



**UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**DISEÑO Y DESARROLLO DE PEQUEÑAS UNIDADES DE GASIFICACIÓN DE  
MADERA PARA APLICACIONES DE GENERACIÓN DE ENERGÍA TÉRMICA  
Y COGENERACIÓN A BAJA ESCALA**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO**

**MARIA ESMERALDA PALATNIC AMPUERO**

**PROFESOR GUÍA:  
LEONEL NUÑEZ LAZO**

**MIEMBROS DE LA COMISION  
ROBERTO ROMÁN LATORRE  
ALVARO VALENCIA MUSALEM**

**SANTIAGO DE CHILE  
MARZO 2011**

DISEÑO Y DESARROLLO DE PEQUEÑAS UNIDADES DE GASIFICACIÓN DE  
MADERA PARA APLICACIONES DE GENERACIÓN DE ENERGÍA TÉRMICA Y  
COGENERACIÓN A BAJA ESCALA

El proyecto pretende diseñar y desarrollar, hasta un nivel de planos de construcción, una unidad gasificadora de biomasa para producción de energía térmica y eléctrica de 10 - 15 kW de capacidad.

En Chile existe unos 99.000 hogares que carecen de facilidades para acceder a los servicios de fuentes de energía, ya sea eléctrica y/o gas combustible. La mayoría de esos hogares se encuentran ubicados en la zona sur de nuestro país, con gran acceso a los desechos de biomasa forestal y agrícola. Teniendo en cuenta estos factores se deduce que la gasificación de biomasa constituye una novedosa tecnología para solucionar las necesidades eléctricas y térmicas básicas del consumo humano.

Actualmente, existe una gran diversidad de proyectos de gasificación de biomasa en el mundo, pero en su mayoría corresponden a centrales con potencias sobre 200 kW, lo que genera un gran incentivo de investigación al desarrollo comercial de unidades de baja potencia.

Un atractivo importante del proceso de gasificación de biomasa en esta memoria es la generación de biochar, un carboncillo que sirve para mejorar las tierras de cultivos.

Se diseñó una unidad gasificadora con innovaciones que permiten reducir el nivel de alquitranes del syngas producido. Éstas corresponden a un lecho modelo Imbert para una gasificación de tiro inverso, un sistema de inyección de aire secundario y precalentamiento el aire de gasificación. La unidad de gasificación - biochar se compone del lecho de gasificación, un enfriador de gases, un ciclón y un filtro de mangas

La unidad de gasificación - biochar produce syngas suficiente para alimentar un generador de unos 10 kW aproximadamente o para ser consumido como gas combustible, agua caliente sanitaria y biochar.

El trabajo especifica todas las modificaciones necesarias para implementar el gasificador - biochar en una vivienda tipo, conformada por 4 personas en una casa de 3-4 habitaciones de 100 - 120 m<sup>2</sup> y se detallan los equipos auxiliares requeridos y las condiciones de operación y uso del equipo.

La evaluación técnico - económica revela que la gasificación - biochar es altamente competitiva en la resolución de la problemática de viviendas que no tienen fácil acceso a servicios básicos de energía eléctrica y térmica, en comparación con otras alternativas existentes. Como negocio, el servicio de armado de unidades gasificadoras presenta una buena opción de inversión ya que tiene retornos monetarios interesantes y bajas barreras de entrada al mercado.

## Índice General

1	Introducción .....	1
1.1	Motivación del proyecto .....	1
1.2	Objetivo General.....	1
1.3	Objetivos Específicos .....	1
2	Antecedentes Generales .....	2
2.1	Definición de Biomasa .....	2
2.2	El Biochar y su efecto en suelos de Cultivo .....	2
2.3	Proceso de obtención de biochar.....	2
2.4	Formas de gasificación de la Biomasa.....	4
2.4.1	Combustión .....	4
2.4.2	Gasificación .....	4
2.5	Lecho de combustión.....	4
2.5.1	Gasificador de corriente directa o tiro invertido (downdraft) .....	4
2.6	Productos generados en la gasificación de biomasa sólida .....	6
2.6.1	Propiedades de los productos .....	6
2.7	Recursos Chilenos.....	6
2.7.1	Posible impacto ambiental de la gasificación – biochar .....	6
3	Análisis del estado del arte sobre gasificación de madera y Biochar .....	8
3.1	Sistema de limpieza primario.....	8
3.2	Sistema de limpieza secundario .....	11
3.2.1	Métodos mecánicos.....	11
3.2.2	Método de craqueo térmico .....	11
3.2.3	Método del craqueo por catalizador.....	12
4	Diseño de un equipo prototipo para Gasificación–Biochar .....	14
4.1	Selección/justificación del tamaño del proyecto .....	14
4.2	Estimaciones del consumo térmico y eléctrico del proyecto escogido.....	14
4.3	Disposición general de la instalación y composición.....	15
4.4	Cálculo de la unidad gasificadora .....	17
4.4.1	Flujo de Biomasa .....	18
4.4.2	Cálculo del gasificador.....	20
4.4.3	Enfriador del Syngas .....	26
4.4.4	Ciclón .....	33
4.4.5	Filtro .....	36
4.4.6	Acumulador de biochar y restos.....	37
4.5	Diseño de la Red Syngas .....	37

4.5.1	Red de Cañerías .....	38
4.5.2	Acumulador de syngas .....	39
4.5.3	Turbo Extractor .....	41
4.5.4	Acumulador de Agua .....	43
4.5.5	Antorcha .....	45
4.6	Manejo de la biomasa.....	45
4.7	Manejo de residuos y biochar .....	47
4.8	Preparación /acondicionamiento del gas y control de emisiones .....	47
4.9	Acondicionamiento de los aparatos para Syngas .....	48
4.10	Escalamiento del proyecto para otras aplicaciones.....	52
5	Evaluación técnico económica del proyecto.....	54
5.1	Supuestos Utilizados .....	54
5.1.1	Escenario de la Evaluación.....	54
5.2	Tarificación de los productos y servicios.....	55
5.2.1	Modelo de financiamiento para el cliente .....	56
5.3	Evaluación de la estructura de costos de producción del equipo .....	56
5.3.1	Costos Fijos.....	56
5.3.2	Costos variables .....	58
5.4	Estructura de inversiones para el negocio .....	60
5.4.1	Inversiones para el área de producción .....	60
5.4.2	Inversiones para el área de administración.....	60
5.5	Perspectiva del usuario: Modelo de recuperación de la inversión y eficiencia energética .....	62
5.6	Perspectiva del productor: Flujo de caja, TIR y VAN.....	63
5.6.1	Indicadores económicos .....	65
5.7	Análisis de sensibilidad en varios escenarios técnico - comerciales .....	65
6	Discusión de resultados y Conclusiones .....	67
6.1	Conclusión General .....	72
7	Bibliografía.....	73
Anexo A:	Memorias de cálculo.....	76
A.1:	Cálculo del consumo eléctrico residencial.....	76
A.2:	Cálculo de las pérdidas de calor residencial .....	77
A.3:	Flujo de Biomasa y productos del gasificador .....	79
A.4:	Dimensionamiento del gasificador.....	81
A.5:	Pérdida de carga en el Gasificador .....	83
A.6:	Propiedades del Syngas .....	84
A.7:	Enfriador de syngas .....	85

A.8 Cálculo de aire de combustión .....	89
Anexo B: Planos .....	91
Planos B.1: Plano general de la instalación.....	91
Planos B.2: Gasificador .....	92
Planos B.3: Intercambiador .....	93
Planos B.4: Ciclón .....	94
Planos B.5: Filtro .....	95
Planos B.6: Unidad Gasificadora.....	96

## **1 Introducción**

Bajo el actual régimen climático mundial, es necesario generar y adaptar nuevas tecnologías acordes al medio ambiente, sin frenar el desarrollo de los pueblos. Es por eso que las Energías Renovables No Convencionales (ERNC) han tomado fuerza en su implementación, especialmente a gran escala. Sin embargo, el desarrollo no es sustentable cuando existen grandes brechas socioeconómicas dentro de un país, en consecuencia es de suma importancia mejorar las condiciones de vida de las personas que viven ajenas al desarrollo tecnológico. A raíz de estos factores la generación a pequeña y mediana escala, a base de fuentes renovables no convencionales, adquiere un valor significativo en el crecimiento del país.

### **1.1 Motivación del proyecto**

El proyecto busca desarrollar las bases de ingeniería para el diseño, construcción y aplicación de unidades gasificadores de biomasa que permitan producir energía térmica y eléctrica a pequeña y mediana escala, idealmente en el modo cogeneración, y adicionalmente biochar, es un carboncillo que sirve para mejorar suelos agrícolas.

### **1.2 Objetivo General**

Diseñar y desarrollar, hasta un nivel de planos de construcción, una unidad gasificadora de biomasa para producción de energía térmica y eléctrica de 10 - 15 kW de capacidad total.

### **1.3 Objetivos Específicos**

- i. Evaluar el estado de arte mundial de la tecnología de gasificación de biomasa – biochar y la factibilidad de emplear/aplicar dicha tecnología en proyectos de cogeneración en pequeña y mediana escala (3 kWe-2 MWe).
- ii. Seleccionar un proyecto típico para aplicación en vivienda o en un pequeño distrito, desarrollar el proyecto general de suministro de energía térmica/eléctrica y diseñar hasta un nivel detallado un gasificador de biomasa para la capacidad requerida.
- iii. Evaluar y desarrollar soluciones para los problemas de abastecimiento de combustible, manejo de biochar y subproductos; propios de la tecnología.
- iv. Evaluar la estructura de costos de producción del equipo prototipo y desarrollar un modelo de análisis técnico-económico para introducir la gasificación-biochar como solución de eficiencia energética en pequeña y mediana escala.

## **2 Antecedentes Generales**

### **2.1 Definición de Biomasa**

La Biomasa [1] es la materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable como fuente renovable de energía, la cual tiene carbonos fijos en su composición debido a la transformación química de la energía solar, por medio de un proceso llamado fotosíntesis. Esta energía almacenada en forma de materia orgánica, puede recuperarse quemándola directamente o transformándola en combustible, aunque este último, siempre implica pérdidas en la energía final que puede entregar el combustible, con respecto de la energía acumulada en la biomasa.

### **2.2 El Biochar y su efecto en suelos de Cultivo**

El Biochar [2] corresponde a partículas finas porosas de carbón que resultan de la gasificación de la biomasa, las cuales son ricas en redes de carbono. Para producir un biochar de buena calidad, se requieren condiciones especiales de operación, las que serán especificadas más adelante en este trabajo.

Aunque se encuentra en investigación su verdadero efecto sobre el suelo, ya es sabido que no afecta a la flora y fauna nativa. Más aún, el efecto esperado del Biochar, es una mejora en las propiedades de la tierra de cultivo, permitiéndole a las plantas, un fácil acceso y retención de los nutrientes. Esto conlleva a reducir los requerimientos de fertilizantes que son aplicados en los cultivos, dando a lugar el crecimiento natural de la planta.

### **2.3 Proceso de obtención de biochar**

El biochar se obtiene mediante la combustión de la biomasa, la cual se debe realizar con baja concentración de oxígeno para producirlo de manera óptima. De este proceso el carbono de la biomasa es atrapado en el biochar y en la bio-energía producida. En teoría, los co-productos de la quema de biomasa retienen el 50% del carbono que ingresa como biochar y el otro 50% queda como bio-energía, aunque en la realidad es muy complejo captar el 100% del carbono que entrega la biomasa. Un esquema apreciable de lo anterior se muestra en la Figura 2.1.

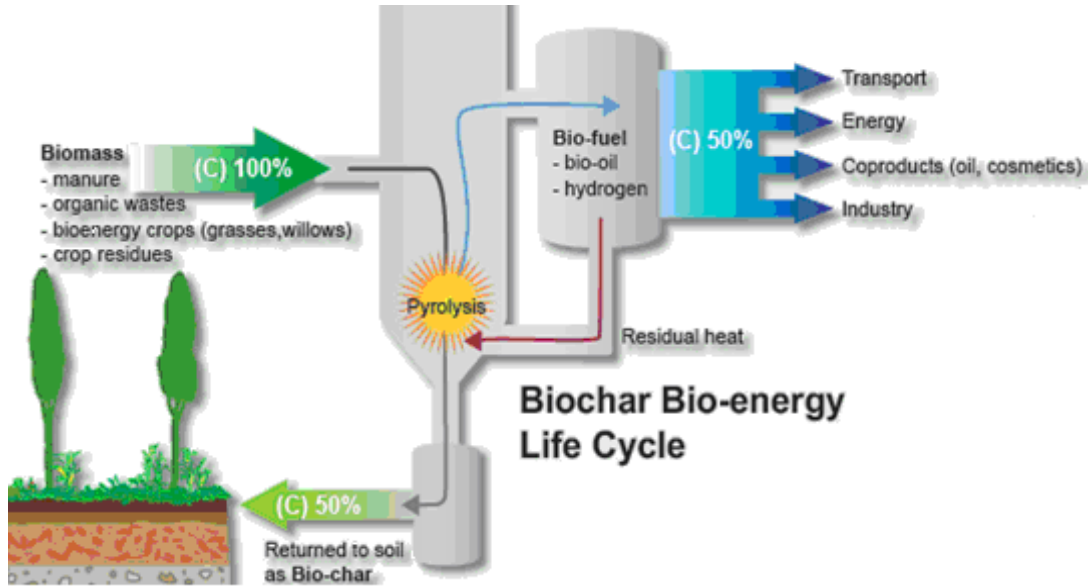


Figura 2.1: Esquema del ciclo de carbono en el proceso de obtención de biochar

La combustión de la biomasa se puede producir por pirólisis o gasificación. La pirólisis produce mayor cantidad de biochar que la gasificación, ya que esta última es menos eficiente.

Cuando se generan bio-productos en conjunto con la formación de Biochar, se puede decir que se tiene un proceso carbono negativo, es decir, que de todo el carbono contenido en la biomasa, solo parte de él se libera a la atmósfera y otra parte se retiene en el suelo (como Biochar). Un esquema se muestra en la Figura 2.2.

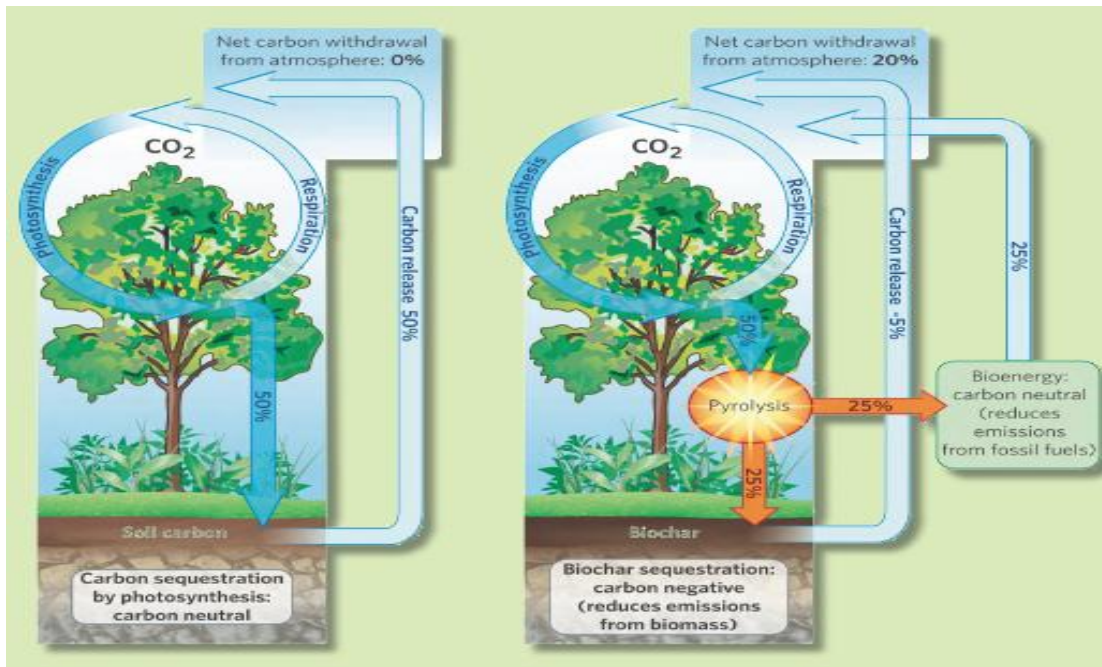


Figura 2.2: Esquema del proceso carbono negativo que genera el Biochar



## 2.4 Formas de gasificación de la Biomasa

### 2.4.1 Combustión

La combustión es el proceso térmico en el cual mediante la presencia de aire u oxígeno, se obtiene la oxidación o reducción de un combustible. Su eficacia es cuantificable mediante la tasa de combustión o relación de Aire/Combustible estequiométrico y operacional,  $\lambda$ , la cual es igual a uno para una combustión perfecta o estequiométrica. Cuando es menor que uno se dice que es una mezcla rica en combustible, es decir, que existe una deficiencia de aire, y si es mayor que uno se dice que es una mezcla pobre en combustible, es decir, con un exceso de aire [3], [4].

### 2.4.2 Gasificación

Proceso en el cual se produce gas a partir de un material sólido. Se genera bajo el nivel estequiométrico de combustión y puede ser en presencia de aire u oxígeno. El producto tendrá diferente composición química, dependiendo del catalizador utilizado (aire u  $O_2$ ) y por ende recibe distintos nombres. Se denomina “gas producido” o “gas pobre” si es con aire, y “gas de síntesis” o “syngas”, cuando se produce con  $O_2$ . Para efectos de esta investigación en forma genérica se le dirá syngas.

Para obtener un gas óptimo, de alta capacidad calórica y la completa quema de la biomasa, se recomienda realizar la gasificación con  $\lambda$  entre 0,3 y 0,4. Cuando se gasifica bajo el régimen de generación de biochar, se recomienda un  $\lambda$  de 0,2.

## 2.5 Lecho de combustión

Un lecho de combustión [5] se define como el lugar físico donde se produce la combustión, también se le llama gasificador o cámara de combustión. Existen diferentes tipos, según las materias primas que ingresan al sistema y al desarrollo tecnológico que ha llevado a experimentar en diferentes formas de realizar la gasificación.

### 2.5.1 Gasificador de corriente directa o tiro invertido (downdraft)

A diferencia de los otros modelos de gasificadores, el aire para la combustión ingresa a la altura de la zona de oxidación del gasificador o por encima de ésta. El gas pobre sale por el fondo del aparato de modo que el combustible y el gas se mueven en la misma dirección.

En su camino hacia abajo, los productos ácidos y alquitranes de la destilación, procedentes del combustible deben pasar a través de un lecho incandescente de carbón vegetal y se transforman por ello en gases permanentes de hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono y metano.

Dependiendo de la temperatura de la zona incandescente y del tiempo de paso de los vapores con alquitrán, se logra una descomposición más o menos completa de los alquitranes.

Para este equipo, las zonas que componen su gasificación se ubican según la Figura 2.3.

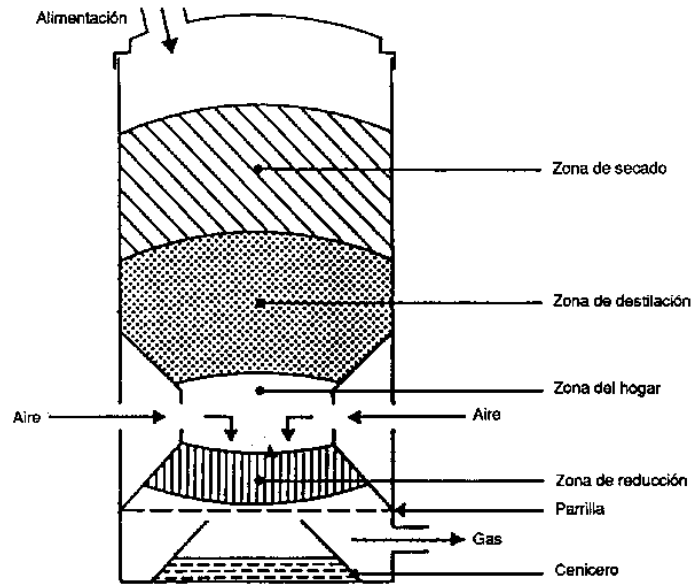


Figura 2.3: Zonas de un gasificador de tiro invertido

La principal ventaja de los gasificadores de tipo invertido radica en la posibilidad de producir un gas con bajo alquitrán, apropiado para aplicarlo a motores. Sin embargo, en la práctica es muy raro lograr un gas libre de alquitranes; un buen diseño debe tener menos de  $1 \text{ g/m}^3$  de alquitrán.

Debido al menor contenido de componentes orgánicos en el líquido condensado, los gasificadores de tiro invertido sufren menos objeciones ambientales que los gasificadores de tiro directo.

Un inconveniente importante de los equipos de tiro invertido es la imposibilidad de funcionar con una serie de combustibles no elaborados. En particular, los materiales blandos y de baja densidad ocasionan problemas de circulación y una caída excesiva de presión, por lo que el combustible sólido hay que convertirlo en gránulos o briquetas (biomasa compactada en forma de ladrillo o cilindro) antes de utilizarlo. Los gasificadores de tiro invertido sufren también los problemas relacionados con los combustibles de alto contenido de cenizas (formación de escoria), en mayor proporción que los gasificadores de tiro directo.

Un pequeño inconveniente del sistema de tiro invertido en comparación con el de tiro directo es su eficiencia algo inferior, debida a la falta de intercambio interno de calor y al menor valor calorífico del gas. Además de esto, la necesidad de mantener unas temperaturas altas uniformes en una sección transversal determinada, hace imposible el uso de los gasificadores de tiro invertido en una serie de potencias superior a los 350 kW (potencia en el eje).

Otra desventaja de este gasificador, que para combustibles con un alto contenido de humedad no solo producen bajos valores caloríficos del gas, sino también genera bajas temperaturas en la zona de oxidación, lo que puede ocasionar una capacidad insuficiente de transformación de los alquitranes, perjudicial si es que el gas se emplea para motores.

## 2.6 Productos generados en la gasificación de biomasa sólida

La quema de biomasa puede producir biochar, syngas o bio-aceites, los cuales al quemarse pueden producir calor (como reemplazo del gas natural o licuado) y/o electricidad.

### 2.6.1 Propiedades de los productos

El syngas es un gas no condensable, producto de la pirólisis, que contiene CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e hidrocarburos más pesados (C<sub>1</sub>-C<sub>6</sub>). Estos gases tienen alquitrán, el cual es el nombre genérico que reciben todos los compuestos orgánicos no gaseosos producto de la gasificación.

Los bio-aceites o bio-combustibles, son gases que pasan por un proceso de Licuefacción, cuya característica principal es la conversión termo-química a baja temperatura (250 °C – 350 °C) y alta presión (50 – 200 atm) de un combustible, generalmente bajo alta presión de hidrógeno y un catalizador que mejora el rango de reacción o mejora el proceso de selección.

## 2.7 Recursos Chilenos

Las especies forestales más abundantes en Chile [6], son el Pino Radiata y el Eucalipto. Las propiedades de dichas especies, se aprecian en la Tabla 2.1.

**Tabla 2.1: Propiedades de los residuos forestales considerados como biomasa**

Especie	Concepto	Valor	Unidad
Pino Radiata	Poder calorífico inferior	2.150	kcal/kg
	Densidad de madera verde	810	kg/m <sup>3</sup>
Eucalipto	Poder calorífico inferior	2.300	kcal/kg
	Densidad de madera verde	1.180	kg/m <sup>3</sup>

Fuente: Adaptación de tabla 14 de 8

Los datos forestales muestran que el peso específico varía según la época del año [7], así para el Pino radiata se tiene que oscila entre 1.075 kg/m<sup>3</sup> en el mes de julio y 936 kg/m<sup>3</sup> en el mes de marzo, debido a la humedad ambiental que absorbe la madera. Para reducir esta variabilidad, se recomienda secarlo al aire, de esta forma el peso específico puede llegar a ser de unos 700 kg/m<sup>3</sup>.

### 2.7.1 Posible impacto ambiental de la gasificación – biochar

Los principales problemas que puede generar la quema de biomasa a cualquier escala, principalmente, son las emisiones [8], aunque no se descarta que el ruido y el mal olor puedan llegar a ser relevantes. A modo referencial se introduce la Tabla 2.2, en que se ven reflejadas las emisiones de biomasa como la madera y la paja, la cual es contrastada con las emisiones de algunos combustibles fósiles.

**Tabla 2.2: Comparación de emisiones de distintos combustibles**

Combustible	SO <sub>x</sub> como SO <sub>2</sub> (g/GJ)	NO <sub>x</sub> como NO <sub>2</sub> (g/GJ)	MP10 (g/GJ)	CO <sub>2</sub> (kg/GJ)
<b>Carbón</b>	584	200	1100*/120 (C)	102
<b>Diesel</b>	495	150	60*	74
<b>Gasolina</b>	90	100	0,5*	74
<b>Gas Natural</b>	0	150	0	57
<b>Paja</b>	130	130	1100*/800 (C) 20 (B)	0
<b>Madera</b>	130	130	500*/300 (C) 20 (B)	0

Emisiones a la salida de: caldera (\*), ciclón (C) y electrolito (B)

Fuente: Tabla 5 de [7]

Se puede observar que para los combustibles conocidos para generar electricidad y procesos térmicos, la biomasa presenta una mejoría en las emisiones de contaminantes, dado que la emisión de dióxido de carbono pertenece a un ciclo cerrado, es decir, la quema de biomasa no emite mayor carbono que aquel que no pueda absorber en su ciclo de vida, por lo que no contribuye al calentamiento global.

En comparación con la gasolina, la biomasa se queda atrás con respecto de las emisiones de material particulado, pero el precio de mercado de la biomasa es mucho menor que el de la gasolina.

La producción de NO<sub>x</sub> viene dada de dos formas: intrínseco del combustible y térmicamente, el cual principalmente es la reacción del nitrógeno del aire con el oxígeno para temperaturas mayores a 1.300 °C.

### 3 Análisis del estado del arte sobre gasificación de madera y Biochar

Una de las principales problemáticas asociadas a la gasificación de biomasa es la generación de alquitrán, sustancia la cual reduce la calidad del gas producido y encarece la configuración de los equipos. Para mejorar el funcionamiento de los equipos se consideran los sistemas de limpieza primario y secundario, los que mejoran la calidad del gas. El sistema de limpieza primario es aquel que se enfoca en el diseño y operación del gasificador de manera que se emita la menor cantidad posible de alquitranes. El sistema de limpieza secundario corresponde a todos aquellos equipos aledaños al gasificador que sirvan de limpieza, tanto de los alquitranes como del material particulado (cenizas y char).

#### 3.1 Sistema de limpieza primario

Como primer análisis se considera la elección adecuada del gasificador, es por eso que se presenta a continuación una comparación de los modelos típicos desarrollados hasta la actualidad, el cual ha sido recopilado por Basu (2010) [9].

