz. En la figura 2 se muestra el diagrama que describe paso a paso el procedimiento

**Figura 2** Metodología del trabajo.



Con base en las pruebas preliminares, conociendo las propiedades de transporte y manejo de la cascarilla de arroz y los parámetros de la combustión de GLP, se desarrolla un modelo matemático mostrado en el anexo A, capaz de predecir las caídas de presión en el lecho fluidizado y en los accesorios y las cantidades de materiales y de energía producidos y requeridos durante las reacciones de gasificación y pirólisis.

Este modelamiento permite diseñar el proceso y ejecutar el montaje adecuado a las necesidades de este tipo de biomasa y realizar el procedimiento experimental para la puesta en marcha del equipo en estado estacionario.

## **2.1. PRUEBAS PRELIMINARES**

A continuación se describe el procedimiento de cinco ensayos preliminares para caracterizar la cascarilla de arroz, como son: porcentaje de humedad, diámetro promedio y esfericidad, densidad absoluta y aparente, fluidización del lecho y temperatura de ignición. También se describe la prueba de combustión de GLP.

**2.1.1. Caracterización de la cascarilla de arroz.** Las propiedades fisicoquímicas, las de transporte y manejo de la cascarilla de arroz permiten establecer importantes parámetros de diseño, como son: el volumen del lecho, la relación flujo másico de cascarilla/flujo de aire circulante, la energía consumida en la etapa de secado y calentamiento de la cascarilla hasta la temperatura que comienza a desvolatilizarse, la velocidad mínima de fluidización de las partículas, los intervalos de velocidades para la fluidización burbujeante, y particulada y la velocidad terminal.

La cascarilla de arroz fue suministrada únicamente por la Arrocería Japonesa S:A, garantizándose la utilización del mismo tipo de material en todos los experimentos.

**Humedad de la cascarilla de arroz.** El porcentaje de humedad se determinó en el laboratorio de operaciones unitarias de la UIS, mediante la norma técnica colombiana NTC-529. Se hicieron 5 pruebas. Los equipos utilizados fueron:

- Mufla LAB LINE INSTRUMENTS INC.
- Cápsula de porcelana de 10 g.
- Balanza analítica marca METTLER.

En el anexo I se muestran las especificaciones de la mufla y la balanza analítica.

**Diámetro promedio y esfericidad de partícula.** El diámetro promedio de partícula se encontró siguiendo la norma técnica colombiana NTC 2441 para una muestra de 13 partículas de diferente tamaño. Cabe notar que la forma de la partícula no es rectangular en sus dos caras, por tal razón, se supuso que a un rectángulo se recortaron de sus cuatro esquinas, cuatro triángulos rectángulos con ángulo aproximado de 20°, obteniendo una forma geométrica aproximada a la de la cascarilla. Esta Prueba se realizó en el laboratorio de operaciones unitarias, utilizando un calibrador marca SOMETH.

**Densidad absoluta y aparente.** Los experimentos para medir la densidad absoluta de la cascarilla de arroz, se hicieron conforme a la norma técnica colombiana NTC 852-1.y la densidad relativa con la norma NTC 2760. Para cada una de ellas se efectuaron 5 pruebas. Se utilizó en ambos experimentos, una

probeta de vidrio de 100 ml de precisión  $\pm 1$  ml y una balanza analítica marca METTLER

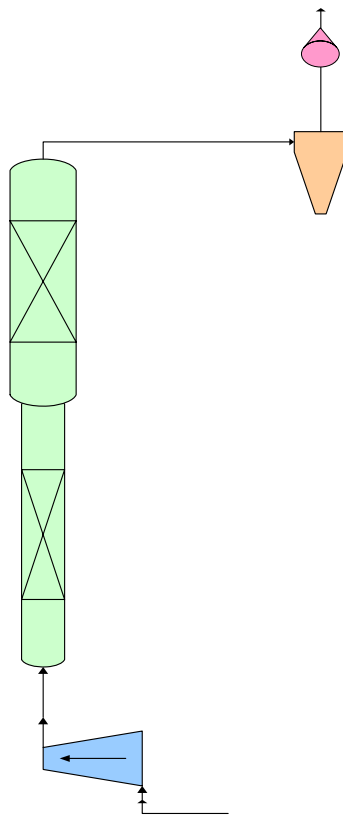
**Fluidización del lecho.** Se hicieron dos montajes en el laboratorio de operaciones unitarias, acordes con el procedimiento descrito en el manual del laboratorio de OPUS II. En ellos se midieron parámetros de la fluidización de cascarilla de arroz, utilizando los siguientes equipos e instrumentos.

- Turbina de aire ,  $P = 0,5$  hp,  $D_{sal} = 3.81$  cm,  $Q_{max} = 1.263E-2$  m<sup>3</sup>/s
- Tramo de tubo de PVC,  $D = 4.43$  cm,  $L = 84.2$  cm.
- Tramo de tubo de PVC,  $D = 7.57$  cm,  $L = 98$  cm
- Codo de 90° de PVC,  $D = 4.43$  cm.
- Distribuidor de flujo de 115 hoyos de  $D_h = 1/16$  in,  $D = 4.43$  cm
- Tubo de pyrex,  $L = 1.288$  m,  $D = 5.3$  cm.
- Ciclón,  $D_H = 11.38$  cm,  $D_{tuberías} = 4.43$  cm.
- Anemómetro marca omega.

En el anexo I se hace la descripción detallada del anemómetro.

En la figura 3 se muestra el segundo montaje de fluidización de cascarilla de arroz.

**Figura 3.** Segundo montaje de fluidización de cascarilla de arroz



TUBERIA

SEGUNDO  
DEL LEC  
ALTURA:  
DIÁMETRO:

En cada uno de los montajes se introdujeron 5 cantidades diferentes de cascarilla (80.0, 28.5, 20.0, 14.3 y 8.6 g) en el prototipo con alturas de lecho fijo de 28, 10, 7, 5 y 3 cm respectivamente. El aire fue suministrado por la turbina de aire y regulado por una válvula a la entrada del lecho. El flujo se aumentó gradualmente desde cero hasta máxima apertura de la válvula. En este intervalo, se sensó con el anemómetro la velocidad del aire a la salida del sistema a medida que se observaba el comportamiento del lecho.

PRIMERA SE  
LECHO FLUI  
ALTURA: 1.2  
DIÁMETRO:

**Temperatura de ignición** Se utilizó la norma técnica ASTM D3466-76 para establecer la temperatura de ignición de la cascarilla de arroz. Se realizaron tres pruebas utilizando los siguientes instrumentos: mechero Fisher, soporte universal,

P-1

pinza con nuez, aro metálico, crisol, pinzas para crisol y un termómetro de mercurio de 360°C.

**2.1.2. Caracterización de la combustión de GLP** Se realizaron pruebas de combustión de GLP teniendo por objeto, la caracterización de los gases producidos. Se midieron el flujo, la composición y la temperatura del gas a la salida de la cámara de combustión.

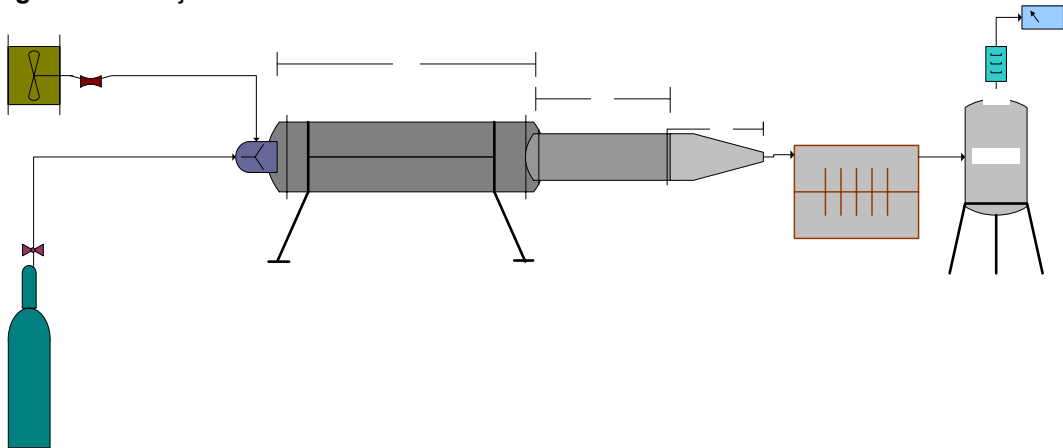
Se llevaron a cabo nueve pruebas, verificando en primera instancia el buen funcionamiento de los mecanismos de regulación del aire y del GLP. Después se precalentó la cámara de gases con una combustión deficiente de GLP, hasta obtener una temperatura de los gases mayor a la temperatura de ignición de la cascarilla, manipulando los flujos de combustible y aire. Finalmente se monitoreó constantemente la temperatura de salida de los gases con una termocupla tipo k y su composición mediante el uso del analizador de gases de marca HORIBA cuya descripción se menciona en el anexo I. El procedimiento de las corridas realizadas se muestra en el anexo B.

El montaje de combustión está conformado por las siguientes partes:

- Un cilindro de GLP de 100 lb.
- Un tubo venturi para determinar el flujo de aire suministrado para la combustión.
- Un soplador de aire axial tipo turbina de 2 hp con conexión de 110 V.
- Un quemador de uso general con entrada tangencial de combustible y entrada axial de aire con mezcla en la boquilla.
- Una cámara de combustión tubular de acero de 10 cm de diámetro con aislante de ladrillo refractario de 6 cm de espesor

- Una cámara de gases donde se alcanza la temperatura requerida de los gases calientes para la gasificación.
- Un cono que reduce el diámetro de salida de los gases de 11 cm a 3 cm para la entrada al serpentín.
- Un intercambiador de calor de serpentín de cobre de 2 cm de diámetro y 5 m de longitud, para enfriar los gases de combustión.
- Un tanque separador de 37 cm de longitud y 28 cm de diámetro para retirar el agua condensada en el intercambiador.
- Dos termocuplas tipo k conectadas a un controlador con selector a la salida de los gases de la cámara de gases y a la salida del intercambiador.
- Un filtro de sílica para retirar los remanentes de humedad no permisibles en el equipo para medir la composición de los gases.
- Un analizador de gases marca HORIBA, para sensar las composiciones de los gases de combustión producidos en el sistema.

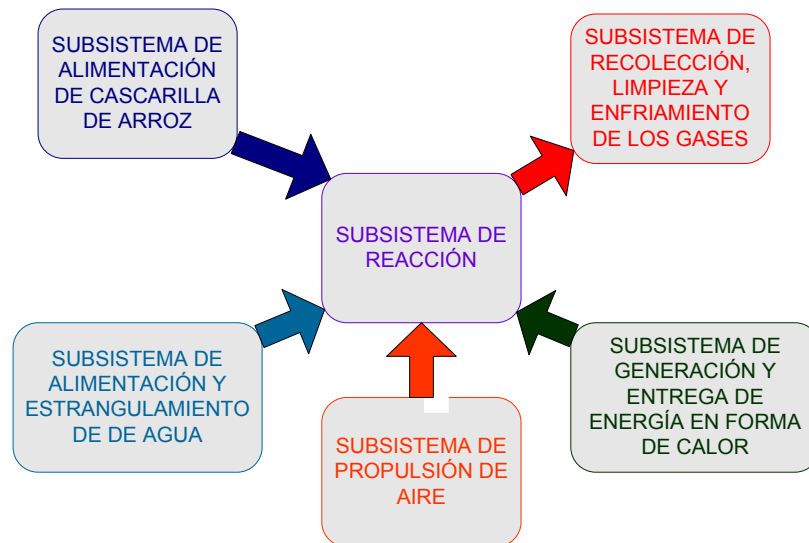
**Figura 4.** Montaje del subsistema de combustión de GLP



## **2.2. DISEÑO DEL PROCESO.**

El sistema de gasificación de cascarilla de arroz consta de: un subsistema de fluidización, que se compone de los sistemas de propulsión y transporte de aire hasta el reactor, de su distribución dentro del reactor y de los instrumentos de medición y de control de presión y de flujo. Un subsistema de generación de energía en forma de calor, que se compone del suministro de GLP, del mecanismo de mezclado con aire, de un quemador, del transporte y la distribución de los gases de chimenea dentro del reactor y de los instrumentos de medición y control de temperatura, de presión y de flujo. Un subsistema de alimentación de la cascarilla de arroz al reactor, que se compone de una tolva para su almacenamiento, un tornillo acoplado a un motorreductor para su transporte y distribución en el reactor y para controlar el flujo de la biomasa y de un dispositivo tipo cheque que impide la salida del gas del reactor. Un subsistema de alimentación de agua, impulsada por aire comprimido hasta 30 psi, compuesto por un mecanismo de transporte y estrangulamiento del agua y de los instrumentos de medición y control de flujo y de presión. La dosificación se da en muy bajas cantidades para su distribución homogénea en pequeñas gotas nebulizadas para propiciar su evaporación instantánea dentro del reactor. Un subsistema de reacción, que no es más que la integración de los anteriores subsistemas al cuerpo del gasificador, que cuenta con un sistema integrado de medición y control de temperatura y presión. Y por último un subsistema de limpieza, enfriamiento y transporte del gas producido en el reactor, con la instrumentación necesaria para controlar y realizar las mediciones de presión, temperatura, flujo y concentración. En la figura 5 se presenta el esquema integrado del sistema de gasificación.

**Figura 5.** Integración del proceso de gasificación



El desarrollo de los cálculos de diseño de la totalidad del sistema se logra mediante un algoritmo que cumple un orden riguroso, pero que está sujeto a los resultados que se deseen obtener, primordialmente a la concentración de los gases producidos de las reacciones de gasificación, es decir que es variable, ya que se pueden manipular las corrientes de aire, gases de chimenea, agua y cascarilla con el fin de conseguir el objetivo deseado, que tiene sus limitantes en tópicos que dependen de si mismos e influyen enormemente en el sistema como la termodinámica de las reacciones y las propiedades de los fluidos y de las partículas. El diseño de cada subsistema esta ligado a uno anterior, por esto el algoritmo presenta el siguiente orden: El estudio matemático del sistema se que permitió el desarrollo de este algoritmo se describe en el anexo A

- **Cálculo y medición de la velocidad mínima de fluidización, y de la velocidad terminal para determinar el intervalo posible de flujo de aire para diferentes cantidades de biomasa.** El diseño del sistema de propulsión,

transporte, distribución, medición y control del flujo de aire, se sustenta en los datos obtenidos de los ensayos preliminares de fluidización del lecho. Este experimento sirve para ajustar un modelo matemático capaz de predecir la caída presión y las velocidades superficiales posibles para fluidizar una masa determinada de cascarilla. El principal factor limitante, es la capacidad del soplador de aire, que se reduce en la medida que se incrementa la altura del lecho, hasta encontrar un tope máximo donde el lecho se mantiene fijo. El caudal de diseño es el máximo permitido según las caídas de presión del sistema de gasificación completo, para la mayor cantidad de cascarilla posible a fluidizar. La entrada del flujo de aire debe ubicarse justo en la parte inferior del lecho, garantizando su uniformidad con la instalación de un distribuidor de flujo.

- **Medición de la temperatura de los gases de combustión de GLP** Esta parte del proceso es de suma importancia porque suministra el calor sensible requerido para llevar a ignición la cascarilla. Las pruebas preliminares están orientadas al conocimiento de los caudales, temperaturas y composición de los gases de combustión. Estos resultados, son muy flexibles por la variedad de relaciones aire/combustible y se pueden adaptar a las necesidades energéticas del gasificador. El intervalo de flujos y temperaturas de trabajo puede variar entre el mínimo requerido por la masa inicial de cascarilla en el gasificador para iniciar el sistema reaccionante y el máximo caudal de aire proporcionado por el soplador que ocasiona la combustión completa de mayor temperatura posible. El factor de diseño es la mínima relación aire/combustible que propicie la combustión completa requerida por el gasificador para iniciar el estado estacionario. Es indispensable situar la entrada de los gases de combustión en la base del gasificador, sin que interfiera con el flujo de aire para que la cascarilla se caliente directamente y se minimicen las pérdidas.

