

**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL**  
**Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la**  
**Producción**

"Diseño, construcción y pruebas de una planta piloto para  
gasificación de PKS."

**TRABAJO FINAL DE GRADUACIÓN**  
Materia Integradora

Previo la obtención del Título de:

**INGENIERO MECÁNICO**

Presentado por:

Víctor Emilio Sabando Jaramillo

**GUAYAQUIL – ECUADOR**

Año: 2016

## **AGRADECIMIENTOS**

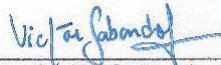
Agradezco al ingeniero Vicente Adum G,  
a dios y a mi familia por todo su apoyo  
incondicional.

## DECLARACIÓN EXPRESA

"La responsabilidad del contenido desarrollado en la presente propuesta de la materia integradora corresponde exclusivamente al equipo conformado por:

Víctor Emilio Sabando Jaramillo y  
Ing. Vicente Adum Gilbert

y el patrimonio intelectual del mismo a la Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción (FIMCP) de la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL".



---

Víctor Emilio Sabando Jaramillo



---

Ing. Vicente Adum Gilbert

## RESUMEN

El proyecto surge ante el problema que experimenta una empresa cementera nacional que necesita cambiar el sistema de secado de puzolana actual, que se realiza a base de diésel, por la alternativa de gasificación de biomasa, cuyo origen es la cascarilla de palma africana (PKS). El gran crecimiento de las plantaciones de palma africana en el país y la alta cantidad de residuos en las extractoras de aceite vegetal sirven como materia prima para obtener gas pobre.

Para la solución del problema se analizaron modelos existentes que aplican la gasificación como una alternativa para generar calor, a partir de los resultados de la búsqueda de experiencias previas se procedió a diseñar el proceso adecuado para la generación de gas a partir de PKS.

Guiado por el objetivo se calculó la eficiencia de conversión de energía química a térmica del gasificador por capas de flujo descendente, se establecieron las dimensiones del ciclón para la remoción del alquitrán y las del intercambiador de calor de tubos y coraza para agua - gas; complementariamente se realizaron los planos de la planta piloto. Posteriormente se procedió a la construcción de la planta y a las pruebas para validar el proceso.

Al final del proyecto se presentan los planos detallados de todos los equipos, cronograma de actividades, lista de materiales, presupuesto del proyecto y las conclusiones obtenidas de las pruebas realizadas.

**Palabras Clave:** Biomasa, PKS, gasificación, syngas.

## **ABSTRACT**

*This project is originated in a cement factory which needs to switch its drying system of pozzolana, that burns diesel to the biomass gasification alternative, which origin is the palm kernel shell (PKS). The big rising in the plantations of oil palm in the country and the high amount of waste in the mills are used as feed stock to obtain syngas.*

*In order to solve the problem, existing models that use gasification as a way to generate heat were analyzed, from the research of previous experiences a suitable process for the PKS gas generation was designed.*

*Leaded with the objective, the conversion efficiency from chemical to thermal energy of the stratified downdraft gasifier was figured, cyclone dimensions were established for tar removal, as same with de shell and tube heat exchanger for cooling down the producer gas, complementary blueprints for the pilot plant were drawn. Later the construction of the plant and the test to validate the process were developed.*

*At the end, detailed blueprints from all the equipment, a time chart of activities, a bill of materials, project budget, and the results from the test are shown.*

**Keywords:** *Biomass, PKS, gasification, syngas*

# ÍNDICE GENERAL

1. INTRODUCCIÓN	
1.1. Descripción del problema .....	1
1.2. Objetivos.....	1
1.2.1. Objetivo general .....	1
1.2.2. Objetivos específicos.....	1
1.3. Marco teórico .....	2
1.3.1. Biomasa .....	2
1.3.2. Palma africana.....	2
1.3.3. Análisis Proximal .....	4
1.3.4. Análisis Elemental .....	5
1.3.5. Gasificación.....	7
1.3.6. Adecuación del gas. ....	10
2. METODOLOGÍA DE DISEÑO	
2.1. Análisis de alternativas .....	12
2.2. Gasificador de flujo descendente sin garganta. ....	13
2.3. Balances de masa y energía. ....	17
2.4. Diseño de ciclón.....	20
2.5. Diseño del intercambiador de calor de tubos y coraza. ....	23
2.6. Selección de soplador.....	26
2.7. Instrumentos de medición.....	26
3. RESULTADOS	
3.1. Lista de materiales.....	30
3.2. Análisis de costos. ....	32
3.2.1. Costos directos.....	32
3.2.2. Costos indirectos .....	34
3.2.3. Costos totales.....	35
3.3. Cronograma.....	35
4. DISCUSIÓN Y CONCLUSIÓN	
4.1. Conclusiones .....	36
4.2. Recomendaciones .....	36
BIBLIOGRAFÍA .....	38
APÉNDICES.....	39

<b>APÉNDICE A</b> Diseño de intercambiador de calor.	40
<b>APÉNDICE B</b> Balance de masa y energía.	41
<b>APÉNDICE C</b> Caída de presión en tuberías	43

## ABREVIATURAS

PKS	Palm Kernell Shell (cascarilla de palma)
ESPOL	Escuela Superior Politécnica del Litoral
FIMCP	Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción
CAD	Diseño asistido por computador
EES	Engineering equation solver
M.C	Moisture content (contenido de humedad)
d.b	Dry basis (base seca)
w.b	Wet basis (base húmeda)
O.D	Diámetro exterior
I.D	Diámetro interior
t	Espesor
$\eta_{\text{gasificador}}$	Eficiencia del gasificador
$\dot{m}_{\text{gas}}$	Flujo másico de gas producido
$\dot{m}_{\text{aire}}$	Flujo másico de aire
$\text{LHV}_{\text{biomasa}}$	Poder calórico inferior de la biomasa
$d_{\text{pc}}$	Diámetro de partícula colectada
M.C.I	Motor de combustión interna
$N_t$	Número de tubos
$D_t$	Diámetro de tubos
HX	Intercambiador de calor (Heat Exchanger)
ER	Razón de equivalencia (Equivalence ratio)



## SIMBOLOGÍA

$\dot{q}$	Flujo de calor
$\dot{m}$	Flujo másico de aire
$t_i$	Tiempo de inicio de la prueba
$t_f$	Tiempo de finalización de la prueba
A	Área
PSI	Libras sobre pulgada cuadrada
gr	Gramo
W	Watts
KW <sub>th</sub>	Kilowatt térmico
mm	Milímetros
$\mu\text{m}$	Micrómetro
K	Kelvin
°C	Grados Célcius
$\Delta T$	Diferencial de temperatura
k	Conductividad térmica
h	Coeficiente de transferencia de calor por convección
$\Delta P$	Caída de presión
Nu	Número de Nusselt
Re	Número de Reynolds
Pr	Número de Prandlt
V	Velocidad del aire
$\rho$	Densidad
A	Amperios
$c_p$	Calor específico
g	Constante de gravitación universal (9,8 m/s <sup>2</sup> )
I	Intensidad de corriente
CO	Monóxido de carbono
\$	Dólares de Estados Unidos de América.
H <sub>2</sub>	Hidrógeno
mH <sub>2</sub> O	Metros de agua
L	Longitud de relleno
D <sub>p</sub>	Diámetro esférico equivalente de la partícula

$\mu$	Viscosidad dinámica del agua
$V_s$	Velocidad superficial
$\varepsilon$	Fracción de vacío

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Palma africana de corta edad.....	3
Figura 1.2 Fruto de palma africana.....	3
Figura 1.3 Cascarilla de palma africana en la extractora Río Manso. ....	7
Figura 2.1 Lavador de gases incorporado en reactor. ....	16
Figura 2.2 Esquema del balance de masa en el reactor. ....	18
Figura 2.3. Dimensiones generales del ciclón. ....	21
Figura 2.4 Diagrama esquemático del intercambiador de calor.....	23
Figura 2.5 Vista interior de intercambiador de calor durante su construcción. ....	26
Figura 2.6 Termómetro ubicado a la entrada del intercambiador de calor. ....	27
Figura 3.1 Planta piloto de gasificación. ....	29
Figura 4.1 Pruebas de funcionamiento de planta piloto.....	37

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Propiedades de la cascarilla de palma .....	6
Tabla 2 Matriz de decisión para gasificadores.....	13
Tabla 3 Datos de masa entrante .....	17
Tabla 4 Datos de masa saliente .....	17
Tabla 5. Resumen de balance de masa y energía en el reactor. ....	18
Tabla 6 Matriz de decisión para limpiadores de gas.....	20
Tabla 7. Lista de partes del reactor .....	30
Tabla 8. Lista de partes del ciclón .....	31
Tabla 9. Lista de partes del intercambiador de calor .....	32
Tabla 10. Lista de partes de filtro de aire .....	32
Tabla 11. Tabla de costos .....	32
Tabla 12. Costos totales .....	35
Tabla 13 Datos de entrada de PKS .....	41
Tabla 14. Estimación de los moles de oxígeno consumidos en la oxidación completa. ....	42
Tabla 15 Cálculo de masa de aire estequiométrica para oxidación completa. ....	42
Tabla 16 Cálculo del flujo de aire para la gasificación.....	42

## ÍNDICE DE PLANOS

- Plano 1 Medidas generales de la planta piloto.
- Plano 2 Medidas generales del gasificador.
- Plano 3 Medidas generales del ciclón.
- Plano 4 Medidas generales del Intercambiador de calor.
- Plano 5 Medidas generales del espejo
- Plano 6 Medidas generales de la tapa
- Plano 7 Diagrama P&ID.

