



UNIVERSIDAD
DE PIURA

REPOSITORIO INSTITUCIONAL
PIRHUA

DESARROLLO DE METODOLOGÍA PARA VALIDACIÓN EXPERIMENTAL DE UN GASIFICADOR UTILIZANDO CÁSCARA DE CAFÉ

Favio Suárez-Gil

Piura, diciembre de 2018

FACULTAD DE INGENIERÍA

Departamento de Ingeniería Mecánico-Eléctrica

Suárez, F. (2018). *Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador utilizando cáscara de café* (Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico-Eléctrico). Universidad de Piura. Facultad de Ingeniería. Programa Académico de Ingeniería Mecánico-Eléctrica. Piura, Perú.



Esta obra está bajo una licencia

[Creative Commons Atribución-NoComercial-SinDerivar 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/)

[Repositorio institucional PIRHUA – Universidad de Piura](https://repositorio.institucional.pirhua.edu.pe/)

UNIVERSIDAD DE PIURA
FACULTAD DE INGENIERÍA
PROGRAMA DE INGENIERIA MECANICO ELECTRICA



“Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador utilizando cáscara de café”

Tesis para optar el Título de
Ingeniero Mecánico-Eléctrico

FAVIO RENZO SUAREZ GIL

Asesor: Dr. Ing. Mario Daniel Marcelo Aldana

Piura, Diciembre del 2018

A mi padre Víctor Suárez Lozada,
Mi madre Norma Gil Rosales, mi hermano Víctor
Y mis sobrinos Gabriel y Luciana por su apoyo
incondicional en la presente tesis.

Prólogo

Año tras año uno de los grandes problemas del ser humano se viene acrecentando por la lucha indefinida en la producción exhaustiva de gases contaminantes de las empresas, sin importar los efectos sobre la capa de ozono y el medio ambiente. Los residuos de biomasa traen consigo un problema de almacenaje tanto para agricultores como empresarios, por lo que se busca la generación de energías alternativas a través del aprovechamiento energético de la biomasa en distintos campos de aplicación disminuyendo el espacio que estas mismas ocupan.

A medida que transcurre el tiempo se ha dejado de lado el uso indiscriminado de combustibles fósiles, para que entre a tallar la utilización de fuentes renovables de energía, buscando así la protección del medio ambiente haciendo uso de sistemas que busquen la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero.

Uno de los procesos que busca la mejora en el ambiente a partir de los gases producidos en la combustión es la gasificación. Esta tecnología usa diversos tipos de biomasa para generar un gas de síntesis posteriormente usado en un proceso térmico y/o eléctrico. La implementación de esta novedad para las industrias es buscar el aprovechamiento energético de los desechos, reducir el espacio de almacenaje y disminuir los gases de efecto invernadero por la quema incontrolada de residuos.

Ante todo gracias a Dios por permitir ayudar a las personas a través de mis conocimientos adquiridos en tan preciada carrera. A mi padre Víctor Manuel Suárez Lozada y a mi madre Norma Elena Gil Rosales por sus insaciables ganas de verme triunfar y esfuerzo dedicado el día a día tanto en mi formación profesional como moral. A mi hermano Víctor Alexander Suárez Gil por sus consejos y apoyo incondicional brindado en el transcurso de todos mis éxitos obtenidos. A mis abuelas Leonor y Felícita, mis sobrinos Gabriel y Luciana, y a todo mi familia y amigos en general que estuvieron apoyándome en todo momento.

Un agradecimiento especial a mi tutor y asesor de estudios pregrado y tesis Dr. Ing. Daniel Marcelo Aldana por ser un excelente mentor educativo y su dedicación en el proyecto “Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador utilizando cáscara de café. Al Dr. Edilberto Vásquez que le dedicó mucho tiempo y esfuerzo en el proceso de trabajo para que opere de manera óptima el sistema gasificador.

De igual manera agradezco el financiamiento de la entidad FONDECYT ya que sin ellos no pudo haberse logrado la realización de la planta piloto de gasificación y de los análisis hechos.

Espero esta tesis sirva como un estudio que se ponga en práctica para salvaguardar la vida de nuestro planeta y solidarizarnos con las necesidades de otras personas.

Resumen

El presente proyecto desarrolla una metodología de estudio de un gasificador de lecho fluidizado para la implementación y validación de una planta piloto diseñada en las instalaciones de la Universidad de Piura utilizando cáscara de café trituradas como combustible principal y así obtener un gas con menor contenido de partículas contaminantes, teniendo como objetivo la reducción de espacio de almacenamiento para residuos y el aprovechamiento energético de la biomasa.

Se plantea el diseño sobre el dimensionamiento del reactor; particularmente para la cáscara de café como biomasa, y ciertos parámetros que se deben priorizar en las pruebas experimentales para una correcta gasificación. La parte del balance de energía cuenta con los análisis hechos tanto antes de quemar la biomasa como los gases de salida con dispositivos de alta precisión.

A partir del balance de masa y el balance de energía se estima una eficiencia total del gasificador, que serviría para implementar mejoras en la planta piloto.

Estos estudios se realizan con el fin de implementar un pequeño laboratorio de pruebas para validar el sistema gasificador y en un futuro apostar por esta tecnología en zonas donde presenten el problema de espacio de almacenaje y cuenten con biomasa rica en poder energético.

Índice

Introducción	1
Capítulo 1	3
Estado del arte: proceso de gasificación	3
1.1 Biomasa y tipos de biomasa	3
1.2 La tecnología de gasificación como alternativa de conversión.....	3
1.2.1 Principales opciones de reactores para sistemas de gasificación.....	4
1.2.2 Tecnología de gasificación de lecho fluidizante.....	7
1.3 Producción y eliminación de alquitranes	8
1.3.1 Definición de alquitranes	8
1.3.2 Límites aceptables del contenido de alquitranes.....	8
1.4 Obtención de energía con biomasa.....	9
1.4.1 Proceso termoquímico	9
1.4.2 Proceso físico-químico.....	12
1.4.3 Procesos bio-químicos.....	12
1.5 Potencial energético de cáscara de café	12
1.5.1 Rendimiento de producción de cáscara de café	13
1.5.2 Cálculo de producción de cáscara de café y energía generada.....	13
1.6 Normativa técnica peruana	14
1.6.1 Referencias normativas.....	14
1.6.2 Clasificación y requisitos	14
1.7 Casos experimentales con el syngas.	14
Capítulo 2	17
Equipos, materiales e instrumentación	17
2.1 Equipos	17
2.1.1 Tornillo sin fin y tolva	17
2.1.2 Quemador	18
2.1.3 Analizador de gases.....	19

2.1.4 Soplador industrial	19
2.1.5 Reactor y ciclón	20
2.1.6 Motor eléctrico y caja reductora de velocidad	21
2.1.7 Mechero y soporte	21
2.1.8 Computadoras	22
2.2 Materiales	23
2.2.1 Placa distribuidora.....	23
2.2.2 Biomasa	23
2.2.3 Material inerte	25
2.2.4 Agente de fluidización y gas propano	26
2.3 Instrumentación	26
2.3.1 Sensores de temperatura	27
2.3.2 Distribuidor de flujo de aire	27
2.3.3 Sensor de velocidad y temperatura	28
Capítulo 3	31
Balance de energía del gasificador	31
3.1 Introducción	31
3.2 Dimensionamiento del reactor	31
3.3 Fluidización en el lecho y sistemas de distribución.....	36
3.3.1 Problemática del flujo de aire	36
3.3.2 Sistemas de distribución	37
3.4 Balance de masa del gasificador de cáscara de café.....	39
3.5 Validación del desempeño del gasificador.....	45
3.5.1 Metodología para análisis de los resultados experimentales.....	45
3.5.2 Metodología de validación energética del gasificador .Programa de cálculo para el balance de energía y masa.	46
3.6 Eficiencia del gasificador	52
3.7 Interfaz Matlab.....	53
Capítulo 4	57
Pruebas y resultados	57
4.1 Preparación del sistema de adquisición de datos.....	57
4.2 Pruebas de equipos	57
4.3 Pruebas de biomasa	60
4.4 Protocolo de arranque	62
Conclusiones y recomendaciones	63
Bibliografía.....	65

Anexos.....	67
Anexo A Figuras	69
Anexo B Análisis de la cáscara de café	74
Anexo C Códigos de Matlab	75
Anexo D Planos de la planta piloto y sistemas de distribución	83
Anexo E Manual de equipos.....	87

Índice de figuras

Figura 1 Tipos de reactores de lecho fijo	5
Figura 2 Gasificador de lecho fluidizante simple.....	6
Figura 3 Gasificador de lecho fluidizante circundante.....	6
Figura 4 Esquema del proceso de pirólisis de biomasa.....	10
Figura 5 Potencial energético disponible correspondiente a residuos biomásicos.....	13
Figura 6 Tornillo sinfin propio del proyecto.....	18
Figura 7 Quemador propio del proyecto.....	18
Figura 8 Analizador de gases, marca MADUR.....	19
Figura 9 Mantenimiento del soplador propio del proyecto.....	20
Figura 10 Reactor y ciclón propios del proyecto.....	20
Figura 11 Ciclón propio del proyecto.....	21
Figura 12 Motor y caja reductora propio del proyecto.....	21
Figura 13 Mechero y soporte propio del proyecto	22
Figura 14 Uso de laptop para mediciones de temperatura.....	22
Figura 15 Malla deteriorada.....	23
Figura 16 Cáscara de café usada como biomasa	25
Figura 17 Material inerte.....	26
Figura 18 Sensor PT100 propio del gasificador.....	27
Figura 19 Distribuidor de aire montado sobre el reactor. Primer diseño.....	28
Figura 20 Distribuidor de aire montado sobre el reactor.Segundo diseño.....	28
Figura 21 Sensor SKYMATE SM-18 de Speedtech Instruments.....	29
Figura 22 Esquema del dimensionamiento del reactor.....	33
Figura 23 Medidor de valocidad y temperatura.....	36
Figura 24 Tubería de PVC desde el soplador hasta reactor.....	37
Figura 25 Primer sistema de distribución.....	38
Figura 26 Segundo sistema de distribución.....	38
Figura 27 Esquema para ilustrar el balance energético del gasificador.....	46
Figura 28 Interfaz del sistema gasificador.....	54
Figura 29 Interfaz del sistema gasificador variando el flujo másico.....	54
Figura 30 Interfaz del sistema gasificador variando el flujo másico.....	55
Figura 31 Interfaz del sistema gasificador variando el flujo másico.....	55
Figura 32 Interfaz del sistema gasificador variando el flujo másico.....	56
Figura 33 Esquema para ilustrar el balance energético del gasificador.....	58
Figura 34 Gráfica comparativa del flujo de aire por el cambio de tubo.....	59
Figura 35 Junta sellada con macilla.....	61

Figura 36 Fuga de gas en prueba de biomasa.....	61
Figura 37 Cáscara de café aún encendida.....	62

Indice de tablas

Tabla 1 Capacidad de producción de energía eléctrica con su respectiva tecnología.....	7
Tabla 2 Límites de concentración de partículas y alquitranes - aplicaciones de energía..	9
Tabla 3 Ventajas y desventajas del proceso de pirólisis.	10
Tabla 4 Ventajas y desventajas del proceso de gasificación.	11
Tabla 5 Composición del syngas producido en relación al agente de fluidización.....	15
Tabla 6 Resumen de análisis termodinámicos realizados a la cáscara de café.	24
Tabla 7 Análisis elemental o último de la cáscara de café.....	31
Tabla 8 Parámetros para el dimensionamiento del reactor.	34
Tabla 9 Resultados del dimensionamiento del reactor.....	35
Tabla 10 Propiedades psicrométricas del aire para la ciudad de Piura.	40
Tabla 11 Cantidades de oxígeno y nitrógeno presentes en el aire	40
Tabla 12 Análisis proximal de la cáscara café.	41
Tabla 13 Flujos másicos teóricos para gasificar cáscara de café.	44
Tabla 14 Fracciones molares y pesos moleculares del gas producto.	45
Tabla 15 Propiedades de gas ideal del aire.	47
Tabla 16 Entalpías de formación de los productos de gas energético.....	48
Tabla 17 Calor específico de cada componente en función de la temperatura.	50
Tabla 18 Entalpías de los componentes del gas energético.	50
Tabla 19 Entalpías de formación para la combustión del carbono.	51
Tabla 20 Calor específico del carbono en función de la temperatura.	52
Tabla 21 Flujos energéticos del proceso de gasificación.	53
Tabla 22 Eficiencias del gasificador de lecho fluidizado.....	53
Tabla 23 Parámetros registrados variando la frecuencia del soplador con el tubo flexible.	58
Tabla 24 Parámetros registrados variando la frecuencia del soplador con el tubo liso. .	59
Tabla 25 Velocidades en la superficie superior del sistema de distribución.....	60

Introducción

Hoy en día el aprovechamiento energético es indispensable en la mayoría de estudios científicos; más aún relacionando el tema de la contaminación del medio ambiente y el daño de la capa de ozono, se busca optimizar el material que producen estos gases contaminantes.

El gasificador de lecho fluidizado, planta piloto de la Universidad de Piura de 70 kW térmicos de potencia, es un proyecto que busca el aprovechamiento energético de biomasa y la reducción del espacio de almacenajes para estas mismas, repercutiendo directamente en la disminución de la quema de residuos contaminantes al medio ambiente. Con el propósito de progresar en conocimiento e investigación se plantea el estudio de este gasificador para ser pioneros en el Perú con esta tecnología.

El primer capítulo se iniciará con el marco teórico y el potencial de la cáscara de café en el Perú, con sus normas de producción, con el fin de mostrar que el Perú es un país apto para la implementación de nuevas tecnologías que abran nuevas puertas a los campos de investigación. Se cuenta con información sobre pruebas experimentales de proyectos de gasificador de lecho fluidizado en distintos países con problemáticas similares.

En el segundo capítulo se detallan los materiales, equipos e instrumentación utilizada.

En el tercer capítulo, a partir de análisis hechos a la cáscara de café y resultados obtenidos del analizador de gases se llega a un dimensionamiento del reactor, balance de energía y eficiencia total del gasificador. Se utiliza una metodología muy completa, que rebalsa todos los parámetros que intervienen en el proceso de gasificación.

En el cuarto y último capítulo se mencionan todos los detalles de las pruebas realizadas, en la mayoría de los dispositivos o aparatos que intervienen en la quema de la biomasa. Así mismo se adjunta el protocolo de arranque y encendido de la planta piloto.

Finalmente en las últimas páginas se encuentran las conclusiones y recomendaciones más importantes en el estudio del gasificador, bibliografía utilizada y los anexos, donde se describen planos, códigos elaborados y manuales.

Capítulo 1

Estado del arte: proceso de gasificación

1.1 Biomasa y tipos de biomasa

Biomasa se define como todo tipo de producto aprovechable potencialmente y que pueda ser usado por su capacidad energética, siendo proveniente de origen vegetal o animal.

Generalmente se ha encontrado residuos forestales producto del trabajo agrícola por el hecho de provenir de cultivos forestales. Sin embargo la biomasa proveniente de materia vegetal tiene un alto valor energético a partir de la fotosíntesis, donde un sustrato inorgánico se puede transformar en materia orgánica rica en energía.

Es interesante notar la innovadora manera la cual el ser humano explota estos recursos vegetales, conociendo un sinnúmero de maneras del aprovechamiento energético de estos mismos.

Se cuenta con 6 tipos de biomasa: biomasa agrícola, biomasa forestal, biomasa acuosa, biomasa procedente de los desechos naturales, biomasa industrial y biomasa ganadera.

En el presente proyecto se trabajará con biomasa residual, generando energía a partir de material no aprovechable y desechable.

A partir de los desechos de la cáscara de café, se considerará el principal combustible del reactor.

1.2 La tecnología de gasificación como alternativa de conversión.

Entre las diversas tecnologías sobre generación de energía, la gasificación permite transformar la biomasa en gas combustible, considerándose un amplio campo de aplicaciones para las cuales podría resultar útil.

Su potencial de sustitución de derivados de petróleo, el poseer mejores características de transporte, mejor eficiencia de conversión energética y su fácil manipulación; permite al usuario plantear una mejora en el aprovechamiento energético de sus desechos.

Se nota algunas ventajas de la tecnología de gasificación sobre la quema directa o combustión:

1. Se obtiene una llama de alta temperatura, estable y limpia.
2. No se necesita equipos de anti-contaminación después de la quema.
3. El gas combustible puede ser distribuido a conveniencia del usuario con las correctas tuberías.
4. El gas combustible de salida puede ser utilizado en varios tipos de hornos y calderas industriales, aun así en lugares donde los límites de espacio y producción son complicados.
5. Al sustituir derivados de petróleo, el gas elimina los problemas de corrosión, y contaminación del producto causado por el azufre y las pequeñas partículas de carbono libre.
6. La eficiencia global del sistema de gasificación puede ser en algunos casos, superior al de la combustión directa.
7. La generación de electricidad en diversas escalas puede ser realizada sin necesidad de un ciclo de vapor.

1.2.1 Principales opciones de reactores para sistemas de gasificación.

El tipo de gasificador más antiguo que se conoce es el gasificador de lecho fijo, también llamado de lecho móvil, debido a la caída descendente y lenta del mismo.

La tecnología de la gasificación tuvo poca evolución hasta la segunda guerra mundial debido al aumento de precios de combustibles fósiles, donde el carbono vegetal y la madera (leña) fueron los únicos combustibles que se usaron comercialmente.

Los gasificadores pueden clasificarse en:

1.2.1.1 Reactores de lecho fijo

Es el tipo de reactor de flujo no ideal con forma generalmente tubular, es el menos eficiente.

Principales características:

1. Tienen una baja potencia volumétrica
2. Generalmente solo gasifican madera, una banda muy limitada de biomasa.
3. Son muy eficientes al trabajar con biomasa de alta densidad y granulometría no fina.
4. Pueden ser atmosféricos o presurizados.

En la figura 1 se muestran un esquema de los gasificadores de lecho fijo más simples, el de flujo a contracorriente (updraft) y el de flujo paralelo o también llamado downdraft.

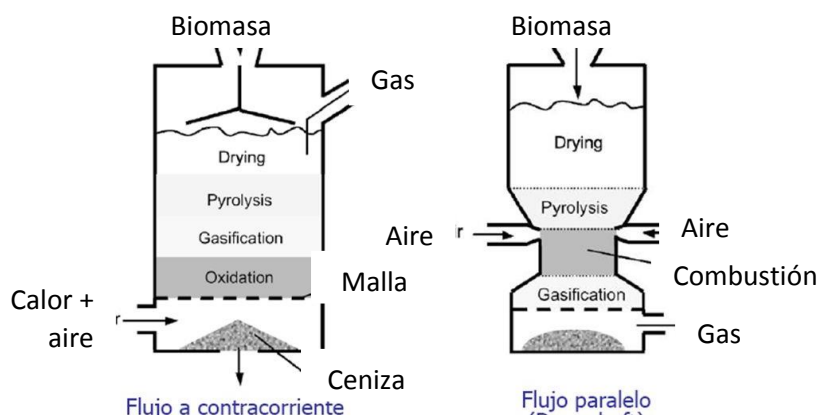


Figura 1 Tipos de reactores de lecho fijo
Fuente: (Curbelo, 2014)

Este gasificador posee la ventaja de precalentar la carga de combustible que desciende al reactor, garantizando condiciones para la obtención de una elevada eficiencia térmica de un gas con un poder calorífico inferior¹ al orden de 6.28 MJ/Nm^3

Los gases producidos en este gasificador generan una gran cantidad de partículas sólidas, alquitranes y otros productos debido a la pirólisis. La temperatura² de salida de gases del gasificador se encuentra entre 250°C y 400°C , variando el nivel del quemador, en nuestro caso.

Por otra parte el gasificador de flujo a contracorriente fue ampliamente usado para accionar motores de combustión interna por el hecho de responder con mayor rapidez al flujo de producción de gas. Caracterizado por generar un gas con bajo contenido de alquitrán.