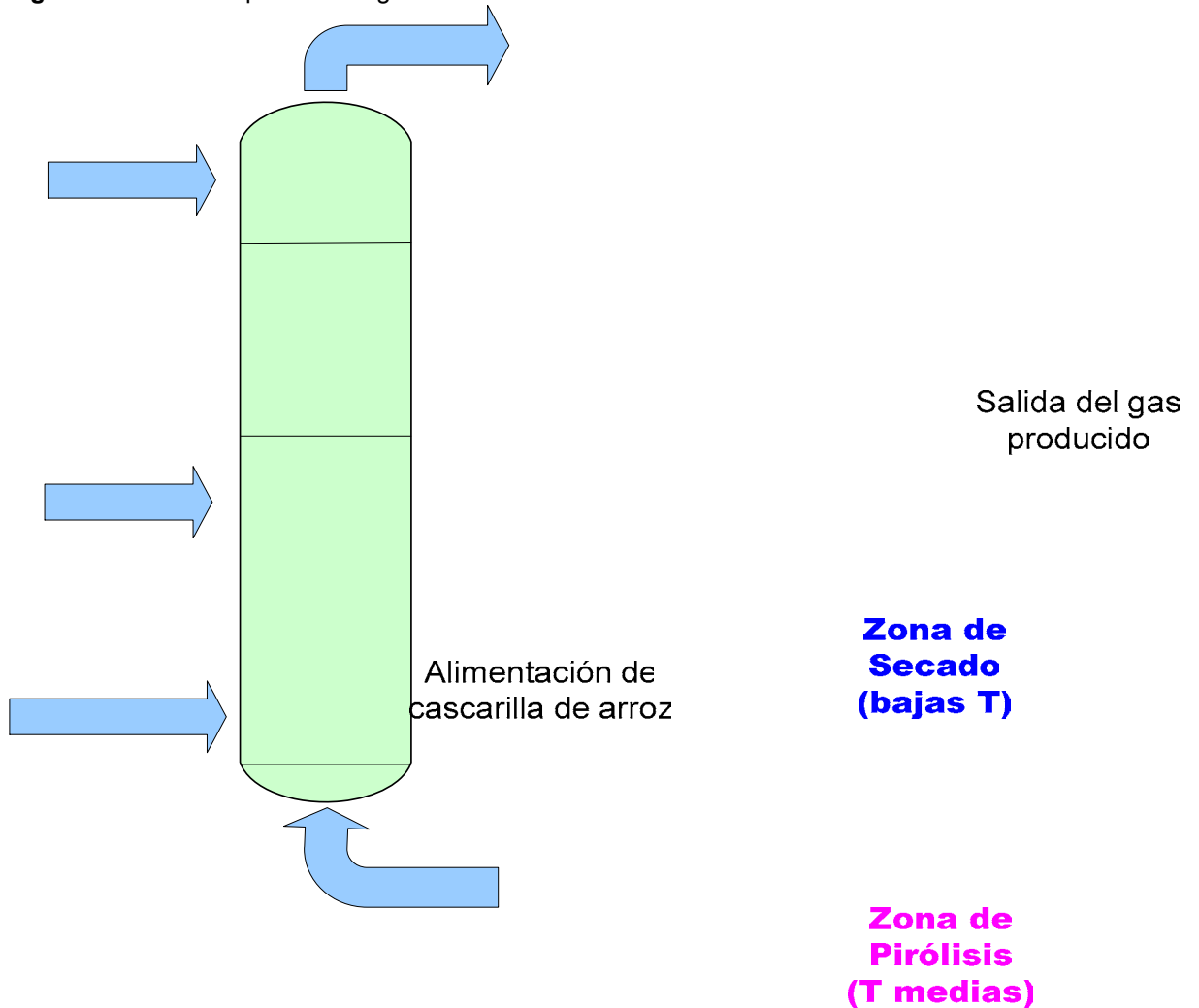
- **Balances de masa y energía del sistema reaccionante.** Se puede calcular el flujo de gases calientes necesarios para llevar el sistema a la temperatura de la reacción de pirólisis. Esta temperatura se obtiene solucionando el balance de energía que describe la dinámica de calor entre las partículas y el medio gaseoso. Esto sumado a los balances de masa y energía de las reacciones de gasificación producidas por la presencia de coque,  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $CO$  y  $CH_4$ , a la cuantificación de pérdidas por transferencia de calor con el medio ambiente y al balance de cantidad de movimiento integrado de los subsistemas aportantes, conlleva a la predicción de la composición, flujo y temperatura de los gases producidos durante el proceso de gasificación. La más incierta duda, es quizás la conversión de las reacciones sucedidas dentro del gasificador, puesto que son en algunos casos muy complejas y no del todo conocidas, sin embargo existen estudios realizados anteriormente, que pueden dar algunas bases para su predicción. En el reactor se presentan tres zonas: la de secado, la de pirólisis y la de gasificación, que tienen diferentes temperaturas

- **Estudio del subsistema de aspersión de agua.** El cálculo de la cantidad de agua se realiza mediante la utilización de los balances de masa y energía de las reacciones de gasificación. Este valor es dependiente de los resultados que se deseen obtener, especialmente de la concentración de  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$  y  $CH_4$  en los gases producidos. Igualmente, el flujo de gas producido y la temperatura del lecho dependen de la cantidad de agua adicionada, teniendo en cuenta la energía consumida por el calor latente de vaporización y por las reacciones de gasificación en donde participa el vapor que son endotérmicas (hidrogasificación y syn-gas). Se toma como parámetro de diseño, el máximo flujo de agua, que es el requerido para reaccionar con el 40% del coque producido en la zona de pirólisis. Este debe ir alimentado en la zona de gasificación del reactor.

- **Alimentación de cascarilla de arroz.** El diseño del proceso se basó en el montaje de un sistema de alimentación de cascarilla de arroz que determina el flujo de aire necesario para la fluidización y para la reacción de oxidación, también los flujos de gas de combustión de GLP y de agua. Se elaboró un mecanismo de tolva-tornillo sinfín acoplado a un motorreductor con una velocidad adecuada para dosificar la cascarilla necesaria de acuerdo al cálculo de la cinética de reacción encontrada en la bibliografía. La cascarilla se introduce al reactor en la zona de menor temperatura para aprovechar el calor remanente que llevan los gases en el secado del material

- **Montaje del sistema de gasificación.** Los cálculos mencionados pueden dar una luz sobre el comportamiento de los componentes dentro del reactor, pero se requiere comprobarlo, y apuntando hacia esta dirección se realiza el montaje con la integración de los subsistemas de propulsión de aire, de adición de energía al proceso, de reacción, de transporte y distribución de agua dentro del reactor, el de alimentación de cascarilla de arroz. y el de recolección, limpieza, enfriamiento y análisis de los gases. En la figura 6 se muestra el esquema del diseño del sistema gasificación, señalando las zonas presentes en el gasificador de acuerdo con las etapas del proceso y con la ubicación de los subsistemas descritos.

**Figura 6.** Diseño del proceso de gasificación de cascarilla d arroz



### 2.3. MONTAJE DEL SISTEMA DE GASIFICACIÓN

Se describe a continuación el montaje del sistema de gasificación. La planta de aceros de Ingeniería metalúrgica fue el espacio físico dispuesto para situar el prototipo.

Alimentación de agua nebulizada

El sistema de gasificación de cascarilla de arroz está formado por un reactor tubular de acero de 2.59 m de longitud y diámetro de 11 cm, con recubrimiento interno de ladrillo refractario de 4 cm de espesor donde ocurre la gasificación en

**Zona de gasificación (Altas T)**

lecho fluidizado, el cual tiene dispuestos tres termopozos soldados para termocuplas para medir el perfil de temperatura a lo largo del lecho. El primer termopozo se encuentra ubicado a 42 cm de la base de la torre, el segundo a 101 cm y el tercero a 182 cm. El reactor cuenta con cuatro entradas de gran importancia para el proceso:

1. Por la parte inferior de la torre se encuentra dispuesta la entrada de aire al sistema, que es utilizado como agente gasificante, y fluidizador del lecho. Está formado por un soplador de  $\frac{1}{2}$  hp de potencia, con un sistema de regulación para los flujos de aire ubicado en la toma atmosférica y un codo de  $90^\circ$  acoplado a la salida del soplador por una sección transversal de 14 cm y con entrada al gasificador de 11 cm sellada herméticamente. En la parte superior del codo se sitúa una malla de orificios de 0.8 mm de lado, colocada transversalmente, que tiene por función la distribución homogénea del aire
2. A 20 cm de la base de la torre por un orificio de 2 cm de diámetro, se encuentra la entrada de los gases calientes producto de la combustión de GLP, necesario para la gasificación propiamente dicha. El sistema de combustión está formado por una cámara principal de tubería de acero de 103 cm de 24 cm de diámetro externo, recubierta con ladrillo refractario de 6 cm de espesor y diámetro interno de 12 cm, al cual va unido por un extremo un quemador de uso general con mezcla en la boquilla en el cual se encuentran las entradas de GLP y de aire de la siguiente manera: el aire para la combustión es suministrado por un ventilador de 2 hp con una tubería de 5.2 cm de diámetro con un tubo venturi dispuesto a 20 cm de distancia de la salida del ventilador para medir el flujo de aire que entra al sistema, y es regulado mediante una válvula. El cilindro de GLP utilizado como combustible se encuentra acoplado al sistema mediante un regulador de flujo conformado por una válvula reguladora con dos manómetros y una sección de tubería de 6.35 de diámetro por 1 m de longitud.

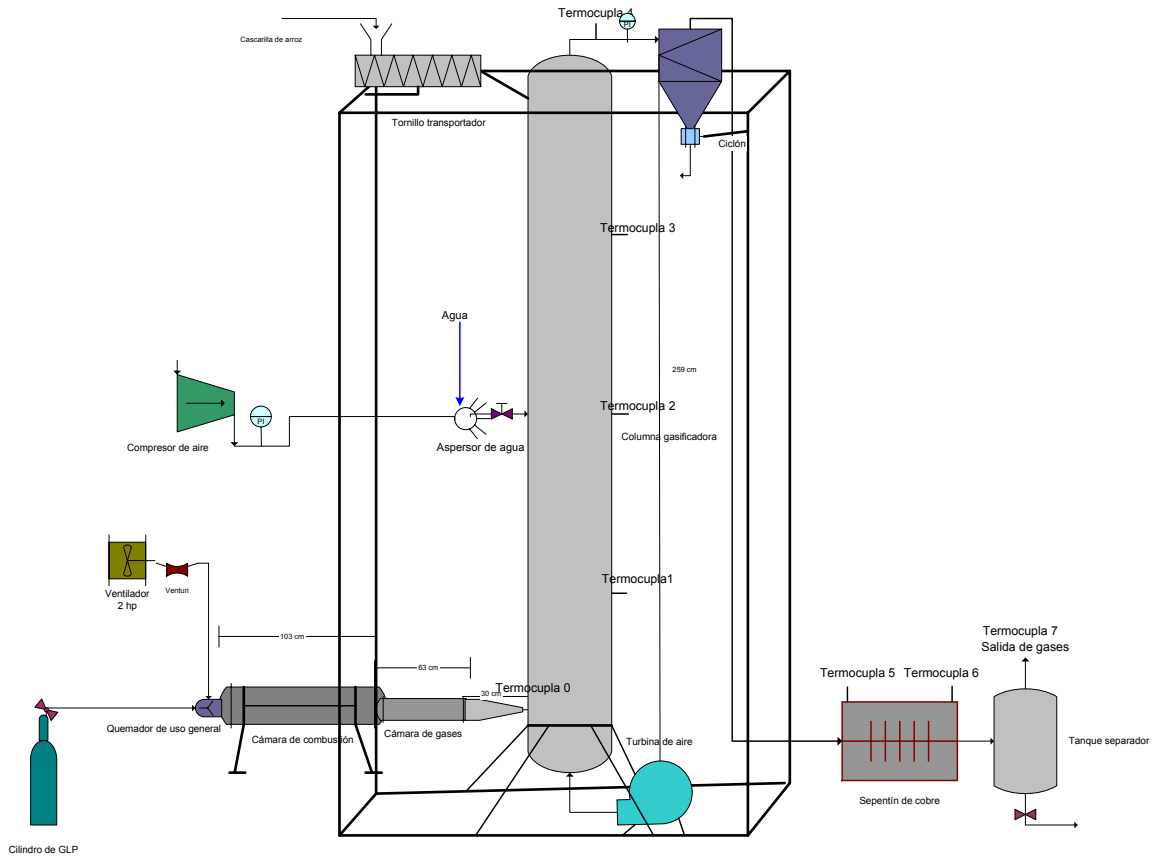
Inmediatamente sigue una cámara de gases calientes de acero de 63 cm de longitud y diámetro de 10 cm, cubierta con una capa de material refractario por el exterior de 6 cm de espesor. Seguido a la cámara se encuentra un cono de acero de 30 cm de longitud con una reducción a la salida de 2 cm unido al gasificador. Todo el sistema de combustión va recubierto adicionalmente con fibra de vidrio de 3.5 cm de espesor para minimizar las pérdidas de calor.

3. A 102 cm de la base se encuentra ubicada la entrada de agua por una ventana de 13 cm por 9.5 cm con una portezuela que cuenta con un dispositivo para un aerógrafo, que distribuye el agua dentro del lecho en forma de lluvia de gotas muy finas, empleada como agente gasificante mezclada con el aire al interior del lecho. Esta es impulsada por aire comprimido a 30 psi. El compresor esta situado a una distancia de 30 m, por ende el sistema de transporte del aire esta conformado por tubería de acero subterránea hasta una salida a 19 m del gasificador, desde la cual se utiliza manguera de alta presión para conducir el aire hasta el nebulizador. El microaspersor cuenta con una válvula reguladora del flujo y un recipiente con medición de nivel del agua.
4. Por la parte superior de la torre a 2.50 m de la base, se encuentra la sección de alimentación de cascarilla de arroz, que consta de una tolva para almacenar el alimento con una sección de entrada de 20 cm por 14 cm, una sección de salida de 10 cm por 10 cm y una altura de 22 cm, un tornillo transportador sinfín de acero con una longitud de 39 cm y un diámetro de 8 cm, distanciado entre giro y giro 3 cm, acoplado a un motorreductor de 1/15 hp y 12 rpm que permite la entrada de la cascarilla a contracorriente en el gasificador, respecto a los gases del sistema.