# CAPÍTULO 1

## 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1. Descripción del problema

El proceso de fabricación del cemento implica múltiples tareas que se inician con la extracción de los minerales en las canteras de caliza y arcilla a la que se suma la arena. Estos elementos son molidos y mezclados con otros químicos como el aluminio, arena de sílice, hierro y calcio. La fase que continúa es en la torre de precalentamiento donde el material pasa por ciclones y a medida que desciende es calentado por los gases que salen del secador rotatorio que se encuentra adelante. En la siguiente etapa, que corresponde al secado del material granular, dentro de un gran horno cilíndrico rotativo cubierto con ladrillos refractarios, se calientan todos los materiales a una temperatura de 1480 °C. El material molido entra al horno de secado por el lado superior y en la parte inferior se encuentra una llama producida por la quema controlada de bunker. A continuación se inicia la fase de enfriamiento sobre una parrilla con aire frío; una vez que el Clinker está frío queda listo para ser pulverizado dentro de un molino de bolas y convertido en cemento portland.

En el contexto de este proceso el proyecto se propone cambiar el bunker por gas pobre con los efectos positivos colaterales.

### 1.2. Objetivos

#### 1.2.1. Objetivo general

Diseñar la construcción de una planta piloto de gasificación a base de cascarilla de palma africana (PKS) obteniendo gas pobre destinado a la quema y comprobación de los equipos diseñados para ese propósito.

#### 1.2.2. Objetivos específicos

- Diseñar una planta piloto de gasificación de PKS para la producción de gas pobre.
- Construir una planta piloto de gasificación de PKS para la comprobación de su funcionamiento.
- Realizar pruebas de operación de la planta.

### **1.3. Marco teórico**

#### **1.3.1. Biomasa**

Todo ser viviente o residuo orgánico derivado de plantas, humanos, vida marina y animales se califica como biomasa. La biomasa puede ser considerada como una forma de energía solar almacenada, debido a que durante su vida capta la energía del sol a través de distintos procesos entre ellos la fotosíntesis.

La biomasa se clasifica por tipos:

- Leñoso
- No leñoso o
- Desechos orgánicos

La de tipo leñoso es la masa acumulada, sobre y debajo del suelo, de las raíces, maderas, cortezas y hojas de arbustos y árboles vivos y muertos. Esta biomasa está mayormente comprendida de carbohidratos y lignina producidos durante el proceso fotosintético.

La mayoría del cultivo de comida entra en la categoría de biomasa no leñosa, la diferencia más significativa entre estos dos tipos de biomasa es el tiempo de reemplazo. La biomasa leñosa normalmente toma más tiempo de cultivo y requiere una administración más sofisticada que la que usa la biomasa no leñosa.

Los desechos orgánicos provienen de los desperdicios animales, lodos de aguas residuales y de la basura orgánica de las viviendas.

#### **1.3.2. Palma africana**

La palma africana llegó a la provincia de Esmeraldas en la década de los cincuenta como pequeñas plantaciones, no es hasta una década después que empieza su auge debido a las varias aplicaciones que posee; su tiempo de vida es de 100 años aunque bajo cultivo se le permite llegar hasta los 25 años. Su hábitat propio son las zonas tropicales calurosas, donde crecen mejor y llegan a su altura máxima de 10 a 12 metros y 30 a 60 centímetros de diámetro. Los frutos figura 1.2 que nacen rápidamente a los tres años, son carnosos parecidos a ciruelas pequeñas de color rojizo reunidos en gruesos racimos que pueden pesar 5 hasta 40 Kg.



**Figura 1.1 Palma africana de corta edad.**

Fuente: Elaboración propia

### **Productos obtenidos a partir de la palma**

El fruto de la palma en la figura 1.2 es convertido en aceite vegetal, que es la materia prima para productos comestibles y no comestibles. En la actualidad este aceite es el segundo más consumido mundialmente, se usa como aceite para cocinar y es utilizado para fabricar productos de heladería, sopas instantáneas, productos congelados y deshidratados.



**Figura 1.2 Fruto de palma africana.**

Fuente: Elaboración propia



Además se puede aprovechar la nuez de la palma, que consta de la cascarilla dura interna y la almendra, de la extracción de la misma se obtiene aceite de almendra que al procesarse puede usarse en la fabricación de margarina, aceite vegetal y manteca.

El aceite de palma es el principal ingrediente para la producción de detergentes y jabones, aditivos y grasas lubricantes; en la fabricación de pinturas, tintas y barnices; en la producción de ácidos grasos y vitaminas.

Más adelante, el PKS es usado como biomasa para aplicaciones energéticas, en la generación de gas de bajo poder calórico, energía calórica o energía eléctrica por medio de un generador. El precio de este subproducto es realmente bajo por lo que resulta una buena alternativa para la industria cementera.

### **1.3.3. Análisis Proximal**

Determina la humedad, materia volátil, ceniza, y carbón fijo en la biomasa. el análisis es una herramienta practica esencial que provee indicación de la calidad y tipo. Los métodos para desarrollar los análisis han sido estandarizados por todas mayores instituciones de estándares como ASTM, ISO, DIN.

La humedad es la suma del agua que se adquiere por las lluvias entre otras cosas y la humedad inherente, que es el agua que ligada débilmente a la biomasa.

La pérdida de masa menos la masa de humedad representa la masa de gases constituyentes formados en la pirolisis.

La ceniza es un residuo orgánico que se mantiene después de la combustión del carbón. Está constituido por sílice, aluminio, óxido ferroso, cal, pequeñas cantidades de magnesio, óxido de titanio y compuestos de azufre.

El carbón fijo se determina restando de 100 los porcentajes de humedad, materia volátil y ceniza. De acuerdo a (Higman & van der Burgt, 2008) el carbón fijo es un concepto artificial y no significa que este material estaba presente en el carbón como carbono puro en el inicio.

Aparte de tener el análisis proximal, también es necesario contar con el análisis elemental ya que provee datos de la composición elemental de la parte hidro-carbonada del carbón.

#### **1.3.4. Análisis Elemental**

Para este análisis los porcentajes de carbón, hidrógeno, oxígeno, azufre y nitrógeno son determinados. Los balances apropiados son la base para un buen diseño de procesos y una buena operación de plantas, pero un buen balance depende de un buen análisis elemental. El análisis elemental y proximal de la cascarilla de palma se puede ver en la tabla 1.

##### **Contenido de humedad (M.C)**

La presencia de humedad en cierta biomasa puede ser de 90%, ésta consume mucha energía disponible para la gasificación, ya que el calor usado en la vaporización no se recupera (Basur, 2010). Las muestras de PKS usadas en las pruebas de la planta piloto de gasificación tienen un contenido de humedad del 15% de acuerdo con las especificaciones que brinda el proveedor en la planta de extracción.

##### **Poder calórico superior (HHV)**

El poder calórico superior se define como la cantidad de calor que se libera por la unidad de masa o volumen de combustible, una vez que se ha quemado y los productos han regresado a una temperatura de 25 °C. Incluye el calor latente de vaporización (Basur, 2010).

De no conocer el poder calórico, se puede calcular con la fórmula de Dulong, usando el análisis elemental.

$$HHV \text{ en } MJ/kg = 33.86 * C + 144.4 * (H - O/8) + 9.42 * S \quad \text{Ec. (1.1)}$$

Donde C, H, O y S son las fracciones de masa de los elementos obtenido del análisis elemental que se muestra en la tabla 1.

### Poder calórico inferior (LHV)

El poder calorífico inferior es la cantidad de calor liberado al quemar completamente una cantidad específica menor que el calor de vaporización del agua en la combustión de producto.

La relación entre el HHV y el LHV está dado por:

$$LHV = HHV - h_g * \left( \frac{9*H}{100} + \frac{M.C}{100} \right) \quad \text{Ec. (1.2)}$$

Donde H y M son el porcentaje de hidrógeno y el porcentaje de humedad respectivamente y  $h_g$  es el calor latente del vapor en la mismas unidades del HHV (Basur, 2010)

**Tabla 1 Propiedades de la cascarilla de palma**

ANÁLISIS PROXIMAL (PESO PORCENTUAL EN BASE HUMEDA)			ANÁLISIS ELEMENTAL (PESO PORCENTUAL EN BASE SECA)		
CONTENIDO DE HUMEDAD	11	5.4	C	49.74	48.06
MATERIAL VOLATIL	67.2	71.1	H	5.32	6.38
CARBONO FIJO	19.7	18.8	O	44.86	34.10
CENIZA	2.1	4.7	N	0.08	1.27
HOLOCELULOSA - CELULOSA	27.7	38.6	S	.16	.09
ALFA-CELULOSA-HEMICELULOSA	21.6	1.2	HHV 16.14 MJ/kg		
LIGNINA	44	39			

Fuente: (Afzanizam & Nazri, 2014).

### Cascarilla de palma africana (PKS)

La cascarilla de palma africana (PKS) es un material sólido de carbono, sobrante del proceso de extracción del aceite de palma. Estos sólidos contienen un alto porcentaje de volumen de carbono y pueden convertirse en fuente de calor por una reacción térmica. Con relación a otro tipo de biomasa se sabe que el PKS tiene un volumen significativo de material,

una proporción moderada de carbón, pero un contenido bajo de humedad y cenizas, lo que eleva el poder calórico.



**Figura 1.3 Cascarilla de palma africana (PKS) en la extractora Río Manso.**

Fuente: Elaboración propia.

### **1.3.5. Gasificación**

El proceso químico de gasificación convierte materiales de carbono como biomasa en combustibles gaseosos útiles o materia prima química.

De acuerdo con Basur (2010) un proceso típico de gasificación debe incluir los siguientes pasos:

- Secado.
- Pirólisis
- Combustión parcial de algunos gases, vapores y alquitrán.
- Gasificación de productos en descomposición.

La presencia de un medio es esencial en este proceso, como el vapor, aire u oxígeno tal que la estructura molecular de la materia se reorganice para convertir el sólido en gases o líquidos, incluso puede agregar hidrógeno al producto.

Los medios de gasificación reaccionan con el carbón sólido y los hidrocarburos más pesados para convertirlos en gases de bajo peso molecular como el CO y H<sub>2</sub>.

El poder calórico del gas obtenido es menor al de la biomasa debido a dos razones:

- La energía es dividida entre el aire y la humedad que ingresa al reactor.
- El proceso tiene pérdidas de calor, el gas sale caliente por lo que parte de la energía inicial es perdida.