**Tabla 3.1: Niveles típicos de Alquitrán en Gasificadores de Biomasa según tipo**

Tipo de Gasificador	Concentración de alquitranes promedio en el gas producido (g/Nm <sup>3</sup> )	Alquitrán según % de Biomasa de alimentación
Tiro Inverso	< 1,0	< 2,0
Lecho Fluidizado	10	1 – 5
Tiro Directo	50	10 – 20

Fuente: Traducción y edición de Tabla 4.2 de [1]

Dentro de los gasificadores de tiro inverso existen dos modelos, los rectos (o de lecho abierto) y el Imbert. Este último se diferencia del otro modelo por su bajo nivel de emisiones de alquitranes, esto se debe a que tiene una garganta en la zona de combustión, generando una diferencia en los diámetros de las zonas de combustión y reducción, permitiendo su separación o un traslape mínimo de estas zonas, lo que lleva a una síntesis más eficiente de la biomasa. Además el modelo Imbert, al ser cerrado, permite trabajar con presiones distintas a la atmosférica.

Un estudio aplicable a esta memoria es el de Seth y Babu (2009) [10], en el que se demuestra que la humedad permitida máxima que debe tener la biomasa es de 40% y que la relación de aire equivalente o riqueza ( $\phi$ ) óptima para el gasificador prototipo es de 0,205, acorde con los requerimientos de operación del gasificado para generar syngas y biochar. Lo que permite obtener altas temperaturas en las zonas de oxidación (alrededor de 1050 °C) y de pirólisis (aproximadamente 550 °C), de esta manera se obtienen mayores cantidades de CO y H<sub>2</sub> y un mínimo de CO<sub>2</sub>, entregando un gas de máximo poder calorífico. La biomasa utilizada fue Dalbergia Simpsonii (es un gran género de pequeños a medianos árboles, arbustos y lianas de la familia de leguminosas, Fabaceae, se ubica en regiones tropicales de América Central, Sudamérica, África, Madagascar y del

sur de Asia<sup>1</sup>), la cual tiene un PCS (poder calorífico superior) de 18,06 [MJ/kg]. Para compararlo con el pino radiata (madera más común de Chile), se determinó el PCI (poder calorífico inferior) considerando una humedad de 10%, lo que da un valor de 16,35 [MJ/kg], que comparado con el PCI del pino radiata (9 [MJ/kg]), resulta ser aproximadamente el doble. Esto toma relevancia en la calidad del syngas producido, el cual puede ser de menor calidad que el producido por la Dalbergia. De la experimentación de Seth y Basu, se obtuvieron los datos promedios mostrados en la Tabla 3.2.

**Tabla 3.2: Valores obtenidos de la experimentación de Seth y Babu (2009)**

	Valor	Unidad
Riqueza	0,226	
Flujo de aire ingresado	2,5708	[Nm <sup>3</sup> /h]
	4,5504	[kg/h]
Consumo de Biomasa	2,352	[kg/h]
Flujo de syngas	3,6203	[Nm <sup>3</sup> /h]
	5,8215	[kg/h]
Char producido	0,284	[kg/h]

Fuente: Elaboración propia

De esta experimentación se obtuvo que al aumentar la riqueza disminuye el poder calorífico del syngas.

Para mantener un flujo de calor homogéneo en el lecho Gerun et al. (2008) [11] establecen que es de suma importancia el diseño de los inyectores de aire, ya que la velocidad de ingreso del aire determina la velocidad de combustión y el tiempo de residencia del gas.

Una mejora en el modelo Imbert fue presentada por Battacharya et al. (1999) y la cual es citada en el resumen realizado por Lopamudra et al. (2002) [12], es la utilización de un doble sistema de inyección de aire de manera que se separan la zona de oxidación de la zona de reducción, de esta forma los alquitranes producidos en la primera etapa son reducidos en la segunda. Es de importancia la estabilidad alcanzada en la zona de pirólisis, para ello hay que considerar que si la biomasa baja más rápido de lo que avanza el frente de calor, entonces el aire secundario será utilizado para seguir propagando la fase de pirólisis, dejando de existir esta segunda etapa y transformándose todo en un gasificador Imbert sin modificación. Por lo contrario, si el frente de calor sube más rápido que lo que la biomasa se reduce o avanza, entonces las dos etapas serán estables y efectivas. Un esquema de lo anterior se observa en la Figura 3.1.

<sup>1</sup> <http://es.wikipedia.org/wiki/Dalbergia>

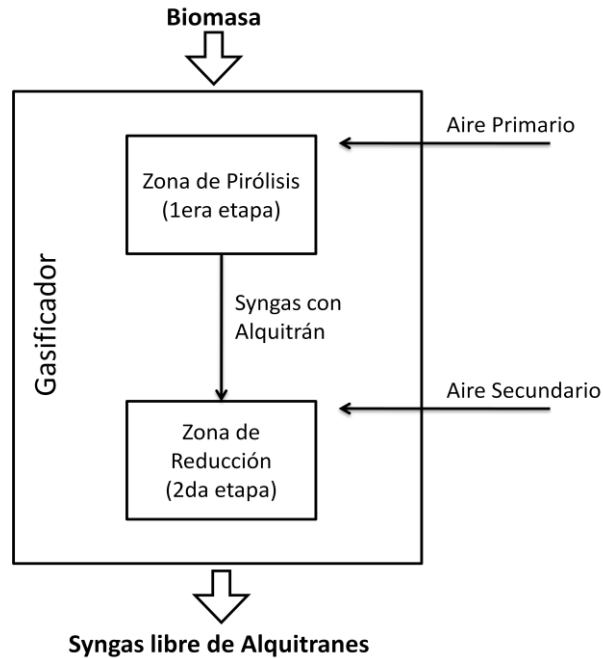


Figura 3.1: Esquema de un gasificador de dos etapas

Dentro de las mejoras en la operación de un gasificador Imbert existe la opción de precalentar el aire antes de ingresar al gasificador. Este análisis lo realizó Doherty et al. (2009) [13], mediante la creación de un modelo computacional representativo de la cinética que se produce en un gasificador de lecho circulante fluidizado. La conclusión de este estudio es que el pre-calentamiento del aire mejora la producción de  $H_2$  y  $CO$ . El óptimo de este efecto se obtiene para bajos valores de la riqueza, el estudio arroja que es beneficioso para una riqueza máxima de 0,35, mientras que la óptima eficiencia del gas se da con una riqueza de 0,34 y una temperatura de entrada de  $200^\circ C$ . La temperatura crítica (máxima temperatura que produce un efecto positivo en el syngas) de entrada del aire es de  $560^\circ C$ , lo que le corresponde una riqueza de 0,29. Además se obtuvo que la inyección de vapor al proceso fomenta la producción de  $H_2$ , la experimentación contó con un flujo de  $10,5 \text{ kg/h}$  máximo partiendo desde cero y su inyección se produce desde abajo hacia arriba, por tratarse de un lecho fluidizado.

Otro efecto producido por la operación y que mejora el flujo del syngas, mejorando así la temperatura dentro del lecho, es la caída de presión dentro del gasificador de tiro inverso. Este efecto fue estudiado por Sharma (2009) [14], donde se establece que la pérdida de presión del flujo del syngas que se va produciendo en el tiempo, se puede contrarrestar agitando o sacudiendo la parrilla del gasificador y manteniendo relativamente constante la alimentación del lecho. Para el gasificador estudiado se estimó que sacudir cada 250 minutos aproximadamente (para un flujo de gas de  $15 \text{ [g/s]}$  en promedio), era esencial para minimizar el aumento excesivo de la resistencia al flujo, lo que genera un aumento en las pérdidas de presión del sistema, el sacudir permite redistribuir la porosidad del lecho y genera el avance de la biomasa a lo largo del gasificador.

Según el modelo cinético de Sharma (2008) [15] al aumentar la presión de operación, se aumenta el nitrógeno en el gas de salida, aumenta levemente la producción de biochar, baja el poder calorífico del gas y baja la eficiencia de la gasificación. Las presiones

consideradas fueron de 1 a 7 [bar]. Esto se logra mediante la implementación de válvulas junto con un ventilador.

El enfriamiento del gas producido, no solo genera la condensación de alquitranes, sino que también puede generar la solidificación de las sales alcalinas contenidas en la biomasa, ambos productos aparecen para temperaturas bajo 600 °C. Es por eso, que mantener altas temperaturas en el sistema completo, ayuda a evitar obturaciones y pérdidas de flujo y presión.

## **3.2 Sistema de limpieza secundario**

El sistema de limpieza secundario contempla una variada forma de limpieza del syngas, los cuales se pueden clasificar en métodos mecánicos, craqueo térmico y craqueo con catalizador [9], [16]. Los métodos mecánicos limpian el alquitrán considerándolo un desperdicio y no aprovechan su potencial calórico, a diferencia de los otros métodos.

### **3.2.1 Métodos mecánicos**

Estos equipos se caracterizan principalmente por capturar el material particulado, pero en ciertas ocasiones capturan eficazmente alquitrán. Entre estos equipos se encuentran:

Depuradores o Scrubber: Existen de diversos tipos, pero se basan en el cambio de presión (en el caso de los Venturi) o de bañar a los gases con una lluvia fina de agua, de manera que captan el material particulado y algunos alquitranes condensan. El problema de estos equipos es el agua residual, la cual es contaminante y requiere de tratamientos especiales y caros.

Filtros de tela y otros: Corresponden a una barrera que se opone al flujo del gas, el cual pasa por una capa de material de filtro (lana, tela, etc.). La caída de presión que se genera dentro del equipo (por efecto de la suciedad acumulada) se puede solucionar mediante pulsos de presión en contra-corriente. Según el material, pueden funcionar a altas o bajas temperaturas, pero se va encareciendo a medida que se aumenta la exigencia de operación.

Ciclón: Equipo que mediante la fuerza centrífuga separa el material particulado y el gas, las partículas más pesadas caen por gravedad. El problema radica en que si baja mucha la temperatura los alquitranes pueden condensar en las paredes del ciclón, afectando la eficiencia.

Precipitador electrostático: Los gases pasan por un campo eléctrico hecho por electrodos, donde las partículas líquidas y los sólidos contenidos en el gas se cargan eléctricamente, luego son capturados por ánodos separándolos del gas. Los ánodos se limpian mecánicamente cada cierto tiempo, dependiendo del régimen de operación. Existen variantes de este equipo, a los cuales se les agrega humedad, mejorando la eficiencia de captura de alquitranes y material particulado. La caída de presión es menor que en los precipitadores secos y además son fáciles de corregir. Pese a ser mucho más caro que cualquiera de sus alternativas, requiere de menos potencia de ventilación y aumenta cuantiosamente la seguridad del sistema.

### **3.2.2 Método de craqueo térmico**

Este método corresponde a la aplicación de calor externo al gasificador de manera que eleve la temperatura del syngas y permita la síntesis de los alquitranes contenidos en el



gas. Se puede realizar por dos formas, la primera es inyectando oxígeno en un nivel diferente del gasificador, de manera que permita una combustión parcial o aplicando fuentes externas de calor, como resistencias eléctrica. Para cualquiera de las formas descritas anteriormente, existen ciertas recomendaciones tales como:

- 1) El aumento del tiempo de residencia dentro del gasificador es parcialmente efectivo.
- 2) Al aplicar calor directo al gas desde una fuente de calor aparte, se aumenta el consumo energético total, bajando la eficiencia del sistema.
- 3) Inyectar  $O_2$  de alta pureza, permite aumentar la producción de CO, justificando en algunas ocasiones el encarecimiento del sistema por la adquisición de equipos que mejoran el porcentaje de ingreso de oxígeno al gasificador.
- 4) La temperatura máxima para la descomposición de alquitranes es de  $1.250^{\circ}C$ . A mayores temperaturas baja el PCI (poder calorífico inferior) del gas, ya que se comienza a combustionar el gas.

Pese a la simplicidad que muestra el método, su implementación es complicada ya que los alquitranes son complejas cadenas de carbono.

### 3.2.3 Método del craqueo por catalizador

En el sistema de limpieza por craqueo mediante un catalizador, los hidrocarburos son absorbidos de manera disociada sobre un metal, mientras que la des-hidrogenización catalítica metálica sucede. El agua también es absorbida de manera disociada, hidrogenando la superficie. A cierta temperatura los radicales OH migran de los lugares metálicos, dejando en la superficie CO y  $H_2$ .

Se establece que si se desea catalizar syngas, entonces el catalizador debe procesar metano, además debe ser fácil de reemplazar, fuerte e implosivo.

Tipos de catalizadores:

- 1) Base Níquel: Reducen el NOx y eliminan más del 99% de los alquitranes pesados. Su operación puede producir altos niveles de amoníaco y nitruro, dañinos para la salud.
- 2) Base de metales alcalinos: Carbonatos, óxidos e hidróxidos de metales alcalinos, tales como potasio, sodio y litio. Los resultados muestran que dependiendo de la biomasa utilizada es el resultado del catalizador sobre el gas producido, por lo que se recomienda hacer pruebas.
- 3) Base de Dolomita: En el tiempo se ha demostrado que tiene alta eficiencia, pero no puede transformar alquitranes pesados y tampoco puede trabajar con altas temperaturas, ya que la temperatura de fusión de la dolomita es relativamente baja.
- 4) Catalizador de metales nobles: Su eficiencia y óptimo aún están en estudio, pero se han tenido buenos resultados con Rodio, Paladio, Platino y Radón (este último produce similares resultados que el níquel). La conversión ha sido de un 88% para el caso de  $Rh/CeO_2/SiO_2$  a  $823^{\circ}K$  y de 97% a  $873^{\circ}K$ , este catalizador es estable, aún bajo altas concentraciones de  $H_2S$ . Su principal problema surge cuando el área efectiva se reduce porque deja de funcionar.

- 5) Catalizador Plasmático: Este método puede remover alquitranes y particulado de forma paralela. El plasma se forma a partir de una descarga de corona, la cual es una descarga eléctrica provocada por la ionización de un fluido que rodea un conductor, que se produce cuando el gradiente de potencial (la fuerza del campo eléctrico) supera un cierto valor, pero las condiciones no son suficientes para causar la completa interrupción eléctrica o arco. Este método remueve tanto alquitranes livianos como pesados en un 68% y 50% de eficiencia respectivamente. En pruebas de operación se demostró que la conversión térmica de alquitranes mejora ligeramente con el aumento de la densidad eléctrica y es directamente proporcional a la temperatura del reactor.

## 4 Diseño de un equipo prototipo para Gasificación–Biochar

En este capítulo se especifica la metodología de diseño para desarrollar el dimensionamiento de componentes de la unidad gasificadora bajo el régimen de generación de Biochar.

### 4.1 Selección/justificación del tamaño del proyecto

Según la CNE de la totalidad de los hogares chilenos existen unos 99.154 hogares que no se encuentran conectados a la red pública de electricidad [17]. Su fuente de energía corresponde a generadores propios o comunales y placas solares, de los cuales un 77,78% de estos hogares simplemente no tienen energía eléctrica.

La mayoría de los potenciales hogares consumidores de la tecnología gasificación – biochar se encuentran ubicados entre la VIII y XI Región del país, lo que incentiva aún más el proyecto dado que los recursos forestales del país se encuentran concentrados desde la VIII Región hacia el sur.

Se define una vivienda unifamiliar sin hacinamiento como un núcleo compuesto por un promedio de 4 personas. La casa habitación está compuesta típicamente por 3 o 4 habitaciones, incluyendo el baño y su tamaño varía según la clase socioeconómica [18]. Para el cálculo de los requerimientos de energía de una vivienda unifamiliar, se consideró el promedio de la superficie habitacional de la clase socioeconómica C, de lo cual se obtuvo que el tamaño a utilizar en el diseño sería entre 100 y 120 m<sup>2</sup>.

Las necesidades eléctricas y térmicas de los hogares chilenos, varían según la región, por lo que para homogeneizar los valores se consideraron datos generalizados entregados por Agostini et al. (2009) [19].

### 4.2 Estimaciones del consumo térmico y eléctrico del proyecto escogido

El consumo eléctrico se obtuvo promediando el consumo de cada uno de los artefactos eléctricos que son parte de los grupos socioeconómicos C2 y C3, los que fueron estimados a partir del Censo 2002 [20]. El detalle del cálculo se encuentra desarrollado en el punto A.1 del Anexo A, de donde se obtuvo que el consumo eléctrico mensual a considerar es de 300 kWh, lo que lleva a un consumo diario<sup>2</sup> de unos 10 kWh.

Para determinar el consumo de gas se rescató del estudio de Agostini et al. (2009) que el máximo consumo de gas licuado en viviendas urbanas bordea los 28,84 kg mensuales. Por lo tanto se consideran 30 kg mensuales de consumo residencial.

Para determinar el consumo energético mensual ( $CE_{\text{Mensual}}$ ), se debe utilizar la ecuación 4.1.

---

<sup>2</sup> Se consideran 30 días por mes.

$$CE_{Mensual} = PC_{GL} \times \dot{m}_{GL} \quad (4.1)$$

Donde:

$PC_{GL}$ = Poder calorífico del Gas Licuado, 25,868 kWh/kg.

$\dot{m}_{GL}$ = Consumo mensual de Gas Licuado, kg/mes.

Se obtiene que el consumo mensual es de 776 kWh al mes, lo que lleva a un consumo diario<sup>3</sup> de 25,9 kWh.

El consumo para calefacción surge a partir de las pérdidas de calor dentro de la vivienda, para ello se elige una planta habitacional de 108 m<sup>2</sup>, cuya distribución y cálculo de las pérdidas se encuentran en el Anexo A en el punto A.1, de donde se obtiene que la energía mensual requerida es de 1.480,5 kWh, lo que lleva a tener un consumo diario de 49,35 kWh.

Por lo tanto, de lo anterior, se tiene que el gasificador debe producir la cantidad de syngas suficiente para satisfacer el consumo eléctrico y de gas, ya que el consumo térmico viene dado con la cogeneración de la instalación. Entonces para llegar al valor final de la energía que se debe satisfacer, es necesario determinar el efecto de las pérdidas del equipo electrógeno sobre la energía eléctrica requerida. Para ello se considera que la energía eléctrica resultante (10 kWh/día) corresponde a la energía final entregada por la cadena generador, unión generador-motor y motor, por lo tanto para obtener la energía real necesaria antes de las pérdidas propias de cada equipo se utiliza la ecuación 4.2.

$$Energía Real = \frac{Energía Requerida}{\eta_{Gen} \times \eta_{Gen-M} \times \eta_M} \quad (4.2)$$

Donde:

Energía Requerida = 10 kWh/día.

$\eta_{Gen}$ = Rendimiento del generador, se considera de 90%.

$\eta_{Gen-M}$ = Rendimiento de la unión generador-motor, se considera de 90%.

$\eta_M$ = Rendimiento del motor, se considera un 30% (dentro del rango del rendimiento de los motores Diesel).

Entonces la energía neta requerida por el sistema de generación eléctrica es de 31,75 kWh/día, que sumados a la energía requerida para satisfacer el consumo de gas (25,87 kWh/día), se tiene que el syngas debe entregar un **total de energía de 57,6 kWh/día.**

### 4.3 Disposición general de la instalación y composición

Del Capítulo 2 se desprende la disposición general de los equipos, la cual se aprecia en la Figura 4.1 y se puede apreciar en mayor tamaño en el punto B.1 del Anexo B. Donde se ve la unidad gasificadora con todos sus componentes. Esta unidad corresponde a un

---

<sup>3</sup> Se considera que el mes tiene 30 días.

equipo cerrado y compacto, de tal manera que sea estéticamente aceptable y sus componentes se ubiquen distribuidos de la forma más eficientemente posible.

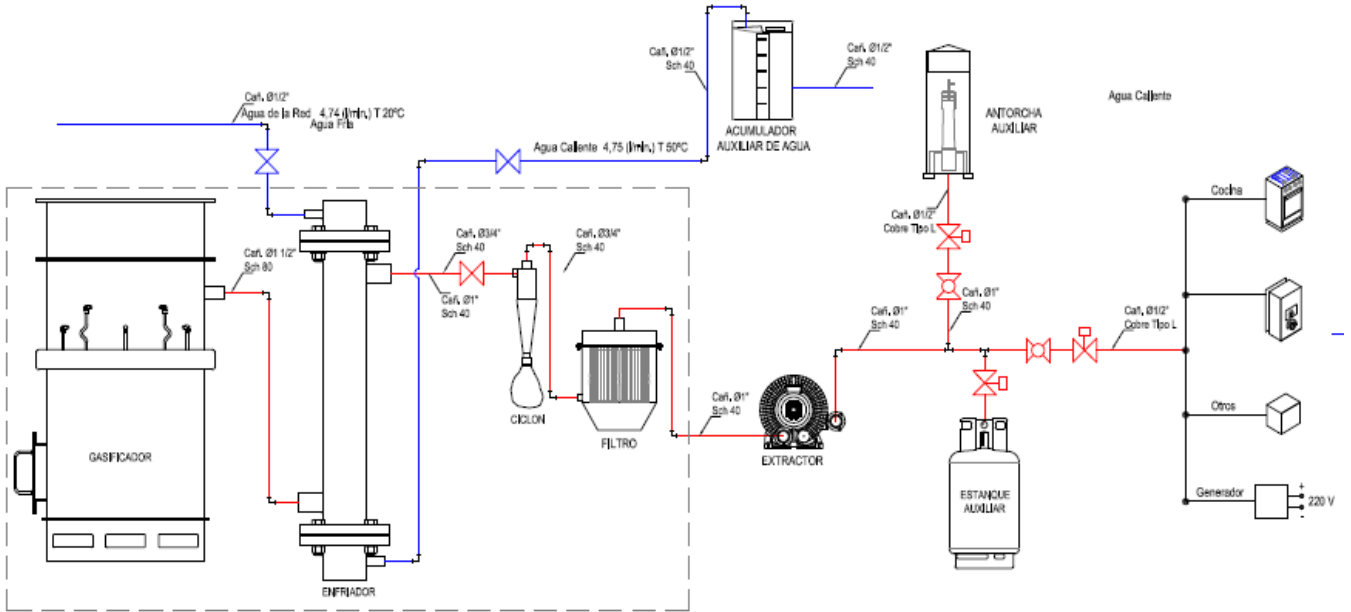


Figura 4.1: Esquema general de la instalación de Gasificación-Biochar

En la Figura 4.1 se observa que la línea azul representa el agua, la cual entra a temperatura ambiente al enfriador y sale caliente al acumulador. La línea roja representa la red de cañerías del syngas.

La operación del sistema debe ser sencilla y se realiza cada vez que se deba alimentar el lecho cuando se opera por el método Batch (alimentación por lotes). Si la alimentación es automatizada por medio de un mecanismo continuo, se debe procurar evitar las pérdidas de gas combustible. El encendido tiene por función lograr alcanzar la temperatura de ignición de la biomasa (225°C aproximadamente), para ello se requiere inyectar al lecho syngas y aire para su combustión. El syngas que se inyecta corresponde al mismo gas producido de la operación anterior del gasificador y el cual se ha acumulado, pero para el caso de encendido por primera vez, será responsabilidad del instalador de la unidad llevar la cantidad suficiente de gas u otro para comenzar con el régimen de operación requerido. La inyección del syngas se produce por medio del sistema de inyección de aire, por lo que debe ser mezclado con aire previamente (el aire requerido para la combustión completa), para ello se realiza según el principio de venturi o de inyección de las cocinas, es decir, se inyecta el syngas con cierta velocidad de manera que arrastre el aire hacia el interior de los inyectores y de esta forma se obtenga la mezcla syngas-aire, la cual es encendida por un chispero a distancia. En todo este proceso el gasificador se encuentra abierto por la parte superior y sin carga de biomasa, una vez que se tenga la llama, se cierra el gasificador y se comienza a cargar. Por medio de termocuplas, se controla que la temperatura del lecho se eleve hasta unos 225°C requeridos (temperatura de ignición de la biomasa) y una vez que se tenga que se comprueba la ignición, se retira la inyección de syngas y se deja que la operación continúe normalmente.

El consumo de syngas por parte del motor y de los artefactos residenciales se produce de forma intermitente, sin necesidad de apagar el motor, y depende de los requerimientos del

hogar, por lo que el flujo de syngas debe satisfacer un consumo simultáneo del generador y la cocina (principal artefacto que consume syngas).

El inicio del circuito parte por el secador de los chips de madera, el cual debe procurar que la biomasa se mantenga entre un 10 y 15% de humedad y se considera un equipo auxiliar a la unidad gasificadora, por lo que su diseño no esté contemplado dentro de esta memoria. Luego le sigue la unidad gasificadora, la cual está compuesta por el gasificador y sistemas de limpieza secundarios. El gasificador es la pieza central de esta instalación. De los capítulos 2 y 3 se ha determinado que es de tiro inverso modelo Imbert con hogar en V, con doble sistema de inyección de aire pre-calentado. El sistema de conexión entre el secador y el gasificador se realiza por medio de una válvula rotatoria, al igual que la descarga del char, de esta forma el gasificador no pierde presión.

El sistema de limpieza secundario está compuesto por un enfriador de gases, un ciclón y un filtro. Para la elección del enfriador se analizó la cantidad de calor necesaria a extraer del syngas, dado que no es menor el valor (12,5 kW) se considera su empleo para producir agua caliente sanitaria para la residencia. Para ello es necesario que el syngas intercambie calor con el agua, es por eso que se escoge un intercambiador de tubos y carcasa. Para minimizar los eventos de corrosión en el intercambiador, se recomienda que el syngas fluya por la carcasa y el agua por los tubos. Su diseño difiere un poco de los intercambiadores comerciales, ya que al descender la temperatura del syngas, los alquitranes contenidos tienden a condensar, por lo que tienden a producirse una capa de alquitrán sobre los tubos y la carcasa, reduciendo en gran medida el intercambio de calor, es por eso que el intercambiador debe permitir ya sea el escurrimiento o el desmonte del equipo para su limpieza. La mantención del equipo depende de las propiedades del syngas, en el peor de los casos se estima un depósito 21,25 g/h (lo que equivale a que el syngas queda con prácticamente cero alquitrán) y al día se tendrá una deposición de 275,25 g. Como es un valor no menor, requiere que el enfriador se limpie al menos cada 4 días (en este tiempo se produce 1,1 kg de alquitrán). Físicamente se sabe que el alquitrán es una capa negra viscosa pero su verdadera forma de deposición dentro de la carcasa lo dirá la experimentación.

El ciclón permite retirar el material particulado del gas, que corresponde a cenizas y char de pequeño tamaño. Para no sacrificar material, y por ende encarecer el sistema, se recomienda que el syngas entre a una temperatura máxima de 300°C.

Como sistema de limpieza final se considera un filtro de tela, para el cual se prefiere un modelo de mangas cilíndricas, dado su gran nivel de comercialización. Éste puede ser de tela o papel, dependiendo de la temperatura del syngas y su superficie puede ser lisa o corrugada.

El acumulador para el consumo de gas corresponde a un estanque a presión, por lo que tiene un valor crítico máximo y mínimo de m<sup>3</sup> de syngas. Además, no solo debe contener el gas necesario para la vivienda, sino que también requiere el gas necesario para encender el sistema de gasificación.

### **4.4 Cálculo de la unidad gasificadora**

La unidad gasificadora se compone del equipo principal, el gasificador y los equipos periféricos, los cuales son: enfriador, ciclón y filtro. Una vez fuera de la unidad gasificadora, el syngas debe entrar a la red de syngas.

En un principio se considera como potencia requerida el consumo eléctrico y de gas determinado en el punto 4.2 de este capítulo. Entonces, para determinar la potencia total requerida del syngas, a la potencia eléctrica final, se le aplicaron las eficiencias de los distintos equipos que la componen y se suma la potencia del consumo de gas residencial (los cálculos se encuentran desarrollados en el punto A.2 del anexo A), esto da una energía total requerida de 57,6 kWh al día.