Además, cuenta con una salida superior de los gases producidos por un codo de 90°, con un diámetro de 10.2 cm de acero con distancia vertical de 25 cm y una distancia horizontal de 25 cm, donde se encuentran ubicados un termopozo a 7

cm del codo y un manómetro de glicerina a 14 cm del codo para medir las condiciones de temperatura y presión del gas proveniente del gasificador, que posteriormente entra a un ciclón helicoidal de hierro galvanizado que cuenta con dos secciones, una por donde entra el gas tangencialmente que tiene forma cilíndrica helicoidal, dividida en dos vueltas, la primera por donde entra el gas que mide 21 cm de altura y que en la siguiente vuelta se reduce a 11 cm para que el gas entre a la segunda sección de forma cónica de 18 cm de altura que cuenta con dos visores, donde las partículas sólidas separadas son recogidas mediante un mecanismo cilíndrico rotatorio de 12 cm de longitud y 12.5 cm de diámetro que cuenta con cuatro bandejas metálicas para el desalojo de la partículas, por una garganta de 6 cm de diámetro. La salida de los gases del ciclón se presenta en su parte superior y tiene un diámetro de 10 cm, esta acoplada a una u de acero del mismo diámetro, que se reduce en su parte final mediante una sección cónica hasta una tubería de acero de 2.54 cm de diámetro que tiene una longitud de 2 m, que transporta el gas hasta un intercambiador de calor a nivel del piso, en forma de serpentín de cobre de 2 cm de diámetro y 5 m de longitud de 5 vueltas con dos termocuplas ubicadas una a la entrada y la otra a la salida. Es refrigerado con agua que fluye por un casco metálico de 90 cm de largo por 54 cm de alto y 10 cm de profundidad. El agua se condensa en un tanque metálico de 28 cm de diámetro y 34 cm de altura, que es la continuación del intercambiador de calor. La entrada de los gases es lateral, se ubica a 17 cm de la base del tanque, y la salida por la parte superior a través de una tubería de 3.81 cm de diámetro, en donde finalmente se dispone de los gases para su recolección y análisis. El agua separada es retirada por el fondo del recipiente mediante una válvula de compuerta de 5.2 cm, manteniendo el nivel del agua al 40%, que se puede observar por un indicador de nivel con el que cuenta el separador. En la figura 7 se esquematiza el montaje descrito.

**Figura 7.** Montaje del sistema completo de gasificación de cascarilla de arroz



## 2.4. PRUEBAS REALIZADAS EN EL GASIFICADOR.

Para el desarrollo experimental del sistema de gasificación se llevaron a cabo varias pruebas en el gasificador que son descritas a continuación.

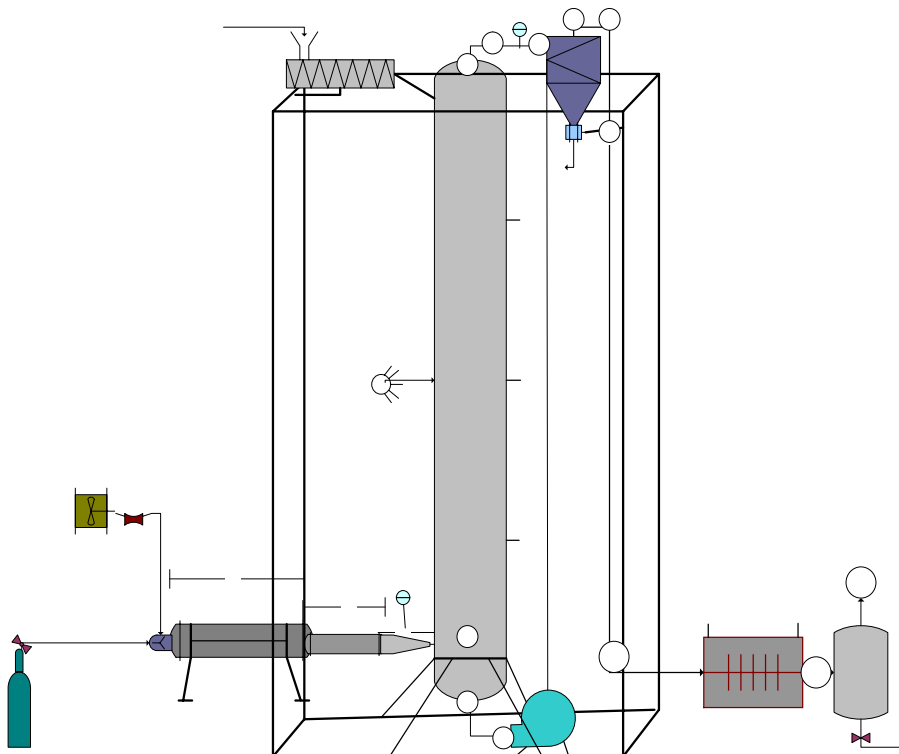
**2.4.1. Caídas de presión en el sistema en frío.** Estas pruebas se realizaron con el objeto de evaluar las caídas de presión del sistema cuando se hacía pasar aire a temperatura ambiente y para lechos fluidizados de diferentes alturas de cascarilla de arroz.

Se ubicaron manómetros diferenciales de agua en cada uno de los puertos del sistema, los cuales se numeraron para la toma de datos de acuerdo a la tabla 4.

**Tabla 4.** Ubicación de los manómetros diferenciales para la prueba de caídas de presión

MANÓMETRO	ACCESORIO
1	Salida del ventilador de aire y entrada codo 90°
2	Salida codo de 90° antes de ntrar a la torre
3	Base del gasificador
4	Salida del gasificador antes del codo
5	Salida del codo de 90° de la parte superior
6	Entrada al ciclón
7	Salida del ciclón antes del tubo en U
8	Salida del tubo en U
9	Entrada de la tubería de 2.54 cm de diámetro
10	Salida de la tubería de 2.54 cm de diámetro y -- de longitud, entrada al tanque de separación
11	Salida del serpentín
12	Salida del tanque separador antes del venturímetro

**Figura 8.** Ubicación de los manómetros para las pruebas de caídas de presión



Primero se revisó la presencia de fugas en el sistema realizando un sellamiento después de detectar los escapes. A continuación se midieron las caídas de presión de cada uno de los equipos y accesorios del sistema por medio de manómetros diferenciales de agua ubicados en todos ellos, haciendo pasar un caudal de aire conocido que era medido a la entrada y salida del sistema. Esta prueba se realizó cuatro veces variando el flujo de aire suministrado al equipo, que era regulado mediante una válvula para manipular la caída de presión aportada por el ventilador.

Luego se realizó la prueba para cuatro diferentes alturas de cascarilla en el lecho (5, 10, 15 y 18 cm) y diferentes flujos de aire, midiendo las respectivas caídas de presión del sistema. Los experimentos fueron realizados siguiendo el procedimiento descrito en el anexo C.

**2.4.2. Pruebas de funcionamiento del sistema de alimentación.** Se midió el flujo de cascarilla desalojado accionando el mecanismo tolva-tornillo sinfín de alimentación de cascarilla de arroz. Se realizaron cinco pruebas diferentes para calcular esta velocidad con mayor exactitud.

**2.4.3. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fijo.** Estas pruebas se realizaron para determinar la velocidad terminal de las partículas más pequeñas de coque y cenizas utilizando los mayores caudales de aire posibles para grandes cantidades de material para que no fluidizaran el lecho de cascarilla de arroz y permitieran llevar a cabo una gasificación completa.

Se realizaron cinco ensayos, con cargas iniciales de cascarilla en el gasificador de: 0.264, 0.398, 0.53, 0.663 y 0.796 kg, luego se suministraron los siguientes caudales de aire en cada experimento:  $7.6E-03$ ,  $5.96E-3$ ,  $5.03E-03$ ,  $3.70E-3$  y

2.17E-03 m<sup>3</sup>/s, respectivamente. Con velocidades en el lecho más bajas que la mínima de fluidización. Se adicionó igual flujo de gas de combustión de GLP en todos los experimentos (Q=5.54E-03 m<sup>3</sup>/s) a (T=584°C) y se llevó a cabo la gasificación recogiendo las cenizas desalojadas del ciclón. El flujo de gas a la salida del sistema se midió continuamente durante todo el procedimiento. El diagrama de flujo del procedimiento es mostrado en el anexo D.

**2.4.4. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fluidizado.** Para el estudio del tiempo de reacción en la gasificación de cascarilla de arroz se realizaron pruebas por cochadas en lecho fluidizado, para determinar parámetros tales como tiempo de residencia de la cascarilla en el gasificador, el flujo de los gases producidos y flujo de agentes gasificantes empleados.

En la prueba, se cargó en el gasificador una masa de 0.2 kg de cascarilla. En seguida se fluidizó el lecho con aire (7.6E-03 m<sup>3</sup>/s), y se agregó un caudal de gas de combustión (2.8 E-04 m<sup>3</sup>/s) a (T=740°C). El flujo y la temperatura del gas producido fueron sensados. La prueba se realizó hasta la detección del consumo total del material particulado. Se cronometró el tiempo en que ocurrió la reacción.

**2.4.5. Pruebas de gasificación en lecho fluidizado burbujeante.** Se cargó una masa inicial de cascarilla de 0.15 kg. Seguidamente se incorporó el flujo de gas de combustión completa de GLP (4.5E-04 m<sup>3</sup>/s) hasta alcanzar la temperatura de pirólisis (T=250°C) de la cascarilla en el lecho. Se activó el soplador con un flujo muy bajo de aire (3.33E-03 m<sup>3</sup>/s) que se aumentó gradualmente hasta fluidizar el lecho y lograr la temperatura de oxidación (800°C) en la parte más baja del reactor. Y por último se accionó el mecanismo de alimentación continua y regulada de cascarilla de arroz, y se retiró el gas de combustión. Durante el procedimiento se sensaron las temperaturas en los puntos señalados en la figura 7, al igual que

la composición del gas producido. Este se analizó de dos formas: in situ con un sensor de infrarrojo no dispersivo marca HORIBA, descrito en el anexo I y solo una muestra tomada de una prueba fue analizada en el laboratorio de cromatografía del ICP. Se utilizó el procedimiento de análisis de gas de refinería (% molar), que sigue la norma UOP 539, en un cromatógrafo AGILENT 6890. La muestra del gas fue recogida en un cilindro DOT proporcionado por el laboratorio. El cilindro cuenta con una válvula tipo cheque para evitar escapes de hidrógeno. La cromatografía se realizó para comprobar la presencia de H<sub>2</sub>, que no puede ser detectado por el analizador de marca HORIBA. Se realizaron cinco pruebas con diferentes relaciones caudal de aire/flujo másico de cascarilla suministrado al reactor, en donde el flujo másico de cascarilla se mantuvo constante (37 g/min) pero con diferentes caudales de aire (5.24E-04, 7.23E-04, 9.04E-04, 1.08E-03 y 1.26 E-03 m<sup>3</sup>/s). Este procedimiento es descrito en el anexo G

Adicionalmente se realizaron tres pruebas con alimentación de agua nebulizada al reactor (0.1, 0.2 y 0.3 ml/s). En estos experimentos se siguió el procedimiento anterior, pero al llegar al estado estacionario, se agregó el agua al sistema y se observaron los cambios generados en las temperaturas y composición del gas. El procedimiento experimental es mostrado en el anexo H.

### 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

En este capítulo se exponen los resultados de todos los experimentos efectuados y se analizan detalladamente. El orden es el estipulado por el diseño del proceso. En el numeral 3.1 se pueden apreciar los resultados de los ensayos preliminares y en el numeral 3.2 los realizados en el montaje del sistema de gasificación. También se hace un estudio estadístico de los datos que fueron medidos en varias ocasiones.

#### 3.1. PRUEBAS PRELIMINARES

Los resultados de las pruebas preliminares se dividen en dos grandes ÍTEMS. El primero es la caracterización de la cascarilla de arroz, cuyos análisis arrojan las propiedades que son vitales para el su transporte y manejo. Se exhiben resultados de los siguientes ensayos: Humedad, diámetro de partícula y esfericidad, densidad absoluta y aparente, temperatura de ignición y fluidización del lecho. El segundo presenta los resultados del estudio de la combustión de GLP.

##### 3.1.1. Caracterización de la cascarilla de arroz.

**Humedad.** El promedio aritmético de las cinco mediciones ejecutadas fue 11.83% de humedad. Desviación estándar: 0.5413

**Diámetro de partícula.** En la tabla 5 se muestran las longitudes de las dimensiones de 13 partículas aleatorias de diferentes tamaños, así como su

respectiva área y volumen. El diámetro promedio de sauter es 2.087 mm. Al no encontrarse una norma técnica específica para determinar la esfericidad de la cascarilla, se calculó utilizando la relación del diámetro de la esfera equivalente con el diámetro medido.

La media aritmética es 0.3985

Desviación estándar: 0.1493

**Tabla 5.** Dimensiones de las partículas de cascarilla de arroz

Largo (mm)	Ancho (mm)	Espesor (mm)	Area (mm <sup>2</sup> )	Volumen (mm <sup>3</sup> )	Dp (mm)	*Diámetro (mm)	Esfericidad
10,00	2,50	0,17	18,0089	3,0615	2,50	1,8015	0,2401
8,50	1,80	0,15	11,6758	1,7514	1,80	1,4955	0,4270
9,10	2,20	0,20	14,6061	2,9212	2,20	1,7736	0,3312
9,00	2,30	0,20	14,7827	2,9565	2,30	1,7807	0,3142
9,45	2,00	0,20	14,4257	2,8851	2,00	1,7663	0,3673
8,15	1,80	0,20	11,0458	2,2092	1,80	1,6159	0,4876
9,80	2,60	0,15	17,9184	2,6878	2,60	1,7250	0,2222
9,50	2,40	0,15	16,3570	2,4535	2,40	1,6734	0,2558
8,35	2,20	0,20	12,9561	2,5912	2,20	1,7041	0,3587
7,60	2,25	0,20	11,4372	2,2874	2,25	1,6347	0,3812
9,45	1,25	0,15	10,0647	1,5097	1,25	1,4233	0,6788
8,60	1,65	0,10	11,1447	1,1145	1,65	1,2863	0,4197
5,00	2,00	0,20	5,5257	1,1051	2,00	1,2827	0,6964

FUENTE: Autores

**Densidad absoluta y aparente.** La media aritmética de los cinco experimentos hechos para el cálculo de la densidad aparente de la cascarilla es 140.8 kg/m<sup>3</sup>.

Desviación estándar: 8.38

La media aritmética de las cinco pruebas efectuadas en la determinación de la densidad absoluta de la cascarilla es 619.9 kg/m<sup>3</sup>

Desviación estándar: 3.578

Se puede observar que la desviación estándar de la densidad aparente es alta. Esto se atribuye al grado de empaquetamiento de las partículas y a la heterogeneidad del diámetro de las partículas. No obstante, éste valor es utilizado en todos los cálculos que lo requieren.

**Fluidización del lecho.** Los resultados más importantes arrojados en estos experimentos fueron la velocidad mínima de fluidización, y los intervalos de la velocidad de fluidización burbujeante y particulada. La velocidad terminal no se pudo medir con exactitud porque el ruido ocasionado por la diferencia en el tamaño de partículas es muy alto, ocasionándose el arrastre de las más pequeñas, cuando el lecho aún se mantiene. La velocidad mínima de fluidización es 0.145 m/s. La velocidad mínima de fluidización particulada en todos los experimentos fue 1.4 m/s. La fluidización particulada es muy difícil de lograrse, pues esta limitada por las caídas de presión del sistema. Se consiguió para una altura máxima de 7 cm de cascarilla,  $m = 21.55$  g, utilizando el caudal máximo del ventilador, que en este punto decae hasta  $2.16E-03$  m<sup>3</sup>/s por las caídas de presión. Al agregar mayores cantidades el lecho fluidizado se hace burbujeante.

Cuando se adicionó una mayor cantidad, la cascarilla comenzó a acumularse en la segunda sección de la torre, y se presentaron taponamientos, lo que ocasionó la caída del lecho. La velocidad promedio del gas en el punto que comienza la fluidización particulada es 1.4 m/s.

En las tablas 6, 7, 8 y 9 se muestran las caídas de presión calculadas en los diferentes tramos de tuberías y accesorios, en el distribuidor de flujo, en el ciclón y en lecho fluidizado cuando se trabaja con el flujo máximo de aire del ventilador. La única ganancia de presión en el sistema se da por el ventilador, con un  $\Delta P = 704.44$  Pa, medido con un manómetro diferencial.