### **Reacciones de la gasificación.**

Desde el punto de vista termoquímico, las principales reacciones que suceden dentro del gasificador pueden ser resumidas en la siguiente secuencia:

#### **Secado:**

Biomasa húmeda + calor → biomasa seca + vapor

#### **Descomposición térmica:**

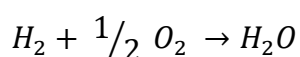
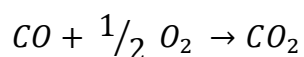
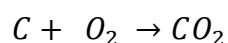
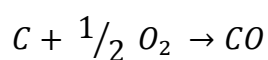
Biomasa seca + calor → carbón + alquitrán + gases

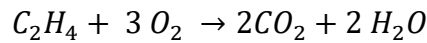
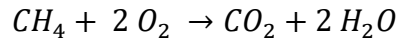
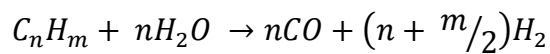
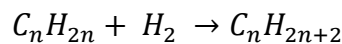
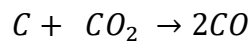
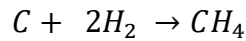
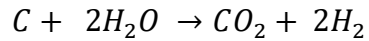
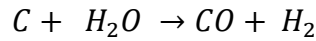
Al calentarse, la biomasa se descompone en una mezcla de sólido, líquido y gases.

Alquitrán + calor → gases

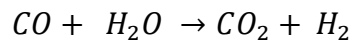
Parte del alquitrán se vaporiza debido a la aplicación continua de calor. Otra se queda como residuo.

#### **Reacción con agente de gasificación:**



**Gasificación:**

Las ecuaciones anteriores representan la etapa de reducción más conocida como gasificación, involucra la conversión de los sólidos restantes de etapas anteriores en el gas pobre. Estas reacciones son mayormente endotérmicas, lo que justifica el ingreso de energía al proceso a través de la combustión de parte de la biomasa procesada.

**Reacción de cambio:**

Esta reacción se conoce como la reacción de cambio de agua a gas y es de mucha importancia en el proceso de gasificación. La fase reversible de gas tiene la tendencia de cambiar hacia reactantes mientras que la temperatura se acerca al equilibrio químico, el punto en el que ambos reactivos y productos están presentes en concentraciones que no tienen mayor tendencia de cambiar con el tiempo. Esto equilibra la concentración de monóxido de carbono, vapor, dióxido de carbono e hidrogeno muy rápido a las temperaturas que trabaja el reactor.

El resultado de todas estas reacciones es:

- Gas pobre compuesto mayormente de CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y algunos contaminantes, alquitrán, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, etc.
- Residuos sólidos: carbón y cenizas.

### **1.3.6. Adecuación del gas.**

Cabe mencionar que de acuerdo con Basur (2010) el gas puede estar compuesto por tres tipos de impurezas principales: partículas sólidas como cenizas, impurezas inorgánicas como compuestos de sulfuro, impurezas orgánicas como alquitrán.

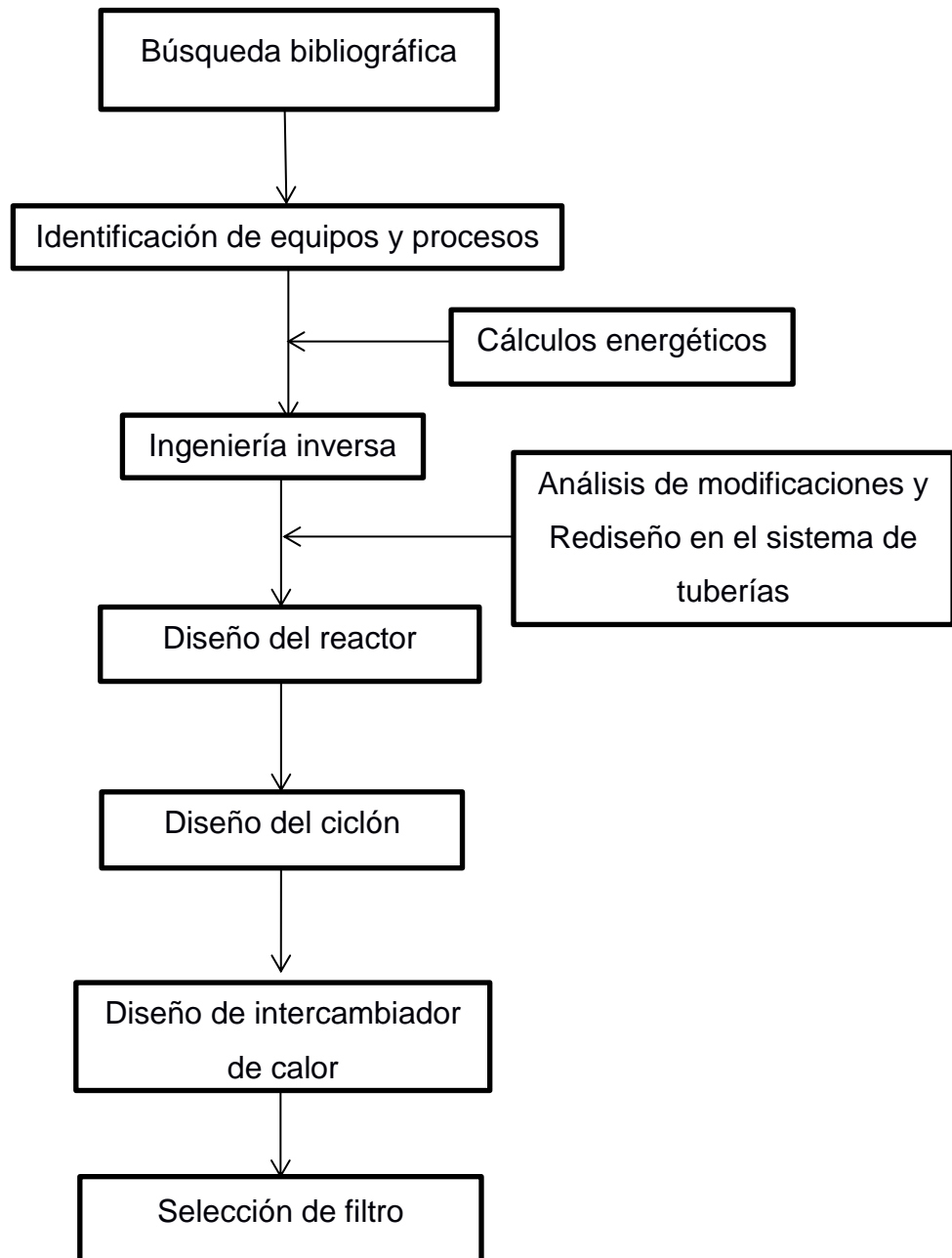
El autor propone cuatro formas para limpiar las impurezas del gas:

1. Ciclón
2. Filtro de mangas
3. Filtro electrostático
4. Scrubber.

Entre las impurezas inorgánicas más perjudiciales está el alquitrán, que puede condensarse fácilmente en el lavador de gases incorporado en el reactor.

# CAPÍTULO 2

## 2. METODOLOGÍA DE DISEÑO



La metodología de diseño parte de una investigación bibliográfica minuciosa, en donde se conoce un modelo de una planta existente para gasificación de PKS, que se usa para la generación eléctrica; con esta información básica se procede al



dimensionamiento de todas los componentes y la investigación para conseguir un diseño adecuado a fin de validar el proceso.

Una vez que se ha comprendido bien el proceso de gasificación y se conocen las propiedades de la biomasa que se va a usar se calculan las dimensiones del ciclón y del intercambiador de calor y se selecciona correctamente el filtro.

Se analizan diferentes alternativas del reactor, y se escoge la de flujo descendente porque es la más conveniente para usar PKS.

## 2.1. Análisis de alternativas

Los gasificadores se clasifican en tres grandes grupos, de lecho fijo, de lecho fluidizado y de lecho arrastrado Basur (2010)

Es importante señalar que para la elaboración de la matriz de decisión se han considerado los tipos de gasificadores antes anotados a partir de los cuales se seleccionó la mejor opción para el proyecto tomando en consideración los parámetros y los criterios que otorgan peso para cada uno.

Los parámetros son:

- **Facilidad de construcción:** Se refiere a la posibilidad de construir el gasificador con mano de obra local y si las partes son accesibles en el mercado nacional. Se le asigna un peso del 20%.
- **Costo:** Este parámetro incluye los valores directos e indirectos. Su peso es de 30%.
- **Operación y Mantenimiento:** En este criterio se encuentran todas las tareas relacionadas con la operación y mantenimiento del equipo, tanto de la limpieza de las piedras dentro del lavador de gases como la remoción de residuos. Se le otorga un peso de 30%.
- **Tipo de biomasa:** Dependiendo del tipo de biomasa que se vaya a utilizar se escoge el tipo de reactor más adecuado. Tiene un peso de 20%.

Tabla 2 Matriz de decisión para gasificadores.

GASIFICADORES DE LECHO FIJO						
MATRIZ DE DECISIÓN						
	Flujo ascendente		Flujo descendente		Flujo cruzado	
	Calificación	Aceptación	Calificación	Aceptación	Calificación	Aceptación
<b>Facilidad de construcción</b>	4	16	5	20	4	20
<b>Costo</b>	4	24	5	30	4	24
<b>Mantenimiento &amp; Operación</b>	4	12	3	9	4	12
<b>Tipo de biomasa</b>	1	4	5	20	4	16
<b>Total:</b>	68		94		84	

Fuente: Elaboración propia.

## 2.2. Gasificador de flujo descendente sin garganta.

El gasificador por capas de flujo descendente consiste de un recipiente cilíndrico de 367 mm de diámetro con el hogar en el fondo; durante la operación del reactor el aire y la biomasa ingresan hacia abajo a través de las cuatro zonas. La carencia de tapa permite un ingreso uniforme de aire a la zona de pirólisis.