1.2.1.2 Reactor de lecho fluidizado

Reactores de primera generación: Son los de lechos fluidizados simples.

Características:

1. Las partículas arrastradas por el flujo de gas del lecho no recirculan nuevamente.
2. Tiene bajo contenido de carbono y menor eficiencia.
3. Son mayores las pérdidas por carbono no quemado como hollín en el gas de salida.

¹ Autores que reportan una buena aproximación de poder calorífico inferior al realizar trabajos experimentales con este tipo de gasificadores.

² De la diferente bibliografía revisada se ha encontrado que una buena aproximación para la temperatura de salida de gases, teniendo un quemador con parecidas características.

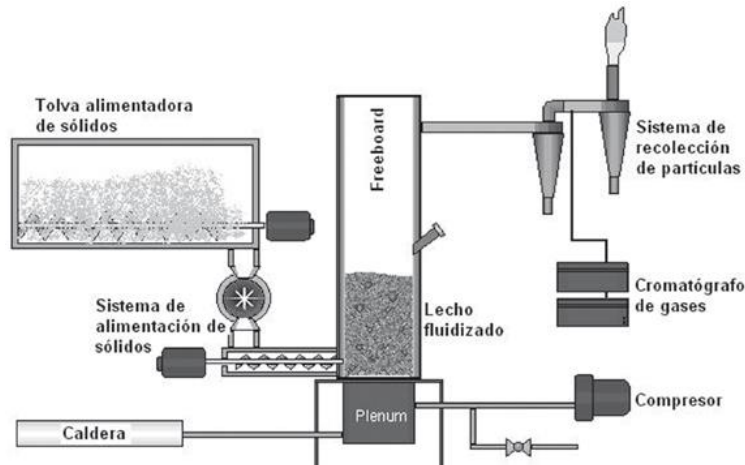


Figura 2. Gasificador de lecho fluidizante simple.
Fuente: (Maya, 2012)

Reactores de segunda generación: Son conocidos como los reactores de lecho circulante.

Características:

1. Debido a la recirculación, hay más contenido de carbono.
2. La eficiencia del gasificador es mayor, además garantiza un sistema de mayor capacidad.
3. Partículas sólidas separadas del lecho recirculan nuevamente.
4. El sistema opera en régimen de lecho fluidizado rápido con elevadas tasas de recirculación del material de lecho.

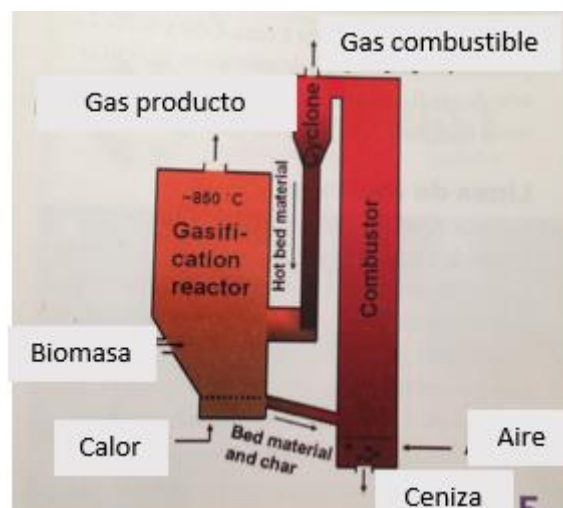


Figura 3 Gasificador de lecho fluidizante circundante.
Fuente: (Patentados, 2012)

En general, los gasificadores de 1ra y 2da generación de lecho fluidizante pueden operar:

1. A presión atmosférica: En este caso se le atribuye el nombre de “gasificador de tipo atmosférico”
2. Sobrepresión: En este caso se le llama “gasificador de tipo presurizado”

El principal criterio para decidir si la gasificación es atmosférica o presurizada es la economía del usuario. Para grandes instalaciones de una planta de gasificación lo correcto sería a sobrepresión.

1.2.2 Tecnología de gasificación de lecho fluidizante.

Actualmente, estudios indican que un aceptable potencial de residuos vegetales, principalmente residuos forestales y agrícolas, son aprovechados energéticamente en gasificadores de lecho móvil, con el fin de obtener, además de gas combustible, un residuo sólido con elevado porcentaje de carbono fijo y de elevado poder calorífico.

En la tabla 1 se muestra un rango de potencia a partir de producción de energía eléctrica y su adecuada tecnología de gasificación, dependiendo desde la parte económica hasta la de proceso:

Tabla 1. Capacidad de producción de energía eléctrica con su respectiva tecnología.

Capacidad de producción de energía eléctrica , MW_e	Tecnología de gasificación obtenida
< 1-5	Gasificación atmosférica: Gasificadores de lecho fijo y fluidizado de 1ra generación mediante la cogeneración de motor de combustión.
3-10 hasta 50-80	Gasificación atmosférica: Gasificadores de lecho fluidizado circulante con reactor catalítico.
>50-80	Gasificación presurizada integrada a ciclos combinados.

Fuente: (Gómez E. O., 1996)

Este tipo de gasificadores presenta restricciones de funcionamiento con biomasa de granulometría³ pequeña y con alto contenido de cenizas, exigiendo algunas modificaciones constructivas para poder utilizar estos tipos de combustibles.

Sin embargo, la gasificación en lecho fluidizado se presenta como la más prometedora en términos de desempeño integral, debido a la posibilidad de utilización como combustible de los residuos agrícolas, abundantes y de bajo valor comercial, tales como caña de azúcar, cáscara de café, cáscara de arroz, etc.

³ Medición y graduación que se lleva a cabo de los granos de materiales sedimentarios, así como los suelos, para fines de análisis.

Unas de las ventajas que tienen los gasificadores de lecho fluidizado sobre los de lecho móvil son:

1. Se pueden adquirir equipos de alta capacidad.
2. La operación y control del reactor son más sencillos.
3. Operación isotérmica del reactor. La temperatura media del lecho es generalmente homogénea.
4. El tipo de biomasa puede ser de cualquier tamaño y características físico-químicas.

1.3 Producción y eliminación de alquitranes

Como se sabe, la gasificación busca generar un gas de síntesis a partir de desechos y materiales bio-másicos, pero uno de los principales problemas que se da al implementar este tipo de sistema en una planta es la producción de alquitranes en el proceso.

Las distintas reacciones que se dan debido a la combustión producen gases útiles, pero consigo traen elementos no deseados como el alquitrán.

1.3.1 Definición de alquitranes

Alquitrán es todo tipo de materia que se obtiene de la destrucción de ciertas partículas debido a la condensación de estas mismas en las zonas de baja temperatura del gasificador. La cantidad de alquitrán depende de las condiciones de operación (presión, temperatura, tiempo, etc).

Los alquitranes perjudican el sistema con los siguientes problemas:

- Deterioro en la vida útil de un motor.
- Obstrucción de los ductos por donde pasa el gas.
- Alto consumo de energía por la generación de aerosoles.
- Mayor tiempo, cuidado y dedicación en el mantenimiento de los equipos.

1.3.2 Límites aceptables del contenido de alquitranes

La generación de alquitranes puede dañar el funcionamiento de un motor de combustión interno o turbina, disminuyendo su vida útil, por lo que para controlar su producción se debe:

- Seleccionar un correcto sistema de gasificación.
- Condiciones de operación óptimas.
- Un correcto diseño del gasificador.
- Temperatura del reactor y velocidad de calentamiento adecuadas.

Cumpliendo estos requisitos aún no se tendría una buena gasificación del sistema, por lo que se necesita un tratamiento posterior del gas para llegar a lo deseado.

Para los gasificadores de lecho fluido burbujeante los valores típicos de gas⁴ producido es de 10 mg/Nm^3 . Cabe destacar que la relación másica⁵ alquitranes-biomasa alimentada es de 1 a 5 %.

La manipulación de alquitranes requiere un costo importante para la producción, y si bien no es viable para el proyecto se podría sustituir por otra tecnología.

El contenido de partículas y alquitranes en la generación del syngas para diversas aplicaciones se muestran en la tabla 2:

Tabla 2. Límites de concentración de partículas y alquitranes - aplicaciones de energía.

Aplicación	Máximo contenido de partículas (mg/Nm^3)	Máximo contenido de alquitranes (mg/Nm^3)
Combustión directa.		Sin límite
Producción de gas de síntesis.	0,02	0,1
Turbina de gas.	0,1 – 120	0,05 - 5
Motor de combustión interna.	30	50-100
Transporte en tuberías.		50-500 para el compresor
Celdas de combustible.		<1

Fuente : (Milne, 1998)

1.4 Obtención de energía con biomasa

Para hacer uso de la energía obtenida a partir de la biomasa se necesita la conversión de esta misma para su transporte y distribución.

Se presenta los 3 tipos de transformación de energía:

1.4.1 Proceso termoquímico

Proceso por el cual la materia se somete a un estado de transformación intrínseca debido a sus altas temperaturas.

Se dan por el sometimiento de biomasa a altas temperaturas y reacciones químicas irreversibles hasta el 95 % de la materia orgánica que se trabaja. Cabe distinguir la importancia de la proporción de aire para este tipo de proceso, por lo que se podrían tratar en diversos procesos termoquímicos de conversión dependiendo de sus proporciones.

A continuación se detallan algunos procesos termoquímicos:

⁴ Valor estimado debido a pruebas experimentales con lecho de fluido burbujeante.

⁵ Estimación porcentual por pruebas con caña de azúcar para este tipo de gasificadores.

1.4.1.1 Pirólisis

Consiste en el calentamiento de la biomasa sin la presencia de oxígeno hasta aproximadamente 500°C. No se tiene un contenido exacto de las partículas que reaccionan pues dependerán de tipo de biomasa (sus características), tipo de reactor y la condiciones en que se opera.

El proceso de pirólisis es similar al de gasificación, pero sin presencia de oxígeno. En la figura 4 se mostrará un esquema del proceso de pirólisis.

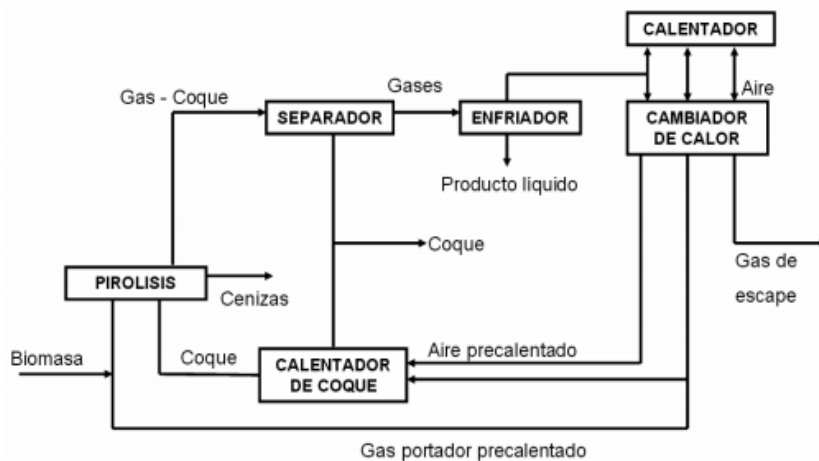


Figura 4 Esquema del proceso de pirólisis de biomasa.

Fuente: (Agrowaste, 2013)

La pirólisis descompone en total o casi total ausencia de oxígeno.

En la tabla 3 se muestran las ventajas y desventajas que tiene la aplicación de este tipo de tecnologías para la gestión integral de los residuos biomásicos que serán aprovechados.

Tabla 3. Ventajas y desventajas del proceso de pirólisis.

Ventajas	Desventajas
No produce contaminantes.	Alto costo de implementación.
Proceso económicamente retiduable.	La preparación con biomasa requiere tiempo y materiales.
Maneja todo tipo de material orgánico.	El PCI del residuo carbono es muy bajo.
Algunos residuos pueden pasar a ser materia prima de algún proceso.	Menor rendimiento de los combustibles.
Genera una fracción líquida fácil de manipular.	
Proceso autosuficiente con respecto a la energía.	

Fuente : (Agrowaste, 2013) Elaboración: Propia

La pirólisis depende de las condiciones de operación, considerándose:

1. Tiempo de residencia de gas.
2. Presión.
3. Velocidad de calentamiento.
4. Tipo de reactor: Sus dimensiones son fundamentales por el área de transferencia de calor.
5. Temperatura: Las altas temperaturas producen la gasificación del residuo carbono y gas por craqueo.

1.4.1.2 Gasificación

Es aquel proceso donde el residuo orgánico se transforma en combustible en forma de gas de bajo poder calorífico, mediante una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada.

El syngas⁶ producido tiene como finalidad aplicaciones de fines eléctricos o térmicos, yendo de la mano el funcionamiento del dispositivo de un sistema.

En la tabla 4 se muestra las ventajas y desventajas que se tiene al implementar este tipo de tecnologías.

Tabla 4. Ventajas y desventajas del proceso de gasificación.

Ventajas	Desventajas
Gas de salida con variedad de aplicaciones industriales.	Biomasa limitada dependiendo del tipo de sistema.
Se puede manipular la cantidad de energía generada por el sistema gasificador.	Se requiere más trabajo y energía con materia con cierto grado de humedad.
Se evita gran cantidad de compuestos nitrogenados, halogenados y azufrados peligrosos.	Operación con cierto grado de complejidad.

Fuente: (Álvarez, 2014)

1.4.1.3 Combustión directa de la biomasa con aire

La combustión se da en condiciones de un agente gasificante ya sea aire, oxígeno o vapor de agua, mientras que el gas producido es para fines eléctricos o térmicos.

La reacción se da entre 800-1000°C, utilizando aire como agente oxidante. Presenta pequeñas etapas de pirólisis y gasificación.

⁶ Syngas o gas de síntesis es un combustible gaseoso a partir del carbono, sometidas a un proceso químico de alta temperatura.

Se da un tipo de oxidación completa en leñas, maderas, briquetas, etc. liberando gran cantidad de calor. La cantidad y calidad de energía dependerá del contenido de biomasa y la humedad que ésta posea.

Efectivamente la calidad de energía dependerá de qué tipo de biomasa se está usando como combustible y la humedad que ésta posee.

Se necesita un flujo constante de alimentación de biomasa.

1.4.1.4 Licuefacción

Obtención de un líquido de mayor calidad por hidrogenación.

El proceso se da a elevadas temperaturas y presiones donde el objeto o componente se transforma de un estado gaseoso a líquido.

1.4.2 Proceso físico-químico

Se basa en la trituración de la biomasa para obtener aceites vegetales combustibles, para que luego se someta a un proceso donde se intercambia el grupo alcoxi de un alcohol para producir biodiesel.

Los sectores que estudian estos procesos buscan maximizar la recuperación de los aceites vegetales combustibles, asimismo su calidad y producto terminado.

1.4.3 Procesos bio-químicos

Procesos a partir de las reacciones químicas entre las características de la biomasa y la acción de los organismos microbiales que producen la transformación de moléculas complejas a más simples para producir una cierta cantidad de combustible.

Uno de los sectores para los procesos bio-químicos está orientada a la cuantificación del impacto negativo de la acción de los microorganismos en las pérdidas del aceite, así mismo, establecer métodos preventivos y de control para minimizar este impacto.

1.5 Potencial energético de cáscara de café

En el Perú, gran cantidad de los recursos no son explotados comercialmente y a pesar de su gran contenido energético no se contabilizan en el balance nacional de energía del Perú.

Los sectores públicos y privados orientados a promover el desarrollo de la bioenergía requieren mejorar la capacidad del país en el conocimiento de aspectos relacionados con el tema del desempeño energético de estas alternativas de solución.

El Perú posee 425,416 hectáreas dedicadas al cultivo de café las cuales representan 6% del área agrícola nacional. El potencial de crecimiento del café en el país es alrededor de 2 millones de hectáreas.

1.5.1 Rendimiento de producción de cáscara de café

En 2006 el Perú estuvo en el 15° puesto a nivel mundial de producción de café en grano (verde), y tan solo el 2008 ascendió al 8vo puesto. Se sabe que el café es uno de los principales productos agrícolas que exporta Perú, gracias a la riqueza de condiciones climáticas como terrenales en la selva peruana y valles interandinos.

Cabe recalcar que la zona norte en la parte que más produce llegando a un 43% de producción, mientras en la zona sur tan solo al 23% como se presenta en la figura 5.

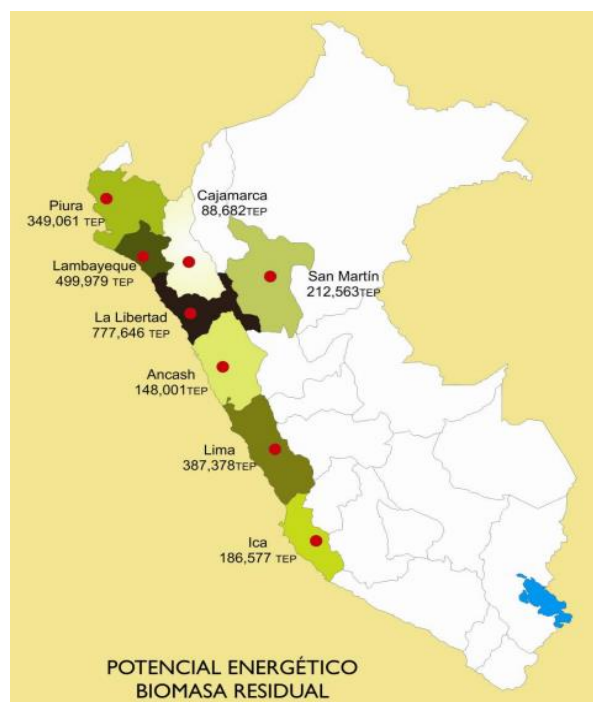


Figura 5 Potencial energético disponible correspondiente a residuos biomásicos.

Fuente: (Espinoza & Assuseira Espinoza, 2013)

Se puede notar que en zonas como Piura, Cajamarca, Pasco, Junín, Ucayali, Huánuco presenta cierta cantidad de producción debido a las condiciones climáticas, terrenales y acondicionamiento de cultivos, llegando a 333000 hectáreas de producción.

1.5.2 Cálculo de producción de cáscara de café y energía generada

El rendimiento es variable debido a que la productividad de café no es constante porque es afectada por las plagas, el clima, escaso recurso hídrico, etc.

La superficie cultivada en costa, sierra y selva asciende a 230000 hectáreas, la cual se ubica en el extremo central-oriental de la cordillera de los Andes es una de las que poseen la mayor calidad.

Según reportó el Instituto Nacional de Estadística e Informática (INEI) se registró una producción en el 2017 de 77197 toneladas, debido a las favorables condiciones climáticas

1.6 Normativa técnica peruana

La presente norma técnica peruana fue dada por el Grupo de trabajo de cafés especiales del subcomité de café.

El café peruano cuenta con dos Normas Técnicas Peruanas NTP 209.027-2013 y NTP 209.311-2014. Estas Normas Técnicas norman su humedad, granulometría, sabor, estado sanitario y clasificación en grados.

1.6.1 Referencias normativas.

El Instituto Nacional de Calidad (INACAL) posee las normas técnicas peruanas en vigencia:

- | | |
|-----------------------|--|
| 1. NTP 209.027:2013 | CAFÉ VERDE. Requisitos |
| 2. NTP-ISO 10470:2014 | CAFÉ VERDE. Referencia de Defectos. |
| 3. NTP-ISO 4072:2016 | CAFÉ VERDE EN SACOS. Muestreo |
| 4. NTP-ISO 4150:2013 | CAFÉ VERDE. Análisis de granulometría. |
| Tamizado Manual | |
| 5. NTP-ISO 8455:2013 | CAFÉ VERDE EN SACOS. |

1.6.2 Clasificación y requisitos

1. No contener defectos primarios
2. Contar con un perfil de taza definido
3. Granulometría
4. Máximo 5% por debajo y 5% por encima de la malla especificada.
5. Clasificar dentro de la categoría grado 1 ,de acuerdo a la NTP 209.037

1.7 Casos experimentales con el syngas.

El syngas obtenido dependerá directamente del agente de fluidización, de la biomasa a utilizar, la proporción que se encuentren los componentes y de la forma cómo se realice el proceso. Este puede ser controlado con el agente de fluidización, en caso del agua puede mostrarse en diferente proporción el contenido de dióxido de carbono y CO.