#### 4.4.1 Flujo de Biomasa

El flujo de biomasa diario depende del rendimiento del gasificador. Según Basu (2010) [9], el rendimiento de la gasificación para los gasificadores de tiro inverso va entre 85 y 90%, pero el rendimiento promedio de Fanta y Droguett (1987) [21] fue de 56,9%, por lo que para el diseño de este proyecto, se considera un rendimiento de 70%.

La biomasa considerada corresponde a chips de madera de pino, el cual tiene un poder calorífico inferior (PCI) de 2.150 kcal/kg y una densidad de 810 kg/m<sup>3</sup> (datos tabulados en el punto 2.7).

Para determinar el flujo de biomasa diario, basta con utilizar la ecuación 4.3.

$$\text{Flujo másico de Biomasa} = \frac{\text{Energía Requerida} \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right]}{\text{PCI}_{\text{pino}} \cdot \eta_G} \quad (4.3)$$

Donde:

Energía Requerida = 57,6 kWh/día.

$\eta_G$  = Rendimiento del gasificador, para estos efectos es de 70%.

Obteniéndose un flujo de 49,5 kg/día.

Teniendo este valor, el cálculo del flujo másico de biochar es directo. Se utiliza la ecuación 4.4.

$$\text{Flujo de biochar} = \text{Flujo diario de Biomasa} \times (1 - \eta_G) \quad (4.4)$$

De donde se obtiene que la producción de biochar diaria es de 7,82 kg.

Para determinar el flujo másico por hora, se requiere determinar el tiempo de gasificación, dado que no se tiene una gran variedad de fuentes de información, se consideraron los datos entregados por Fanta y Droguett (1987) [21]. La distribución de tiempos resultantes de los experimentos, se observa en el punto A.3 del Anexo A. Dado que la fluctuación de valores es importante, se prefiere tomar el valor promedio, que fue de 0,442 horas.

Para obtener el flujo de biomasa ( $\dot{m}$ ) que debe ingresar al lecho del gasificador se debe utilizar la ecuación 4.5.

$$\dot{m} = \frac{\text{Flujo másico diario} \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]}{\text{Tiempo en operación}} \quad (4.5)$$

Donde:

Flujo másico diario= 49,5 kg/día.

Tiempo en operación= Tiempo requerido operando por el sistema para satisfacer las necesidades energéticas. Corresponde al entero próximo de la multiplicación entre el flujo másico diario y el tiempo de residencia promedio. El valor obtenido para los requerimientos termo-eléctricos de una vivienda es de 13 horas diarias de funcionamiento.

De lo anterior, se obtiene que el flujo másico de biomasa requerido en el lecho es de 3,81 kg/h. De igual manera se calcula el flujo másico del biochar, de donde se obtiene un flujo de 1,14 kg/h.

El cálculo del flujo de syngas producido ( $F_N$ ) requiere de un tratamiento especial. Para ello se parte considerando el promedio del flujo de syngas producido por cada kilo de madera gasificada, obtenido de las experiencias de Fanta y Droguett (1987) [21]. El cálculo se puede observar en el punto A.3 del anexo A. Como resultado, se obtiene que por cada kilo de madera se producen 5,58 Nm<sup>3</sup>/h de syngas.

Para obtener la producción de syngas de este proyecto, basta con multiplicar el valor promedio de syngas producido por el flujo másico por hora de biomasa, esto da un valor de 21,25 Nm<sup>3</sup>/h.

Los flujos normales (Nm<sup>3</sup>/h) representan al flujo de gas a una presión de 1 atm y a 0°C, para convertir este flujo al flujo real según la operación, se debe aplicar la ecuación general de transformación, 4.6.

$$Flujo Real = Flujo Normal \times \left( \frac{1 atm}{P_{Op}} \right) \times \left( \frac{T_{Op}}{273} \right) \quad (4.6)$$

Con:

$P_{Op}$ = Presión de operación en atm, la cual es de 1 atm para este proyecto.

$T_{Op}$ = Temperatura de operación en °K.

Por lo tanto se tiene que el flujo varía según la temperatura a la que se encuentra.

Como la cantidad de syngas producido es directamente proporcional al rendimiento del gasificador, si se considera una mala gasificación se sub-dimensiona el equipos de apoyo y se sobre-dimensiona el gasificador, ya que el consumo de biomasa aumenta cuando disminuye el rendimiento de la gasificación. Es por eso que se van a analizar dos casos extremos a parte del caso de diseño, uno cuando el gasificador tenga un rendimiento de 40% y otro con un rendimiento de 90%. Para determinar la biomasa y los productos en los casos críticos, basta con cambiar el rendimiento del gasificador a 40% y 90%. Entonces, para el tiempo promedio de gasificación se obtuvieron los valores mostrados en la Tabla 4.1Tabla 2.2



Tabla 4.1: Flujo de productos

Rendimiento	70%	40%	90%	
Total Biomasa diario	49,50	86,63	38,50	kg/día
Tiempo de Operación	12,83	23	10	h/día
Flujo Biomasa	3,81	3,77	3,85	kg/h
Flujo de Syngas	21,25	12,01	27,62	Nm <sup>3</sup> /h
Flujo de Char	1,142	2,26	0,385	kg/h

Además es necesario considerar que el tiempo total de gasificación utilizado corresponde a un promedio de los valores experimentados por Fanta, por lo que se realizó un análisis de sensibilidad para evaluar el comportamiento de los casos críticos en el diseño. Se consideraron dos factores variables, el rendimiento y el tiempo de operación diaria. Para la primera variable se tomaron los casos ya especificados, para la segunda variable se tomaron 4 casos distintos:

- Caso I : Promedio de todas las experiencias
- Caso II : Promedio desde la experiencia 5
- Caso III : Mín. desde la experiencia 5
- Caso IV : Máx. desde la experiencia 5

La experiencia 5 se toma como un hito importante, ya que desde este ensayo los valores fueron más homogéneos que los primeros casos, por lo que se considera que las experiencias 1, 2, 3 y 4 fueron parte del período de aprendizaje, por ende sus valores no son representativos de la gasificación. El total de la tabla se encuentra en el punto A.3, pero el resumen de los valores importantes se aprecia en la Tabla 4.2. Donde esos valores corresponden a los mínimos y máximos de las cargas y descargas de la gasificación, para todas las configuraciones posibles realizadas.

Tabla 4.2: Resumen de resultados del análisis de sensibilidad de productos del gasificador

	Max	Min
Biomasa [kg/h]	5,1	2,91
Syngas [Nm3/h]	34,52	11,51
Char [kg/h]	3,057	0,296

Donde se puede apreciar que los valores de diseño están cercanos al promedio de estos valores, por lo que respalda la elección de usar un 70% como eficiencia del gasificador para todo lo que es cálculo y diseño.

#### 4.4.2 Cálculo del gasificador

Se considera que la alimentación de biomasa al lecho debe ser constante, lo que determina el volumen del lecho, para ello se elige como variable arbitraria el diámetro del lecho, el cual se hace coincidir con el valor recomendado por la literatura [3], que para este caso se considera un diámetro interno de 26,8 cm y un diámetro de salida del lecho de 6 cm, ya que este diseño cumple con los casos extremos de producción de syngas. Desde ahí hacia adelante se obtiene una serie de variables arbitrarias y calculadas, las

cuales se pueden ver en detalle en el punto A.4 del anexo A. De esta parte se obtienen los planos del lecho (plano B.1) y el gasificador (plano B.2), los que se encuentran adjuntos en el anexo B.

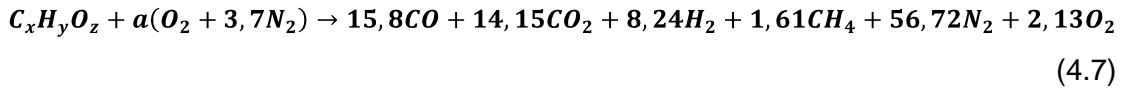
#### 4.4.2.1 Flujo de aire primario y secundario

Para encontrar el flujo de aire primario necesario para la gasificación, es necesario encontrar la ecuación química de la biomasa, para ello se tomaron los porcentajes promedios de la composición del gas obtenido por Fanta y Droguett (1987) [21], cuyos valores se muestran en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3: Composición del syngas en porcentajes p/p para 1 mol de biomasa

CO	15,8%
CO <sub>2</sub>	14,2%
H <sub>2</sub>	8,2%
CH <sub>4</sub>	1,6%
N <sub>2</sub>	56,7%
O <sub>2</sub>	2,1%

Entonces se debe desarrollar el balance de masa de la combustión de la biomasa. Mediante la utilización de la ecuación 4.7, que corresponde al balance de masa de la biomasa gasificada, se logra dilucidar una aproximación de la ecuación representativa de la biomasa.



Se asume que el porcentaje de nitrógeno contenido en la biomasa es despreciable. Entonces el sistema de ecuaciones para cada elemento (C,H, O y N) es de la forma:

$$N: \quad a \cdot 3,7 = 56,72$$

$$O: \quad 2a + z = 15,8 + 14,15 \cdot 2 + 2,13 \cdot 2$$

$$C: \quad x = 15,8 + 14,15 + 1,61$$

$$H: \quad y = 8,24 \cdot 2 + 1,61 \cdot 4$$

Al desarrollarlo, se obtiene que la ecuación de la biomasa es  $C_{31,56}H_{22,92}O_{17,1}$ .

Con esto, se puede determinar la relación de aire combustible operacional, la cual corresponde al aire necesario para gasificar la biomasa bajo el régimen de formación de biochar. Su valor se calcula mediante la ecuación 4.8.

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{Op} = \frac{15,33 \cdot 32 + 56,72 \cdot 28}{31,56 \cdot 12 + 22,92 \cdot 1 + 17,1 \cdot 16} = 3,035 \quad (4.8)$$

Del capítulo 2, se sabe que la riqueza de gasificación bajo régimen de generación de biochar, es de 0,2. Utilizando la ecuación de riqueza es posible despejar la relación de aire combustible estequiométrico, calculándose de la forma que muestra la ecuación 4.9.

$$\lambda = \frac{(A/F)_{Op}}{(A/F)_{St}} \quad (4.9)$$

Donde se obtiene que  $(A/F)_{St}$  debe ser de 15,18.

Para determinar el flujo de aire necesario ( $\dot{m}_{Aire}$ ), se utiliza la ecuación 4.10.

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{Op} = \frac{\dot{m}_{Aire}}{\dot{m}_{Combustible}} \quad (4.10)$$

Donde:

$\dot{m}_{Combustible}$  = Flujo másico de la biomasa por hora = 3,81 kg/h, definido previamente.

Calculando, se obtiene que el flujo másico de aire primario requerido es de 11,6 kg/h, el cual corresponde a un flujo volumétrico de 9,63 m<sup>3</sup>/h.

La cantidad de inyectores primarios recomendada por Milnes y McGowan [3] es de 5 y 7, dependiendo de la combinación de escogida. Para las variables escogidas, se tiene que deben ser 5 boquillas primarias y como no existen datos sobre la forma de las boquillas secundarias, entonces se eligen 5 boquillas también. Para que los chorros de aire inyectado no se anulen y puedan provocar un flujo turbulento, los inyectores no deben estar alineados entre sí, tanto en el eje horizontal como en el eje vertical.

Según la configuración recomendada, las 5 boquillas deben tener un diámetro de 7,5 mm y una velocidad de 22,4 m/s, lo que lleva a un flujo de aire total de 17,81 m<sup>3</sup>/s, el cual es claramente mayor que el calculado. Para mejorar esto, se recalcula la velocidad de ingreso del aire, en función del flujo volumétrico requerido y el diámetro que se recomienda, de esto se obtiene que la velocidad debe ser de 12,1 m/s.

Según Basu (2010) [9] el flujo de aire secundario debe ser menor que el flujo de aire primario, pero no se especifica en ninguna de las fuentes consultadas un valor recomendado. Es por eso que se considera de manera arbitraria un flujo de 30 % del aire operacional requerido, la posterior construcción y operación del prototipo revelará mayores datos sobre la efectividad de este sistema de limpieza de alquitranes secundarios. Por lo tanto, el flujo secundario propuesto de toma como 2,9 m<sup>3</sup>/h.

El diámetro de las 5 boquillas secundarias se obtiene utilizando la misma velocidad del aire primario, dando como resultado 4 mm.

El resumen del balance de masa del gasificador se puede observar en la Figura 4.2.

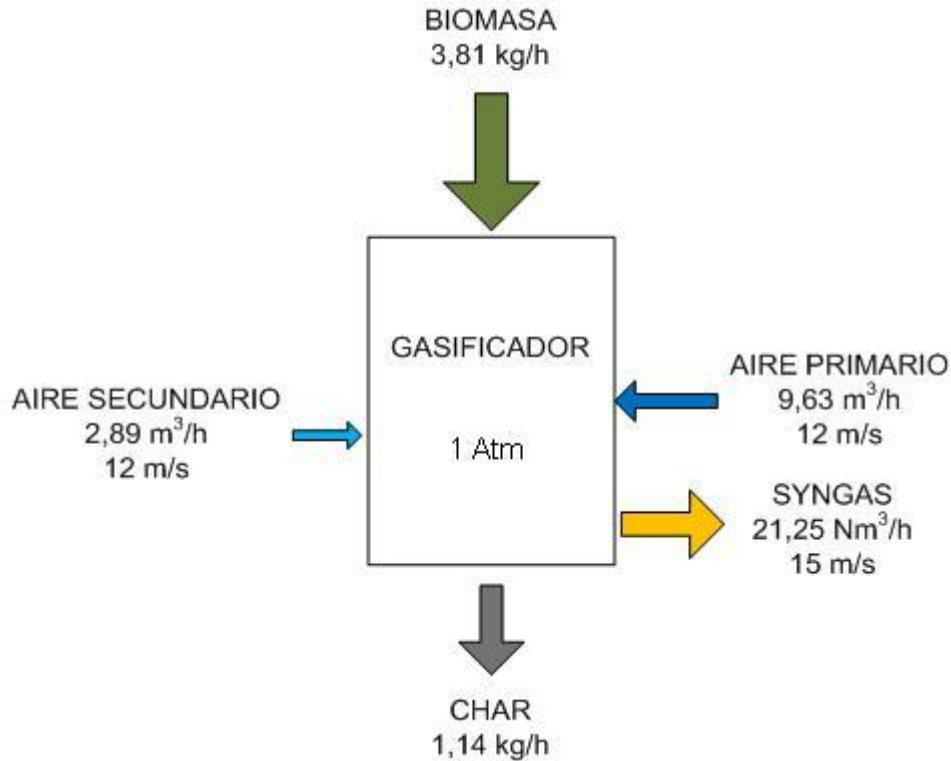


Figura 4.2: Resumen del balance de masa de diseño del gasificador

#### 4.4.2.2 Pérdida de carga en el Gasificador

En las investigaciones de Mckendry [5], Basu [9] y de Sharma [14] se hace referencia a la importancia de la pérdida de carga en el gasificador por efecto de la acumulación de biomasa y ceniza en el lecho de combustión y por el aumento progresivo de la temperatura en la misma zona. El efecto real de la pérdida de carga en el sistema completo no es estimable a simple vista y es por eso que se analiza en detalle. Los únicos datos reales que se manejan son las experiencias realizadas por Diez [27], es por eso que se toman como referencia, de forma que se logre determinar una estimación de la pérdida de carga en el lecho.

Existen dos áreas donde se producen pérdidas, una es en el lecho mismo y otra por efecto del aire que ingresa al lecho. A su vez las pérdidas en el lecho se producen por dos efectos, la compactación de la biomasa y el aumento de temperatura progresivo en el tiempo. La compactación de la biomasa se produce por la reducción del tamaño de la biomasa que se genera como consecuencia de la gasificación y por la formación de cenizas, este efecto produce un conglomerado que no permite el descenso de la biomasa, perjudicando las propiedades del syngas. El otro efecto que aumenta las pérdidas de carga en el lecho es el aumento de temperatura, el cual reduce la densidad del lecho aumentando la velocidad, la concentración del aire y reducen la presión dentro del lecho, incentivando que ingrese más aire desde el exterior.

En el análisis de los resultados de Diez, se consideran todas las experiencias que tengan datos de las presiones de entrada y salida del gasificador. Dentro de los ensayos realizados cabe destacar la experiencia 2, la cual es representativa de una condición con limpieza de la parrilla y del lecho por medio de la agitación del equipo. El gráfico de las

experiencias sin sacudir se puede observar en la Figura A.4 del punto A.5 del Anexo A. Donde se ve una línea negra la cual corresponde al comportamiento promedio de las experiencias consideradas. Al realizar la línea de tendencia de los datos, se observa que a medida que el tiempo de operación avanza, la pérdida aumenta. Esto responde al comportamiento ideal del sistema, ya que el lecho aumenta progresivamente su temperatura, lo que incentiva el ingreso de aire y la biomasa gasificada se va compactando. Cuando la pérdida de carga disminuye en el tiempo, significa un aumento de presión en el lecho, lo que lleva a escapes de gas en el gasificador y en el peor de los casos a una explosión.

Diez propone la ecuación 4.11 para estimar las pérdidas de carga en el lecho del gasificador, en función del tiempo.

$$\Delta P_{Gasificador} = 0,4017 \cdot t + 12,734 \quad [mmCCL_4] \quad (4.11)$$

Con:

t = Tiempo de evaluación, horas.

Al evaluar en el valor máximo de la pérdida de carga, el cual se da en la última hora de funcionamiento (la hora 13), se obtiene un valor de 18 cmCCL<sub>4</sub>, lo que equivale a 2,82 kPa.

Como se mencionó antes, la experiencia 2 se analiza aparte, ya que en la hora 2,3 de la experimentación se realiza una limpieza al lecho y a la parrilla. En dicha experiencia se detuvo la gasificación para sacudirlo y luego se continuó, a diferencia de lo que propone esta investigación, la cual implementa un sistema de sacudido externo al gasificador, el que evita la detención de la operación.

Los resultados obtenidos por Diez se observan en la Figura 4.3.

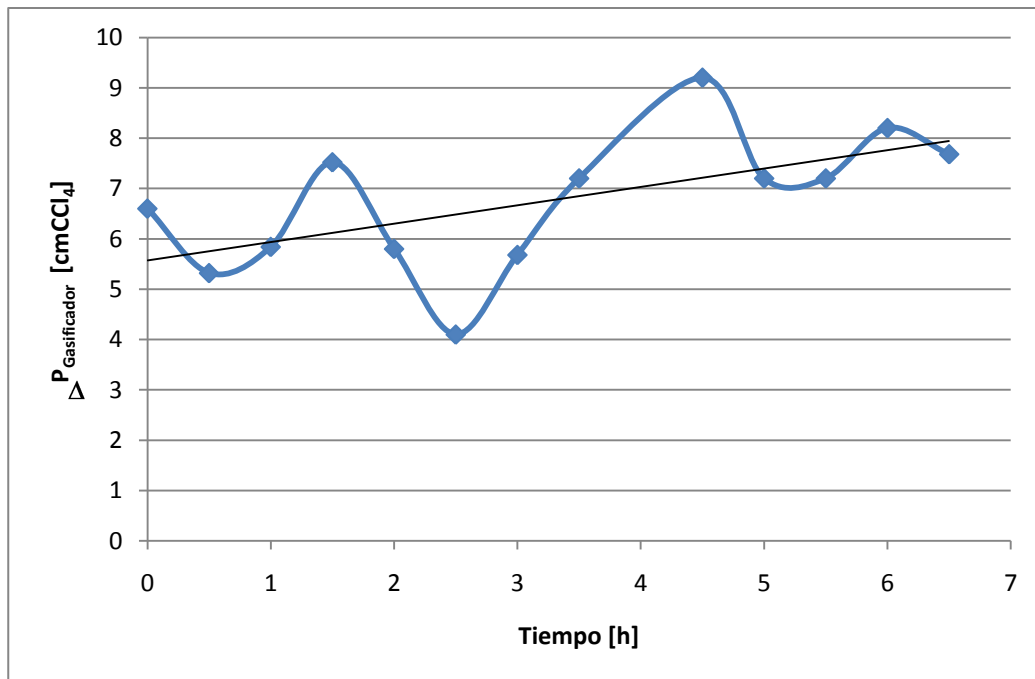


Figura 4.3: Datos obtenidos en la experiencia 2 de Diez

La línea de tendencia de la evolución de la pérdida de carga en el gasificador muestra una tendencia a elevarse en el tiempo. La agitación de la parrilla se produce en el tiempo 2,3 h de la experiencia (de un total de 6,5 horas de experimentación), la que se refleja en un aumento de la pérdida de carga a partir del momento de la agitación. El comportamiento de la presión versus el tiempo de esta experiencia se obtiene de la ecuación de la línea de tendencia de la curva de la experiencia 2, la cual se muestra en la ecuación 4.12.

$$\Delta P_{Gasificador} = 0,3649 \cdot T + 5,568 \quad (4.12)$$

Nuevamente, para la hora crítica, se tiene una pérdida de carga de 10,31 cmCCl₄, lo que equivale a 16,2 kPa.

Al comparar ambas pérdidas en el lecho, se observa que las pérdidas disminuyen casi a la mitad si es que el lecho se sacude en medio de la gasificación, ya que permite la limpieza de la parrilla y el descenso de la biomasa compactada, aumentando la producción y la calidad el syngas.

De las experiencias se obtienen dos consideraciones importantes, es necesario colocar una antorcha que regule la presión dentro del gasificador y que sacudir la parrilla cada 2,5 horas ayuda a mejorar la eficiencia de la gasificación.

Diez no es el único que menciona este hito, Sharma [14] también concluye que es de importancia sacudir, aunque propone que el lecho se agite cada 250 minutos.

### 4.4.3 Enfriador del Syngas

Este equipo es muy importante ya que facilita la limpieza del gas, debido a que permite la condensación de alquitranes. Su cálculo parte determinando el calor requerido a extraer del syngas, el cual se obtiene mediante la ecuación 4.13.

$$Q = \dot{m}_{\text{Syngas}} C_p (T_{\text{Final}} - T_{\text{Inicial}}) \quad (4.13)$$

Donde:

Q = Calor a extraer, es por eso que resulta negativo, W.

$\dot{m}_{\text{Syngas}}$  = Flujo másico de syngas a la temperatura media, kg/s.

C<sub>p</sub> = Calor específico a la temperatura media, J/kg°K.

La temperatura de entrada del syngas al enfriador se estima en unos 800°C, mientras que la temperatura de salida idealmente es de 90°C. La temperatura media corresponde al promedio entre la temperatura de entrada y la de salida del syngas. La idea es que el enfriador extraiga la mayor cantidad de posible de calor de manera que condensen la mayor cantidad de alquitranes posibles, así se evita el ensuciamiento de los otros equipos.

El flujo másico del syngas se obtiene calculando el flujo real del syngas y multiplicándola por la densidad del syngas a la temperatura media, esta propiedad se extrajo del punto A.6 del anexo A. Entonces se tiene que el flujo másico de syngas es de 0,006 kg/s.

El calor específico se obtiene mediante el promedio ponderado de los gases que componen el syngas, los que a su vez se deben calcular. El cálculo detallado se encuentra también en el punto A.6, de donde se obtiene un valor de 2.270,84 J/kg°K.

Entonces, de todo lo anterior se tiene que el calor a extraer es de 9,8 kW.

Para obtener el consumo de agua en el intercambiador, se calcula utilizando la misma ecuación 4.13 pero considerando ahora las propiedades del agua. Las temperatura de entrada y salida del agua son 20°C y 50°C. De donde se obtiene que se requiere circular unos 4,7 lt/min. Debido a los interesantes resultados para la fase de enfriamiento se considera factible reutilizar el agua caliente a 50°C que produce el enfriador. Para ello se ha redefinido el diseño global del sistema, incorporando controles para el ACS y almacenamiento de 3,7 m<sup>3</sup> de agua por día.

El balance de masa del intercambiador se muestra en la Figura 4.4.

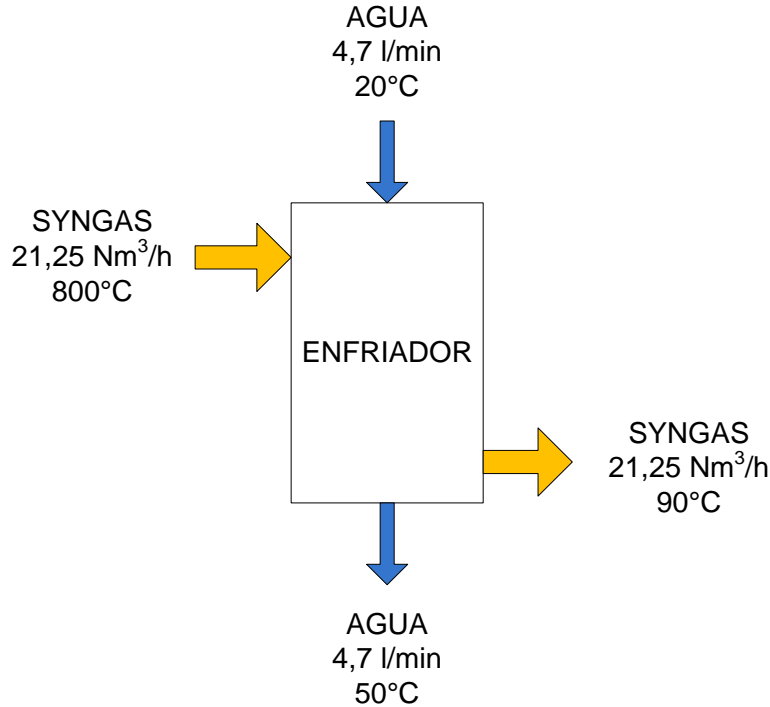


Figura 4.4: Balance del enfriador de Syngas

De la literatura [30] se tiene que el cálculo del intercambiador comienza con la determinación del coeficiente global de transferencia de referencia ( $U_D$ ). Este coeficiente depende de la distribución de los gases dentro del intercambiador, si el gas va por los tubos y el agua por la carcasa, se puede escoger un  $U_D$  entre 5 y 20 BTU/h ft<sup>2</sup> °F, con un ensuciamiento típico de 0,005 h ft<sup>2</sup> °F/BTU, mientras que si es al revés el  $U_D$  adquiere valores entre 10 y 50 BTU/h ft<sup>2</sup> °F con un ensuciamiento típico de 0,005 h ft<sup>2</sup> °F/BTU, por lo tanto no es menor su elección. Es por eso que se determina el área requerida para ambos casos, de manera que la configuración escogida es aquella que necesite una menor área de transferencia, de esta forma se obtiene un intercambiador de pequeño.

El cálculo de la superficie de intercambio requerida se realiza mediante la ecuación 4.14.

$$A_{Requerida} = \frac{Q \times 1000}{\Delta T_m \times U_D} \quad (4.14)$$

Con:

Q=Calor a extraer obtenido de la ecuación 4.13, 9,8 kW.

$\Delta T_m$ = Variación de temperatura logarítmica media, la cual se encuentra calculada en el punto A.7, con un valor de 269,3°C.

$U_D$ = Coeficiente global de transferencia de diseño.