La capa superior está compuesta por biomasa sin reaccionar. En la segunda capa, la biomasa reacciona con el aire en la pirólisis. La tercera capa, que está hecha de carbón de la segunda capa, reduce los gases de pirólisis.

El carbón inerte que conforma la cuarta capa, normalmente está muy fría para para provocar más reacciones.

Sin embargo, como la cuarta capa puede recibir calor u oxígeno si las condiciones cambian, puede funcionar como una válvula y como una zona de almacenamiento de carbón. La biomasa ingresa por la tapa abierta y debe ser rellena antes de que el frente de la pirólisis consuma toda la biomasa disponible.

El gasificador está compuesto por los siguientes elementos:

- Cemento refractario
- Removedor de ceniza
- Salida de gas
- Salida de material residual
- Lavador de gases

#### **Cemento refractario.**

Debido a que las temperaturas que se producirán en el interior del reactor están en el rango de 800 a 1400°C es necesario proteger el acero con una envoltura de cemento refractario concrax 1300 de espesor 30 mm y una altura de 700 mm.

#### **Removedor de ceniza.**

El sistema de remoción de cenizas está compuesto por un eje de acero AISI 1045, platinas de acero en la parte inferior separado de la parrilla por una distancia de 10 mm para que exista buena remoción, en la parte superior está sujeto por una chumacera de pared de 1/2" y tiene una manivela para permitir el giro al operador.

#### **Lavador de gases incorporado.**

El gas producido entra por la parte inferior de la envoltura de relleno y se eleva, haciendo contacto con el líquido de lavado que cae por la columna de relleno. Debido a que la concentración de contaminante disminuye a medida de que el gas se eleva, hay solvente más fresco constantemente para el contacto, resultando en una remoción eficiente de contaminantes. El relleno está compuesto por piedras para construcción de 1", la longitud del relleno es de 519 mm. Es necesario conocer la caída de presión dentro del relleno para la selección del soplador, con la ecuación de Ergun.

$$f_P = \frac{\Delta P}{L} * \frac{D_p}{\rho * V_s^2} * \left( \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} \right) \quad \text{Ec. (2.1)}$$

El factor de fricción  $f_P$  se calcula con:

$$f_P = \frac{150}{Re_p} + 1.75 \quad \text{Ec. (2.2)}$$

El número de Reynolds se obtiene mediante:

$$Re_p = \frac{D_p * V_s * \rho}{(1-\varepsilon) * \mu} \quad \text{Ec. (2.3)}$$

Donde  $V_s$  es la velocidad superficial y se obtiene al dividir el flujo de agua que pasa por las boquillas para el área de la sección transversal del lecho.

$$V_s = \frac{Q}{A} \quad \text{Ec. (2.4)}$$

Para hallar el diámetro esférico equivalente las piedras son tratadas como esferas, su diámetro se calcula mediante forma experimental, con una probeta de 200 ml, se toma una muestra de 30 piedras y cada una se sumerge en agua, la cantidad de volumen desplazado es medida y se determina el diámetro con la ecuación del volumen de la esfera.

$$Volumen_{esfera} = \frac{4}{3} * \pi r^3 \quad \text{Ec. (2.5)}$$

### **Factor de vacío ( $\varepsilon$ )**

La porosidad o fracción de vacío se define como el volumen de espacio vacío por unidad de volumen del lecho, y su valor varía entre 0,30 y 0,50 típicamente (Incropera, 2012). Para calcular este valor, se aplica un método experimental que consiste en medir el peso de un recipiente cilíndrico cuyo volumen se puede estimar.

$h = 519 \text{ mm}$

$Diam = 320 \text{ mm}$

$\rho_{agua} = 1000 \text{ kg/m}^3$

$$Vol_{vacío} = \frac{\pi * D^2}{4} * h \quad \text{Ec. (2.6)}$$

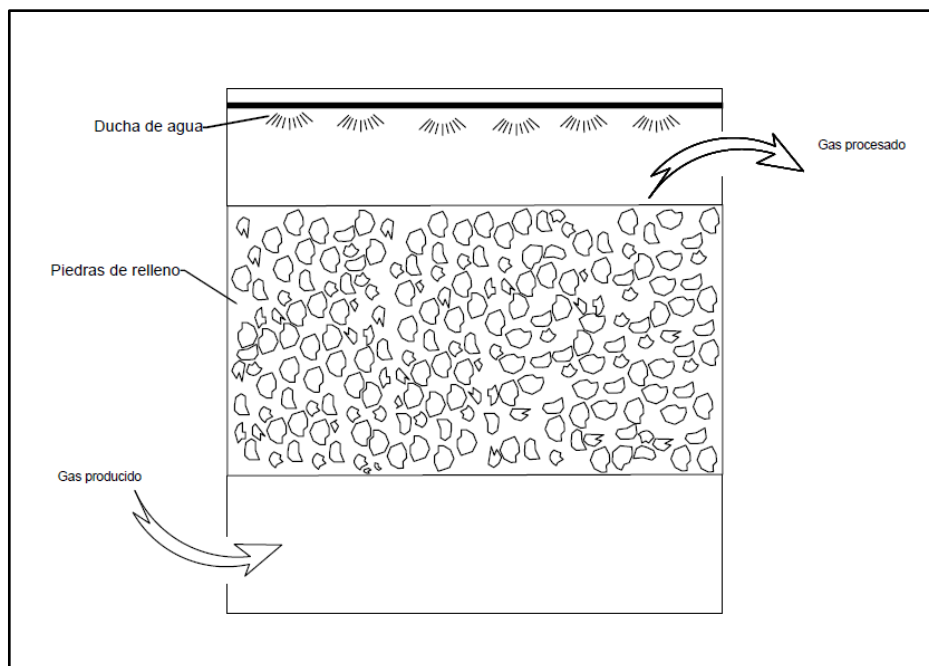
$$W_{total} = W_{agua} + W_{piedras} + W_{recipiente} \quad \text{Ec. (2.7)}$$

$$Vol_{vacío} = 0.00965 \text{ m}^3$$

$$Vol_{total} = 0.00551 \text{ m}^3$$

$$\varepsilon = \frac{\text{volumen vacío}}{\text{volumen total}} \quad \text{Ec. (2.8)}$$

$$\varepsilon = 0,57$$



**Figura 2.1 Lavador de gases incorporado en reactor.**

Fuente: Elaboración propia

### **Diámetro de agujeros para atomización del agua.**

El sistema de enfriamiento y lavado de gas es realizado con agua que se bombea desde una cisterna y pasa primero por el intercambiador de calor para enfriar el gas, luego ingresa a una cámara de agua en la parte superior del reactor, desde aquí desciende en forma de gotas creadas por 8 boquillas

de 3,5 mm de diámetro cada separadas cada 45° en una plancha de 6 mm hacia las piedras.

### 2.3. Balances de masa y energía.

El reactor tiene dos materias que ingresan: el aire y la biomasa. Por datos del fabricante se conoce el consumo de biomasa y la producción de gas pobre.

El flujo de aire que ingresa depende de la cantidad de oxígeno que se necesita para conseguir la gasificación. Este dato se obtiene mediante una razón de equivalencia (ER) que relaciona el oxígeno requerido para la gasificación con oxígeno usado en la combustión completa.

**Tabla 3 Datos de masa entrante**

<b>ENTRADA</b>	
<b>mpks (kg/h)</b>	10
<b>Energía pks (KW)</b>	40,22
<b>Tempks °C</b>	30
<b>maire (kg/h)</b>	17,37
<b>Energía aire (KW)</b>	1,48
<b>Tempaire °C</b>	30

Fuente: Elaboración propia.

Los tipos de materias que salen del reactor son dos: el gas pobre y el material residual.

**Tabla 4 Datos de masa saliente**

<b>SALIDA</b>	
<b>mgas (kg/h)</b>	23,90
<b>Energía gas (KW)</b>	36,52
<b>Tempgas (°C)</b>	700
<b>m ceniza, carbon, alquitrán (kg/h)</b>	3,47
<b>Energía materia residual (Kg/h)</b>	0,73
<b>LHVgas (Kcal/m3)</b>	1314,53

Fuente: Elaboración propia.

El balance de masa y energía en el reactor está resumido en la siguiente tabla:

Tabla 5. Resumen de balance de masa y energía en el reactor.

	Masa entrante (KG/h)	Energía entrante (KW)
<b>PKS</b>	10	40,2
<b>Aire</b>	17,37	1,5
<b>Total</b>	27,37	41,7
	Masa saliente (KG/h)	Energía saliente (KW)
<b>Gas pobre</b>	23,9	36,52
<b>Materia residual</b>	3,47	0,73
<b>Pérdidas</b>	0,00	4,45
<b>Total</b>	27,37	37,25

Fuente: Elaboración propia.

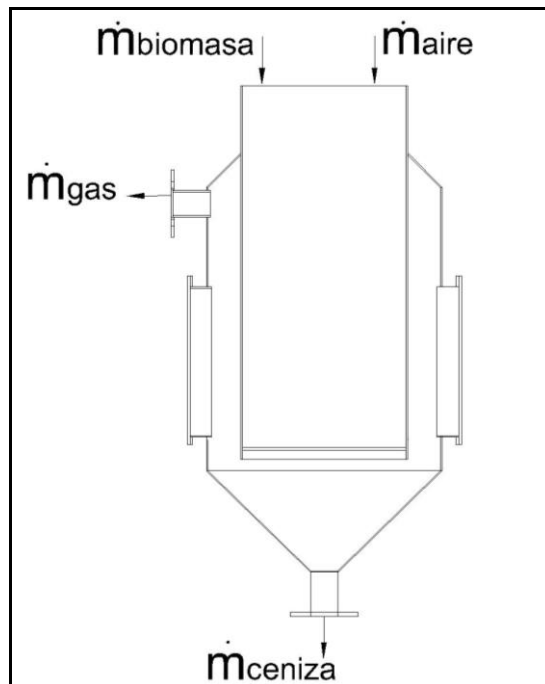


Figura 2.2 Esquema del balance de masa en el reactor.