Los componentes más importantes del syngas se muestran en la tabla 5, así como el agente de fluidización.

Revisando distinta bibliografía sobre pruebas experimentales de gasificadores de lecho fluidizado se llega a la conclusión que el factor de aire es muy relevante en el proceso pues afecta directamente a la temperatura que se desea alcanzar, a la composición del gas de salida y en la eficiencia del gasificador.

Tabla 5. Composición del syngas producido en relación al agente de fluidización.

Componentes	Unidad	Agente de gasificación	
		Aire	Vapor / O ₂
H₂	%Vol	6 – 19(12.5)	26-55(38.1)
CO	%Vol	9-21 (16.3)	20-40(28.1)
CO₂	%Vol	11 – 19(13.5)	15-30(21.2)
CH₄	%Vol	3 – 7(4.4)	4-14(8.6)
PCI	MJ/Nm ³	3-6.5(5.1)	12-16(13.2)

Fuente: (Andrade, 2007)

Olivares Gómez (1996) trabaja con factor de aire entre 0.17 a 0.22, temperatura de operación de 760°C, alúmina de diámetro medio de 0.379mm y densidad de 1760kg/m³, velocidad superficial recomendada entre 0.7m/s a 0.75m/s, humedad de biomasa menor a 20%, diámetro interior del reactor de 41.7cm y 40cm de altura del material inerte.⁷

⁷ De la bibliografía revisada se encontró una buena aproximación de los datos citados.

Capítulo 2

Equipos, materiales e instrumentación

2.1 Equipos

El gasificador de lecho fluidizado cuenta con un recubierto de lana de vidrio con espesor de 3 pulgadas, una altura de 2.45 metros y construido con planchas de Acero AISI 304 de 2 mm de espesor. La zona de salida de gases es de 468 mm.

La altura de la zona de plenum⁸ es de 250 mm y posee un tubo de 5 cm longitud de acero inoxidable para el acople con la tubería de entrada de aire. La temperatura máxima registrada para esta zona es de 300°C, pues depende de la ubicación del quemador en el sistema.

En la parte superior se cuenta con un visor de vidrio de 248 mm que resiste hasta cierta temperatura.

Todos los equipos se encuentran sobre una base de concreto y un techo de calamina que protege todo el sistema.

2.1.1 Tornillo sin fin y tolva

El tornillo sin fin va acoplado a la canaleta por soldadura, y cuenta con un eje de una pulgada, posee un diámetro de 100 mm y hélices de 2 mm de espesor. Es de acero inoxidable.

Un motor trifásico, acoplado con un transformador, es accionado junto a una caja reductora de velocidad que nivela el torque y la velocidad de giro del tornillo sin fin.

Todo el equipo reposa sobre unos soportes de acero diseñados para el fácil movimiento a la hora de aplicarles su respectivo mantenimiento.

En la figura 6 se muestra la disposición del tornillo sin fin situado sobre la tolva, antes de una prueba eventual de biomasa.

⁸ Es la zona inferior del sistema gasificador, ubicada debajo de la placa distribuidora donde circula el agente gasificante.



Figura 6 Tornillo sinfín propio del proyecto.
Fotografía tomada por el autor

2.1.2 Quemador

Cuenta con potencias hasta 400 mil *Btu/h*, y es el equipo a utilizar para el precalentamiento de la Bauxita o arena.

Modelo HSG400 de la marca Wayne. Cuenta con un cañón de 9 pulgadas y longitud de 26 cm. Tiene un peso aproximado de 12 kg.

Como es un aparato de procedencia Norteamericana se necesitó la adaptación de un transformador ya que este trabaja con un voltaje de 110 V. Incluye un circuito de ventilación y además un sistema de encendido automático.

Además cuenta con un sistema de aire manual donde la entrada máxima es en nivel 10 y mínima en 0, donde tiene un rango de regulación entre 300 a 980 °C dentro del reactor.

En la figura 7 se muestra el quemador después de su mantenimiento correctivo listo para entrar en condiciones de operación.



Figura 7 Quemador propio del proyecto.
Fotografía tomada por el autor

2.1.3 Analizador de gases

Es un equipo portátil que permite obtener presiones diferenciales, presencia o fuga continua de O_2 .

Principalmente se utiliza para la determinación de los componentes del syngas a la salida del ciclón. Cuenta con un sensor infrarrojo no dispersivo (NDIR) para determinar la proporción de Hidrocarburos, CO y CO_2 , de celda electroquímica para registrar el oxígeno y de conductividad térmica para el hidrógeno.

El analizador es de la marca MADUR modelo GA-40T, y está acoplado por el cono roscado E-SHAK 008.

Cuenta con un filtro de sólidos en suspensión, filtros de agua, una sonda e impresora.

Además posee compartimientos para adicionar 4 sensores de temperatura. El sistema de de data no se hace en una memoria externa, sino que dentro del dispositivo se encuentra una computadora que crea un registro.



Figura 8 Analizador de gases, marca MADUR.
Fotografía tomada por el autor

2.1.4 Soplador industrial

El soplador es el encargado de generar una corriente ascendente de fluido, suspendiéndolo en partículas sólidas y dar el correcto flujo de aire para proceder con la gasificación.

El soplador usado es adecuado a lo requerido para el proyecto, ya que se le propinó cierta separación sobre los álabes. Para seleccionar un buen soplador se debe tener en cuenta las caídas de presión que sufre el aire en el tubo corrugado, placa distribuidora y ciclón.

En la figura 9 se nota el desmontaje del soplador para su respectivo mantenimiento antes de empezar su régimen de operación.

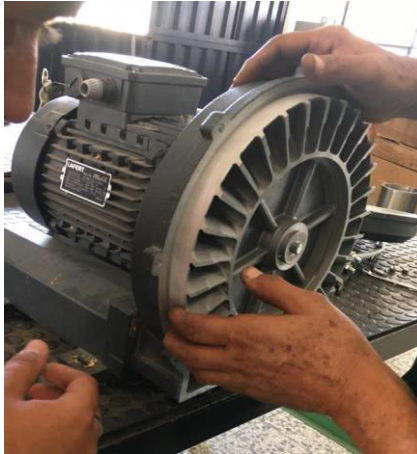


Figura 9 Mantenimiento del soplador propio del proyecto.
Fotografía tomada por el autor.

2.1.5 Reactor y ciclón

El reactor está sobre un anillo de 3 pulgadas de ancho con un diámetro interno prudente para la dilatación térmica libre. Los anillos complementarios llegan hasta un diámetro externo de 800 mm.



Figura 10 Reactor y ciclón propios del proyecto
Fotografía tomada por el autor.

El ciclón está construido del mismo material que el reactor asimismo su aislamiento. La unión reactor y ciclón es soldada.

Cuenta con un depósito de alquitranes de acero inoxidable de 200 mm de diámetro y 200 mm de altura.



Figura 11 Ciclón propio del proyecto.
Fotografía tomada por el autor.

2.1.6 Motor eléctrico y caja reductora de velocidad

Es el responsable del movimiento del tornillo sin fin, está conectado en estrella siendo de 1.6kW. Sus RPM como máximo llegan a 3480 rpm.

Se usa un reductor de velocidad, sin importar a cuanto disminuya, ya que lo más útil de esta máquina es el torque que genera.



Figura 12 Motor y caja reductora propio del proyecto.
Fotografía tomada por el autor.

2.1.7 Mechero y soporte

Cuenta con un diseño de mechero adecuado al sistema con 4 agujeros de ½ pulgada de diámetro por cada lado para el ingreso de oxígeno. Se construyó de “acero negro” y soldó con las herramientas del taller de mecánica de la Universidad de Piura.

A medida que se va implementando el mechero al sistema gasificador, se vio la necesidad de construir un soporte para éste.

Por lo que se diseñó un soporte a la medida del tubo de salida del syngas. En la figura 13 se puede visualizar la disposición del mechero adaptado al tubo de salida de gases.



Figura 13 Mechero y soporte propio del proyecto
Fotografía tomada por el autor.

2.1.8 Computadoras

Se hizo uso de una computadora laptop de marca HP con sistema operativo Windows 10 de 64bits y un procesador Intel (R) Core i5-6200 CPU de 2.3GHz con memoria instalada de 8GB que era usada para el seguimiento y almacenamiento de los sensores de temperatura y el analizador de gases.

En la figura 14 se muestra a los técnicos haciendo mediciones siguiendo el debido protocolo de encendido mediante la interfaz de Matlab:



Figura 14 Uso de laptop para mediciones de temperatura.
Fotografía tomada por el autor.

2.2 Materiales

2.2.1 Placa distribuidora

La importancia de la placa distribuidora es contener material inerte y tener una correcta distribución y equitativa del aire en toda la zona del lecho. Se ubica entre la zona del plenum y el lecho, como zonas de separación.

Se ha trabajado con una **malla 20**, la cual se ha ido cambiando en cuanto mejora le hemos dado al sistema gasificador.

En la figura 15 se muestra el cambio de malla por el deterioro en el transcurso de las pruebas experimentales.



Figura 15 Malla deteriorada.
Fotografía tomada por el autor.

2.2.2 Biomasa

Caracterización físico – química. Se cuenta con 4 tipos de análisis para la cáscara de café: análisis elemental, análisis inmediato, análisis de poder calorífico y granulométrico. Cada análisis interviene en el dimensionamiento del sistema gasificador. Estos análisis fueron realizados en el departamento de Industrias forestales de la Universidad La Molina con un 1kg de muestra de cáscara de café secada al aire.

La tabla 6 muestra información muy relevante de los análisis en el proceso de gasificación.

Tabla 6. Resumen de análisis termodinámicos realizados a la cáscara de café.

ANALISIS	FINALIDAD	IMPORTANCIA	METODOS
Elemental	Muestras las fracciones de peso de los elementos que componen la biomasa.	Dimensionamiento del reactor y conocer la relación aire-combustible.	ASTM (D-3175): para la determinación de carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y cloro. La fracción de oxígeno se determina por diferencia.
Granulometría	Muestras las fracciones de peso de cada dimensión que posee la biomasa.	Dimensionar el alimentador y la velocidad del gas de fluidización.	ASTM D4749
Inmediato	Proporciona los porcentajes en peso de humedad, cenizas, carbón y materia volátil en la muestra de biomasa	Ayuda a comprender como se comporta la biomasa a la entrada del reactor de lecho fluidizado.	ASTM (D-3172 hasta 3175): Análisis en general. ASTM (D-3173): Análisis de humedad. ASTM (D-3174): Análisis de cenizas. ASTM (D-3175): Análisis de materia volátil. ASTM (D-3172): La cantidad de carbón se determina por diferencia
Poder calorífico superior	Muestra el poder calorífico de la biomasa.	Sirve en el balance de energía del sistema y el desempeño del gasificador.	ASTM (D-2015): Uso de una bomba calorimétrica.

Fuente: (Valladolid, 2016)

Preparación de la biomasa:

Antes de ingresar a la tolva debe prepararse cerciorándose que esté lo más seca posible. Se debe triturar las cáscaras a un tamaño conveniente de manera que llegue a tener unas dimensiones máximas de 10mm para que no se atasque más adelante.

La humedad debe ser menor al 15%. En la figura 16 se nota la disposición que se tomó para el secado de la cáscara de café.



Figura 16 Cáscara de café usada como biomasa
Fotografía tomada por el autor.

2.2.3 Material inerte

El proyecto desde sus inicios se planteó el uso de lecho la alúmina, pero su difícil adquisición hizo buscar otras alternativas como bauxita al 86% de alúmina, sin embargo se hicieron pruebas con arena fina y gruesa que pueda compensar el material inerte.

Es muy importante que el material del lecho presente la menor humedad posible para que el calentamiento sea adecuado y se pueda llevar una buena gasificación.

El diámetro medio de la bauxita es de 1.5 mm. En la figura 17 se muestra la arena tamizada en una bolsa.



Figura 17 Material inerte.
Fotografía tomada por el autor.

2.2.4 Agente de fluidización y gas propano

El aire es el agente de fluidización para el proyecto, por ser rentable.

La quema parcial de biomasa es dada por la fluidización haciendo que el sólido y el gas estén en continuo contacto lo que favorece a las reacciones que se dan en el sistema y permiten una temperatura equitativa en todo el reactor.

La fluidización es uno de los parámetros más importantes para este tipo de procesos , pues la partículas del lecho debe tener un quema parcial de biomasa; lo cual se complicó en el transcurso de las pruebas realizadas, para que así se favorezca las reacciones que conlleven a la uniformidad en la temperatura del reactor.

Se usa tanques de 15 kg de GLP para el encendido.

2.3 Instrumentación

Se cuenta con una caja de herramientas llaves, perilleros, alicates, destornilladores y una alta variedad de instrumentos que se usaron para el correcto proceso de gasificación. Adicionalmente se tiene una mesa, manguera para GLP, un tablero de las llaves generales de toda la estación del gasificador.

Para las conexiones cables, cintillos, 9 sensores de temperatura de los cuales 3 son PT100 y el resto termopares tipo K, dependiendo de la zona donde se esté analizando y los requerimientos van ubicados

Pernos de diversos tipos para las uniones: reactor – tornillo sin fin, plenum, vidrio templado resistente a altas temperaturas y pernos de anclaje a la base. Se cuenta con un almacén donde encontramos instrumentos de protección como casco,

chaleco, guantes, lentes, extintor, mascarillas y demás material que haga el proceso sea seguro.

2.3.1 Sensores de temperatura

Mediante la interfaz de Matlab se hace un seguimiento a tiempo real de las temperaturas durante el proceso de gasificación, en especial en la zona del lecho.

La selección de los sensores dependerá de la operación y el costo que tendría este. Las características que deben tener estos dispositivos son las siguientes:

- Alto rango de tiempo en funcionamiento.
- Selección de dispositivos buscando economizar, buena calidad, precisión y exactitud.
- La temperatura máxima de funcionamiento es 1000°C.
- La robustez de los aparatos se deben ser considerados, ya que sus condiciones de operación lo exponen a ruido, cenizas ,etc.

En la figura 18 se muestra una de las PT100 usadas en el gasificador de lecho fluidizado.



Figura 18 Sensor PT100 propio del gasificador.
Fotografía tomada por el autor.

2.3.2 Distribuidor de flujo de aire

Debido a las grandes pérdidas en el tubo que dirige el flujo de aire del soplador a la zona baja del reactor, se propusieron dos sistemas de distribución de aire a colocarse dentro del mismo.

El primer diseño fue construido de triplay, con 8 álabes y se encontró dificultades en la manipulación de este material.

En la figura 19 se observa el montaje del primer diseño de distribución de aire, donde al no tener el reactor una geometría bien definida y correcta, se presentaban dificultades a la hora de ensamblarlo.



Figura 19 Distribuidor de aire montado sobre el reactor. Primer diseño.
Fotografía tomada por el autor.

El segundo diseño fue más complejo, su geometría presentaba era más agujerada y se obtuvo una notable mejora tanto en la velocidad de salida del flujo de aire desde el soplador como la presión que esta generaba.

En la figura 20 se observa la segunda propuesta de distribuidor de aire montado en el reactor. Fue construido de “acero negro” en el laboratorio de mecánica de la Universidad de Piura.



Figura 20 Distribuidor de aire montado sobre el reactor. Segundo diseño.
Fotografía tomada por el autor.

2.3.3 Sensor de velocidad y temperatura

La necesidad de probar distintos sistemas y buscar posibles soluciones a las grandes caídas de presión y velocidad a la llegada del reactor hizo necesario a tomar mediciones de velocidad con un sensor SKYMATE SM-18 de Speedtech Instruments.

En la figura 21, se muestra la medición de velocidad a la salida del soplador, para una posterior comparación con la llegada al reactor.



Figura 21 Sensor SKYMATE SM-18 de Speedtech Instruments.
Fotografía tomada por el autor.

Capítulo 3

Balance de energía del gasificador

3.1 Introducción

En este capítulo se presenta los resultados experimentales obtenidos del gasificador de lecho fluidizado y el planteamiento del dimensionamiento del reactor para un sistema que trabaja con cáscara de café.

En la primera parte se indican los parámetros de operación del proyecto que permiten realizar una validación del desempeño del gasificador y dimensionamiento del reactor. Se trabaja con una herramienta de software matemático en el cual se utilizará ciertos parámetros para bosquejar una producción del gasificador a grandes rasgos, este software es MATLAB.

3.2 Dimensionamiento del reactor

No se han podido encontrar reglas matemáticas o un patrón que describa el dimensionamiento de un reactor para un gasificador de lecho fluidizado, es por eso que se recurre a los criterios empíricos proporcionados por estudios anteriores.

Antes de diseñar es necesario obtener el análisis elemental, debido a la falta de un centro que realice este tipo de análisis se decidió apoyarse en bibliografía con datos muy confiables, mostrado en la tabla 7:

Tabla 7. Análisis elemental o último de la cáscara de café.

ANALISIS ELEMENTAL O ÚLTIMO				
	%	Base seca	Base recibida	Método
Carbono	%	55.8	50.3	ASTM D3178
Hidrógeno	%	6.84	5.3	ASTM D3178
Azufre	%	--	--	ASTM D3177,met B
Nitrógeno	%	0.62	0.6	ASTM D3179
Cenizas	%	11.7	10.5	ASTM D3174
Oxígeno	%	35.3	33.8	--
Cloro	%	--	--	ASTM D2361

Fuente: (Correa, 2016)

La figura 22 muestra la metodología para el dimensionamiento del diseño del reactor.

Esta metodología usa valores medios experimentales como el flujo másico de alimentación de biomasa, temperatura del gas, análisis inmediato de la biomasa, etc y realizar un balance de energía y masa.

La metodología del balance energético permite obtener la eficiencia energética en frío y caliente del gasificador además de otros parámetros operativos de importancia en la validación el reactor.

Finalmente con los cálculos anteriores se puede resumir que durante el proceso de gasificación se obtendrá un flujo de syngas de $60 \left[\frac{Nm^3}{h} \right]$, ingresando $27.43 \left[\frac{kg \text{ de biomasa}}{h} \right]$ siempre y cuando se tenga un flujo volumétrico de aire en el plenum de aproximadamente $32.64 \left[\frac{m^3 \text{ de aire}}{h} \right]$.

El diámetro interno del reactor debería ser 246 mm y la altura del lecho de 516 mm como mínimo.