Como resumen comparativo se tiene la Tabla 4.4. Donde se ve que conviene que el agua circule por el interior de los tubos y el syngas por la carcasa.



Tabla 4.4: Área requerida según coeficiente global de transferencia escogido

$U_D$ escogido [W/m <sup>2</sup> °C]	A Requerida calculada [m <sup>2</sup> ]	Fluido por los tubos
56,8	0,64	Agua
1134,4	1,29	Syngas

Dado que el syngas entra al intercambiador con una temperatura de 800°C, es necesario utilizar acero inoxidable de tipo refractario tal como el 309S con un Schedule 40 para evitar la deformación de los tubos por el calor. El cálculo comienza con la selección a priori del tamaño de los tubos, como primera iteración se toman tubos de 1/4", ya que es el menor diámetro que permiten los tubos de acero inoxidable.

El cálculo del largo de los tubos es de importancia en la toma de decisión de la configuración del equipo, ya que se requiere que sea lo más pequeño posible. Su valor se obtiene mediante la ecuación 4.15.

$$L = \frac{A_{Requerida}}{\pi \cdot D_0 \cdot N} [m] \quad (4.15)$$

Donde:

$D_0$ =Diámetro interno de la cañería, m.

N= Número de tubos.

Primero se calcula el mínimo de tubos requerido mediante la división del flujo total del fluido que va por los tubos, por el fluido permitido en cada tubo. Teniendo este valor mínimo se realiza una iteración en la ecuación 4.15, de forma que quede el largo que se necesita. Por otra parte, el fluido en cada tubo se calcula con la ecuación 4.16.

$$\dot{V} = \frac{\dot{V}_{Total}}{N} \left[ \frac{m^3}{s} \right] \quad (4.16)$$

Con:

$\dot{V}_{Total}$  = Flujo volumétrico total de agua.

N = Número de tubos escogido, para que el intercambiador sea de 65 cm, N = 23 tubos.

El siguiente paso es determinar el coeficiente de convección interno, cuyo cálculo se encuentra en el punto A.7 del anexo A y cuyo valor es de 533,75 W/m<sup>2</sup>°C.

Para determinar el coeficiente de convección del fluido en la carcasa, se debe seleccionar la forma en que los tubos se van a ubicar. Existen dos formas posibles, triangular y cuadrada, la que a su vez puede estar girada, tal como se ve en la Figura 4.5.

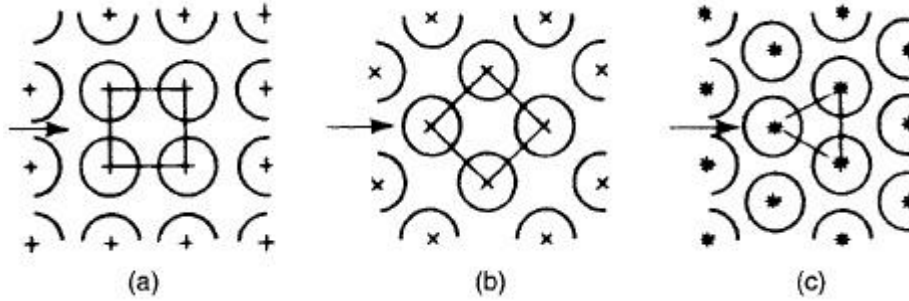


Figura 4.5: Arreglo de tubos: a) Cuadrado; b) Cuadrado rotado; c) Triangular

A su vez se define  $P_T$  como la distancia entre centros de tubos, el cual normalmente es 1,25 veces el diámetro externo de los tubos.

Como no se sabe nada del diámetro de la carcasa ( $D_S$ ), es necesario tener una primera aproximación entregada por la investigación [32]. Es por eso que se utiliza la ecuación 4.17.

$$D_S = D_E \left( \frac{N}{k_1} \right)^{1/n} [m] \quad (4.17)$$

Con:

$D_E$  = Diámetro exterior de los tubos, m.

$N$  = Número de tubos.

Las variables  $k_1$  y  $n$  son constantes experimentales que dependen del arreglo escogido y del número de pasos por los tubos. Dichos valores se encuentran en la Tabla A.10, del Anexo A, en el punto A.6.

Entonces nuevamente se busca el menor tamaño del intercambiador, por lo que al probar con un arreglo cuadrado y otro triangular para una pasada por los tubos, se obtiene que el paso triangular requiere de un menor diámetro. Como resultado se tiene que el diámetro mínimo de la carcasa debe ser de 3,97". Por eso se comienza el cálculo con 4", de forma que coincida con los diámetros estándar que ofrece el mercado.

Para determinar el coeficiente de convección, se parte calculando el área del flujo a través del banco de tubos ( $A_S$ ), mediante la ecuación 4.18, la cual fue determinada por Serth [30].

$$A_S = \frac{D_S \cdot C \cdot B}{P_T} [m^2] \quad (4.18)$$

Donde:

$C$  = Espacio entre tubos, es decir, la resta entre  $P_T$  y el diámetro externo de los tubos.

$B$  = Espacio entre placas (cabezal o espejo), tiene un valor entre  $0,2 \cdot D_S$  y  $D_S$ . Mientras menor es el valor, el flujo tiende a ser más turbulento.

Entonces, para un espacio entre placas de  $0,25 \cdot D_S$  se tiene que  $A_S$  es  $0,00041 \text{ m}^2$ .

Luego se calcula el flujo másico equivalente ( $G$ ), el cual corresponde a la división del flujo másico requerido a enfriar en [kg/s], por el área a través del banco de tubos ( $a_s$ ).

Es necesario calcular el diámetro equivalente ( $D_{eq}$ ) por donde el fluido va a moverse. Nuevamente, esta variable depende de la forma del arreglo de tubos, por lo que para un arreglo triangular se tiene que el diámetro equivalente obtenido de las referencia [33] cuya ecuación se muestra en la ecuación 4.19.

$$D_{eq} = \frac{4 \left( \frac{P_T^2 \sqrt{3}}{4} - \frac{\pi D_E^2}{8} \right)}{\frac{\pi D_E}{2}} [m] \quad (4.19)$$

Donde:

$P_T$  = Paso entre los tubos, el cual se calcula como  $1,25 \cdot D_0$ , m.

$D_E$  = Diámetro externo de los tubos, m.

El comportamiento del fluido se obtiene del análisis del Reynolds, el cual se calcula mediante la ecuación 4.20.

$$Re = \frac{G \times D_{eq}}{\mu_{Syngas}} \quad (4.20)$$

Donde:

$\mu_{Syngas}$  = Viscosidad dinámica del gas evaluada a la temperatura media del fluido y calculada según la ecuación mostrada en la Tabla A.7.

El resultado del número de Reynolds determina que el fluido sigue un régimen en transición (no es laminar ni turbulento). Para cualquier valor del Reynolds el cálculo del coeficiente de convección externo se realiza mediante la ecuación 4.21.

$$h_E = j_H \times \left( \frac{k}{D_{eq}} \right) \times Pr^{1/3} \quad (4.21)$$

Con:

$$j_H = 0,5 \left( 1 + B/D_S \right) (0,08 Re^{0,6821} + 0,7 Re^{0,1772})$$

$k$  = coeficiente de conducción del syngas, obtenido de la ecuación A.6 del anexo A.

$Pr$  = Número de Prandtl del syngas evaluado a la temperatura media.

De lo anterior se obtiene que el coeficiente convectivo exterior es de  $73,65 \text{ W/m}^2\text{°C}$ .

Con los coeficientes convectivos interior y exterior, es posible calcular la temperatura media de la pared. Esto es necesario, ya que se debe aplicar un factor de corrección a los coeficientes convectivos ya calculados, obteniéndose así el valor definitivo de los coeficientes convectivos del sistema, para calcular el valor del coeficiente global de transferencia real y compararlo con el de diseño.

La temperatura media de la pared del tubo ( $T_w$ ) se calcula mediante la ecuación 4.22.

$$T_w = \frac{h_0 t_{prom} + h_E \left( \frac{D_E}{D_0} \right) T_{prom}}{h_0 t_{prom} + h_E \left( \frac{D_E}{D_0} \right)} \quad (4.22)$$

Donde:

$h_0$  = Coeficiente de convección interno,  $W/m^2\text{°C}$ .

$t_{prom}$  = Temperatura media del fluido al interior de los tubos,  $\text{°C}$ .

$h_E$  = Coeficiente de convección externa,  $W/m^2\text{°C}$ .

$D_E$  = Diámetro exterior de los tubos, m.

$D_0$  = Diámetro interior de los tubos, m.

$T_{prom}$  = Temperatura media del fluido en la carcasa,  $\text{°C}$ .

Al reemplazar las variables, se obtiene que la temperatura media de la pared es de  $116,1\text{°C}$ .

El factor de corrección ( $\phi$ ), corresponde al efecto de diferencia de la viscosidad cinemática en la pared del tubo y el valor medio en el fluido. Se calcula mediante la ecuación 4.23.

$$\phi_i = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (4.23)$$

Con:

$\mu_w$  = Viscosidad cinemática del fluido a evaluar a la temperatura de pared  $T_w$ .

Recalculando los coeficientes convectivos internos y externos, se tiene que los valores corregidos son:  $h_E=80,34 W/m^2\text{°C}$  y  $h_0=608,6 W/m^2\text{°C}$ . De donde se calcula el coeficiente global de transferencia ( $U_C$ ) mediante la ecuación 4.24.

$$U_C = \left[ \frac{D_E}{h_0 D_0} + \frac{D_E \ln \left( \frac{D_E}{D_0} \right)}{2k_C} + \frac{1}{h_E} \right]^{-1} \left[ \frac{W}{m^2\text{°C}} \right] \quad (4.24)$$

Donde:

$k_C$  = coeficiente de conducción de la cañería,  $W/m\text{°C}$ .

Con esto se obtiene que el coeficiente de transferencia global es de  $64,12 W/m^2\text{°C}$ . El cual es mayor que al coeficiente requerido entonces se puede continuar con el cálculo, ya que aún falta agregarle el efecto del ensuciamiento. El ensuciamiento a aplicar se obtiene de las condiciones de diseño presentadas al principio de este punto, cuyo valor en el SI es de  $0,00088 m^2\text{°C}/W$  ( $0,005 hft^2\text{°F}/BTU$ ). El cálculo del coeficiente global del enfriador se calcula mediante la ecuación 4.25. Si sigue siendo mayor que el coeficiente de diseño

seleccionado, entonces significa que el intercambiador es térmicamente adecuado para los propósitos requeridos.

$$U_T = \left( \frac{1}{U_C} + R \right)^{-1} \left[ \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right] \quad (4.25)$$

Con:

UC = Coeficiente global de transferencia calculado

R = Ensuciamiento escogido.

Se obtiene que el coeficiente total de transferencia es de 60,96 W/m<sup>2</sup>°C, por lo tanto sigue siendo mayor que el coeficiente global de referencia escogido y por ende el intercambiador cumple con su propósito.

A modo de resumen para el diseño, se tiene la Tabla 4.5.

**Tabla 4.5: Resumen de los cálculos para el diseño del enfriador de gases**

<b>Diámetro Carcasa</b>	4	pulg
<b>Cañería</b>	¼	pulg
<b>N° de Tubos</b>	23	
<b>D<sub>E</sub></b>	13,72	mm
<b>Largo de Tubos</b>	650	mm
<b>Claro entre tubos</b>	3,43	mm
<b>Arreglo</b>	Triangular	

Estos valores son referenciales, ya que corresponden al cálculo y no necesariamente son viables en el diseño.

#### 4.4.3.1 Pérdida de carga en los tubos

La pérdida de carga en los tubos es de importancia para saber los requerimientos de cañerías del sistema, dado que dentro del intercambiador reducen su velocidad. Para ello se utiliza la ecuación 4.26 que se muestra a continuación.

$$\Delta P_T = f \frac{L}{D_0} \frac{\rho V_m^2}{2} [Pa] \quad (4.26)$$

Donde:

f = factor de fricción de la cañería calculado en el punto A.7 del anexo A.

V<sub>m</sub> = Velocidad media del fluido en la cañería, m/s.

ρ = Densidad del fluido a la temperatura media, kg/m<sup>3</sup>.

Evaluando se obtiene una caída de presión de 1,4×10<sup>-5</sup> [Pa], sensiblemente baja.

#### 4.4.3.2 Pérdida de carga en la carcasa

La determinación de pérdida de carga en la carcasa es parte de los elementos que influyen en la determinación del ventilador, el cual es el corazón del sistema ya que realiza la función de movilización del syngas. Se calcula mediante la ecuación 4.27.

$$\Delta P_S = \frac{f G_S^2 (N_B + 1) D_S}{2 \rho D_{eq} \phi} \quad [Pa] \quad (4.27)$$

Con:

f = factor de fricción dentro de la carcasa, se calcula con la ecuación:

$$f = e^{(0,576 - 0,19 \ln(Re_S))}$$

N<sub>B</sub> = Número de Baffles, se calcula mediante la ecuación:

$$N_B = \frac{L}{B} - 1$$

Con B=0,25·D<sub>s</sub>.

El sub índice S representa a la carcasa.

Se obtiene que la pérdida de carga del syngas en el enfriador es de 8,97 kPa, lo que equivale a 0,09 bar, lo cual es un valor elevado en comparación con la pérdida en el gasificador.

#### 4.4.4 Ciclón

Para el diseño del ciclón se seleccionó el modelo Swift de alta eficiencia. Cuyas variables se muestran en la Tabla 4.6 y que se pueden ver en la Figura 4.6.

Tabla 4.6: Valor de las variables que definen a un ciclón Swift de alta eficiencia

<b>Modelo de ciclón: Swift de alta eficiencia</b>		
<b>Altura de la entrada</b>	a/D	0,44
<b>Ancho de la entrada</b>	b/D	0,21
<b>Altura de la salida</b>	S/D	0,5
<b>Diámetro de la salida</b>	De/D	0,4
<b>Altura parte cilíndrica</b>	h/D	1,4
<b>Altura total del ciclón</b>	H/D	3,9
<b>Diametro salida partículas</b>	B/D	0,4
<b>Factor de Configuración (G)</b>	G ó K	698,65
<b>Número cabezas de velocidad</b>	N <sub>H</sub>	9,24
<b>Número de vórtices o giros</b>	N	6

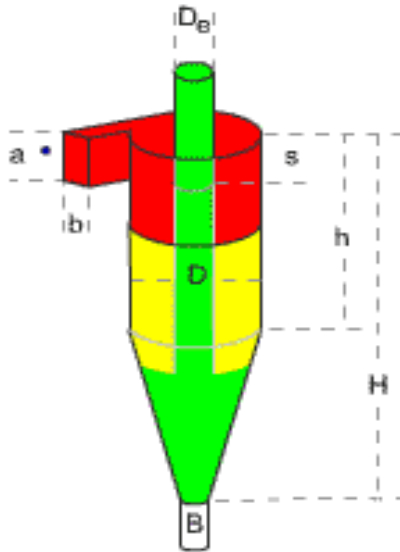


Figura 4.6: Variables para diseño de ciclones

Entonces, para determinar el diámetro del ciclón (D), es necesario determinar el área de entrada al ciclón, la cual a su vez depende del flujo de entrada y de la velocidad del syngas. La literatura recomienda que el syngas tenga una velocidad igual o mayor a 10 m/s, por lo que se elige una velocidad de 15 m/s.

El diámetro del ciclón se calcula según la ecuación 4.28.

$$D = \sqrt{\frac{A_e}{\frac{a}{D_C} \times \frac{b}{D_C}}} \quad [m] \quad (4.28)$$

Donde:

Las relaciones  $a/D$  y  $b/D$ , dependen del modelo y salen de la Tabla 4.6.

$A_e$  = Área de entrada al ciclón, la cual se calcula según la ecuación 4.29.

$$A = \frac{\dot{V}_{Syngas}}{V_e} \quad [m^2] \quad (4.29)$$

Con:

$V_e$  = Velocidad de ingreso del gas al ciclón, m/s.

$\dot{V}_{Syngas}$  = Flujo volumétrico del syngas que entra al ciclón,  $m^3/s$ .

Dentro de las opciones de limpieza existe la posibilidad de limpiar el syngas con un solo ciclón o con dos, la diferencia principal radica en el tamaño de los equipos. Al ser un solo ciclón su tamaño aumenta, a diferencia de que sean dos. Es por eso que se escoge que sean dos ciclones. Dentro de los beneficios no solo está el tamaño, si no que existe la opción de intermitencia en la utilización, ya que puede suceder que el flujo de syngas baje

y requiera de un solo ciclón, lo que facilita la mantención dado se puede hacer en funcionamiento.

Al escogerse dos ciclones idénticos, se tiene que el flujo es de 0,004 m<sup>3</sup>/s a 90°C para cada ciclón, por que las medidas calculadas corresponden a los valores de la Tabla 4.7.

**Tabla 4.7: Medidas calculadas del ciclón**

<b>D</b>	5,32	cm
<b>a</b>	2,3	cm
<b>b</b>	1,1	cm
<b>S</b>	2,7	cm
<b>De</b>	2,1	cm
<b>h</b>	7,4	cm
<b>H</b>	20,8	cm
<b>B</b>	2,1	cm

El material particulado que tiene el syngas está compuesto por cenizas y char que son arrastrados con la corriente del gas, es por eso que el análisis de la eficiencia para la captación de PM10 y PM 2,5 (corresponde al material particulado reglamentado por la ley), se analiza como si fuera ceniza y char de forma separada, ya que el comportamiento de las densidades de dichos productos de la gasificación son muy diferentes.

Una de las variables que define la operación del ciclón, es el diámetro crítico ( $d_c$ ) para el char y las cenizas, el cual se calcula mediante la ecuación 4.30. Este diámetro representa el tamaño mínimo que es capaz de capturar el ciclón.

$$dc_i = \sqrt{\frac{9\mu_{Syngas} \cdot b}{\pi N_e V_e \rho_i}} \times 10^6 \quad [\mu m] \quad (4.30)$$

Donde:

$N_e$  = Número de vórtices, el cual se calcula con la ecuación 4.31.

$$N_e = \frac{1}{b} \times \left( h + \frac{(H-h)}{2} \right) \quad (4.31)$$

Donde b, h y H se obtienen de la Tabla 4.7.

$\rho_i$  = Densidad del char o de las cenizas según sea el caso.

La densidad del char corresponde a 200 kg/m<sup>3</sup> y la densidad de las cenizas es de 2000 kg/m<sup>3</sup>, ambos valores propuestos por Milnes (1988) [3].

Reemplazando, se tiene que el diámetro crítico para el char es de 3,29  $\mu m$  y para la ceniza es de 1,04  $\mu m$ . Esta variable toma importancia en el análisis de la eficiencia de captura para el PM10 y el PM2,5, el que se calcula mediante la ecuación 4.32.



$$\varepsilon = \frac{1}{1 + \left(\frac{dc_i}{PM}\right)^2} \quad (4.32)$$

Con:

PM= tamaño del material particulado que se desea analizar. Los resultados se pueden ver en la Tabla 4.8.

**Tabla 4.8: Eficiencias de captura para diferentes tamaños de material particulado**

	Cenizas	Char
PM 2,5	85,3%	36,6%
PM 10	98,9%	90,2%

Se puede ver que en general el ciclón es altamente eficiente, excepto para el caso del char con un tamaño de 2,5 μm, lo que se espera que sea captado por el filtro.

#### 4.4.5 Filtro

Se recomienda comenzar el cálculo con la selección de la velocidad de filtración ( $V_f$ ), la cual tiene valores estándares según la industria [22].

Existen tres sistemas de limpieza del filtro y cada uno permite un rango de velocidades del fluido a limpiar, por lo que para las condiciones del proyecto y de las mangas escogidas, es posible limpiar de forma efectiva el filtro por medio de sacudido mecánico, el cual a su vez puede ser manual o automático.

Dada la simpleza de operación que se busca en la unidad gasificador-biochar, se recomienda el sistema de limpieza de filtro sacudido, el cual tiene un rango de velocidad entre 1,02 y 3,05 m/s. Dentro de la selección del tipo de industria, la más similar al proyecto corresponde a los quemadores de oxígeno básicos, la cual presenta un rango de velocidades para los filtros sacudidos entre 2,5 y 3 m/s. Por lo tanto se escoge el valor de 2,5 m/s, ya que corresponde a la menor velocidad permitida.

Entonces el área del filtro de tela requerida ( $A_c$ ) se calcula según la ecuación 4.33.

$$A_c = \frac{Q_g}{V_f} \quad (4.33)$$

Donde:

$Q_g$ = Flujo de syngas a una temperatura de 90°C, 28,25 m<sup>3</sup>/s.

$V_f$ = Velocidad de filtración escogida, 2,5 m/s.

El número de mangas determinado se obtiene dividiendo el area de filtro requerido por el área de cada filtro, ésta última corresponde al manto de la forma cilíndrica de las mangas.

Para determinar el área unitaria de cada manga, se elige de manera arbitraria un diámetro de 10 cm y una altura de 25 cm, obteniéndose un total 4 mangas<sup>4</sup>.

Dado que se asume que no existan pérdidas de calor en el ciclón, el tipo de tela necesaria para la temperatura de 90°C corresponde a telas de exigencia moderada, las cuales existen en el mercado, por lo que conseguirlas no debiera presentar una dificultad.

Para analizar el comportamiento del sistema en sus estados críticos, se analizó el resultado obtenido en el análisis de sensibilidad del punto 4.4.1, obteniéndose que para el caso de menor flujo de syngas (con un rendimiento de 40%) se requiere de una manga con las características antes descritas y para el caso de el máximo flujo (rendimiento de 90%), se requieren las mismas cuatro mangas ya dispuestas, por lo tanto el sistema de filtrado funciona para cualquier caso.

#### 4.4.6 Acumulador de biochar y restos

El flujo de biochar y restos se obtiene a partir del porcentaje de biomasa que no es gasificada. Se calcula mediante la ecuación 4.34.

$$\dot{m}_{Char} = (1 - \eta) \cdot \dot{m}_{Biomasa} \quad (4.34)$$

Donde:

$\dot{m}_{Char}$  = Flujo másico de char resultante, kg/h.

$\eta$  = Rendimiento del gasificador

$\dot{m}_{Biomasa}$  = Flujo másico de Biomasa que se gasifica, kg/h.

El resultado obtenido muestra que el flujo de char y restos es de unos 1,14 kg/h, lo que al día corresponde a 14,9 kg.

Para determinar el volumen necesario del colector, se requieren la densidad ponderada del los restos de la gasificación. Como no es posible determinar el porcentaje de char y cenizas que componen los restos, se asume el peor de los casos, donde todo es char (dado que su volumen es el más alto, comparado con las cenizas). Milnes (1988) [3] propone una densidad del char de 200 kg/m<sup>3</sup>. Entonces se tiene un flujo volumétrico de 0,13 m<sup>3</sup> por día (se considera un factor de seguridad de 1,5), lo que se satisface con un acumulador de base rectangular de 60x60 cm<sup>2</sup> con una altura de 40 cm. De esta forma, la descarga se produce de forma diaria. Dada la temperatura de operación que tienen los restos y el char, además del riesgo que presenta realizar la limpieza del depósito de restos cuando el gasificador se encuentra en operación, se recomienda realizar la limpieza al inicio de cada operación.

### 4.5 Diseño de la Red Syngas

Una vez que el syngas sale de la unidad gasificador – biochar, debe acumularse en un tanque de manera que permita elevar la presión del syngas para satisfacer los requerimientos de los equipos de una vivienda y la alimentación del equipo electrógeno que funcionan a base de gas natural y/o licuado, cuya adaptación para funcionar con syngas es más fácil que adaptar generadores que funcionan con combustibles líquidos. El

---

<sup>4</sup> Si el valor sale decimal se aproxima al entero sucesor.

detalle de la cantidad de syngas a acumular se encuentra en el punto 4.5.2 de este capítulo.

Para permitir el movimiento del syngas desde el gasificador y vencer las pérdidas de carga de los equipos perimetrales, se requiere de un equipo de succión. Para elevar la presión del syngas de forma que se acumule en un estanque, es necesario de un compresor. Las condiciones de presiones ya sea a vencer o a elevar no permiten que la succión y la compresión estén erradicadas en el mismo equipo, lo que requiere que sean dos equipos distintos.

El syngas una vez almacenado en el estanque acumulador, debe alimentar indistintivamente a la cocina y al generador, por lo que el nivel de calidad del syngas debe satisfacer ambos fines.

Para la seguridad del sistema y de los habitantes de la casa, se requiere de una antorcha que queme permanentemente el gas no acumulado dado su alto nivel de toxicidad.

El funcionamiento de la cocina se reduce a una serie de quemadores de distinta potencia, los cuales varían principalmente en la apertura del inyector, ya que la relación de aire y syngas para la combustión completa es mayor que la del gas natural y el gas licuado. El análisis de este punto se encuentra desarrollado en el punto 4.9 de este capítulo.

Basu (2010) [9] entrega valores máximos de alquitranes y material particulado para el correcto funcionamiento del motor. La máxima concentración de alquitrán aceptable es de 100 g por cada metro cúbico nominal de syngas y de 30 gr por metro cúbico nominal de syngas para el material particulado.

Para el transporte por cañerías, se requiere que el syngas tenga un máximo de 500 g/Nm<sup>3</sup> de alquitrán, por lo que no presenta problemas en el transporte, dado que se debe cumplir con las exigencias del generador.

#### 4.5.1 Red de Cañerías

En esta sección se analiza el diseño de esta red, sus elementos de seguridad y las pérdidas de carga dentro de la cañería a causa del transporte del syngas, las que se calculan mediante la ecuación 4.35.

$$\Delta P = \frac{L}{D} \frac{\rho V_m^2}{2} [Pa] \quad (4.35)$$

Donde:

L = Largo equivalente total del recorrido de la cañería, m.

D = Diámetro interno de la cañería, m.

$\rho$  = Densidad del syngas, kg/m<sup>3</sup>.

$V_m$  = Velocidad media del fluido, m/s.

En el Decreto Supremo 66 del año 2007 titulado “Reglamento de instalaciones interiores y medidores de gas”, específicamente en la Tabla VIII, se establecen las pérdidas de presión por efecto del transporte por cañerías desde el sistema de acumulación o la red de media presión hasta el equipo de combustión. Para los diferentes gases combustibles

utilizados en el país, en su mayoría, las pérdidas por este concepto se limitan a un máximo de 100 kPa.

Si se toma el caso de una red compuesta de 50 m de cañerías cobre tipo L 1/2", con una velocidad media de 2 m/s, se tiene una pérdida de presión de 9,7 kPa, por lo que cumple con la ley.

Análogamente, si se considera una variación de presión máxima de 100 kPa, se obtiene que el largo equivalente máximo permitido es de 515,5 metros.

Como elemento de seguridad, se exige implementar válvulas de cierre para baja presión operadas por diafragma o eléctricamente, de manera que eviten los vacíos y las reducciones de presión de los aparatos de combustión.

#### 4.5.2 Acumulador de syngas

Para determinar el tamaño, se tiene que el total de syngas producido al día es de unos 276,2 Nm<sup>3</sup>/día, además el generador<sup>5</sup> consume unos 241,1 Nm<sup>3</sup>/día (si funciona la misma cantidad de horas que el gasificador) y la cocina consume unos 28,9 Nm<sup>3</sup>/día (se considera un tiempo de utilización de 5 horas), por lo tanto restaría un flujo diario de unos 8,2 Nm<sup>3</sup>/día.