Fuente: Elaboración propia

### **Eficiencia del gasificador.**

La conversión de la energía química almacenada en la biomasa a energía calórica en el gas puede ser calculada teóricamente para conocer cuál es la eficiencia en la conversión de energía teniendo como dato del fabricante el valor del poder calórico del gas producido.

$$LHV_{PKS} = 14477,55 \frac{KJ}{KG}$$

$$Potencia_{bio} = \dot{m}_{bio} * LHV * \frac{1}{3600} \quad \text{Ec. (2.9)}$$

$$Pot_{biomasa} = 40,22 \text{ KW}$$

$$LHV_{gas} = 5500 \frac{KJ}{KG}$$

$$Pot_{gas} = 36,52 \text{ kW}$$

$$\eta_{conversion} = \frac{Pot_{gas}}{Pot_{biomasa}} \quad \text{Ec. (2.10)}$$

$$\eta_{conversion} = 90,8 \%$$

### **Estructura de soporte**

La estructura de soporte para los equipos que conforman la planta piloto está hecha a con ángulos de 40 x 40 mm con espesor de 3 mm, tiene un refuerzo en forma de V invertida en los lados cortos para proporcionar mayor rigidez debido a que en esa zona están ubicados el reactor y el intercambiador de calor, los cuales son los equipos más pesados. Las dimensiones de la estructura son 1089 mm de largo, 566 mm de ancho y



627 mm de alto, este elemento no presenta deformaciones y su huella de  $0,61 m^2$  es pequeña.

#### 2.4. Diseño de ciclón.

Como se mencionó en el capítulo 1, existen diferentes equipos para la limpieza del gas producido, para seleccionar la alternativa más adecuada para este proyecto específico se realizó una matriz de decisión en donde se evaluaron los siguientes criterios:

- **Facilidad de construcción.** Se refiere a la posibilidad de construir el ciclón con mano de obra local y si las partes son accesibles en el mercado nacional. Se le asigna un peso del 25%.
- **Costo:** Este parámetro incluye los valores directos e indirectos. Su peso es de 25%.
- **Operación y mantenimiento.** En este criterio se encuentran todas las tareas relacionadas con la operación y mantenimiento del equipo, los cuales son casi nulos. Se le otorga un peso de 15%.
- **Tipo de partícula.** Es el tipo de partícula que se quiere a remover del gas generado, se considera su densidad y tamaño. Tiene un peso de 20%
- **Área.** Es el espacio necesario para ubicar el equipo. Su peso es de 15%

Tabla 6 Matriz de decisión para limpiadores de gas

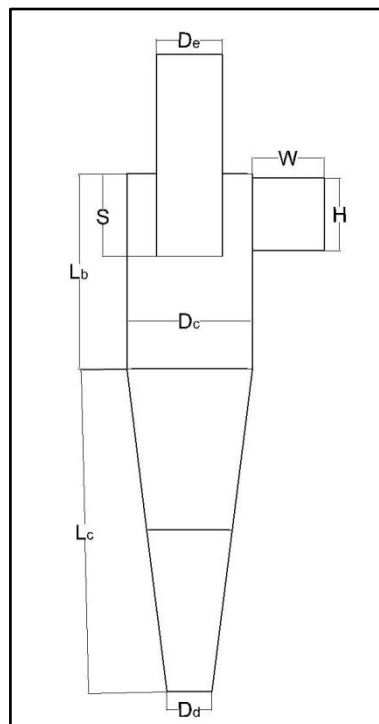
LIMPIADORES DE GAS						
	Ciclón		Filtro de mangas		Filtro electrostático	
	Calificación	Aceptación	Calificación	Aceptación	Calificación	Aceptación
<b>Costo</b>	5	25	0	0	0	0
<b>Facilidad de construcción</b>	5	25	1	5	1	5
<b>Operación y mantenimiento</b>	3	9	0	0	4	12
<b>Área</b>	5	15	0	0	0	0
<b>Partícula</b>	5	20	5	20	5	20
<b>Total</b>		94	<b>Total</b>	25	<b>Total</b>	37

Fuente: Elaboración propia.

El ciclón es un separador gravitacional que ha sido mejorado por una componente de fuerza centrífuga. Usualmente el gas cargado con partículas ingresa de forma tangencial cerca de la parte superior del ciclón. El flujo del gas es forzado hacia una espiral descendente debido a la forma del ciclón y a la entrada tangencial. La fuerza centrífuga y la inercia provocan que las partículas se muevan hacia afuera, golpeen con la pared y luego se deslicen hacia abajo al fondo del equipo.

En el diseño del ciclón es necesario conocer algunos datos del flujo del gas que se quiere limpiar como la temperatura, la presión, el flujo másico y la densidad de la partícula a remover.

Todas las dimensiones están relacionadas al diámetro del cuerpo del ciclón para que sus resultados puedan ser aplicados de manera general. Ver figura 2.3



**Figura 2.3. Dimensiones generales del ciclón.**

Fuente: Elaboración propia

Las relaciones de las medidas generales son las correspondientes a un ciclón de alta eficiencia partiendo de un diámetro de cuerpo conocido según las especificaciones técnicas del fabricante.

$$H/D = 0,5 \quad \text{Ec. (2.11)}$$

$$W/D = 0,2 \quad \text{Ec. (2.12)}$$

$$D_e/D = 0,5 \quad \text{Ec. (2.13)}$$

$$S/D = 0,5 \quad \text{Ec. (2.14)}$$

$$L_b/D = 1,5 \quad \text{Ec. (2.15)}$$

$$L_c/D = 0,5 \quad \text{Ec. (2.16)}$$

$$D_a/D = 0,375 \quad \text{Ec. (2.17)}$$

### **Caída de presión en el ciclón.**

Otra consideración importante además de la eficiencia es la caída de presión. Normalmente los ciclones de alta eficiencia requieren que las velocidades sean mayores, pero esto también implica una caída de presión mayor, para esto existe una compensación económica que debe ser tomada en cuenta. La aproximación de Shepherd y Lapple es la más simple de usar y su precisión es comparable a la de otros métodos.

$$H_v = K * \frac{H*W}{D_e^2} \quad \text{Ec. (2.18)}$$

Donde  $H_v$  es la caída de presión, expresada en número de cabezales de entrada y  $K$  una constante que depende en la configuración del ciclón y las condiciones de operación. Teóricamente el valor de  $K$  varía considerablemente, pero para el ciclón el valor de  $K$  está en el rango de

12 a 18. El número del cabezal de la velocidad de entrada puede ser convertido en una presión estática por la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \frac{1}{2} * \rho_g * V_i^2 * H_v \quad \text{Ec. (2.19)}$$

Donde  $\Delta P$  es la caída de presión en Pa,  $\rho_g$  es la densidad del gas en kg/m<sup>3</sup> y  $V_i$  es la velocidad de ingreso del gas en m/s. El plano constructivo se encuentra en la parte de anexos.

## 2.5. Diseño del intercambiador de calor de tubos y coraza.

El primer paso para el dimensionamiento de un intercambiador es el cálculo termodinámico de su capacidad, para esto se deben conocer las temperaturas de entrada y salida del gas, el flujo másico del gas y el calor específico que puede asumirse muy similar al del aire.

$$\dot{Q} = m_{gas} * c_p * \Delta T \quad \text{Ec. (2.20)}$$

$$\dot{Q} = 1,6 \text{ KW}$$

El intercambiador de calor de tubos y coraza de flujo cruzado es un equipo que intercambia energía térmica entre dos fluidos que no se mezclan, estos fluidos son agua y gas de biomasa (ver figura).

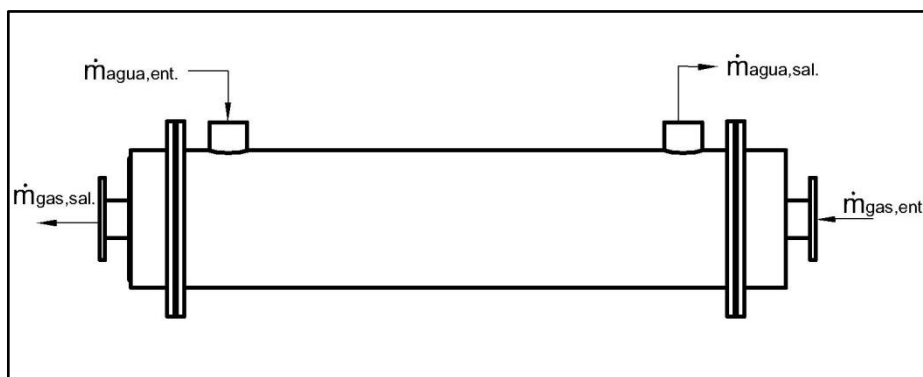


Figura 2.4 Diagrama esquemático del intercambiador de calor.

Fuente: Elaboración propia.

El gas producido proveniente del ciclón entra de forma laminar:

$$Re_{tubo} = \frac{4 \times \dot{m}_{tubo}}{\pi \times D_{int} \times \mu_{aire}} \quad \text{Ec. (2.21)}$$

$$Re_{tubo} = 695,5$$

Donde  $\dot{m}_{tubo}$  es igual a:

$$\dot{m}_{tubo} = \frac{\dot{m}_{aire}}{N_t} \quad \text{Ec. (2.22)}$$

$$\dot{m}_{tubo} = 0,0001946 \frac{kg}{s}$$

a los 37 tubos de acero al carbono  $\Phi \frac{1}{2}$ " sch.40 cuya área de transferencia de calor se calculó usando la ecuación:

$$\text{Área} = \frac{\dot{Q}}{U \times \Delta T_m} \quad \text{Ec. (2.23)}$$

$$\text{Área} = 2,237 \text{ m}^2$$

Donde U es igual a:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}} \quad \text{Ec. (2.24)}$$

$$U = 8,155 \frac{W}{\text{m}^2 K}$$

Y  $\Delta T_{lm}$ :

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_B - \Delta T_A}{\ln \left[ \frac{\Delta T_B}{\Delta T_A} \right]} \quad \text{Ec. (2.25)}$$

$$\Delta T_{lm} = 63,85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

y de longitud 900 mm a una temperatura de 200 °C por la parte superior y sale a una temperatura de 40 °C en la parte inferior.

$$Long_{tubo} = \frac{\text{Área}}{\pi \times D_{ext} \times N_t} \quad \text{Ec. (2.26)}$$

$$Long_{tubo} = 900 \text{ mm}$$

El agua es bombeada por una bomba centrífuga de 5 lts/min desde un reservorio, entra a la coraza de  $\Phi 8''$  sch. 80 por la parte inferior del intercambiador a una temperatura ambiente aproximada de 25 °C inundando los tubos y ascendiendo hacia la salida, 5 baffles que están separados por una distancia igual a la mitad al diámetro del espejo en el interior aseguran de que el flujo sea siempre cruzado para aumentar la transferencia de calor.

