

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ

FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERÍA



PONTIFICIA  
**UNIVERSIDAD**  
**CATÓLICA**  
DEL PERÚ

**DISEÑO DE UN GASIFICADOR DOWNDRAFT INVERTIDO DE  
2600 kcal/h QUE EMPLEA CASCARILLA DE ARROZ COMO  
COMBUSTIBLE**

Tesis para optar por el título de **Ingeniero Mecánico**, que presenta el bachiller:

**Diego Alonso Huaripoma Vega**

**Asesor: Mg. Estela Assureira Espinoza**

Lima, junio de 2015



© 2015, Diego Alonso Huaripoma Vega

Se autoriza la reproducción total o parcial,  
con fines académicos a través de cualquier  
medio o procedimiento, incluyendo la cita  
bibliográfica del documento.

## RESUMEN

La cascarilla de arroz es un residuo agrícola que se obtiene a partir del proceso de molienda de arroz. Este residuo se genera en grandes cantidades, sin embargo, cuenta con pocas aplicaciones de uso. El proceso de gasificación se presenta como una alternativa viable para el aprovechamiento de este residuo en aplicaciones térmicas.

En la presente tesis se relacionan las propiedades de la cascarilla de arroz con los requerimientos del gasificador para lograr el diseño final. Se opta por el tipo downdraft invertido porque es adecuado para gasificar biomasa de baja densidad y tamaño pequeño como lo es la cascarilla de arroz. Mediante el proceso de gasificación se obtiene un gas combustible que posee un alto contenido de nitrógeno por lo que se le llama gas pobre.

Para el diseño del gasificador se ha definido dos sistemas, el sistema de generación de gas pobre y el sistema de acondicionamiento de gas pobre. El sistema de generación de gas pobre está compuesto por un reactor, un sistema de suministro de aire y un sistema de retiro de cenizas. El sistema de acondicionamiento de gas pobre está compuesto por un ciclón. El gas combustible obtenido se utilizará en un quemador para generar calor.

Las características del reactor son: potencia de 2600 kcal/h, eficiencia de 30 %, diámetro interior de 0,19 m, diámetro exterior de 0,24 m, altura total de 1,12 m, capacidad de 0,02 m<sup>3</sup>, temperatura máxima de reacción de 500 °C y temperatura exterior de 27,5 °C. El proceso se realiza por lotes y se necesitan 2,1 kg de cascarilla de arroz para que el sistema opere durante 3/4 de hora. El caudal de aire necesario para el proceso es 3,33 m<sup>3</sup>/h y es suministrado por un ventilador axial de 12 VDC. El retiro de cenizas se realiza mediante una rejilla pivotada cuyos agujeros tienen un diámetro de 0,008 m.

Las características del ciclón son: diámetro interior de 0,16 m, altura total de 0,66 m y eficiencia de 50 % para partículas de ceniza de 10 µm. El quemador a usar puede ser del tipo atmosférico para GLP o gas natural. Se propone el diseño de un quemador simple con 80 agujeros de diámetro de 0,005 m para lograr una buena combustión.

El gas pobre obtenido tiene bajo poder calorífico (< 6 MJ/m<sup>3</sup>), está libre de partículas con tamaño superior a 50 µm y posee alta temperatura. Estas características lo hacen apropiado para aplicaciones térmicas.

El costo de fabricación del sistema (sistema de generación de gas y sistema de acondicionamiento) se estima en S/. 7.296,00 (siete mil doscientos noventa y seis nuevos soles). Esto incluye los materiales, mano de obra, equipos y costos de ingeniería.


 PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ  
 FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERÍA

## TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

TÍTULO : **DISEÑO DE UN GASIFICADOR DOWNDRAFT  
 INVERTIDO DE 2600 kcal/h QUE EMPLEA  
 CASCARILLA DE ARROZ COMO COMBUSTIBLE**

ÁREA : Energía # 365

PROPUESTO POR : Mg. Estela Assureira Espinoza

ASESORES : Mg. Estela Assureira Espinoza

TESISTA : Diego Alonso Huaripoma Vega

CÓDIGO : 2009 2098

FECHA : 28 de abril del 2015


**DESCRIPCIÓN Y OBJETIVOS:**

Las estadísticas del Ministerio de Agricultura indican que en nuestro país se producen alrededor de tres millones de toneladas métricas anuales de arroz cáscara generándose una cantidad de cascarilla de arroz significativa (alrededor 20% del arroz cáscara), la cual no es convenientemente aprovechada.

Las evaluaciones energéticas aplicadas a la cascarilla de arroz por el Grupo de Investigación Carbón Biomasa de la PUCP permiten afirmar que este residuo representa una interesante fuente de energía para la producción de calor ya sea vía combustión o gasificación siendo este último proceso el que presenta mayores oportunidades de aplicación.

Se propone como trabajo el diseño de un equipo de gasificación de 2,600 kcal/h tipo downdraft invertido de alimentación por lote que emplee cascarilla de arroz como combustible. Esta propuesta forma parte del proyecto titulado "Desarrollo Equipos para aplicaciones térmicas", que viene desarrollando el Grupo de Investigación Carbón Biomasa de la PUCP.

El tema propuesto comprenderá el desarrollo de una metodología para el diseño del equipo, el diseño de la unidad de generación de gas pobre, el diseño del sistema de acondicionamiento del gas que permita el empleo del gas pobre en un quemador y los costos de fabricación.






PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ  
FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERÍA

TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

DISEÑO DE UN GASIFICADOR DOWNDRAFT INVERTIDO DE 2600 kcal/h  
QUE EMPLEA CASCARILLA DE ARROZ COMO COMBUSTIBLE

Introducción

1. La cascarilla de arroz como combustible en procesos de gasificación
2. Metodología para el diseño del gasificador downdraft invertido
3. Diseño del sistema de generación de gas pobre
4. Diseño del sistema de acondicionamiento de gas pobre
5. Costos de fabricación

Planos

Observaciones y recomendaciones

Conclusiones

Bibliografía

ANEXOS

*Máximo: 100 páginas*

  
Mg. Estefa Assureira E.  
Asesora







*A mis padres, Adrian y Neli, por su apoyo incondicional;  
a mi hermana, Gianella, por su compañía y amistad;  
y a mi abuelita, Nazaria, por darme todo su amor.  
A ellos se los dedico por ser mi motivación.*

## AGRADECIMIENTOS

Quiero expresar mi total agradecimiento a mi asesora, la Ing. Estela Assureira, por haberme brindado parte de su tiempo y haber compartido sus conocimientos lo que me ha permitido terminar la presente tesis, además por haberme dado ánimos y consejos durante el desarrollo de la misma.

Por otro lado, quiero agradecer a la organización Lumni Perú por su gran apoyo que me ha permitido terminar satisfactoriamente mi carrera universitaria. Quiero agradecer a Natalia Rojas por haberme dado la oportunidad de ser parte de esta gran organización.



## ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN .....	1
<b>CAPÍTULO 1. LA CASCARILLA DE ARROZ COMO COMBUSTIBLE EN PROCESOS DE GASIFICACIÓN .....</b>	<b>4</b>
1.1. La cascarilla de arroz .....	4
1.1.1. Composición bioquímica .....	6
1.1.2. Análisis inmediato .....	7
1.1.3. Análisis elemental .....	10
1.1.4. Análisis de cenizas.....	12
1.1.5. Densidad a granel.....	13
1.2. Gasificación y procesos de gasificación.....	13
1.2.1. Principales reacciones químicas.....	16
1.2.2. Tipos de gasificadores .....	17
1.3. Aplicaciones .....	20
1.3.1. Gasificadores downdraft convencionales.....	21
1.3.2. Gasificador downdraft invertido.....	23
Referencias bibliográficas del Capítulo 1 .....	26
<b>CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DEL GASIFICADOR DOWNDRAFT INVERTIDO .....</b>	<b>30</b>
2.1. Componentes del sistema.....	30
2.1.1. Componentes del sistema de generación de gas pobre.....	31
2.1.2. Componentes del sistema de acondicionamiento de gas pobre.....	32
2.2. Metodología para el diseño de los componentes.....	34
2.2.1. Metodología para el diseño del sistema de generación de gas pobre.....	34
2.2.2. Metodología para el diseño del sistema de acondicionamiento de gas pobre .....	36
Referencias bibliográficas del Capítulo 2.....	39
<b>CAPÍTULO 3. DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE GAS POBRE .....</b>	<b>40</b>
3.1. Reactor.....	40
3.1.1. Dimensiones básicas .....	40
3.1.2. Selección del material.....	42
3.1.3. Espesor del reactor.....	43



3.1.4.	Transferencia de calor .....	44
3.1.5.	Tapa del reactor .....	50
3.2.	Sistema de suministro de aire .....	51
3.2.1.	Caudal de aire.....	51
3.2.2.	Caída de presión.....	53
3.3.	Sistema de retiro de cenizas .....	56
	Referencias bibliográficas del Capítulo 3.....	58
CAPÍTULO 4. DISEÑO DEL SISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE GAS POBRE .....		59
4.1.	Ciclón .....	59
4.1.1.	Tipo de ciclón .....	59
4.1.2.	Selección del material .....	61
4.1.3.	Caudal de gas pobre.....	62
4.1.4.	Velocidad de entrada .....	63
4.1.5.	Geometría .....	64
4.1.6.	Eficiencia del ciclón.....	67
4.1.7.	Caída de presión.....	68
4.2.	Quemador .....	68
	Referencias bibliográficas del Capítulo 4.....	71
CAPÍTULO 5. COSTOS DE FABRICACIÓN .....		73
5.1.	Costos de suministro.....	73
5.2.	Costos de fabricación.....	74
OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES .....		78
CONCLUSIONES .....		79
BIBLIOGRAFÍA .....		81

## PLANOS

GDI-ENS-P01-A1 – Ensamble general.  
GDI-ENS-P02-A1 – Sistema de generación de gas pobre.  
GDI-ENS-P03-A2 – Sistema de acondicionamiento de gas pobre.  
GDI-DES-P04-A1 – Reactor.  
GDI-DES-P05-A1 – Cámara de cenizas.  
GDI-DES-P06-A3 – Puerta de cámara de cenizas.  
GDI-DES-P07-A3 – Carcasa de ventilador.  
GDI-DES-P08-A2 – Sistema de retiro de cenizas.  
GDI-DES-P09-A2 – Tapa del reactor.  
GDI-DES-P010-A4 – Sujeción para resorte.  
GDI-DES-P011-A3 – Manija de cierre de tapa.  
GDI-DES-P012-A4 – Pin de manija de cierre.  
GDI-DES-P013-A4 – Pin de bisagra de tapa.  
GDI-DES-P014-A2 – Ciclón.  
GDI-DES-P015-A2 – Estructura del ciclón.

## ANEXOS

Anexo 1. Ensayos de la cascarilla de arroz realizados por el Grupo Carbón Biomasa PUCP.  
Anexo 2. Análisis de cenizas de la cascarilla de arroz realizado por el Grupo Carbón Biomasa PUCP.  
Anexo 3. Catálogo del ventilador.  
Anexo 4. Catálogo de manta de fibra cerámica.  
Anexo 5. Catálogo de planchas de acero inoxidable AISI 304L.  
Anexo 6. Catálogo de planchas de acero galvanizado ASTM A653.  
Anexo 7. Catálogo de planchas estructurales ASTM A1011.  
Anexo 8. Catálogo de tubos ASTM A53.  
Anexo 9. Catálogo de barras redondas lisas ASTM A36.  
Anexo 10. Catálogo de barras redondas de acero inoxidable AISI 304L.

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Composición bioquímica de la cascarilla de arroz de diversas variedades.

Tabla 1.2. Poder calorífico de la cascarilla de arroz en función de la humedad.

Tabla 1.3. Análisis inmediato de cascarilla de arroz en otros países.

Tabla 1.4. Análisis inmediato de cascarilla de arroz en el Perú.

Tabla 1.5. Valores límites de nitrógeno, cloro y azufre en biomásas sólidas.

Tabla 1.6. Análisis elemental de la cascarilla de arroz en otros países.

Tabla 1.7. Análisis elemental de la cascarilla de arroz en el Perú.

Tabla 1.8. Análisis de las cenizas de la cascarilla de arroz en el Perú.

Tabla 1.9. Procesos y temperaturas en gasificadores convencionales.

Tabla 1.10. Variación de la composición del gas según el agente gasificante.

Tabla 3.1. Factores de espesor medio para distintas configuraciones geométricas.

Tabla 3.2. Composición del gas pobre a 1000 °C.

Tabla 3.3. Moles de carbono, hidrógeno y oxígeno para 100 kg de cascarilla de arroz.

Tabla 4.1. Intervalo de eficiencias de remoción para cada familia de ciclón.

Tabla 4.2. Dimensiones del ciclón del sistema de acondicionamiento.

Tabla 5.1. Costos de suministro de los materiales.

Tabla 5.2. Horas-hombre para la fabricación del gasificador.

Tabla 5.3. Costos de mano de obra.

Tabla 5.4. Costos de los equipos de fabricación.

Tabla 5.5. Costos de rolado.

Tabla 5.6. Costos de transporte.

Tabla 5.7. Costos de sub-contratos.

Tabla 5.8. Costo total estimado del gasificador.

## ÍNDICE DE FIGURAS

- Figura 1.1. Comportamiento de la producción de arroz cáscara.
- Figura 1.2. Diagrama de flujo de la molienda de arroz.
- Figura 1.3. Clasificación de la biomasa.
- Figura 1.4. Estructura química de la celulosa, hemicelulosa y lignina.
- Figura 1.5. Procesos de conversión de la biomasa.
- Figura 1.6. Los 4 procesos de la gasificación.
- Figura 1.7. Gasificadores de lecho fijo.
- Figura 1.8. Gasificadores de lecho fluidizado y de flujo arrastrado.
- Figura 1.9. Capacidad de potencia de los gasificadores.
- Figura 1.10. Aplicaciones para procesos de conversión termoquímica.
- Figura 1.11. Gasificadores downdraft convencionales.
- Figura 1.12. Gasificador con “garganta” usado en motores de combustión interna.
- Figura 1.13. Zonas de un gasificador downdraft invertido.
- Figura 1.14. Gasificador downdraft invertido utilizado como estufa.
- 
- Figura 2.1. Esquema de componentes del sistema de generación y acondicionamiento.
- Figura 2.2. Configuración del reactor.
- Figura 2.3. Comportamiento del flujo de gas en un ciclón
- Figura 2.4. Quemador atmosférico radial.
- Figura 2.5. Esquema geométrico del reactor.
- Figura 2.6. Esquema geométrico del ciclón.
- 
- Figura 3.1. Dimensiones del reactor.
- Figura 3.2. Configuración del reactor para la transferencia de calor.
- Figura 3.3. Circuito térmico de transferencia de calor para el reactor.
- Figura 3.4. Pared interna, aislante y pared externa del reactor.
- Figura 3.5. Corte del ensamble del reactor y tapa.
- Figura 3.6. Gasificador con tapa abierta para alimentación.
- Figura 3.7. Curva de la resistencia específica de la cascarilla de arroz.
- Figura 3.8. Curva del ventilador y punto de operación.
- Figura 3.9. Corte del ensamble del reactor, cámara de cenizas y rejilla.
- Figura 3.10. Ensamble de la cámara de cenizas y rejilla.

Figura 4.1. Geometría de un ciclón de entrada tangencial.

Figura 4.2. Proporciones geométricas del ciclón Stairmand de alta eficiencia.

Figura 4.3. Curva de eficiencia de un ciclón.

Figura 4.4. Viscosidad y densidad del gas pobre en función de la temperatura.

Figura 4.5. Dimensiones del ciclón del sistema de acondicionamiento.

Figura 4.6. Curva de eficiencia del ciclón del sistema de acondicionamiento.

Figura 4.7. Quemador de gas pobre diseñado por Belonio.

Figura 5.1. Diseño del equipo gasificador downdraft invertido.



## LISTA DE SÍMBOLOS

$a$	: Altura de la entrada tangencial del ciclón (m)
$b$	: Ancho de la entrada tangencial del ciclón (m)
$A_r$	: Área transversal del reactor ( $m^2$ )
$A_s$	: Área superficial del reactor ( $m^2$ )
$B$	: Diámetro del ápice del cono del ciclón (m)
$d_{p50}$	: Diámetro de corte del ciclón (m)
$D_{aq}$	: Diámetro del agujero del quemador (m)
$D_c$	: Diámetro característico del ciclón (m)
$D_e$	: Diámetro del buscador de vórtices del ciclón (m)
$D_i$	: Diámetro interior de la tubería que va al ciclón (m)
$D_r$	: Diámetro del reactor (m)
$E$	: Eficiencia de la soldadura
$h$	: Altura cilíndrica del ciclón (m)
$h_e$	: Coeficiente de convección exterior ( $W/m^2-K$ )
$h_i$	: Coeficiente de convección interior ( $W/m^2-K$ )
$H$	: Altura total del ciclón (m)
$H_c$	: Altura del combustible en el reactor (m)
$H_r$	: Altura del reactor (m)
$k_{acero}$	: Conductividad térmica del acero ( $W/m-K$ )
$k_{aisl}$	: Conductividad térmica del aislante ( $W/m-K$ )
$m_c$	: Masa base de combustible usada en el balance de la combustión (kg)
$\dot{m}_c$	: Flujo másico de combustible (kg/h)
$\bar{M}_N$	: Peso molecular del nitrógeno (kg/kmol)
$\bar{M}_O$	: Peso molecular del oxígeno (kg/kmol)
$N_a$	: Número de agujeros en el quemador
$N_e$	: Número de vueltas que realiza el gas en el ciclón
$\Delta p_c$	: Caída de presión en el ciclón (Pa)
$\Delta p_t$	: Caída total de presión en el sistema (Pa)
$p_{CO_2}$	: Presión parcial del $CO_2$ (Pa)
$p_{H_2O}$	: Presión parcial del $H_2O$ (Pa)
$P$	: Presión interna de diseño (Pa)
$P_g$	: Potencia térmica del gasificador (kcal/h)

$PCI_c$	: Poder calorífico inferior del combustible (kcal/kg)
$q_r$	: Calor por unidad de área debido a la radiación ( $W/m^2$ )
$q_{r\ CO_2}$	: Calor por unidad de área debido a la radiación de $CO_2$ ( $W/m^2$ )
$q_{r\ H_2O}$	: Calor por unidad de área debido a la radiación de $H_2O$ ( $W/m^2$ )
$Q_{aq}$	: Caudal de aire para la combustión del gas pobre ( $m^3/s$ )
$\dot{Q}_{cc}$	: Calor por conducción y convección (W)
$\dot{Q}_r$	: Calor por radiación (W)
$\dot{Q}_t$	: Calor total transferido (W)
$r_{a/c}$	: Relación aire-combustible estequiométrica ( $kg_{aire}/kg_{cascarilla}$ )
$R$	: Radio interno del cilindro (m)
$R_{aisl}$	: Resistencia del aislante térmico (K/W)
$R_c$	: Resistencia del combustible al paso del aire (Pa)
$R_{cil.1}$	: Resistencia de la pared interior del reactor (K/W)
$R_{cil.2}$	: Resistencia de la pared externa del reactor (K/W)
$Re$	: Resistencia específica del combustible ( $cmH_2O/m$ )
$Re_1$	: Radio externo de la pared interior del reactor (m)
$Re_2$	: Radio externo de la pared exterior del reactor (m)
$R_{he}$	: Resistencia convectiva del aire exterior (K/W)
$Ri_1$	: Radio interno de la pared interior del reactor (m)
$Ri_2$	: Radio interno de la pared exterior del reactor (m)
$REG$	: Relación específica de gasificación ( $kg/h\cdot m^2$ )
$s$	: Espesor medio de la capa gaseosa (m)
$S$	: Longitud del buscador de vórtices del ciclón (m)
$S_t$	: Esfuerzo a tensión del material (Pa)
$t$	: Espesor de la pared (m)
$T$	: Temperatura de reacción al interior del reactor (K)
$T_g$	: Temperatura real del gas pobre (K)
$T_{g\ std}$	: Temperatura del gas pobre a condiciones estándar (K)
$T_{op}$	: Tiempo de operación (h)
$T_{S_e}$	: Temperatura de la superficie exterior del reactor (K)
$T_{S_i}$	: Temperatura de la superficie interior del reactor (K)
$T_{\infty_e}$	: Temperatura en el exterior del reactor (K)
$T_{\infty_i}$	: Temperatura en el interior del reactor (K)

$V_e$	: Velocidad de entrada en la tubería que va al ciclón (m/s)
$V_{gq}$	: Velocidad del gas en el agujero del quemador (m/s)
$V_i$	: Velocidad del gas en la entrada del ciclón (m/s)
$V_{N2a}$	: Fracción en volumen de nitrógeno en el aire
$V_{N2g}$	: Fracción en volumen de nitrógeno en el gas pobre
$V_S$	: Velocidad superficial en la sección del reactor (m/s)
$\dot{V}_a$	: Caudal de aire para el proceso de gasificación (m <sup>3</sup> /h)
$\dot{V}_g$	: Caudal de gas pobre a la temperatura real (m <sup>3</sup> /h)
$\dot{V}_{a\text{ std}}$	: Caudal de aire a condiciones estándar (Nm <sup>3</sup> /h)
$\dot{V}_{g\text{ std}}$	: Caudal de gas pobre a condiciones estándar (Nm <sup>3</sup> /h)
$\rho_a$	: Densidad del aire (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_c$	: Densidad del combustible (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_g$	: Densidad del gas pobre (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_p$	: Densidad de la partícula de ceniza (kg/m <sup>3</sup> )
$\varepsilon$	: Relación de equivalencia o porcentaje de aire estequiométrico.
$\eta_t$	: Eficiencia térmica del gasificador (%)
$\mu_g$	: Viscosidad del gas pobre (kg/m-s)



## INTRODUCCIÓN

El proceso de gasificación es un proceso termoquímico que tiene como objetivo convertir un material con contenido de carbono, como la biomasa, en un combustible gaseoso. Al contrario de lo que se podría pensar, la gasificación no es un proceso recién descubierto, sino que es una tecnología muy bien estudiada, cuyo inicio data de finales del siglo XVIII.

Al investigar sobre este proceso se vuelve evidente que ha estado presente e involucrado en el desarrollo de la humanidad, tal es así que fue la fuente de combustible gaseoso más usada hasta la aparición de los combustibles fósiles como el petróleo (gasolina y diésel) y el gas natural. El investigador Prabir Basu divide la historia de la gasificación en 4 períodos.

El primer período (1850 – 1940) se caracterizó por el uso del gas de carbón en el alumbrado de casas y calles. Sin embargo, el invento de la bombilla eléctrica alrededor de 1900 y el descubrimiento del gas natural hicieron que la necesidad por el uso de gasificadores disminuya notablemente.

En el segundo período (1940 – 1975) surgieron 2 aplicaciones importantes para la gasificación debido a la escasez del petróleo. El gas producido fue usado como combustible en motores de combustión interna y como materia prima de la síntesis química para obtención de combustibles sintéticos. Este periodo se caracteriza por el uso masivo de gasificadores en transporte terrestre, como autos y camiones, especialmente en países europeos. La disponibilidad del petróleo debido al fin de la II Guerra Mundial y la abundancia de gas natural hicieron que se pierda el interés por el proceso de gasificación en las aplicaciones ya mencionadas.

El tercer periodo (1975 – 2000) se inició después del embargo de petróleo ejecutado por los miembros de la Organización de Países Árabes Exportadores de Petróleo (OPEC, siglas en inglés) hacia Estados Unidos y otros países occidentales. Este conflicto obligó a algunos países a desarrollar tecnologías para la producción de combustibles alternativos con la finalidad de reducir la dependencia del petróleo importado. El fin del conflicto y los bajos precios del petróleo hicieron nuevamente que el proceso de

gasificación sea desplazado. Sin embargo, algunos países, especialmente los subdesarrollados y lo que estaban en vías de desarrollo, vieron a esta tecnología como una alternativa para los ciudadanos con menos recursos.

El cuarto periodo (2000 – a la fecha) se caracteriza por la preocupación sobre el calentamiento global y la inestabilidad de los principales países productores de petróleo. Estos problemas actuales hacen que haya una necesidad por el uso de combustibles alternativos que eviten el calentamiento global y reduzcan la dependencia del petróleo. Es así que el proceso de gasificación aparece, nuevamente, como una alternativa para la obtención de combustible no fósil a partir de la conversión termoquímica de la biomasa.

La biomasa que se puede usar en el proceso de gasificación es la madera y los residuos agrícolas. Uno de estos residuos es la cascarilla de arroz que se obtiene como subproducto del proceso de molienda de arroz. Este residuo representa aproximadamente el 20% del arroz cáscara. En el Perú, las estadísticas del Ministerio de Agricultura y Riego indican que la producción de arroz cáscara en el año 2013 fue de 3 047 000 TM. Teniendo en cuenta esto, se puede apreciar que la cantidad de cascarilla de arroz es significativa. Actualmente, el uso de este residuo es limitado y en su mayoría es desechado a los ríos o quemado a la intemperie.

En la presente tesis se propone el desarrollo de un equipo de gasificación tipo downdraft invertido, de alimentación por lote, que utilice cascarilla de arroz como combustible para generar 2600 kcal/h en aplicaciones térmicas. Además, se debe desarrollar un equipo de acondicionamiento que permita usar el gas pobre en un quemador. Para ello se deben alcanzar los siguientes objetivos:

Objetivo general:

- Desarrollar un equipo de gasificación tipo downdraft invertido de alimentación por lote que emplee cascarilla de arroz como combustible para generar 2600 kcal/h.