Como se busca la autonomía de la unidad gasificadora y la facilidad del uso, se requiere calcular el flujo de syngas necesario para calentar el gasificador hasta la temperatura de ignición de la biomasa, que en este caso son los chips de pino. Para ello, es necesario calcular el calor que requiere la biomasa para calentarse desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de ignición mediante la ecuación 4.36.

$$Q = C_{p_{Biomasa}} \times \dot{m}_{Biomasa} \times (T_{Ignición} - T_{Entrada}) \quad (4.36)$$

Donde:

$C_{p_{Biomasa}}$  = Calor específico de la biomasa, kJ/kg°K.

$\dot{m}_{Biomasa}$  = Flujo másico de biomasa, kg/s.

$T_{Ignición}$  = Temperatura de ignición de la biomasa, °K.

$T_{Entrada}$  = Temperatura de entrada de la biomasa al gasificador, °K.

Los bomberos de Navarra, España [28], establecen que la temperatura de ignición del pino es de 225°C y la de auto-inflamación es de 280°C.

La temperatura de entrada de la biomasa se considera como la temperatura ambiente, es decir, 20°C.

El calor específico de la biomasa se calcula mediante la ecuación 4.37, la cual es presentada por Basu (2010) [9].

$$C_{p_{Biomasa}} = M_W C_{p_W} + (1 - M_W) C_{p_\theta} \quad (4.37)$$

Donde:

---

<sup>5</sup> Se considera un generador el modelo UG11P1S de FG Wilson.

$M_w$  = Fracción de humedad en base húmeda.

$C_{p_w}$  = Calor específico del agua, (4,181 kJ/kg°C).

$C_{p_\theta}$  = Calor específico de la madera seca, se calcula mediante la ecuación 4.38.

$$C_{p_\theta} = 0,266 + 0,00116 \cdot \theta \left[ \frac{kJ}{kg^\circ C} \right] \quad (4.38)$$

Con:

$\theta$  = Temperatura de entrada de la madera al gasificador, °C. La cual no puede superar el rango entre 0 y 106°C.

Con lo anterior, se estima que el calor específico de la madera seca es de unos 0,3 kJ/kg°C y para la biomasa (madera seca más humedad permitida) es de unos 0,87 kJ/kg°C.

Entonces el calor requerido para llevar a la madera de pino a su punto de inflamación es de 0,19 kW, lo que lleva a requerir un flujo de syngas de 1,3 m<sup>3</sup>/h. El tiempo requerido para el encendido del gasificador lo darán las pruebas de operación, ya que la cinética de la combustión es muy compleja.

De la experimentación realizada por Fanta 1987 [21] se rescata un tiempo de carga promedio de 2,3 horas. Este tiempo corresponde al tiempo que tarda en calentarse el gasificador hasta una temperatura cercana a los 250°C. Una diferencia importante entre el sistema de calentamiento inicial entre Fanta y este trabajo, es que el primero se realizó con carbón encendido previamente en un brasero, mientras que este trabajo propone realizar el encendido con el mismo syngas producido. En estricto rigor el tiempo de encendido debiera ser inferior, pero será la operación del gasificador – biochar la que determine realmente este valor. Aún así, si el syngas remanente se acumulara completamente, sirve para mantener una llama encendida por 40,7 horas con un flujo de syngas de 1,95 m<sup>3</sup>/h (lo requerido para calentar la biomasa hasta su punto de inflamación), pero el tamaño del acumulador sería enorme.

El acumulador de gas se puede componer de un tanque o varios tanques en serie, los que funcionan como si fueran uno solo. Bajo cualquier escenario, la acumulación del syngas requiere cierta presión, ya que se deben vencer las pérdidas de carga del transporte en cañería y las pérdidas dentro de la cocina.

Por otro lado, la presión final que debe llegar el gas corresponde a la red de baja presión, la cual varía según el poder calorífico del gas. A menor poder calorífico, menor presión, por lo que al extrapolar las presiones para el gas licuado y el gas natural, se obtiene que el syngas requiere de 1,23 kPa.

Entonces para determinar la presión inicial que debe tener el syngas, es decir, la presión del acumulador, basta con sumar la presión final y la caída de presión en la cañería. Para este cálculo se determina un largo equivalente de la red de 50 metros, de donde se obtiene que la presión inicial requerida es de 0,11 bar manométricos. A los que le corresponden una presión absoluta inicial de 1,11 atm.

Se escoge un tiempo de encendido de 25 minutos como máximo, lo que equivale a 0,8 m<sup>3</sup> de gas a presión y temperatura atmosférica. Dado que el gas se encuentra comprimido

dentro del acumulador a una presión absoluta de 1,11 atm., volumétricamente corresponde a 0,37 m<sup>3</sup>. Seleccionando los dos balones de gas licuado más comercializados en Chile, el de 15 kg y el de 45 kg, donde sus dimensiones y capacidades se muestran en la Tabla 4.9, se tiene que se requieren de 3 balones de 45 kg y 10 balones de 15 kg.

**Tabla 4.9: Medidas y Capacidades de Bolones de GLP más vendidos en Chile**

Capacidad [kg]	Volumen [l]	Volumen [m3]	Diam Ext [mm]	Altura [mm]
45	108	0,108	380	1200
15	36	0,036	380	580

Como sistema de seguridad, cada balón debe tener una válvula antiretorno.

### 4.5.3 Turbo Extractor

Un ítem importante en el desarrollo del sistema completo corresponde al turbo extractor, el cual es el corazón de la red de syngas ya que permite el movimiento del gas desde el gasificador hasta el equipo de utilización.

Para determinar la potencia requerida, es necesario estimar las pérdidas de carga de todo el sistema. Dado que ya se determinaron las pérdidas individuales, basta con sumar dichas pérdidas para tener el total.

A modo de resumen esquemático, se tiene la Figura 4.7, donde se muestran las pérdidas por equipo. No se consideran las pérdidas por los tramos entre equipos, dado a que su largo equivalente no supera los 50 cm.

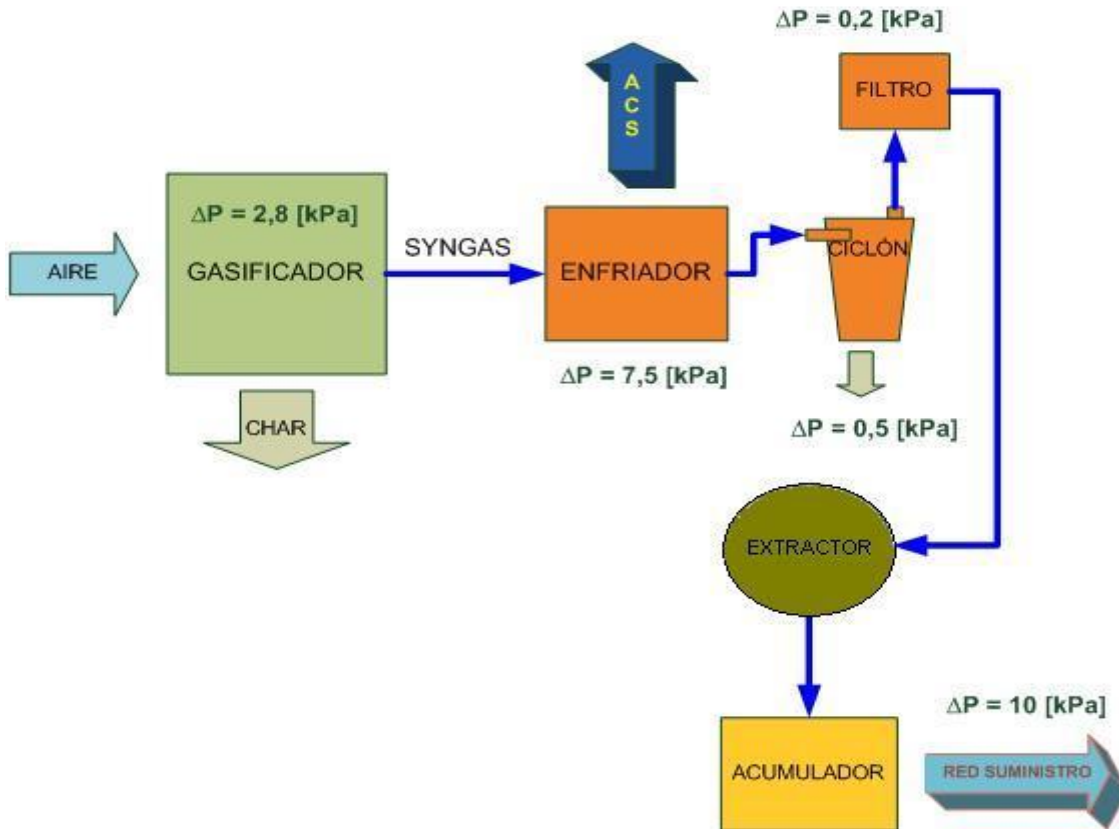


Figura 4.7: Pérdidas de carga de todo el sistema

La distribución total de las pérdidas de carga, su porcentaje de influencia en el sistema y el total de la pérdida de carga antes del ventilador se ve en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10: Distribuciones de las pérdidas de carga del sistema gasificador – biochar propuesto

	Equipo	$\Delta P$ [kPa]	$\Delta P$ [atm]	% de Influencia
Presión de succión	Gasificador	2,82	0,028	14%
	Intercambiador	5,34	0,053	27%
	Ciclón	0,50	0,005	2%
	Filtro	0,18	0,002	1%
	<b>Total Succión</b>	<b>7,65</b>	<b>0,076</b>	
	<b>Presión a elevar</b>	<b>11,24</b>	<b>0,11</b>	56%
	<b>TOTAL</b>	<b>20,09</b>	<b>0,201</b>	<b>100%</b>

Cabe destacar que el ventilador se encuentra al final de la unidad gasificadora, por lo que las pérdidas de presión que debe vencer son muy elevadas para el caudal de syngas producido, es por eso que se consideran dos equipos, uno de vaciado o succión y otro de compresión.

El modelo que más se adecua para las prestaciones de vaciado corresponde al ventilador centrífugo ATC MST5, vendido por la empresa Air Trade Center<sup>6</sup>.

La compresión del gas es necesaria para inyectarla a la presión que requiere la red de cañerías syngas.

#### 4.5.4 Acumulador de Agua

El diseño del acumulador de agua caliente parte determinando los consumos de la vivienda escogida.

De las fuentes consultadas [34] y [35], se obtiene la Tabla 4.11, donde se observan los consumos diarios que agua caliente en una vivienda.

Tabla 4.11: Consumos residenciales de agua caliente

Ítem	Cantidad consumida [lt]
Ducha	150*
Lavadora	200
Lavar la Loza	10*
Lavarse las manos	1,5*
Cocinar	1*

\*Valores por persona

En general, el flujo de agua de una ducha es de 15 l/min y el de lavar la loza es de 2 l/min.

Para evitar faltas de caudal de agua, se considera un factor de seguridad de 1,2, lo que entrega un caudal necesario de 20,4 l/min en horario pick, es decir, cuando se duchan los 4 miembros de la familia de forma seguida y se lava la loza una vez.

Para ejemplificar el itinerario de utilización del agua caliente en horario pick, se determina que los 4 miembros de la familia se duchan 15 minutos. Los tiempos de espera entre duchas, se toman de forma arbitraria. De donde se obtiene la siguiente secuencia de sucesos:

1. Tiempo de acumulación de Agua Caliente.
2. Ducha 1 de 10 minutos.
3. Tiempo entre duchas 15 min.
4. Ducha 2 de 10 min.
5. Tiempo entre duchas de 15 min.
6. Ducha 3 de 10 min.
7. Lavado de Platos
8. Ducha 4 de 10 min.

Por lo tanto, para cumplir con el itinerario propuesto, se requiere de un tiempo de acumulación previo a la utilización del agua caliente de 51 minutos. Para evitar este

---

<sup>6</sup> <http://www.airtradecentre.com>



tiempo se recomienda disminuir el tiempo de las duchas y espaciarlas más entre si. De solo necesitar agua para 1 sola ducha, se necesita acumular agua por 32 minutos previo a la ducha.

El resumen del ejercicio anterior se observa en la siguiente tabla:

	Acumulado	Ingreso	Consumo
<b>Tiempo mínimo que acumular en la mañana</b>	51 min	241,55 l	
<b>En 10 min de ducha</b>	241,55 l	47,36 l	150 l
<b>Tiempo entre duchas 20 min</b>	138,92 l	71,05 l	
<b>En 10 min de ducha</b>	209,96 l	47,36 l	150 l
<b>Tiempo entre duchas 20 min</b>	107,33 l	71,05 l	
<b>En 10 min de ducha</b>	178,37 l	47,36 l	150 l
<b>Lavado de platos</b>	75,74 l	71,05 l	40 l
<b>En 10 min de ducha</b>	106,78 l	47,36 l	150 l
<b>Acumulado Restante del consumo pick</b>	4,15 l		

El máximo a acumular se obtiene en el primer período de operación, con un total de 241,55 lts, por lo que un acumulador de 250 litros satisface las condiciones de operación. En el anexo C se agrega un catálogo de este acumulador.

La ley 2485 Of.2000 [36] establece que el agua debe ser entregada con una presión de 14 mca y la velocidad dentro de las cañerías residenciales no debe ser mayor a 2 m/s. Al calcular las pérdidas de carga dentro del circuito de agua caliente partiendo desde el acumulador y terminando en la ducha o el lavadero, se tiene que es necesaria una cañería de ¾ de cobre tipo K, con una velocidad del agua de 1,21 m/s. Dado que el proyecto es de elección arbitraria, se selecciona un largo equivalente de cañería de 70 metros, lo que da una pérdida de carga de 0,05 Pa, lo cual es bastante bajo.

Para determinar la altura que debe tener el estanque de manera que se evite la utilización de una bomba impulsora, se utiliza la ecuación 4.39.

$$z_1 \rho g + \frac{v_1^2}{2} + P_1 + \Delta P = z_2 \rho g + \frac{v_2^2}{2} + P_2 \quad (4.39)$$

Donde:

Z<sub>1</sub>= Altura del estanque

V<sub>1</sub> = Velocidad del agua dentro del estanque, se asume que el agua está quieta dentro del estanque.

V<sub>2</sub>= Velocidad que se mueve el fluido dentro de la cañería.

Z<sub>2</sub>= Altura del punto final, se estima en 0, dado que su valor no aumenta en proporción la altura final del acumulador.

P<sub>1</sub>= Presión del acumulador, se considera presión atmosférica.

$P_2$ = Presión final requerida, 14 mca.

Al reemplazar los valores en la ecuación, se tiene que la altura requerida ( $Z_1$ ) debe ser de 3,7 metros. Para cumplir con dicha altura, el estanque puede ir sobre el techo o sobre una torre, dependiendo de la disponibilidad que tenga cada vivienda.

#### 4.5.5 Antorcha

Dentro de la red de syngas definida, es necesario agregar una antorcha como medida de seguridad. Este aparato permite quemar el syngas que no se está utilizando, de forma que se evite una sobrepresión del sistema y no se escapen gases explosivos.

La antorcha se compone de un quemador y un sistema de resguardo de la lluvia y el viento. El quemador se selecciona a partir del flujo de syngas y la presión de suministro.

La potencia a quemar se obtiene mediante la ecuación 4.40.

$$P_{Antorcha} = PC \cdot \dot{m}_{Syngas} \left[ \frac{kcal}{h} \right] \quad (4.40)$$

Con:

PC = Poder calorífico, kcal/m<sup>3</sup>.

$\dot{m}_{Syngas}$  = Flujo del syngas, m<sup>3</sup>/h.

Evaluando, se obtiene que la potencia a quemar por la antorcha debe ser de unos 39.092,7 kcal/h. Por otro lado la presión a la cual se encuentra el syngas viene siendo la misma que la presión de diseño con que se acumula, lo cual corresponde a 950,1 mmca. El flujo de syngas se considera a una temperatura de 90°C, aunque a esta altura debiera estar cercano a la temperatura ambiente, pero para evitar la subestimación de la caída de presión se considera a dicha temperatura.

Con todo lo anterior se obtiene que el quemador venturi atmosférico modelo EQA 77 cumple con la potencia y la presión. Su catálogo se encuentra en el Anexo C.

El diseño de la carcasa protectora del quemador contempla el ingreso de aire y la protección de la llama del viento y la lluvia. Dada la alta temperatura que se produce en la llama, se recomienda utilizar acero inoxidable refractario 309 o 310.

El caso crítico de la antorcha se da cuando todo el syngas producido es quemado, lo cual corresponde a un flujo de syngas de 28,25m<sup>3</sup>/h. La cantidad de aire para combustionar todo ese syngas se obtiene de la ecuación 4.40, de donde se obtiene que el aire requerido para la combustión es de 107,63 m<sup>3</sup>/h. La carcasa exterior se considera una cañería de forma que se estandarice su construcción, considerando una cañería de 8" sch 40, la cual permite un diseño armónico y de fácil construcción.

#### 4.6 Manejo de la biomasa

En un principio es importante determinar en forma certera la composición de la biomasa, de esta forma se afinan los cálculos. Para eso, se debe seguir el procedimiento indicado por la ASTM (American Society for Testing Materials) para cada componente. Existen dos formas de análisis, uno es una aproximación, la cual es sencilla y de bajo costo en

comparación con el análisis final. Éste último muestra con certeza todos los componentes químicos de la biomasa, como el carbón, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno, humedad y ceniza. En la Tabla 4.12, se especifica el análisis aproximado de los constituyentes principales como es la humedad, el material volátil, la cantidad de cenizas y el carbón fijo de la biomasa.

**Tabla 4.12: Método de análisis según ASTM**

Componente de la Biomasa	Método Aproximado
Material Volátil (MV)	ASTM E-872
Ceniza (Ce)	ASTM D-1102
Humedad (H)	ASTM E-871
Carbono Fijo (CF)	$CF = 1 - MV - Ce - H$

Fuente: Traducción del punto 2.6.2 de [9]

La biomasa que ingresa al gasificador debe cumplir con dos condiciones principales: la humedad no debe ser superior al 20% y el tamaño de la madera debe ser uniforme y de tamaño reducido, en el mejor de los casos transformar los restos en pellets. Un tamaño idóneo viene siendo astillas o bloques de unos 4 cm<sup>3</sup>.

Para cumplir con el tamaño requerido, se buscó en el mercado astilladoras. Se encontró que existe una gran variedad de máquinas, las cuales funcionan mediante la trituración y/o fragmentación por efecto de la rotación de ejes acuchillados. Algunos modelos permiten el manejo del tamaño de astilla resultante, otros son especiales para madera húmeda y otros para grandes tamaños de tronco. Dentro de los modelos pequeños, se encontró la Astilladora Chips 35 eléctrico<sup>7</sup>, con una potencia de motor de 2 HP y un diámetro máximo de entrada de 3,5 cm.

El sistema de secado puede ser de varias formas, pero se considera como un anexo de la unidad, al igual que la astilladora. Se recomienda un secador de aire caliente, con sensores de control de humedad en la salida del vapor. Para asegurar la humedad de la biomasa, el flujo de vapor y de la biomasa debe ser co-corriente. Basu (2010) [9] establece que la temperatura del gas caliente utilizado es un parámetro de diseño crítico, ya que si es muy caliente puede producir elementos volátiles en la superficie de la biomasa, los cuales son peligrosos dada su alta inflamabilidad. También se recomienda tener un 10% máximo de oxígeno en el secador, para evitar una posible explosión. En la industria, es aceptable secar la biomasa con un gas caliente que va entre los 50 y 60°C, de esta forma se reducen los riesgos.

De los cálculos de diseño, se requieren 3,81 kg de chips de pino al día, lo que significa un consumo de 1.485 kg al mes. Traducidos a volumen, se requieren 4,2 m<sup>3</sup> de chips al mes. Dado el volumen, no se recomienda hacer del contenedor acumulador de biomasa un secador.

Se desprecia el hecho que existan agentes extraños dentro de la alimentación al gasificador, ya que la instalación de un sistema de limpieza de la biomasa de elementos extraños como el vidrio o metales, encarece la operación de forma significativa y pierde sentido ante el bajo flujo del sistema, en comparación con las centrales de biomasa.

<sup>7</sup> <http://www.emaresa.cl/forestal/chips35/chips35electr.htm>

## 4.7 Manejo de residuos y biochar

Dentro del sistema de gasificador-biochar, existen dos puntos de acumulación de biochar y cenizas, uno es en el fondo del gasificador y corresponden a partículas que no pudieron ser arrastradas por el syngas, ya sea por su gran tamaño o por la saturación de partículas en el syngas, y el otro es la salida del ciclón, el cual tiene como fin limpiar el syngas del material particulado. Para la extracción de biochar y cenizas del gasificador se utiliza una válvula rotatoria de igual características que la de alimentación de la biomasa al gasificador. Del ciclón, el biochar cae directamente al mismo acumulador por medio de un ducto aprovechando la gravedad y la velocidad de las partículas.

La limpieza del acumulador de biochar debe realizarse cuando la unidad no esté funcionando y su diseño hace coincidir la carga del alimentador con la descarga del acumulador de biochar. Además, es recomendable realizar la descarga del acumulador de biochar al inicio de cada ciclo de funcionamiento, así los restos estarán completamente fríos. Los detalles de este acumulador de biochar se encuentran en el punto 4.4.6 del presente capítulo.

Para comprobar la efectividad del gasificador, se requiere analizar el porcentaje de carbono que contiene el biochar. Para ello, se analizan los elementos volátiles, las cenizas y el carbono fijo que contiene, de esto se obtiene el porcentaje de carbono capturado en el biochar y la efectividad del método. El análisis se puede dar de igual forma como se trabaja el carbón, por lo que sus métodos de análisis aproximado se observa en la Tabla 4.13.

**Tabla 4.13: Métodos de análisis del Biochar**

Componente del Biochar	Método Aproximado
Material Volátil (MV)	ASTM D-3175-07
Ceniza (Ce)	ASTM D-3174
Humedad (H)	No Aplica
Carbono Fijo (CF)	$CF = 1 - MV - Ce$

Fuente: Basu (2010) [9]

En la operación del prototipo es necesario realizar este análisis en paralelo a cada régimen de operación de prueba, de esta manera es posible encontrar la mejor combinación entre el porcentaje de captura de carbono en el char y poder calorífico del syngas. Una vez establecido el régimen óptimo para el gasificador diseñado, la composición de ese biochar producido sirve de modelo para evaluar el correcto funcionamiento de la versión comercial del prototipo.

## 4.8 Preparación /acondicionamiento del gas y control de emisiones

El syngas tiene una densidad relativa de 0,97 y un poder calorífico de 7,33 MJ/m<sup>3</sup>, por lo que según el D.S. 66 podría ser considerado como gas de ciudad dado que su poder calorífico es menor que 30 MJ/m<sup>3</sup>, pero su densidad relativa es mayor que 0,8, por lo que no puede acceder a esta definición. Por lo tanto, según la normativa chilena no tiene clasificación.

Como norma de seguridad, todo gas de cañería se debe odorizar de tal forma que cumpla con el ensayo especificado en la norma chilena 2394 Of. 99. La especificación es la ASTM D 6273 - 1998. Dentro de los siete componentes más usados para odorizar, una de las mezclas más comunes es 75-80% de TBM (Ter-butil Mercaptano) con 20-25% DMS (Dimetil Sulfuro). Las características que se deben considerar para seleccionar una mezcla son: La presión de vapor, olor inherente del gas, penetrabilidad en el suelo y resistencia a la oxidación. Existen dos sistemas de odorización, uno es por inyección y otro por absorción (difusión). Dado que es un requerimiento legal para ser comercializado, se considera que es un elemento auxiliar con un mercado existente en Chile, por lo que no presenta problema obtenerlo. Pero es necesario implementarlo en el sistema de distribución de gas. Perfectamente puede ir a continuación del estanque acumulador y dado que utiliza un sistema de arrastre del odorizante, no existen problemas de pérdidas de presión.

El diseño de la unidad gasificadora contempla un syngas libre de alquitranes y en regla con la normativa chilena. Es por eso, que el material particulado debe cumplir con las exigencias del Decreto 4 del Ministerio de Salud<sup>8</sup>, en el cual se establece que la cantidad de material particulado que sale de los gases de escape del generador o de la cocina, debe procurar mantenerse bajo un nivel de 5,18 g/día, lo que corresponde a 1,89 kg/año.

#### 4.9 Acondicionamiento de los aparatos para Syngas

Dentro de una vivienda, los aparatos que utilizan syngas son: cocina, calefón, el sistema de calefacción y el generador. En el diseño se deja fuera el sistema de calefacción dado que se va a obtener por medio de la cogeneración del enfriamiento del syngas y del generador.

En general, las cocinas se componen de 4 quemadores y un horno. La geometría de los quemadores varía según la potencia entregada. En general hay un quemador de alta potencia, dos de media y uno de baja (también se le denomina auxiliar). La potencia de los quemadores existentes en el mercado va de 0,9 a 3 kW, por lo que en una primera instancia, se escoge una potencia de diseño de 10 kW de potencia total de una cocina (las potencias de las cocinas del mercado chileno van entre 9 y 11 kW<sup>9</sup>).

Para determinar el flujo de syngas requerido ( $\dot{m}_{syngas}$ ), se utiliza la ecuación 4.41.

$$\dot{m}_{syngas} = \frac{\dot{Q}}{PC \times \eta_{cocina}} \quad \left[ \frac{Kg}{h} \right] \quad (4.41)$$

Donde:

$\dot{Q}$  = Potencia total requerida, kW.

PC = Poder calorífico del syngas, kWh/kg.

$\eta_{cocina}$  = Rendimiento de la cocina, un valor típico es 85%<sup>10</sup>.

---

<sup>8</sup> <http://www.leychile.cl/Navegar?idNorma=7303>

<sup>9</sup> Según D.S. 66

<sup>10</sup> Según D.S. 66, tabla XXXVIII.

Calculando, se obtiene que es necesario 6,7 kg/h de syngas, lo que equivale a un flujo volumétrico de 0,0016 m<sup>3</sup>/s.

Para producir la combustión completa del syngas se requiere una relación de aire combustible estequiométrica, calculada en el punto A.8 del Anexo A, de donde se obtienen 2 valores: 3,81 si se considera que el oxígeno del syngas participa en la combustión y de 3,67 si el O<sub>2</sub> no participa. De lo anterior, se obtiene un flujo másico de aire de 26,4 kg/h o volumétricamente hablando, 0,0061 m<sup>3</sup>/s, si se considera que el oxígeno aporta a la combustión.

El funcionamiento de los quemadores de cocina más comunes del mercado son de dos formas las cuales se observan en la Figura 4.8. El modelo a, tiene un mezclador contenedor, es decir, la mezcla de ambos gases se produce en un espacio cerrado y por efecto de la presión del gas de entrada. A medida que se disminuye la presión del gas combustible, se aumenta la cantidad de aire primario de combustión. Esta mezcla se produce en el contenedor y luego sale por las perforaciones de la corona. El modelo b produce la mezcla por el principio de un venturi, donde el aire es arrastrado dentro de la corona difusora por el gas combustible. En ambos casos, la velocidad y presión del gas arrastra al aire hacia el interior del quemador.