La altura de bauxita en lecho fijo (h_f) es un tema muy importante para una correcta gasificación. Como antes se mencionó la altura mínima de lecho expandido de bauxita es de 623 mm, y además por las pruebas experimentales en el transcurso del proyecto se sabe que la altura de lecho expandido es de 1.25 veces la altura del lecho fijo. Teniendo la ecuación 3.1 se puede despejar el valor de la altura de lecho fijo.

$$h_{tmin} = 1.25 h_f \quad (3.1)$$

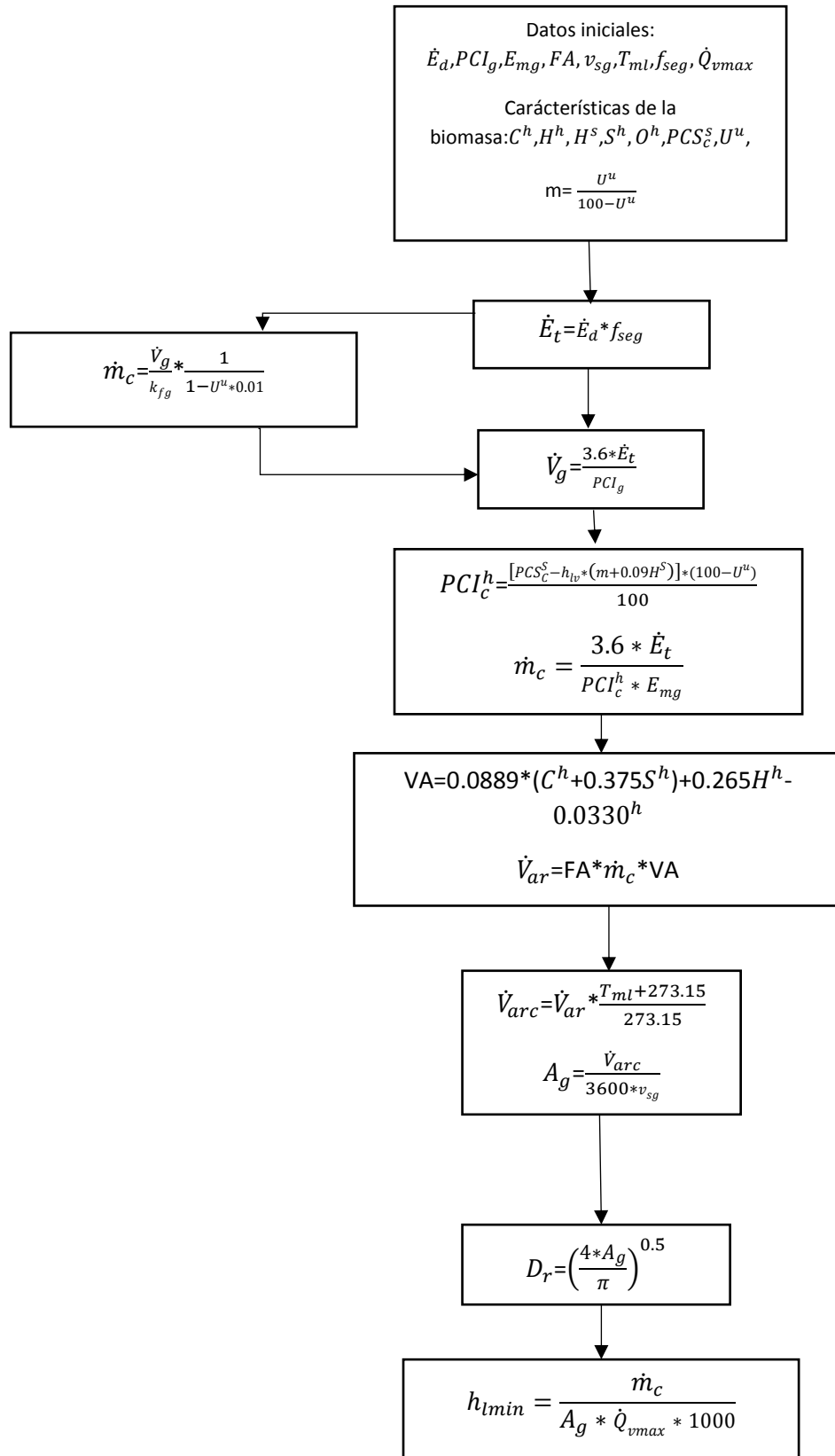


Figura 22 Esquema del dimensionamiento del reactor.
 Autor: Elaboración propia

Tabla 8 Parámetros para el dimensionamiento del reactor.

PARÁMETRO	COMENTARIO	VALOR
Demanda de energía del proceso . $\dot{E}_d$[kW]	Energía demanda para el diseño del gasificador.	70
Análisis elemental de la cáscara de café: C^H, H^H, H^S, S^H, O^H[%]	Composición química de la cáscara de café obtenida del análisis último.	50.3, 5.3, 6.84, 0, 33.8
Eficiencia energética del gasificador . E_{mg}	Por recomendación del Dr.Caio Glaucio.	0.6
El factor de aire. FA	Gráficos obtenidos de la simulación CEAgui.	0.25
Temperatura media del lecho. T_{ml}	Recomendación del Dr.Caio Glaucio y Walter Bizo (C., 1994) y el tipo de biomasa que se usará.	800
Velocidad superficial del gas de fluidización . v_{sg}[m/s]	Recomendación de los doctores Caio Glaucio y Walter Bizo.	0.75
PCI del syngas en base húmeda. PCI_g[MJ/m³]	Recomendación de los doctores Caio Glaucio y Walter Bizo. Depende de las condiciones de operación del reactor y tipo de biomasa.	4.2
Factor de seguridad. f_{seg}	Sobredimensionamiento del reactor para asegurar la potencia térmica de salida. (Gómez O. , 1996)	1
Capacidad volumétrica máxima del gasificador . $\dot{Q}_{vmax}$[t/m³h]	Recomendación de los doctores Caio Glaucio y Walter Bizo.	1.12
PCI de la biomasa en base seca. PCS_c[MJ/kg]	Análisis de la Universidad Nacional Agraria La Molina.	19.27
Entalpía de evaporización del agua a 25°C. h_{lv}[MJ/kg]	Valor de un libro de termodinámica.	2.4417
Humedad de la biomasa. U^U[%]	Análisis inmediato.	7.20
Coeficiente de corrección por la humedad en el combustible.	Paso previo que se debe calcular de : $m = \frac{U^u}{100 - U^u}$	0.076

Autor: Elaboración propia

Tabla 9 Resultados del dimensionamiento del reactor.

RESULTADOS		
Parametro	COMENTARIO	VALOR
Flujo volumétrico del gas combustible. $\dot{V}_g [\frac{Nm^3}{h}]$	Flujo teórico del syngas a la salida del reactor.	60
Flujo másico del combustible. $\dot{m}_c [\frac{kg}{h}]$	Cantidad de biomasa requerida por el proceso en una hora para satisfacer los requerimientos de la potencia deseada.	27.43
Relación de flujo de gas combustible y el flujo másico de biomasa consumido. $k_{fg} [\frac{m^3}{kg \text{ comb.}}]$	Volumen de syngas que un kg puede producir.	2.357
PCI de combustible en base húmeda. $PCI_c^h [\frac{MJ}{kg \text{ comb.}}]$	Cantidad de energía liberada al quemar un kg de biomasa	16.31
Flujo volumétrico de aire. $\dot{V}_{ar} [\frac{m^3}{h}]$	Flujo volumétrico de aire a la entrada del plenum durante la gasificación.	32.64
Volumen teórico de aire si la combustión fuese estequiométrica. $v_a [\frac{m^3}{kg \text{ comb.}}]$	Volumen de aire requerido por 1kg de combustible si se quisiese una combustión completa.	4.76
Flujo volumétrico de aire corregido a la temperatura del lecho. $\dot{V}_{arc} [\frac{m^3}{h}]$	Flujo volumétrico del aire $\dot{V}_{ar}$ se expande por la temperatura dentro del reactor generando un nuevo flujo volumétrico.	128.23
Diámetro de la sección transversal del reactor. $D_r [m]$	Diámetro de la sección transversal del lecho y freedboard.	0.246
Área de la sección transversal del reactor. $A_g [m^2]$	Area de la sección transversal de la zona del lecho y freedboard	0.0475
Altura mínima del lecho expandido. $h_{lmin} [mm]$	Altura mínima de bauxita en el estado de lecho expandido.	0.516

Autor: Elaboración propia

Finalmente para encontrar el diámetro de la zona de salida de gases se hace una relación dada por Boateng(1992):

$$1.25 \leq \frac{\text{Diámetro de la zona de salida de los gases}}{\text{Diámetro del reactor en la zona del lecho}} \leq 2 \quad (3.2)$$

De esta manera el diámetro interior de la zona de salida sería de 448mm, pero su construcción es de 464mm, sin embargo, algunos autores reportan que el diámetro de la zona de salida de gases pueden llegar hasta 2.5 veces el diámetro de la zona del lecho por lo que no habrían problemas.

3.3 Fluidización en el lecho y sistemas de distribución

3.3.1 Problemática del flujo de aire

Se inicia por realizar pruebas de fluidización en el lecho para conocer el flujo másico de aire óptimo que se debe ingresar en el reactor.

Posteriormente se analiza y diseña un sistema que permite direccionar el flujo de aire al lecho donde se ubica la malla con la bauxita.

Se procede a realizar pruebas de flujo de aire con el sensor SKYMATE SM-18 de Speedtech Instruments. En la figura 23 se muestra el instrumento que pertenece al Laboratorio de Física de la Universidad de Piura.



Figura 23 Medidor de velocidad y temperatura.
Fotografía tomada por el autor.

Se midió el flujo de aire con el tubo de acero inoxidable flexible que se conectaba al soplador con el reactor, pero como era de suponerse, al ser corrugado el tubo, las pérdidas de flujo son elevadas. Por lo que se decidió cambiar el tubo flexible por uno liso de PVC. Este tubo liso de PVC se coloca para comprobar las pérdidas obtenidas en el tubo anterior, posteriormente se cambiará por uno de acero debido a la temperaturas temperaturas que está sometido el sistema.

En la figura 24 se muestra una imagen con el cambio final en un tubo de “acero negro”.



Figura 24 Tubería de acero desde el soplador hasta reactor.
Fotografía tomada por el autor.

3.3.2 Sistemas de distribución

Se plantearon dos sistemas de distribución que fueron montados sobre el reactor:

3.3.2.1 Sistema de distribución N°01

Se pensó en un sistema que permita direccionar el aire hacia toda la malla. Para ello, se propone un sistema con 8 aletas que fueren al fluido a ir en distintas direcciones y no sólo hacia el centro.

En primer momento debido a las condiciones de trabajo, se construyó de triplay para obtener un bosquejo de la velocidad de salida que se iba obtener.

En la figura 25 se muestra el sistema diseñado en el software SOLIDWORKS.

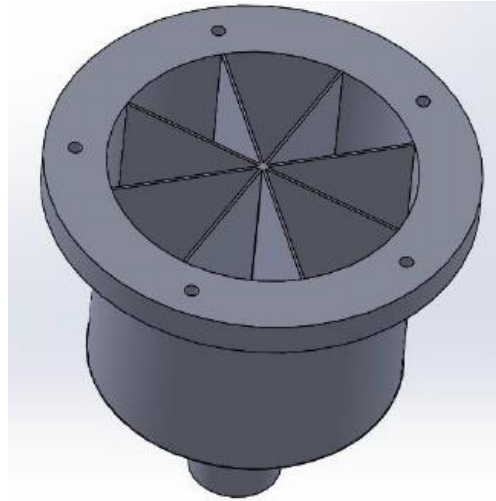


Figura 25 Primer sistema de distribución.
Autor: Elaboración propia

3.3.2.2 Sistema de distribución N°02

Se decide contar con un sistema alternativo y se ideó un sistema en el cuál el diseñador brinde la dirección del flujo hacia la malla. Para ello, se obliga al fluido proveniente del soplador a dirigirse por unos agujeros con ciertos grados de inclinación respecto a la horizontal, de tal forma que llegue hacia donde el usuario desee.

En este caso, se construyó de “acero negro” en el Laboratorio de Mecánica de la Universidad de Piura.

En la figura 26 se muestra el segundo dispositivo dibujado en el software SOLIDWORKS.

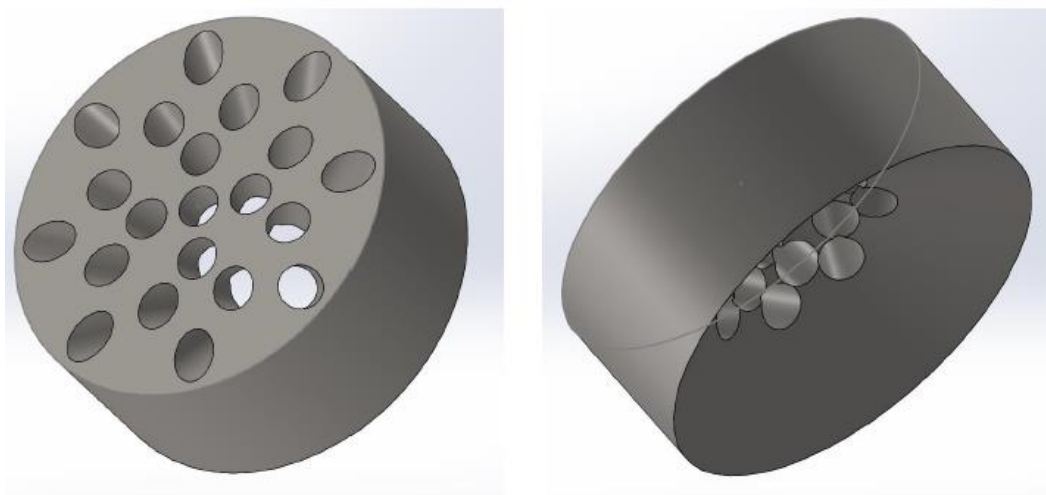


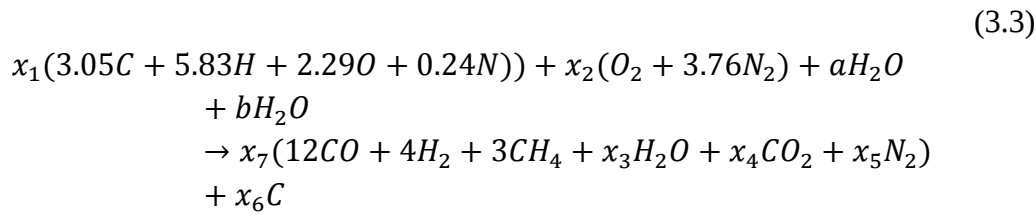
Figura 26 Segundo dispositivo de distribución.
Autor: Elaboración propia

3.4 Balance de masa del gasificador de cáscara de café.

Con ayuda de la composición de los gases de salida se comenzó el planteamiento del balance de masa del gasificador.

Se sabe por pruebas experimentales que los componentes típicos de una combustión son: dióxido de carbono, vapor de agua, nitrógeno, ciertas cantidades de oxígeno y alquitrán; por lo que este último no se considerará en el cálculo para la simplicidad de los mismos.

A continuación se plantea la reacción química de gasificación referente a la composición molar de la cáscara de café.



Tales que:

x_i : Coeficientes molares

a: moles de agua en la cáscara

b: moles de agua en el aire

x_6C : Carbono residual de cenizas

Moles de agua en la cáscara de café

El contenido de humedad en base seca es:

$$h_{bs} = \frac{w_h - w_s}{w_s} = \frac{w_{agua}}{w_s} \tag{3.4}$$

Donde:

w_h : Masa de biomasa húmeda [kg].

w_s : Masa de combustible seco [kg].

w_{agua} : Masa de agua [kg].

Con ayuda de la tabla 8 y con la ecuación 3.4 se obtiene:

$$w_{agua} = 7.2 x_1 \tag{3.5}$$

Donde en moles:

$$n_{agua} = a = 0.4 x_1 \tag{3.6}$$

Moles de agua en el aire

Se relacionará la humedad absoluta(w) con la humedad relativa(ϕ) para una mezcla de vapor de agua y aire tal que:

$$w = 0.622 * \phi * \frac{P_g}{P - \phi * P_g} \tag{3.7}$$

Donde:

w : Humedad absoluta [%]

ϕ : Humedad relativa [%]

P_g : Presión de saturación a la temperatura de operación [kPa]

P : Presión atmosférica [kPa]

La tabla 10 muestra los valores promedio de temperatura, presión atmosférica y humedad relativa para la ciudad de Piura, necesarios para el cálculo de la humedad absoluta.

Tabla 10. Propiedades psicrométricas del aire para la ciudad de Piura.

Variable	Valor	Unidad de medida
Temperatura	25	°C
Presión de saturación	3.567	kPa
Presión atmosférica	84.9	kPa
Humedad relativa	50	%

Fuente: Elaboración propia.

Reemplazando los valores de la tabla 10 en la ecuación 3.7, se encontró el valor de la humedad absoluta para las condiciones promedio de Piura, considerando una relación adimensional de la cantidad de agua que existe en el aire seco para una mayor precisión de cálculo:

$$w = 0.013 \frac{g_{agua}}{g_{aire\ seco}} \quad (3.8)$$

Al saber que la composición del aire es 21% oxígeno y 79% de nitrógeno, para cada mol de oxígeno, reaccionan 3.76 moles de nitrógeno. Por lo que la tabla 11 muestra las cantidades de oxígeno y nitrógeno presentes en el aire.

Tabla 11 Cantidades de oxígeno y nitrógeno presentes en el aire

Gas	Moles	Peso Molecular(g/mol)	Masa(g)
N_2	3.76	28	105.28
O_2	1	32	32
Aire	4.76	28.84	137.28

Autor: Elaboración propia

De la tabla 11 y relacionando la masa de aire seco con los coeficientes de reacción se obtuvo una relación entre el aire seco (m_a) :

$$m_a = 137.28 x_2 \quad (3.9)$$

Ahora sabiendo que la humedad absoluta (w) mantiene una relación entre la masa de vapor de agua (m_v) y la masa de aire seco (m_a), en función de los coeficientes de reacción:

$$w = \frac{m_v}{m_a} \quad (3.10)$$

A partir de la ecuación 3.10, el dato de humedad de la tabla 10 y reemplazándolo en la ecuación 3.9 se obtiene:

$$m_v = 1.7846 * x_2 \quad (3.11)$$

En moles:

$$n_v = b = 0.099 * x_2 \quad (3.12)$$

Carbono de las cenizas

El carbono de las cenizas es la proporción de cenizas que no alcanzó a ser transformado a gas durante el proceso. El parámetro de carbono residual presente en las cenizas depende directamente de la eficiencia de oxidación en el equipo. Se tomará un valor de 20% para el carbono residual para efectos de cálculos para el presente estudio.

En la tabla 12 se muestra el análisis proximal de la cáscara de café, para que a partir de éstas se obtengan los moles de carbono residual en la cascarilla, planteando un producto entre el porcentaje de carbono residual en las cenizas y el porcentaje de cenizas en la cascarilla.

Tabla 12. Análisis proximal de la cáscara café.

ANALISIS PROXIMAL			
Análisis	Norma/Método	Unidad	Muestra
Fibra cruda	AOAC 962.09E	%	85.72
Proteínas	AOAC 960.52	%	7.97
Cenizas	AOAC 900.02	%	2.92
Extracto etéreo	Met. Soxleth	%	1.13
Humedad	AOAC	%	7.20

Fuente: (Molina, 2018)

Autor: Elaboración propia

Haciendo uso de la tabla 12 se plantea:

$$Carbono_{residual} = 20\% \quad \rightarrow \quad 0.2 = \frac{m_{carbono\ residual}}{m_{cenizas}} \quad (3.13)$$

$$Cenizas = 2.92\% \quad \rightarrow \quad 0.0292 = \frac{m_{cenizas}}{m_{cascarilla}} \quad (3.14)$$

$$m_{\text{carbono residual}} = 0.00584 * m_{\text{cascarilla}} \quad (3.15)$$

Se considera que la $m_{\text{cascarilla}}$ corresponde al mismo peso seco w_s (100g de muestra) utilizado en el cálculo del agua contenida en la cascarilla, se permitió obtener.

$$m_{\text{carbono residual}} = 0.584 * X_1 \quad (3.16)$$

En moles:

$$n_{\text{carbono residual}} = 0.0486 * X_1 \quad (3.17)$$

Flujo molar de aire seco

Con la velocidad antes mencionada (0.75 m/s), el diámetro interior del reactor (246 mm) y la ecuación de continuidad para el aire seco alimentado, se obtiene:

$$\dot{m}_{\text{aire}} = U_{f.c.o} * A_T * \rho_{\text{aire}(c.o)} \quad (3.18)$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{aire}}$: Flujo másico de aire seco [kg/s]

$U_{f.c.o}$: Velocidad de fluidización en condiciones de operación [m/s]

$\rho_{\text{aire}(c.o)}$: Densidad del aire [kg/m³]

A_T : Área transversal del reactor. [m²]

Como se planteó desde el inicio, las condiciones en régimen de operación y atmosférico fueron de 800°C y 1 atm. Usando la ecuación de gas ideal para hallar la densidad del aire en condiciones de operación:

$$\rho_{c.o} = \frac{P_{c.o}}{R_{\text{aire}} * T_{c.o}} \quad (3.19)$$

Donde:

$P_{c.o}$: Presión a condiciones de operación (1atm=101.325 kPa)

R_{aire} : Temperatura en condiciones de operación (800°C=1073.15K)

$T_{c.o}$: Constante de gas para el aire (0.287 kJ/kg.K)

Reemplazando valores se obtiene:

$$\dot{m}_{\text{aire}} = 0.01172 \text{ kg/s} \quad (3.20)$$

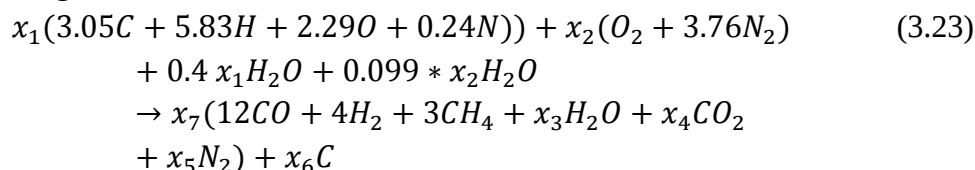
Haciendo uso de la tabla 11, el flujo molar de aire seco para la gasificación sería:

$$\dot{n}_{\text{aire}} = \frac{\dot{m}_{\text{aire}}}{Mw_{\text{aire}}} \quad (3.21)$$

$$\dot{n}_{\text{aire}} = 0.00040638 \text{ kmol/s} \quad (3.22)$$

Coefficientes de la reacción de gasificación

Se comenzará por un desarrollo de balance molar para cada elemento en la reacción global de gasificación.