Objetivos específicos:

- Conocer las propiedades físico-químicas de la cascarilla de arroz en el Perú que sean importantes en el proceso de gasificación.
- Comprender el proceso de gasificación y analizar el mismo en un gasificador tipo downdraft invertido para conocer sus ventajas y desventajas.
- Describir la metodología para el diseño del sistema de generación de gas pobre y el sistema de acondicionamiento de gas pobre.
- Realizar el diseño mecánico y energético del sistema de generación de gas pobre.
- Realizar el diseño mecánico y energético del sistema de acondicionamiento de gas pobre.
- Evaluar los costos de fabricación de todo el sistema.

En el Capítulo 1 se trata el tema de las propiedades de la cascarilla de arroz que son importantes en el proceso de gasificación. Luego, se decide diseñar el gasificador downdraft invertido porque se ajusta a las propiedades de la cascarilla de arroz.

En el Capítulo 2 se desarrolla una metodología con los parámetros más importantes a considerar en el diseño del sistema generador de gas pobre y el sistema de acondicionamiento de gas pobre.

El Capítulo 3 comprende el diseño del sistema de generación de gas pobre que está compuesto por un reactor, un sistema de suministro de aire y un sistema de retiro de cenizas.

El Capítulo 4 comprende el diseño del sistema de acondicionamiento de gas pobre que está formado por un ciclón. El quemador es el dispositivo final donde se aprovechará el gas pobre para uso térmico.

El Capítulo 5 contiene los costos del sistema generador de gas pobre y del sistema de acondicionamiento. Se especifica el costo de los materiales a usar en la fabricación, los costos de mano de obra, los costos de los equipos y los costos de ingeniería.

## CAPÍTULO 1

### LA CASCARILLA DE ARROZ COMO COMBUSTIBLE EN PROCESOS DE GASIFICACIÓN

La cascarilla es un subproducto obtenido del proceso de molienda de arroz. En el año 2013 se produjeron 609 400 TM de cascarilla de arroz en el Perú. A pesar de ello, este cuenta con pocas aplicaciones para su aprovechamiento. Es por ello que la cascarilla de arroz se presenta como un tipo de biomasa con gran potencial para ser aprovechado en procesos de conversión termoquímica como la gasificación. Este proceso tiene como objetivo obtener un gas combustible para aplicaciones térmicas entre otras.

#### 1.1. La cascarilla de arroz

El arroz cultivado en el Perú es originario del sudeste asiático y pertenece a la especie *Oryza sativa*. El inicio del proceso de producción de arroz se inicia con la cosecha del arroz cáscara (así se le conoce al arroz con cáscara) [1]. Según el Sistema Integrado de Estadística Agraria del Ministerio de Agricultura y Riego (MINAGRI), durante el año 2013 se registró una producción de arroz cáscara de 3 047 000 TM. La producción de arroz cáscara en el Perú tiene una tendencia creciente como se aprecia en la Figura 1.1

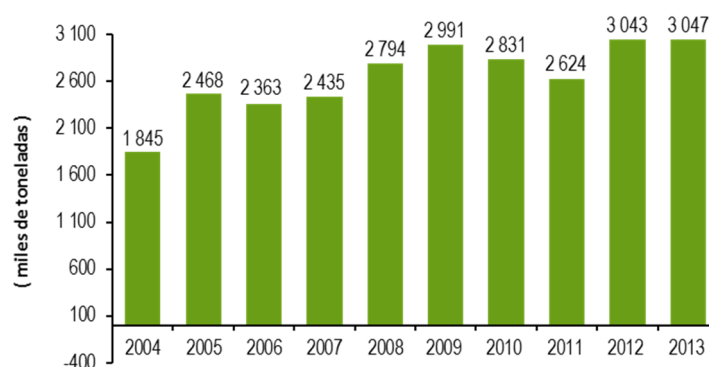


Figura 1.1. Producción nacional de arroz cáscara. Adaptado de [2].

El proceso de obtención del grano de arroz blanco a partir del arroz cáscara se llama molienda o pilado. El flujo del proceso de molienda se muestra en la Figura 1.2. Este proceso genera varios subproductos como la cascarilla de arroz, el cual es obtenido en el proceso de descascarado. Durante el pilado se genera aproximadamente 20% de cascarilla de arroz [3]. Considerando lo anterior y las estadísticas del MINAGRI, en el año 2013 se habrían generado aproximadamente 609 400 TM de este subproducto.

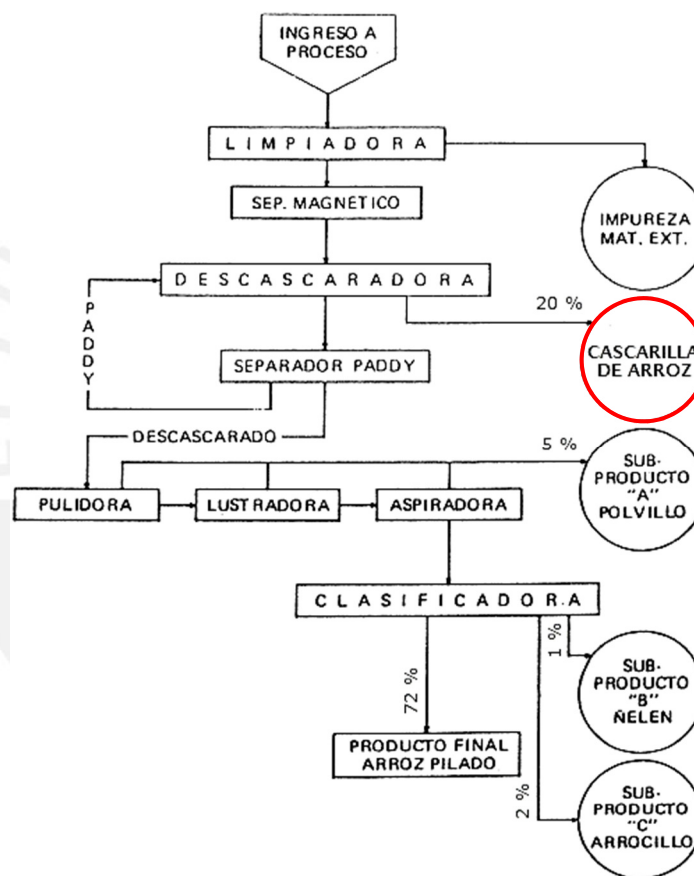


Figura 1.2. Diagrama de flujo de la molienda de arroz. Adaptado de [4, 5].

La cascarilla de arroz es aprovechable solo en muy bajos porcentajes por los centros de molienda. El material no utilizado es quemado a cielo abierto generando un pasivo ambiental, por el potencial contaminante que representa [6]. Entonces es cuando debemos pensar en usos alternativos para este residuo. Una de estas aplicaciones es la de obtener energía a partir de ella. Esto se sustenta porque la cascarilla de arroz es un tipo de biomasa que almacena energía, en sus enlaces químicos, obtenida en el proceso de fotosíntesis de la misma planta [7].

Como ya se mencionó, la cascarilla de arroz es un residuo agrícola que se obtiene como subproducto del proceso de molienda de arroz. Considerando esto, podemos ubicar a la cascarilla de arroz dentro del grupo de biomasa residual seca que está constituida por los subproductos sólidos no utilizados de las actividades agrícolas, forestales y en los procesos de las industrias agroalimentarias y de transformación de la madera. En la Figura 1.3 se muestra la clasificación de la biomasa.

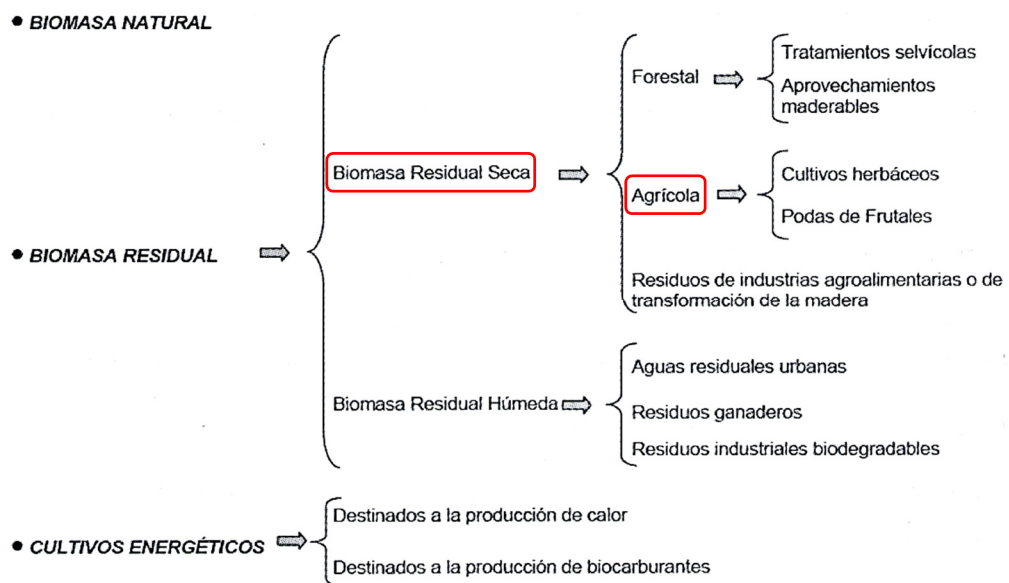


Figura 1.3. Clasificación de la biomasa [8].

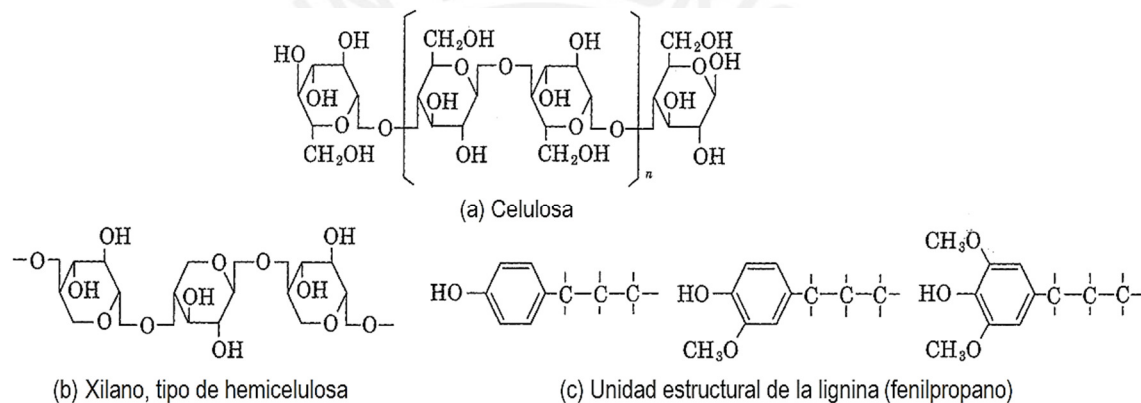
### 1.1.1. Composición bioquímica

La cascarilla de arroz es una biomasa residual seca de origen vegetal. Debido a esto posee tres componentes principales: celulosa, hemicelulosa y lignina, en proporciones que dependen de la fuente del arroz. En la Tabla 1.1 se muestra los resultados de un estudio realizado en la Universidad de Dalhousie (Canadá) en 4 variedades de arroz.

Tabla 1.1. Composición bioquímica de la cascarilla de arroz de diversas variedades [9].

Variedad de cascarilla de arroz	Celulosa (%)	Hemicelulosa (%)	Lignina (%)	Cenizas (%)
V <sub>1</sub>	29,20	20,10	30,70	20,00
V <sub>2</sub>	33,47	21,03	26,70	18,80
V <sub>3</sub>	25,89	18,10	31,41	24,60
V <sub>4</sub>	35,50	21,35	24,95	18,20

La celulosa es un polisacárido formado por una larga cadena de moléculas de glucosa cuya fórmula molecular es  $(C_6H_{10}O_5)_n$ . El grado de polimerización, indicado por  $n$ , va desde varios miles a varias decenas de miles. La hemicelulosa es un polisacárido formado por unidades de monosacáridos con cadenas de 5 y 6 átomos de carbono. Los monosacáridos de 5 carbonos superan en número a los de 6 carbonos, por ello la fórmula molecular promedio de la hemicelulosa es  $(C_5H_8O_4)_n$ . El grado de polimerización va desde 50 a 200. La lignina es un compuesto de unidades de fenilpropano que están unidas tridimensionalmente [10]. En la Figura 1.4 se muestra la estructura química de los tres componentes principales de la biomasa.



**Figura 1.4. Estructura química de la celulosa, hemicelulosa y lignina [11].**

Cuando estos tres componentes se agrupan forman un sistema o bloque polimérico cuya composición varía levemente dependiendo del tipo de biomasa, sin embargo la relación atómica es relativamente constante y se expresa como  $CH_{1,4}O_{0,6}$  [12].

### 1.1.2. Análisis inmediato

El análisis inmediato o próximo determina el contenido de humedad, material volátil, cenizas y carbono fijo expresados como porcentaje en peso. El objetivo de este análisis es identificar la fracción de biomasa en la que se encuentra almacenada la energía química (materia volátil y carbono fijo) y la fracción inerte (humedad y cenizas). Este análisis se produce mediante el calentamiento progresivo de la muestra de biomasa. En primer lugar se desprende la humedad, posteriormente las sustancias volátiles, después se produce la quema de carbono fijo y finalmente queda un residuo sólido que viene a ser las cenizas [13].

### a. Humedad

La humedad se define como la cantidad total de agua contenida en el total de masa de una muestra de biomasa. La norma fija una temperatura de 105 °C para asegurar que se desprenda la humedad, más no los volátiles, por lo que el ensayo se lleva a cabo en una estufa hasta obtener un peso constante de la muestra [14]. A un mayor contenido de humedad, el poder calorífico de la cascarilla de arroz disminuye como se aprecia en la Tabla 1.2.

**Tabla 1.2. Poder calorífico de la cascarilla de arroz en función de la humedad [15].**

Contenido de humedad (%)	Poder Calorífico Inferior (kJ/kg)
0	19 880
10	17 644
20	15 412
30	13 180
40	10 947
50	8 715
60	6 413

### b. Materia volátil

La materia volátil resulta de la descomposición térmica de los constituyentes bioquímicos de la biomasa que se liberan en forma de vapor y gases. Si existe oxígeno y altas temperaturas, estos volátiles se oxidan y forman una llama, lo que es importante en la reacción de combustión que se produce en el gasificador. En comparación con el carbón, la biomasa sólida tiene un alto contenido de volátiles que varía entre 60% y 80%. La materia volátil es el conjunto de constituyentes, con excepción de la humedad, que se liberan al calentar una muestra de biomasa en una atmósfera inerte. Se determina como el porcentaje de pérdida de peso cuando la muestra de biomasa es calentada durante 7 minutos a 900 °C aproximadamente en ausencia de oxígeno [16].

### c. Carbono fijo

El carbono fijo es la fracción que queda después de que los volátiles y la humedad se han desprendido de la biomasa. Se estima su valor por diferencia después de determinar los valores en porcentaje de humedad, materia volátil y cenizas.



#### d. Cenizas

La conversión de la biomasa para obtención de energía útil por medios termoquímicos como la gasificación genera un residuo sólido que proviene de la materia mineral presente en las plantas. Para determinar el contenido de cenizas se calienta la muestra de biomasa a 550 °C en presencia de aire hasta alcanzar un peso constante. Esto es para asegurar que se ha liberado la materia volátil y que todo el carbono fijo se ha oxidado, de tal manera que el residuo de este ensayo es considerado como ceniza [17].

En la Tabla 1.3 se muestra el análisis inmediato de la cascarilla de arroz en base seca realizado en la Universidad de Dalhousie (Canadá) y en la Universidad de California (Estados Unidos).

**Tabla 1.3. Análisis inmediato de la cascarilla de arroz en otros países [18].**

Parámetros	Canadá				Estados Unidos
	V <sub>1</sub>	V <sub>2</sub>	V <sub>3</sub>	V <sub>4</sub>	
Materia Volátil (%)	66,40	67,30	63,00	67,60	63,52
Carbono Fijo (%)	13,60	13,90	12,40	14,20	16,22
Cenizas (%)	20,00	18,80	24,60	18,20	20,26
Total (%)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

En la Tabla 1.4 se muestra el análisis inmediato de la cascarilla de arroz en base seca y en base recibida realizado por el Grupo Carbón Biomasa PUCP.

**Tabla 1.4. Análisis inmediato de la cascarilla de arroz en el Perú.**

Parámetros	En base seca	En base recibida
Humedad (%)	-	10,44
Materia Volátil (%)	64,51	57,77
Carbono Fijo (%)	15,93	14,27
Cenizas (%)	19,56	17,51
Total (%)	100,00	100,00

El análisis inmediato de la cascarilla de arroz en base seca en el Perú muestra que los porcentajes de materia volátil, cenizas y carbono fijo están en el rango de valores del mismo tipo de análisis realizado en Canadá y Estados Unidos.

### 1.1.3. Análisis elemental

La biomasa, aparte de humedad y cenizas, está formada principalmente por compuestos de carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O), nitrógeno (N), azufre (S) y cloro (Cl). El objetivo del análisis elemental o último es determinar las cantidades relativas de estos elementos químicos. Al conocer el análisis elemental se puede estimar, mediante un balance de materia, la cantidad de comburente necesario para el proceso de combustión o gasificación. Para poder hacer una comparación entre combustibles de diferente contenido de humedad, el análisis elemental debe ser expresado en base seca para asegurar que el hidrógeno determinado sea proveniente de la estructura química de la biomasa y no de su humedad [19].

#### a. Carbono, hidrógeno y oxígeno

El carbono (C), hidrógeno (H) y oxígeno (O) son los principales componentes de la biomasa. El C y el H son los que se oxidan en la combustión mediante reacciones exotérmicas que producen dióxido de carbono y vapor de agua ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) [20].

#### b. Nitrógeno, cloro y azufre

El nitrógeno proviene exclusivamente de la materia orgánica de la biomasa. Es importante conocer el contenido de nitrógeno por posibles emisiones de óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ) en los procesos de combustión o amonio en los procesos de gasificación ( $\text{NH}_3$ ). Además, es de interés conocer el contenido de cloro en la biomasa porque además de contribuir a la formación de contaminantes produce corrosión en los equipos [21]. Durante la combustión, el cloro contenido en la biomasa forma gases ( $\text{HCl}$ ,  $\text{Cl}_2$ ) o cloruros alcalinos ( $\text{KCl}$ ,  $\text{NaCl}$ ) que al condensar producen corrosión en las partes metálicas de los equipos [22]. Por otro lado, la determinación de la cantidad de azufre se realiza para saber si se producirán emisiones de dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) o ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) y también para evaluar la posibilidad de corrosión de los equipos [23].

Investigaciones llevadas a cabo han determinado valores y rangos de concentración de elementos como el nitrógeno, azufre y cloro de biomásas sólidas para que se realice combustión con mínimos problemas de contaminación como se muestra en la Tabla 1.5.

**Tabla 1.5. Valores límites de nitrógeno, cloro y azufre en biomásas sólidas [24].**

Elemento	Concentración límite (%peso en base seca)	Consecuencias
Nitrógeno	<0,6	Emisiones de NO <sub>x</sub>
Cloro	<0,1	Corrosión
	<0,1	Emisiones de HCl
Azufre	<0,1	Corrosión
	<0,2	Emisiones SO <sub>x</sub>

### c. Poder calorífico

El poder calorífico se mide en una bomba calorimétrica donde el agua y los productos de la combustión permanecen en el interior en estado líquido. El poder calorífico hallado es el poder calorífico superior (PCS) que considera el calor desprendido por la combustión de la biomasa y el calor de condensación del agua. El poder calorífico inferior (PCI) se halla a partir del PCS, pues la relación que hay entre ellos es la entalpía de vaporización que, en condiciones ambientales, es 2,499 kJ/kg [25].

En la Tabla 1.6 se muestra el análisis elemental de la cascarilla de arroz en base seca realizado en la Universidad de Dalhousie (Canadá) y en la Universidad de California (Estados Unidos).

**Tabla 1.6. Análisis elemental de la cascarilla de arroz en otros países [26].**

Elementos	Canadá				Estados Unidos
	V <sub>1</sub>	V <sub>2</sub>	V <sub>3</sub>	V <sub>4</sub>	
Carbono (%)	37,60	42,10	38,70	42,60	38,83
Hidrógeno (%)	5,42	4,98	4,70	5,10	4,75
Oxígeno (%)	36,56	33,66	31,37	33,44	35,47
Nitrógeno (%)	0,38	0,40	0,50	0,51	0,52
Azufre (%)	0,03	0,02	0,01	0,02	0,05
Cloro (%)	0,01	0,04	0,12	0,13	0,12
Cenizas (%)	20,00	18,80	24,60	18,20	20,26
Total (%)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Poder Calorífico Inferior (MJ/kg)	14,22	13,24	13,40	14,12	-

En la Tabla 1.7 se muestra el análisis elemental de la cascarilla de arroz en base seca realizado por el Grupo Carbón Biomasa PUCP.

**Tabla 1.7. Análisis elemental de la cascarilla de arroz en el Perú.**

Elementos	Composición
Carbono (%)	39,70
Hidrógeno (%)	4,98
Oxígeno (%)	35,22
Nitrógeno (%)	0,44
Azufre (%)	0,06
Cloro (%)	0,03
Cenizas (%)	19,56
Total (%)	100,00
Poder Calorífico Inferior* (kcal/kg)	3089
Poder Calorífico Inferior* (MJ/kg)	13

\*El PCI está dado en base recibida

El análisis elemental de la cascarilla de arroz en el Perú muestra que el porcentaje de nitrógeno, cloro y azufre está por debajo de los valores límites presentados en la Tabla 1.5. Además, los valores de porcentaje de los elementos encontrados están dentro del rango del mismo tipo de análisis realizado en Canadá y Estados Unidos.

#### 1.1.4. Análisis de cenizas

Es importante conocer la composición de las cenizas para poder saber si existirán problemas de escorificación. La escorificación tiene que ver con la temperatura de fusión de las cenizas, pues cuando estas llegan a este punto se funden formando depósitos aglomerados o sinterizados. La acumulación de depósitos ocasiona efectos perjudiciales para la operación del sistema, porque estos actúan como una resistencia adicional a la transferencia de calor, incrementan los requerimientos de mantenimiento y, bajo ciertas condiciones, producen corrosión en los equipos [27].

El punto de fusión de las cenizas de la cascarilla de arroz depende de las cantidades relativas de óxido de potasio, óxido de sodio ( $K_2O$  y  $Na_2O$ ) y óxido de silicio ( $SiO_2$ ). La temperatura de fusión de estos óxidos es de 350, 1275 y 1700 °C respectivamente. Cuando la cantidad de  $SiO_2$  es mayor al 90%, la temperatura de fusión de las cenizas de la cascarilla de arroz es superior a 1400 °C [28].

En la Tabla 1.8 se muestra el análisis de las cenizas de cascarilla de arroz realizado por el Grupo Carbón Biomasa PUCP.

**Tabla 1.8. Análisis de las cenizas de la cascarilla de arroz en el Perú.**

Compuestos	Símbolo	Composición (%)
Dióxido de Silicio	SiO <sub>2</sub>	89,94
Óxido de Aluminio	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,00
Óxido Férrico	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29
Óxido de Calcio	CaO	0,90
Óxido de Magnesio	MgO	0,46
Trióxido de Azufre	SO <sub>3</sub>	4,02
Óxido de Sodio	Na <sub>2</sub> O	0,04
Óxido de Potasio	K <sub>2</sub> O	2,90
Dióxido de Titanio	TiO <sub>2</sub>	0,01
Pentóxido de Fósforo	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,56
Óxido de Manganeso	Mn <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,09
Óxido de Estroncio	SrO	0,01
Óxido de Cromo	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,02
Pérdida al fuego	-	1,28
Total	-	100,52

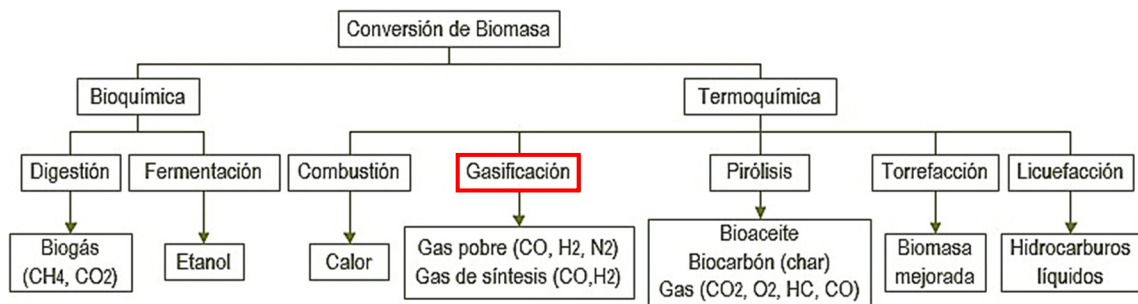
El análisis de cenizas muestra que la cantidad de SiO<sub>2</sub> es alrededor de 90%, por lo tanto, la cascarilla de arroz no presentará problemas de escorificación por debajo de 1400 °C.

### 1.1.5. Densidad a granel

La densidad a granel de un sólido es la densidad de los materiales granulados que se encuentran agrupados en un volumen dado. La densidad a granel considera los poros internos y los espacios entre partículas. La densidad a granel de la cascarilla de arroz en el Perú es de 110 kg/m<sup>3</sup> [29].