#### **Caída de presión en el intercambiador de calor.**

La caída de presión del gas al pasar por los tubos en el intercambiador de calor se calcula usando la ecuación de Darcy-Weisbach y el diagrama de Moody, considerando la rugosidad relativa de la tubería para hallar el factor de fricción  $f$  de la siguiente ecuación.

$$\Delta P = \frac{f \times \rho_{aire} \times Long_{tubo} \times V_{tubo}^2}{2 \times D_{int}} \quad \text{Ec. (2.27)}$$

El diseño se realizó usando el software Engineering Equation Solver (EES) y la corrida de cálculos se puede ver en el apéndice A.



**Figura 2.5 Vista interior de intercambiador de calor durante su construcción.**

Fuente: Elaboración propia

## **2.6. Selección de soplador.**

Los sopladores centrífugos pueden generar presiones de hasta 40 pulgH<sub>2</sub>O y son bastante adecuados para la prueba de gasificadores. Pueden ser usados para empujar el aire hacia el reactor como también para sacar el gas a través del sistema con presiones negativas.

La potencia necesaria para succionar el gas es considerablemente más grande que la necesaria para empujar el aire hacia al reactor debido a que existe más masa de aire que manipular y el aire es menos denso.

La selección del soplador se realizó tomando en cuenta la caída de presión previamente calculada en cada uno de los equipos de la planta piloto y en la tubería con sus accesorios, cuyo cálculo se desarrolla en EES se puede ver en el apéndice C y el flujo másico de aire que estaba en las especificaciones técnicas del reactor modelo.

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{reactor} + \Delta P_{ciclón} + \Delta P_{HX} + \Delta P_{tuberias} + \Delta P_{filtro} \quad \text{Ec. (2.28)}$$

## **2.7. Instrumentos de medición.**

### **Termómetros bimetálicos**

Para medir la temperatura del gas generado en dos puntos diferentes se utiliza una pareja de termómetros bimetálicos marca Winters de acero inoxidable, uno ubicado a la entrada del intercambiador de calor con un

rango de temperaturas de 0 a 110 °C y una resolución de 2 °C y el otro ubicado en la salida del filtro, este con un rango de temperaturas de 10 a 250° C y una resolución de 5 °C.



**Figura 2.6 Termómetro ubicado a la entrada del intercambiador de calor.**

Fuente: Elaboración propia

### **Tubo de pitot**

El tubo de pitot marca Dwyer modelo 160 - 18 es un instrumento que mide la presión estática y la presión de velocidad del fluido que pasa a su alrededor en un ducto, el tubo está conectado a un manómetro diferencial que muestra la presión de velocidad únicamente y a partir de esto se puede estimar la velocidad del aire con la siguiente ecuación:

$$Vel_{aire} = 1096.2 * \sqrt{Pv/\rho}$$

Dónde:

$P_v$ = presión de velocidad en inH<sub>2</sub>O

$\rho$ = Densidad del aire en lbs/ft<sup>3</sup>

Para poder medir el flujo másico de gas generado, se ubica el tubo de Pitot justo antes de llegar al soplador y a una longitud igual a diez veces el diámetro del tubo después de la última transición, esto para asegurar que el flujo se haya desarrollado completamente y no se tomen datos erróneos.



$$\dot{m} = \rho * Vel_{aire} * A$$

Donde A es el área transversal de la tubería.

### **Termómetro infrarrojo**

El termómetro infrarrojo consiste de una lente que concentra la energía infrarroja en un detector que convierte la energía en una señal eléctrica que se puede mostrar en unidades de temperatura después de ser compensada con la variación de la temperatura ambiente.

Con este instrumento se determinó que la temperatura en la parte exterior del reactor fue de 54 °C, esto debido al lavador de gases incorporado en el equipo permitiendo que se pueda tocar con las manos sin sufrir quemaduras.

# CAPÍTULO 3

## 3. RESULTADOS

Se realizó la construcción de la planta piloto, de acuerdo a los planos desarrollados, las pruebas se llevaron a cabo usando la cascarilla de palma africana y el aire como agente de gasificación. El lavador de gases funcionó como se esperaba, permitiendo que la superficie exterior del reactor se encuentre a una temperatura medida con un pirómetro menor a los 60 °C. El alquitrán se condensó al entrar en contacto con el agua y las piedras en el lavador, lo que permitió que cierta parte sea atrapada por el ciclón. El gas se enfrió al pasar por el intercambiador de calor y salió a temperatura ambiente en la descarga del soplador. Después del proceso el agua salió del reactor tibia y con la presencia de ceniza de la biomasa usada. No se consiguió generar calor durante los intentos realizados, esto debido a que no se pudo realizar el número de pruebas necesarias para conseguir la relación adecuada entre el aire y el combustible. Futuros trabajos para la recolección y análisis de datos pueden realizarse con el mismo tutor.



**Figura 3.1** Planta piloto de gasificación.

Fuente: Elaboración propia

### 3.1. Lista de materiales.

Para la construcción de la planta piloto se generó la siguiente lista de materiales que es el primer paso para construir el equipo una vez aprobado los planos, tomando en cuenta los materiales con los que cuenta el autor y no se necesita comprar.

**Tabla 7. Lista de partes del reactor**

<b>GASIFICADOR</b>			
<b>Cant.</b>	<b>Unidad</b>	<b>Descripción</b>	<b>Parte</b>
1	U	Plancha A36 1220 x 2440 x 2 mm	Carcasa de gasificador, cono superior e inferior, cono de ciclón
1/2	U	Plancha A36 1220 x 2440 x 3 mm	Tubo interior, tapa ciclón, manhole, carcasa de filtro
1/2	U	Tubo pipe A53 gr. B $\varnothing$ 1", sch. 40, L= 250 mm	Conexiones
1	U	Tubo pipe A53 gr. B $\varnothing$ 2", sch. 40, L= 250 mm	Descarga de gasificador
2	Sacos	Cemento refractario, concrax 1300 (25 kg)	Aislamiento interior de gasificador
24	U	Pernos gr. 8 UNC 5/16" x 1-1/2" completo	Handhole, conexiones
1	U	Bomba Pedrollo, 1 HP, 110 V	Sistema de enfriamiento y limpieza de gas.
2	Sacos	Piedra para construcción, OD = 3/4"	Wet scrubber
1	U	Platina A36, 50 x 6mm; L= 6000 mm	Centrador
1	U	Chumacera pared 7/8" completa, 4 huecos	Limpiador
1	U	Blower $\varnothing$ 2", 1/4 HP, 67 CFM	Accesorios

1	U	Barra de acero de transmisión AISI 1018; 1", L= 1000 mm	Limpiador
3	U	Ángulo acero A36, 40x40x40mm ; L=6000 mm	Estructura
1	U	Tubo galvanizado ISO II, Ø2" roscado, e= 2,9 mm	Tubería
5	U	Codo galvanizado 90°, Ø2"	Tubería
4	U	Tee galvanizada Ø2"	Conexiones
2	U	Válvula de bola roscable, Ø2"	Conexiones
2	U	Bushing galvanizado 2" a 1"	Conexiones
4	U	Unión galvanizada Ø2"	Conexiones
4	U	Unión universal Ø2" negra 150 psi	Conexiones
2	U	Unión universal galvanizada 1"	Conexiones
5	U	Sacos de cascarilla de palma (PKS)	Gasificador

Fuente: Elaboración propia

**Tabla 8. Lista de partes del ciclón**

<b>CICLÓN</b>			
<b>Cant.</b>	<b>Unidad</b>	<b>Descripción</b>	<b>Parte</b>
1	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø6", sch. 40, L= 260 mm	Cuerpo de ciclón
1	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø3", sch. 40, L= 270 mm	Descarga
1/2	U	Plancha A36, 1220 x 2440 x 6 mm	Bridas de gasificador, ciclón, HX, filtro de aire, manhol, tapas HX
1	U	Reducción Sch. 40; 3" x 2" para soldar	Conexiones

Fuente: Elaboración propia

**Tabla 9. Lista de partes del intercambiador de calor**

INTERCAMBIADOR DE CALOR			
Cant.	Unidad	Descripción	Parte
1	U	Tubo pipe A53 gr.B Ø8", sch. 40, L= 1049 mm	Coraza
6	U	Tubo pipe A36 Ø1/2", L= 5800 mm	Tubos
1/4	U	Plancha A36, 1220 x 2440 x 20 mm	Espejos

Fuente: Elaboración propia

**Tabla 10. Lista de partes de filtro de aire**

FILTRO DE AIRE			
Cant.	Unidad	Descripción	Parte
1	U	Elemento filtrante, h= 230, OD= 265 mm	Filtro

Fuente: Elaboración propia

### 3.2. Análisis de costos.

#### 3.2.1. Costos directos.

Los costos directos son aquellos rubros que son fácilmente identificables con el producto final y su función, entre estos tenemos:

- Costos de materiales y equipos.
- Costos de fabricación.

#### **Costo de equipos y materiales.**

El costo de los materiales solo incluye los elementos que se compraron y que son parte de la planta piloto, no fue necesario comprar algunos elementos debido a que el autor ya contaba con ellos y no se cuentan en los costos del equipo.