Para el carbono:

$$3.05x_1 = 12x_7 + 3x_7 + x_4x_7 + x_6 \quad (3.24)$$

Para el nitrógeno:

$$0.24x_1 + (3.76 * 2)x_2 = 2x_5x_7 \quad (3.25)$$

Para el oxígeno:

$$2.29x_1 + 2x_2 + 0.4x_1 + 0.099x_2 = 12x_7 + x_3x_7 + 2x_4x_7 \quad (3.26)$$

Para el hidrógeno:

$$\begin{aligned} 5.83x_1 + (2 * 0.4)x_1 + (0.099 * 2)x_2 \\ = (4 * 2)x_7 + (3 * 4)x_7 + 2x_3x_7 \end{aligned} \quad (3.27)$$

Para la composición molar del gas de salida:

$$x_3 + x_4 + x_5 = 81 \quad (3.28)$$

De la ecuación para el carbono residual de las cenizas se obtuvo:

$$0.0486 * x_1 = x_6 \quad (3.29)$$

Para la última ecuación se debe conocer el coeficiente de reacción del aire de gasificación. Se formulará como la relación entre el flujo molar de aire seco y las moles netas de aire que intervienen en el proceso de oxidación.

$$x_2 = \frac{\dot{n}_{aire}}{4.76mol} \quad (3.30)$$

Reemplazando la ecuación se obtiene:

$$x_2 = \frac{0.000405 \text{ kmol/s}}{4.76mol} = 0.085s^{-1} \quad (3.31)$$

Resolviendo el sistema de 7 ecuaciones con 7 incógnitas por un programa de Matlab se obtiene:

$$\begin{aligned} x_1 &= 0.0546s^{-1} \\ x_2 &= 0.085s^{-1} \\ x_3 &= 17.6078s^{-1} \\ x_4 &= 11.2149s^{-1} \\ x_5 &= 52.1779s^{-1} \\ x_6 &= 0.0027s^{-1} \\ x_7 &= 0.0063s^{-1} \end{aligned} \quad (3.32)$$

La reacción de gasificación finalmente sería:

$$(3.33)$$

$$\begin{aligned}
&0.0546(3.05C + 5.83H + 2.29O + 0.24N)) + 0.085(O_2 + 3.76N_2) \\
&\quad + 0.02184H_2O + 0.008415H_2O \\
&\rightarrow 0.0063(12CO + 4H_2 + 3CH_4 + 17.6078H_2O \\
&\quad + 11.2149CO_2 + 52.1779N_2) + 0.0027C
\end{aligned}$$

Descarga de cascarrilla

Tomando la ecuación 3.6 y con el valor de x_1 despejado se obtendrá el flujo másico de la cáscara de café.

$$\dot{m}_{cáscara} = 19.65 \text{ kg/h} \quad (3.34)$$

Descarga de aire

El flujo másico de aire fue presentado en la ecuación 3.20, a continuación con su conversión respectiva de unidades.

$$\dot{m}_{aire} = 42.12 \text{ kg/h} \quad (3.35)$$

Descarga de residuos sólidos

A partir de la ecuación 3.14 y con el valor obtenido para x_1 , el flujo másico de cenizas para la cáscara de café sería:

$$\dot{m}_{cenizas} = 3.46 \text{ kg/h} \quad (3.36)$$

Y a continuación con la ecuación 3.15 el flujo másico de carbono residual:

$$\dot{m}_{carbono-residual} = 0.6917 \text{ kg/h} \quad (3.37)$$

Descarga de gas energético

El flujo másico del gas energético fue calculado despejándose del balance de masa total:

$$\dot{m}_{gas \text{ energético}} = 57.31 \text{ kg/h} \quad (3.38)$$

Para obtener un esquema más claro y detallado se muestra en la tabla 13 los flujos másicos de entrada y de salida con sus respectivos valores:

Tabla 13 Flujos másicos teóricos para gasificar cáscara de café.

Flujo másico	Simbología	Valor(kg/h)
Cáscara de café	$\dot{m}_{cáscara}$	19.65
Aire	$\dot{m}_{aire}$	42.12
Cenizas	$\dot{m}_{cenizas}$	3.46
Gas energético	$\dot{m}_{gas \text{ energético}}$	57.31

Autor: Elaboración propia

Para efectos de cálculos se hallará el peso molecular ponderado del gas producto de la gasificación de la cáscara de café. Para ello en la tabla 14 las fracciones molares y pesos moleculares de las componentes del gas producto.

Tabla 14. Fracciones molares y pesos moleculares del gas producto.

Gas	Fracciones molares	Pesos moleculares($kg/kmol$)
CO	12	28
CH_4	3	16
H_2	4	2
CO_2	11.52	44
H_2O	17.3	18
N_2	52.18	28

Autor: Elaboración propia

$$\overline{Mw}_{gas} = 26.71 \text{ kg/kmol} \quad (3.39)$$

Y la descarga molar del gas energético:

$$\dot{n}_{gas} = 2.14 \text{ kmol/h} \quad (3.40)$$

3.5 Validación del desempeño del gasificador

Para el análisis de desempeño energético del gasificador de lecho fluidizado estudiado se comenzará utilizando la metodología de cálculo con valores medios y experimentales gracias a la experiencia en el tema.

La metodología del balance permite obtener eficiencia energética en frío y caliente para el gasificador.

3.5.1 Metodología para análisis de los resultados experimentales

El análisis de los resultados experimentales considera los parámetros monitoreados durante los ensayos de gasificación y los parámetros operacionales calculados a partir del balance de energía.

Para el análisis del comportamiento del gasificador, los principales parámetros operacionales considerados como variables dependientes fueron los siguientes:

1. Eficiencia al frío E_{FF} y al caliente E_{FQ} del gasificador, %.
2. Poder calorífico inferior del gas combustible de salida $PCI_{gas} \text{ MJ/Nm}^3$
3. Temperatura de operación $T_{op}, ^\circ\text{C}$
4. Flujo másico para cada uno de los balances $\dot{m}$, kg/h
5. Presión en régimen de operación $P_{op}, ^\circ\text{C}$
6. Concentración de las componentes del syngas de salida. CO , H_2 y CH_4 , %
7. Cantidad de gas combustible producido por kg de combustible sólido consumido. $R_{g/c}$, kg_{gas}/kg_{comb} .

El flujo de aire fue elegido como principal variable independiente, siendo considerado por algunos investigadores como el parámetro fundamental para la operación de un gasificador de lecho fluidizado.

Todos los parámetros operacionales correlacionados fueron analizados a través del software MATLAB.

3.5.2 Metodología de validación energética del gasificador .Programa de cálculo para el balance de energía y masa.

Para el planteamiento del balance energético del sistema de gasificación de lecho fluidizado, fueron considerados los siguientes flujos energéticos de la figura 27.

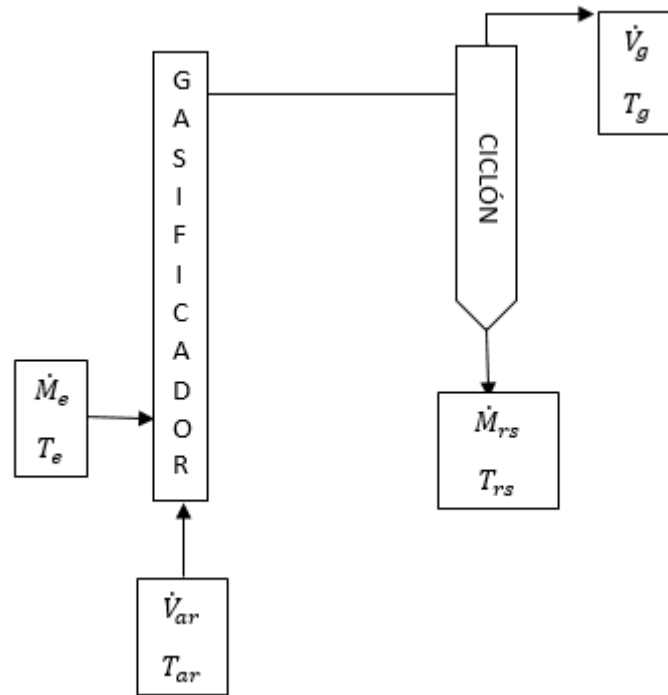


Figura 27 Esquema para ilustrar el balance energético del gasificador.
Autor: Elaboración propia

Tomando como referencia la figura 24, se plantea el siguiente balance energético.

$$E_{biomasa} + E_{aire} = E_{pérdidas} + E_{gas} \quad (3.41)$$

Donde:

$E_{biomasa}$: Energía correspondiente a la cáscara de café.

E_{aire} : Energía del aire usado como agente gasificante.

$E_{pérdidas}$: Energía del gas producto de la gasificación.

E_{gas} : Energía correspondiente a las pérdidas por calor.

Energía correspondiente a la cáscara de café : La energía que desprende la biomasa lo calcularemos de la siguiente forma:

$$E_{cascara} = \dot{m}_{cascara} \times PCI_{cascara} \quad (3.42)$$

Reemplazando flujo másico de la cáscara de café en base seca de la tabla 9 y su respectivo poder calorífico inferior sacada de la tabla 8, se obtiene:

$$E_{cascara} = 105.18 \text{ kW} \quad (3.43)$$

Energía debida al aire como agente gasificante: Se calculará la energía del aire de fluidización haciendo uso tanto de su flujo másico como su entalpía, considerando al aire como gas ideal.

$$E_{aire} = h * m \quad [kW] \quad (3.44)$$

Al tomar el aire que entra al sistema gasificador con una temperatura aproximada de 32°C, se tiene que considerar la entalpía para esa temperatura extraída de la tabla 15.

Tabla 15. Propiedades de gas ideal del aire.

Propiedades de gas ideal del aire

<i>T</i> K	<i>h</i> kJ/kg	<i>P_r</i>	<i>u</i> kJ/kg	<i>v_r</i>	<i>s°</i> kJ/kg · K	<i>T</i> K	<i>h</i> kJ/kg	<i>P_r</i>	<i>u</i> kJ/kg	<i>v_r</i>	<i>s°</i> kJ/kg · K
200	199.97	0.3363	142.56	1707.0	1.29559	580	586.04	14.38	419.55	115.7	2.37348
210	209.97	0.3987	149.69	1512.0	1.34444	590	596.52	15.31	427.15	110.6	2.39140
220	219.97	0.4690	156.82	1346.0	1.39105	600	607.02	16.28	434.78	105.8	2.40902
230	230.02	0.5477	164.00	1205.0	1.43557	610	617.53	17.30	442.42	101.2	2.42644
240	240.02	0.6355	171.13	1084.0	1.47824	620	628.07	18.36	450.09	96.92	2.44356
250	250.05	0.7329	178.28	979.0	1.51917	630	638.63	19.84	457.78	92.84	2.46048
260	260.09	0.8405	185.45	887.8	1.55848	640	649.22	20.64	465.50	88.99	2.47716
270	270.11	0.9590	192.60	808.0	1.59634	650	659.84	21.86	473.25	85.34	2.49364
280	280.13	1.0889	199.75	738.0	1.63279	660	670.47	23.13	481.01	81.89	2.50985
285	285.14	1.1584	203.33	706.1	1.65055	670	681.14	24.46	488.81	78.61	2.52589
290	290.16	1.2311	206.91	676.1	1.66802	680	691.82	25.85	496.62	75.50	2.54175
295	295.17	1.3068	210.49	647.9	1.68515	690	702.52	27.29	504.45	72.56	2.55731
298	298.18	1.3543	212.64	631.9	1.69528	700	713.27	28.80	512.33	69.76	2.57277
300	300.19	1.3860	214.07	621.2	1.70203	710	724.04	30.38	520.23	67.07	2.58810
305	305.22	1.4686	217.67	596.0	1.71865	720	734.82	32.02	528.14	64.53	2.60319
310	310.24	1.5546	221.25	572.3	1.73498	730	745.62	33.72	536.07	62.13	2.61803
315	315.27	1.6442	224.85	549.8	1.75106	740	756.44	35.50	544.02	59.82	2.63280
320	320.29	1.7375	228.42	528.6	1.76690	750	767.29	37.35	551.99	57.63	2.64737
325	325.31	1.8345	232.02	508.4	1.78249	760	778.18	39.27	560.01	55.54	2.66176
330	330.34	1.9352	235.61	489.4	1.79783	780	800.03	43.35	576.12	51.64	2.69013

Fuente: (Cengel, 2012)

De donde $32 + 273.15 = 305.15 \text{ K}$, se escogió la entalpía para esa temperatura de $h = 305.22 \text{ kJ/kg}$.

Por otra parte, para llegar al flujo másico, se cuenta con 16 agujeros de 3mm cada uno en diferentes direcciones para el distribuidor de aire, lo que el agente gasificante tendrá un área total de $4.52 * 10^{-4} \text{ m}^2$ para distribuirse sobre la malla que sostiene el lecho.

Asumiré la densidad del aire como 1.2 kg/m^3 , y una velocidad máxima de distribución de 16.4 m/s . Al resolver la siguiente ecuación :

$$\dot{m} = p * V * A \quad [kg/s] \quad (3.45)$$

Se obtendrá un flujo másico de $8.89 * 10^{-3} \text{ kg/s}$, y finalmente estimar 2.71 kW de energía.

Energía del gas producto de la gasificación: La energía total producida al culminar el proceso de gasificación se considera como la suma de la energía química útil y la energía útil del gas:

$$E_{gas} = (E_{química})_{gas} + (E_{sensible})_{gas} \quad (3.46)$$

La energía química o útil del gas corresponde a la energía contenida en los gases leídos gracias al analizador de gases MADUR(CO , CH_4 , H_2). Para calcular este valor se buscará calcular el poder calorífico del gas y las moles del mismo:

$$(E_{química})_{gas} = n_{gas} * PCI_{gas} \quad (3.47)$$

Se calculará el poder calorífico para cada componente del gas de tal manera que se planteará una diferencia entre la entalpía de los reactivos y de los productos, cuando se produce la combustión completa a una determinada temperatura y presión.

$$PCI = \sum_R n_i (\dot{h}_f + \Delta \bar{h}) - \sum_P n_e (\dot{h}_f + \Delta \bar{h}) \quad (3.48)$$

Donde:

$\dot{h}_f$: Entalpía de formación de cada producto-reactivo

$\Delta \bar{h}$: Cambio de entalpía entre la temperatura deseada y la tomada.

n_i : Moles de productos

n_e : Moles de reactivos

En la tabla 16 se presenta las entalpías de formación de los productos de gas energético.

Tabla 16. Entalpías de formación de los productos de gas energético.

Gas	Entalpías de formación ($\frac{kJ}{kmol}$)
Monóxido de carbono(CO)	-110.527
Dióxido de carbono(CO_2)	-393.525
Agua(H_2O)	-241.826
Metano(CH_4)	-74.873
Oxígeno(O_2)	0
Nitrógeno(N_2)	0
Hidrógeno(H_2)	0

Fuente: (Gordon, Fundamentos de termodinámica, 2002)

Para el monóxido de carbono (CO):

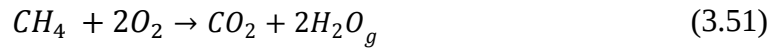


$$PCI_{CO} = [n_{CO}(\dot{h}_f)_{CO} + n_{O_2}(\dot{h}_f)_{O_2}] - [n_{CO_2}(\dot{h}_f)_{CO_2}]$$

$$PCI_{CO} = [1 * (-110.527) + 0.5 * 0] - [1 * (-393.522)]$$

$$PCI_{CO} = 282.995 \frac{kJ}{kmol} \quad (3.50)$$

Para el metano (CH_4):



$$PCI_{CH_4} = [n_{CH_4}(\dot{h}_f)_{CH_4} + n_{O_2}(\dot{h}_f)_{O_2}] - [n_{CO_2}(\dot{h}_f)_{CO_2} + n_{H_2O}(\dot{h}_f)_{H_2O}]$$

$$PCI_{CH_4} = [1 * (-74.873) + 2 * 0] - [1 * (-393.522) + 2 * (-241.826)]$$

$$PCI_{CH_4} = 802.301 \frac{kJ}{kmol} \quad (3.52)$$

Para el hidrógeno (H_2):



$$PCI_{H_2} = [n_{H_2}(\dot{h}_f)_{H_2} + n_{O_2}(\dot{h}_f)_{O_2}] - [n_{H_2O}(\dot{h}_f)_{H_2O}]$$

$$PCI_{H_2} = [1 * (0) + 0.5 * 0] - [1 * (-241.826)]$$

$$PCI_{H_2} = 241.826 \frac{kJ}{kmol} \quad (3.54)$$

Al tener el poder calorífico de los principales componentes del gas, se obtendrá el PCI_{gas} .

$$PCI_{gas} = \sum (y_i x PCI_i) \quad (3.55)$$

Se realizó una prueba de gasificación desde las 2:39pm hasta las 3:25pm obteniendo 887 valores medidos. Se tomará en cuenta los valores promedios para cada componente (CO , CH_4 , H_2), los cuales se muestran en la tabla 12.

Reemplazando los valores se obtendrá:

$$PCI_{gas} = 282.995(\%CO) + 802.301(\%CH_4) + 241.826(\%H_2) \frac{kJ}{kg} \quad (3.56)$$

$$PCI_{gas} = 67701 \frac{kJ}{kmol} \quad (3.57)$$

Teniendo la ecuación 3.40 y 3.57, se hace uso de estos valores para finalmente hallar la energía química del gas.

$$(E_{química})_{gas} = 40.24 kW$$

Ahora se calculará la energía sensible, la cual considerará la entalpía de cada componente del gas producido.

$$(E_{sensible})_{gas} = \dot{n}_{gas} * \sum (y_i * h_i) \quad (3.58)$$

Donde:

y_i :Entalpía de cada gas a la temperatura de operación del gasificador (800°C)

h_i :Fracciones molares de los gases.

Se asume que cada compuesto del gas se comporta como un gas ideal ($CO, CH_4, H_2, CO_2, H_2O, N_2$), y se formula:

$$Cp = \frac{dh}{dT} \quad (3.59)$$

Integrando desde una temperatura de 25°C (298.15K) hasta 800°C (1073.15K), despejamos h.

$$h_i = \int_{298.15}^{1073.15} Cp_i dT \quad (3.60)$$

La tabla 17 muestra las capacidades caloríficas en función de la temperatura para calcular la entalpía de cada componente.

Tabla 17. Calor específico de cada componente en función de la temperatura.

Gas	Calor específico ($kJ/kmol.K$)
CO	27.63+0.005T
CH₄	22.36+0.048T
H₂	27.72+0.0034T
CO₂	43.29+0.0115T-818519,4T ⁻²
H₂O	34.41+0.0003T+0.0000056T ²
N₂	27.21+0.0041T

Fuente: (Robert, 1986)

Ahora reemplazando los valores específicos en función de la temperatura en la ecuación 3.60.