**Tabla 6 .** Caída de presión en tramos de tubería.

<b>TRAMOS DE TUBERIA</b>	<b>D (m)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>
0,842 cm PVC	0,04	0,66
0,98 cm PVC	0,08	0,02
1,288 cm Pyrex	0,05	0,28

FUENTE: Autores

**Tabla 7.** Caída de presión en accesorios.

<b>ACCESORIOS</b>	<b>k</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>
EXPANSION (3,585 - 4,43 cm)	0,12	0,65
CONTRACCION (5,3 - 4,43 cm)	0,15	0,35
EXPANSION (4,43 - 7,575 cm)	0,43	1,02
CONTRACCION (7,575 - 4,43 cm)	0,33	0,77
CODO DE 90	0,75	1,77
DISTRIBUIDOR DE FLUJO		17,20

FUENTE: Autores

**Tabla 8 .** Caída de presión en el lecho fluidizado.

<b>LECHO FLUIDIZADO</b>		
<b>L (m)</b>	<b>Lmf (m)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>
0,01	0,02	87,09
0,02	0,03	174,18
0,03	0,05	261,26
0,04	0,06	348,35
0,05	0,08	435,44
0,06	0,09	522,53
0,07	0,11	609,62
0,08	0,13	696,70
0,09	0,14	783,79
0,10	0,16	870,88
0,11	0,17	957,97

FUENTE: Autores

**Tabla 9. Caída de presión en el ciclón.**

<b>CICLON</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>
CONTRACCION ENTRADA	3,39
FRICCION CILINDRO	1,79
FLUJO GAS INVERTIDO	2,35
CONTRACCION SALIDA	3,39

FUENTE: Autores

La suma de todas las caídas de presión en los accesorios y en el lecho fluidizado , con una masa de 21.55 g es 642.48 Pa. La diferencia entre la presión aportada por el ventilador y las caídas de presión en los accesorios y el lecho es  $\Delta P = 61.96$  Pa,. La altura total entre la entrada y la salida de aire de: 2,871 m. Suponiendo que la velocidad del aire tomado del ambiente por el ventilador es  $v \approx 0$  m/s y realizando un balance de energía de Bernoulli para todo el sistema se encuentra que la velocidad del aire en el ducto de salida es  $v = 7$  m/s. Esta sobre presión es controlada por la válvula de diafragma instalada a la salida del ventilador, que es graduada manualmente.

Los resultados arrojados muestran la posibilidad de fluidización particulada para una cantidad limitada de cascarilla de arroz, que depende de la caída de presión necesaria para que la velocidad del aire sea 1,4 m/s en el lecho.

Aunque las mejores condiciones de transferencia de masa y calor entre las partículas de cascarilla de arroz y el medio son presentadas en la fluidización particulada, ésta no puede ser alcanzada muy fácilmente porque se requiere minimizar las pérdidas en los accesorios y es muy inestable, además se logra para muy pequeñas cantidades de cascarilla en relación al flujo de aire impulsado. Por esta razón es más factible trabajar con las condiciones de fluidización burbujeante en la gasificación. La relación de masa fluidizada/caudal de aire varía de acuerdo con el montaje.

**Temperatura de ignición.** La temperatura promedio de ignición de la cascarilla de arroz fue 173.3 °C. Se realizaron 6 ensayos. Desviación estándar: 1.5275

**3.1.2. Combustión de GLP.** En las tablas 10 y 11 se presentan los datos tomados en las pruebas de combustión de GLP. Y en la tabla 12, se muestran las composiciones y temperaturas de llama adiabática, calculados utilizando los balances de masa y energía.

Como se puede observar, las diferencias entre las composiciones calculadas y las experimentales son pequeñas; en ningún caso se observa la presencia de hidrocarburos, pero se puede notar que las concentraciones de CO son altas para combustiones incompletas y cero para estados de combustión completa. Las temperaturas de llama adiabática calculadas para diferentes flujos de aire y GLP son más altas que las medidas para los gases en la salida de la cámara de combustión.

**Tabla 10.** Resultados de las pruebas de combustión de GLP

ENSAYO	T gases ( °C )	Q GLP (m3/s)	Q AIRE (m3/s)	Q gas (m3/s)
1	584	2,76E-04	5,02E-03	5,54E-03
2	670	2,76E-04	7,08E-03	7,29E-03
3	737	2,76E-04	8,58E-03	8,72E-03
4	764	4,45E-04	8,58E-03	9,24E-03
5	780	4,45E-04	9,80E-03	9,80E-03
6	792	4,45E-04	1,49E-02	1,50E-02
7	804	8,16E-04	1,66E-02	1,76E-02
8	812	8,16E-04	1,77E-02	1,84E-02
9	819	8,16E-04	2,54E-02	2,58E-02

FUENTE: Autores

**Tabla 11.** Composiciones experimentales de los gases de combustión de GLP

ENSAYO	% O <sub>2</sub>	% CO	% CO <sub>2</sub>	% H <sub>2</sub> O	% N <sub>2</sub>
1	0,0	8,0	5,5	17,7	68,8
2	2,3	0,0	10,4	13,0	74,3
3	6,5	0,0	8,3	11,1	74,1
4	0,0	4,9	7,8	15,5	71,8
5	0,0	1,9	10,6	15,3	72,2
6	6,5	0,0	8,1	10,1	75,3
7	0,0	2,8	9,4	16,1	71,7
8	0,0	0,3	11,6	15,2	72,9
9	5,8	0,0	8,5	10,8	74,9

FUENTE: Autores

**Tabla 12.** Composiciones de los gases de combustión calculadas estequiométricamente

ENSAYO	% O <sub>2</sub>	% CO	% CO <sub>2</sub>	% H <sub>2</sub> O	% N <sub>2</sub>	T <sub>ad</sub> (°C)
1	0,0	8,3	5,2	17,9	68,7	1277
2	2,5	0,0	10,2	13,6	73,6	1277
3	6,0	0,0	8,3	11,1	74,6	1277
4	0,0	4,8	7,9	16,9	70,4	1277
5	0,0	1,6	10,4	15,9	72,1	1277
6	7,0	0,0	7,8	10,3	74,9	1290
7	0,0	2,6	9,6	16,2	71,6	1290
8	0,0	0,2	11,5	15,5	72,8	1290
9	6,0	0,0	8,3	11,1	74,6	1290

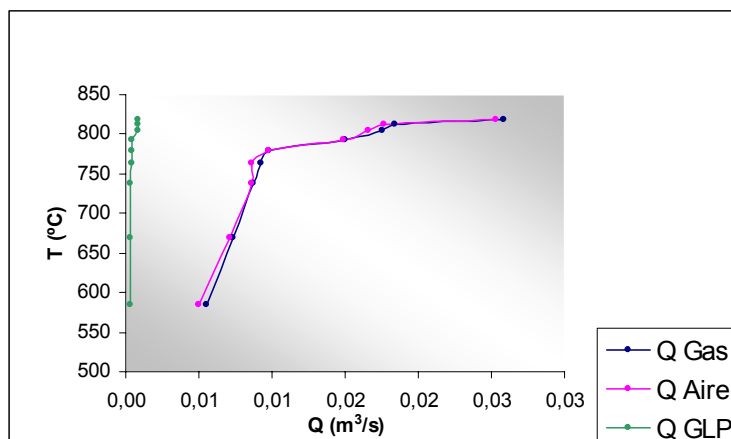
FUENTE: Autores

Las pérdidas de energía por conducción, convección y radiación en la cámara de combustión son altas, pero disminuyen gradualmente al aumentarse la temperatura del material refractario que aísla térmicamente al sistema del medio.

La temperatura más alta alcanzada para determinado flujo de GLP se presenta cuando se mezcla con la mayor cantidad posible de aire, antes de apagarse por el exceso. Por el contrario, la temperatura no se incrementa significativamente, si se aumenta el flujo de GLP manteniendo constante el flujo de aire. Se puede conseguir un alto rango de flujos y temperaturas de los gases de combustión, variando las relaciones de combustible y aire. Esta flexibilidad es importante, a la hora de realizar las pruebas de gasificación, dado que la demanda energética

necesaria para arrancar el proceso de gasificación varía de acuerdo con el experimento a realizarse. El conocimiento previo de las composiciones de los gases de combustión para diferentes relaciones de flujos de aire y GLP es muy importante, si se tiene en cuenta que no es conveniente la presencia de hidrocarburos en lecho a temperaturas tan altas, ya que pueden presentarse detonaciones. En la figura 9 se puede observar como se comporta la temperatura del gas de combustión, respecto a los flujos de aire y GLP suministrados al proceso.

**Figura 9.** Comportamiento del gas de combustión de GLP, respecto al aire y combustible



### 3.2. MONTAJE DEL SISTEMA DE GASIFICACIÓN

**3.2.1. Caídas de presión en el sistema en frío.** Para el análisis de las caídas de presión en el sistema de gasificación en frío se realizaron cuatro pruebas con diferentes caudales de aire, sin utilización de cascarilla de arroz, obteniendo los resultados presentados en la tabla 13

Se puede observar que las mayores pérdidas se presentan en el serpentín de cobre, tubería de 2.54 cm y tanque separador, debido a los cambios abruptos de

diámetro que ocurren en dichos accesorios. Esto se presentó para todos los experimentos de diferentes flujos de aire proporcionados por el ventilador.

En el gasificador, las pérdidas no son muy altas, incrementando en la medida en que se incremente el flujo de aire en el sistema, lo cual es una ventaja al momento de tener un lecho fluidizado en el equipo, pues no se presentan mayores pérdidas con las alturas de cascarilla en el lecho.

**Tabla 13.** Caídas de presión del sistema de gasificación en frío

V gasificador (m/s)	0,41	0,31	0,24	0,14
V salida sistema (m/s)	3,42	2,604	2,01	1,208
$\Delta P$ ventilador (Pa)	1391,15	807,51	480,22	176,618
Q aire (m <sup>3</sup> /s)	3,90E-03	2,95E-03	2,28E-03	1,33E-03
<b>Caídas de presión en accesorios</b>				
<b>TRAMOS DE TUBERÍA RECTA</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>
Gasificador	0,587	0,340	0,201	0,072
Tubo 1'	350,890	203,054	120,150	43,254
<b>CODOS Y U</b>				
Codo calle 90°	0,019	0,011	0,006	0,002
Codo salida gasificador	0,060	0,035	0,021	0,007
U salida ciclón	0,217	0,126	0,074	0,027
Cono salida ciclón	0,032	0,024	0,019	0,011
<b>SERPENTIN</b>	<b>923,343</b>	<b>534,323</b>	<b>316,167</b>	<b>113,820</b>
<b>TANQUE SEPARADOR</b>				
Cono	9,071	5,249	3,106	1,118
Expansión	88,757	51,362	30,392	10,941
Contracción	3,404	1,970	1,166	0,420
Codo	5,158	2,985	1,766	0,636
<b>CICLÓN</b>				
Contracción a la entrada	0,146	0,064	0,018	0,024
Fricción en el cilindro	0,166	0,126	0,097	0,058
Flujo de gas invertido	0,046	0,046	0,046	0,046
Contracción de salida	0,024	0,024	0,024	0,024
<b><math>\Delta P</math> Total del sistema (Pa)</b>	<b>1381,920</b>	<b>799,739</b>	<b>473,254</b>	<b>170,413</b>

FUENTE: Autores

Las pruebas de caídas de presión en frío con lecho fluidizado de cascarilla de arroz, se realizaron para 4 alturas de lecho diferentes, hasta llegar a la altura máxima permitida en el gasificador para presentarse fluidización del lecho, con el flujo máximo de aire proporcionado por el ventilador. Los resultados de estas pruebas se presentan en la tabla 14.

**Tabla 14.** Caídas de presión en el sistema con lecho fluidizado

V gasificador (m/s)	0,35	0,29	0,179	0,07
V salida sistema (m/s)	2,921	2,413	1,492	0,576
$\Delta P$ ventilador (Pa)	1391,15	1391,15	1391,15	1391,15
Altura lecho (m)	0,05	0,1	0,15	0,18
Q aire (m <sup>3</sup> /s)	3,33E-03	2,76E-03	1,70E-03	6,65E-04
<b><math>\Delta P</math> lecho fluidizado (Pa)</b>	<b>373,892</b>	<b>747,785</b>	<b>1121,677</b>	<b>1346,013</b>
<b>Caídas de presión en accesorios</b>				
<b>TRAMOS DE TUBERÍA RECTA</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>	<b><math>\Delta P</math> (Pa)</b>
Gasificador	0,429	0,293	0,112	0,017
Tubo 1'	256,262	174,976	66,807	9,971
<b>CODOS Y U</b>				
Codo calle 90°	0,014	0,009	0,004	0,001
Codo salida gasificador	0,044	0,030	0,011	0,002
U salida ciclón	0,159	0,108	0,041	0,006
Cono salida ciclón	0,027	0,023	0,014	0,005
<b>SERPENTIN</b>	<b>674,335</b>	<b>460,437</b>	<b>175,798</b>	<b>26,239</b>
<b>TANQUE SEPARADOR</b>				
Cono	6,624	4,523	1,727	0,258
Expansión	64,821	44,260	16,899	2,522
Contracción	2,486	1,697	0,648	0,097
Codo	3,767	2,572	0,982	0,147
<b>CICLÓN</b>				
Contracción a la entrada	0,094	0,049	0,011	0,042
Fricción en el cilindro	0,142	0,117	0,072	0,028
Flujo de gas invertido	0,046	0,046	0,046	0,046
Contracción de salida	0,024	0,024	0,024	0,024
<b><math>\Delta P</math> Total del sistema (Pa)</b>	<b>1382,860</b>	<b>1383,660</b>	<b>1384,720</b>	<b>1385,277</b>

FUENTE: Autores

En la tabla se observa que la caída de presión en los tramos de tubería y en los accesorios disminuye en la medida en que se incrementa la altura del lecho de cascarilla de arroz. Esto es debido a la homogeneidad que alcanza el lecho conforme se aumenta la densidad de partículas presentes en el, y a la disminución del flujo de aire a través del sistema por la presencia de la cascarilla.

Respecto a la altura de lecho permisible para la fluidización particulada, se observa, que al llegar a una altura de 18 cm de cascarilla en el gasificador, el ventilador del sistema no logra aportar la suficiente presión para fluidizar el lecho, pues la velocidad en el gasificador es solo 0.07 m/s, y la velocidad mínima de fluidización para la cascarilla de arroz es de 0.145 m/s como se ha podido observar en experimentos anteriores. En el caso de altura máxima del lecho, se presenta únicamente flujo de aire a través de un lecho empacado, con pérdidas en el sistema por el lecho y por los accesorios sin llegar a fluidizar la cascarilla.

En general, se observó que la caída de presión del lecho fluidizado aumentó de forma directa al incremento de cascarilla de arroz en el gasificador para las pruebas realizadas, presentándose la mayor caída de presión en el caso de la altura máxima de cascarilla dentro del gasificador.

**3.2.2. Pruebas de funcionamiento del sistema de alimentación.** El flujo de cascarilla de arroz suministrado por el sistema de alimentación tolva/tornillo sinfín fue de 37 g/min. Desviación estándar: 3.041

**3.2.3. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fijo.** Para el estudio de la velocidad terminal de las partículas de cenizas y coque, se realizaron pruebas de gasificación en lecho fijo por cochadas para cinco condiciones

diferentes con un orden de reproducibilidad de 3 ensayos para cada experimento. Los valores promedio son presentados en la tabla 15.