## 1.2. Gasificación y procesos de gasificación

Existen dos principales tipos de procesos para convertir la biomasa en energía: conversión bioquímica y conversión termoquímica. En la conversión bioquímica, la transformación se logra debido a la acción de bacterias o enzimas, mientras que en la conversión termoquímica, esto ocurre por acción de la temperatura. En la Figura 1.5 se muestra los distintos tipos de conversión de biomasa y sus productos finales.



**Figura 1.5. Procesos de conversión de la biomasa. Elaborado de [30].**

La gasificación es un proceso termoquímico en el que se convierte un combustible sólido carbonoso, como la biomasa, en un combustible gaseoso con moderado poder calorífico mediante oxidación parcial a temperatura elevada. Normalmente, se trabaja con 25% a 30% del oxígeno necesario para la oxidación completa. Esta característica distingue a la gasificación de otros procesos termoquímicos como la combustión (oxidación completa) y la pirólisis (descomposición térmica en ausencia de oxígeno) [31]. La oxidación parcial se puede llevar a cabo mediante diferentes agentes gasificantes: aire, oxígeno, vapor o hidrógeno.

En general, la combustión se enfoca en la generación de calor, mientras que el propósito de la gasificación es producir un gas combustible que puede ser usado directamente para combustión o ser almacenado para otras aplicaciones. Además, la gasificación es más amigable con el ambiente debido a las bajas emisiones de gases tóxicos a la atmósfera y a la mayor versatilidad del uso de los subproductos sólidos del proceso que son el biocarbón (char) y las cenizas [32].

Existen varios tipos de gasificadores, pero, generalmente, en ellos se distinguen cuatro procesos o zonas que se llevan a cabo a diferentes temperaturas. En la Tabla 1.9 se muestran los procesos y las temperaturas de gasificadores convencionales.

**Tabla 1.9. Procesos y temperaturas en gasificadores convencionales [33].**

Proceso	Temperatura
(a) Secado	> 150 °C
(b) Pirólisis	150 - 700 °C
(c) Combustión	700 - 1500 °C
(d) Reducción	800 - 1100 °C

#### **a. Secado**

Cuando la biomasa incrementa su temperatura, el agua es el primer constituyente que se desprende absorbiendo calor para poder evaporarse. Los sistemas de gasificación usados para producción de gas combustible con un contenido energético apreciable utilizan biomasa con un contenido de humedad de 10 a 20% [34].

#### **b. Pirólisis**

En este proceso se produce la descomposición de la biomasa por efecto de la temperatura sin que ocurra alguna reacción con el agente gasificante. La biomasa se descompone en gases volátiles ( $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  e hidrocarburos ligeros), biocarbón (char) y alquitrán (tar) [35].

#### **c. Combustión**

En este proceso, el biocarbón (char) y/o los gases volátiles se queman, liberando una gran cantidad de calor para satisfacer las demandas de energía del proceso de gasificación. Las altas temperaturas en la zona de combustión ayudan a mantener las reacciones de la zona de reducción [36].

#### **d. Reducción**

En este proceso se llevan a cabo una serie de reacciones que en su mayoría son endotérmicas y son mantenidas por el calor que se libera del proceso de combustión. Los principales productos que se obtienen son gases como monóxido de carbono, hidrógeno y metano ( $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  y  $\text{CH}_4$ ) [37].

La ubicación relativa de cada zona dependerá del tipo de gasificador. Además, en realidad, estas zonas no están estrictamente separadas, sino que se superponen. La secuencia de los pasos se muestra esquemáticamente en la Figura 1.6.

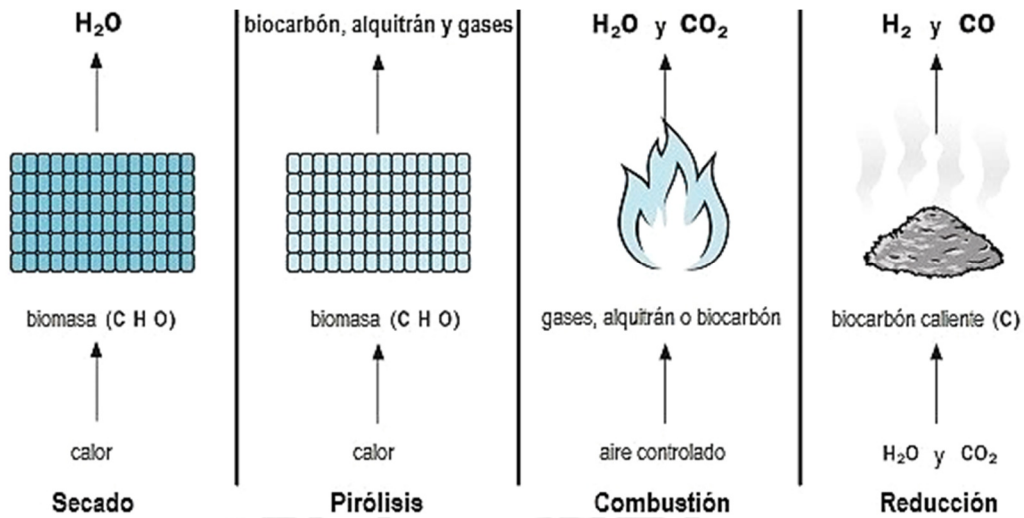


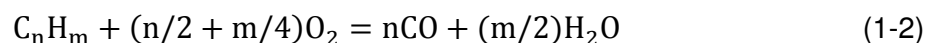
Figura 1.6. Los 4 procesos de la gasificación [38].

### 1.2.1. Principales reacciones químicas

En el secado se produce la liberación del vapor de agua; en la pirólisis, la biomasa se descompone por efecto de la temperatura; en la combustión, algunos productos de la pirólisis reaccionan con el agente gasificante; y en la reducción, el biocarbón de la pirólisis reacciona con los gases de combustión.

#### a. Reacciones de combustión

En la etapa de combustión las reacciones más importantes son la oxidación del biocarbón (char) y la oxidación de los hidrocarburos del alquitrán (tar) (Ecuación 1-1 y 1-2) [39]. Ambas son exotérmicas, por lo que liberan energía para sostener las reacciones endotérmicas que se llevan a cabo en la reducción.



#### b. Reacciones de reducción

En la etapa de reducción, las reacciones más importantes son la reacción Boudouard y la reacción del gas de agua (Ecuación 1-3 y 1-4) [40], siendo ambas endotérmicas. Allí



se efectúa la reducción de los gases de combustión, dióxido de carbono y vapor de agua ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ), por acción del biocarbón (char) para producir los componentes principales del gas que son el monóxido de carbono y el hidrógeno ( $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$ ).



### 1.2.2. Tipos de gasificadores

Los equipos de gasificación pueden ser clasificados de la siguiente manera [41]:

De acuerdo a la fuente de energía para el proceso:

- Alotérmico.- se utiliza una fuente externa de energía que no sea el propio combustible.
- Autotérmico.- la combustión parcial del combustible proporciona la energía para el proceso de gasificación.

De acuerdo a la presión de trabajo:

- Baja presión.- el gasificador opera con presión atmosférica que puede ser positiva (un poco más alta que la presión atmosférica) o negativa (un poco abajo de la presión atmosférica).
- Alta presión.- se trabaja con presiones, generalmente, entre 1 y 10 atmósferas y son usados en instalaciones de gran tamaño, principalmente para generar gas de síntesis como suele suceder en la producción de metanol.

De acuerdo al agente gasificante:

- Oxígeno
- Aire
- Oxígeno/vapor
- Aire/vapor

La clasificación más usada es de acuerdo a la clase del lecho en el gasificador. Esta clasificación divide a los gasificadores en tres tipos: (a) gasificadores de lecho fijo o móvil, (b) gasificadores de lecho fluidizado y (c) gasificadores de flujo arrastrado.

### a. Gasificador de lecho fijo o móvil

En este tipo de gasificador el agente gasificante fluye a través de un lecho fijo de partículas de combustible sólidas. A este tipo de gasificador también se le conoce como de lecho móvil debido a que las partículas de combustible descienden durante la operación. Dependiendo de la dirección del flujo del agente gasificante, el gasificador de lecho fijo/móvil se puede dividir en tres tipos: de corriente ascendente (updraft), de corriente descendente (downdraft) y de corriente cruzada (crossdraft). En el gasificador updraft, el agente gasificante viaja hacia arriba mientras la biomasa desciende, de manera que el contacto es en contracorriente y el gas abandona el reactor por la parte superior. En el gasificador downdraft, el agente gasificante viaja hacia abajo al igual que la biomasa, de manera que el contacto es en paralelo y el gas abandona el reactor por la parte inferior. En el gasificador crossdraft, el agente gasificante atraviesa el reactor de lado a lado mientras la biomasa desciende, de manera que el contacto es cruzado y el gas abandona el reactor por el lado opuesto a la entrada del agente gasificante.

En la Figura 1.7 se muestra los gasificadores de lecho fijo: updraft, downdraft y crossdraft, de izquierda a derecha respectivamente.

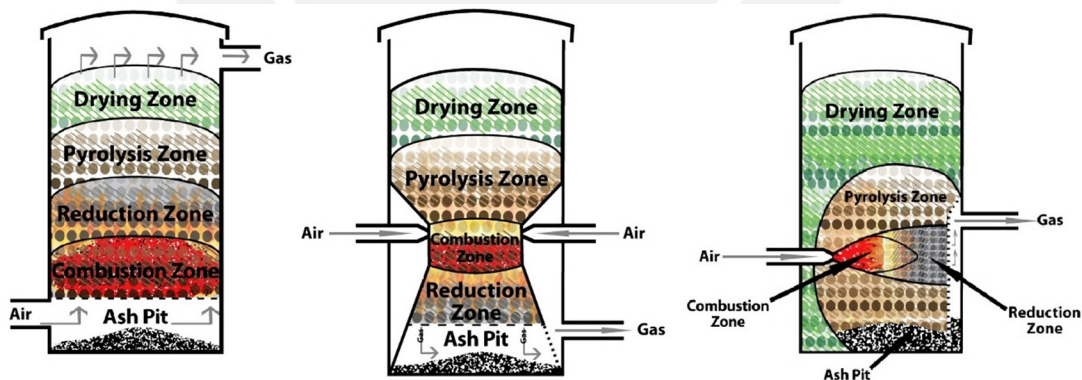


Figura 1.7. Gasificadores de lecho fijo [42].

### b. Gasificador de lecho fluidizado

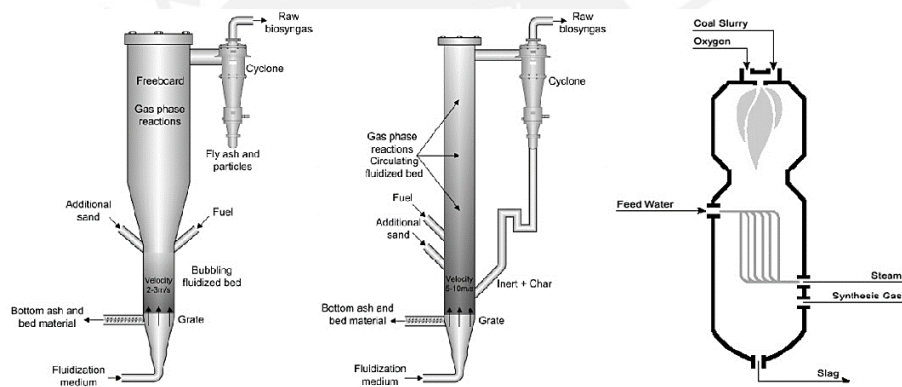
En este tipo de gasificador, el combustible sólido, en pequeñas partículas, es mantenido en suspensión (fluidizado) mediante el paso del agente gasificante. Existen 2 tipos de gasificadores de lecho fluidizado: burbujeante y circulante. El circulante difiere del

burbujeante, porque el primero posee una recirculación del combustible sólido que no llegó a reaccionar, incrementado el tiempo de residencia de la biomasa.

**c. Gasificador de flujo arrastrado**

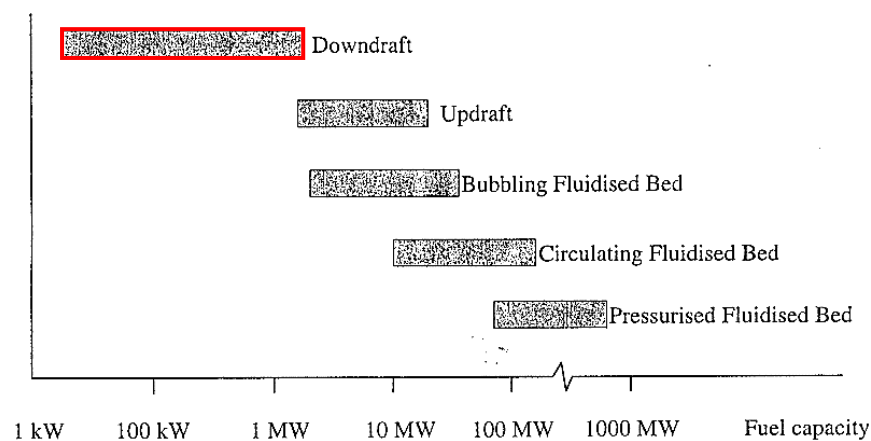
En este tipo de gasificador, el combustible sólido pulverizado entra en contacto con un chorro de alta velocidad que lo arrastra dentro de un reactor.

En la Figura 1.8 se muestra los gasificadores de lecho fluidizado (burbujeante y circulante) y de flujo arrastrado, de izquierda a derecha respectivamente.



**Figura 1.8. Gasificadores de lecho fluidizado y de flujo arrastrado [43].**

En la Figura 1.9 se muestra una comparación de los tipos de gasificadores de acuerdo a la potencia que pueden producir.



**Figura 1.9. Capacidad de potencia de los gasificadores [44].**

De acuerdo a la potencia que se plantea en la presente tesis (2600 kcal/h  $\approx$  3kW), el gasificador más apropiado es el de lecho fijo tipo downdraft. Además, dentro de la clasificación expuesta, el gasificador a diseñar es autotérmico y de baja presión.

### 1.3. Aplicaciones

Las aplicaciones del proceso de gasificación dependen del poder calorífico del gas obtenido, el cual tiene diferentes valores según el agente gasificante que se utilice. Esto se debe a que el agente gasificante influye en la composición final del gas. En la Tabla 1.10 se muestra la composición del gas obtenido en la gasificación de residuos agrícolas para distintos agentes gasificantes y sus usos.

**Tabla 1.10. Variación de la composición del gas según el agente gasificante [45].**

Agente gasificante	PCS (MJ/m <sup>3</sup> )	Composición (%)						Uso
		H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	
Aire	< 6	16	20	12	2	50	—	Combustible
Oxígeno	10 - 20	32	48	15	2	3	—	Combustible, gas de síntesis
Vapor de agua	10 - 20	50	20	22	6	—	2	Combustible, gas de síntesis
Hidrógeno	> 30	—	—	—	—	—	—	Sustituto del gas natural

Es así que se obtiene un gas con poder calorífico bajo (< 6 MJ/m<sup>3</sup>), medio (10 - 20 MJ/m<sup>3</sup>) y alto (> 30 MJ/m<sup>3</sup>). El gas de poder calorífico bajo se puede usar para la producción de energía en procesos de combustión, en calderas comerciales para producir energía térmica, en motores de combustión interna para producir energía mecánica y eléctrica, y en turbinas de gas en ciclos simples o combinados para producir energía eléctrica. El gas de poder calorífico medio y alto se puede usar para la síntesis de metanol y la producción de hidrógeno [46].

Cuando se utiliza aire, se obtiene un gas de bajo poder calorífico denominado gas pobre que tiene, aparte de monóxido de carbono e hidrógeno (CO y H<sub>2</sub>), un alto contenido de nitrógeno (N<sub>2</sub>) en su composición. El N<sub>2</sub> diluye el gas producido dándole un bajo poder calorífico que es adecuado como combustible para aplicaciones de generación de

potencia y calor. En la Figura 1.10 se muestran aplicaciones de generación de potencia y calor para procesos de conversión termoquímica.

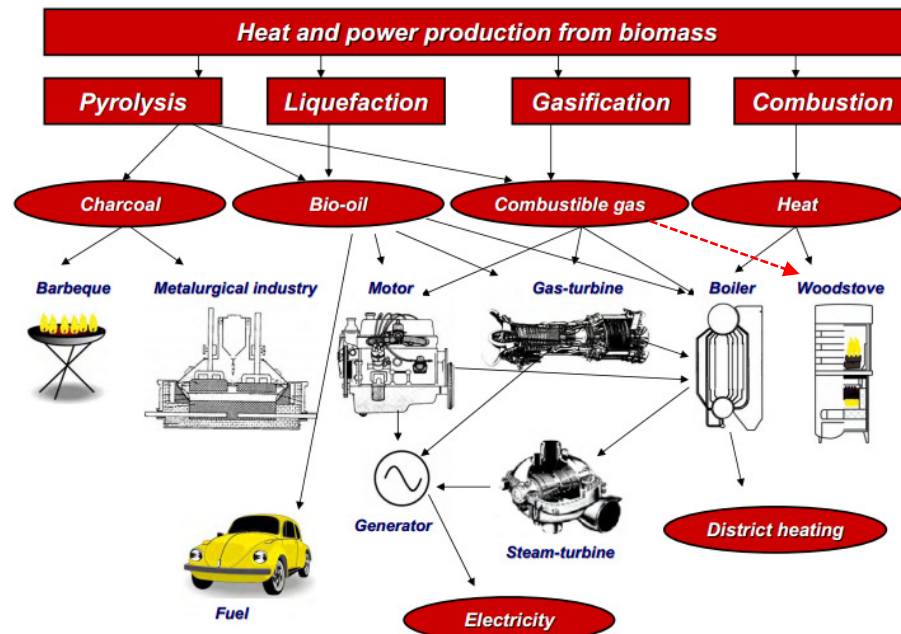


Figura 1.10. Aplicaciones para procesos de conversión termoquímica [47].

En la presente tesis se plantea usar aire como agente gasificante debido a su gran disponibilidad y bajo costo. Considerando lo anterior, el gas producido tendría un poder calorífico bajo adecuado para aplicaciones de generación de calor.

### 1.3.1. Gasificadores downdraft convencionales

Los primeros gasificadores downdraft que se desarrollaron tenían una estrangulación o “garganta” situada entre la zona de combustión y la zona de reducción para garantizar que el alquitrán (tar) pase por una zona de alta temperatura favoreciendo su craqueo térmico. La reducción de área puede ocasionar obstrucción del combustible impidiendo el proceso de gasificación o formar canales a través del cual podría pasar libremente el alquitrán impidiendo su craqueo. Por otro lado, el aire ingresa a través de toberas distribuidas radialmente por encima de la “garganta”. Una mala distribución de las toberas puede ocasionar puntos fríos en donde no se produzca combustión lo que llevaría a producir gas con alto contenido de alquitrán [48]. Considerando lo anterior, este gasificador requiere un combustible en bloques de tamaño uniforme.

Posteriormente se desarrollaron los gasificadores downdraft estratificados también llamados *open-top* debido a que son abiertos en la parte superior. A diferencia del gasificador con “garganta”, el aire ingresa por la parte superior atravesando todas las zonas del gasificador. Este diseño asegura una mejor distribución del aire en la zona de combustión y permite el flujo continuo de biomasa debido a su diámetro uniforme. Este gasificador demuestra alta versatilidad y eficiencia con combustibles como la cascarilla de arroz (de tamaño pequeño y baja densidad) [49].

En la Figura 1.11 se muestra los gasificadores downdraft con “garganta” y estratificado, de izquierda a derecha respectivamente.

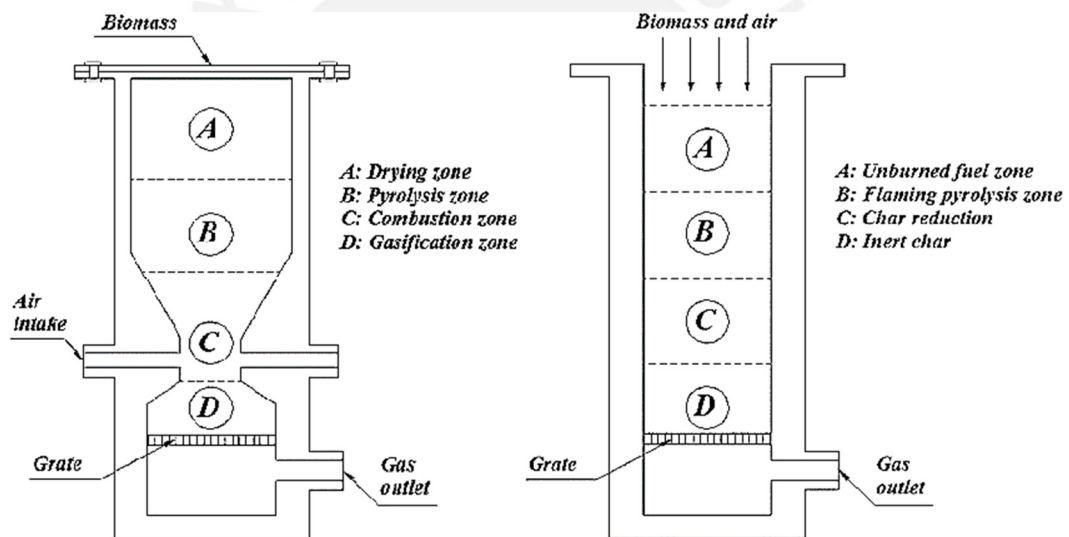


Figura 1.11. Gasificadores downdraft convencionales [50].

Los gasificadores con “garganta” fueron usados ampliamente en la época de la II Guerra Mundial, debido a la escasez de combustible. En la Figura 1.12 se muestran un esquema de dicho gasificador para accionar un motor de combustión interna de esa época. Además, en la figura se aprecia el uso de equipos de acondicionamiento (depurador, refrigerador, filtro) para lograr que el gas producido tenga la calidad que un motor de combustión interna requiere.

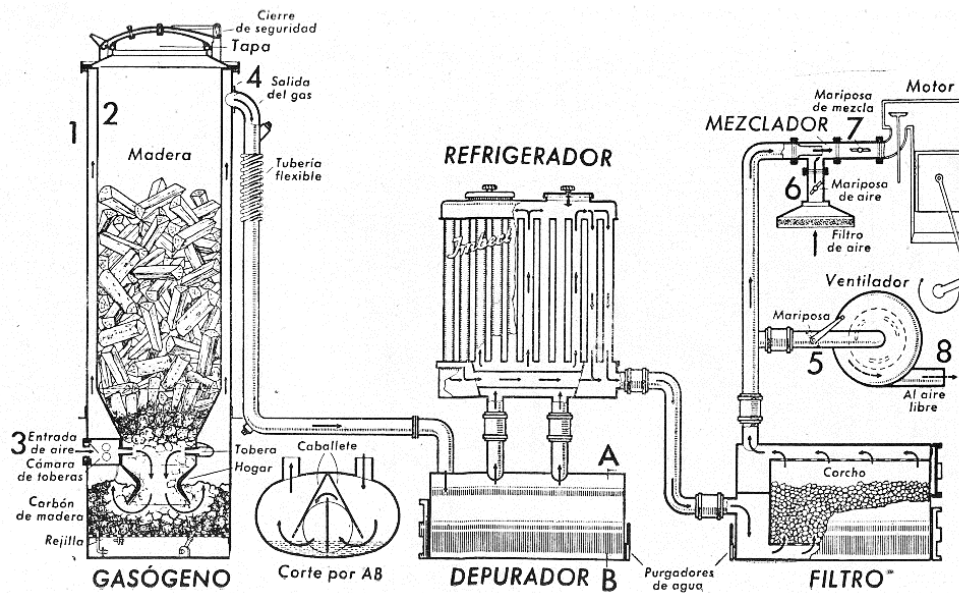


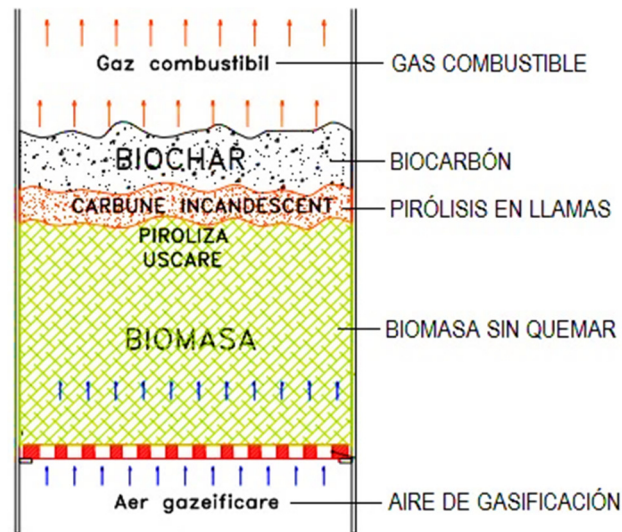
Figura 1.12. Gasificador con “garganta” usado en motores de combustión interna [51].

Es importante notar que los gasificadores downdraft mencionados anteriormente tienen un encendido por la parte inferior. Esto hace que las cenizas se acumulan en esta parte, lo que podría impedir el flujo de gas si no son retiradas continuamente.

### 1.3.2. Gasificador downdraft invertido

El gasificador downdraft invertido es una variación del gasificador downdraft estratificado en el cual las zonas de gasificación están invertidas debido a dos factores: el encendido es realizado por la parte superior y el aire de gasificación asciende por la parte inferior.