Tabla 18. Entalpías de los componentes del gas energético.

Gas	Entalpía($kJ/kmol$)
CO	24070.14
CH₄	42835.18
H₂	39549.87
CO₂	37678.01
H₂O	29084.69
N₂	23266.41

Fuente: Elaboración propia

Con ayuda de la tabla 14 y 18, y haciendo uso de la ecuación 3.55, finalmente obtener la energía sensible del gas.

$$(E_{sensible})_{gas} = 16.21 \text{ kW} \quad (3.61)$$

Al tener la energía química y la energía sensible se llega a la energía del gas.

$$E_{gas} = 56.454 \text{ kW} \quad (3.62)$$

Pérdidas de energía: La pérdida de energía se puede determinar por la diferencia del balance de energía teórico. Cabe resaltar que el resultado total de estas pérdidas vienen de la energía perdida en las paredes y en los residuos sólidos.

$$E_{pérdidas} = E_{pared} + E_{residuos} \quad (3.63)$$

Despejando las pérdidas de energía de los planteamientos antes mencionados se obtiene:

$$E_{pérdidas} = 51.43 \text{ kW} \quad (3.64)$$

Ahora, la energía de los residuos sólidos viene dada por la suma de la energía del carbono residual y la energía perdida en las cenizas.

$$E_{residuos} = E_{carbono \text{ residual}} + E_{cenizas} \quad (3.65)$$

La energía del carbono residual será la energía química del carbono inquemado y la sensible.

$$E_{carbono \text{ residual}} = \dot{m}_{carbono \text{ residual}}(PCI_{carbono} + h_{carbono}) \quad (3.66)$$

$\dot{m}_{carbono \text{ residual}}$: Flujo másico de carbono residual.

$PCI_{carbono}$: Poder calorífico inferior del carbono.

$h_{carbono}$: Entalpía del carbono

A continuación en la tabla 19 se presenta las entalpías de formación para obtener el PCI del carbono residual.

Tabla 19 Entalpías de formación para la combustión del carbono.

Compuesto	Entalpía de formación (kJ/kmol)
CO_2	-393525
O_2	0
C	0

Fuente: (Gordon, Fundamentos de la termodinámica, 2002)

Con ayuda de la tabla 19 y la ecuación 3.48, se encuentra el poder calorífico inferior para el carbono.

$$PCI_{carbono} = 32793.75 \text{ kJ/kg} \quad (3.67)$$

Para hallar la energía sensible del carbono residual se usará la metodología que usamos para la del gas producto de la gasificación.

En la tabla 20 se muestra la relación calor específico-temperatura que se usará.

Tabla 20. Calor específico del carbono en función de la temperatura.

Elemento	Calor específico (C_p) (kJ/kmol)
C	$27.63 + 0.0050T$

Fuente: e: (Robert, 1986)

Con la ecuación 3.60 y con la ayuda de la tabla 20 se obtiene para las temperaturas de operación dadas:

$$h_{\text{carbono}} = 24070.14 \text{ kJ/kmol} \quad (3.68)$$

Al obtener flujo másico del carbono residual⁹ de la ecuación 3.37(0.6947, 3.67 y la 3.68 se llega a la energía de carbono residual.

$$E_{\text{carbono residual}} = 10.92 \text{ kW} \quad (3.69)$$

Por otro lado se calculará la energía perdida en las cenizas como:

$$E_{\text{cenizas}} = (820 + 1.67 * T_{\text{cenizas}}) * \dot{m}_{\text{cenizas}} \quad (3.70)$$

Donde:

T_{cenizas} : Temperatura de las cenizas (°C)

$\dot{m}_{\text{cenizas}}$: Flujo de cenizas (kg/s)

Considerando un flujo másico¹⁰ para las cenizas de la tabla 13, se obtiene que:

$$E_{\text{cenizas}} = 2.07 \text{ kW} \quad (3.71)$$

Además la energía de los residuos:

$$E_{\text{residuos}} = 12.99 \text{ kW} \quad (3.72)$$

Finalmente la energía obtenida es:

$$E_{\text{pared}} = 38.44 \text{ kW} \quad (3.73)$$

3.6 Eficiencia del gasificador

Se presentará en la tabla 21 los valores calculados de todas las potencias halladas para el balance de energía del gasificador:

⁹ Aproximación por pruebas experimentales de Juan Martínez Ángel, Universidad Pontificia Bolivariana.

¹⁰ El flujo másico citado es acorde a un balance energético con valores experimentales promedios con un gasificador de las mismas características.

Tabla 21. Flujos energéticos del proceso de gasificación.

Flujo energético		Valor (kW)
$E_{cascarilla}$		105.18
E_{aire}		2.71
E_{gas}	$E_{química}$	40.244
	$E_{sensible}$	16.21
	E_{total}	56.454
$E_{pérdidas}$	E_{pared}	38.44
	$E_{residuos}$	12.99
	E_{total}	51.43

Fuente: Elaboración propia

A continuación se muestra la tabla 22 que contiene la eficiencia en frío y en caliente del gasificador.

Tabla 22. Eficiencias del gasificador de lecho fluidizado.

Fórmula	Eficiencia en frío	Eficiencia en caliente
	$n_{frío} = \frac{E_{química}}{E_{cascarilla}}$	$n_{caliente} = \frac{E_{química} + E_{sensible}}{E_{cáscara}}$
Resultado	$n_{frío} = 38.26\%$	$n_{caliente} = 53.67\%$

Autor: Elaboración propia

3.7 Interfaz Matlab

Se diseñó una interfaz mediante el software Matlab y a partir de la GUI (Graphical User Interface), variar el contenido de flujo másico de biomasa, para que a partir del balance de masa, balance de energía y eficiencia del gasificador se tenga un estudio teórico con todos los parámetros que intervienen en el proceso.

En la figura 28 se muestra un balance genérico del gasificador y sus datos de entrada y salida, teniendo como parámetro a variar el flujo másico de la biomasa.

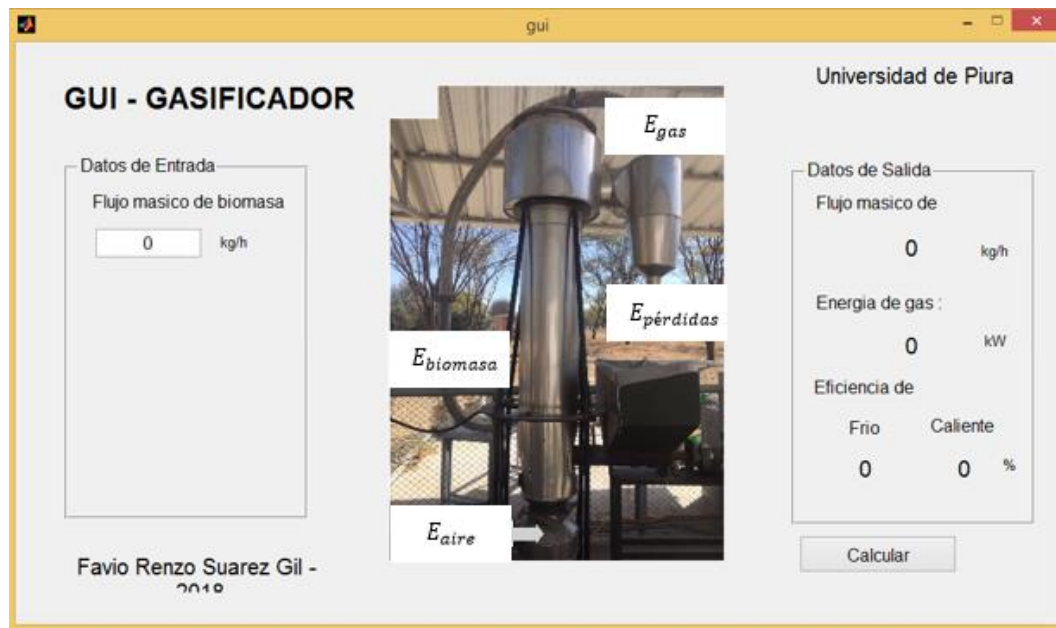


Figura 28 Interfaz del sistema gasificador
Autor: Elaboración propia.

A partir de cálculos numéricos se procede a comprobar la variación del flujo másico de biomasa y cómo repercutía esto en el sistema:

Como se esperaba, en la figura 29 se muestra que disminuyendo el flujo másico de biomasa a 30.5 kg/h , el valor del flujo másico del gas disminuye proporcionalmente a 45.99 kg/h , la energía del gas llega a 48.59 kW y la eficiencia del gasificador se observó como 46.20% .



Figura 29 Interfaz del sistema gasificador variando flujo másico
Autor: Elaboración propia.

A continuación, en la figura 30 se muestra que disminuye el flujo másico de biomasa a 38.6 kg/h , el valor del flujo másico del gas disminuye proporcionalmente a 54.09 kg/h , la energía del gas llegó a 54.29 kW y la eficiencia del gasificador se observa como 51.62% .



Figura 30 Interfaz del sistema gasificador variando flujo másico
Autor: Elaboración propia.

Se elevó el flujo másico de biomasa a 40 kg/h , obteniendo 55.49 kg/h , energía del gas 55.28 kW y la eficiencia del gasificador a 52.56% . Se nota que para cada análisis, a mayor flujo másico de biomasa, mayor eficiencia.



Figura 31 Interfaz del sistema gasificador variando flujo másico
Autor: Elaboración propia.

Finalmente se optó por llegar a 42.12 kg/h de biomasa, el gas de saliendo llegando a 57.61 kg/h , energía 56.77 kW y una eficiencia 53.98% ; una eficiencia bastante aceptable a todos los inconvenientes aceptados.



Figura 32 Interfaz del sistema gasificador variando flujo másico
Autor: Elaboración propia.

Capítulo 4

Pruebas y resultados

4.1 Preparación del sistema de adquisición de datos

Para la recopilación de información a tiempo real lo hacen 9 sensores de temperatura alrededor de todo el gasificador, siguiendo una correcta calibración y ubicaciones estratégicas dependiendo del estudio. Existen 6 termopares tipo K y 3 RTD's tipo PT100.

La temperatura para el régimen de partida se espera haber superado los 500°C, mientras que la temperatura en régimen de gasificación debe ser aproximada 800°C. Estas temperaturas son controladas por los sensores 2, 3, 4 y 5.

Es importante tener una buena disposición para las computadoras y equipos de medición, así como la sonda debe estar correctamente ubicada dentro del tubo de salida de gases. Las gráficas de temperatura a tiempo real deben ser correctamente guardadas, cerciorándose que sea en el formato deseado.

4.2 Pruebas de equipos

Prueba de cambio de tubo flexible corrugado a liso

El cambio de tubo flexible corrugado a liso tuvo gran relevancia debido a que se presentaban muchas pérdidas por el reflujo en el primer sistema.

Para efectos de pruebas se configuró el variador de frecuencia para un rango de trabajo de 0 a 80 Hz.

Se hicieron pruebas variando la frecuencia desde 40 a 80 Hz, se midió la velocidad con el sensor SKYMATE SM-18 y regulando el variador de frecuencia WEG CFW700; que controla el comportamiento del soplador, se pudo obtener los datos de corriente y voltaje.

En la tabla 23 se muestra los parámetros medidos variando la frecuencia cada 5Hz.

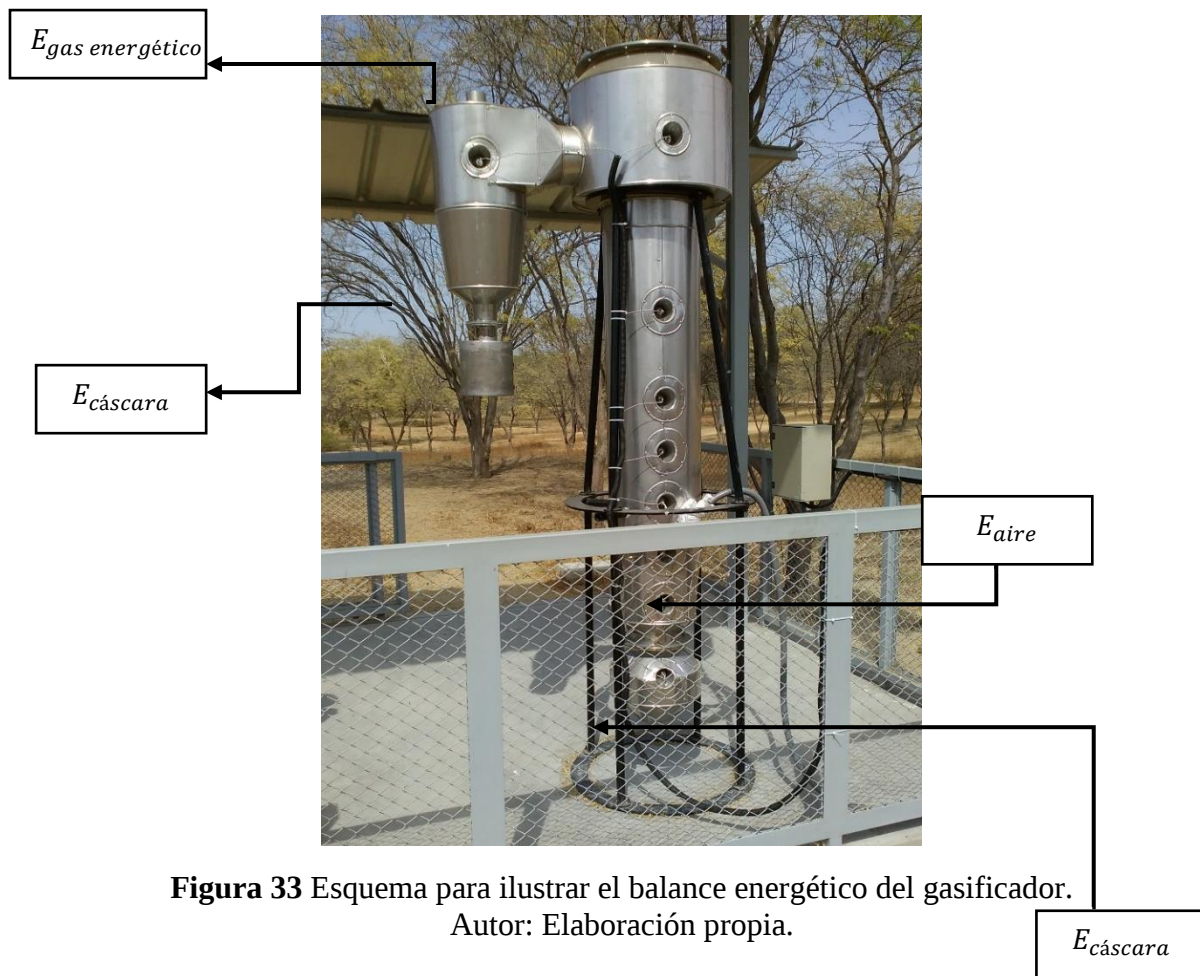


Figura 33 Esquema para ilustrar el balance energético del gasificador.
 Autor: Elaboración propia.

Tabla 23. Parámetros registrados variando la frecuencia del soplador con tubo flexible.

Frecuencia (Hz)	Velocidad (m/s)	Corriente (A)	Voltaje (V)
40	3.7	3.7	183
45	4.7	3.7	205
50	5.1	3.9	227
55	5.7	3.1	226
60	6.0	2.9	226
65	6.1	2.9	224
70	6.5	3.2	224
75	7.0	3.5	222
80	7.3	4.1	221

Fuente: Elaboración propia

A continuación en la figura 34 se muestran las gráficas del comportamiento del flujo de aire a la salida del soplador y en el lecho. Claramente se ve una amplia mejora para el segundo sistema.

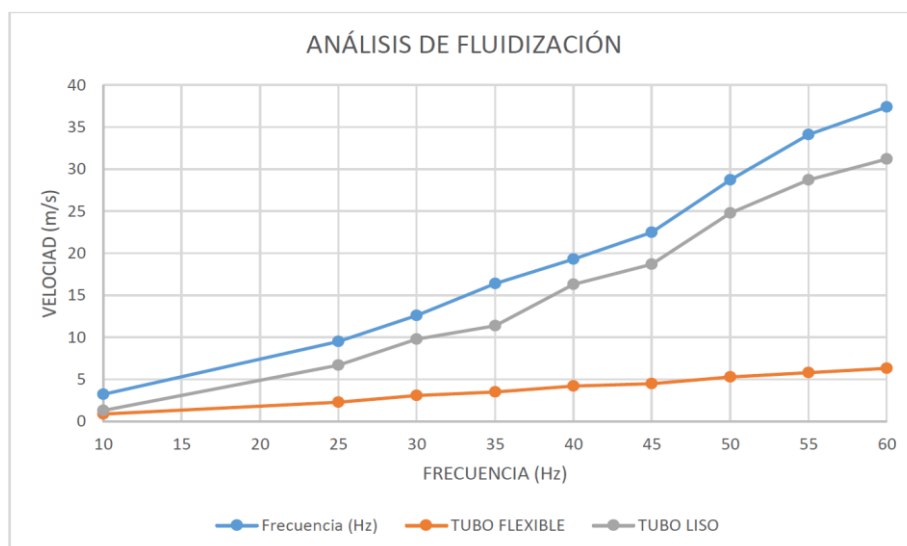


Figura 34 Gráfica comparativa del flujo de aire por el cambio de tubo.
Autor: Elaboración propia

Cambiando al tubo liso, se evidenció una gran mejora en las velocidades en la zona de salida.

En la tabla 24 se muestra la variación gradual de frecuencia para corroborar que las velocidades obtenidas han sido mejoradas.

Tabla 24. Parámetros registrados variando la frecuencia del soplador con el tubo liso.

Frecuencia (Hz)	Velocidad (m/s)
10	1.5
25	7.5
30	10.1
35	12.1
40	17.2
45	18.1
50	25
55	28.2
60	32.1

Fuente: Elaboración propia

Prueba del sistema de distribución

Una vez aumentada la velocidad de salida por el cambio de tubo, se presentó el problema que el flujo del aire en la malla no era uniforme.

El sistema más adecuado fue el que se muestra en la figura 20, además de su implementación de un tubo de “acero negro” de 18cm, que ayudó tanto en la presión como en la velocidad del aire.

La tabla 25 muestra las velocidades en el centro y en la periferia de la parte superior del sistema distribuidor. Se obtienen diversas velocidades en ciertos puntos debido a la inclinación de los agujeros.

Tabla 25. Velocidades en la superficie superior del sistema de distribución.

Frecuencia (Hz)	Velocidad-centro (m/s)	Velocidad-periferia (m/s)
20	4.3	4.8
30	6.2	6.7
40	7.9	9.5
50	9	12.7
60	11	14.8

Fuente: Elaboración propia

Prueba de soplador y fluidización

El flujo de aire que entra por la tubería de PVC lisa ha sido controlado por un variador de frecuencia WEG.

El lecho fijo tiene una altura aproximada $L_m = 8\text{cm}$. Las pruebas muestran un pequeño elevamiento de las partículas a 35 Hz. Cuando las partículas empiezan a vibrar se le llama lecho expandido.

A 40 Hz se llegó a el estado de mínima fluidización donde su altura llega a $L_{mf} = 10\text{cm}$.

Se llega a un punto donde se presentan burbujas grandes que elevan la bauxita y la agitan. Su altura varía entre 1 a 1.5 cm. Esto ocurre entre 45Hz y 52Hz.

Por arriba de los 56 Hz se presenta una fluidización no aceptable para nuestro proceso, presentándose burbujeo no deseado e incontrolable.

A 60 Hz las partículas comienzan a salir por la entrada del quemador al reactor; lo cual lo podría dañar, y el burbujeo es más pronunciado

4.3 Pruebas de biomasa

Se llevó a cabo una única prueba. En la prueba se presentó el problema de atasco en la parte del tornillo sin fin y posibles agrietamientos sobre las superficies.