**Tabla 15.** Gasificación por cochadas en lecho fijo con aire/gases de combustión.

PRUEBAS	1	2	3	4	5
<b>TEMPERATURAS (°C)</b>					
T1	584	579	591	586	595
T2	726	795	820	832	851
T3	452	463	478	486	493
T4	295	298	301	311	323
T5	210	218	220	225	228
T6	91	91	90	86	81
T7	49	47	46	42	39
Tiempo (s)	79	152	241	410	840
Flujo de aire (m <sup>3</sup> /s)	7,60E-03	5,96E-03	5,03E-03	3,70E-03	2,17E-03
Flujo de gases calientes (m <sup>3</sup> /s)	5,54E-03	5,54E-03	5,54E-03	5,54E-03	5,54E-03
Velocidad del gas en el lecho (m/s)	2,37	2,00	1,71	1,33	0,92
Masa de cascarilla (kg)	0,264	0,398	0,53	0,663	0,796
Flujo de salida (m <sup>3</sup> /s)	2,25E-02	1,91E-02	1,63E-02	1,26E-02	8,71E-03
Masa residual en el ciclón (kg)	3,81E-02	5,37E-02	5,72E-02	1,79E-02	1,43E-02
Masa residual en el lecho (kg)	9,52E-03	1,79E-02	3,82E-02	1,01E-01	1,29E-01
Masa total de residuos (kg)	4,76E-02	7,16E-02	9,54E-02	1,19E-01	1,43E-01

FUENTE: Autores

Se trabajo en todos los casos con la máxima capacidad del soplador. Se aumentó sucesivamente la altura del lecho de cascarilla, incrementándose la caída de presión del sistema. El caudal de aire decayó al aumentar el lecho, al igual que el flujo de gases producidos. Se observó que al reducir la velocidad del gas en el gasificador, la cantidad de residuos arrastrados y separados por el ciclón disminuyó. De esta manera se determinó un rango de la velocidad terminal de las partículas de cenizas y coque producidas entre 1.5 y 2.5 m/s. Esta amplitud en el intervalo es debida a la heterogeneidad del diámetro de partícula de los residuos y a las fluctuaciones de la densidad y viscosidad del gas, ocasionadas por el perfil variable de temperaturas del lecho.

Los residuos recogidos están conformados por cenizas y coque sin reaccionar, en un porcentaje aproximado de 80 y 20 %, respectivamente. En general, las cenizas son de menor tamaño y presentan una velocidad terminal más baja que la del coque. No obstante, estos valores no exceden el valor de la velocidad terminal de la cascarilla de arroz, lo cual facilita su separación durante las diferentes pruebas. Se observa un incremento del tiempo de reacción con el aumento de la proporción de masa de cascarilla y el flujo de los gases de combustión de GLP, debido a la disminución de la velocidad de calentamiento de las partículas del lecho. Cabe aclarar que los tiempos de reacción de estos experimentos no son parámetros confiables para la gasificación en lecho fluidizado burbujeante, dado que no hay similitud en las condiciones de operación.

**3.2.4. Pruebas de gasificación por cochadas en lecho fluidizado.** Los resultados de estos experimentos no fueron satisfactorios. Se buscó determinar el tiempo total de reacción de la pirólisis y gasificación de cascarilla de arroz en lecho fluidizado burbujeante. Para ello, se cargó el reactor con cantidades establecidas del sólido, posteriormente se fluidizó el lecho, pero al suministrar los gases de combustión de GLP a alta temperatura, las partículas fueron arrastradas por la corriente, causando alta interferencia en la medición de los parámetros deseados. La caída de presión del lecho decayó dramáticamente por el aumento de temperatura, ocasionando un incremento en el caudal del aire, y una velocidad más alta que la velocidad terminal de las partículas de cascarilla de arroz.

**3.2.5. Pruebas de gasificación en lecho fluidizado burbujeante.** Para finalizar el estudio del sistema de gasificación de cascarilla de arroz, se realizaron pruebas en lecho fluidizado burbujeante en estado estacionario, variando las proporciones entre los agentes gasificantes y el alimento. En primera instancia se hicieron pruebas para diferentes proporciones de caudal de aire/flujo másico de cascarilla

de arroz, y posteriormente cambiando la relación flujo de agua/caudal de aire. Los resultados son mostrados en las tablas 16 y 17.

**Tabla 16.** Gasificación en lecho fluidizado burbujeante con aire/gases de combustión. (Análisis HORIBA)

<b>PRUEBAS</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
<b>TEMPERATURAS (°C)</b>					
T1	611	661	707	742	799
T2	425	442	512	520	540
T3	251	283	303	312	318
T4	186	204	225	231	228
T5	73	96	98	97	95
T6	48	53	53	52	51
Carga inicial de cascarilla (Kg)	0,159	0,186	0,212	0,239	0,264
Flujo de aire (m <sup>3</sup> /s)	5,42E-04	7,23E-04	9,04E-04	1,08E-03	1,26E-03
Flujo másico de cascarilla (kg/s)	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04
Flujo de gases producidos (m <sup>3</sup> /s)	3,35E-03	3,82E-03	4,30E-03	4,82E-03	5,29E-03
Flujo másico de cenizas (kg/s)	1,10E-04	1,30E-04	1,20E-04	1,30E-04	1,50E-04
<b>COMPOSICIÓN</b>					
H <sub>2</sub>		----	----	----	----
CO	0,18	0,17	0,16	0,20	0,19
CO <sub>2</sub>	0,17	0,19	0,20	0,16	0,18
CnHm	0,11	0,13	0,14	0,16	0,19
O <sub>2</sub>	0,03	0,04	0,05	0,07	0,08

FUENTE: Autores

Se puede notar que las temperaturas del lecho se incrementan al proporcionar mayor cantidad de aire y que la cantidad de CO<sub>2</sub> es muy alta. Esto indica que la combustión completa tiene un predominio sobre las demás reacciones. Con el aumento de temperatura se favorece la reacción de hidrogasificación, que se refleja en el crecimiento del porcentaje de metano.

**Tabla 17.** Gasificación en lecho fluidizado burbujeante con aire/gases de combustión/agua.  
(Análisis HORIBA)

<b>PRUEBAS</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
<b>TEMPERATURAS (°C)</b>			
T1	726	658	628
T2	446	382	323
T3	253	212	189
T4	162	148	126
T5	84	86	75
T6	43	43	39
Carga inicial de cascarilla (Kg)	0,264	0,264	0,264
Flujo de agua (ml/s)	0,1	0,2	0,3
Flujo de aire (m <sup>3</sup> /s)	1,26E-03	1,26E-03	1,26E-03
Flujo másico de cascarilla (kg/s)	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04
Flujo de gases producidos (m <sup>3</sup> /s)	5,47E-03	5,73E-03	5,91E-03
Flujo másico de cenizas (kg/s)	9,98E-05	1,05E-04	1,04E-04
<b>COMPOSICION</b>			
H <sub>2</sub>	---	---	---
CO	0,21	0,26	0,25
CO <sub>2</sub>	0,16	0,11	0,11
CnHm	0,11	0,08	0,06
O <sub>2</sub>	0,12	0,11	0,11

FUENTE: Autores

Al suministrar agua, las composiciones varían sustancialmente. La temperatura del lecho desciende porque hay un predominio de las reacciones endotérmicas, en especial, la de shift y la de metanación inversa, incrementándose la concentración de monóxido de carbono y probablemente de hidrógeno en la corriente de los gases producidos.

Para comprobar la formación de hidrógeno, se analizó una muestra de la primera corrida de gasificación con agua, utilizando un cromatógrafo Agilent 6890 del laboratorio de cromatografía del ICP. Los resultados se presentan en la tabla 18.

**Tabla 18.** Gasificación en lecho fluidizado burbujeante con aire/gases de combustión. (Análisis de cromatografía)

<b>PRUEBAS</b>	<b>1</b>
Carga inicial de cascarilla (Kg)	0,264
Flujo de agua (ml/s)	0,1
Flujo de aire (m <sup>3</sup> /s)	1,26E-03
Flujo másico de cascarilla (kg/s)	6,17E-04
Flujo de gases producidos (m <sup>3</sup> /s)	5,47E-03
Flujo másico de cenizas (kg/s)	9,98E-05
<b>COMPOSICION</b>	
H <sub>2</sub>	0,18
CO	0,22
CO <sub>2</sub>	0,16
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,12
O <sub>2</sub>	0,12

FUENTE: Autores

Se hicieron los balances de materia y energía de la reacción de pirólisis para calcular la masa de coque producida, y luego los de gasificación con base en la adición estequiométrica del 30%, 40%, 50%, 60% y 70% del oxígeno requerido para la combustión completa. El modelo matemático utilizado para desarrollar estos cálculos se encuentra descrito en el anexo A. En las tablas 19 y 20 se presentan los balances de masa y energía calculados para los flujos máximo y mínimo de aire en el anterior experimento.

**Tabla 19..** Balance de masa y energía para flujo máximo de aire.

<b>CORRIENTE</b>	<b>FLUJO MOLAR (kmol/s)</b>	<b>ENTALPIA ESPECÍFICA (kJ/kmol)</b>
Biomasa		0
Agua		0
Aire	4,59E-05	0
Cenizas	2,38E-06	126,18
Gas producido	6,92E-05	1905,05
Calores de reacción		2138,42
Calor perdido		106,92

FUENTE: Autores

**Tabla 20.** Balance de masa y energía para flujo mínimo de aire

CORRIENTE	FLUJO MOLAR (kmol/s)	ENTALPIA ESPECÍFICA (kJ/kmol)
Biomasa		0
Agua		0
Aire	1,96E-05	0
Cenizas	2,38E-06	88,72
Gas producido	4,39E-05	920,01
Calores de reacción		1110,37
Calor perdido		101,04

FUENTE: Autores

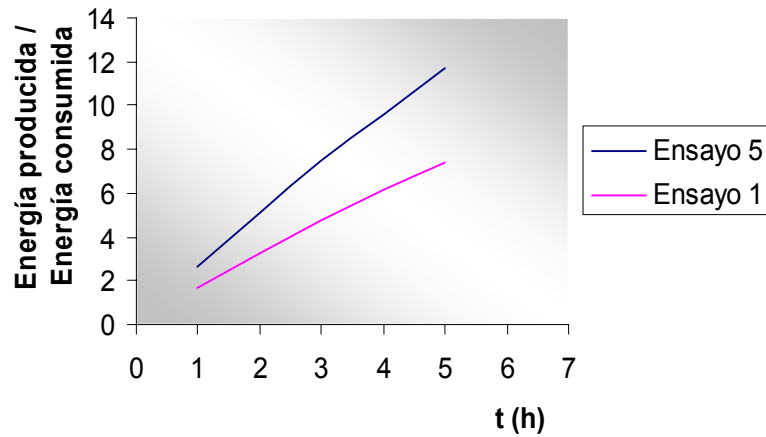
La energía que se requiere para el secado de la cascarilla, el calentamiento inicial de las partículas hasta la temperatura de ignición, la evaporación del agua y las reacciones endotérmicas, se libera en las reacciones exotérmicas, haciendo del proceso de gasificación un sistema autotérmico y que produce un gas de bajo poder calorífico con valores entre 167640 y 232900 KJ/Kmol.

La eficiencia del sistema de gasificación se puede cuantificar de varias maneras. La relación energía producida/energía consumida depende de la calidad del gas producido y del tiempo de corrida.

Se muestra en la figura 10 un análisis del rendimiento energético del sistema en términos de la relación energía producida/energía consumida, en un intervalo de tiempo de producción de gas de síntesis. Cabe aclarar que solo se muestra el estudio de los gases obtenidos en los ensayos 5 y 1 de la tabla 16, que fueron los que presentaron mayor y menor poder calorífico calculado.

Esta gráfica sugiere, que la producción de energía neta del gasificador es muy alta y que va en aumento con el tiempo, por la elevada cantidad de gas de síntesis generado. En el estado estacionario la relación de la potencia producida y la suministrada en los experimentos 5 y 1 es: 78.7 y 50.2 respectivamente

**Figura 10.** Relación de energía producida/energía consumida vs. tiempo de gasificación



Las únicas energías consumidas por el sistema en el estado estacionario son las de los motores de 1/16 y 1/2 hp, del alimentador de cascarilla y del ventilador de aire, respectivamente. El compresor, que tiene una potencia de 9 hp, sólo consume energía en el momento de la compresión, que tarda solamente un minuto y almacena 90 galones de aire, por esta razón el gasto es mínimo.

Otros parámetros de eficiencia son las relaciones de los flujos alimentados y generados en el sistema. El caudal de syngas por kg de biomasa alimentada determina la energía contenida en la cascarilla y que puede ser aprovechada. En la tabla 21 se muestran estas relaciones y la energía producida en el gas por cada kg de biomasa.

**Tabla 21.** Relaciones de flujos alimentado y producidos en el sistema de gasificación de cascarilla

PRUEBAS	1	2	3	4	5
<b>FLUJO</b>					
Flujo de aire (m <sup>3</sup> /s)	5,42E-04	7,23E-04	9,04E-04	1,08E-03	1,26E-03
Flujo másico de cascarilla (kg/s)	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04
Flujo de gases producidos (m <sup>3</sup> /s)	3,35E-03	3,82E-03	4,30E-03	4,82E-03	5,29E-03
Flujo másico de cenizas (kg/s)	1,10E-04	1,30E-04	1,20E-04	1,30E-04	1,50E-04
Relación m <sup>3</sup> de syngas/kg de Biomasa	5,43	6,20	6,96	7,81	8,57
Relación Kg cenizas / m <sup>3</sup> de syngas	0,033	0,034	0,028	0,027	0,028
Energía producida (kW-h) / Kg Biomasa	9,47	11,96	13,43	16,99	20,60

FUENTE: Autores

Como se puede observar hay una alta producción de gas en relación a la biomasa alimentada, ocasionado por la devolatilización de la cascarilla en la etapa de pirólisis y de las reacciones del coque formado con los agentes gasificantes. También es alta la relación de cenizas recogidas por m<sup>3</sup> de syngas. Se puede deducir que el porcentaje de gas generado sería mucho más alto, de no existir tal cantidad de residuos sólidos. Esto es inherente al tipo de biomasa gasificado por el gran contenido de sílice en su estructura química. Es de esperarse que un material con mayor porcentaje de carbono origine menor flujo de cenizas.

Asimismo, la energía producida por kg de biomasa aumenta gradualmente en la medida en que se incrementa el caudal de aire, debido al incremento de la composición del metano en el syngas, como se ha analizado anteriormente y al aumento del flujo del gas de síntesis.

Se han calculado las energías de los gases producidos en la prueba 5 de la tabla 16 y la prueba 1 de la tabla 17, mediante los balances de materia y energía mostrados en el anexo A. Los resultados fueron 45.76 y 40.3 kJ/s, respectivamente. Estos experimentos se realizaron con los mismos flujos de aire y cascarilla, pero en el segundo se alimentó 0.1 ml/s de agua, lo que indica una disminución en el poder calorífico del gas por la variación de la composición del syngas. En las tablas 16 y 17 se puede ver que la producción de metano es más alta cuando no se utiliza agua como agente gasificante. Esta es la razón por la que se presenta este comportamiento. En contraste, si se revisan detalladamente los resultados arrojados por el analizador de gases (HORIBA), se puede notar que existe un porcentaje más alto no determinado en el ensayo con agua que en el otro, y como el N<sub>2</sub> es inerte y está en las mismas proporciones en los dos experimentos, se atribuye directamente una mayor presencia de H<sub>2</sub>.

## CONCLUSIONES

Es factible realizar la gasificación de cascarilla de arroz a pequeña escala en lecho fluidizado burbujeante, siempre que se suplan las necesidades termoquímicas de las reacciones y las caídas de presión del sistema permitan la fluidización de las partículas.

Las mejores condiciones para producir un gas con mayor poder calorífico se consiguen utilizando una relación elevada entre el caudal de aire y el flujo másico de cascarilla de arroz alimentado, con un porcentaje mayor de 40% del oxígeno teórico requerido para oxidar el coque producido en la pirólisis.

Las mejores condiciones para producir un gas con alto contenido de hidrógeno se logran empleando agua como agente gasificante y con una cantidad del oxígeno menor al 40% requerido estequiométricamente para la combustión completa.