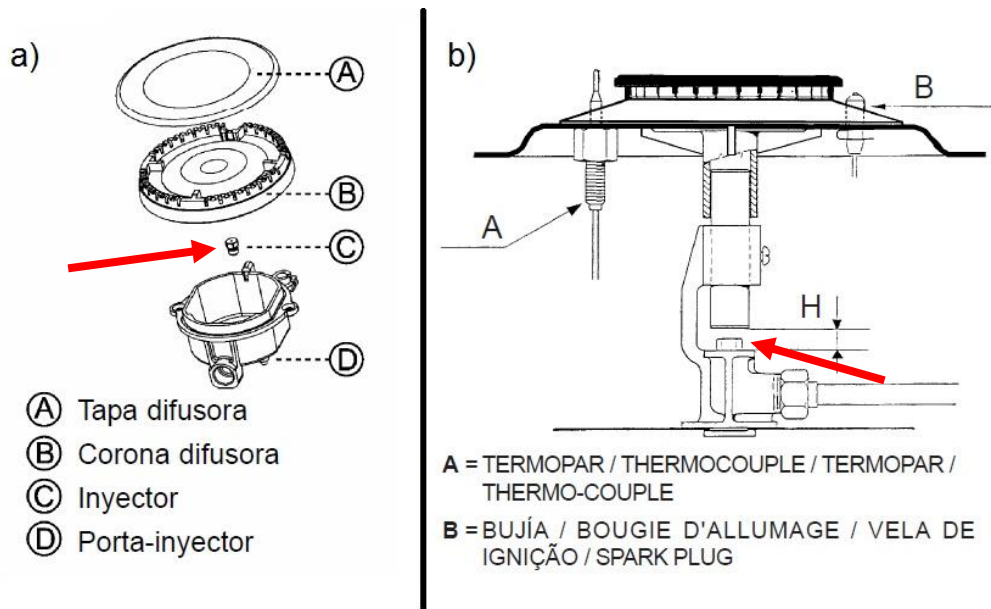


Figura 4.8: Quemadores de cocina: a) Con mezclador contenedor, b) Mezclador atmosférico

En la misma Figura 4.8, las flechas rojas muestran el posicionamiento de los inyectores, lo cuales son los elementos que deben ser modificados. Un ejemplo de inyectores se pueden observar en la Figura 4.9, los que corresponden a modelos diferentes de cocinas Fensa. El diámetro de entrada del inyector varía según el tipo de gas. Para gas natural se tiene una entrada de 1,375 mm (modelo 1) y de 0,825 mm (modelo 2). Para el gas licuado se tiene una entrada de 0,95 mm (modelo 1) y 0,5 mm (modelo 2).

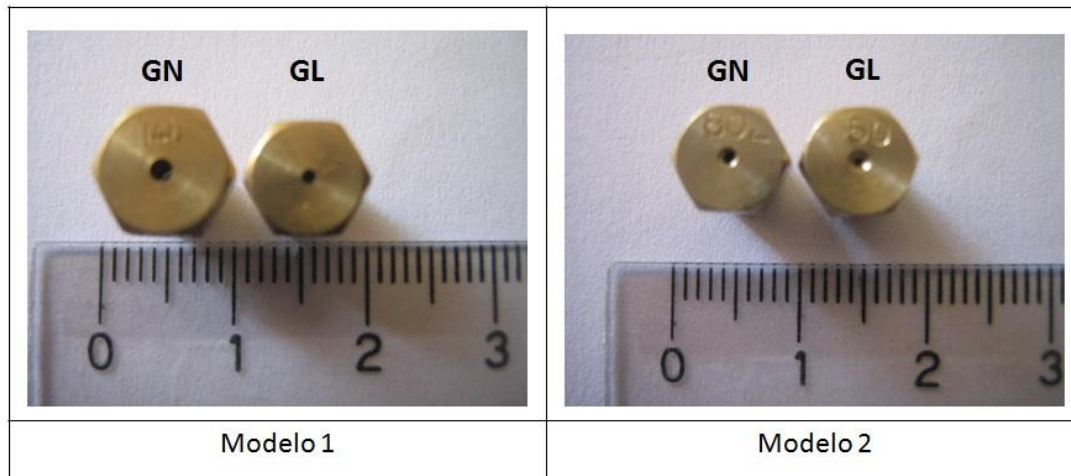


Figura 4.9: Inyectores de dos modelos de cocinas Fensa. GN=Gas Natural; GL=Gas Licuado

El diámetro del inyector para syngas se determina mediante la ecuación 4.42.

$$A = 69,5 \frac{C}{K} \sqrt{\frac{S}{h}} \quad [mm^2] \quad (4.42)$$

Con:

C = Consumo de gas del quemador, m<sup>3</sup>/h.

K = Coeficiente de descarga del inyector, en este caso se escoge un inyector del tipo 1 cuyo coeficiente es de 0,84.

S = Densidad relativa del syngas.

h = Presión de trabajo del syngas, mmca.

La normativa chilena establece que la presión final del gas natural en el equipo debe ser de 1,8 kPa, que corresponde a 183,55 mmca. A medida que baja el poder calorífico del gas, la presión de operación del equipo disminuye. Para el caso del gas licuado, se tiene que la presión final debe ser de 2,70 kPa (270 mmca). Dado que no se tiene la presión específica, se asume una linealidad en los valores, por lo que al extrapolar<sup>11</sup>, se tiene que la presión requerida para el syngas es de 1,23 kPa, lo que equivale a 125,43 mmca.

El consumo de cada quemador se determina mediante la elección de una cocina típica. En este caso, se elige una cocina convectiva modelo primma pro marca Trotter, cuyas características técnicas se ven en la Tabla 4.14.

<sup>11</sup> Se considera que el gas natural tiene un poder calorífico de 9.500 kcal/h y el gas licuado de 22.400 kcal/h

Tabla 4.14: Especificaciones de la cocina Trotter seleccionada

	Potencia máxima [kW]	Potencia máxima [kcal/h]	ϕ Inyectores GN [mm]
Quemador grande	2,25	1935	1,25
Quemador mediano	1,90	1634	1,00
Quemador chico	0,95	817	0,66
Quemador horno/parrilla	4,20	3611	1,50

El consumo individual de cada quemador se obtiene con la ecuación 4.41.

$$\dot{m}_{\text{Quemador}} = \frac{P}{PC_{\text{Syngas}}} \quad (4.43)$$

Con:

P = Potencia de cada quemador, kcal/h.

Los resultados de las ecuaciones 4.38 y 4.39 se observan en la Tabla 4.15.

Tabla 4.15: Consumo de cada quemador y el diámetro de su inyector

	Consumo de Syngas [m <sup>3</sup> /h]	Diámetro Inyector [mm]
Quemador grande	1,40	3,40
Quemador mediano	1,18	3,12
Quemador chico	0,59	2,20
Quemador horno/parrilla	2,61	4,64

El syngas tiene un menor poder calorífico que el gas licuado o el gas natural, por lo que es necesario determinar su comportamiento con respecto a los gases combustibles ya mencionados. Es por esa razón que se define la relación de volumen entre el gas natural y el syngas la cual se obtiene a partir de la comparación de sus poderes caloríficos tal como se observa en la ecuación 4.42.

$$RV = \frac{PC_G}{PC_{\text{Syngas}}} \quad (4.44)$$

Con:

PC<sub>G</sub>= Poder calorífico del Gas Natural o Gas Licuado, kcal/m<sup>3</sup>.

PC<sub>Syngas</sub>= Poder calorífico del Syngas, kcal/m<sup>3</sup>.

Al determinar la relación volumétrica se observa que el volumen de syngas es 16 veces mayor que el gas licuado o. 6,9 veces mayor que el gas natural.

Entonces, el diámetro medio de la perforación para el syngas es la multiplicación entre la relación de volumen y el diámetro promedio de la perforación. El diámetro promedio es de 1,1 mm y la relación de volumen entre el gas natural y el syngas es de 5,395, para lo cual



corresponde un valor de 5,935 mm. Al aplicarse a los inyectores de la Figura 4.9, es posible percatarse que no es viable realizar esta transformación, ya que el diámetro interno de los inyectores es de 3,9 mm, por lo tanto, para ese modelo de inyector se tendría que diseñar un inyector que cumpla con lo requerido.

Todos los modelos de inyectores varían, por lo que la adaptación depende de cada modelo de cocina.

Con respecto a la cantidad de aire requerido para la combustión del syngas se regula mediante el aumento de la velocidad del syngas dentro de la cañería, por lo que al aumentar la velocidad aumenta el caudal de aire. Dado este aumento de volúmenes, es muy probable que se requiera modificar o aumentar las perforaciones de la corona difusora. El valor específico lo dará la operación de la cocina, pero es regulable, ya que se puede variar el diámetro del inyector y la velocidad de inyección. Para saber cual es el error, existen dos síntomas de falla, el primero es el despegue de la llama de los orificios de la corona, los cuales se regulan disminuyendo la velocidad de inyección, y el otro es el color de la llama, que en el caso del gas natural, la llama roja significa que se está produciendo una mala combustión. Por lo que nuevamente es la operación de los aparatos quien determina la mejor combinación.

### **4.10 Escalamiento del proyecto para otras aplicaciones**

La producción de syngas va directamente ligada con el tamaño del gasificador, por lo que la escalabilidad del proyecto es válida siempre que se siga la recomendación de Milnes (1988) [3], el que recomienda que el tamaño máximo de garganta para el lecho del gasificador no supere los 1,5 m, ya que la velocidad y tamaño que debieran tener los inyectores hacen muy inestable la combustión, pudiendo producirse zonas de mayor presión que otras.

El syngas que surge del gasificador únicamente permite que sea utilizado sin problema en calderas o en combustión directa, ya que los quemadores no presentan problemas con el contenido de alquitrán, por lo que el gasificador podría desprenderse del sistema de limpieza y unirse a una caldera para generar calor.

Como parte de los nuevos productos desarrollados en la industria se tiene una turbina eólica mixta que funciona con viento y gas natural o syngas. El modelo SmartGen<sup>12</sup> de Hybrid Turbines Inc., la cual genera potencias desde 3 kW hasta los kW. Por lo tanto en un futuro no muy lejano, se puede implementar un sistema dual de generación termoeléctrica.

Por otro lado, ingresar el syngas directamente en una micro-turbina se creía poco viable, pero Capston ha desarrollado una línea de micro-turbinas a base de biogas<sup>13</sup>, capaz de tolerar altos niveles de ácido sulfúrico. El biogás depende de la fuente que lo genera, existen varias alternativas de equipos. Las potencias van desde 30kW hasta 1000 kW. Lo bueno de las micro-turbinas, es que permiten sistemas de generación de todos los tamaños, ya que se pueden disponer en serie y en paralelo, de manera que se acomodan a los requerimientos del proyecto, permitiendo un alto nivel de escalabilidad.

---

<sup>12</sup> <http://hybridturbines.com/id11.html>

<sup>13</sup> [www.capstoneturbine.com/\\_docs/datasheets/CR1000%20Renewable\\_331057C\\_lowres.pdf](http://www.capstoneturbine.com/_docs/datasheets/CR1000%20Renewable_331057C_lowres.pdf)

Otro sistema de generación de energía con micro-turbinas lo está desarrollando la empresa Xcel Energy<sup>14</sup>, en la cual el syngas no ingresa a la turbina, si no que se emplea para calentar aire comprimido. Un esquema de ello se ve en la Figura 4.10, donde se observa que mediante intercambiadores de alta temperatura se produce el calentamiento del aire. Las pruebas se están realizando en una micro-turbina de 30 kW y por el momento el mayor desafío es el diseño del intercambiador, ya que debe elevar, a altas temperaturas, grandes flujos de aire a alta presión, la diferencia de temperatura va desde la temperatura ambiente hasta unos 1000°C aproximadamente.

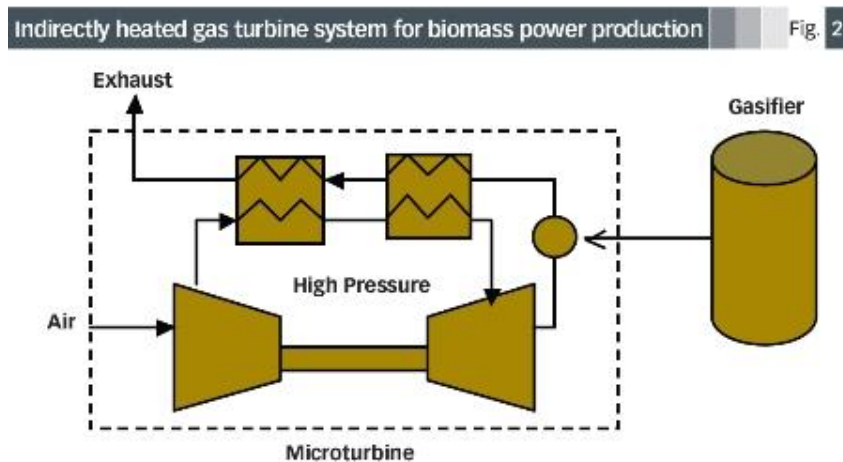


Figura 4.10: Esquema de utilización de syngas en micro-turbinas

La unidad gasificadora desarrollada en este trabajo, permite trabajar en paralelo con otras unidades gasificadoras, de manera que su escalabilidad sea viable y no de una complejidad desbordante. Pese a que cada proyecto tiene sus consideraciones, el desarrollo de la unidad permite una producción de syngas continua y en grandes cantidades.

En fin, las modernas aplicaciones de biogás y de los gasificadores permiten inferir que, en la medida que la tecnología gasificación – biochar se desarrolle va a ser posible desarrollar modernas e innovadoras aplicaciones de syngas en producción de energía.

<sup>14</sup> <http://www.renewableenergyworld.com/rea/news/article/2010/08/biomass-in-microturbines>

## **5 Evaluación técnico económica del proyecto**

Según el desarrollo propuesto, la tecnología gasificador-biochar es técnicamente viable, enfocada a resolver problemas energéticos de familias que habitan en sectores rurales. No solo representa una solución a la falta de servicios básicos, si no que constituye una alternativa de fuente energética.

El modelo de evaluación que se presenta a continuación corresponde a un ejercicio de análisis de rentabilidad de una supuesta fase productiva.

El modelo considera herramientas de análisis de rentabilidad de proyectos de eficiencia energética, energías renovables no convencionales y técnicas estándar de evaluación de proyectos.

En esta sección se efectúan evaluaciones económicas, a nivel de perfil, para visualizar los beneficios económicos (cliente - productor) y la rentabilidad del proyecto en varios escenarios técnico – económicos típicos.

El modelo de negocio considera una armaduría de unidades gasificadoras, donde todas las partes y piezas se manejan mediante subcontratación de trabajo vendido. La producción de la unidad de negocio se fija en 500 unidades por año, correspondiente a un 0,09% del mercado potencial, según la CNE.

### **5.1 Supuestos Utilizados**

#### **5.1.1 Escenario de la Evaluación**

Según el estándar de evaluación, se consideran los flujos económicos de 10 años de funcionamiento, siendo el año 0 el inicio del proyecto con las inversiones necesarias para llevar a cabo el negocio.

El precio de venta de la unidad gasificadora se estima considerando la recuperación de la inversión en función de los ahorros energéticos generados por la utilización del equipo para una vivienda típica de 4-5 habitantes y de unos 100-120 m<sup>2</sup> de superficie.

El período de evaluación depende desde el punto de vista que se analiza. Para el caso del usuario se consideran 5 años, ya que se espera que ese sea la vida útil del equipo, aunque se tiene como referencia que la depreciación estipulado por el SII para maquinaria de generación de electricidad es de unos 10 años.

El modelo explora mecanismos de financiamiento para el usuario y el productor, contribuyendo así a mantener el modelo de negocio del emprendimiento, para el caso del proveedor contempla el financiamiento de la inversión, mientras que para el usuario, la cuota del financiamiento pretende simular el pago mensual de los consumos de electricidad y gas combustible.

## 5.2 Tarificación de los productos y servicios

La tarificación o precio de venta de la unidad gasificadora debe representar una conveniencia real al consumidor, por lo que su valor se calcula en función del ahorro potencial que tiene el cliente en el período de evaluación.

Para un consumidor típico una inversión se considera atractiva cuando presenta retornos al tercer año como máximo. Es por eso que se evalúan los consumos de una casa residencial en un período de tres años. En la Tabla 5.1 se aprecia el consumo eléctrico, térmico y de gas de una vivienda según el caso escogido en el diseño, el cual corresponde al ahorro potencial que produce el gasificador.

Tabla 5.1: Evaluación del consumo anual de una vivienda

Servicio	Consumo Mensual [kWh/mes]	Precio Normal [\$ /kWh]	Precio Adicional [\$ /kWh]	Precio Mensual en Verano [\$]	Precio Mensual en Invierno [\$]	Total Anual [\$]	Total Mensual Promedio [\$]
Electricidad	300	86,8462	115,905	26.054	27.507	321.364	26.780
Gas	776,04	34,0595		26.432	26.432	317.178	26.432
Calefacción	1480,5	34,0595		-	50.425	302.551	25.213
<b>TOTALES</b>						<b>941.093</b>	<b>78.425</b>

El cobro de la energía eléctrica se divide en verano e invierno (6 meses cada período), porque para el período de invierno existe un máximo de 250 kWh/mes con tarifa plana y el resto se considera tarifa adicional.

El consumo de calefacción se considera solo para invierno.

Dado el consumo anual calculado en la Tabla 5.1, se tiene que el consumo para 3 años es de unos \$2.823.279. Por lo que el precio de venta del equipo podría estar en el entorno de unos \$2.800.000. El precio de venta estimado se escoge de unos \$3.000.000.

Por otro lado, el servicio de post-venta de mantención considera que se debe realizar una mantención cada 6 meses (2 veces al año). Además se debe considerar que el primer año la primera mantención es gratis, por lo que su costo debe ser absorbido por la empresa. El costo del servicio considera bencina y fungibles por un monto de unos \$60.000 por cada mantención. El valor del servicio surge considerando un 20% de margen bruto por sobre el costo.

En la Tabla 5.2 se observan los valores de venta del producto y servicio del negocio.

Tabla 5.2: Precio de venta del producto y el servicio

Ítem	Precio de Venta [\$]
Gasificador	3.000.000
Mantenciones	156.000

### 5.2.1 Modelo de financiamiento para el cliente

Si bien la inversión de 3 millones de pesos por la unidad gasificadora, no es excesivamente alta, se estima que no será atractiva para el promedio de la población objetivo. Es por eso que se desarrolla una estrategia de asociación de la inversión a un financiamiento en cuotas, que permita al cliente asimilar el costo que le produce el equipo, con un pago mensual similar a sus gastos de servicios básicos mensuales, convenciéndolo de que se está invirtiendo en un ahorro futuro.

Una opción es el financiamiento con la banca con 36 cuotas típicas, de modo que el tema crediticio queda bien estructurado (banca - cliente) y el productor se beneficie con la receptación temprana de la transacción.

En este ejercicio, la tabla de financiamiento del usuario muestra en la Tabla 5.3.

**Tabla 5.3: Financiamiento del Cliente**

<b>Monto</b>	<b>\$ 3.000.000</b>
<b>Tasa</b>	0,77%
<b>Cuotas</b>	36
<b>Cuota Fija Mensual</b>	\$ 95.681

Se observa en la Tabla 5.3, que la cuota es muy conveniente, ya que su valor es similar al valor promedio de las cuentas de servicios básicos de una vivienda.

### 5.3 Evaluación de la estructura de costos de producción del equipo

La estructura de costos del proyecto se constituye sobre 3 componentes:

- Costo Fijo
- Costo Variable
- Gasto de Administración y Ventas (GAV)

Dentro de los costos fijos se encuentran las remuneraciones, el arriendo del espacio físico donde opera el negocio y las cuentas básicas.

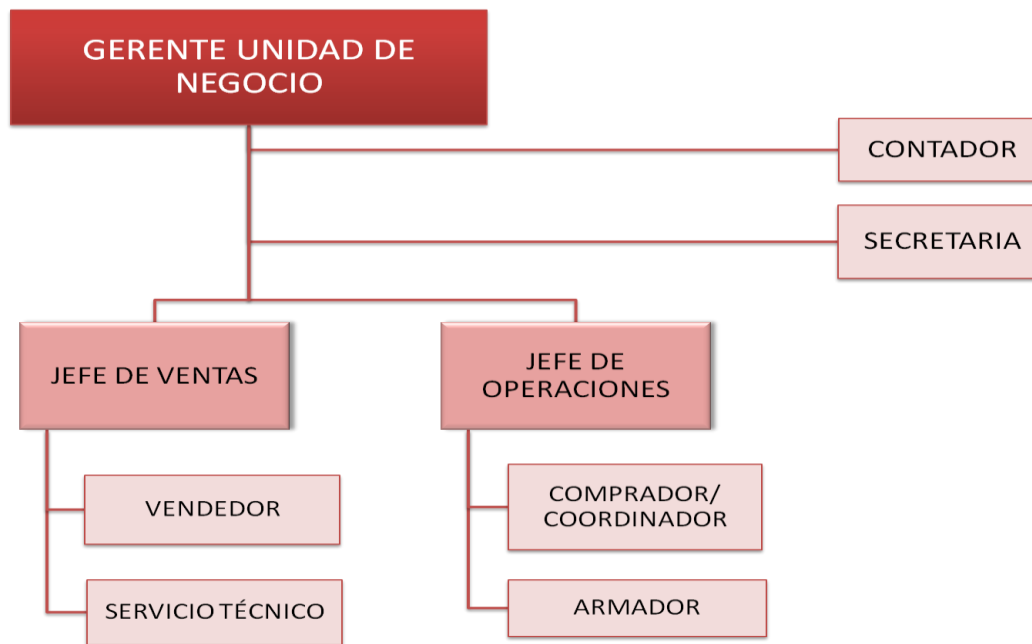
Los costos variables son principalmente las partes y piezas de la unidad gasificadora, la electricidad consumida en la producción y los fungibles asociados a cada unidad.

El GAV incluye los costos asociados al servicio de ventas, tales como papelería, publicidad, insumos administrativos, etc.

#### 5.3.1 Costos Fijos

Los costos fijos corresponden a las obligaciones permanentes en el tiempo, que corresponden a las remuneraciones de los trabajadores, el arriendo del lugar donde se instala la planta de producción y las cuentas básicas, sin incluir la energía consumida.

Para evaluar las remuneraciones, se considera una estructuración jerárquica del personal como la que se aprecia en la Figura 5.1.



**Figura 5.1: Organigrama del personal**

El gerente de la unidad de negocio depende directamente de Innovatec YNC Ltda., su misión es cumplir con las expectativas del negocio, dirigir a todos los empleados, generar el crecimiento esperado, coordinar la comunicación entre ventas y operaciones, vigilar los costos y revisar la factibilidad de los proyectos.

El jefe de ventas tiene por misión principal es cumplir con las expectativas de venta, organizar las órdenes de venta y el servicio técnico. Este último se encarga de la instalación y despacho de los equipos, de las mantenciones y las garantías post-venta. Es por eso que el servicio técnico requiere de a lo menos 2 trabajadores.

Dada la capacidad de la unidad gasificadora de generar energía térmica y eléctrica de forma independiente, se considera que sus ventas son progresivas en el tiempo, lo que lleva a necesitar solo de un vendedor para el período de análisis con un sueldo fijo.

El jefe de operaciones organiza la producción y coordina todas las operaciones técnicas, coordinando las labores de los armadores y del coordinador/comprador.

El coordinador/comprador es el encargado en realizar los pedidos de componentes fabricados y no fabricados, debiendo mantener un stock de piezas suficientes para evitar la detención de la producción, además de preocuparse de los fungibles del armado de los equipos.

Los armadores son los técnicos operarios que realizan el armado de la unidad gasificadora, por lo que se requiere de un staff de alrededor de 10 operarios.

La secretaria y el contador dependen directamente del gerente general.

Un resumen de los costos asociados al personal se observa en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4: Costos de remuneraciones del personal

Personal	Personal	Salario Bruto [\$]	Salario Anual [\$]
Gerente Unidad de Negocio	1	2.000.000	24.000.000
Jefe de Ventas	1	1.200.000	14.400.000
Jefe de Operaciones	1	1.200.000	14.400.000
Vendedor	1	600.000	7.200.000
Comprador/Coordinador	1	450.000	5.400.000
Armador	8	450.000	43.200.000
Servicio Técnico	3	450.000	16.200.000
Secretaria	1	300.000	3.600.000
Contador	1	200.000	2.400.000
Subtotal			130.800.000

Los costos fijos asociados a arriendo y servicios básicos estimados a valor de mercado, se muestran en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5: Gastos Corrientes de operación

Activo Fijo	Valor Mensual	Meses	
Arriendo de casa de 120 m <sup>2</sup>	200.000	12	2.400.000
Cuentas	150.000	12	2.400.000
Subtotal			4.800.000

Sumando los valores subtotales, se tiene que el costo fijo anual de la unidad de negocio es:

<b>TOTAL COSTO FIJO ANUAL [\$]</b>	<b>135.600.000</b>
------------------------------------	--------------------

### 5.3.2 Costos variables

Los costos variables de la fabricación de la unidad gasificadora se separan en los componentes que requieren ser fabricados, los componentes estándar que el mercado ofrece y el armado de la unidad gasificadora.

El costo de cada componente se considera como trabajo vendido y depende de la dificultad de la fabricación. Para determinar su valor, se considera el peso de cada parte y pieza que lo compone. Un ejemplo de lo anterior se tiene en la Tabla 5.6, donde se ha desarrollado la cubicación y peso total del gasificador.

Tabla 5.6: Cubicación del Gasificador

Piezas	Material	Largo [m]	Área [m <sup>2</sup> ]	kg/m	kg/m <sup>2</sup>	Peso [kg]
<b>Cuerpo 1</b>	Cañ P 16" Sch 10 Inox 310	0,84		47,61		39,99
<b>Cuerpo 2</b>	Cañ P 16" Sch 10 Inox 310	0,15		47,61		7,14
<b>3 Flange Acople</b>	Plancha Inox 310, e=2 mm		0,195		16	3,12
<b>Cañería Salida</b>	Cañ P1 1/2" Sch 80 Inox 310	0,055		5,45		0,299
<b>Soporte Lecho</b>	Plancha Inox 310, e=2 mm		0,023		16	0,36
<b>Lecho</b>	Cañ D12" Sch 80 Inox 310	0,432		98		42,34
<b>Cono Alimentación</b>	Plancha Inox 310, e=12 mm		0,241		96	23,14
<b>Cono Invertido</b>	Plancha Inox 310, e=12 mm		0,256		96	24,63
<b>Sacude Lecho</b>	Cañ D1/2" Sch 80 Inox 310	0,85		1,63		1,39
<b>Flange Salida</b>	Flange Cañ D 1 1/2" Inox 310		0,0038		16	0,061
<b>Inyectores de Aire</b>	Cañ 1/4" Sch 40 Inox 310	2,3		0,64		1,47
<b>Total</b>						<b>143,95</b>

El peso considerado para cada equipo se tiene en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7: Costo de Cada equipo de la Unidad Gasificadora

	Peso [Kg]	US\$/Kg	Costo [\$]	Material
<b>Gasificador</b>	143,91	20	1.439.127	AISI 310
<b>Enfriador</b>	54,15	20	541.500	AISI 310
<b>Filtro</b>	51,40	5	128.505	SAE 1020
<b>Ciclón</b>	10,00	10	50.000	SAE 1020
<b>TOTAL</b>			<b>2.159.132</b>	

### 5.3.2.1 Estructura de costos de servicios de la oferta

Los costos asociados al servicio de post-venta corresponden a \$80.000, que incluye los fungibles asociados a la instalación o mantenimiento y el combustible del transporte. Este costo se les asocia a cada mantenimiento y a la instalación del equipo.