Durante la prueba el principal inconveniente fue la fuga entre la unión del tubo que contenía el tornillo sin fin y el reactor debido a las siguientes razones:

1. Deterioro del tubo protector del tornillo, se encontró un tubo de acero muy oxidado y con grandes picaduras.
2. El diseño de la unión tornillo sin fin - reactor deberían tener un desnivel para que las altas temperaturas no dañen las zonas que se exponen directamente.
3. La constante expansión y contracción de las estructuras hace que estas más débiles frente a condiciones externas a las del trabajo, y un agrietamiento más acelerado.

En un principio se pensó en sellar las fugas con ayuda de macilla, pero no fue exitoso.



Figura 35 Junta sellada con macilla.
Foto tomada por el autor.

Posteriormente se inició el proceso de gasificación con el respectivo protocolo de encendido.

Aproximadamente 20 minutos de llegar a la temperatura deseada del reactor se procede al ingreso de biomasa, para lo que traería consigo llamas incontrolables y fuga de gas por diversas partes del sistema gasificador.

En la figura 36 se muestra unos segundos después de haberse apagado las llamas que eran muy intensas, y el gas incontrolado escapándose por gran parte del sistema.



Figura 36 Fuga de gas en prueba de biomasa.
Fotografía tomada por el autor.

Finalmente se concluyó que para poder operar en óptimas condiciones se necesitaría sellar esas fugas con empaquetadura. En la figura 33 se muestra la disposición final de la biomasa después de no haber obtenido un correcto proceso de quemado para la gasificación.



Figura 37 Cáscara de café aún encendida.
Fotografía tomada por el autor.

4.4 Protocolo de arranque

Para alcanzar una temperatura apta se busca un pre-calentamiento de las partículas del lecho tal que se pueda tener una combustión fácil de la biomasa, para así llegar a la temperatura real de operación.

1. Se inicia con un limpiado total tanto de la planta piloto como de los equipos a utilizar. Es indispensable trabajar en nefastas condiciones para que no se produzca algún atascamiento con la biomasa. Todos los niveles deben estar aptos para aprovechar al máximo el proceso.
2. La tolva debe permanecer totalmente limpia para cerciorarse que la bauxita al momento de la fluidización caiga centro del espacio donde trabaja el tornillo sinfín y no provoque un atascamiento de rosca. Por eso es necesario que con ayuda del visor se aproxime una altura de 14cm de la placa distribuidora.
3. Se procede a poner en marcha el sistema eléctrico accionando los diferenciales y cuchillas que gobiernen la energía en la planta piloto. Una vez todo los sistemas listos, se pone en marcha el quemador en nivel 5. Se debe verificar que en primer momento la válvula del balón de gas debe estar direccionada hacia abajo que evidencia que esta esté cerrada, y no haya podido producirse fugas. Verificando unas pautas, se direcciona la válvula a una altura media para que circule el gas y de lugar al inicio de la combustión accionando el control “ON-OFF” del quemador.
4. Se dejará calentar el lecho por aproximadamente 45min hasta que los sensores del 2 al 5 registren una temperatura cercana a 600°C , donde inmediatamente se accionará el soplador por 7 u 8 segundos a una frecuencia que genere burbujeo y mezclado en la zona. Este procedimiento se debe repetir eventualmente.
5. Una vez ocurrido el paso 4, se apagará el quemador y se verterá biomasa para que entre al reactor por acción del tornillo sinfín, sin descuidar que la alimentación tenga una temperatura aproximada de 800°C.
6. Una vez alcanzada la temperatura de 800 °C se ingresará biomasa de forma continua a 40kg/h y con un flujo de aire de 27 m³/h iniciado así el proceso de gasificación.

Conclusiones y recomendaciones

- El tubo corrugado que se instaló desde la construcción de la planta piloto no fue el adecuado para el sistema gasificador. Se detectaron grandes pérdidas de velocidad y presión en su interior, y se ensambló del mismo material del tubo de salida de gases; debido a que se tenía a la mano, la cual simplemente se adaptó. No se tuvo consideraciones que el flujo de aire desde el soplador hasta el lecho iba tener muchas dificultades por las paredes internas del tubo.
- La implementación de un tubo simple de PVC, fue sustancial en corregir las pérdidas de presión y velocidad hasta cierto tramo del recorrido total del aire que circula desde el soplador, pues la parte final que entraba en la zona inferior del reactor se vio afectada por las altas temperaturas a la que llegaba el quemador, por lo que se contrajo y hubieran pequeñas fugas. Se corrigió con la ayuda de un acople universal y el diseño de una pequeña sección de “acero negro”.
- Una vez resuelto el problema del tubo que salía desde el soplador, se pensó en el diseño de un distribuidor de aire; para que sin necesidad de exigir tanto el soplador, realice su trabajo en óptimas condiciones y se distribuya parcialmente el flujo de aire sobre toda la malla que contiene el lecho.
- La gasificación es el proceso termoquímico más viable para nuestra realidad piurana. La generación de gases menos dañinos es primordial para para un país donde gran parte son trabajos para agricultores y obreros. Lo óptimo sería implementar estos sistemas en zonas rurales donde se generen grandes desechos y podamos usarlos para en un futuro generar electricidad o producción térmica por sus propiedades mismas.
- El material del lecho a su vez juega un papel importante en la fluidización y en la conversión de la cáscara de café en syngas. Interviene directamente en el flujo de aire, la cantidad de masa y en mayor proporción en la pérdida de carga. La selección del material del lecho, fue experimentalmente adaptando el tipo de arena con la que contábamos en nuestra región.
- La biomasa de diseño es cáscara de café pero esta tecnología permite trabajar con residuos de caña de azúcar, cáscara de arroz, bagazo, etc. Cualquier tipo de residuo debe ser tratado por los análisis termoquímicos antes mencionados, para ver qué tan viable es trabajar con ese tipo de biomasa y que otros parámetros influenciarían para que el gasificador trabaje en condiciones óptimas.

- Se ha logrado realizar las correcciones pertinentes a la planta piloto para pruebas experimentales de gasificación. También se pudo realizar una prueba bastante limitada por las fugas permitiendo elaborar un protocolo de arranque de acuerdo a las condiciones de funcionamiento de los aparatos.
- Se recomienda que antes de operar todo el sistema gasificador se verifique el correcto funcionamiento de la GUI, la calibración de la sonda para el analizador de gases, el PLC marque lo correcto. Así mismo llegar a la temperatura deseada y todas las cantidades tanto de biomasa, grado de admisión del quemador, etc , correctamente puestas en marcha.
- Se recomienda una malla tipo BICOS y una mejora en la parte inferior del sistema, pues se puede distribuir de una mejor manera el agente gasificante sin la necesidad de un dispositivo distribuidor.
- Se recomienda hacer un constante mantenimiento al quemador, sus circuitos constantemente se ven expuestos al polvo que desata la levitación del lecho, por lo que muchas veces se tuvo que detener las pruebas, lo que trae consigo percances imprevistos y costos elevados por mantenimiento correctivo. De otra manera la trituradora también debería contar con su plan de mantenimiento preventivo debido a que dependiendo del tipo de biomasa pueden ser muy abrasivas y las hélices internas del aparato se desgastan rápido.
- Se realizó una prueba experimental. De la prueba del quemador se decidió utilizar una entrada de aire según el nivel 2 debido a las temperaturas que se alcanzaban en el reactor y lo requerido en el arranque. La prueba de soplador y fluidización se de limitó entre 55 – 75 Hz, asumiendo los riesgos de deterioro del motor. La prueba de quemador y fluidización fue de suma importancia para implementar el protocolo de arranque, que en todo momento se realizó con los instrumentos de seguridad necesarios.
- El montaje de los dispositivos de distribución de aire en el software Solidworks permitió realizar simulaciones y detectar errores y mejoras en la construcción. Fue una herramienta muy útil pues no nos permitió malgastar material y hacer de nuestro trabajo más efectivo.
- Para mejorar el proceso del gasificador de lecho fluidizado, se plantea usar otro agente gasificante, con mejores propiedades. Si bien se a podido trabajar con el aire como fluido para levitar, se puedo usar oxígeno puro, vapor de agua o inclusive presurizar el reactor. Cabe destacar que para implementarse este sistema antes se debe hacer un análisis costo / beneficio general.

Bibliografía

- Agrowaste. (2013). *Pirólisis*.
- Álvarez, A. S. (2014). Aprovechamiento energético de residuos sólidos municipales mediante el uso de tratamientos térmicos. *Cegesti - Exito empresarial*.
- Andrade, V. (2007). *Gasificación de biomasa: Un análisis teórico y experimental*.
- C., G. S. (1994). *Estudio de volatilización de la gasificación de biomasa en lecho*. Brazil.
- Cengel, Y. A. (2012). *Termodinámica*. México: Mc.Graw-Hill Companies.
- Correa, S. A. (2016). *ANÁLISIS TEÓRICO DE LA COMBUSTIÓN DE BIOMASA RESIDUAL*. Pereira.
- Curbelo, A. (Octubre de 2014). Gasificación. *Seminario internacional de uso energético sostenible de biomasa residual*. Bogotá, Colombia.
- Espinoza, E. d., & Assuseira Espinoza, M. A. (2013). *Potencial energético de la biomasa residual en el Perú*. Lima.
- Gómez, E. O. (1996). *Projeto , construcao e avaliacao preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificacao de bagaco de cana-de-azúcar*. Sao Paulo.
- Gómez, O. (1996). *Projeto, constucao e avaliacao preliminar de um reator de leito fluidizado para gasificacao de bagaco de cana-de-azúcar*. Campinas, Sao Paulo.
- Gordon, V. W. (2002). *Fundamentos de la termodinámica*. Mexico: Limusa Wiley.
- Gordon, V. W. (2002). *Fundamentos de termodinámica*. Limusa Wiley.
- Maya, D. Y. (2012). *Gasificación de biomasa residual en el sector floricultor*. Antioquia.
- Milne. (1998). *Biomass Gasifier "Tars" their nature, formation and conversion*. Colorado.
- Molina, U. A. (2018). *Análisis proximal de la cáscara de café*. Lima.
- Patentados. (Noviembre de 2012). Obtenido de <https://patentados.com/cip-2015/modificaciones-estructura-caldera-sistemas-tubos/>
- Robert, P. H. (1986). *Biblioteca del ingeniero químico*. Mexico: Mc Graw Hill.
- Valladolid, R. G. (2016). *Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante*. Piura, Perú.

Anexos

Anexo A Figuras

A continuación, se presenta una recopilación de figuras de la planta piloto que detalla las mejoras y fases de desarrollo en la tesis.

La figura N°A-1, muestra el inicio del proyecto Gasificador N° 02, en el que se encontró ciertas deficiencias y puntos por mejorar.



Figura A- 1

La figura N°A-2, se muestra el cambio de tubo flexible a un tubo + codo de “acero negro” con la finalidad que se reduzcan las pérdidas de presión y velocidad.



Figura A- 2

La figura N°A-3, muestra el tubo corrugado flexible que se cambió, causante de grandes pérdidas de presión.



Figura A- 3

La figura N°A-4, muestra la piedrita a utilizar para la levitación, que trabaja perfectamente con la malla N°20.



Figura A- 4

La figura N°A-5, muestra el montaje del sistema de distribución escogido y el tubo de “acero negro” implementado ya en el sistema gasificador.



Figura A- 5

En la figura N°A-6, se muestra la implementación de un mechero con su respectivo soporte para el aprovechamiento de los gases de salida.



Figura A- 6

En la figura N° A-7, se visualiza la generación de gases de manera no-controlada en la parte de la tolva, lo que con el transcurrir de los minutos se convirtió en una intensa llama.



Figura A- 7

En la figura N°A-8 se muestra un sellado con macilla para autos en la zona de fuga del gasificador.



Figura A- 8

En la figura N°A-9, se muestra el encendido de la biomasa dentro de la tolva durante el proceso de gasificación.



Figura A- 9

Anexo B Análisis de la cáscara de café



UNIVERSIDAD NACIONAL AGRARIA LA MOLINA

Departamento Académico de Industrias Forestales
Área de Transformación Química-Laboratorio de Pulpa y Papel

ANÁLISIS DE MUESTRAS

N° 024/06-2018-LPP

Fecha 05 de Julio del 2018

ENSAYOS SOLICITADO por Universidad de Piura

RESULTADOS OBTENIDOS: ANÁLISIS MUESTRAS

ANÁLISIS	Norma / método	Unidad	MUESTRA
1) PODER CALÓRICO*	ASTM D-2015-66 (1972)	kcal/kg	4603.3
2) ANÁLISIS PROXIMAL			
Fibra cruda	AOAC 962.09E	%	85,72
Proteínas	AOAC 960.52	%	7,97
Cenizas	AOAC 900.02	%	2,92
Extracto etéreo	Met. Soxhlet	%	1,13
Humedad**	AOAC 925.04	%	7,20
3) GRANULOMETRÍA DE HOJAS (NTP 400.012)			
N° tamiz		Fración retenida	
+10	-	%	24,30
-10/+20	-	%	48,50
-20/+30	-	%	13,75
-30/+40	-	%	4,75
-40/+50	-	%	2,60
-50/+60	-	%	1,55
-60/+70	-	%	0,35
-70/+80	-	%	0,40
-80/+100	-	%	0,95
-100/+140	-	%	1,20
-140/+200	-	%	0,80
-200	-	%	0,85

* poder calórico superior (PCS), base seca; ** a la recepción de la muestra



HECTOR ENRIQUE GONZALES MORA, B.D.
Responsable
Jefe LABORATORIO
CIP 31024



Dirección: Av. La Universidad s/n Apdo. 12-056-La Molina, Lima 100 PERÚ
Telefax (51-1) 6147800 anexo 229 Correo electrónico: egonzales@lamolina.edu.pe

Anexo C Códigos de Matlab

%GUI del Sistema Gasificador

```
function varargout = gui(varargin)
% GUI MATLAB code for gui.fig
%   GUI, by itself, creates a new GUI or raises the existing
%   singleton*.
%
%   H = GUI returns the handle to a new GUI or the handle to
%   the existing singleton*.
%
%   GUI('CALLBACK',hObject,eventData,handles,...) calls the local
%   function named CALLBACK in GUI.M with the given input arguments.
%
%   GUI('Property','Value',...) creates a new GUI or raises the
%   existing singleton*. Starting from the left, property value pairs are
%   applied to the GUI before gui_OpeningFcn gets called. An
%   unrecognized property name or invalid value makes property application
%   stop. All inputs are passed to gui_OpeningFcn via varargin.
%
%   *See GUI Options on GUIDE's Tools menu. Choose "GUI allows only one
%   instance to run (singleton)".
%
% See also: GUIDE, GUIDATA, GUIHANDLES

% Edit the above text to modify the response to help gui

% Last Modified by GUIDE v2.5 19-Sep-2018 12:33:01

% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',    mfilename, ...
    'gui_Singleton', gui_Singleton, ...
    'gui_OpeningFcn', @gui_OpeningFcn, ...
    'gui_OutputFcn', @gui_OutputFcn, ...
    'gui_LayoutFcn', [] , ...
    'gui_Callback', []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT
```

```

% --- Executes just before gui is made visible.
function gui_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles, varargin)
% This function has no output args, see OutputFcn.
% hObject    handle to figure
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)
% varargin   command line arguments to gui (see VARARGIN)

% Choose default command line output for gui
handles.output = hObject;

% Update handles structure
guidata(hObject, handles);
imshow('diseño2.png')

% UIWAIT makes gui wait for user response (see UIRESUME)
% uiwait(handles.figure1);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = gui_OutputFcn(hObject, eventdata, handles)
% varargout  cell array for returning output args (see VARARGOUT);
% hObject    handle to figure
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)

% Get default command line output from handles structure
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to pushbutton1 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)4

function edit1_Callback(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to edit1 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)

% Hints: get(hObject,'String') returns contents of edit1 as text
%        str2double(get(hObject,'String')) returns contents of edit1 as a double

% --- Executes during object creation, after setting all properties.

```

```

function edit1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to edit1 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    empty - handles not created until after all CreateFcns called

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
%       See ISPC and COMPUTER.

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

```

```

function edit2_Callback(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to edit2 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)

% Hints: get(hObject,'String') returns contents of edit2 as text
%       str2double(get(hObject,'String')) returns contents of edit2 as a double

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function edit2_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to edit2 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    empty - handles not created until after all CreateFcns called

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
%       See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

```

```

function edit3_Callback(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to edit3 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)

% Hints: get(hObject,'String') returns contents of edit3 as text
%       str2double(get(hObject,'String')) returns contents of edit3 as a double

% --- Executes during object creation, after setting all properties.

```

```
function edit3_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to edit3 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    empty - handles not created until after all CreateFcns called

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
%       See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end
```

% Balance de masa, energía y eficiencia del gasificador.

clc

clear all

x1 = 0.0546;

x2 = 0.085;

masa_agua = 0.7*x1;

moles_agua = 0.4*x1;

masa_aire_seco = 137.28*x2;

masa_carbono_residual = 0.584*x1;

moles_carbono_residual = 0.0486*x1;

T_cenizas = 800;

peso_molar_gas = 26.71; %kg/kmol;

flujo_masico_aire = 42.12;

flujo_masico_cascara = 19.65;

flujo_masico_cenizas = 3.46;

flujo_masico_carbono_residual = 0.6917;

flujo_masico_gas = flujo_masico_aire + flujo_masico_cascara - flujo_masico_cenizas -
flujo_masico_carbono_residual;

flujo_molar_gas = flujo_masico_gas/peso_molar_gas; %kmol/h

energia_cascara = 105.18;

energia_aire = (flujo_masico_aire/3600)*305.22;

PCI_gas = 67701; %kj/kmol

PCI_carbono = 32793.75;

energia_gas_quimica = (PCI_gas*flujo_molar_gas)/3600;

energia_gas_sensible = 16.21; %kw

energia_gas = energia_gas_quimica + energia_gas_sensible;

energia_carbono_residual = flujo_masico_carbono_residual*(PCI_carbono + 24070.14);

energia_carbono_residual = energia_carbono_residual/3600;

energia_cenizas = (820 + (1.67*T_cenizas))*flujo_masico_cenizas;

energia_cenizas = energia_cenizas/3600;

energia_residuos = energia_carbono_residual + energia_cenizas;

energia_pared = energia_cascara + energia_aire - energia_residuos - energia_gas;

energia_perdidas = energia_residuos + energia_pared;

eficiencia_frio = energia_gas_quimica/energia_cascara;

```
eficiencia_frio = eficiencia_frio*100;
```

```
eficiencia_caliente = energia_gas/energia_cascara;  
eficiencia_caliente = eficiencia_caliente*100;
```

```
disp('flujo_masico_gas :')  
disp(flujo_masico_gas)
```

```
disp('energia_gas:')  
disp(energia_gas);
```

```
disp('eficiencia_frio:')  
disp(eficiencia_frio)
```

```
disp('eficiencia_caliente:')  
disp(eficiencia_caliente)
```

%Dimensionamiento del reactor

%datos iniciales

Ed=70;%demanda de energía requerida[kW]

PCIg=4.2;%poder calorífico inferior del syngas en base humedad[MJ/m³]

PCSSc=19.27;%poder calorífico superior de la biomasa en base seca[MJ/Kgcomb]

Emg=0.6;%eficiencia media del gasificador[fracción]

FA=0.25;%factor de aire[Adimensional]

Vsg=0.75;%velocidad superficial del gas fluidizado[m/s]

Tml=800;%temperatura media del lecho[°C]

Qvbmax=1.12;%capacidad volumétrica máxima del gasificador[t/m³*h]

hlv=2.4417;%entalpía de vaporización del agua a 25°C[MJ/Kg]

fseg=1;%factor de seguridad

Uu=7.20;%humedad de la biomasa[%]

Hh=5.3;%obtenido por el analisis último[%]

Oh=33.8;%obtenido por el analisis último[%]

Sh=0;%obtenido por el analisis último[%]

Ch=50.3;%obtenido por el analisis último[%]

Hs=6.84;%obtenido por el analisis último[%]

%proceso de diseño

Et=Ed*fseg; %potencia del gasificador[KW]