El proceso de gasificación tiene gran rendimiento energético, pues la energía aprovechada de la cascarilla de arroz es mayor que la energía eléctrica y en forma de calor, suministradas al sistema, y la relación entre el syngas producido y el flujo másico de cascarilla de arroz alimentada, es alta.

## RECOMENDACIONES

El sistema de gasificación esta limitado por el flujo másico de cascarilla de arroz, porque el motorreductor tiene una sola velocidad. Se recomienda cambiarlo por uno que tenga velocidad variable, para hacer más flexible el proceso.

Se recomienda hacer un estudio de gasificación con otros tipos de biomasa, para enriquecer esta investigación y dar una mayor aplicación al proceso y aprovechar el montaje desarrollado.

Se recomienda hacer un estudio cinético de las reacciones de gasificación y pirólisis de biomasa y/o de coque, para describir con mayor exactitud el sistema.

Se recomienda desarrollar un proyecto de investigación encaminado al uso del syngas producido en el gasificador, para darle un real valor agregado y aportar a la sociedad una herramienta para suplir la deficiencia de redes energéticas en zonas rurales.

## BIBLIOGRAFÍA

1. BHARADAWAJ; WANG; SRIDHAR, Pirólisis of rice husk, Center for energy and environment studies and department of material science and engineering, Carnegie Mellon University, Pittsburg, 1997.
2. BHAT, Ashish; BHEEMARASETTI, Ram; RAJESWARA, Rao, Kinetics of rice husk char gasification, Chemical engineering department, Indian Institute of Technology, New Delhi, 2000.
3. DALVI, Sanjay, Gasification: Bioresources Technology, India, Elsevier Ltda., 2002.
4. DASAPPA; PAUL; MUKUNDA; SHRINIVASA, The gasification of woodchar spheres in CO<sub>2</sub>-N<sub>2</sub> mixtures: Analysis and experiments, Chemical Engineering Science, 49 (2), 1994, p 223-232.
5. DE GROOT; SHAFIZADEH, Kinetics of gasification of Douglas fir and cotton wood chars by carbon dioxide, Fuel, 63, 1984, p 210-216.
6. DUTTA, Wen, Reactivity of coal and char. 1. Carbon dioxide atmosphere. Industrial Engineering Chemical Process, 3, 1977, p 20-30.
7. EDRICH, R; BRADLEY, T; GRABOSKI, The gasification of Ponderosa pine charcoal, En: Overend RP; Milne TA, Mudge LK editors, Fundamentals of thermochemical biomass conversion.
8. FOUST, Alan, et al., Principios de operaciones unitarias, Segunda edición, México, Compañía editorial continental, 2001, p 612-725, ISBN 968-26-0776-0.

9. GAUR, S; RAJESWARA, R; REED; TB; GROVER, Kinetics of corncob char gasification in carbon dioxide. Fuel Sciences Technologic, 10, 1992, p 1461-1465.
10. GOLOVINA, E, The gasification of carbon by carbon dioxide at high temperatures and pressures, 1980, p 190-201.
11. GROENEVELD; VAN SWAAJ, Gasification of char particles with CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>. Chemical Engineering Science, 35, 1980, p 307-313.
12. HOLMAN, J. P, Transferencia de Calor, Octava edición, Madrid, Mc Graw Hill, 1997, ISBN 007-844-745-2
13. KOVACIK, C; CHAMBERS, A; ÖZÜM, B, CO<sub>2</sub> gasification kinetics of two Alberta coal chars, Canadian Journal Chemical Engineering, 69, 1991, p 811-815.
14. KWON, TW; KIM, SD; FUNG, DPC, Reaction kinetics char-CO<sub>2</sub> gasification, Fuel, 67, 1988, p 530-535.
15. LEVA, Max, Fluidization, New York, Mc Graw Hill, 1959, p 120-134.
16. LUBY, Peter, Advanced systems in biomass gasification, III International Slovak Biomass Forum, Bratislava, 2003.
17. MANSARAY, K; GHALY, A, Agglomeration characteristics of alumina sand rice husk ash mixtures at elevated temperatures, Energy Sources Journal, 19, 1997, p 989.
18. NANDI; ONISCHAK, Gasification of char obtained from maple and jackpine woods, En: Elsevier, 1985, p 567-587.

19. OSAFUNE, K.; MARSH, H, Gasification kinetics of coal chars in carbon dioxide, Fuel, 67, p 384-388.
20. PERRY Robert H; GREEN, Don W, Manual del Ingeniero Químico, Séptima edición, Madrid, Mc Graw Hill, 2001, ISBN 84-481-3008-1.
21. REYES S; JENSEN, KF, Percolation to char gasification in kinetics reactions: Application to char gasification in kinetic regime. Chemical Engineering Science, 4, 1986, p 333-344.
22. \_\_\_\_\_, \_\_\_\_\_: Application to char gasification in diffusin regime, Chemical Engineering Science, 4, p 345-355.
23. RESTREPO, Álvaro; VARÓN, Javier, Caracterización térmica y Estequiométrica de la combustión de cascarilla de arroz, Scientia et Técnica, Año X, Nº 24, Mayo 2004, UTO, ISSN 0122-1701.
24. SHUFFEN, I; RUIZHENG, S, Kinetics studies of a lignite char presurized gasification with CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O and steam, 73 (3), 1994, p 413-416.
25. SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M.M., Introducción a la termodinámica en ingeniería química, Sexta edición, México, Mc Graw Hill, 2003, ISBN 0-07-240296-2.
26. STANDISH; TANJUNG, Gasification of single wood charcoal particles in CO<sub>2</sub>, Fuel, 67, 1988, p 666-672.
27. ZANZI, Rolando, Pyrolysis of biomass, department of chemical engineering and technology, Royal Institute of Technology, Stockholm, 2001.

## **ANEXOS**

- A. ESTUDIO DEL SISTEMA
- B. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE COMBUSTIÓN
- C. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE CAÍDA DE PRESIÓN EN EL SISTEMA DE GASIFICACIÓN
- D. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA POR COCHADA EN LECHO FIJO
- E. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA POR COCHADA EN LECHO FLUIDIZADO.
- G1. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE (Sin agua).
- G2. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE (Con agua).
- H. FOTOGRAFÍAS DEL MONTAJE DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA DE ARROZ.
- I. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS UTILIZADOS.

## A. ESTUDIO DEL SISTEMA

En este anexo, se realiza un estudio del sistema de gasificación, para ello se presentan los balances generales de masa, energía y cantidad de movimiento y los balances molares por componentes, con los cuales fueron desarrollados los cálculos pertinentes al trabajo.

### 1. BALANCE GENERAL DE MASA

$$\dot{m}_a + \dot{m}_{CA} + \dot{m}_{gc} + \dot{m}_w = \dot{m}_g + \frac{dm}{dt}$$

### 2. BALANCE GENERAL DE ENERGÍA

$$\dot{m}_a h_a + \dot{m}_{CA} (h_{CA} (1 - x_{wCA}) + h_w x_{wCA}) + \dot{m}_{gc} h_{gc} + \dot{m}_w h_w + \sum_i \dot{m}_{RLi} \Delta H_{Ri} X_{Ri} = Q_P + \dot{m}_g h_g + \dot{m}_{cf} h_{cf}$$

Donde:

$$\Delta H_R = \Delta H_0 + (\Delta C_p)(T - T_0)$$

$$\frac{\Delta C_p}{R} = \Delta A + \frac{\Delta B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{\tau T_0^2}$$

$$\Delta A = \sum_i \nu_i A_i$$

Y para resolver  $\Delta B$ ,  $\Delta C$  y  $\Delta D$  se utilizan ecuaciones análogas a  $\Delta A$ .

### 3. BALANCE DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO DEL SISTEMA

$$\alpha_1 \frac{v_1^2}{2} + gz_1 + \delta W_s = \alpha_2 \frac{v_2^2}{2} + gz_2 + \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{\rho} + I_v$$

#### 3.1. CAÍDAS DE PRESIÓN EN ACCESORIOS

Caída de presión debido al lecho:

$$\frac{(-\Delta P)g_c D_p \varepsilon^3}{L \rho v_{mf}^2 (1 - \varepsilon)} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)}{\text{Re}} + 1.75$$

Caída de presión en tuberías:

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{2fv^2L}{D}$$

Caída de presión en accesorios:

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{kv^2}{2},$$

K es variable, dependiendo del tipo de accesorio

Caídas de presión en el ciclón

La caída de presión en el ciclón se debe a cuatro aspectos importantes, que son:

- Contracción a la entrada:  $\Delta P = 0.5\rho_g (v_{in}^2 - v_{vessel}^2 + kv_{in}^2)$

Los valores de k, se encuentran en la literatura

- Fricción en el cilindro:  $\Delta P = \frac{2f\rho_g v_{in}^2 D_c N_s}{d_{in}}$

- Flujo de gas invertido:  $\Delta P = \frac{\rho_g v_{in}^2}{2}$
- Contracción de salida:  $\Delta P = 0.5 \rho_g (v_{exit}^2 - v_c^2 + kv_{exit}^2)$

#### 4. BALANCES DE LA ETAPA DE PIRÓLISIS

Los balances de la etapa de pirólisis se realizan con el objeto de obtener las composiciones de coque, gases (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O) hidrocarburos livianos e hidrocarburos pesados resultantes del cracking de las macromoléculas que componen las partículas de cascarilla de arroz (celulosa, hemicelulosa y lignina). A partir de estos resultados se puede abordar con mayor exactitud el sistema de ecuaciones de las reacciones de gasificación, que es la etapa posterior. El sistema de ecuaciones esta compuesto por el balance de energía, los balances por componentes y dos relaciones adicionales resultado de mediciones realizadas por Henry Thunman, en lecho fluidizado y atmósfera inerte, las cuales sugieren que la relación de CO es 3 veces la de CO<sub>2</sub> y la relación entre hidrocarburos volátiles y CO<sub>2</sub> formados es 1.5, con ello se resuelven las 6 incógnitas, que son las composiciones en peso de los productos de la pirólisis.

##### 4.1 BALANCE DE ENERGÍA

$$x_{CO_{gp}} h_{CO} + x_{CO_2_{gp}} h_{CO_2} + x_{H_2O_{gp}} h_{H_2O} + x_{H_2_{gp}} h_{H_2} + x_{C_i H_j_{gp}} h_{C_i H_j} + x_{C_n H_m O_k_{gp}} h_{C_n H_m O_k} = h_{vol}$$

Donde:

$$h_{vol} = \frac{h_{CA} - \Delta H_{PIR} - x_{Ccf} h_C}{1 - x_{Ccf}}$$

$$x_{CO_{gp}} + x_{CO_2_{gp}} + x_{H_2O_{gp}} + x_{H_2_{gp}} + x_{C_i H_j_{gp}} + x_{C_n H_m O_k_{gp}} = 1$$

## 4.2 BALANCES MOLARES

### 4.2.1 BALANCE DE CARBÓN

$$x_{CO_{gp}} \frac{M_C}{M_{CO}} + x_{CO_{2gp}} \frac{M_C}{M_{CO_2}} + x_{C_iH_jgp} \frac{M_{C_i}}{M_{C_iH_j}} + x_{C_nH_mO_kgp} \frac{M_{C_n}}{M_{C_nH_mO_k}} = \frac{x_{CCA} - x_{Ccf}}{1 - x_{Ccf}}$$

### 4.2.2 BALANCE DE H<sub>2</sub>

$$x_{H_2gp} + x_{H_2Ogp} \frac{M_{H_2}}{M_{H_2O}} + x_{C_iH_jgp} \frac{M_{H_j}}{M_{C_iH_j}} + x_{C_nH_mO_kgp} \frac{M_{H_m}}{M_{C_nH_mO_k}} = \frac{x_{H_2CA}}{1 - x_{Ccf}}$$

### 4.2.3 BALANCE DE O<sub>2</sub>

$$x_{CO_{gp}} + x_{CO_{2gp}} \frac{M_{O_2}}{M_{CO_2}} + x_{H_2Ogp} \frac{M_O}{M_{H_2O}} + x_{C_nH_mO_kgp} \frac{M_{O_k}}{M_{C_nH_mO_k}} = \frac{x_{O_2CA}}{1 - x_{Ccf}}$$

## 4.3 RELACIONES ADICIONALES

$$x_{CO_{gp}} - x_{CO_{2gp}} 3 \frac{M_{CO}}{M_{CO_2}} \qquad x_{C_iH_jgp} - x_{CO_{2gp}} 3 \frac{M_{C_iH_j}}{M_{CO_2}}$$

## 5. BALANCES MOLARES DE LA ETAPA DE GASIFICACIÓN

Una vez terminada la etapa de pirólisis, en donde se han formado coque, gases e hidrocarburos livianos y pesados, estos reaccionan con el O<sub>2</sub> del aire utilizado para la fluidización y con el agua nebulizada que se introduce en el reactor. El análisis de esta etapa se hace para el estado estacionario, contabilizando los flujos de entrada, de salida, los que se consumen y los que se producen durante las reacciones de gasificación, que a diferencia de las de pirólisis que son de craqueo térmico y no tienen una ecuación química, estas son heterogéneas (gas-

sólido) y homogéneas (gas-gas) y están claramente definidas y ampliamente estudiadas.

Es necesario decir que, el flujo molar reaccionante o el que se forma de cualquier compuesto, es igual al del reactivo limitante, multiplicado por la relación de los coeficientes estequiométricos del compuesto y del reactivo limitante. Por esta razón, todas las ecuaciones están en función de los flujos molares que reaccionan de los reactivos limitantes y por los coeficientes estequiométricos de las reacciones de gasificación. Los reactivos limitantes de cada una de las 10 reacciones, son calculados por las ecuaciones 5.9 a la 5.19, utilizando factores de conversión de las reacciones ( $X_{RLn}$ , para la n-ésima reacción) que representan el porcentaje del reactivo limitante que es consumido en la reacción y la conversión de la reacción. A continuación se muestran los balances molares por componentes, basados en las reacciones de gasificación mostradas en la tabla No 56985

### 5.1. BALANCE MOLAR DE CARBÓN

$$F_{Cgp} - F_{RL1} - F_{RL2} - F_{RL3} - F_{RL4} - 2F_{RL8} = F_g x_{Ccf}$$

### 5.2. BALANCE MOLAR DE H<sub>2</sub>

$$F_{H_2gp} + F_{RL1} - 2F_{RL4} + F_{RL5} + 3F_{RL6} + 2F_{RL7} + F_{RL10} = F_g x_{H_2g}$$

### 5.3. BALANCE MOLAR DE CH<sub>4</sub>

$$F_{CH_4gp} + F_{RL4} - F_{RL6} = F_g x_{CH_4g}$$

#### 5.4. BALANCE MOLAR DE CO

$$F_{CO_{gp}} + F_{RL1} + 3F_{RL3} - F_{RL5} + F_{RL6} + 2F_{RL8} - F_{RL9} = F_g x_{COg}$$

#### 5.5. BALANCE MOLAR DE CO<sub>2</sub>

$$F_{CO_{2gp}} + F_{RL2} - F_{RL3} + F_{RL5} + F_{RL7} + 2F_{RL9} = F_g x_{CO_2g}$$

#### 5.6. BALANCE MOLAR DE H<sub>2</sub>O

$$F_w + F_{H_2O_{gp}} + F_{H_2OCA} + F_{H_2Oa} - F_{RL1} - F_{RL5} - F_{RL6} - 2F_{RL7} + 2F_{RL10} = F_g x_{H_2Og}$$

#### 5.7. BALANCE MOLAR DE O<sub>2</sub>

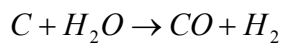
$$F_{O_2a} - F_{RL2} - F_{RL8} - F_{RL9} - F_{RL10} = F_g x_{O_2g}$$