Esta configuración ocasiona que la combustión se realice en la zona de pirólisis produciéndose lo que se conoce como zona de pirólisis en llamas. En esta zona se lleva a cabo la combustión del alquitrán, más no la del biocarbón [52]. Entonces se reconocen 3 zonas: en la primera zona se encuentra una capa de biocarbón, en la segunda zona se lleva a cabo la pirólisis en llamas y en la tercera zona se encuentra la biomasa sin quemar. En la Figura 1.13 se muestran las zonas del gasificador downdraft invertido.



**Figura 1.13. Zonas de un gasificador downdraft invertido [53].**

La operación del gasificador downdraft invertido es la siguiente. Una columna de biomasa se introduce en el gasificador y se permite que el aire ingrese por la parte inferior. Luego, el proceso se inicia encendiendo la biomasa por la parte superior. Debido al calor, la biomasa atraviesa un proceso de pirólisis liberando biocarbón y materia volátil (alquitrán y gases). Los volátiles se queman en la zona de pirólisis en llamas produciendo gases de combustión. El biocarbón no participa de la combustión y permanece siempre en la parte superior a través del cual pasan los gases de combustión. Estos gases se reducen por la acción del biocarbón produciendo un gas combustible que tiene una composición promedio de: 15 % CO, 12% H<sub>2</sub>, 2 - 3 % CH<sub>4</sub> y 2 - 3 % alquitrán [54].

El gasificador downdraft invertido ha sido usado para aplicaciones térmicas y domésticas. Se puede encontrar que la mayoría de estos están siendo usados como pequeñas cocinas o estufas para reemplazar a las cocinas de GLP. Un ejemplo de esto se muestra en la Figura 1.14.





**Figura 1.14. Gasificador downdraft invertido utilizado como estufa [55].**

En la presente tesis se plantea diseñar un gasificador downdraft invertido debido a su facilidad de construcción, al bajo contenido de alquitrán del gas producido, a su buen funcionamiento con combustibles de baja densidad y al modo de operación que optimiza la producción de gas pobre.

### Referencias bibliográficas del Capítulo 1

- [1] PROCHAZKA, Gustavo (1988) *Reseña de la producción y comercialización del arroz en el Perú y propuesta metodológica para evaluar pérdidas poscosecha*. Lima: IICA, págs. 21, 96.
- [2] MINISTERIO DE AGRICULTURA Y RIEGO (2014) *Dinámica Agropecuaria 2004-2013*. Lima: Ministerio de Agricultura y Riego, pág. 25. Consulta: 22 de mayo de 2015. <<http://siea.minagri.gob.pe/siea/?q=publicaciones/dinamica-agropecuaria>>
- [3] SÁNCHEZ, Teodoro (2001) *Proyecto piloto demostrativo ambiental. Utilización de la cascarilla de arroz como fuente energética en ladrilleras*. Lima: ITDG, pág. 20.
- [4] PROCHAZKA, Gustavo. Op. cit. pág. 75.
- [5] GRUPO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO EN CARBÓN Y BIOCOMBUSTIBLES (2008) *Densificado para uso energético empleando residuos agrícolas y forestales* [diapositivas]. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú. <[http://www.minag.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/COBER\\_2008/Foro\\_07/Estela\\_Assureira.pdf](http://www.minag.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/COBER_2008/Foro_07/Estela_Assureira.pdf)>
- [6] ROJAS, Ivanoff (2007) “Utilización de RHA (RICE HUSK ASH) como adición activa en la fabricación de cemento”. Ponencia presentada en el XII Simposium de Tecnología en la Industria del Cemento. Lima: ASOCEM, pág. 2. Consulta: 12 de julio de 2014. <[http://www.asocem.org.pe/bivi/RE/IC/ADI/TRABAJO\\_CSSA\\_COLOQUIO\\_AS\\_OCEM\\_NOV\\_2007\\_Selva\\_Vladimir\\_Rojas.pdf](http://www.asocem.org.pe/bivi/RE/IC/ADI/TRABAJO_CSSA_COLOQUIO_AS_OCEM_NOV_2007_Selva_Vladimir_Rojas.pdf)>
- [7] FERNÁNDEZ, José (2009) *Tecnología de las Energías Renovables*. Madrid: AMV Ediciones, pág. 304.
- [8] *Ibíd.* pág. 307.
- [9] MANSARAY, Kelleh (1998) *Gasification of Rice Husk in a Fluidized Bed Reactor*. Tesis para obtener el grado de Doctor en Filosofía. Halifax: Dalhousie University, Faculty of Engineering, pág. 336.
- [10] THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY (2008) *The Asian Biomass Handbook*. Tokyo: Asia Biomass Association, pág. 21.
- [11] *Ibíd.* pág. 22.

- [12] REED, Thomas y DAS, Agua (1988) *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Second edition. Colorado: Biomass Energy Foundation Press, pág. 21.
- [13] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline (2010) *Energía de la Biomasa*. Volumen 1. Zaragoza: Pressas Universitarias de Zaragoza, pág. 129, 131.
- [14] *Ibíd.* pág. 132.
- [15] VALVERDE, Agustin, SARRIA, Bienvenido y MONTEAGUDO, José (2007) “Análisis comparativo de las características fisicoquímicas de la cascarilla de arroz”. *Scientia et Technica*. Pereira, 2007, volumen 5, número 37, pág. 257.
- [16] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline. Op. cit. pág. 44, 134.
- [17] *Ibíd.* pág. 135.
- [18] VALVERDE, Agustin, SARRIA, Bienvenido y MONTEAGUDO, José. Op. cit. pág. 256.
- [19] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline. Op. cit. pág. 136, 137.
- [20] OBERNBERGER, Ingwald, BRUNNER, Thomas y BÄRNTHALER, Georg (2006) “Chemical properties of solid biofuels – significance and impact”. *Biomass & Bioenergy*. 2006, volumen 30, número 11, pág. 975.
- [21] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline. Op. cit. pág. 136, 137.
- [22] OBERNBERGER, Ingwald, BRUNNER, Thomas y BÄRNTHALER, Georg. Op. cit. pág. 977.
- [23] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline. Op. cit. 136.
- [24] OBERNBERGER, Ingwald, BRUNNER, Thomas y BÄRNTHALER, Georg. Loc. cit.
- [25] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline. Op. cit. pág. 142.
- [26] VALVERDE, Agustin, SARRIA, Bienvenido y MONTEAGUDO, José. Loc. cit.
- [27] SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline. Op. cit. pág. 515.
- [28] KAUPP, Albrecht (1984) *Gasification of rice hulls: Theory and Praxis*. Wiesbaden: Vieweg, págs. 120-125.
- [29] HUARAZ, Carlos (2013) *Diseño de un gasificador de 25 kW para aplicaciones domésticas usando como combustible cascarilla de arroz*. Tesis de licenciatura

- en Ciencias e Ingeniería con mención en Ingeniería Mecánica. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería, pág. 12.
- [30] BASU, Prabir (2013) *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*. Second edition. Boston: Academic Press, págs. 7-15.
- [31] ELÍAS, Xavier y VELO, Enric (2005) “La gasificación”. En ELÍAS, Xavier. *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, pág. 414.
- [32] ZHANG, Linghong, XU, Chunbao y CHAMPAGNE, Pascale (2010) “Overview of recent advances in thermo-chemical conversion of biomass”. *Energy Conversion and Management*. 2010, volumen 51, número 5, pág. 975.
- [33] BASU, Prabir (2006) *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Florida: Taylor & Francis Group, pág. 63.
- [34] BASU, Prabir (2010) *Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design*. Boston: Academic Press, pág.120.
- [35] GUO, Feiqiang et al. (2014) “Effect of design and operating parameters on the gasification process of biomass in a downdraft fixed bed: An experimental study”. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2014, volumen 39, número 11, pág. 5628.
- [36] Loc. cit.
- [37] BASU, Prabir (2006) Op. cit. pág. 66.
- [38] SCHECKEL, Paul (2013) *The Homeowner's Energy Handbook: Your Guide to Getting Off the Grid*. North Adams: Storey Publishing LCC; 2013, pág. 219.
- [39] GUO, Feiqiang et al. Loc. cit.
- [40] Loc. cit.
- [41] ORGANIZACIÓN LATINOAMERICANA DE ENERGÍA (1987) *Manual de gasificación: empleo de gasificadores y gasógenos en las áreas rurales de América Latina*. Quito: OLADE, págs. 20, 21.
- [42] ALL POWER LABS (2014) About Gasification. Gasifier Types. Consulta: 15 de junio de 2014. <<http://www.allpowerlabs.com/info/gasification-basics/gasifier-types>>
- [43] BULL, Douglas (2008) *Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants*. Tesis de Maestría en Engineering in Chemical and Process Engineering. Christchurch: University of Canterbury, págs. 59-61.

- [44] LARSON, Eric (1998) "Small-Scale Gasification-Based Biomass Power Generation". Ponencia presentada en Workshop on Small-Scale Power Generation from Biomass. Changchun: China Council for International Cooperation on Environment and Development, pág. 16.
- [45] ELÍAS, Xavier y CADAVID, Fernando (2005) "Tratamiento térmico de gases". En ELÍAS, Xavier. *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, pág. 770.
- [46] *Ibíd.* pág. 771.
- [47] STANGHELLE, Daniel (2008) *High temperature filtration of biomass combustion and gasification processes*. Tesis para obtener el grado de Doctor en Filosofía. Trondheim: Norwegian University of Science and Technology, Faculty of Engineering Science and Technology, pág. 12.
- [48] KAUPP, Albrecht y GOSS, John (1984) *Small Scale Gas Producer-Engine Systems*. Wiesbaden: Vieweg, págs. 61-64.
- [49] MARTÍNEZ, Juan et al. (2012) "Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines". *Renewable Energy*. 2012, volumen 38, número 1, pág. 2.
- [50] *Loc. cit.*
- [51] ACTUALIDAD MOTOR (2014) Coches. Curiosidades. El gasógeno (I): En líneas generales. Consulta: 27 de noviembre del 2014. <<http://www.actualidadmotor.com/2011/04/18/el-gasogeno-i-en-lineas-generales/>>
- [52] REED, Thomas et al. (1999) "Superficial Velocity – The Key to Downdraft Gasification". Presentado en 4th Biomass Conference of the Americas. Oakland, págs. 2, 4.
- [53] MURAD, Erol y DRAGOMIR, Florian (2012) "Heat Generators with TLUD Gasifier for Generating Energy from Biomass with a Negative Balance of CO<sub>2</sub>". Ponencia presentada en International Conference of Hydraulics and Pneumatics. Calimanesti-Caciulata: Hydraulics and Pneumatics Research Institute, pág. 441.
- [54] *Loc. cit.*
- [55] IMPROVED BIOMASS COOKING STOVES (2015) A low-cost rice husk gas stove. Consulta: 22 de mayo del 2015. <<http://stoves.bioenergylists.org/beloniolowcostrhstove>>

## CAPÍTULO 2

### METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DEL GASIFICADOR DOWNDRAFT INVERTIDO

Para el diseño del gasificador downdraft invertido, se clasifica a los equipos en dos sistemas: el sistema generador de gas pobre y el sistema de acondicionamiento de gas pobre. Cada uno de estos sistemas cuenta con componentes diseñados de acuerdo a una metodología que se describe a continuación.

#### 2.1. Componentes del sistema

El sistema de generación de gas pobre está compuesto por un reactor, un sistema de suministro de aire y un sistema de retiro de cenizas. El sistema de acondicionamiento de gas pobre está compuesto por un ciclón. El quemador es el dispositivo final para el aprovechamiento energético del gas pobre mediante combustión. El esquema de todo el sistema se muestra en la Figura 2.1.

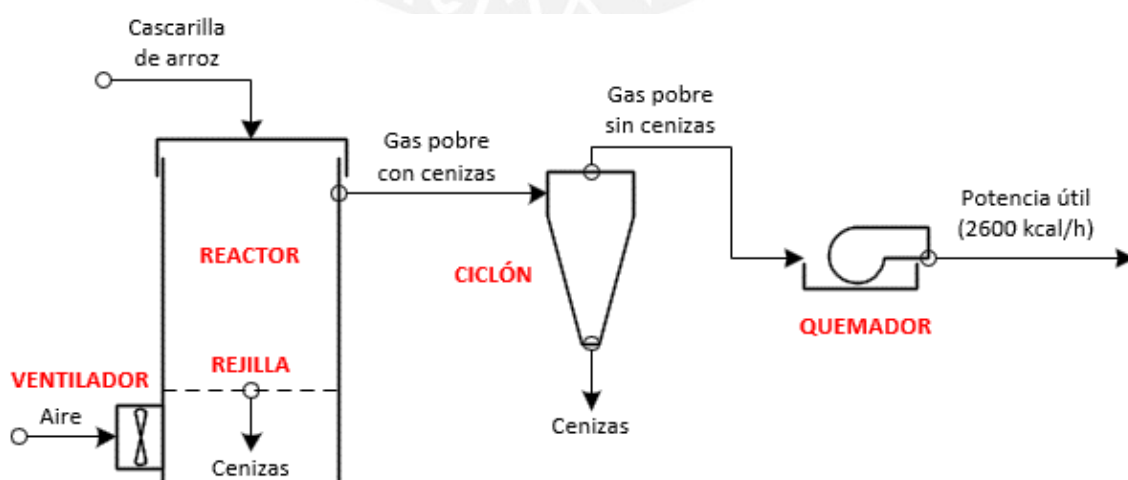


Figura 2.1. Esquema de componentes del sistema de generación y acondicionamiento.

### 2.1.1. Componentes del sistema de generación de gas pobre

El sistema de generación de gas pobre está compuesto por un reactor, un sistema de suministro de aire y un sistema de retiro de cenizas. Cada uno de ellos cumple una función específica que permite operar adecuadamente el sistema de generación de gas pobre.

#### a. Reactor

El reactor es el componente donde se realiza el proceso de gasificación. El reactor cuenta con una pared interior metálica, una pared exterior metálica y un espacio anular donde se coloca un aislante térmico para evitar pérdidas de calor. La configuración del reactor se muestra en la Figura 2.2.

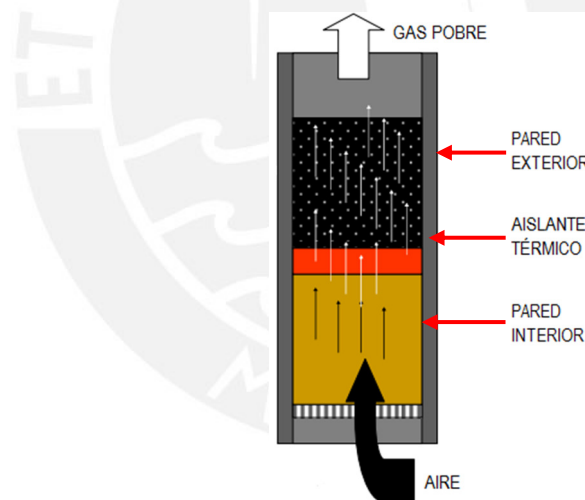


Figura 2.2. Configuración del reactor. Adaptado de [1].

#### b. Sistema de suministro de aire

El sistema de suministro de aire es el componente que suministra el caudal o flujo de aire requerido para realizar el proceso de gasificación. Se coloca en la parte inferior para empujar el aire a través de la columna de cascarilla de arroz. Se puede usar un ventilador o un soplador dependiendo del caudal y de la presión requerida por el sistema.

### c. Sistema de retiro de cenizas

En la parte más baja del reactor se encuentra una rejilla que soporta la columna de cascarilla de arroz en el reactor. La rejilla es colocada de tal manera que pueda ser inclinada para descargar las cenizas en una cámara localizada debajo del reactor.

#### 2.1.2. Componentes del sistema de acondicionamiento de gas pobre

El sistema de acondicionamiento está formado por un ciclón. Además, se analiza el uso de un enfriador. Por otro lado, el quemador permite el aprovechamiento del gas pobre convirtiéndolo en calor mediante combustión.

##### a. Ciclón

A la salida del reactor, el gas pobre posee alta temperatura y partículas de ceniza volantes que se desprendieron de la cascarilla de arroz. Si estas partículas no son removidas, pueden ocasionar problemas de obstrucción en el quemador y se incrementará, posiblemente, el costo de mantenimiento del equipo.

En un ciclón la trayectoria del gas comprende un doble vórtice. El gas entra en la cámara superior tangencialmente y desciende en un primer vórtice hasta el ápice de la sección cónica. Luego asciende en un segundo vórtice, con diámetro más pequeño, y sale por la parte superior a través de un ducto vertical centrado. Las partículas se mueven radialmente hacia las paredes, se deslizan por las paredes, y son recogidos por la parte inferior [2]. En la Figura 2.3 se muestra la dirección que los vórtices realizan al interior de un ciclón.



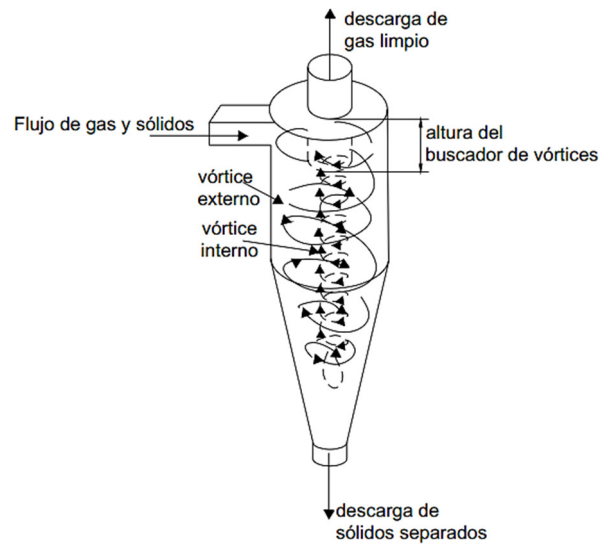


Figura 2.3. Comportamiento del flujo de gas en un ciclón [3].

### b. Enfriador

El gas pobre está a alta temperatura a la salida del ciclón. Se podría disminuir esta temperatura, pero se perdería el calor sensible del gas. Por esta razón se plantea no usar un enfriador. Entonces es necesario una tubería de transporte de gas hacia el quemador. Esta tubería debe ser aislada debido a la temperatura del gas.

### c. Quemador

La función del quemador es quemar el gas pobre. El quemador puede ser del tipo atmosférico para GLP o se puede diseñar uno. Sea cual sea el caso, el quemador debe asegurar una buena mezcla del gas pobre con el aire para producir combustión completa. Además, el quemador debe ser capaz de operar a la temperatura con la que sale el gas pobre del ciclón. En la Figura 2.4 se muestra un quemador radial para GLP.

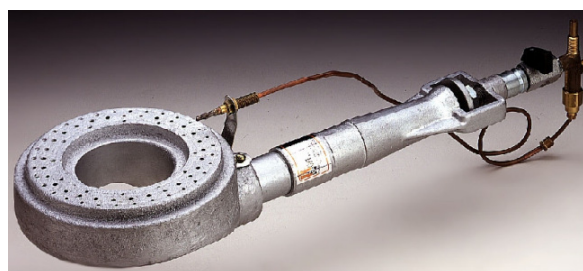


Figura 2.4. Quemador atmosférico radial [4].

## 2.2. Metodología para el diseño de los componentes

### 2.2.1. Metodología para el diseño del sistema de generación de gas pobre

Para dimensionar el sistema de generación de gas pobre se debe tener en cuenta diferentes factores que dependen del tipo de biomasa, de la operación y de la geometría.

#### a. Factores dependientes de la biomasa

- **Análisis elemental.**- Proporciona la composición química de la cascarilla de arroz. Por lo tanto, permite determinar la relación aire-combustible estequiométrica y, además, evaluar si habrá contaminantes en el proceso de gasificación.
- **Análisis inmediato.**- La principal información que se obtiene de este análisis es el porcentaje de ceniza de la cascarilla de arroz, el cual es alto comparado con otras biomasa residuales. Si se utiliza un gasificador downdraft convencional con encendido por la parte inferior, el retiro de cenizas sería crítico, pues la acumulación de estas podría afectar el flujo de gas pobre. En cambio, si se utiliza un gasificador downdraft invertido, no habría problemas de obstrucción, pues las cenizas estarían en la parte superior y se formarían después de que el biocarbón se ha consumido.
- **Densidad de la biomasa.**- La cascarilla de arroz tiene una baja densidad. Como se mencionó en el capítulo anterior, los primeros gasificadores contaban con una “garganta” que permitía obtener una buena calidad de gas pobre. Sin embargo, esta configuración no es adecuada para biomasa con baja densidad, ya que ocasiona problemas de obstrucción. Por lo tanto, el reactor del gasificador debe ser de un diámetro uniforme para evitar estos problemas.
- **Tamaño de partícula.**- El tamaño de partícula de la cascarilla de arroz es pequeño (largo de 5 a 11 mm y ancho de 1 a 2 mm). Cuando la biomasa es de tamaño pequeño, las partículas se agrupan más. Esto puede generar obstrucciones e incrementar la resistencia al paso del aire de gasificación.
- **Temperatura de fusión de la ceniza.**- La temperatura de fusión de la ceniza de la cascarilla de arroz está por encima de los 1400 °C. Los gasificadores downdraft difícilmente alcanza esta temperatura. Por lo tanto, se puede decir que la ceniza de la cascarilla de arroz no se fundirá ni presentará problemas de escoriación.

## b. Factores dependientes de la operación

- Temperatura.- La temperatura del proceso influye en el porcentaje de biocarbón, alquitrán y gas que se genere.
- Presión.- Es la presión a la que se realiza el proceso. Los gasificadores de lecho fijo/móvil operan a presión cercana a la atmosférica, mientras que, los gasificadores de lecho fluidizado operan a presiones de hasta 30 bar.
- Potencia necesaria ( $P_g$ ).- Es la potencia térmica requerida. Los gasificadores downdraft son adecuados para bajas potencias a comparación de otros tipos.
- Tiempo de operación o de consumo ( $T_{op}$ ).- Es el tiempo total requerido para gasificar completamente la cascarilla de arroz. Se debe estimar un tiempo adecuado.
- Caudal de aire para gasificación ( $\dot{V}_a$ ).- Es el flujo volumétrico de aire para gasificar la cascarilla de arroz. Es alrededor del 30% del flujo estequiométrico.
- Velocidad superficial del aire ( $V_s$ ).- Es la velocidad del aire en la sección del reactor. Esta velocidad está relacionada con la alteración del lecho de combustible y la fluidización del mismo
- Resistencia del combustible ( $R_c$ ).- Es la resistencia que ejerce la columna de cascarilla de arroz al paso del aire.
- Caída de presión total ( $\Delta p_t$ ).- Es la presión que debe vencer el sistema de suministro de aire. Es la suma de la resistencia del combustible y la caída de presión en el ciclón.
- Peso del reactor.- Es el peso total del reactor cargado con cascarilla de arroz. Permite calcular el soporte del sistema de generación de gas pobre.

## c. Factores geométricos

- Diámetro del reactor ( $D_r$ ).- Es el diámetro interior de la sección del reactor. Depende principalmente de la potencia térmica requerida.
- Altura del reactor ( $H_r$ ).- Es la altura total del reactor sin considerar el compartimiento para las cenizas. Depende principalmente del tiempo de operación.
- Espesor de la pared interior ( $e_{r1}$ ).- Es el espesor de la plancha de la pared interior.
- Espesor de la pared exterior ( $e_{r2}$ ).- Es el espesor de la plancha de la pared exterior.
- Espesor del aislante térmico ( $e_{ais}$ ).- Es el espesor del aislante térmico que va en el espacio anular entre la pared interior y exterior.

En la Figura 2.5 se muestra la configuración geométrica del reactor del sistema generador de gas pobre.

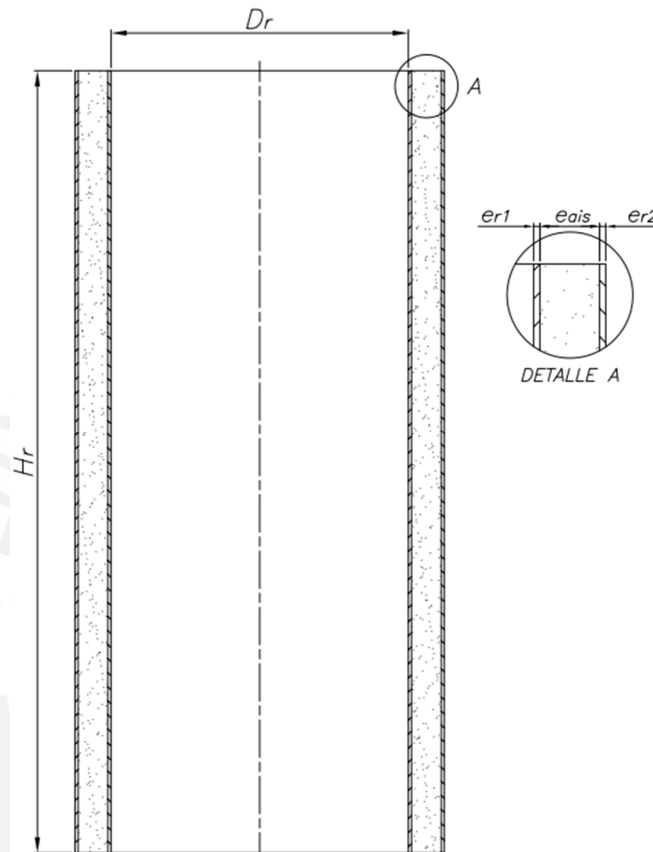


Figura 2.5. Esquema geométrico del reactor.

## 2.2.2. Metodología para el diseño del sistema de acondicionamiento

### a. Ciclón

Para el diseño del ciclón se hallarán los siguientes parámetros:

- Caudal de gas pobre ( $\dot{V}_g$ ).- Es el caudal de gas a la temperatura de salida del sistema de generación de gas pobre.
- Diámetro de partícula ( $d_p$ ).- Es el diámetro promedio de la partícula de ceniza producido en el proceso de gasificación.