**Tabla 11. Tabla de costos**

Cant.	Unidad	Descripción	Precio Unitario	Precio Total
1	U	Plancha A36 1220 x 2440 x 2 mm	25,4	25,40
1/2	U	Plancha A36 1220 x 2440 x 3 mm	41,4	20,70

2	Sacos	Cemento refractario, concrax 1300 (25 kg)	25	50,00
24	U	Pernos gr. 8 UNC 5/16" x 1-1/2" completo	0,26	6,24
1	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø2", sch. 40, L= 250 mm	1,14	1,14
1/4	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø1", sch. 40, L= 6000 mm	12,9	3,23
2	Sacos	Piedra para construcción, OD = 3/4"	5	10,00
1/4	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø6", sch. 40, L= 260 mm	141,14	35,29
1/4	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø3", sch. 40, L= 270 mm	56,8	14,20
1/2	U	Plancha A36, 1220 x 2440 x 6 mm	89,4	44,70
1/6	U	Tubo pipe A53 gr. B Ø8", sch. 80, L= 890 mm	322,73	53,79
6	U	Tubo pipe A36 Ø1/2", L= 6000 mm	8,27	49,62
1/4	U	Plancha A36, 1220 x 2440 x 20 mm	313,4	78,35
1	U	Elemento filtrante, h= 230, OD= 265 mm	26,4	26,40
1	U	Barra de acero de transmisión AISI 1018; 1", L= 1000 mm	90,8	90,80
1	U	Blower Ø2", 1/4 HP, 67 CFM	65,03	65,03
1	U	Chumacera pared 7/8" completa, 4 huecos	10	10,00
3	U	Ángulo acero A36, 40x40x40mm ; L=6000 mm	14,96	44,88
1	U	Tubo galvanizado ISO II, Ø2" roscado, e= 2,9 mm	36,85	36,85
5	U	Codo galvanizado 90°, Ø2"	4,2	21,00

4	U	Tee galvanizada Ø2"	3,78	15,12
2	U	Válvula de bola roscable bronce, Ø2"	44,65	89,30
2	U	Bushing galvanizado 2" a 1"	1,68	3,36
4	U	Unión galvanizada Ø2"	2,05	8,20
4	U	Unión universal Ø2" negra 150 psi	6,95	27,80
2	U	Union universal galvanizada 1"	2,65	5,30
5	U	Sacos de cascarilla de palma (PKS)	0,7	3,50
1	U	Reducción Sch. 40; 3" x 2" para soldar	2,2	2,20
<b>Total</b>			<b>725,68</b>	

Fuente: Elaboración propia

### Costos de fabricación

El costo de la fabricación, incluye el precio de la mano de obra de un soldador más su ayudante y de los consumibles utilizados como la soldadura, consumibles de plasma, discos de corte, equipo de protección personal. Este monto fue de \$300.

#### 3.2.2. Costos indirectos

Se denomina costos indirectos a todos los costos que no se pueden identificar con la producción específica, pero que contribuyen al costo total del proyecto. Entre estos tenemos:

- Costos de ingeniería.
- Imprevistos.

### Costos de ingeniería

Este es el valor que cobraría el autor en el caso de vender la planta por los trabajos que realiza, incluye el precio por el tiempo empleado en el diseño del proceso, el desarrollo de los planos, selección de los materiales, la supervisión de la construcción, el suministro de las

herramientas y materiales a los operadores y las pruebas de buen funcionamiento de la planta. Este costo es de \$720 teniendo en cuenta el tiempo empleado.

### **Imprevistos**

Son las necesidades que aparecen a medida que se va desarrollando el proyecto, y que pueden crear un retraso en la fecha de culminación. Durante la construcción de la planta piloto existieron algunos imprevistos debido a cambios en el proceso y problemas en las pruebas. El costo de estos imprevistos incluye el cambio del tamaño de las piedras del reactor y compra de accesorios de tubería, tuvo un valor de \$20.

### **3.2.3. Costos totales**

Es la suma de los costos directos e indirectos.

**Tabla 12. Costos totales**

<b>Costos Directos</b>	\$1025,68
<b>Costos Indirectos</b>	\$740
<b>Total</b>	\$1765, 68

Fuente: Elaboración propia

### **3.3. Cronograma**

El cronograma para este proyecto muestra los tiempos de duración de todas las actividades necesarias para la realización de la planta piloto desde la búsqueda de referencias, diseño de equipos, dibujo de planos, construcción, pruebas. También se contemplan las fechas para la redacción, feria de proyectos, entrega final de documento y sustentación. Ver anexos.



# CAPÍTULO 4

## 4. DISCUSIÓN Y CONCLUSIÓN

La construcción de esta planta piloto para gasificación de cascara de palma africana, es un gran aporte al sector agroindustrial y energético del país que contribuirá a la investigación de nuevas alternativas de combustibles renovables. Como fortaleza del trabajo se puede resaltar que es la primera unidad funcional que se fabrica totalmente en el país y su funcionamiento fue exitoso, entre las debilidades se puede mencionar que no se consiguió generar calor. Como trabajos posteriores se pueden continuar realizando pruebas para conseguir la generación de gas, realizar un análisis detallado a los datos obtenidos con el analizador de gases y usar otros tipos de biomazas como combustible para el reactor.

### 4.1. Conclusiones

- Se proyectó la planta piloto a partir de modelos existentes y se realizó el diseño de cada equipo teniendo en cuenta el proceso de gasificación.
- La construcción se realizó bajo la supervisión del autor de acuerdo a los planos desarrollados y al diseño del proceso. Los planos as-built se pueden encontrar al final del documento.
- Las pruebas de la planta piloto se realizaron usando la cáscara de palma africana como biomasa y al aire como agente de gasificación, se comprobó el buen funcionamiento de cada equipo y del conjunto.

### 4.2. Recomendaciones

- Se recomienda realizar las pruebas con añadiendo más aire, al reactor. Usar otro tipo de biomasa como el tamo de arroz, es permitido debido a que el diseño del equipo lo admite.
- Se recomienda utilizar mascarilla todo el tiempo de las pruebas, debido a la presencia de alquitrán y es cancerígeno.

- Al iniciar el encendido del reactor, se recomienda carbonizar con un mechero una pequeña muestra de biomasa para asegurarse de conseguir altas temperaturas en el fondo del gasificador y no encender la bomba de agua hasta tener la cascarilla prendida.
- Se recomienda sellar todas la conexiones con teflón para no permitir la salida de gas y ubicar sellos de agua en las descarga del reactor y del ciclón para no aumentar la caída de presión.
- Se recomienda hacer pruebas con otros agentes de oxidación como vapor, para obtener un mayor poder calórico en el gas producido.



**Figura 4.1 Pruebas de funcionamiento de planta piloto.**

Fuente: Elaboración propia

# BIBLIOGRAFÍA

- [1] Afzanizam, N., & Nazri, M. (2014). A review of Palm Oil Biomass as a feedstock for Syngas Fuel Technology. *Jurnal Teknologi*, 6.
- [2] Basur, P. (2010). *Biomass gasification and pyrolysis*. Elsevier .
- [3] Bohorquez, M. (2015). "Diseño de un Equipo Experimental de Flujo Ascendente (updraft) para Gasificación Térmica de Residuos de Biomasa Agroindustrial". 118.
- [4] Cooper, C., & Alley, F. (2011). *Air pollution control, A design approach*. Waveland press.
- [5] Edmund, O., Christopher, M., & Pascal, D. (2014). Characterization of palm kernel shell for materials reinforcement and water treatment. *Journal of chemical engineering and materials science* , 6.
- [6] Higman, C., & van der Burgt, M. (2008). *Gasification*. Burlington: Elsevier .
- [7] Incropera, D. B. (2012). *Fundamentos de transferencia de calor y masa*. Jhon Wiley and sons .
- [8] Marcial, J. (1991). *Pruebas experimentales de una planta de gasificación portátil de carbon vegetal con capacidad de 5-10 KW para bombeo de agua*. Guayaquil.
- [9] National centre for energy research and development, University of Nieria, Nsukka . (2011). Briquetting of Palm Kernel Shell . *JASEM* , 4.
- [10] National Institute of standards and technology . (2005). *Handbook of chemistry and physics*. Boca raton, FL: CRC press.
- [11] Pulido, R. (2013). *Designing of gasification power plant for remote area in Thailand* .
- [12] SERI. (1988). *Handbook of biomass downdraft gasifier engine system*.
- [13] Shankar, R. (n.d.). Flow through Packed and Fluidized Beds. 6.
- [14] Spraying Systems. (1992). Industrial spray product catalog 51M.
- [15] Thermal Exchanger Manufactures Association . (1999). *Standards of the tubulars exchangers* . New York.
- [16] Trillion International . (n.d.). Operation and maintenance manual .
- [17] Turns, S. R. (2000). *An introduction to combustion, concepts and applications* . McGraw-Hill .