#### 5.8. BALANCE MOLAR DE N<sub>2</sub>

$$F_{N_2a} = F_g x_{N_2a}$$

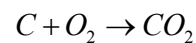
CÁLCULO DEL FLUJO MOLAR REACCIONANTE DE LOS REACTIVOS LIMITANTES EN CADA UNA DE LAS REACCIONES DE GASIFICACIÓN

REACCIÓN 1. RL1: C



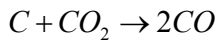
$$F_{RL1} = X_{R1} F_{C_{gp}}$$

REACCIÓN 2. RL2: O<sub>2</sub>



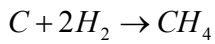
$$F_{RL2} = X_{R2} F_a x_{O_2a}$$

REACCIÓN 3. RL3: C



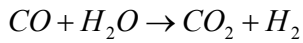
$$F_{RL3} = X_{R3} F_{Cgp}$$

REACCIÓN 4. RL4: C



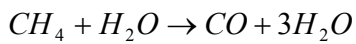
$$F_{RL4} = X_{R4} F_{Cgp}$$

REACCIÓN 5. RL5: H<sub>2</sub>O



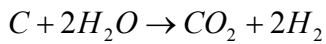
$$F_{RL5} = X_{R5} (F_{H_2Ogp} + F_{H_2O} + F_a x_{H_2Oa} + F_{CA} x_{H_2OCA} + 2F_{RL10} x_{RL10} F) = X_{R10} F_a x_{O_2a}$$

REACCIÓN 6. RL6: CH<sub>4</sub>



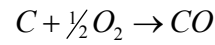
$$F_{RL6} = X_{R6} (F_{Cgp} + F_{CH_4gp} + X_{R4})$$

REACCIÓN 7. RL7: C



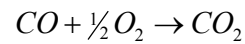
$$F_{RL7} = X_{R7} F_{Cgp}$$

REACCIÓN 8. RL8: O<sub>2</sub>



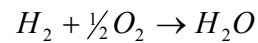
$$F_{RL8} = X_{R8} F_{Cgp}$$

REACCIÓN 9. RL9: O<sub>2</sub>



$$F_{RL9} = X_{R9} F_a x_{O_2a}$$

REACCIÓN 10. RL10: O<sub>2</sub>



Donde:

$$X_{R1} = \chi_{R1} f_{RL1}$$

$$X_{R2} = \chi_{R2} f_{RL2}$$

$$X_{R3} = \chi_{R3} f_{RL3}$$

$$X_{R4} = \chi_{R4} f_{RL4}$$

$$X_{R5} = \chi_{R5} f_{RL5}$$

$$X_{R6} = \chi_{R6} f_{RL6}$$

$$X_{R7} = \chi_{R7} f_{RL7}$$

$$X_{R8} = \chi_{R8} f_{RL8}$$

$$X_{R9} = \chi_{R9} f_{RL9}$$

$$X_{R10} = \chi_{R10} f_{RL10}$$

## 6. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DE CALENTAMIENTO DE LAS PARTÍCULAS EN EL LECHO FLUIDIZADO.

Antes de llegar a la temperatura de ignición las partículas se calientan desde temperatura ambiente. La velocidad de calentamiento depende de la temperatura del lecho, y es determinante en la cinética de reacción de pirólisis. Aquí se muestra el modelo matemático utilizado en el balance de energía para calcular este parámetro.

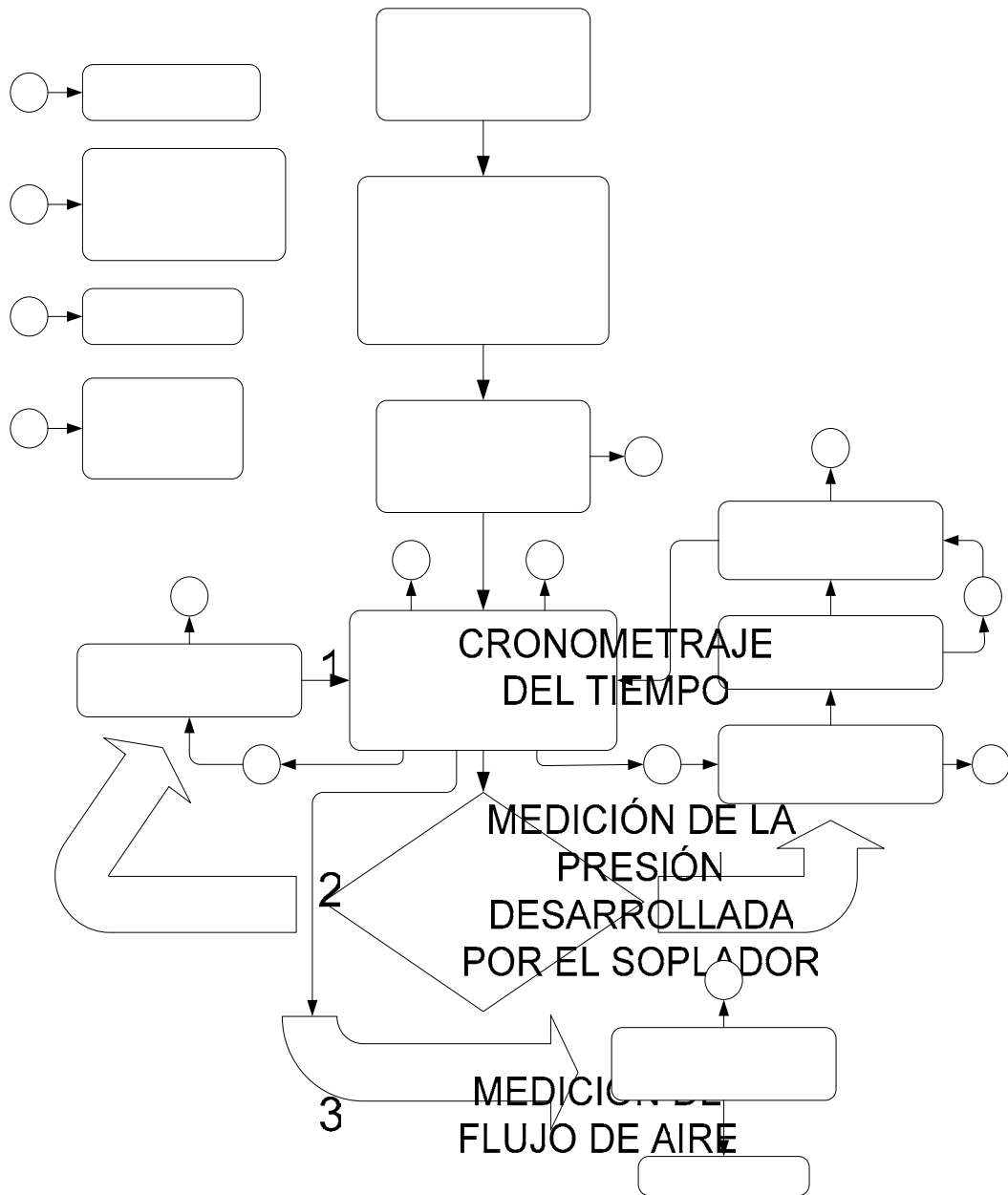
$$\ln\left(\frac{\Delta T_g}{\Delta T_{g\text{inicial}}}\right) = -\frac{C_g G A_t}{M_p C_p} \left[ 1 - \exp\left(-\frac{h_{gp} a H}{C_g B}\right) \right] \times t$$

$$Nup = \frac{h_{gp} d_p}{k_g}$$

$$Nup = 0.03 \text{Re}_p^{1/3}$$

$$\text{Re}_p = \frac{d_p v_g \rho_g}{\mu_g}$$

## B. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE COMBUSTIÓN

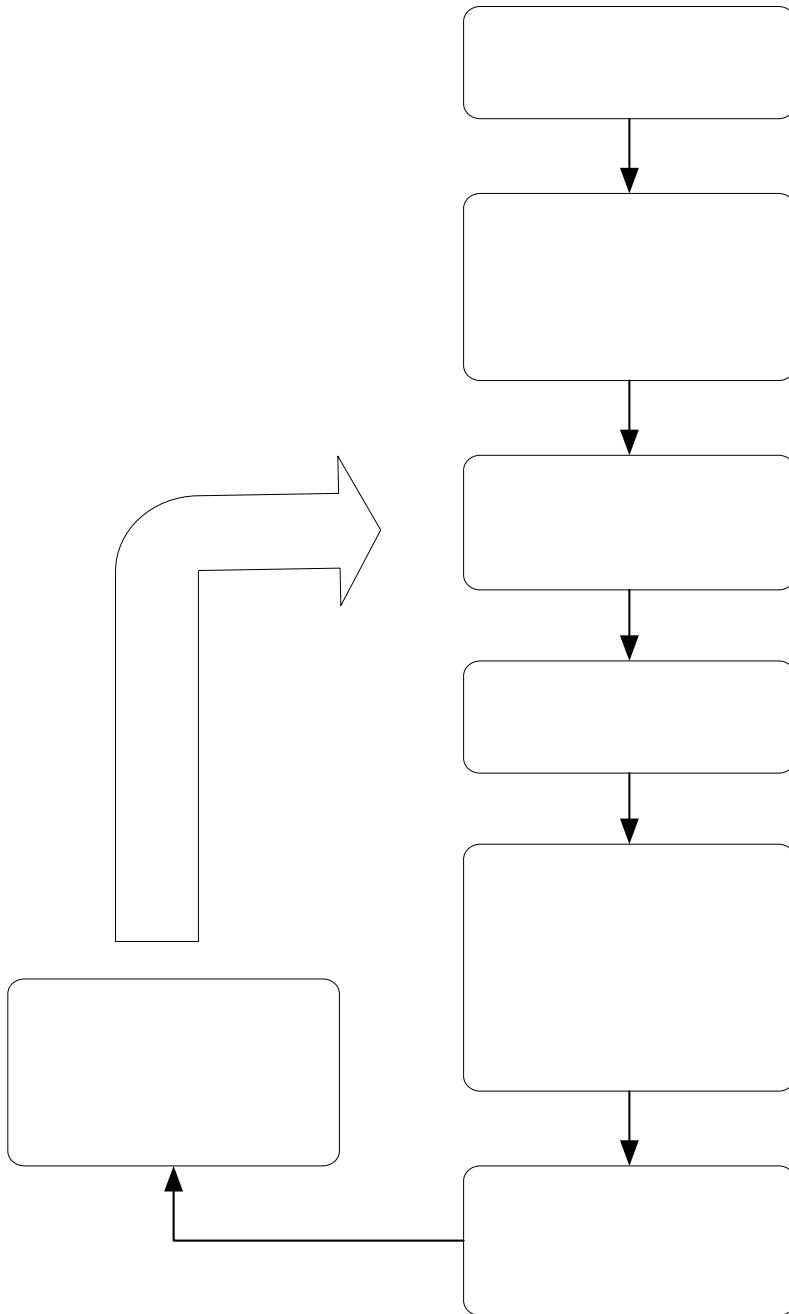


ENCEN  
MANUA  
QUEM

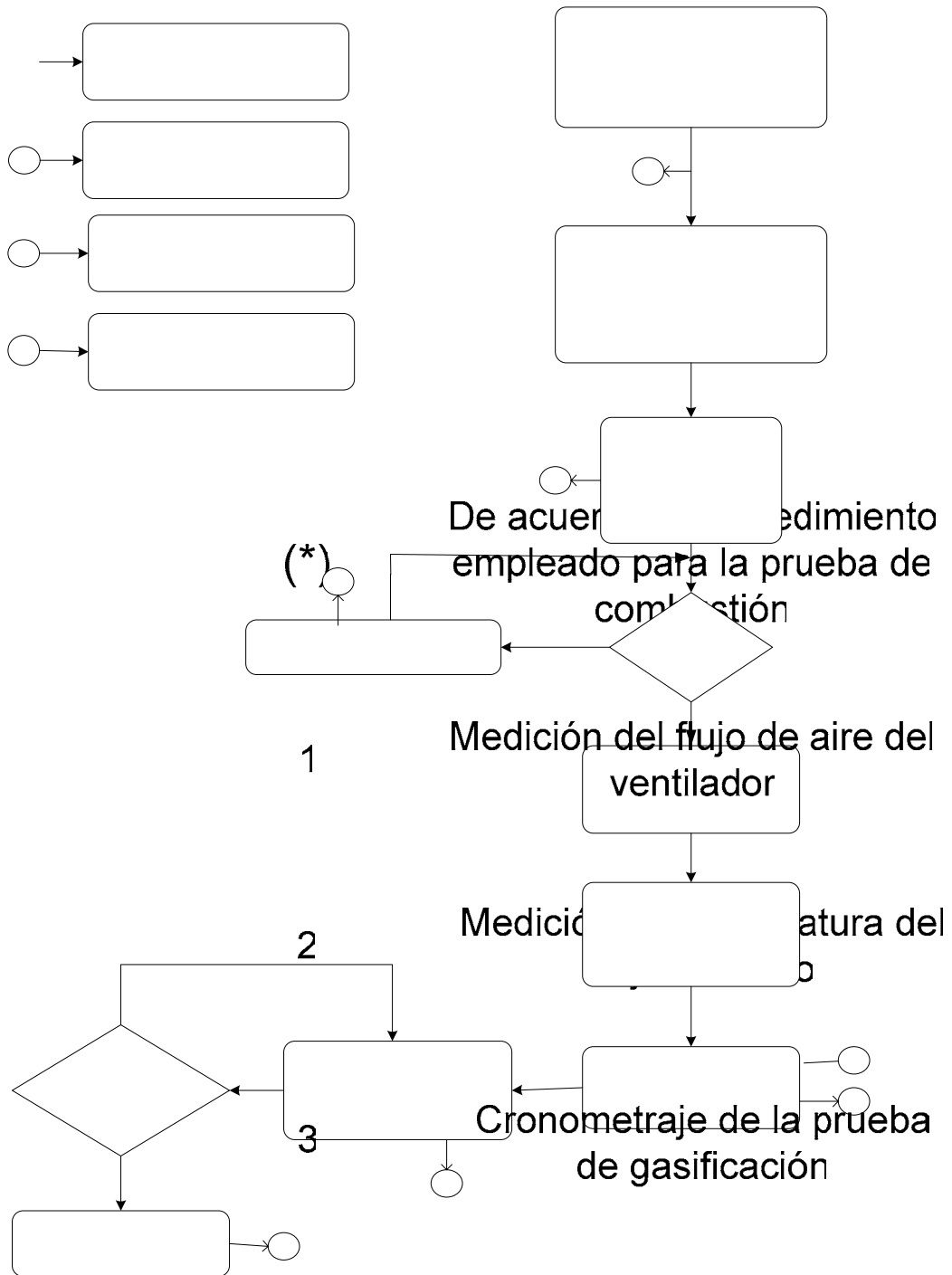
INTRODU  
LA CÁM.  
COMBU  
CON LA  
PREN