- Eficiencia del ciclón ( $\eta_c$ ).- Es la eficiencia con la que se captura un determinado tamaño de partícula. Se debe estimar una eficiencia para el diámetro de partícula.
- Diámetro de corte ( $d_{p50}$ ).- Es el diámetro de partícula que es capturado con un 50 % de eficiencia.
- Diámetro característico del ciclón ( $D_c$ ).- Es el diámetro interior del ciclón. Con este diámetro se puede calcular todas las dimensiones geométricas del ciclón.
- Caída de presión en el ciclón ( $\Delta p_c$ ).- Es la caída de presión al interior del ciclón.

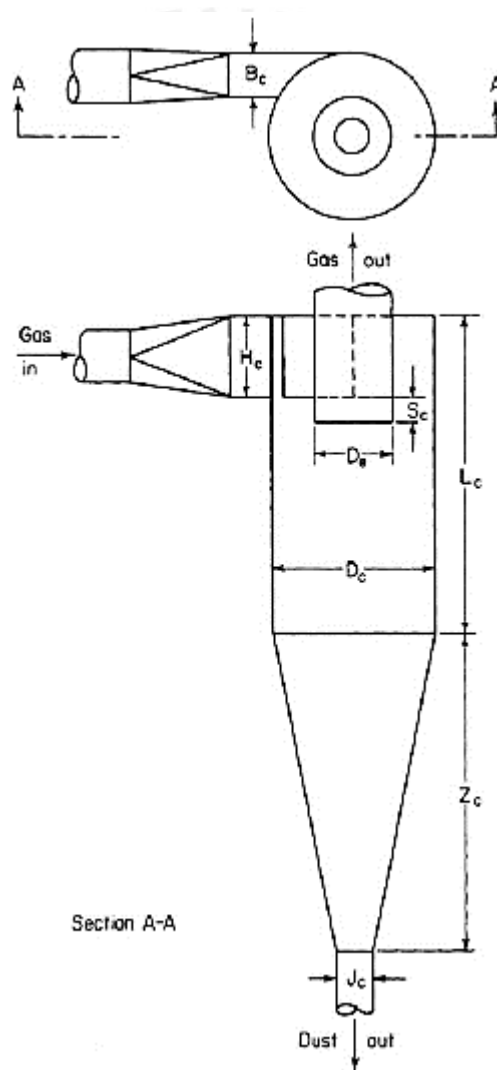
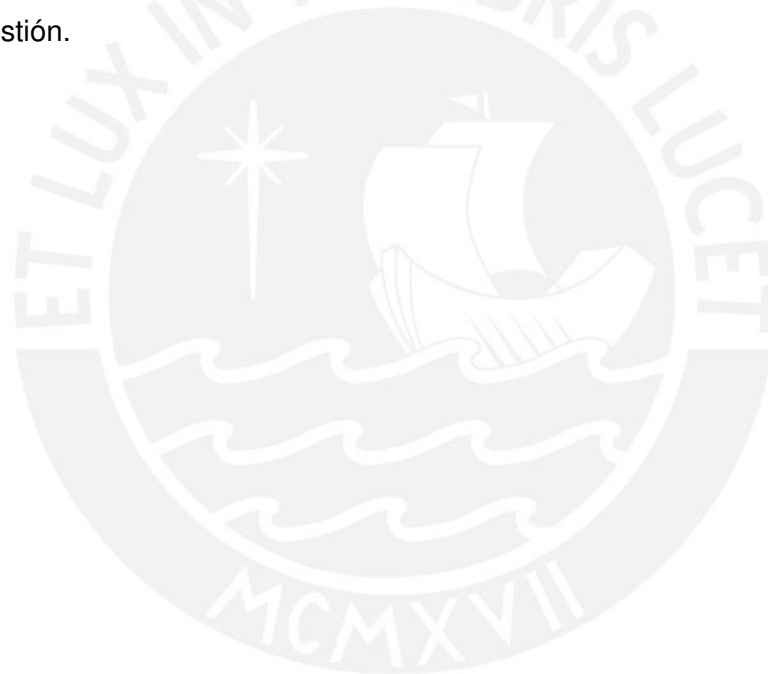


Figura 2.6. Esquema geométrico del ciclón [5].

## b. Quemador

Para la selección del quemador se tendrá en cuenta lo siguiente:

- Potencia calorífica.- Si se utiliza un quemador para combustible GLP o gas natural se debe tener en cuenta la potencia térmica a la que opera.
- Material del quemador.- El material del quemador debe ser adecuado para resistir la temperatura del gas pobre y la temperatura de flama.
- Diámetro de los agujeros del quemador.- El gas pobre que atraviesa los agujeros del quemador deben tener una velocidad adecuada que asegure una buena combustión.



## Referencias bibliográficas del Capítulo 2

- [1] BELONIO, Alexis (2005) *Rice Husk Gas Stove Handbook*. Iloilo City: Department of Agricultural Engineering and Environmental Management, pág. 27.
- [2] ECHEVERRI, Carlos (2005) “Diseño óptimo de ciclones”. *Revista Ingenierías Universidad de Medellín*. Medellín, 2005, volumen 5, número 9, pág. 124-125.
- [3] GARCÍA, Juan (2008) *Efectos de la variación del dimensionamiento del buscador de vórtices en el desempeño de un separador ciclónico*. Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Mecánica. Ciudad de México, D.F.: Instituto Politécnico Nacional, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica, pág. 21.
- [4] EQUIPOS QUEMADORES AUTOMÁTICOS (2014) Productos. Quemadores. Quemadores a gas. Atmosférico radial. Consulta: 22 de octubre de 2014. <[http://www.eqa.com.ar/espanol/dtecnicos/quemadores/quem\\_radial.PDF](http://www.eqa.com.ar/espanol/dtecnicos/quemadores/quem_radial.PDF)>
- [5] GREEN, Don y PERRY, Robert (2007) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Eight edition. Mc Graw Hill, pág. 17-29.

## CAPÍTULO 3

### DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE GAS POBRE

El sistema de generación de gas pobre cuenta con 3 componentes: el reactor, el sistema de suministro de aire y el sistema de retiro de cenizas. Cada uno de ellos cumple una función que permite al sistema funcionar correctamente. El sistema de suministro de aire entrega el aire necesario para realizar el proceso de gasificación. Este proceso se realiza al interior del reactor donde se encuentra la cascarilla de arroz. El residuo que deja el proceso es la ceniza, la cual es retirada por el sistema de retiro de cenizas.

#### 3.1. Reactor

El reactor tiene la función de contener al proceso de gasificación en su interior. Es allí donde se realizan las reacciones termoquímicas que producirán el gas pobre a partir de la cascarilla de arroz. Debido a las reacciones que se llevan a cabo, el reactor se caracteriza por operar a altas temperaturas. El reactor está compuesto por una pared interior, un aislante y una pared exterior. La pared interior y la exterior son metálicas.

##### 3.1.1. Dimensiones básicas

El diseño geométrico del reactor está basado en las ecuaciones desarrolladas por el investigador Alexis T. Belonio, un especialista en diseño de gasificadores de cascarilla de arroz. El diámetro y la altura del reactor se calculan a partir de las siguientes expresiones [1]:

$$\dot{m}_c = \frac{P_g}{PCI_c \cdot \eta_t} \quad (3-1)$$



$$A_r = \frac{\dot{m}_c}{REG} \quad (3-2)$$

$$D_r = \left( \frac{4 \cdot A_r}{\pi} \right)^{0,5} \quad (3-3)$$

$$H_r = \frac{REG \cdot T_{op}}{\rho_c} \quad (3-4)$$

Donde:

- $\dot{m}_c$  es el flujo másico de combustible (kg/h).
- $P_g$  es la potencia requerida (kcal/h).
- $PCI_c$  es el poder calorífico del combustible (kcal/kg).
- $\eta_t$  es la eficiencia térmica del gasificador.
- $A_r$  es el área transversal del reactor ( $m^2$ ).
- $REG$  es la relación específica de gasificación ( $kg/h \cdot m^2$ ).
- $D_r$  es el diámetro del reactor (m).
- $H_r$  es la altura del reactor (m).
- $T_{op}$  es el tiempo de operación (h).
- $\rho_c$  es la densidad del combustible ( $kg/m^3$ ).

La potencia requerida es 2600 kcal/h. El PCI de la cascarilla de arroz es 3089 kcal/kg y su densidad es 110  $kg/m^3$ . La eficiencia térmica y la relación específica de gasificación son asumidas en 30 % y 100  $kg/h \cdot m^2$  respectivamente [2]. La eficiencia es baja porque el objetivo del proceso es obtener un combustible gaseoso a partir de un combustible sólido, no como la combustión donde el objetivo es obtener calor. El tiempo de operación se estima en 3/4 de hora. A partir de las Ecuaciones 3-1, 3-2, 3-3 y 3-4 se tiene:

$$\dot{m}_c = \frac{2600 \text{ kcal/h}}{3089 \text{ kcal/kg} \cdot 0,3} = 2,81 \text{ kg/h}$$

$$A_r = \frac{2,81 \text{ kg/h}}{100 \text{ kg/h} \cdot m^2} = 0,0281 \text{ m}^2$$

$$D_r = \left( \frac{4 \cdot 0,0281 \text{ m}^2}{\pi} \right)^{0,5} = 0,19 \text{ m}$$

$$H_r = \frac{100 \text{ kg/h} \cdot m^2 \cdot 0,75 \text{ h}}{110 \text{ kg/m}^3} = 0,68 \text{ m}$$

El diámetro de la pared interior es 190 mm y la altura mínima para lograr un tiempo de operación de 45 minutos es 680 mm. Se considera una altura adicional en el reactor para colocar un tubo que sirva como salida del gas pobre. Las dimensiones se muestran en la Figura 3.1.

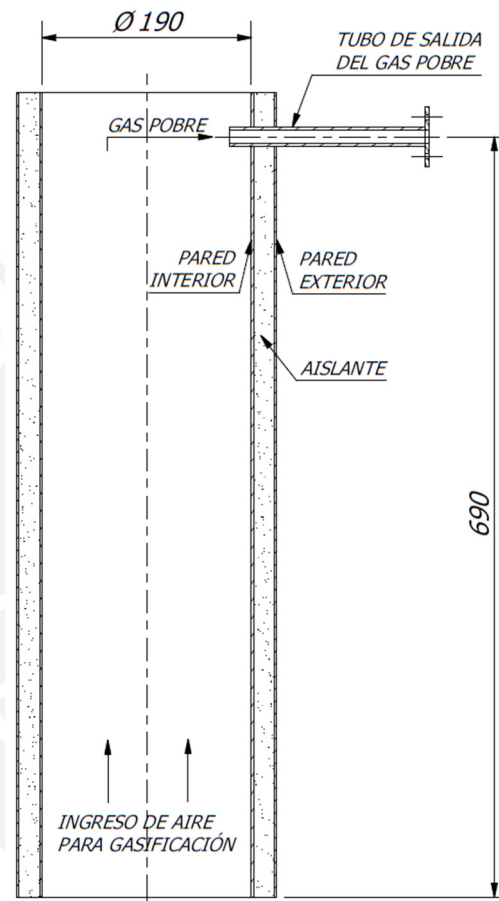


Figura 3.1. Dimensiones del reactor.

### 3.1.2. Selección del material

Como se mencionó anteriormente, el reactor está formado por dos paredes metálicas (pared interior y pared exterior). La pared interior del reactor es la más crítica, porque está en contacto directo con las reacciones termoquímicas del proceso de gasificación.

Debido a las condiciones inherentes al proceso (alta temperatura y ambiente oxidante) se establece que el material apropiado para la pared interior es el acero inoxidable. El acero inoxidable AISI 304 tiene una excelente resistencia a la corrosión y oxidación

hasta una temperatura de 815 °C. Sin embargo, debido a la exposición a temperaturas entre 425 y 870 °C, el acero inoxidable puede presentar precipitación de carburos de cromo [3]. Por lo tanto, se resuelve emplear un acero inoxidable con bajo contenido de carbono como el AISI 304L para la pared interior.

Por otro lado, la pared exterior no está sometido a condiciones severas. Este es colocado como resistencia a la transferencia de calor y como soporte del aislante térmico. Se resuelve emplear acero galvanizado para la pared exterior, por su resistencia a la corrosión y por la disponibilidad de pequeños espesores.

El material aislante a emplear es fibra cerámica en versión de manta o colcha por su buen comportamiento a altas temperaturas. La manta de fibra cerámica es muy conveniente, pues posee la misma resistencia al calor que un ladrillo refractario, pero con una gran flexibilidad y ligereza [4].

### 3.1.3. Espesor del reactor

La configuración de la pared interna del reactor corresponde a un cilindro vertical sometido a presión interna. Para efectuar el cálculo del espesor requerido en un recipiente cilíndrico vertical sometido a presión interna se usa la expresión recomendada por ASME [5]:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (3-5)$$

Donde:

- t es el espesor de la pared (m).
- P es la presión interna de diseño (Pa).
- R es el radio interno del cilindro (m).
- $S_t$  es el esfuerzo a tensión del material (Pa).
- E es la eficiencia de la soldadura.

La presión interna se asume a 1 atm (101 325 Pa), el esfuerzo para el material seleccionado es 25464 psi (175,57 MPa) [6] y el radio interno es 0,095 m. Como la pared

interior será una plancha rolada, la soldadura será una unión simple por un solo lado sin solera de respaldo con una eficiencia de 0,6. El espesor se calcula con la Ecuación 3-5:

$$t = \frac{101\,325 \text{ Pa} \cdot 0,095 \text{ m}}{175,57 \cdot 10^6 \text{ Pa} \cdot 0,6 - 0,6 \cdot 101\,325 \text{ Pa}} = 0,0001 \text{ m} = 0,1 \text{ mm}$$

El espesor mínimo es 0,1 mm. Adicionalmente se considera un margen de pérdida de masa de 1 mm debido a corrosión. Entonces se tiene un espesor mínimo de 1,1 mm para la pared interior. Se resuelve emplear un espesor de 2 mm para la pared interior. Por otro lado, el espesor de la pared exterior también es de 2 mm.

#### 3.1.4. Transferencia de calor

En reactores de gran potencia, la temperatura de reacción puede alcanzar 1000 °C, mientras que, en reactores de menor potencia la temperatura llega a 500 °C [7]. La transferencia de calor va del lugar de mayor temperatura al lugar de menor temperatura. Por lo tanto, la dirección del flujo de calor va desde el interior del reactor hacia el exterior. En la Figura 3.2 se muestra un esquema de los elementos que intervienen en la transferencia de calor asumiendo un flujo radial de calor.

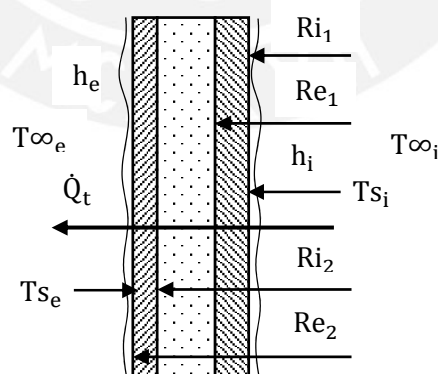


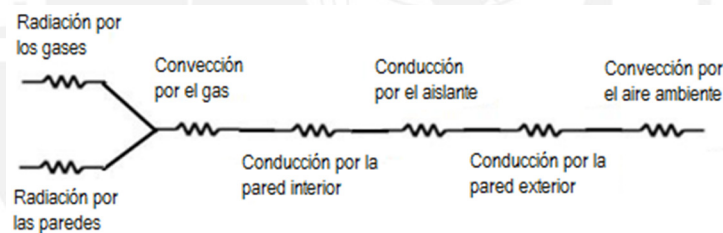
Figura 3.2. Configuración del reactor para la transferencia de calor.

Donde:

- $R_{i1}$  es el radio interno de la pared interior (m).
- $R_{e1}$  es el radio externo de la pared interior (m).
- $R_{i2}$  es el radio interno de la pared exterior (m).

- $Re_2$  es el radio externo de la pared exterior (m).
- $T_{\infty_i}$  es la temperatura en el interior del reactor ( $^{\circ}C$ ).
- $T_{s_i}$  es la temperatura de la superficie interior del reactor (K).
- $T_{s_e}$  es la temperatura de la superficie exterior del reactor (K).
- $T_{\infty_e}$  es la temperatura en el exterior del reactor (K).
- $h_i$  es el coeficiente de convección interior ( $W/m^2-K$ ).
- $h_e$  es el coeficiente de convección exterior ( $W/m^2-K$ ).
- $\dot{Q}_t$  es el calor total transferido (W).

Los procesos de transferencia de calor de adentro hacia afuera son: radiación de los gases, radiación de las paredes, convección de los gases, conducción por la pared interna, conducción por el aislante, conducción por la pared externa y convección del aire ambiente. En la Figura 3.3 se muestra el circuito térmico de la transferencia de calor en el reactor.



**Figura 3.3. Circuito térmico de transferencia de calor para el reactor.**

La radiación de los gases es más compleja a comparación de la radiación de los cuerpos sólidos. Los gases como el hidrógeno ( $H_2$ ), el oxígeno ( $O_2$ ) y el nitrógeno ( $N_2$ ) son transparentes a la radiación, es decir, no emiten ni absorben radiación [8]. En cuanto al proceso de gasificación, es importante la radiación de los gases de combustión, es decir, el dióxido de carbono y el vapor de agua ( $CO_2$  y  $H_2O$ ). La radiación de dichos gases se calcula con las siguientes expresiones [9]:

$$q_{r\ CO_2} = 4,07 \cdot \sqrt[3]{p_{CO_2} \cdot s} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^{3,5} \quad (3-6)$$

$$q_{r\ H_2O} = 4,07 \cdot p_{H_2O}^{0,8} \cdot s^{0,6} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 \quad (3-7)$$

Donde:

- $q_{CO_2}$  es el calor por unidad de área debido a la radiación de  $CO_2$  ( $W/m^2$ ).
- $q_{H_2O}$  es el calor por unidad de área debido a la radiación de  $H_2O$  ( $W/m^2$ ).
- $p_{CO_2}$  es la presión parcial del  $CO_2$  (bar).
- $p_{H_2O}$  es la presión parcial del  $H_2O$  (bar).
- $s$  es el espesor medio de la capa gaseosa (m).
- $T$  es la temperatura de reacción al interior del reactor (K).

Los valores del espesor medio dependen de la geometría donde ocurre el proceso de radiación. En la Tabla 3.1 se muestra los factores para diferentes geometrías.

**Tabla 3.1. Factores de espesor medio para distintas configuraciones geométricas [10].**

Geometría	Longitud característica	Factor s
Cilindro de longitud infinita	Diámetro (D)	0,9D
Cilindro circular de igual diámetro y altura que irradia a la base	Diámetro (D)	0,72D
Cilindro circular de igual diámetro y altura que irradia a toda la superficie	Diámetro (D)	0,6D
Cilindro infinito de sección semicircular	Radio (R)	1,26R

El calor de radiación neto es la radiación de los gases menos la radiación de las paredes. Si se considera que la pared interna del reactor está a la misma temperatura, se puede despreciar la radiación de las paredes, siendo el calor neto por radiación solo la radiación de los gases. El calor por radiación se calcula con la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_r = q_r \cdot A_s \quad (3-8)$$

Donde:

- $\dot{Q}_r$  es el calor por radiación (W).
- $q_r$  es el calor por unidad de área debido a la radiación ( $W/m^2$ ).
- $A_s$  es el área superficial del reactor ( $m^2$ ).

Para hallar las presiones parciales de los gases de combustión se debe considerar una composición volumétrica de gas pobre que se muestra en la Tabla 3.2.

**Tabla 3.2. Composición del gas pobre a 1000 °C [11].**

Producto	Composición volumétrica (%)
CO	26,10
H <sub>2</sub>	20,60
CH <sub>4</sub>	0,00
CO <sub>2</sub>	6,60
H <sub>2</sub> O	8,60
N <sub>2</sub>	38,10

Considerando una presión interna de 1 atm (101 325 Pa), la presión parcial del dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y del vapor de agua (H<sub>2</sub>O) es:

$$p_{\text{CO}_2} = 0,066 \cdot 101\,325 \text{ Pa} = 6\,687 \text{ Pa} = 0,067 \text{ bar}$$

$$p_{\text{H}_2\text{O}} = 0,086 \cdot 101\,325 \text{ Pa} = 8\,714 \text{ Pa} = 0,087 \text{ bar}$$

La temperatura del gas se asume a 500 °C (773 K) y el factor “s” es 0,9D. El calor por unidad de área del CO<sub>2</sub> y del H<sub>2</sub>O se calcula con las Ecuaciones 3-6 y 3-7:

$$q_{r \text{ CO}_2} = 4,07 \cdot \sqrt[3]{0,067 \cdot (0,9 \cdot 0,19)} \cdot \left(\frac{773}{100}\right)^{3,5} = 1177,54 \text{ W/m}^2$$

$$q_{r \text{ H}_2\text{O}} = 4,07 \cdot 0,087^{0,8} \cdot (0,9 \cdot 0,19)^{0,6} \cdot \left(\frac{773}{100}\right)^3 = 92,49 \text{ W/m}^2$$

El calor por radiación se calcula con la Ecuación 3-8:

$$q_r = q_{r \text{ CO}_2} + q_{r \text{ H}_2\text{O}} = 1270,03 \text{ W/m}^2$$

$$\dot{Q}_r = 1270,01 \text{ W/m}^2 \cdot (\pi \cdot 0,19 \text{ m} \cdot 0,68 \text{ m}) = 553,4 \text{ W}$$

Ahora se debe hallar el calor que se transmite por conducción y convección desde el interior del reactor al ambiente. Es decir, conducción por las paredes metálicas y el aislante, así como convección natural por el aire. Se desprecia la convección de los gases debido a que a altas temperaturas la resistencia al paso del flujo de calor es mínima. El calor por conducción y convección se calcula a partir de las siguientes expresiones:

$$R_{cil.1} = \frac{\ln(Re_1/Ri_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acero} \cdot H_r} \quad (3-9)$$

$$R_{aisl} = \frac{\ln(Ri_2/Re_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aisl} \cdot H_r} \quad (3-10)$$

$$R_{cil.2} = \frac{\ln(Re_2/Ri_2)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acero} \cdot H_r} \quad (3-11)$$

$$R_{he} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot Re_2 \cdot h_e \cdot H_r} \quad (3-12)$$

$$\dot{Q}_c = \frac{T_{\infty i} - T_{\infty e}}{R_{cil.1} + R_{aisl} + R_{cil.2} + R_{he}} \quad (3-13)$$

Donde:

- $R_{cil.1}$  es la resistencia de la pared interior metálica (K/W).
- $R_{aisl}$  es la resistencia del aislante térmico (K/W).
- $R_{cil.2}$  es la resistencia de la pared exterior metálica (K/W).
- $R_{he}$  es la resistencia convectiva del aire exterior (K/W).
- $k_{acero}$  es la conductividad térmica del acero (W/m-K).
- $k_{aisl}$  es la conductividad térmica del aislante (W/m-K).
- $h_e$  es el coeficiente de convección exterior (W/m<sup>2</sup>-K).
- $H_r$  es la altura del reactor (m).
- $\dot{Q}_{cc}$  es el calor por conducción y convección (W).

La temperatura interior se asume a 500 °C (773 K) y la temperatura exterior a 30 °C (303 K). El espesor de la pared interior metálica es 2 mm y de la pared exterior metálica es 2 mm. La conductividad del acero es 15 W/m<sup>2</sup>-K. La conductividad térmica de la manta de fibra cerámica es 0,112 W/m-K. El coeficiente de convección del aire es 7,76 W/m<sup>2</sup>-K. Se prueba para un espesor de aislante de 3/4". A partir de las ecuaciones 3-9, 3-10, 3-11 y 3-12 se tiene:

$$R_{cil.1} = \frac{\ln(0,098 \text{ m}/0,095 \text{ m})}{2 \cdot \pi \cdot 15 \text{ W/m} - \text{K} \cdot 0,68 \text{ m}} = 3,03 \cdot 10^{-4} \text{ K/W}$$

$$R_{aisl} = \frac{\ln(0,11705 \text{ m}/0,098 \text{ m})}{2 \cdot \pi \cdot 0,112 \text{ W/m} - \text{K} \cdot 0,68 \text{ m}} = 0,35 \text{ K/W}$$

$$R_{cil.2} = \frac{\ln(0,11805 \text{ m}/0,11705 \text{ m})}{2 \cdot \pi \cdot 15 \text{ W/m} - \text{K} \cdot 0,68 \text{ m}} = 2,48 \cdot 10^{-4} \text{ K/W}$$



$$R_{he} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,11805 \text{ m} \cdot 7,76 \text{ W/m}^2 - \text{K} \cdot 0,68 \text{ m}} = 0,24 \text{ K/W}$$

El calor por conducción y convección se calcula con la Ecuación 3-13:

$$\dot{Q}_{cc} = \frac{(773 - 303) \text{ K}}{3,03 \cdot 10^{-4} \text{ K/W} + 0,35 \text{ K/W} + 2,48 \cdot 10^{-4} \text{ K/W} + 0,24 \text{ K/W}} = 798,1 \text{ W}$$

Con el espesor de aislante utilizado se calcula cual es la temperatura en la superficie exterior con la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_t = \frac{T_{coi} - T_{se}}{R_{cil.1} + R_{aisl} + R_{cil.2}} \quad (3-14)$$

Las resistencias térmicas y el calor total se han calculado anteriormente. La temperatura superficial exterior se calcula con la Ecuación 3-14:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_t &= \dot{Q}_r + \dot{Q}_{cc} = 553,4 + 798,1 = 1351,5 \text{ W} \\ 1351,5 \text{ W} &= \frac{773 - T_{se}}{3,03 \cdot 10^{-4} \text{ K/W} + 0,35 \text{ K/W} + 2,48 \cdot 10^{-4} \text{ K/W}} \\ T_{se} &= 27,5 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

La temperatura superficial exterior es 27,5 °C para un espesor de 3/4" de aislante térmico de manta cerámica, lo cual se considera apropiado. En la Figura 3.4 se muestra la configuración de las paredes del reactor y del aislante.