El costo de administración y comercialización se considera como un valor fijo de \$100.000 por unidad.

La distribución porcentual de los costos asociados al servicio por unidad de gasificador-biochar producido se observa en la Tabla 5.8.



**Tabla 5.8: Estructura de costos del productor**

	\$/unidad	M\$*	%
Costos Fijos	271.200	135.600	10,7
Costos Variables	2.159.132	1.078.559	85,3
Costos de Administración y Venta	100.000	50.000	4,00
<b>TOTAL</b>	<b>2.530.332</b>	<b>2.478.318</b>	

\*Costos asociados a la producción de 500 unid/año

## 5.4 Estructura de inversiones para el negocio

Las inversiones de este negocio contemplan activos fijos para la producción y para la administración.

### 5.4.1 Inversiones para el área de producción

Las inversiones para la producción contemplan la adaptación del recinto para su utilización como taller de maquinaria liviana, esencialmente se refiere a la instalación de mesones de trabajo y a la distribución de la secuencia de armado dentro del recinto.

Los equipos de armado considerados corresponden a dos soldadoras y dos equipos de corte (oxicorte y plasma). Por otro lado, las herramientas de mano consideradas son esmeriles angulares, taladro y set de herramientas no eléctricas.

En este mismo ítem se calculan las depreciaciones de los activos fijos ya mencionados.

Todo lo anterior se cuantifica en la Tabla 5.9.

**Tabla 5.9: Inversiones del área de producción**

Ítem	Cantidad	Valor Unitario [\$]	Subtotal [\$]	Depreciación	
				Años	Valor Anual [\$]
Mesón de Armado	4	80.000	320.000	7	45.714
<b>Equipo de Armado:</b>					
Soldadora	2	347.717	695.434	10	69.543
Oxicorte	2	333.017	666.034	10	66.603
Plasma	1	1.587.360	1.587.360	10	158.736
<b>Herramienta de Mano:</b>					
Esmeril Angular	2	92.175	184.350	5	36.870
Set de Herramientas de Mano	10	350.000	3.500.000	5	1.200.000
Taladro	4	41.990	167.960	5	16.796
<b>Sub Total [\$]</b>			<b>7.305.488</b>		

### 5.4.2 Inversiones para el área de administración

La Administración contempla el salón de ventas y las oficinas de administración propiamente tal, por lo tanto existe un costo asociado a la adaptación de parte del inmueble para ser utilizado como oficina. Para ello es necesaria la instalación de un amoblado acorde a las necesidades típicas de una oficina.

Para realizar las ventas, gestiones y administración del negocio, se requiere que el gerente, los jefes de área, el vendedor y la secretaria tengan computador. De esto mismo surge la necesidad de instalar un sistema de red de información de la empresa.

Dado que la administración incluye el servicio post-venta y la instalación de los equipos, se requieren dos camionetas.

Al igual que antes, se incluyen los años de depreciación y el valor anual de cada ítem analizado. El resumen del análisis anterior se observa en la Tabla 5.10.

**Tabla 5.10: Inversiones del área de Administración**

Ítem	Cantidad	Valor Individual [\$]	Valor Total [\$]	Depreciación	
				Años	Cuota Anual [\$]
Amoblado	10	200.000	2.000.000	7	285.714
Computadores	7	500.000	3.500.000	6	400.000
Sistema de Red	1	200.000	200.000	6	33.333
Camioneta	2	10.000.000	20.000.000	7	2.857.143
<b>Sub Total</b>			<b>25.700.000</b>		

Al sumar ambas inversiones se tiene que la inversión total en activos fijos corresponde a:

<b>TOTAL [\$]</b>	<b>33.005.488</b>
-------------------	-------------------

#### 5.4.2.1 Capital de Trabajo

El capital de trabajo (CT) corresponde a la inversión requerida para financiar la operación por un determinado período. Para esta evaluación se considera que el CT debe cubrir tres meses del año siguiente y su aumento es proporcional al aumento de la producción hasta alcanzar la producción de planta definida de 500 unidades/año. Este análisis se ve en la Tabla 5.11 a continuación.

**Tabla 5.11: Capital de Trabajo requerido por el proyecto [M\$]**

Año	Costos	CT	Aumento de CT	CT Total a recuperar
0		93.378		
1	373.513	126.117	32.739	
2	504.470	175.226	49.109	
3	700.905	248.889	73.663	
4	995.557	355.666	106.777	
5	1.422.666	370.666		

6	1.482.666	385.666	
7	1.542.666	400.666	
8	1.602.666	415.666	
9	1.662.666	430.666	
10	1.722.666		355.228

### 5.5 Perspectiva del usuario: Modelo de recuperación de la inversión y eficiencia energética

Desde el punto de vista del usuario, se considera una inversión atractiva cuando es recuperable en un plazo máximo de 5 años, es por eso que se escoge un período de pago de la inversión de 3 años, de esta forma el usuario tiene 3 años de pagos de la inversión y 3 años de beneficio neto en el cual no debe pagar nada más que no sean las mantenciones, dado que se considera que el equipo tiene una vida útil de unos 6 años.

Se espera que la compra del equipo se realice mediante un préstamo bancario, por lo tanto se calcula el financiamiento del valor completo del equipo. Entonces, para una tasa mensual de 0,77%<sup>15</sup>, se tiene que el valor de la cuota mensual es de \$95.681, pagadero en 36 meses.

La cuota se calcula con la ecuación 5.1, mostrada a continuación.

$$C = \frac{P \cdot i}{1 - (1+i)^{-n}} \quad (5.1)$$

Donde:

P = Monto del préstamo, 3.000.000.

i= Tasa de financiamiento mensual.

n= Número de cuotas, 36.

Por otro lado, existen costos de mantención del equipo, por lo que se considera que el usuario debe cancelar 2 mantenciones anuales, siendo la primera mantención gratuita.

Se obtiene un flujo económico para el cliente el cual se observa en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12: Evaluación Económica del Usuario

Año	Ahorro Anual [\$]	Gasto Anual [\$]	Flujo Neto [\$]
1	941.093	1.226.175	-285.082
2	941.093	1.304.175	-363.082
3	941.093	1.304.175	-363.082
4	941.093	156.000	785.093

<sup>15</sup> Obtenido según la simulación de préstamos de la Superintendencia de Bancos e Instituciones Financieras. www.sbif.cl

<b>5</b>	941.093	156.000	785.093
<b>6</b>	941.093	156.000	785.093

Los indicadores económicos determinados se ven en la Tabla 5.13.

**Tabla 5.13: Índices económicos de la evaluación del usuario**

<b>VAN (12%)</b>	<b>\$ 539.757</b>
<b>TIR</b>	<b>34%</b>

Por lo que se observa que la inversión en la unidad gasificadora trae retornos positivos, siendo conveniente para el usuario.

Si se desea considerar el proyecto completo, es decir, agregando todos los otros equipos y sistemas anexos a la unidad gasificadora y necesarios para ser una solución concreta a la generación de energía de proyectos de pequeña y mediana escala, se requiere considerar las inversiones de dichos equipos, las cuales se pueden ver en la Tabla 5.14 y que han sido estimados según los cálculos. Estos equipos pueden variar según el comportamiento real de la operación.

**Tabla 5.14: Valor de equipos auxiliares a la unidad gasificadora**

<b>Equipo</b>	<b>Precio [\$]</b>
<b>Extractor</b>	990.000
<b>Acumulador de ACS<sup>16</sup></b>	75.000
<b>Acumulador de Syngas</b>	102.000
<b>Odorización</b>	200.000
<b>Antorcha</b>	500.000
<b>TOTAL</b>	<b>1.867.000</b>

El extractor considerado aquí corresponde al equipo de mayor costo, pero esto es objetable, ya que la selección del equipo es en función de las pérdidas de cargas del sistema, cuyo valor real se obtiene mediante pruebas de operación del prototipo.

## **5.6 Perspectiva del productor: Flujo de caja, TIR y VAN**

El flujo de caja del productor que se observa en la Tabla 5.15 corresponde al caso base de la evaluación, con una producción inicial de 100 unidades/año para llegar a una producción de 500 unidades/año. Los costos corresponden a los que se aprecian en la Tabla 5.8 y el precio de venta de la unidad es de \$3.000.000.

El costo marginal del productor corresponde a un 16%.

<sup>16</sup> ACS= Agua Caliente Sanitaria

## Capítulo 5: Evaluación técnico económica del proyecto

**Tabla 5.15: Flujo de Caja del Productor [M\$]**

FLUJO DE CAJA EVALUACIÓN ECONÓMICA GASIFICADOR-BIOCHAR		UNIDAD DE NEGOCIOS PARA UNA PRODUCCIÓN DE <b>500</b> UNIDADES/AÑO									
Producción Inicial		<b>100</b>									
Precio de Venta		<b>3.000</b>									
Año	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Curva de Crecimiento			49,5%	49,5%	49,5%	49,5%	0%	0%	0%	0%	0%
Producción Promedio		100	150	224	334	500	500	500	500	500	500
<b>Ingresos</b>											
Ventas de Unidades		300.000	450.000	672.000	1.002.000	1.500.000	1.500.000	1.500.000	1.500.000	1.500.000	1.500.000
Servicio Post-Venta		6.000	54.522	112.710	199.702	329.755	485.609	641.464	797.318	953.173	1.109.027
<b>Ingresos Totales</b>		<b>306.000</b>	<b>504.600</b>	<b>784.944</b>	<b>1.201.992</b>	<b>1.830.096</b>	<b>1.986.096</b>	<b>2.142.096</b>	<b>2.298.096</b>	<b>2.454.096</b>	<b>2.610.096</b>
<b>Egresos</b>											
Costos Fijos de Producción		- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600	- 135.600
Costos Variables de Producción		- 215.913	- 323.870	- 483.645	- 721.150	- 1.079.566	- 1.079.566	- 1.079.566	- 1.079.566	- 1.079.566	- 1.079.566
Gastos Admin. Ventas y Comercialización		- 10.000	-15.000	- 22.400	- 33.400	- 50.000	- 50.000	- 50.000	- 50.000	- 50.000	- 50.000
Costos de servicio Post-Venta		- 12.000	- 30.000	- 56.880	- 96.960	- 156.960	- 216.960	- 276.960	- 336.960	- 396.960	- 456.960
Amortización		-	-	- 28.822	- 28.822	- 28.822	- 28.822	- 28.822	- 28.822	- 28.822	- 28.822
Depreciación		- 4.907	- 4.907	- 4.907	- 4.907	- 4.907	- 4.100	3.483	- 295	- 295	- 295
<b>Egresos Totales</b>		<b>- 378.421</b>	<b>- 509.377</b>	<b>- 732.255</b>	<b>- 1.020.839</b>	<b>- 1.455.855</b>	<b>- 1.515.048</b>	<b>- 1.574.431</b>	<b>- 1.631.242</b>	<b>- 1.691.242</b>	<b>- 1.751.242</b>
Utilidad antes de Impuesto		- 72.421	- 4.777	52.689	181.153	374.241	471.048	567.665	666.854	762.854	858.854
Impuesto		-	-	- 8.957	- 30.796	- 63.621	- 80.078	- 96.503	- 113.365	- 129.685	- 146.005
Utilidad después de Impuesto		- 72.421	- 4.777	43.732	150.357	310.620	390.970	471.162	553.488	633.168	712.848
Más Depreciación		4.907	4.907	4.907	4.907	4.907	4.100	3.483	295	295	295
Inversión para la Producción	- 7.305										731
Inversión para la Administración	- 25.700										2.570
Capital de Trabajo	- 93.378	- 32.442	- 48.500	- 72.508	- 108.400						355.228
<b>Flujo Neto Caja</b>	<b>-126.384</b>	<b>-100.252</b>	<b>-48.384</b>	<b>-23.507</b>	<b>46.510</b>	<b>315.527</b>	<b>395.070</b>	<b>474.645</b>	<b>553.783</b>	<b>633.463</b>	<b>1.071.975</b>
<b>Recuperación de la Inversión</b>		<b>-226.636</b>	<b>-275.020</b>	<b>-298.526</b>	<b>-252.016</b>	<b>63.511</b>	<b>458.582</b>	<b>933.227</b>	<b>1.487.010</b>	<b>2.120.474</b>	<b>3.192.449</b>

### 5.6.1 Indicadores económicos

La evaluación del proyecto a diez años con los supuestos para el caso base, arroja los siguientes resultados:

Resultados	
TIR	44%
VAN (12%)	1.026.343
Período de Recuperación	5 Años

Lo que muestra que el flujo exhibe retornos positivos con una interesante tasa de retorno, ofreciendo una gran oportunidad de negocios.

### 5.7 Análisis de sensibilidad en varios escenarios técnico - comerciales

Se efectuó un análisis de sensibilidad del proyecto para evaluar su sensibilidad ante las variaciones independientes de las ventas (Q), precio e venta (PV), costo fijo (CF) y costo variable (CV), cuyos resultados se muestran en la Tabla 5.16.

Tabla 5.16: Análisis de Sensibilidad

Caso	Q [Unid/año]	PV [M\$/Unid]	CF [M\$]	CV [M\$/Unid]	TIR [%]	VAN [M\$]
Caso Base	500	3.000	135.600	2.159	44%	1.025
Punto de Equilibrio	125	3.000	135.600	2.159	12%	0
Disminución del PV en 16,7%	500	2.500	135.600	2.159	21%	304
Disminución del PV en 6,7%	500	2.800	135.600	2.159	35%	740
Producción al 50%	250	3.000	135.600	2.159	27%	323
Aumento del CF en 40%	500	3.000	189.840	2.159	33%	775
Aumento del CV en 15%	500	3.000	135.600	2.483	28%	543

El precio de venta debe ser conveniente tanto para el cliente como para el productor, por lo que en primera instancia el ejercicio se realiza para un precio de venta de unos \$2.800.000, pero el flujo del productor arroja resultados poco atractivos, por lo que al aumentar el precio de venta a \$3.000.000, mejora el flujo del productor y no causa un impacto importante en el usuario, por lo tanto este último valor de venta es un buen valor comercial del equipo para ambas partes.

El punto de equilibrio indica que la mínima venta anual debe ser de 125 unidades.

Como cabía de esperar el impacto de la reducción del PV es notable en el flujo, ya que al reducir en un 16,7% el precio, el VAN disminuye en 3 veces, en comparación con el caso base, lo que lleva a descartar la idea de reducir su costo, a menos que la demanda aumente. Aún así, el flujo económico revela un proyecto con VAN positivo y una TIR mayor que el 12%.

Los resultados muestran que el proyecto es poco sensible al aumento de CF y muy sensible al aumento del CV. Al aumentar el costo fijo, se obtiene que el flujo baja un 25%, el cual es menor que el 40% que se aumenta, por lo que se puede decir que el proyecto no es muy sensible al costo fijo, a diferencia del costo variable, el cual al aumentar en un 15%, el proyecto reduce sus indicadores económicos en un 53%, por lo tanto, los costos variables influyen en gran medida al negocio.

En conclusión, un precio de venta de \$3.000.000 resulta atractivo para el inversionista y no genera un gran impacto para el usuario, mejorando así las perspectivas económicas del armado de unidades gasificadoras, haciéndolo un negocio rentable y atractivo dado que prácticamente no existen barreras de entrada por tratarse de un producto innovador.

Lo único que esto muestra es que el negocio debe definir muy bien su estructura de costo y su precio de venta para ser exitoso.

## 6 Discusión de resultados y Conclusiones

**6.1)** Con relación al estado de arte mundial de la tecnología de gasificación de biomasa – biochar y la factibilidad de emplear/aplicar dicha tecnología en proyectos de cogeneración en pequeña y mediana escala (3 kWe-2 MWe).

Los resultados muestran que a nivel mundial aún no existe un gasificador universal para todo tipo de biomasa, por lo que este trabajo considera datos del Pino Radiata; por ser la madera más comercializada en Chile. Sin embargo, el gasificador diseñado puede utilizar cualquier tipo de desecho forestal, a condición de mantener el rango de tamaño establecidos.

La tecnología de gasificación biochar aún no ha alcanzado su madurez a nivel comercial, por lo que el desarrollo se concentra principalmente en la generación de syngas de alto poder calorífico y bajo nivel de alquitranes. Para alcanzar estas metas, el diseño debe considerar los siguientes aspectos:

1. Para mejorar el poder calorífico del gas, se recomienda aislar térmicamente el lecho, de esta forma se mantiene constante en el tiempo el gradiente de temperatura dentro del lecho, tanto de forma axial como radial.
2. Para reducir el nivel de alquitranes y aumenta la vida útil del equipo se ha comprobado que la inyección de aire secundario al requerido para la gasificación al lecho reduce de forma importante el nivel de alquitranes contenidos en el syngas. Es importante destacar que el aire secundario no debe superar en 50% al aire primario de gasificación.
3. Para reducir las pérdidas de carga del gasificador y evitar el riesgo de explosión por aumento de la presión, se sugiere agitar el lecho y la parrilla del lecho. La literatura revela que al sacudir en intervalos entre 2 y 4 horas se obtienen buenos resultados.
4. Una distancia óptima de la parrilla con respecto a la garganta es unos 10 cm, valores mayores reducen el tiempo de la biomasa en el lecho, perjudicando la gasificación. Distancias menores retienen a la biomasa mucho tiempo en el lecho, lo que hace aumentar la presión dentro del gasificador de forma peligrosa y reduce la calidad del syngas producido.
5. Para disminuir las pérdidas de presión dentro del gasificador se recomienda tener buenos sistemas de alimentación de biomasa y de descarga de ceniza y char, dado que las fugas aumentan el riesgo de explosión y aumenta la potencia de extracción requerida.

Considerando lo anterior, es posible generar un diseño comercial que permita el autoabastecimiento de energía térmica y eléctrica en proyectos de baja y mediana escala. En la actualidad existe una serie de proyectos desarrollados e implementados que han servido de forma efectiva a las necesidades, estos proyectos han sido realizados por el Banco Mundial, en países como India y Brasil, siendo el primero quien lidera la cantidad de proyectos instalados como solución energética para las áreas rurales. A nivel tecnológico, es Suecia quien lidera la investigación sobre Gasificación.

En el mercado existe una variedad de productores de gasificadores, en su mayoría para potencias por sobre 200 kW. Los gasificadores pequeños encontrados son prototipos o sirven para obtener energía térmica únicamente y no generan gas combustible. Por lo que



la generación de energía eléctrica y térmica a pequeña y mediana escala presenta un potencial de mercado inexplorado a nivel mundial. Como se mencionaba previamente, la mayoría de las empresas que trabajan comercialmente con gasificadores se encuentran en Europa, USA e India, dejando un mercado abierto en Latinoamérica.

De acuerdo al objetivo específico, en el capítulo 3 se describe el estado del arte mundial de la gasificación-biochar, donde se estudian las últimas tendencias en generación de energía eléctrica y térmica a base de biomasa y se aplican los datos experimentales provenientes de la investigación realizada por el profesor Droguett. Estos elementos permiten construir el proyecto de gasificación de biomasa desarrollado en este trabajo.

En Chile el potencial de esta tecnología es alto, según la CNE existe un potencial mínimo de unos 310 MW en desechos de aserraderos para generación eléctrica, sin contar con la generación individual de las viviendas rurales, segmento al que apunta este proyecto.

En conclusión, a nivel mundial el desarrollo comercial de la gasificación de biomasa está comenzando a producir equipos de buena calidad que cumplen con la función de generación térmica y eléctrica suficiente para satisfacer las necesidades de proyectos de pequeña y mediana escala. El nivel técnico que se ha desarrollado en la actualidad permite la fabricación de unidades comerciales con potencial de mejora y una gran variedad de proyectos con cogeneración y variantes de utilización.

**6.2)** Con relación al proyecto de generación de energía térmica y eléctrica seleccionado para un proyecto típico para aplicación en vivienda o en un pequeño distrito y diseño hasta un nivel detallado un gasificador de biomasa para la capacidad requerida.

El proyecto seleccionado corresponde a una vivienda unifamiliar tipo, compuesta por 4 – 5 personas que viven en una casa con 3-4 habitaciones de 100 - 120 m<sup>2</sup> aproximadamente. Los consumos de energía eléctrica y gas combustible se muestran en la Tabla 6.1.

**Tabla 6.1: Resumen de consumos de una vivienda unifamiliar tipo**

<b>Fuente de Energía</b>	<b>Consumo Diario [kWh]</b>	<b>Consumo Mensual [kWh]</b>
<b>Electricidad</b>	10	300
<b>Gas Combustible</b>	25,9	776
<b>TOTAL</b>	<b>49,35</b>	<b>1.480,5</b>

El modelo desarrollado de gasificación - biochar corresponde a un gasificador de tiro inverso, donde la biomasa entra por la parte superior del gasificador y el gas combustible sale por arriba también, de esta forma se garantiza un syngas con bajo nivel de alquitranes, comparado con los otros tipos de gasificadores. Para generar un descenso controlado de la biomasa y generar un gas con limpio, se diseña el lecho bajo el modelo Imbert y con doble sistema de inyección de aire precalentado. Además consta de un sistema de sacudido de doble efecto, el cual mueve la biomasa en el lecho para evitar que éste se aglomere y no descienda, y golpea la parrilla evitando la acumulación de ceniza en la parrilla, de esta forma se reducen la sobrepresión que se pueda producir.

La unidad gasificadora se compone del lecho gasificador, un enfriador de carcasa y tubos, un ciclón y un filtro de mangas. Todos calculados en el capítulo 4 y dimensionado en los planos del Anexo B.

La unidad gasificadora genera un flujo de syngas de 21,25 Nm<sup>3</sup>/h, el que puede ser utilizado como gas de cocina, almacenado o utilizado por un generador de electricidad a syngas, lo cual permite una potencia diaria de unos 11,6 kW eléctricos (si todo el syngas se utiliza en generación eléctrica y el generador tiene una eficiencia del 25%). También se produce un flujo de agua caliente a 40°C (ACS) de 282 l/h, el cual surge del enfriamiento del syngas y puede ser utilizado para consumo, acumularse o en calefacción.

El período de operación que requiere estar encendido el equipo para satisfacer las necesidades energéticas del proyecto, es de 13 horas (para un rendimiento de 70%), lo que lleva a un consumo diario de biomasa de 49,5 kg/día. En este tiempo también se producen 15 kg de biochar y cenizas, el cual debe ser evacuado una vez que el equipo esté apagado.

Los beneficios inmediatos del modelo de gasificación desarrollado son:

- i. Independencia energética de cualquier fuente centralizada
- ii. El equipo desarrollado, permite una utilización en paralelo, adaptándose a todas las requerimientos térmicos y eléctricos, teniéndose como caso base, una vivienda unifamiliar.
- iii. Se genera biochar, el cual puede ser comercializado y/o ser utilizado como corrector de suelos.

De este objetivo se generan los planos de construcción y esquemas de instalación. También surgen dos consideraciones importantes en el diseño:

- i) La pérdida de carga dentro del gasificador es menor que en el intercambiador, dado que el equipo escogido para enfriar el syngas de por sí tiende a tener pérdidas mayores en comparación con otros sistemas de enfriamiento, se escogió este por ser el mejor equipo para recuperar el calor residual del syngas.
- ii) El diseño arroja la necesidad de utilizar un extractor/compresor de alto poder, dado que los cálculos arrojan que las pérdidas de carga total de la unidad son elevadas y el flujo de syngas es bajo para dichas pérdidas. Por lo que en teoría su elección es más difícil de lo común, pero es la operación del gasificador quien determina el verdadero comportamiento del sistema.

En conclusión, el diseño y los cálculos avalan la viabilidad de construcción de la unidad gasificadora y su instalación es factible, pero requiere de las intervenciones estipuladas en el capítulo 4.

**6.3)** Con respecto a la evaluación y desarrollo de soluciones para los problemas de abastecimiento de combustible, manejo de biochar y subproductos; propios de la tecnología.

Se define que la biomasa de alimentación debe tener una humedad entre 10 y 20%, y un tamaño medio entre 30-50 mm. De esta forma se mejora el desempeño del sistema y se aumenta la vida útil.

La implementación de la unidad gasificadora en una vivienda requiere de ciertos equipos auxiliares básicos, tales como: un acumulador de agua caliente, un extractor/compresor que permite el flujo del syngas desde el gasificador hasta los puntos de consumo, una

antorcha de seguridad y un sistema de odorización del syngas, el cual es exigido por la NCh 2394 Of.99.

La adaptación de la vivienda residencial contempla la fabricación de inyectores de cada cocina y del calefón, dado que los inyectores estándares no permiten la relación de aire combustible requerida por el syngas para combustionar. El sistema de cañerías se mantiene, pero es necesario instalar un manifold de manera que permita la utilización de otro gas combustible.

El estanque acumulador de agua debe ser de unos 250 litros, para cumplir con las necesidades de un núcleo unifamiliar y cumplir con la altura mínima requerida de unos 3,7 metros, los que pueden ser alcanzados mediante la construcción de una torre o colocando el estanque sobre el techo de la vivienda.

Se selecciona un extractor/compresor de doble etapa, el cual se encuentra teóricamente trabajando en su límite. Esto se debe a que el sistema tiene muy poco caudal y altas pérdidas de presión calculadas a lo largo de los equipos de la unidad gasificadora son altas. Los verdaderos requerimientos de la unidad gasificadora se obtienen con pruebas en un prototipo, por lo que la selección definitiva de este equipo se obtiene una vez que se ha probado la unidad gasificadora.

La antorcha de seguridad corresponde a un quemador atmosférico con piloto de encendido permanentemente. Su elección parte del poder calorífico del syngas. Este equipo es de importancia porque permite la quema del syngas en los períodos que el syngas no es utilizado, evitando así una sobrepresión en la red y un estanque de acumulación de syngas de gran tamaño.

Para una utilización eficiente del sistema completo de unidad gasificadora y equipos auxiliares, se recomienda utilizar dos equipos extras a la configuración básica mencionada, un sistema de alimentación continuo y un acumulador de syngas. El primero, permite mantener el sistema operativo de forma continua en el tiempo, puede ser por medio de un tornillo mecánico o un sistema de pistones. El acumulador de syngas permite mantener un stock de syngas, por lo que su tamaño depende de la cantidad de syngas a utilizar. Para el caso de querer realizar el encendido del sistema con el mismo syngas producido, se requieren de unos 3 cilindros de gas licuado de 45 kg con sus respectivas válvulas de alimentación y anti-retorno.

En conclusión, la instalación del equipo es factible, pero requiere de una intervención importante dentro y fuera de la vivienda, y la adquisición de sistemas anexos a la unidad gasificadora, lo que requiere de un soporte de instalación técnico especializado.

**6.4)** Con respecto a evaluar la estructura de costos de producción del equipo prototipo y desarrollar un modelo de análisis técnico-económico para introducir la gasificación-biochar como solución de eficiencia energética en pequeña y mediana escala.