# APÉNDICES

## APÉNDICE A Diseño de intercambiador de calor.

```
D_int=0,01574 [m]
D_ext=0,02133 [m]
N_t= 37
Q=m_dot_aire*cp_aire*DELTAT
DELTAT= T_in_aire-T_out_aire
cp_aire=Cp(Air;T=Tp)*convert(kj/kg-k; j/kg-k)
T_in_aire= 200 [C]
T_out_aire= 40 [C]
T_in_agua= 25 [C]
T_out_agua= 30 [C]
Tp=Average(T_in_aire;T_out_aire)
DELTAT_A=T_in_aire-T_out_agua
DELTAT_B=T_out_aire-T_in_agua
DELTAT_lm= (DELTAT_B-DELTAT_A)/ln(DELTAT_B/DELTAT_A)
ho=1000
U=1/(1/hi + 1/ho)
Area= Q/(U* DELTAT_lm)
Area_transv= (pi*(D_int)^2)/4
P_aire= 101,32 [kPa]
k_aire=Conductivity(Air;T=Tp)
mu_aire=Viscosity(Air;T=Tp)
rho_aire= density(air; T= T_out_aire; P= P_aire)
DELTAT_lm*U=D
INV=1/D
vol_dot_aire= 23*convert(m3/h; m3/s)
m_dot_aire= rho_aire*vol_dot_aire

m_dot_tubo= (m_dot_aire)/N_t
Re_tubo= (4*m_dot_tubo)/(pi*D_int*mu_aire)
Nusselt_tubo=4
hi=(Nusselt_tubo*k_aire)/D_int
Long_tubo= (Area)/(pi*D_ext*N_t)
f=MoodyChart(Re_tubo;0,025)
DELTAP=(f*rho_aire*long_tubo*V_tubo^2)/(2*D_int)
m_dot_tubo=rho_aire*area_transv*V_tubo

Q=m_dot_agua*cp_agua*DELTAT_agua
cp_agua= specheat(water; T=35;P= 101,3)*convert(kj/kg-k; j/kg-k)
DELTAT_agua= T_out_agua-T_in_agua
rho_agua=Density(water;T=35;P=101,3)
GPM_agua=(m_dot_agua/rho_agua)*convert(m3/s:gpm)
```

## APÉNDICE B Balance de masa y energía.

La cascarilla ingresa a las condiciones normales de presión y temperatura, la energía disponible en la biomasa se obtiene mediante:

$$Pot_{PKS} = LHV * \dot{m}_{PKS}$$

Se sabe que el  $LHV_{PKS} = 14477,55 \text{ KJ}/\text{KG}$ .

Tabla 13 Datos de entrada de PKS

Flujo másico PKS (KG/h)	12
Energía disponible en PKS (KW)	48,3
Temperatura de PKS ( °C)	30

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 14 se puede encontrar el porcentaje de masa en base húmeda (wb) de los componentes necesarios para estimar los moles de oxígeno consumidos en la oxidación completa.

Tabla 14 Análisis elemental en base húmeda.

Componente	% masa (wb)
C	46,75
H	5,92
O	37,97
N	0,68
H2O	6,11

Fuente: (Edmund, Cristopher, & Pascal, 2014)

La siguiente tabla sirve para calcular la cantidad estequiométrica de aire que se necesita para producir una combustión completa de una cantidad dada de PKS, y luego permita calcular la cantidad de aire necesario para la gasificación.

Tabla 15. Estimación de los moles de oxígeno consumidos en la oxidación completa.

	% masa (wb)	Masa molar	%masa/masa molar	Reacciones	Moles de O para oxidación	Moles O estequiométricos para oxidación completa (kmol/100 kg PKS)
Comp.	(kg/100 kg PKS)	(kg/kmol)	(kmol/100 kg PKS)			
C	46,75	12	3,90		2	7,79
H	5,92	1	5,92		0,5	2,96
O	37,97	16	2,37		-1	-2,37
N	0,68	14	0,05		0	0
H2O	6,11	18	0,34		0	0
<b>Total</b>						8,38

Fuente: Elaboración propia

Tabla 16 Cálculo de masa de aire estequiométrica para oxidación completa.

Moles esteq. O2 para oxidación completa (Kmol O2/100kg PKS)	4,19
Moles esteq. de aire para oxidación completa (kmol air/ 100 kg PKS)	19,95
Moles esteq. de masa aire para oxidación completa (kg aire/ kg PKS)	5,75

Fuente: Elaboración propia

$$ER = \frac{\left( \frac{\text{Flujo másico de aire}}{\text{Consumo de PKS}} \right)_{\text{gasificación}}}{\left( \frac{\text{Flujo másico de aire}}{\text{consumo de PKS}} \right)_{\text{estequiométrico}}}$$

Según (SERI, 1988) se recomienda utilizar un valor de 0,25.

Tabla 17 Cálculo del flujo de aire para la gasificación.

ER	0,3
Aire estequiométrico por kg PKS	5,79
Consumo de biomasa	10
Flujo másico de aire (kg/h)	17,37

Fuente: Elaboración propia

## APÉNDICE C Caída de presión en tuberías y accesorios.

{Caída de presión en ducto cuadrado}

D\_h=45,36

m\_dot\_aire=11,6/3600

re\_gas=4\*m\_dot\_aire/(3,14\*D\_h\*mu\_aire)

t\_gas=150

mu\_aire=Viscosity(Air;T=T\_gas)

f=MOODYCHART(re\_gas;0,05)

rho\_gas=Density(Air;T=T\_gas;P=Po#)

L\_ducto=0,33

area\_tub=0,0027

vel\_gas=m\_dot\_aire/(rho\_gas\*area\_tub)

DELTA\_P\_ducto=f\*rho\_gas\*L\_ducto\*vel\_gas/(2\*54,5)

{Caída de presión en codos}

k\_codo=0,57

DELTA\_P\_codo=(k\_codo\*rho\_gas\*(vel\_gas)^2)/2

{Caída de presión en tee}

k\_tee=0,38

DELTA\_P\_tee=(k\_tee\*rho\_gas\*(vel\_gas)^2)/2

{Caída de presión en valvulas}

k\_valvula=8,5

DELTA\_P\_valvula=(k\_valvula\*rho\_gas\*(vel\_gas)^2)/2

{Caída de presión en tubería PVC}

f\_pvc=MOODYCHART(re\_gas;0,008)

L\_tuberia\_pvc=0,06

DELTA\_P\_pvc=(f\_pvc\*rho\_gas\*L\_tuberia\_pvc\*(vel\_gas)^2)/(2\*54,5)

{Caída de presión en tubería de acero}

L\_tuberia=1,625

DELTA\_P\_tuberia=(f\*rho\_gas\*L\_tuberia\*(vel\_gas)^2)/(2\*54,5)

{Caída de presión en reducción}

k\_reduccion=0,02

DELTA\_P\_reduccion=(k\_reduccion\*rho\_gas\*(vel\_gas)^2)/





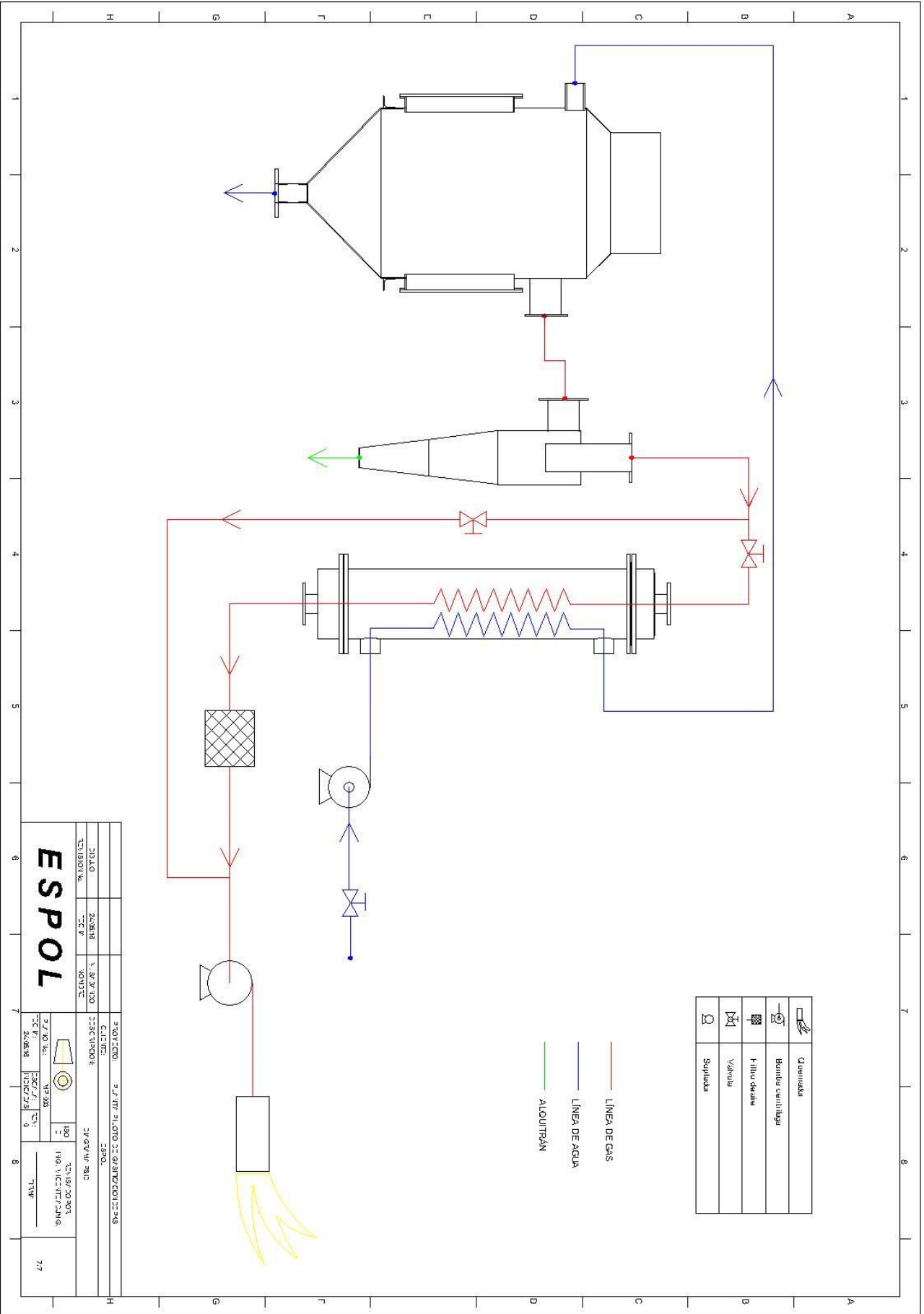












	Cuerpo
	Bombas centrifugas
	Filtro de arena
	Valvulas
	Supructas

LINEA DE GAS  
 LINEA DE AGUA  
 ALDOUTRÁN

2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000	
2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000	
2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000	
2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000		2.017.000 2.017.000	

**ESPOL**