Vg=3.6*Et/PCIg; %flujo volumétrico de gas combustible[Nm³/h]

m=Uu/(100-Uu); %coeficiente de relación para la humedad de combustible

PCIch=(PCSSc-hlv*(m+0.09*Hs))*(100-Uu)/100; %poder calorífico inferior del bagazo[MJ/kg comb]

mc=3.6*Et/(PCIch*Emg); %flujo másico de bagazo a la entrada del reactor[Kg/h]

Kfg=(Vg/mc)*(1/(1-Uu*0.01)); %relación flujo de gas combustible y flujo de biomasa consumida[m³/kg]VA=0.0889*(Ch+0.375*Sh)+0.265*Hh-0.033*Oh; %volumen teórico de aire[Nm³/Kg comb]Var=FA*VA*mc; %flujo volumétrico de aire[m³/h]Varc=Var*(Tml+273.15)/273.15; %flujo volumétrico de aire corregido a temperatura del lecho[m³/h]Ag=(Varc/Vsg)/3600; %area de secado trasversal[m²]

Dr=(4*Ag/pi)^0.5; %diámetro interno del reactor,[m]

Hlmin=mc/(Ag*Qvbmax*1000);%altura mínima del lecho expandido[m]

%resultados en pantalla

fprintf('potencia del gasificador %2.4f KW\n',Et)

fprintf('flujo másico de bagazo %2.4f Kg/h\n',mc)

fprintf('flujo volumétrico del gas combustible %2.4f Nm³/h\n',Vg)fprintf('flujo volumétrico de aire %2.4f Nm³/h\n',Var)fprintf('volumen teórico del aire si existiese combustión estequiométrica %2.4f Nm³/kg\n',VA) 86

```

fprintf('flujo volumétrico de aire corregido a temperatura del lecho %2.4f Nm^3/h\n',Varc)
fprintf('diámetro interno del reactor %2.4f m\n',Dr)
fprintf('area de la sección transversal %2.4f m^2\n',Ag)
fprintf('altura mínima del lecho expandido %2.4f m\n',Hlmin)
fprintf('relación flujo de syngas y biomasa consumida %2.4f m^3/kg\n',Kfg)
fprintf('Poder calorífico del combustible en base humedad %2.4f MJ/kg\n',PCIch)

```

% Resolución de sistema de 7 ecuaciones con 7 incógnitas

```
clc
```

```
clear all
```

```
close all
```

```
x1_sym=sym('x1_sym','real');
```

```
x2 = 0.085
```

```
x3_sym=sym('x3_sym','real');
```

```
x4_sym=sym('x4_sym','real');
```

```
x5_sym=sym('x5_sym','real');
```

```
x6_sym=sym('x6_sym','real');
```

```
x7_sym=sym('x7_sym','real');
```

```
eq1 = - 3.05*x1_sym + 12*x7_sym + 3*x7_sym + x4_sym*x7_sym + x6_sym;
```

```
eq2 = - 0.24*x1_sym - (3.76*2)*x2 + 2*x5_sym*x7_sym;
```

```
eq3 = - 2.29*x1_sym - 2*x2 - 0.4*x1_sym - 0.099*x2 + 12*x7_sym + x3_sym*x7_sym + 2*x4_sym*x7_sym;
```

```
eq4 = - 5.83*x1_sym - (2*0.4)*x1_sym + (0.099*2)*x2 + (4*2)*x7_sym + (3*4)*x7_sym + 2*x3_sym*x7_sym;
```

```
eq5 = - x3_sym - x4_sym - x5_sym + 81;
```

```
eq6 = - 0.0486*x1_sym + x6_sym;
```

```
solv=solve(eq1,eq2,eq3,eq4,eq5,eq6);
```

```
x1= eval(solv.x1_sym)
```

```
x3= eval(solv.x3_sym)
```

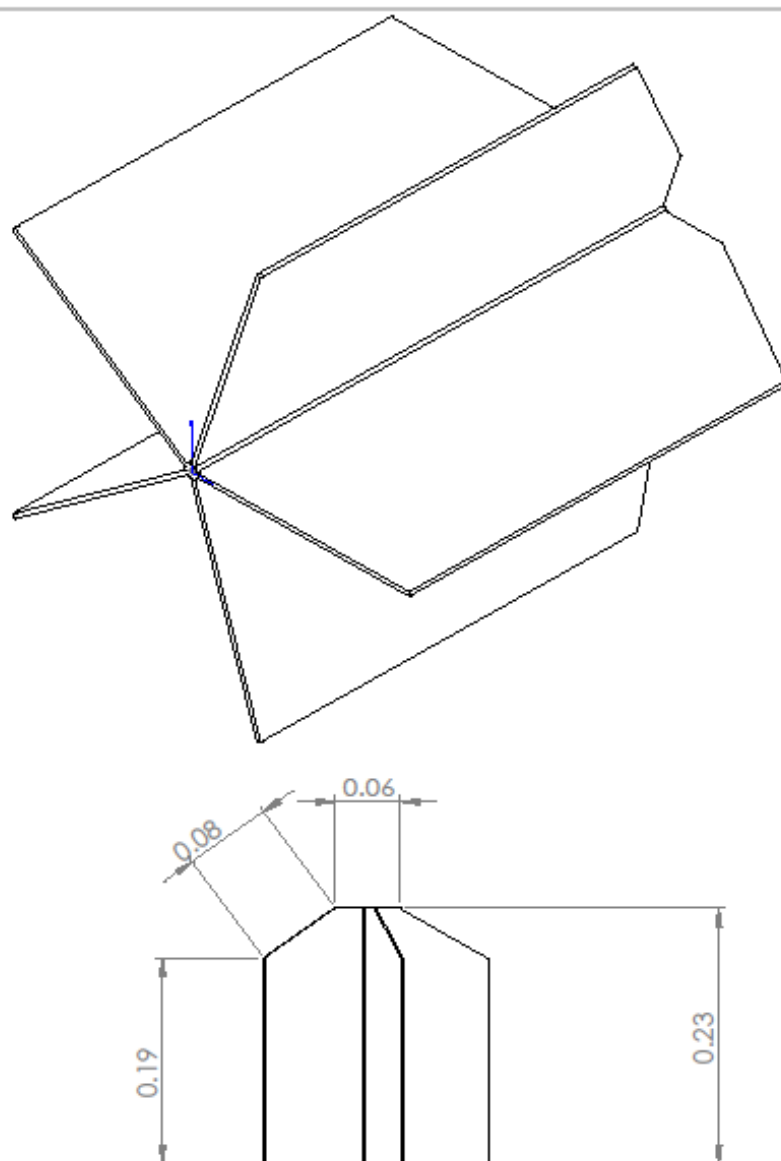
```
x4= eval(solv.x4_sym)
```

```
x5= eval(solv.x5_sym)
```

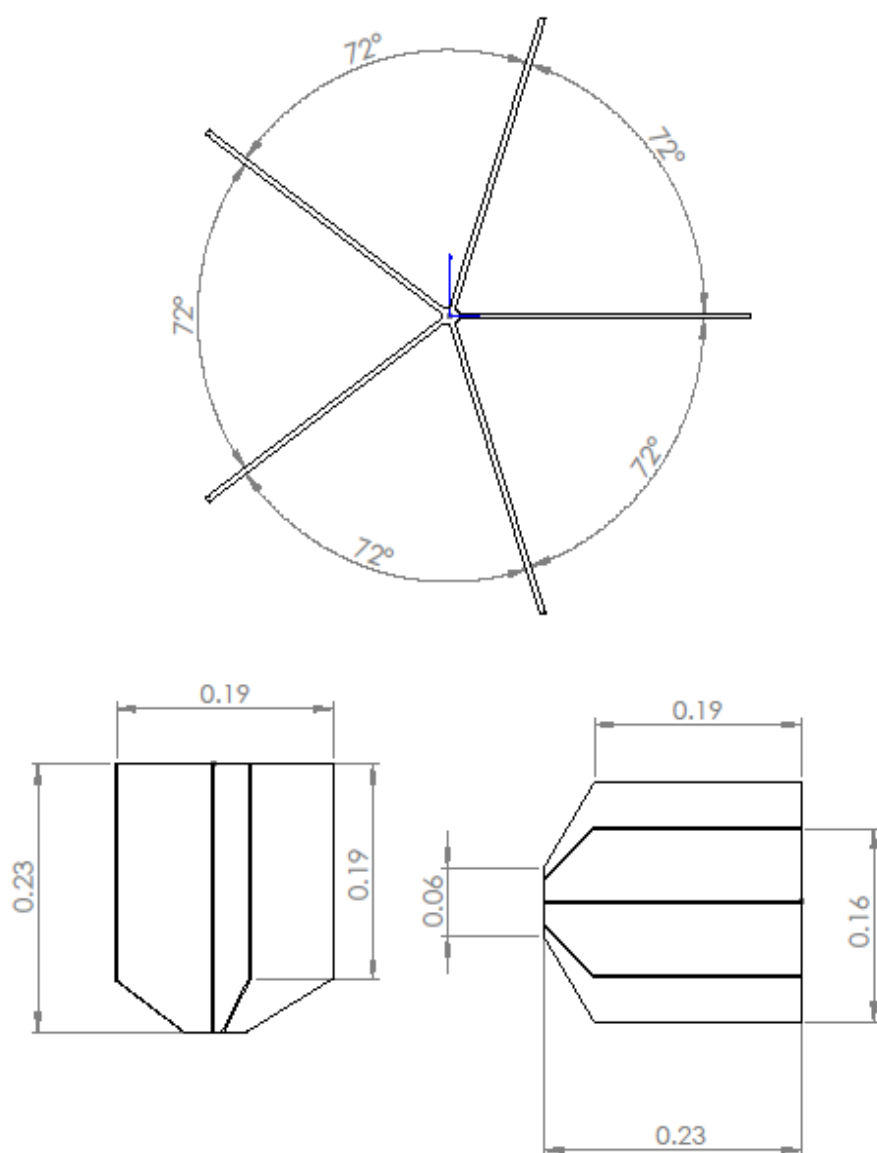
```
x6= eval(solv.x6_sym)
```

```
x7= eval(solv.x7_sym)
```

Anexo D Planos de la planta piloto y sistemas de distribución



	FECHA	NOMBRE	UNIVERSIDAD DE PIURA	
DIBUJADO			FACULTAD DE INGENIERIA	
REVISADO				
DESARROLLO DE METODOLOGIA PARA VALIDACION EXPERIMENTAL DE UN GASIFICADOR UTILIZANDO CÁSCARA DE CAFÉ.			PLANO DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE N°01	1:10
FAVIO RENZO SUAREZ GIL				PLANO N°01



	FECHA	NOMBRE
DIBUJADO		
REVISADO		

UNIVERSIDAD DE PIURA
FACULTAD DE INGENIERIA

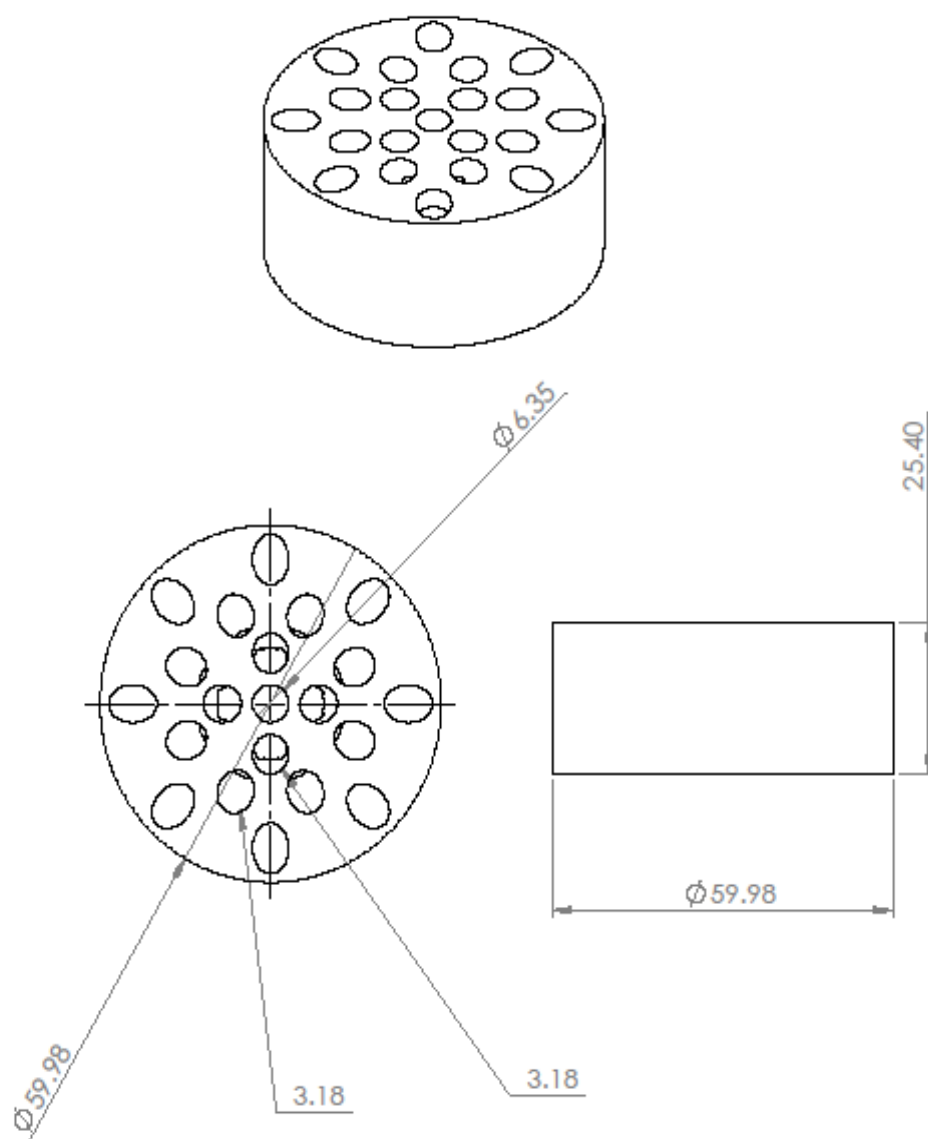
DESARROLLO DE METODOLOGIA PARA
VALIDACION EXPERIMENTAL DE UN
GASIFICADOR UTILIZANDO CÁSCARA DE
CAFÉ.

FAVIO RENZO SUAREZ GIL

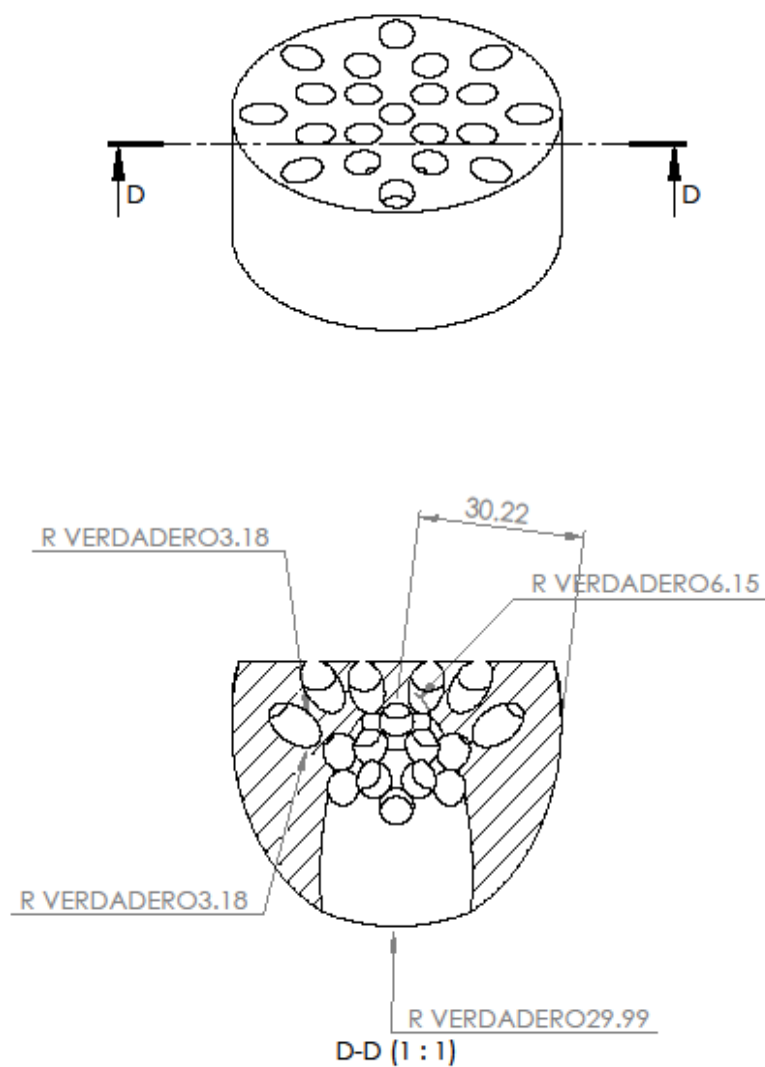
PLANO DEL
DISTRIBUIDOR
DE AIRE N°01

1:5

PLANO
N°02



	FECHA	NOMBRE	UNIVERSIDAD DE PIURA FACULTAD DE INGENIERIA	
DIBUJADO				
REVISADO				
DESARROLLO DE METODOLOGIA PARA VALIDACION EXPERIMENTAL DE UN GASIFICADOR UTILIZANDO CÁSCARA DE CAFÉ.			PLANO DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE N°02	1:10
FAVIO RENZO SUAREZ GIL				PLANO N°01



	FECHA	NOMBRE	UNIVERSIDAD DE PIURA FACULTAD DE INGENIERIA	
DIBUJADO				
REVISADO				
DESARROLLO DE METODOLOGIA PARA VALIDACION EXPERIMENTAL DE UN GASIFICADOR UTILIZANDO CÁSCARA DE CAFÉ.			PLANO DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE N°02	1:10
FAVIO RENZO SUAREZ GIL				PLANO N°02

Anexo E Manual de equipos
Manual del quemador Wayne HSG 400

 A SCOTT FETZER COMPANY 801 GLASGOW AVE. FORT WAYNE, IN 46803 US PATENT NO. 4,388,064	Publication Date 6/11/07 MODELS HSG200 HSG400 GAS BURNERS 120V/50-60 HZ 220V/50 HZ PART NO. 62484-001B
---	--

WARNING: If the information in these instructions is not followed exactly, a fire or explosion may result causing property damage, personal injury or death.

- Do not store or use gasoline or other flammable vapors and liquids in the vicinity of this or any other appliance.
- **WHAT TO DO IF YOU SMELL GAS**
 - Do not try to light the appliance.
 - Do not touch any electrical switch; do not use any phone in your building.
 - Immediately call your gas supplier from a neighbor's phone. Follow the gas supplier's instructions.
 - If you cannot reach your gas supplier, call the fire department.
- Installation and service must be performed by a qualified, licensed installer, service agency or the gas supplier. **WARRANTY IS VOIDED IF NOT INSTALLED BY QUALIFIED SERVICE PERSON.**



MEA
 MASS.
 ANSI Z21.17

APPROVED
 FOR USE CITY
 OF NEW YORK
 MEA 49-83-E

NOTICE

THESE INSTRUCTIONS SHOULD BE AFFIXED TO THE BURNER
 OR ADJACENT TO THE HEATING APPLIANCE.
 FOR FURTHER INSTRUCTIONS AND WARNINGS,
 SEE PAGE 21 OF THIS MANUAL.

SPECIFICATIONS

Manual del analizador de gases MADUR GA 40-T plus:



CHARACTERISTIC	FEATURES	TECHNICAL DATA	SENSORS	EQUIPMENT	APPEARANCE
Professional flue gas analyser that combines high quality of sample conditioning with great measurement accuracy. The device is contained in a compact soft casing. Analyser is equipped with heated hose with heated filter and a built-in highly efficient condensation dryer. It can be fitted with up to 9 sensors (electrochemical cells and NDIR sensors). It has built-in pressure sensor, large internal memory for results and built-in ribbon printer for standard (non-thermal) paper. The device meets standards of EN 50379.					