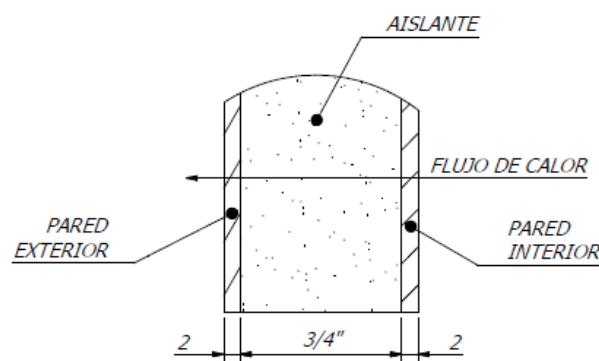


Figura 3.4. Pared interna, aislante y pared externa del reactor.

### 3.1.5. Tapa del reactor

El reactor posee una tapa para evitar que el gas pobre escape por la parte superior. Sus dimensiones deben ser tal que encaje con el reactor. Además, la tapa cuenta con un sistema de seguridad, el cual cuenta con un resorte de tracción que ajusta la tapa al reactor. Si sucediera alguna detonación al interior del reactor, el resorte se extendería y dejaría escapar el gas pobre por el contorno de la tapa.

La tapa embutida del reactor gira respecto a un pin localizado al extremo derecho de la Figura 3.5 que permite abrir y cerrar la tapa. El enganche de la tapa permite cerrar la tapa herméticamente gracias a la acción de un resorte de tracción que tira hacia abajo la tapa.

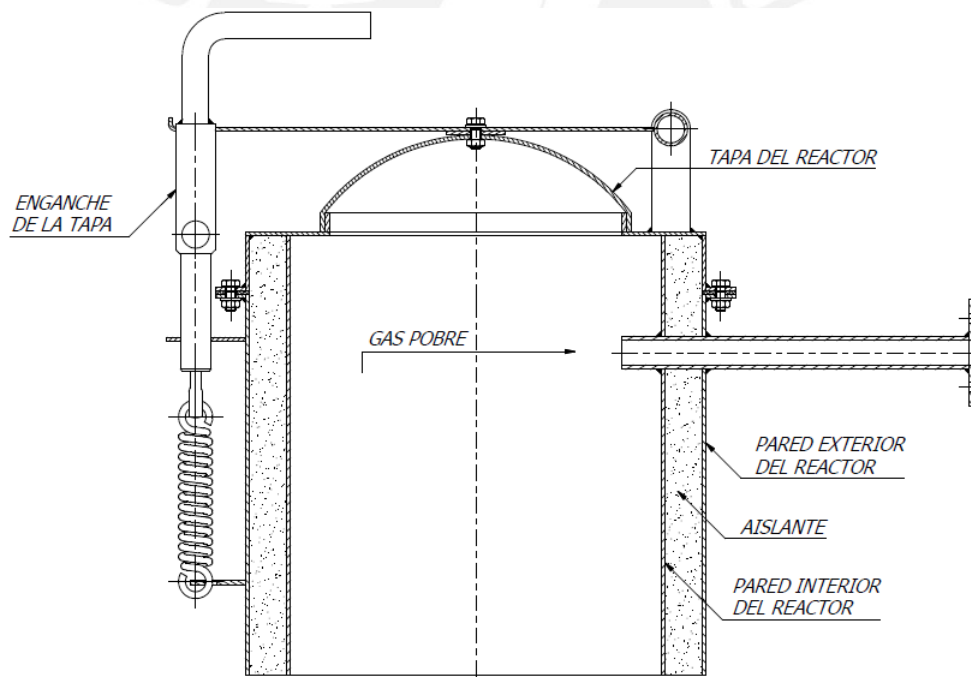


Figura 3.5. Corte del ensamblaje del reactor y tapa.

En la Figura 3.6 se muestra la posición de carga de la cascarilla de arroz. Con la tapa abierta, la cascarilla de arroz se introduce al interior del reactor. Luego se cierra la tapa y se hace encajar la pestaña superior de la tapa con el enganche para permitir un cierre hermético por acción de un resorte de tracción.

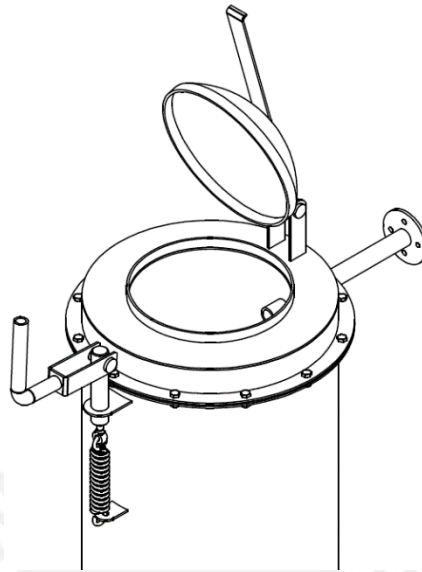


Figura 3.6. Gasificador con tapa abierta para alimentación.

### 3.2. Sistema de suministro de aire

El sistema de suministro de aire tiene la función de hacer ingresar el aire al sistema generador de gas pobre para realizar proceso de gasificación. Este puede estar compuesto por un ventilador o un soplador. La selección depende del caudal a suministrar y la presión que debe vencer el aire.

#### 3.2.1. Caudal de aire

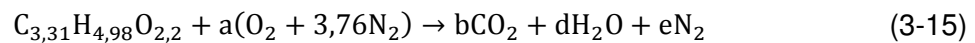
El cálculo del caudal de aire para el proceso de gasificación depende de la relación estequiométrica aire-combustible. Para hallar esta relación se necesita hacer un balance de la ecuación de combustión de la cascarilla de arroz. En la Tabla 3.3 se muestra los elementos que participan en la combustión, es decir carbono (C), hidrógeno (H) y oxígeno (O), tomando como base 100 kg de cascarilla de arroz del análisis último.

Tabla 3.3. Moles de carbono, hidrógeno y oxígeno para 100 kg de cascarilla de arroz.

Elemento	Símbolo	Masa (kg)	Masa molar (kg/kmol)	Moles (kmol)
Carbono	C	39,70	12	3,31
Hidrógeno	H	4,98	1	4,98
Oxígeno	O	35,22	16	2,20

Si se divide los moles obtenidos en la Tabla 3.3 entre los moles de carbono, se obtiene la siguiente fórmula química  $\text{CH}_{1,51}\text{O}_{0,67}$ , la cual es aproximada a la fórmula de la biomasa ( $\text{CH}_{1,4}\text{O}_{0,6}$ ).

La ecuación de combustión de la cascarilla de arroz es la siguiente:



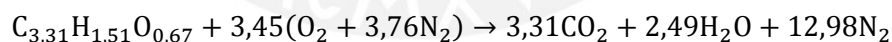
La relación aire-combustible estequiométrica se calcula con la siguiente expresión:

$$r_{a/c} = \frac{a \cdot (2 \cdot \bar{M}_O + 2 \cdot 3,76 \cdot \bar{M}_N)}{m_c} \quad (3-16)$$

Donde:

- $r_{a/c}$  es la relación aire-combustible estequiométrica ( $\text{kg}_{\text{aire}}/\text{kg}_{\text{cascarilla}}$ ).
- $a$  es el número de moles de aire (kmol).
- $\bar{M}_O$  es el peso molecular del oxígeno (kg/kmol).
- $\bar{M}_N$  es el peso molecular del nitrógeno (kg/kmol).
- $m_c$  es la masa base de combustible usada para el balance de la combustión (kg).

La ecuación balanceada de combustión de la cascarilla de arroz es la siguiente:



De la ecuación de combustión balanceada, se calcula la relación aire estequiométrica con la Ecuación 3-16:

$$r_{a/c} = \frac{3,45 \text{ kmol} \cdot (2 \cdot 16 \text{ kg/kmol} + 2 \cdot 3,76 \cdot 14 \text{ kg/kmol})}{100 \text{ kg}} = 4,74 \text{ kg}_{\text{aire}}/\text{kg}_{\text{cascarilla}}$$

El caudal de aire para gasificación se calcula con la siguiente expresión [12]:

$$\dot{V}_a = \frac{\varepsilon \cdot \dot{m}_c \cdot r_{a/c}}{\rho_a} \quad (3-17)$$

Donde:

- $\dot{V}_a$  es el caudal de aire ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
- $\varepsilon$  es la relación de equivalencia o porcentaje de aire estequiométrico.
- $\dot{m}_c$  es el flujo másico de combustible ( $\text{kg}/\text{h}$ ).
- $r_{a/c}$  es la relación aire-combustible estequiométrica ( $\text{kg}_{\text{aire}}/\text{kg}_{\text{casarilla}}$ ).
- $\rho_a$  es la densidad del aire ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

La relación de equivalencia es 0,3 o 30 % [13]. La densidad del aire es  $1,2 \text{ kg}/\text{m}^3$  a  $20^\circ\text{C}$ . El caudal de aire se calcula con la Ecuación 3-17:

$$\dot{V}_a = \frac{0,3 \cdot 2,81 \text{ kg}/\text{h} \cdot 4,74}{1,2 \text{ kg}/\text{m}^3} = 3,33 \text{ m}^3/\text{h}$$

La densidad del aire es  $1,18 \text{ kg}/\text{m}^3$  a  $25^\circ\text{C}$ . El caudal de aire a condiciones estándar (1 atm,  $25^\circ\text{C}$ ) se calcula también con la Ecuación 3-17:

$$\dot{V}_{a \text{ std}} = \frac{0,3 \cdot 2,81 \text{ kg}/\text{h} \cdot 4,74}{1,18 \text{ kg}/\text{m}^3} = 3,38 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

### 3.2.2. Caída de presión

Además del caudal de aire, se debe considerar la resistencia que el combustible ejerce al paso del aire. Esta resistencia depende de la velocidad superficial y de la altura de la columna de combustible en el reactor. La velocidad superficial y la resistencia del combustible se calculan con las siguientes expresiones [14]:

$$V_s = \frac{\dot{V}_a}{A_r} \quad (3-18)$$

$$R_c = R_e \cdot H_c \quad (3-19)$$

Donde:

- $V_s$  es la velocidad superficial ( $\text{m}/\text{s}$ ).
- $\dot{V}_a$  es el caudal de aire ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

- $R_c$  es la resistencia del combustible al paso del aire ( $\text{cmH}_2\text{O}$ ).
- $R_e$  es la resistencia específica del combustible ( $\text{cmH}_2\text{O}/\text{m}$ ).
- $H_c$  es la altura del combustible en el reactor (m).

La velocidad superficial está relacionada con la fluidización y la alteración del lecho de combustible. Durante el proceso de gasificación, coexisten dos tipos de sólidos: la cascarilla de arroz y el biocarbón (char). A una velocidad superficial de 8,5 cm/s, el biocarbón empieza a formar canales que alteran el lecho de combustible. Por otro lado, a una velocidad superficial de 20 cm/s, la cascarilla de arroz empieza a formar canales y a fluidizarse [15]. Considerando lo anterior, el biocarbón limita el valor de la velocidad superficial en el reactor.

La velocidad superficial se calcula con la Ecuación 3-18:

$$V_s = \frac{3,33 \text{ m}^3/\text{h}}{0,0281 \text{ m}^2} \cdot \frac{10^2 \text{ cm}}{1 \text{ m}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 3,3 \text{ cm/s}$$

La velocidad superficial en el reactor se considera adecuada por ser menor a 8,5 cm/s. Con la velocidad superficial se puede hallar la resistencia específica de la cascarilla de arroz a partir de la Figura 3.7.

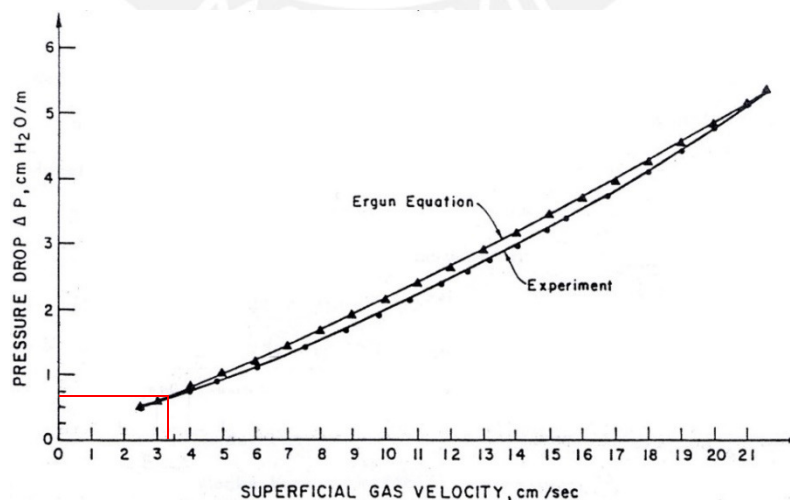


Figura 3.7. Curva de la resistencia específica de la cascarilla de arroz [16].

A una velocidad de 3,3 cm/s le corresponde una resistencia específica de 0,68 cm H<sub>2</sub>O/m. El caso crítico se considera cuando la altura de la columna de cascarilla de arroz es igual a la altura del reactor ( $H_c = H_r$ ). Además a la resistencia se le agrega un 20% por pérdidas. La resistencia de la cascarilla se calcula con la Ecuación 3-19:

$$R_c = (0,68 \text{ cm H}_2\text{O/m} \cdot 0,68 \text{ m}) \cdot 1,2 = 0,56 \text{ cm H}_2\text{O} = 54,58 \text{ Pa}$$

Para tener los parámetros completos de selección del equipo del sistema suministro de aire se debe considerar también la caída de presión en el ciclón. La caída de presión total se calcula con la siguiente expresión:

$$\Delta p_t = R_c + \Delta p_c \quad (3-20)$$

Donde:

- $\Delta p_t$  es la caída total de presión (Pa).
- $R_c$  es la resistencia del combustible (Pa).
- $\Delta p_c$  es la caída de presión en el ciclón (Pa).

La resistencia del combustible es 54,58 Pa y la caída de presión en el ciclón es 1,62 Pa (ver capítulo 4). La caída de presión total se calcula con la Ecuación 3-20:

$$\Delta p_t = 54,58 + 1,62 = 56,2 \text{ Pa}$$

Ahora tenemos los parámetros necesarios para seleccionar el sistema de suministro de aire. El caudal de aire es 3,33 m<sup>3</sup>/h y la presión es 56,2 Pa. Con esto vamos al catálogo de la empresa EBM PAPST para seleccionar el ventilador cuya curva de operación se muestra en la Figura 3.8.

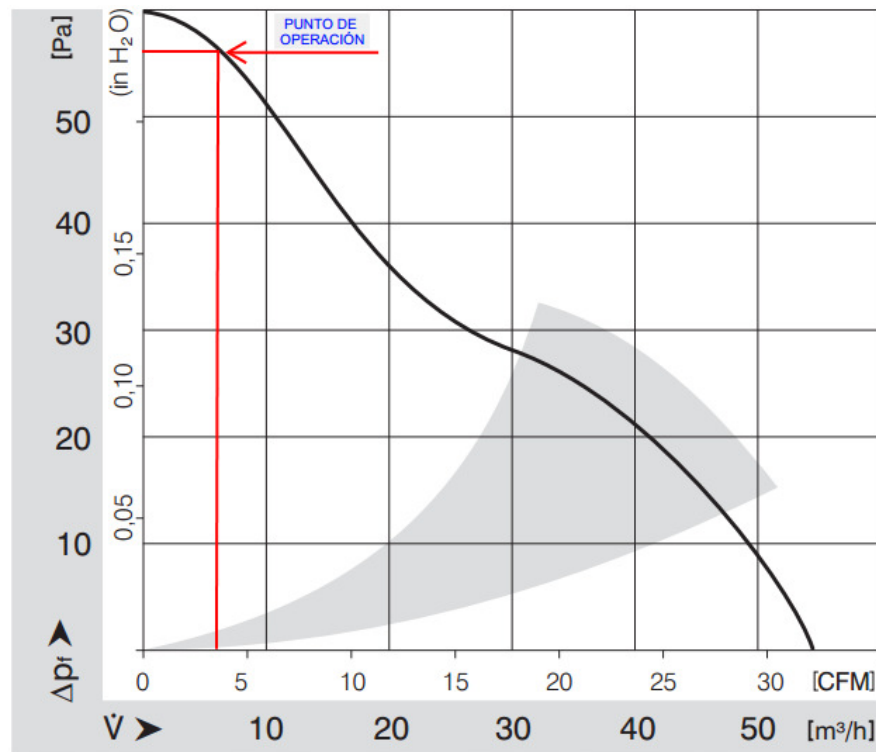


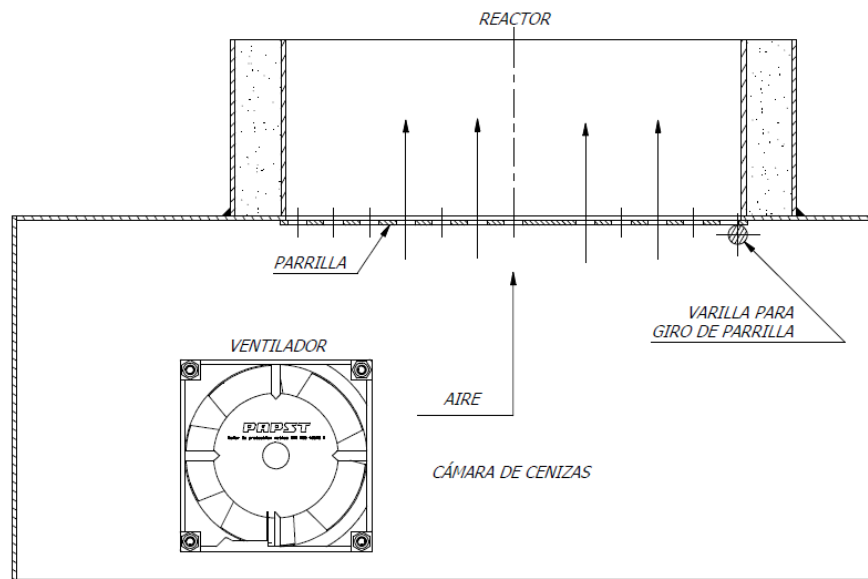
Figura 3.8. Curva del ventilador y punto de operación.

### 3.3. Sistema de retiro de cenizas

El sistema de retiro de cenizas es el encargado de evacuar el residuo del proceso de gasificación hacia una cámara por debajo del reactor. La parte principal del sistema de retiro de cenizas es una plancha perforada con agujeros circulares llamado rejilla. Las perforaciones permiten el paso del aire al interior del gasificador. Se recomienda un diámetro de perforación entre 6 y 10 mm [17]. Se resuelve emplear 8 mm como diámetro de perforación.

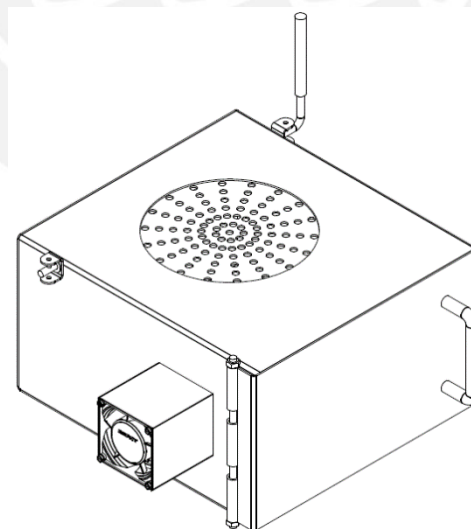
La plancha perforada está soldada a una varilla que permite el giro y la descarga de las cenizas hacia la cámara de cenizas localizada por debajo del reactor. En la Figura 3.9 se muestra un corte transversal del ensamble de la cámara de cenizas y la rejilla, a su vez, se muestra la dirección del aire para el proceso de gasificación.





**Figura 3.9. Corte del ensamble del reactor, cámara de cenizas y rejilla.**

Debido a que las cenizas tienen alta temperatura al terminar el proceso, se determina que el material de la plancha perforada sea acero inoxidable AISI 304L. El espesor de plancha a usar es 2 mm. En la Figura 3.10 se muestra el modelo de la cámara de cenizas y la rejilla.



**Figura 3.10. Ensamble de la cámara de cenizas y rejilla.**

### Referencias bibliográficas del Capítulo 3

- [1] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio (2010) *Training Manual on Rice Husk Gas Stove*. Iloilo City: Center for Rice Husk Energy Technology, págs. 34, 36.
- [2] *Ibíd.* pág. 39.
- [3] DAVIS, Joseph (1997) *ASM Specialty Handbook: Heat-Resistant Materials*. Metals Park: ASM, pág. 6, 137.
- [4] GALAVIZ, José et al. (2012) *Estrategia tecnológica para sustentable para deshidratar frutas, verduras y legumbres*. Universidad Politécnica Tulancingo y Universidad Tecnológica de Tlaxcala: Palibrio, pág. 32.
- [5] ASME (1998) *Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC)*. Section VIII - Rules for Construction of Pressure Vessels. Division 1, pág. 24.
- [6] GARCÍA, Luis (2011) *Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo*. Tesis para optar por el grado de Magíster en Ingeniería Mecánica. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería, pág. 60.
- [7] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio. Op. cit. pág. 20.
- [8] RINHOFFER, Hans y RAUPENSTRAUCH, Harald (2013) "Heat Transfer in Industrial Furnaces". En: MINEA, Alina. *Advances in Industrial Heat Transfer*. Boca Raton: CRC Press, pág. 87.
- [9] MÁRQUEZ, Manuel (2005) *Combustión y quemadores*. Barcelona: Marcombo, pág. 169.
- [10] MÁRQUEZ, Manuel Op. cit. pág. 170.
- [11] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio. Op. cit. pág. 24.
- [12] *Ibíd.* pág. 36.
- [13] *Ibíd.* pág. 20.
- [14] *Ibíd.* págs. 36, 38.
- [15] KAUPP, Albrecht (1984) *Gasification of rice hulls: Theory and Praxis*. Wiesbaden: Vieweg, págs. 134, 136.
- [16] *Ibíd.* pág. 140.
- [17] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio. Op. cit. pág. 30.

## CAPÍTULO 4

### DISEÑO DEL SISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE GAS POBRE

El sistema de acondicionamiento de gas pobre está formado por el ciclón. El quemador es el dispositivo final donde se aprovechará la energía del gas pobre. El ciclón se diseña en su totalidad, mientras que, en cuanto al quemador solo se define que parámetros son importantes para su selección. El ciclón se encarga de retirar las cenizas volantes que viajan junto con el flujo de gas pobre. El porcentaje de material retirado depende de la eficiencia definida para el ciclón. El quemador permite la combustión del gas pobre limpio de cenizas que sale de ciclón.

#### 4.1. Ciclón

El ciclón tiene la función de limpiar el gas pobre que se obtiene del reactor. Este flujo de gas arrastra partículas que en su mayoría son cenizas de la cascarilla de arroz. La presencia de cenizas es inherente al proceso de gasificación, pues siempre resulta como residuo. Por lo tanto, no se puede prescindir de un sistema de limpieza.

##### 4.1.1. Tipo de ciclón

En esta tesis se diseña un ciclón de entrada tangencial rectangular de flujo inverso. Este dispositivo consta de un cuerpo cilíndrico (1) unido a un cuerpo tronco-cónico (2). El gas sucio ingresa en dirección tangencial por una entrada rectangular (3). Las partículas son separadas del flujo de gas por fuerzas centrífugas, descendiendo helicoidalmente hacia el ápice del cono (4). El gas invierte su trayectoria, saliendo por el buscador de vórtices (5). En la Figura 4.1 se muestra la geometría del ciclón mencionado.

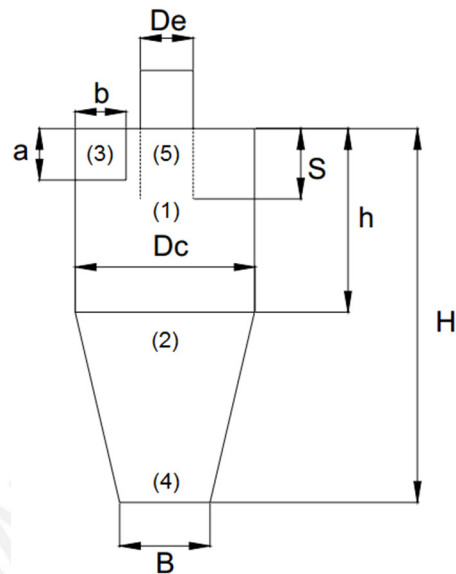


Figura 4.1. Geometría de un ciclón de entrada tangencial [1].

Donde:

- $D_c$  es el diámetro del ciclón.
- $a$  es la altura de la entrada tangencial.
- $b$  es el ancho de la entrada tangencial.
- $D_e$  es el diámetro del buscador de vórtices.
- $S$  es la longitud del buscador de vórtices.
- $h$  es la altura cilíndrica del ciclón.
- $H$  es la altura total del ciclón.
- $B$  es el diámetro del ápice del cono.