SUMIN  
REDUC  
AIF

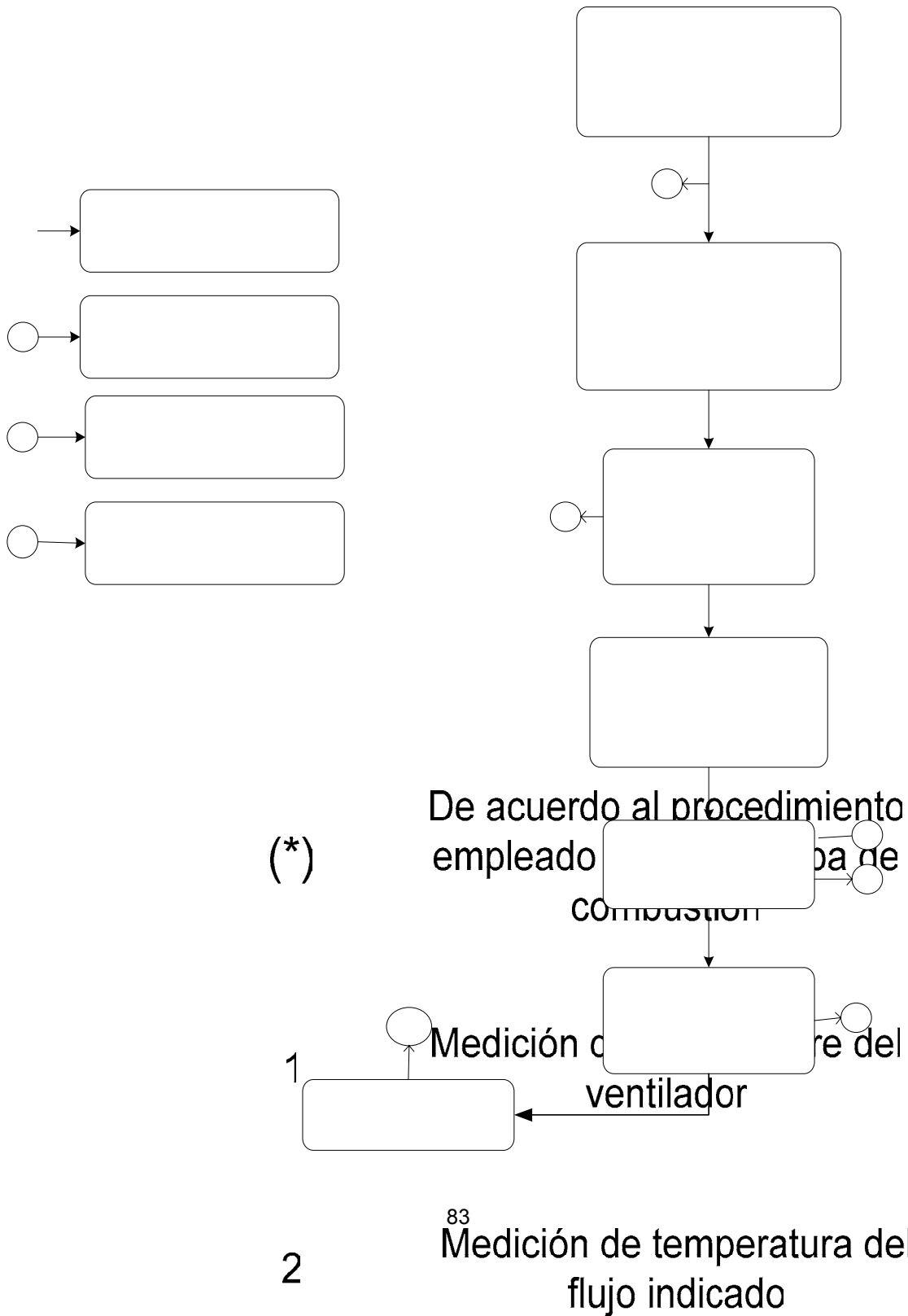
### C. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE CAÍDA DE PRESIÓN EN EL SISTEMA DE GASIFICACIÓN



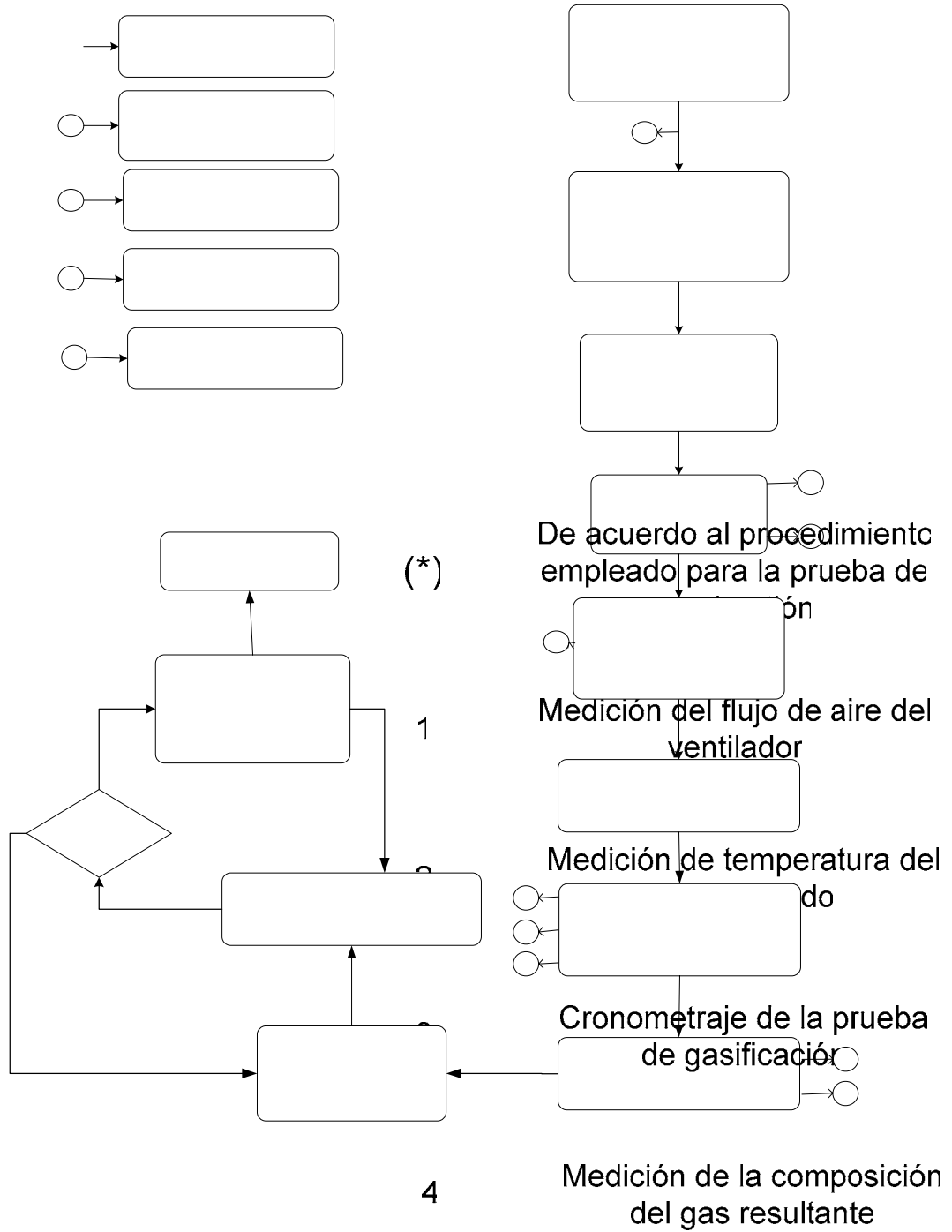
## D. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA POR COCHADA EN LECHO FIJO



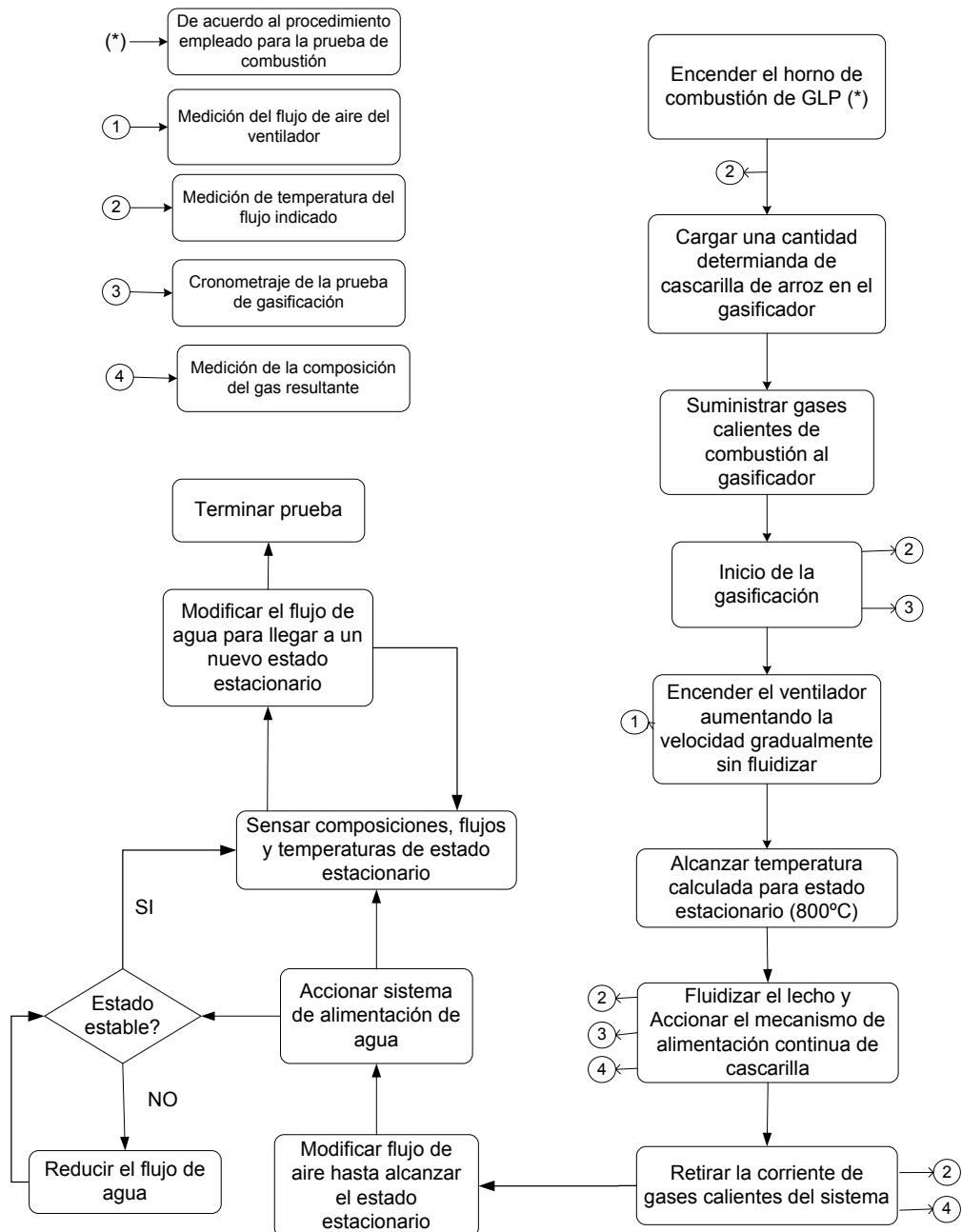
**E. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA POR COCHADA EN LECHO FLUIDIZADO.**



# G1. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE (Sin agua).



## G2. PROCEDIMIENTO DE LA PRUEBA DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA EN LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE (Con agua).



## H. FOTOGRAFÍAS DEL MONTAJE DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA DE ARROZ.



**Imagen 1.** Montaje completo del gasificador



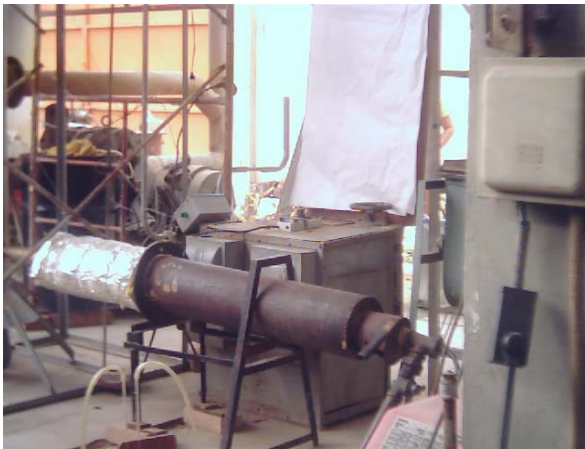
**Imagen 3.** Medidor de flujo de aire.



**Imagen 2.** Cilindro y soplador de aire de combustión de GLP



**Imagen 4.** Quemador de uso general



**Imagen 5.** Horno de combustión de GLP



**Imagen 8.** Parte superior del montaje



**Imagen 6.** Cono de entrada del gas caliente al sistema.



**Imagen 9.** Alimentación de agua Vista frontal



**Imagen 7.** Controlador de temperaturas



**Imagen 10.** Alimentación de agua Vista lateral



**Imagen 11.** Subsistema de alimentación de cascarilla. Tolva-tornillo-Motorreductor



**Imagen 14.** Sistema de recolección de cenizas. Ciclón



**Imagen 12.** Tornillo sinfín. Vista interior.



**Imagen 15.** Ducto de entrada del aire al sistema



**Imagen 13.** Ciclón separador de cenizas



**Imagen 16.** Soplador de aire.



**Imagen 17.** Cuerpo del gasificador. Vista lateral



**Imagen 19.** Soplador de aire. Vista superior



**Imagen 18.** Tanque separador.

## **I. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS UTILIZADOS.**

**ANALIZADOR DE EMISIÓN DE GASES PARA VEHÍCULOS HORIBA:** Este equipo es fabricado por HORIBA INSTRUMENTS INC. En California. Sus especificaciones son las siguientes:

- Medición de componentes y rangos: CO 0.00 a 10.00 % vol (0.01); HC 0 a 10000 ppm (1), sin embargo para 20000 ppm (10); CO<sub>2</sub> 0.00 a 20.00 % vol (0.02); AFR 10.0 a 30 (0.1); Lambda 0.5 a 2.50 (0.01); O<sub>2</sub> 0.00 a 25.00 % vol (0.02) opcional.
- Velocidad de respuesta: T<sub>0</sub> + T<sub>90</sub> : dentro de 10 segundos y T<sub>0</sub> + T<sub>95</sub>: dentro de 15 segundos.
- Repetición: Dentro de un tercio de (uno grande de ±0.06% vol CO, ± 0.06 ppm vol HC ±0.5 % vol CO<sub>2</sub> ± de lectura ) por 13 veces mas en 20 de medición.
- Condiciones ambientales: Temperatura de 0 a 40°C y humedad de 90% o menos.
- Corriente: 100 a 240 VAC y frecuencia de 50 Hz o 60 Hz.
- Salida: análoga de 0 a 1 VDC, y por impresora para MEXA-554J (opcional).
- Consumo de corriente: aproximadamente 60 VA.
- Dimensiones externas: 271 ancho\*143 alto\*366 mm profundidad.
- Peso: aproximadamente 4.0 kilos.

**BALANZA ANALÍTICA:** Equipo fabricado por METTLER INSTRUMENTS AG en Zürich, Suiza., Referencia BB240, con SRN K38805. Precisión: ± 0.1 g.

**ANEMÓMETRO:** Marca omega, referencia HH-31-A, Es un instrumento versátil para mediciones de velocidades de aire. Sus especificaciones:

- Rangos. 0.3 a 35.00 m/s
- Resolución: 0.01 m/s
- Temperatura de operación: 32°F a 125°F en el instrumento.
- Suplemento de poder: 2 baterías AA, que duran aproximadamente 300 horas de uso.
- Display: 0.5 LCD, de 4 dígitosDimensiones: Instrumento: 178\*76\*20 mm. Sensor: diámetro 1'
- Peso: 8 onzas con baterías..

**COMPRESOR DE AIRE:** Este equipo es fabricado en Colombia por ELECTROMECAÑICOS Compresore y Motores Ltda. Tiene una potencia de 9 hp, y una velocidad de 1740 rpm con 60 ciclos por segundo.

**TURBINA DE AIRE:** Equipo fabricado por THE DENVER FIRE CLAY CO. Referencia · 200. Cuenta con un motor de 2 hp, una velocidad de 3500 rpm, que opera a tiempo continuo, consumiendo un voltaje de 115/230 y frecuencia de 80 Hz.

**MUFLA:** Marca LAB LINE INSTRUMENTS INC. Modelo Imperial Line “. Trabaja a una temperatura máxima de 250 °C.