Generalmente, el diseño de un ciclón se basa en familias de ciclones que ya tienen proporciones geométricas definidas. Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son: de alta eficiencia, convencionales y de alta capacidad. Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de partículas pequeñas que los ciclones convencionales. Los ciclones de alta capacidad están garantizados solamente para remover partículas mayores de  $20 \mu\text{m}$ , aunque en cierto grado ocurra la remoción de partículas más pequeñas [2]. En la Tabla 4.1 se muestra el intervalo de eficiencias de remoción para las diferentes familias de ciclones.

Tabla 4.1. Intervalo de eficiencias de remoción para cada familia de ciclón [3].

Familia de ciclones	Eficiencia de remoción (%)		
	PST	PM10	PM2,5
Convencionales	70 - 90	30 - 90	0 - 40
Alta eficiencia	80 - 99	60 - 95	20 - 70
Alta capacidad	80 - 99	10 - 40	0 - 10

La ceniza se forma cuando el biocarbón (char) se consume por efecto de las reacciones de reducción. Como no todo el biocarbón se consume, la ceniza se encuentra en una matriz de biocarbón-ceniza de  $10 \mu\text{m}$  [4]. Debido al tamaño pequeño de la partícula, se resuelve emplear un ciclón de alta eficiencia. Dentro de la familia de ciclones de alta eficiencia, las configuraciones más importantes son la de Stairmand y la de Swift. Ambas difieren ligeramente en sus proporciones, sin embargo, el diseño de Stairmand es el más óptimo en cuanto a eficiencia y caída de presión [5]. En la Figura 4.2 se muestra las proporciones geométricas del ciclón Stairmand de alta eficiencia.

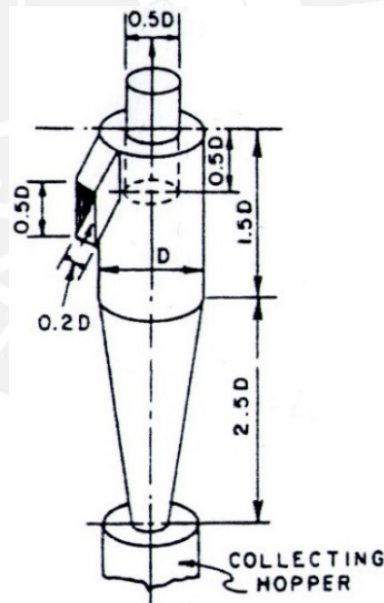


Figura 4.2. Proporciones geométricas del ciclón Stairmand de alta eficiencia [6].

#### 4.1.2. Selección del material

El ciclón del sistema no soporta una gran presión, por lo tanto no requiere de una gran resistencia mecánica. Sin embargo, la temperatura de salida del gas pobre alcanza los  $350 \text{ }^{\circ}\text{C}$  [7]. Para aplicaciones de baja sollicitación mecánica, los aceros al carbono

pueden ser usados hasta una temperatura de 425 °C [8]. Por lo tanto, se resuelve emplear acero al carbono de calidad comercial ASTM A1011 para el ciclón.

#### 4.1.3. Caudal de gas pobre

Se considera que la cantidad de nitrógeno ( $N_2$ ) presente en el gas pobre proviene solo del aire de gasificación, ya que el contenido de nitrógeno en la cascarilla de arroz es despreciable. Entonces el caudal de gas pobre se calcula con la siguiente expresión:

$$\dot{V}_{g \text{ std}} = \frac{\dot{V}_{a \text{ std}} \cdot V_{N_{2a}}}{V_{N_{2g}}} \quad (4-1)$$

Donde:

- $\dot{V}_{g \text{ std}}$  es el caudal de gas pobre a condiciones estándar ( $Nm^3/h$ ).
- $\dot{V}_{a \text{ std}}$  es el caudal de aire a condiciones estándar ( $Nm^3/h$ ).
- $V_{N_{2a}}$  es la fracción en volumen de  $N_2$  en el aire.
- $V_{N_{2g}}$  es la fracción en volumen de  $N_2$  en el gas pobre.

El caudal de gas pobre está calculado a condiciones estándar (1 atm, 25 °C). El caudal de gas pobre a su temperatura real de salida se calcula con la siguiente expresión:

$$\dot{V}_g = \frac{\dot{V}_{g \text{ std}} \cdot T_g}{T_{\text{std}}} \quad (4-2)$$

Donde:

- $\dot{V}_g$  es el caudal de gas pobre a la temperatura real ( $m^3/h$ ).
- $\dot{V}_{g \text{ std}}$  es el caudal de gas pobre a condiciones estándar ( $Nm^3/h$ ).
- $T_g$  es la temperatura real del gas pobre (K).
- $T_{\text{std}}$  es la temperatura del gas pobre a condiciones estándar (K).

El caudal de aire a condiciones estándar es 3,38  $Nm^3/h$ . La fracción volumétrica de  $N_2$  en el aire es 79 %. Se asume que la fracción volumétrica de  $N_2$  en el gas pobre producido

a partir de cascarilla de arroz es 55 % [9]. El caudal de gas pobre a condiciones estándar se calcula con la Ecuación 4-1:

$$\dot{V}_{g \text{ std}} = \frac{3,38 \text{ Nm}^3/\text{h} \cdot 0,79}{0,55} = 4,86 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

La temperatura a condiciones estándar es 25 °C (298 K) y se asume que la temperatura real del gas es 350 °C (623 K). El caudal de gas pobre a su temperatura real se calcula con la Ecuación 4-2:

$$\dot{V}_g = \frac{4,86 \text{ Nm}^3/\text{h} \cdot 623 \text{ K}}{298 \text{ K}} = 10,15 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0028 \text{ m}^3/\text{s}$$

#### 4.1.4. Velocidad de entrada

La velocidad de entrada corresponde a la velocidad en la tubería de entrada del ciclón, es decir, la tubería localizada entre el reactor y la entrada tangencial del ciclón. Esta velocidad de transporte debe ser lo suficientemente apropiada para impedir la sedimentación de partículas que ocasionaría obstrucción del flujo de gas. La velocidad recomendada está entre 15 y 20 m/s [10]. La velocidad se calcula con la siguiente expresión:

$$V_e = \frac{4 \cdot \dot{V}_g}{\pi \cdot D_i^2} \quad (4-3)$$

Donde:

- $V_e$  es la velocidad de entrada en la tubería que va al ciclón (m/s).
- $\dot{V}_g$  es el caudal de gas pobre a la temperatura real ( $\text{m}^3/\text{s}$ ).
- $D_i$  es el diámetro interior de la tubería que va al ciclón (m).

Como se tiene el caudal de gas pobre, se puede calcular la velocidad para la tubería de entrada del ciclón. Probamos una tubería de 3/8" de norma ASTM A53 que es adecuado

para transporte de fluidos y gases como aire, gas y vapor. La velocidad se calcula con la Ecuación 4-3:

$$V_e = \frac{4 \cdot 0,0028 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot (0,0125 \text{ m})^2} = 22,8 \text{ m/s}$$

La velocidad en la tubería de 3/8" es 22,8 m/s, la cual se considera adecuada por ser mayor al rango recomendado.

#### 4.1.5. Geometría

Como se mencionó anteriormente, el diámetro de partícula de la ceniza es 10  $\mu\text{m}$ . El diámetro que se relaciona con la geometría del ciclón es el diámetro de corte (diámetro de partícula que es capturado con un 50 % de eficiencia). En la Figura 4.3 se muestra la relación entre eficiencia, diámetro de partícula ( $d_p$ ) y el diámetro de corte ( $d_{p50}$ ).

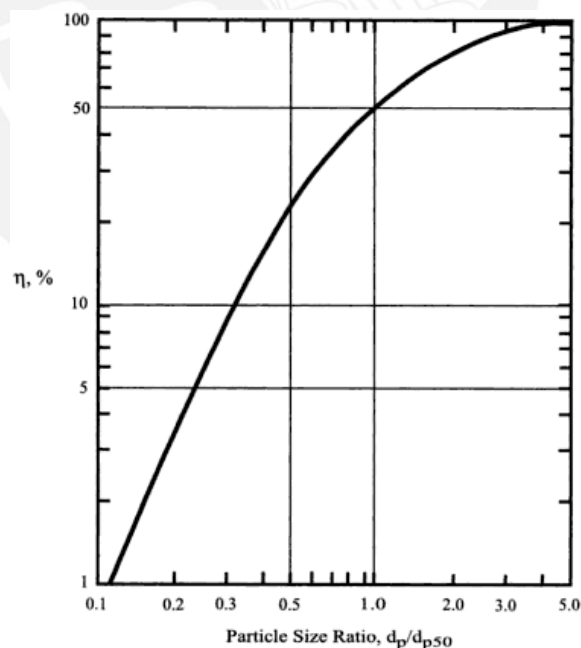


Figura 4.3. Curva de eficiencia de un ciclón [11].

Si se elige una eficiencia muy alta, el tamaño del ciclón será muy pequeño lo que dificultará su construcción. Por ello, se estima que el diámetro de partícula de la ceniza sea recolectado con un 50 % de eficiencia. De acuerdo a la Figura 4.3, la relación entre



diámetro de partícula y diámetro de corte es 1 para un 50 % de eficiencia. Entonces el diámetro de corte resulta 10  $\mu\text{m}$ .

La relación entre diámetro de corte y geometría del ciclón viene dado por la siguiente expresión [12]:

$$d_{p50} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu_g \cdot b}{2 \cdot \pi \cdot N_e \cdot V_i \cdot (\rho_p - \rho_g)}} \quad (4-4)$$

Donde:

- $d_{p50}$  es el diámetro de corte (m).
- $\mu_g$  es la viscosidad del gas pobre (kg/m-s).
- $b$  es el ancho de la entrada rectangular del ciclón (m).
- $N_e$  es el número de vueltas que realiza el gas en el ciclón
- $V_i$  es la velocidad del gas en la entrada del ciclón (m/s).
- $\rho_p$  es la densidad de la partícula de ceniza (kg/m<sup>3</sup>).
- $\rho_g$  es la densidad del gas pobre (kg/m<sup>3</sup>).

La velocidad de entrada se puede expresar como el caudal de gas pobre entre el área de la entrada tangencial. Entonces el diámetro de corte se expresa así:

$$d_{p50} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu_g \cdot b}{2 \cdot \pi \cdot N_e \cdot \left(\frac{\dot{V}_g}{a \cdot b}\right) \cdot (\rho_p - \rho_g)}} \quad (4-5)$$

Donde:

- $\dot{V}_g$  es el caudal de gas pobre a la temperatura real (m<sup>3</sup>/s).
- $a$  es la altura de la entrada tangencial (m).
- $b$  es el ancho de la entrada tangencial (m).

La viscosidad y la densidad del gas pobre se pueden obtener a partir de la Figura 4.4.

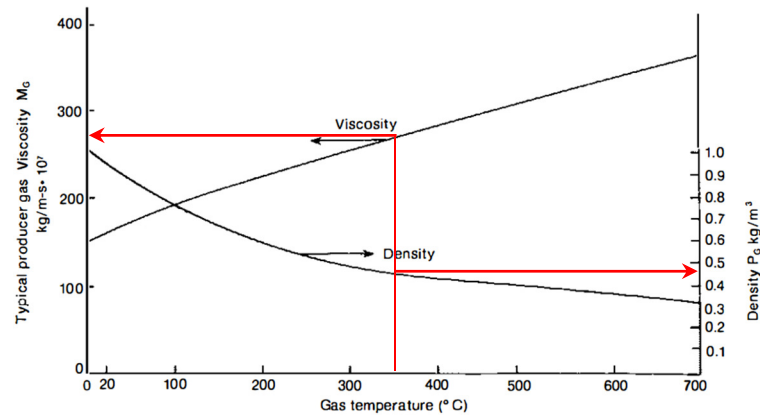


Figura 4.4. Viscosidad y densidad del gas pobre en función de la temperatura [13].

La viscosidad es  $265 \cdot 10^{-7}$  kg/m-s y la densidad es  $0,46$  kg/m<sup>3</sup> para una temperatura de  $350$  °C. La densidad de la ceniza de cascarilla de arroz es  $2160$  kg/m<sup>3</sup> [14]. El número de vueltas en este tipo de ciclón es  $5,5$  [15]. La altura y el ancho de entrada se pueden expresar en función del diámetro. El diámetro de ciclón se calcula con la Ecuación 4-5:

$$10 \cdot 10^{-6} \text{ m} = \sqrt{\frac{9 \cdot (265 \cdot 10^{-7} \text{ kg/m-s}) \cdot (0,2D_C)}{2 \cdot \pi \cdot 5,5 \cdot \left(\frac{0,0028 \text{ m}^3/\text{s}}{0,5D_C \cdot 0,2D_C}\right) \cdot (2160 \text{ kg/m}^3 - 0,46 \text{ kg/m}^3)}}$$

$$D_C = 0,164 \text{ m} = 164 \text{ mm}$$

Las dimensiones finales del ciclón Stairmand de alta eficiencia, obtenidas a partir del diámetro  $D_C$ , se muestran en la Tabla 4.2. En la Figura 4.5 se muestran el dibujo del ciclón con las dimensiones finales.

Tabla 4.2. Dimensiones del ciclón del sistema de acondicionamiento.

Nomenclatura	Símbolo	Proporción	Dimensión (mm)
Diámetro del ciclón	$D_C$	$D_C$	164
Altura de la entrada tangencial	$a$	$0,5D_C$	82
Ancho de la entrada tangencial	$b$	$0,2D_C$	32,8
Diámetro del buscador de vórtices	$D_e$	$0,5D_C$	82
Longitud del buscador de vórtices	$S$	$0,5D_C$	82
Altura cilíndrica del ciclón	$h$	$1,5D_C$	246
Altura total del ciclón	$H$	$4D_C$	656
Diámetro del ápice del cono	$B$	$0,375D_C$	61,5

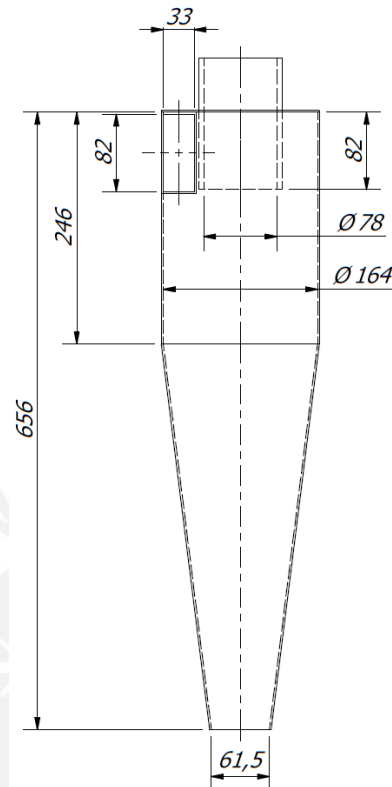


Figura 4.5. Dimensiones del ciclón del sistema de acondicionamiento.

#### 4.1.6. Eficiencia del ciclón

La eficiencia del ciclón es solo del 50 % para el tamaño de partícula de 10  $\mu\text{m}$ . Sin embargo, lo más probable es que el tamaño de partícula varíe en un rango de valores. Tomando como referencia la Figura 4.3, se obtiene la curva de eficiencia para el ciclón de este sistema en particular que se muestra en la Figura 4.6.

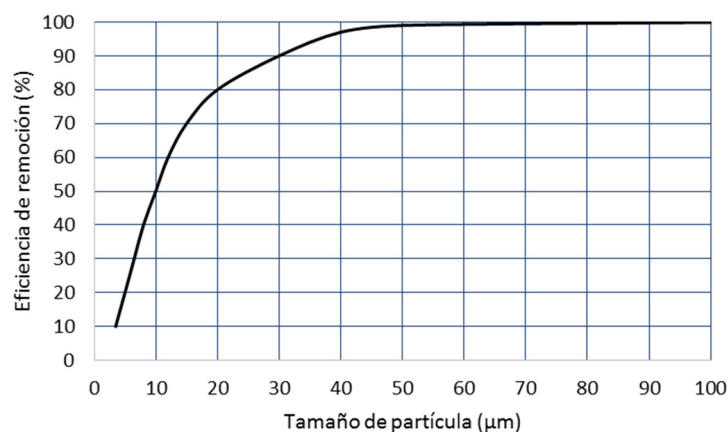


Figura 4.6. Curva de eficiencia del ciclón del sistema de acondicionamiento.

#### 4.1.7. Caída de presión

Cuando el flujo de gas pobre recorre el ciclón mediante vórtices, se produce una caída de presión o pérdida. Esta caída de presión se calcula con la siguiente expresión [16]:

$$\Delta p_c = \frac{16 \cdot a \cdot b}{D_e^2} \cdot \frac{\rho_g \cdot V_i^2}{2} \quad (4-6)$$

Donde:

- $\Delta p_c$  es la caída de presión en el ciclón (Pa).
- $a$  es la altura de la entrada tangencial (m).
- $b$  es el ancho de la entrada tangencial (m).
- $D_e$  es el diámetro del buscador de vórtices (m).
- $\rho_g$  es la densidad del gas pobre ( $\text{kg/m}^3$ ).
- $V_i$  es la velocidad del gas en la entrada del ciclón (m/s).

La altura y el ancho de la entrada tangencial son 0,082 m y 0,0328 m respectivamente. El diámetro del buscador de vórtices es 0,082 m. La densidad del gas es  $0,46 \text{ kg/m}^3$ . La velocidad de entrada se puede expresar como el caudal de gas pobre entre el área de la entrada tangencial. La caída de presión se calcula con la Ecuación 4-6:

$$\Delta p_c = \frac{16 \cdot 0,082 \text{ m} \cdot 0,0328 \text{ m}}{(0,082 \text{ m})^2} \cdot \frac{0,46 \text{ kg/m}^3 \cdot \left(\frac{0,0028 \text{ m}^3/\text{s}}{0,082 \text{ m} \cdot 0,0328 \text{ m}}\right)^2}{2} = 1,62 \text{ Pa}$$

#### 4.2. Quemador

La función del quemador es mezclar el gas pobre que sale del ciclón con el aire ambiente para lograr su combustión. Uno de los quemadores más simples son los de tipo atmosférico que se usa en las cocinas o estufas para quemar GLP o gas natural. Estos son fabricados de aluminio fundido o hierro, siendo estos últimos más resistentes a altas temperaturas. Los quemadores se definen por su capacidad energética (kcal/h o BTU/h) y la presión de trabajo del combustible gaseoso.

Por otro lado, el investigador Alexis T. Belonio ha desarrollado un quemador para quemar gas pobre obtenido a partir de cascarilla de arroz. Este se basa en el hecho que a través de los orificios del quemador la velocidad del gas debe estar 0,5 y 1 m/s para lograr una buena combustión [17]. En la Figura 4.17 se muestra el quemador desarrollado por Belonio para la combustión del gas pobre producido a partir de cascarilla de arroz.



Figura 4.7. Quemador de gas pobre diseñado por Belonio [18].

El diámetro del quemador se calcula con la siguiente expresión [19]:

$$D_{aq} = \left( \frac{4 \cdot Q_{aq}}{\pi \cdot N_a \cdot V_{gq}} \right)^{0,5} \quad (4-7)$$

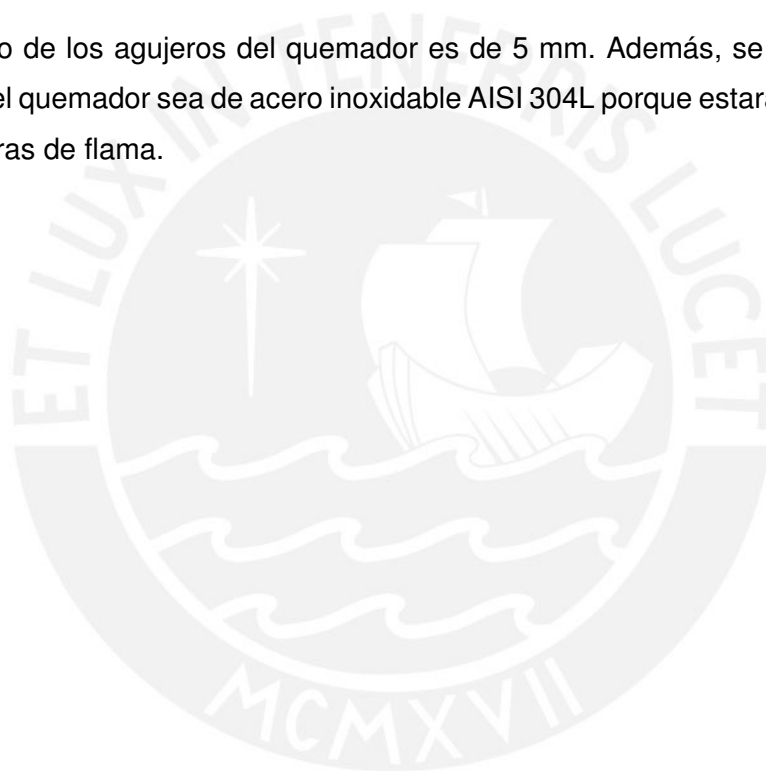
Donde:

- $D_{aq}$  es el diámetro del agujero del quemador (m).
- $Q_{aq}$  es el caudal de aire para la combustión del gas pobre ( $m^3/s$ ).
- $N_a$  es el número de agujeros en el quemador.
- $V_{gq}$  es la velocidad del gas en el agujero del quemador (m/s).

El caudal de aire suministrado es 3,33 m<sup>3</sup>/h. Se estima un quemador con 80 agujeros. Se asume una velocidad del gas de 0,5 m/s-agujero. El diámetro se calcula con la Ecuación 4-7:

$$D_{aq} = \left( \frac{4 \cdot 3,33 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \cdot 80 \text{ agujeros} \cdot 0,5 \frac{\text{m}}{\text{s} - \text{agujero}}} \right)^{0,5} = 0,005 \text{ m} = 5 \text{ mm}$$

El diámetro de los agujeros del quemador es de 5 mm. Además, se determina que el material del quemador sea de acero inoxidable AISI 304L porque estará sometido a altas temperaturas de flama.



#### Referencias bibliográficas del Capítulo 4

- [1] GARCÍA, Juan (2008) *Efectos de la variación del dimensionamiento del buscador de vórtices en el desempeño de un separador ciclónico*. Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Mecánica. Ciudad de México, D.F.: Instituto Politécnico Nacional, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica, pág. 8.
- [2] ECHEVERRI, Carlos (2005) “Diseño óptimo de ciclones”. *Revista Ingenierías Universidad de Medellín*. Medellín, 2005, volumen 5, número 9, pág. 125.
- [3] Loc. cit.
- [4] REED, Thomas y DAS, Agua (1988) *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Second edition. Colorado: Biomass Energy Foundation Press, pág. 53.
- [5] KOCH, W. y LICHT, W. (1977) “New Design approach boosts cyclone efficiency”. *Chemical Engineering*. 1977, volumen 84, número 24, págs. 86-87.
- [6] REED, Thomas y DAS, Agua Op. cit. pág. 76.
- [7] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio (2010) *Training Manual on Rice Husk Gas Stove*. Iloilo City: Center for Rice Husk Energy Technology, pág. 20.
- [8] DAVIS, Joseph (2010) *ASM Specialty Handbook: Heat-Resistant Materials*. Metals Park: ASM, pág. 3.
- [9] KAUPP, Albrecht (1984) *Gasification of rice hulls: Theory and Praxis*. Wiesbaden: Vieweg, pág. 268.
- [10] ARIAS, Julio (2011) *Diseño del sistema de extracción localizado para el banco de pruebas de combustión del proyecto carbón*. Tesis de licenciatura en Ciencias e Ingeniería con mención en Ingeniería Mecánica. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería, pág. 12.
- [11] SCHNELLE, Karl y BROWN, Charles (2002) *Air Pollution Control Technology Handbook*. Boca Raton: CRC Press, pág. 310.
- [12] REED, Thomas y DAS, Agua. Op. cit. pág. 79.
- [13] Loc. cit.
- [14] VÁSQUEZ, Rosaura y VIGIL, Patricia (2000) “Las cenizas de cáscara de arroz adición puzolánica en cemento y concreto”. Ponencia presentada en el VIII Coloquio de Química del Cemento. Lima: ASOCEM, pág. 16. Consulta: 12 de julio de 2014. <[http://www.asocem.org.pe/bivi/re/IC/ADI/cenizas\\_cascara.pdf](http://www.asocem.org.pe/bivi/re/IC/ADI/cenizas_cascara.pdf)>

- [15] ECHEVERRI, Carlos. Op. cit. pág. 126.
- [16] GIMBUN, Jolius et al. (2005) "The influence of temperature and inlet velocity on cyclone pressure drop: a CFD study". *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2005, volumen 44, número 12, pág. 9.
- [17] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio. Op. cit. pág. 40.
- [18] BELONIO, Alexis (2005) *Rice Husk Gas Stove Handbook*. Iloilo City: Department of Agricultural Engineering and Environmental Management, pág. 25.
- [19] BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio. Op. cit. pág. 38.





## CAPÍTULO 5

### COSTOS DE FABRICACIÓN

En este capítulo se realiza una estimación del costo de fabricación del sistema, tanto del sistema generador de gas pobre como del sistema de acondicionamiento. La suma del costo de suministro y del costo de fabricación es el costo total.

#### 5.1. Costos de suministro

Los costos de suministro se refieren a los costos de la materia prima. Para elaborar el costo de suministro, se realiza el metrado de los materiales a usar en el gasificador. Los materiales a usar y sus respectivos costos se muestran en la Tabla 5.1.

**Tabla 5.1. Costos de suministro de los materiales.**

Materiales	Unidad	Cantidad	Costo unitario	Costo total (US\$)
Plancha de acero inoxidable AISI 304L - 2 x 1220 x 2440	un.	1	326,40	326,40
Plancha de acero galvanizado ASTM A653 - 2 x 1220 x 2440	un.	1	11,64	11,64
Plancha LAC ASTM A1011 - 2 x 1200 x 2400	un.	1	80,96	80,96
Barra redonda de acero inoxidable AISI 304L - 5/16"	m	0,5	8,33	4,17
Barra redonda de acero estructural ASTM A36 - 1/2"	m	0,15	3,61	0,54
Barra redonda de acero AISI 1045 - 5/8"	m	0,2	5,61	1,12
Caucho fluorado (FKM) 1/16" x 1000 x 1000	un.	1	25,00	25,00
Tubo 1/4" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,3	7,78	2,33
Tubo 3/8" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,3	5,05	1,52
Tubo 3/4" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,7	10,73	7,51
Tubo 3" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,2	68,50	13,70
Reductor roscado 3" x 3/4"	un.	1	29,40	29,40
Codo 90° roscado Clase 150 - 3/4"	un.	3	2,09	6,27
Te roscada Clase 150 - 3/4"	un.	1	3,28	3,28
Tapa roscada Clase 150 - 3/4"	un.	1	2,19	2,19
Válvula de compuerta roscada 3/4"	un.	1	83,55	83,55
Ventilador 12 VDC	un.	1	15,00	15,00
Aislante de manta de fibra cerámica 3/4"	un.	1	80,00	80,00
<b>TOTAL (US\$)</b>				<b>694,58</b>

## 5.2. Costos de fabricación

Para estimar los costos de fabricación, se debe conocer los procesos de manufactura que se realizarán. Por ejemplo las paredes (interior y exterior) del reactor se fabrican a partir de planchas de acero. Primero se cortan las medidas necesarias, luego se rolan y después se les aplica soldadura para obtener la forma final. Cuando se tienen todos los trabajos se estima un rendimiento de operario en tiempo para realizar el trabajo. Los rendimientos son obtenidos del libro *Piping ManHour Manual*. El factor que se usa es de 1,55. En la tabla 5.2 se muestran las horas-hombre a usar en la fabricación.

**Tabla 5.2. Horas-hombre para la fabricación del gasificador.**

Materiales	Unidad	Cantidad	Horas-hombre unitario	Horas-hombre total	Horas-hombre total con factor incluido
Plancha de acero inoxidable AISI 304L - 2 x 1220 x 2440	un.	1	40	40	62
Plancha de acero galvanizado ASTM A653 - 2 x 1220 x 2440	un.	1	40	40,00	62
Plancha LAC ASTM A1011 - 2 x 1200 x 2400	un.	1	40	40	62
Barra redonda de acero inoxidable AISI 304L - 5/16"	m	0,5	2	1,00	1,55
Barra redonda de acero estructural ASTM A36 - 1/2"	m	0,15	2	0,30	0,47
Barra redonda de acero AISI 1045 - 5/8"	m	0,2	2	0,40	0,62
Caucho fluorado (FKM) 1/16" x 1000 x 1000	un.	1	0,5	0,5	0,78
Tubo 1/4" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,3	0,5	0,15	0,23
Tubo 3/8" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,3	0,5	0,15	0,23
Tubo 3/4" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,7	2	1,40	2,17
Tubo 3" ASTM A53 - SCH. 40	m	0,2	1,5	0,30	0,47
Reductor roscado 3" x 3/4"	un.	1	2	2,00	3,1
Codo 90° roscado Clase 150 - 3/4"	un.	3	2	6,00	9,3
Te roscada Clase 150 - 3/4"	un.	1	2	2,00	3,1
Tapa roscada Clase 150 - 3/4"	un.	1	2	2,00	3,1
Válvula de compuerta roscada 3/4"	un.	1	2	2,00	3,1
Ventilador 12 VDC	un.	1	3,5	3,50	5,425
				<b>TOTAL (US\$)</b>	<b>219,64</b>

El total de horas-hombre para la fabricación del gasificador se estima en 219,64 horas. Para la fabricación se emplearán 4 operarios: soldador, "tubero" y dos ayudantes, los cuales trabajan 8 horas (32 horas en total). Esto corresponde a 7 días de trabajo aproximadamente.

El siguiente paso es estimar el costo de la mano de obra, de los equipos y consumibles. Este último se halla como un porcentaje de del costo de la mano de obra (10 % de la mano de obra).

Las horas totales se distribuyen entre los operarios descritos anteriormente. En la Tabla 5.3 se muestra la distribución de las horas-hombre y el costo de total de mano de obra.

Tabla 5.3. Costos de mano de obra.

Descripción	Horas-hombre total	Tarifa (US\$ / hora)	Costo (US\$)
Soldador	54,91	6,00	329,45
Tubero	54,91	3,50	192,18
Ayudante	109,82	3,00	329,45
<b>TOTAL (US\$)</b>			<b>851,09</b>

Para calcular el costo de los equipos de fabricación se debe conocer los procesos de manufactura a utilizar en la fabricación del sistema. Para realizar los cortes se utilizará un equipo de corte junto con una máquina esmeriladora. Para la soldadura se utilizará una máquina de soldar de 400 amperios. También se utilizará un torquímetro para la instalación de las uniones atornilladas. Como no se utilizarán los equipos de fabricación continuamente, se considera un factor de uso. Para la máquina soldadora se considera un 30 % de uso, mientras que para los demás se considera el 100 % porque son usados con mucha frecuencia. En la Tabla 5.4 se muestra los costos de los equipos.

Tabla 5.4. Costos de los equipos de fabricación.

Descripción	Cantidad	Costo mensual (US\$ / mes)	Factor de uso	Costo (US\$)
Máquina de soldar 400 A	1	350,00	0,3	105,00
Equipo de corte X-31	2	75,90	1	75,90
Esmeril eléctrico	2	57,90	1	57,90
Torquímetro	1	137,40	1	137,40
<b>TOTAL (US\$)</b>				<b>238,80</b>

Para terminar con la estimación del costo total de fabricación, se debe estimar los costos de los sub-contratos. Estos corresponden al rolado de las planchas para el reactor y el ciclón y al transporte de los productos finales.

En la Tabla 5.5 se muestra los costos de rolado de las planchas metálicas, mientras que, en la Tabla 5.6 se muestra los costos de transporte de los productos terminados.

Tabla 5.5. Costos de rolado.

Descripción	Costo (US\$)
<b>Sistema de generación de gas pobre (gasificador)</b>	
Plancha para pared interior de reactor diámetro: 0,19 m; altura: 0,75 m; espesor: 2 mm	130,00
Plancha para pared exterior de reactor diámetro: 0,23 m; altura: 0,72 m; espesor: 2 mm	125,00
<b>Sistema de generación de gas pobre (gasificador)</b>	
Plancha para cilindro del ciclón diámetro: 0,16 m; altura: 0,25 m; espesor: 2 mm	120,00
Plancha para cono del ciclón diámetro mayor: 0,16 m; diámetro menor: 0,06; altura: 0,41 m	123,00
<b>TOTAL (US\$)</b>	<b>498,00</b>

Tabla 5.6. Costos de transporte.

Descripción	Costo (US\$)
Sistema de generación de gas pobre (gasificador)	38,95
Sistema de acondicionamiento de gas (ciclón)	19,47
Accesorios	6,00
<b>TOTAL (US\$)</b>	<b>64,42</b>

El total de los costos de subcontratos es la suma de los costos de rolado más los costos de transporte. El costo total de sub-contratos se muestra en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7. Costos de subcontratos.

Descripción	Costo (US\$)
Sistema de generación de gas pobre (gasificador)	293,95
Sistema de acondicionamiento de gas (ciclón)	262,47
Accesorios	6,00
<b>TOTAL (US\$)</b>	<b>562,42</b>

Ahora se puede estimar el costo total del gasificador sumando los costos de suministro, los costos de la mano de obra, los costos de los equipos y los costos de subcontratos. El costo total estimado se muestra en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8. Costo total estimado del gasificador.

Descripción	Suministros (US\$)
Suministros	694,58
Mano de obra	851,09
Equipos	238,80
Consumibles (10 % mano de obra)	85,11
Sub-contratos	562,42
<b>TOTAL (US\$)</b>	<b>2 431,99</b>

El costo total del gasificador (sistema generador de gas y sistema de acondicionamiento) se estima en US\$ 2.431,99 (dos mil cuatrocientos treinta y un mil y 99/100 dólares). En moneda local esto equivale aproximadamente a S/. 7.295,97 (siete mil doscientos noventa y cinco y 97/100 nuevos soles) asumiendo un tipo de cambio de S/. 3,00 (tres nuevos soles). En la Figura 5.1 se muestra el diseño del equipo, a la izquierda el sistema generador de gas pobre y a la derecha el sistema de acondicionamiento de gas pobre.

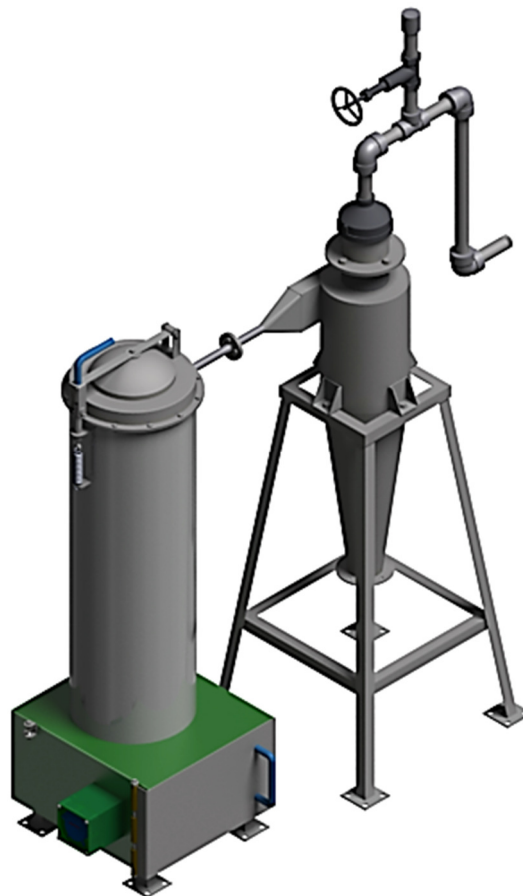


Figura 5.1. Diseño del equipo gasificador downdraft invertido.

## OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES

- El encendido del gasificador es por la parte superior del reactor, después de ello la tapa se debe cerrar herméticamente para evitar fugas de gas pobre, el cual es considerado tóxico por su contenido de CO.
- El retiro de cenizas debe efectuarse después de cada ciclo de operación del gasificador para evitar que se acumulen y obstruyan el paso del aire para el proceso.
- El aislante a colocar debe ser instalado rodeando toda la superficie del reactor para evitar que se originen altas temperaturas en la superficie exterior, lo que podría ocasionar quemaduras en las personas que operen el gasificador. Además, se podría investigar la utilidad de la cascarilla de arroz como aislante térmico, de manera que se ahorraría en costos.
- Como las planchas de acero a usar en el gasificador son de pequeños espesores, se recomienda el uso de soldadura TIG.
- Se sugiere estudiar más a profundidad el diseño del quemador y conocer la presión de trabajo del gas pobre, el cual es un parámetro muy importante para la operación del quemador.

## CONCLUSIONES

1. La cascarilla de arroz es una biomasa residual seca de origen agrícola con un poder calorífico de 13 MJ/kg y que posee un bajo porcentaje de elementos contaminantes (nitrógeno, cloro y azufre) lo que lo convierte en un combustible sólido apto para el proceso termoquímico de gasificación. Además, el abundante contenido de dióxido de silicio ( $\text{SiO}_2$ ) en la composición de las cenizas de esta biomasa permite que no haya problemas de escorificación en la operación del gasificador downdraft invertido, pues la temperatura de fusión de las cenizas está por encima de 1400 °C, mientras que la máxima temperatura de reacción en el reactor del gasificador es 500 °C. Por otro lado, en el Perú se producen grandes cantidades anuales de cascarilla de arroz que son poco aprovechadas. Por ejemplo, según el MINAGRI, en el año 2013 se produjeron aproximadamente 609 400 TM de cascarilla de arroz.
2. El gasificador downdraft invertido es el más adecuado para gasificar la cascarilla de arroz. Por un lado, el tipo downdraft es el más conveniente para la potencia elegida de 2600 kcal/h. Por otro lado, el subtipo invertido tiene la ventaja de tener diámetro uniforme en el reactor lo que es favorable para la gasificación de la cascarilla de arroz porque el diámetro constante permite una distribución uniforme de la temperatura e impide alteraciones en el lecho de combustible. Si no se dieran estas condiciones el gas pobre obtenido sería de baja calidad.
3. El gasificador downdraft invertido diseñado tiene las siguientes dimensiones diámetro interior de 0,19 m, diámetro exterior de 0,24 m, altura total de 1,12 m y una capacidad de 0,02 m<sup>3</sup>. Se utilizaron, principalmente, dos materiales, acero inoxidable AISI 304L para los componentes expuestos a grandes cambios de temperatura y acero galvanizado para las demás partes. Las condiciones previstas de operación son eficiencia de 30 %, temperatura máxima de reacción de 500 °C, temperatura exterior de 27,5 °C y tiempo de operación de 3/4 de hora. El proceso se realiza por lotes y se necesitarían 2,1 kg de cascarilla de arroz para que el sistema opere durante el tiempo especificado. El caudal de aire para el proceso de gasificación es 3,33 m<sup>3</sup>/h y la presión a vencer es 56,2 Pa. El equipo que permite satisfacer los requerimientos de caudal y presión es un ventilador axial de 12VDC.

4. El sistema debe de poseer un ciclón para remover las partículas de cenizas de diámetro promedio de  $10\ \mu\text{m}$  que están presentes en el flujo de gas pobre. Para este tamaño de partícula, la eficiencia del ciclón es de 50 %, la cual es relativamente baja. La razón es que si se aumenta la eficiencia, el ciclón resultaría de un tamaño muy pequeño, lo cual es poco práctico y dificultaría el proceso de fabricación. Como el tamaño de partículas suspendidas en el gas puede variar, la eficiencia también variará. Por ello, este ciclón puede alcanzar una eficiencia de casi 100 % para para partículas mayores a  $50\ \mu\text{m}$ . Entonces se puede suponer que el gas a la salida del ciclón está libre de partículas gruesas, siendo su debilidad las partículas con tamaño por debajo de  $10\ \mu\text{m}$ .
5. El gas pobre que se produce en este equipo cuenta con las siguientes características: gas de bajo poder calorífico ( $< 6\ \text{MJ/m}^3$ ), gas limpio de partículas gruesas y gas con alta temperatura. Esto lo hace apropiado para aplicaciones térmicas. Con la potencia de 2600 kcal/h, por ejemplo, se podría hervir 3,5 litros de agua en aproximadamente 6 minutos a nivel del mar.
6. El costo total del equipo se estima en S/. 7.296,00. Este costo corresponde tanto al sistema de generación de gas pobre como el sistema de acondicionamiento de gas pobre.



## BIBLIOGRAFÍA

### ACTUALIDAD MOTOR

2014 Coches. Curiosidades. El gasógeno (I): En líneas generales. Consulta: 27 de noviembre del 2014. <<http://www.actualidadmotor.com/2011/04/18/el-gasogeno-i-en-lineasgenerales/>>

### ALL POWER LABS

2014 About Gasification. Gasifier Types. Consulta: 15 de junio de 2014. <<http://www.allpowerlabs.com/info/gasification-basics/gasifier-types>>

### ARIAS, Julio

2011 *Diseño del sistema de extracción localizado para el banco de pruebas de combustión del proyecto carbón*. Tesis de licenciatura en Ciencias e Ingeniería con mención en Ingeniería Mecánica. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería.

### ASME

1998 *Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC)*. Section VIII - Rules for Construction of Pressure Vessels. Division 1.

### BASU, Prabir

2006 *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Florida: Taylor & Francis Group.

### BASU, Prabir

2010 *Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design*. Boston: Academic Press.

### BASU, Prabir

2013 *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*. Second edition. Boston: Academic Press.

BELONIO, Alexis

2005 *Rice Husk Gas Stove Handbook*. Iloilo City: Department of Agricultural Engineering and Environmental Management.

BELONIO, Alexis, BELONIO, Daniel y LARANO, Lucio

2010 *Training Manual on Rice Husk Gas Stove*. Iloilo City: Center for Rice Husk Energy Technology.

BULL, Douglas

2008 *Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants*. Tesis de Maestría en Engineering in Chemical and Process Engineering. Christchurch: University of Canterbury.

ELÍAS, Xavier y CADAVID, Fernando

2005 “Tratamiento térmico de gases”. En CASTELLS, E. X. *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.

DAVIS, Joseph

1997 *ASM Specialty Handbook: Heat-Resistant Materials*. Metals Park: ASM.

ECHEVERRI, Carlos

2005 “Diseño óptimo de ciclones”. *Revista Ingenierías Universidad de Medellín*. Medellín, 2005, volumen 5, número 9.

ELÍAS, Xavier y VELO, Enric.

2005 “La gasificación”. En ELÍAS, Xavier. *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.

#### EQUIPOS QUEMADORES AUTOMÁTICOS

2014 Productos. Quemadores. Quemadores a gas. Atmosférico radial.  
Consulta: 22 de octubre de 2014.  
<[http://www.eqa.com.ar/espanol/dtecnicos/quemadores/quem\\_radial.PDF](http://www.eqa.com.ar/espanol/dtecnicos/quemadores/quem_radial.PDF)>

FERNÁNDEZ, José

2009 *Tecnología de las Energías Renovables*. Madrid: AMV Ediciones.

GALAVIZ, José et al.

2012 *Estrategia tecnológica para sustentable para deshidratar frutas, verduras y legumbres*. Universidad Politécnica Tulancingo y Universidad Tecnológica de Tlaxcala: Palibrio.

GARCÍA, Juan

2008 *Efectos de la variación del dimensionamiento del buscador de vórtices en el desempeño de un separador ciclónico*. Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Mecánica. Ciudad de México, D.F.: Instituto Politécnico Nacional, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica.

GARCÍA, Luis

2011 *Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo*. Tesis para optar por el grado de Magíster en Ingeniería Mecánica. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería.

GIMBUN, Jolius et al.

2005 "The influence of temperature and inlet velocity on cyclone pressure drop: a CFD study". *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2005, volumen 44, número 12.

GREEN, Don y PERRY, Robert

2007 *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Eight edition. Mc Graw Hill.

GRUPO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO EN CARBÓN Y BIOCMBUSTIBLES

2008 *Densificado para uso energético empleando residuos agrícolas y forestales [diapositivas]*. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú. <[http://www.minag.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/C OBER\\_2008/Foro\\_07/Estela\\_Assureira.pdf](http://www.minag.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/C OBER_2008/Foro_07/Estela_Assureira.pdf)>

GUO, Feiqiang et al.

2014 "Effect of design and operating parameters on the gasification process of biomass in a downdraft fixed bed: An experimental study". *International Journal of Hydrogen Energy*. 2014, volumen 39, número 11.

HUARAZ, Carlos

2013 *Diseño de un gasificador de 25 kW para aplicaciones domésticas usando como combustible cascarilla de arroz*. Tesis de licenciatura en Ciencias e Ingeniería con mención en Ingeniería Mecánica. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería.

IMPROVED BIOMASS COOKING STOVES.

2015 A low-cost rice husk gas stove. Consulta: 22 de mayo del 2015.  
<<http://stoves.bioenergylists.org/beloniolowcostrhstove>>

KAUPP, Albrecht

1984 *Gasification of rice hulls: Theory and Praxis*. Wiesbaden: Vieweg.

KAUPP, Albrecht y GOSS, John

1984 *Small Scale Gas Producer-Engine Systems*. Wiesbaden: Vieweg.

KOCH, W. y LICHT, W.

1977 "New Design approach boosts cyclone efficiency". *Chemical Engineering*. 1977, volumen 84, número 24.

LARSON, Eric

1998 "Small-Scale Gasification-Based Biomass Power Generation". Ponencia presentada en Workshop on Small-Scale Power Generation from Biomass. Changchun: China Council for International Cooperation on Environment and Development.

MANSARAY, Kelleh

1998 *Gasification of Rice Husk in a Fluidized Bed Reactor*. Tesis para obtener el grado de Doctor en Filosofía. Halifax: Dalhousie University, Faculty of Engineering.

MÁRQUEZ, Manuel

2005 *Combustión y quemadores*. Barcelona: Marcombo.

MARTÍNEZ, Juan et al.

2012 “Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines”. *Renewable Energy*. 2012, volumen 38, número 1.

MILES, Thomas et al.

1995 *Alkali Deposits found in Biomass Power Plants. A preliminary Investigation of Their Extent and Nature*. Volume I. Golden: National Renewable Energy Laboratory.

MINISTERIO DE AGRICULTURA Y RIEGO

2014 *Dinámica Agropecuaria 2004-2013*. Lima: Ministerio de Agricultura y Riego. Consulta: 22 de mayo de 2015. <<http://siea.minagri.gob.pe/siea/?q=publicaciones/dinamica-agropecuaria>>

MURAD, Erol y DRAGOMIR, Florian

2012 “Heat Generators with TLUD Gasifier for Generating Energy from Biomass with a Negative Balance of CO<sub>2</sub>”. Ponencia presentada en International Conference of Hydraulics and Pneumatics. Calimanesti-Caciulata: Hydraulics and Pneumatics Research Institute.

OBERNBERGER, Ingwald, BRUNNER, Thomas y BÄRNTHALER, Georg

2006 “Chemical properties of solid biofuels – significance and impact”. *Biomass & Bioenergy*. 2006, volumen 30, número 11.

## ORGANIZACIÓN LATINOAMERICANA DE ENERGÍA

1987 *Manual de gasificación: empleo de gasificadores y gasógenos en las áreas rurales de América Latina.* Quito: OLADE.

## PROCHAZKA, Gustavo

1988 *Reseña de la producción y comercialización del arroz en el Perú y propuesta metodológica para evaluar pérdidas poscosecha.* Lima: IICA.

## REED, Thomas y DAS, Agua

1988 *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems.* Second edition. Colorado: Biomass Energy Foundation Press.

## REED, Thomas et al.

1999 “Superficial Velocity – The Key to Downdraft Gasification”. Presentado en 4th Biomass Conference of the Americas. Oakland.

## RINHOFER, Hans y RAUPENSTRAUCH, Harald

2013 “Heat Transfer in Industrial Furnaces”. En: MINEA, Alina. *Advances in Industrial Heat Transfer.* Boca Raton: CRC Press.

## ROJAS, Ivanoff

2007 “Utilización de RHA (RICE HUSK ASH) como adición activa en la fabricación de cemento”. Ponencia presentada en el XII Simposium de Tecnología en la Industria del Cemento. Lima: ASOCEM. Consulta: 12 de julio de 2014.  
<[http://www.asocem.org.pe/bivi/RE/IC/ADI/TRABAJO\\_CSSA\\_COLOQUIO\\_ASOCEM\\_NOV\\_2007\\_Selva\\_Vladimir\\_Rojas.pdf](http://www.asocem.org.pe/bivi/RE/IC/ADI/TRABAJO_CSSA_COLOQUIO_ASOCEM_NOV_2007_Selva_Vladimir_Rojas.pdf)>

## SÁNCHEZ, Teodoro

2001 *Proyecto piloto demostrativo ambiental. Utilización de la cascarilla de arroz como fuente energética en ladrilleras.* Lima: ITDG.

- SEBASTIÁN, Fernando, GARCÍA, Daniel y REZEAU, Adeline  
2010 *Energía de la Biomasa. Volumen 1.* Zaragoza: Pressas Universitarias de Zaragoza.
- SCHECKEL, Paul  
2013 *The Homeowner's Energy Handbook: Your Guide to Getting Off the Grid.* North Adams: Storey Publishing LCC.
- SCHNELLE, Karl y BROWN, Charles  
2002 *Air Pollution Control Technology Handbook.* Boca Raton: CRC Press.
- STANGHELLE, Daniel  
2008 *High temperature filtration of biomass combustion and gasification processes.* Tesis para obtener el grado de Doctor en Filosofía. Trondheim: Norwegian University of Science and Technology, Faculty of Engineering Science and Technology.
- THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY  
2008 *The Asian Biomass Handbook.* Tokyo: Asia Biomass Association.
- VALVERDE, Agustin, SARRIA, Bienvenido y MONTEAGUDO, José  
2007 "Análisis comparativo de las características fisicoquímicas de la cascarilla de arroz". *Scientia et Technica.* Pereira, 2007, volumen 5, número 37.
- VÁSQUEZ, Rosaura y VIGIL, Patricia  
2000 "Las cenizas de cáscara de arroz adición puzolánica en cemento y concreto". Ponencia presentada en el VIII Coloquio de Química del Cemento. Lima: ASOCEM. Consulta: 12 de julio de 2014. <[http://www.asocem.org.pe/bivi/re/IC/ADI/cenizas\\_cascara.pdf](http://www.asocem.org.pe/bivi/re/IC/ADI/cenizas_cascara.pdf)>
- ZHANG, Linghong, XU, Chunbao y CHAMPAGNE, Pascale  
2010 "Overview of recent advances in thermo-chemical conversion of biomass". *Energy Conversion and Management.* 2010, volumen 51, número 5.