La estructura de costos y evaluación económica desarrollada en el capítulo 5 se puede dividir en dos análisis, desde el punto de vista del productor y desde el punto de vista del cliente.

Desde el punto de vista del productor se tienen las siguientes estimaciones:

Capacidad de producción: 500 unidades/año

Precio de venta del producto: M\$ 3.000/ unidad.

Costo total de producción: M\$ 2.530

Capital de Trabajo Total: M\$ 355.531

Las inversiones para el productor ascienden a \$33.005.488, lo que corresponde a los costos de implementación de la planta de fabricación. Contempla la compra de equipos necesarios para el armado de la unidad gasificadora

Para el caso del cliente, el modelo de negocio propuesto considera un precio de venta de \$3.000.000, el cual se financia con un crédito de 36 cuotas, el cual es gestionado por el productor mediante un convenio con una entidad bancaria. El valor de la cuota mensual del cliente es similar al valor mensual de los servicios básicos de una vivienda tipo (\$ 95.681).

Los costos del cliente, una vez que se ha pagado el préstamo, se asocian principalmente a las mantenciones del equipo, las cuales se recomiendan que sean al menos 2 por año. El valor de la mantención se ha estimado en \$78.000 cada una, generando un costo fijo anual de \$156.000. Aumentar la cantidad de mantenciones anuales asegura un funcionamiento correcto. El ciclo óptimo de las mantenciones preventivas depende del comportamiento de la unidad y solo puede ser evaluado con las pruebas del equipo.

La inversión contempla únicamente a la unidad gasificadora y su instalación y no los equipos externos de la instalación ya mencionados. El verdadero costo de estos equipos auxiliares depende exclusivamente de los resultados que arrojen las pruebas del prototipo de la unidad gasificadora, por lo que su estimación puede inducir al error de desechar el proyecto de forma temprana.

Con todo lo anterior se obtiene como resultado una TIR de 43%, un VAN positivo, un período de recuperación de la inversión de 5 años y un margen bruto de 16%.

Por otro lado, el análisis de sensibilidad demuestra lo muy sensible que el negocio es a los costos variables, así mismo al nivel de ventas.

Para evaluar la alternativa de gasificación – biochar en relación a otras tecnologías, se procede a comparar el costo del kWh de tecnologías alternativas durante el período de amortización y luego de haber pagado la inversión. Las alternativas de generación de energía consideradas son los siguientes 4 casos:

**Caso 1:** Costo en una vivienda residencial que tenga acceso a las fuentes de energía como electricidad y gas sin mayor inconveniente. Disponibilidad diaria: 24horas.

**Caso 2:** Costo a la tecnología de gasificación – biochar. Disponibilidad diaria mínima: 13 horas.

**Caso 3:** Costo de una alternativa solar y eólica de generación de energía eléctrica y térmica.

**Caso 4:** Costo de Generador eléctrico Diesel. Disponibilidad diaria: 8 horas.

A su vez, el valor del kWh tiene dos valores, un valor máximo cuando el cliente está pagando el préstamo, es decir en el período de pago de la inversión y un valor cuando ya

se ha terminado de cancelar el préstamo. La comparación del valor del kWh para cada caso y cada período se encuentra en la Tabla 6.2.

**Tabla 6.2: Comparación del valor del kWh para distintas tecnologías de suministro/producción**

	Valor máximo en período de pago [\$]	Valor en período sin pagos [\$]
Caso 1	368,11	368,11
Caso 2	704,75 <sup>17</sup>	61,02
Caso 3	1.386,04 <sup>18</sup>	--
Caso4	1.169	1.071

Se aprecia que el kWh es más barato cuando se tiene fácil acceso a él, pero para el caso de aquellas viviendas residencial que no pueden acceder a los servicios básicos, la tecnología propuesta representa una alternativa muy competitiva en comparación con su competencia solar-eólica o Diesel.

Si se aumenta el valor del gasificador a un valor de venta de \$3.600.000 (para un margen bruto de 30%), se tiene que el valor del máximo kWh en período de recuperación de la inversión es de \$824,51, lo cual sigue siendo más barato que las otras alternativas.

Como conclusión de este objetivo, se tiene que la tecnología de gasificación- biochar presenta una alternativa económicamente atractiva para residencias que no tienen acceso a los servicios básicos de fuentes de energía. Como negocio de producción masiva, presenta un atractivo interesante al inversionista.

## 6.1 Conclusión General

La evaluación técnica demuestra que la gasificación con generación de biochar es teóricamente probable con el equipo diseñado. La construcción es factible gracias a los planos adjuntos en esta memoria y los márgenes esperados de operación están estipulados a lo largo del capítulo 4. Su construcción y posterior operación va a revelar los verdaderos alcances del equipo.

La generación de energía eléctrica y térmica mediante la Gasificación-Biochar es una forma sustentable y amigable con el medioambiente, que permite solventar una problemática importante para las viviendas rurales que no tienen acceso a los servicios básicos, siendo altamente competitiva con formas alternativas actuales de generación eléctrica y térmica.

<sup>17</sup> Incluye equipos auxiliares e instalación completa.

<sup>18</sup> Fuente: [http://generador-electrico.com/tienda/product\\_info.php?cPath=64&products\\_id=252](http://generador-electrico.com/tienda/product_info.php?cPath=64&products_id=252)

## 7 Bibliografía

[1] <http://es.wikipedia.org/wiki/Biomasa>

[2] <http://www.biochar-international.org/biochar>

[3] MILNES, T., MCGOWAN, T., et. al.; *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine System*, Golden Colorado, March 1988, 148 p., a product of the solar Technical Information Program, Solar Energy Research Institute, U.S. Department of Energy, SERI/SP-271-3022.

[4] RAJVANSHI; Anil K., *Alternative Energy in Agriculture*, vol. II, Ed. D. Yogi Goswami, CRC Press, 1986. Chapter 4, Biomass Gasification, p. 83-102.

[5] MCKENDRY; P., *Review paper: Energy Production from Biomass (part 3): gasification technologies*, Bioresource Technologie, 2002, vol. 83, p. 55-63.

[6] BERTRAN, S. J., MORALES V., E., *Potencial de generación de energía por residuos del manejo forestal en Chile*, Comisión Nacional de Energía, Comisión Nacional del Medio Ambiente & Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH, Santiago de Chile: ByB Impresores, Enero 2008, 54 p., serie Proyecto energías renovables no convencionales en Chile, ISBN: 978-956-7700-10-3.

[7] <http://www.maderas.com/pino-in-car.htm>

[8] Comisión Nacional de Energía, Comisión Nacional del Medio Ambiente & Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH; *Guía para evaluación ambiental Energías renovables no convencionales Proyectos de biomasa*, Santiago de Chile ByB Impresores, Mayo 2007, 100 p., serie Proyectos de Biomasa, ISBN: 978-956-7700-06-6.

[9] BASU, P., *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical design and theory*, 1<sup>st</sup>. edition, Oxford: Elsevier Inc., 2010.

[10] SETH, P.N., BABU, B.V., *Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft biomass gasifier*, Bioresource Technology, 2009, vol. 100, p. 3127–3133.

[11] GERUN, L., et al., *Numerical investigation of the partial oxidation in a two-stage downdraft gasifier*, Fuel, 2008, vol. 87, p. 1383-1393.

[12] DEVI, L., PTASINSKI, K.J., JANSSEN, F.J.J.G, *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes*, Biomass and Bioenergy, 2003, vol. 24, p. 125–140.

[13] DOEHERTY, W., REYNOLDS, A., KENNEDY, D., *The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation*, Biomass and Bioenergy, 2009, vol. 33, p. 1158–1167.

[14] SHARMA, A. Kr., *Experimental study on 75 kWth downdraft (biomass) gasifier system*, Renewable Energy, 2009, vol. 34, p. 1726–1733.

## Capítulo 7: Bibliografía

- [15] SHARMA, A. Kr., *Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier*, Energy Conversion and Management, 2008, vol. 49, p. 832–842.
- [16] HAN, J., KIM, H., *The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview*, Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2008, vol. 12, p. 397-416.
- [17] [http://anuario.cne.cl/anuario/electricidad/php\\_electricidad-5.01.php](http://anuario.cne.cl/anuario/electricidad/php_electricidad-5.01.php)
- [18] <http://www.novomerc.cl/gse.html>
- [19] AGOSTINI, C., PLOTTIER, M.C., SAAVEDRA, E., *La demanda residencial por energía eléctrica en Chile*, ILADES –Universidad Alberto Hurtado, Santiago, Chile, Julio 2009.
- [20] <http://www.ine.cl/cd2002/index.php>
- [21] FANTA, R., DROGUETT, S., *Estudio de las variables de operación de un gasificador de madera*, Universidad de Chile, Santiago, Chile, 1987.
- [22] BEACHLER, D., JOSEPH, J., POMPELIA, M., *Fabric Filter Operation Review, Self-instructional manual, APTI Course SI: 412A*, Developed by North Carolina state University, 2th edition, North Carolina, 1995,
- [23] <http://www.minvu.cl/>
- [24] [http://www.ine.cl/canales/sala\\_prensa/archivo\\_documentos/enfoques/2005/files/enf\\_clas\\_hog.pdf](http://www.ine.cl/canales/sala_prensa/archivo_documentos/enfoques/2005/files/enf_clas_hog.pdf)
- [25] <http://www.dgf.uchile.cl/biblio/anuarios/PDF/1989.pdf>
- [26] VERA, S., ORDENES, M., *Evaluación del desempeño energí-térmico de una vivienda social en Chile, utilizando un programa de simulación energética de edificios*, Publicado por Pontificia Universidad Católica de Chile (Escuela de Ingeniería), Revista Ingeniería de Construcción, 2002, vol. 17 N°1, p.133-142.
- [27] DIEZ, R., DROGUETT, S., *Instalación y operación de un sistema gasificador-motor*, Universidad de Chile, Santiago, Chile, 1989.
- [28] [http://www.bomberosdenavarra.com/documentos/ficheros\\_documentos/fuego.pdf](http://www.bomberosdenavarra.com/documentos/ficheros_documentos/fuego.pdf)
- [29] <http://www.instructionsmanuals.com/u2/pdf/cocinas/Aspes-4CA40PBUT-es.pdf>
- [30] SERTH, R.W., *Process Heat Transfer, Principles and Applications*, Elsevier Science & Technology Books, April 2007, p.755, ISBN 0123735882.
- [31] CENGEL, Y.A., *Transferencia de Calor, Traducido por J.H. Pérez, 2da Edición, McGraw Hill, México, 2006, 808 p.*
- [32] [www.iq.uva.es/calor/TEMA8.1.pdf](http://www.iq.uva.es/calor/TEMA8.1.pdf)
- [33] [www.mak.etu.edu.tr/dersler/mak485/docs/MAK485-Lec7p1f07.ppt](http://www.mak.etu.edu.tr/dersler/mak485/docs/MAK485-Lec7p1f07.ppt)
- [34] [http://www.ferrol.to/ecologia\\_diaria/ECOLOGIA\\_DIARIAagua.htm](http://www.ferrol.to/ecologia_diaria/ECOLOGIA_DIARIAagua.htm)

## Capítulo 7: Bibliografía

[35]

[http://recursostic.educacion.es/ciencias/biosfera/web/alumno/1ESO/hidrosfe/investigacion\\_1.htm](http://recursostic.educacion.es/ciencias/biosfera/web/alumno/1ESO/hidrosfe/investigacion_1.htm)

[36] [www.4shared.com/document/YfGvOEPP/NCh\\_2485Of2000\\_Instalaciones\\_D.html](http://www.4shared.com/document/YfGvOEPP/NCh_2485Of2000_Instalaciones_D.html)



## Anexo A: Memorias de cálculo

### A.1: Cálculo del consumo eléctrico residencial

Para este ítem se consideraron los electrodomésticos que se muestran en la Tabla A.1.

Tabla A.1: Electrodomésticos según grupo socioeconómico chileno

Ítem	C2				C3			
	Cantidad	Horas Diaria	Horas Mensual	kWh/mes	Cantidad	Horas Diaria	Horas Mensual	kWh/mes
Calientacamás	3	4	120	14,4	0	0	0	0
Computador	2	5	120	32	1	5	150	16
Equipo de música	1	--	60	0,48	1	2	60	0,48
TV	2	4	240	52,8	1	8	240	26,4
VHS-DVD	1	0,4	12	0,22	1	0,3	8	0,14
Ampolletas E.E. 20W	10	0,8	240	48	--	--	--	--
Ampolletas de 60W	--	--	--	--	8	8	240	115,2
Batidora	1	0,2	6	1,5	1	0,2	6	1,5
Cafetera	--	--	--	--	--	--	--	--
Hervidor eléctrico	1	0,6	18,7	37,41	1	0,6	18,7	37,4
Microondas	1	0,5	14	11,2	1	0,5	14	11,2
Lavavajilla	1	0,5	15	33	--	--	--	--
Licuada	1	0,4	12	4,2	1	0,4	12	4,2
Parrilla eléctrica	--	--	--	--	--	--	--	--
Procesador de alimentos	--	--	--	--	--	--	--	--
Refrigerador	1	24	720	49,57	1	24	720	49,57
Tostador de pan	1	0,3	9,3	8,42	--	--	--	--
Lavadora	1	0,1	4	1,32	1	0,1	4	1,32
Plancha	1	0,1	4	4,8	1	0,1	4	4,8
Aspiradora	1	0,1	4	6,4	1	0,1	2	3,2
Secador de pelo	1	0,2	4,6	7,48	1	0,1	2,6	4,28
Estufa eléctrica	--	--	--	--	--	--	--	--
<b>Total kWh/mes</b>				<b>313,2</b>				<b>275,69</b>

El promedio de ambos sectores es de 294,5 kWh/mes, por lo que se consideró un consumo de 300 kWh/mes. Los sectores ABC1 y D-E quedaron eximidos de este análisis debido a su condición extrema. Para el caso de los ABC1 su consumo mensual es de 538,4 kWh y para la clase D-E es de 135,93 kWh.

## A.2: Cálculo de las pérdidas de calor residencial

Para determinar este punto, es necesario definir una distribución de la vivienda, de manera que sea posible determinar los muros, ventanas y puertas exteriores, que es por donde escapa el calor. Para ello, la planta escogida se ve en la Figura A.1.



Figura A.1: Planta de vivienda unifamiliar de 108 m<sup>2</sup>.

El alto estándar en las construcciones chilenas es de 2,2 m, por lo que se obtuvo que el área vertical de toda la vivienda es de 125,62 m<sup>2</sup>. Según la acotación establecida en el título 4 de la Ordenanza General de Urbanismo y Construcciones (O.G.U.C.) [23], se establece que la superficie vertical mínima que debe corresponder a ventanas es de un 18% para la zona térmica 5 y 14% para la zona térmica 6 (IX y X Región), por lo tanto se considera el mayor porcentaje, ya que las pérdidas por ventana son mayores que por muro. Las áreas a considerar son: 26,43 m<sup>2</sup> para ventanas y 99,19 m<sup>2</sup> para muros. El área del techo considerada corresponde al techo en la segunda planta, la cual es de 69,3 m<sup>2</sup>.

En el artículo 4.1.10 de la O.G.U.C., se establecen los valores mínimos de aislación para muros, ventanas y techos. Los materiales seleccionados corresponden a la clasificación socioeconómica de los Hogares Chilenos realizada por el INE en Mayo del 2005 [24], los que se pueden ver en la Tabla A.2.

Tabla A.2: Materiales utilizados en una vivienda unifamiliar

Ítem	Material	k [W/m <sup>2</sup> K]	$\rho_{\text{aparente}}$ [kg/m <sup>3</sup> ]	Espesor [m]
Muros exteriores	Ladrillo	0,6	1400	0,14
	Enlucido de Yeso	0,35	800	0,05
Techo	Vulcanita	0,24	650	0,01
	Lana Mineral	0,038	70	0,06
	Tablero de Conglomerado de madera	0,095	400	0,012
	Tejas de Asfalto	0,7		0,03

Ítem	Material	k [W/m <sup>2</sup> K]	ρ <sub>aparente</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	Espesor [m]
<b>Piso</b>	Losa de Hormigón	1,63	2400	0,125
<b>Ventanas</b>	Vidrio	1,2	2500	0,005
<b>Suelo conductivo</b>	Suelo natural	0,61	2040	0,2

Además, se considera que el coeficiente conductivo del aire interior y exterior es de unos 2 W/m<sup>2</sup>°C. La temperatura interior corresponde a 18°C, la cual cumple con las condiciones de confort. La temperatura mínima estimada es de -14°C, la que corresponde a la temperatura mínima de Coihaique registrada en 1989 [25].

El cálculo de las pérdidas por ítem se realiza mediante la ecuación A.1.

$$Q_{Per_j} = \frac{\Delta T \cdot A_j}{\frac{2}{h_{Aire}} + \sum \frac{e_i}{\lambda_i}} [W] \quad (A.1)$$

Donde:

j= Ítem a analizar, pueden ser los muros exteriores, techo, piso, ventanas y suelo.

ΔT = Temperatura exterior – Temperatura interior.

e<sub>i</sub>= Espesor del material i. De la Tabla A.2.

λ<sub>i</sub>= Coeficiente de conducción del material i. De la Tabla A.2.

Los valores de las pérdidas por ítems se observan en la Tabla A.3.

**Tabla A.3: Pérdidas de calor en la vivienda unifamiliar seleccionada [W]**

<b>Muros</b>	2306,41
<b>Ventanas</b>	842,28
<b>Techo</b>	399,51
<b>Suelo</b>	919,35
<b>Infiltraciones</b>	2587,35
<b>Total</b>	7054,89

Las pérdidas por infiltraciones corresponden a las inyecciones de aire externo a la vivienda y que no son controlables. Se consideran que corresponden a un 30% de las otras pérdidas [26].

Para un régimen de utilización de la calefacción de 7 horas diarias durante los 6 meses más fríos del año, resultan un consumo energético de 1.480,5 kWh al mes, y considerando un mes de 30 días, un consumo diario de 49,4 kWh.

### A.3: Flujo de Biomasa y productos del gasificador

La distribución de tiempos resultantes de los experimentos de Fanta y Droguett (1987) [21], se observa en la Figura A.2. Dado que la fluctuación de valores es importante, se prefiere tomar el valor promedio, pese a que el valor mínimo se obtuvo en 3 experiencias (experiencia 8, 9 y 12), el valor máximo obtenido fue más de 5 veces el mínimo, por lo que su utilización puede resultar demasiado optimista. El tiempo promedio fue de 0,442 horas.

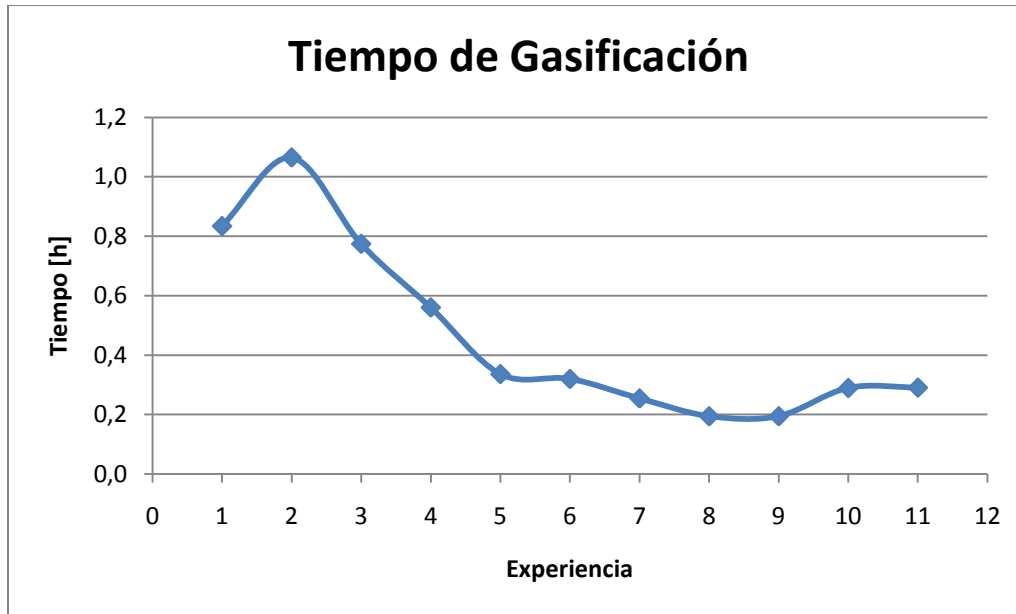


Figura A.2: Variación del tiempo de gasificación para todas las experiencias realizadas en [21]

Para determinar los flujos por hora, se parte considerando el promedio del flujo de syngas producido por cada kilo de madera gasificada, obtenido de las experiencias de Fanta y Droguett (1987) [21]. Este valor promedio se calcula a partir de la ecuación A.2.

$$F_N = \frac{\eta_G \times (\text{Carga de madera}) \times \text{PCI}_{\text{Pino}}}{Q_g \times T_G} \left[ \frac{\text{m}^3 \text{N}}{\text{h}} \right] \quad (\text{A.2})$$

Donde:

$\eta_G$ = Rendimiento del gasificador, para estos efectos es de 70%.

Carga de madera= 1kg.

$Q_g$ = Poder calorífico del syngas producido, el promedio de las experiencias de Fanta (1987) [21] da un valor de 1.033,4 kcal/m<sup>3</sup>N.

$T_G$ = Tiempo de gasificación promedio, 0,422 h.

Como resultado, se obtiene que por cada kilo de madera se producen 5,58 Nm<sup>3</sup>/h de syngas.

Para el análisis de sensibilidad se analizaron 3 eficiencias, 40%, 70% (de diseño) y 90%, combinados con 4 casos de tiempo de gasificación diaria: Caso I: Promedio de todas las

experiencias; Caso II: Promedio desde la experiencia 5; Caso III: Mínimo desde la experiencia 5; y Caso IV: Máximo desde la experiencia 5. De donde se obtuvieron los resultados mostrados en la Tabla A.4.

**Tabla A.4: Análisis de Sensibilidad**

**Caso 70%**  
Total Biomasa 49,50 kg/día

	I	II	III	IV	Max
T. de Op [h/día]	21,89	12,83	9,61	16,64	
Biomasa [kg/h]	2,25	3,81	4,95	2,91	4,95
Syngas [Nm3/h]	12,55	21,25	27,62	16,25	27,62
Char [kg/h]	0,675	1,142	1,485	0,874	1,485

**Caso 40%**  
Total Biomasa 86,63 kg/día

	I	II	III	IV	Max
T. de Op [h/día]	>24	23	17	>24	
Biomasa [kg/h]	3,61	3,77	5,1	3,61	5,1
Syngas [Nm3/h]	11,51	12,01	16,25	11,51	16,25
Char [kg/h]	2,166	2,26	3,057	2,166	3,057

**Caso 90%**  
Total Biomasa 38,5 kg/día

	I	II	III	IV	Max
T. de Op [h/día]	18	10	8	13	
Biomasa [kg/h]	2,14	3,85	4,81	2,96	4,81
Syngas [Nm3/h]	15,34	27,62	34,52	21,25	34,52
Char [kg/h]	0,214	0,385	0,481	0,296	0,481

Cuyo cuadro resumen se puede ver en la Tabla A.5.

**Tabla A.5: Resumen de análisis**

	Max	Min
Biomasa [kg/h]	5,1	2,91
Syngas [Nm3/h]	34,52	11,51
Char [kg/h]	3,057	0,296

## A.4: Dimensionamiento del gasificador

La elección del diámetro del lecho depende del flujo normal de syngas producido, donde Milnes y McGowan (1988) [3] presentan una serie de configuraciones óptimas de lechos para un gasificador Imbert observable en la Figura A.3.

$d_r/d_h$	$d_h$ mm	$d_r$ mm	$d_r'$ mm	$h$ mm	$H$ mm	$R$ mm	$A$ No.	$d_m$ mm	$A_m \times 100$ $A_h$	$d_r$ $d_h$	$h$ $d_h$	Range of Gas Output		Maximum Wood Consumption kg/h	Air Blast Velocity Vm m/s
												max. Nm <sup>3</sup> /h	min. Nm <sup>3</sup> /h		
268/60	60	268	150	80	256	100	5	7.5	7.8	4.5	1.33	30	4	14	22.4
268/80	80	268	176	95	256	100	5	9.0	6.4	3.3	1.19	44	5	21	23.0
268/100	100	268	202	100	256	100	5	10.5	5.5	2.7	1.00	63	8	30	24.2
268/120	120	268	216	110	256	100	5	12.0	5.0	2.2	0.92	90	12	42	26.0
300/100	100	300	208	100	275	115	5	10.5	5.5	3.0	1.00	77	10	36	29.4
300/115	115	300	228	105	275	115	5	11.5	5.0	2.6	0.92	95	12	45	30.3
300/130	130	300	248	110	275	115	5	12.5	4.6	2.3	0.85	115	15	55	31.5
300/150	150	300	258	120	275	115	5	14.0	4.4	2.0	0.80	140	18	67	30.0
400/130	130	400	258	110	370	155	7	10.5	4.6	3.1	0.85	120	17	57	32.6
400/150	135	400	258	120	370	155	7	12.0	4.5	2.7	0.80	150	21	71	32.6
400/175	175	400	308	130	370	155	7	13.5	4.2	2.3	0.74	190	26	90	31.4
400/200	200	400	318	145	370	153	7	16.0	3.9	2.0	0.73	230	33	110	31.2

Variables not given in figure are defined as follows:

$d_m$  = inner diameter of the tuyere.

$A_m$  = sum of cross sectional areas of the air jet openings in the tuyeres.

$A_h$  = cross sectional area of the throat.

$A$  = number of tuyeres.

Source: Kaupp 1984a, Table 5; Fig. 75.

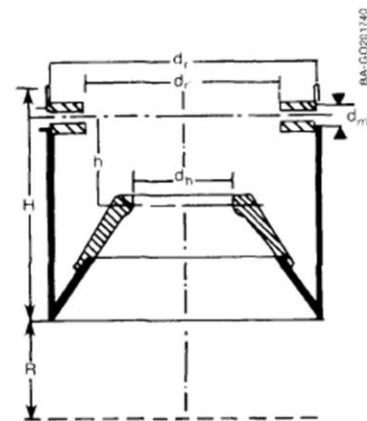


Figura A.3: Configuraciones óptimas de lechos Imbert

La configuración seleccionada en el cuadro rojo cumple con los flujos normales de syngas de los casos críticos mostrados en la Tabla 4.1. Entonces el lecho tendrá las medidas mostradas en el plano B.1 del anexo B de este informe. Además se estima un espesor de 3 mm de las planchas de acero que conforman el diseño del gasificador, esto surge del gasificador utilizado por Diez y Droguett (1989) [27].

El caso crítico que requiere mayor biomasa es cuando el rendimiento del gasificador tiene un valor de 90%. Para determinar el contenedor superior del gasificador, se elige un ángulo del alimentador al lecho de 70° ( $\alpha$ ), el cual se asemeja a los diseños mostrados en la literatura [3], [5] y [9].

Para continuar con los cálculos se requieren los flujos volumétricos de la biomasa y el biochar. Para el primer caso, se debe determinar la densidad aparente de los chips de pino y para el segundo caso, la densidad estérea del char, se obtiene de [3].

La densidad aparente de los chips de madera fue calculada mediante una relación de comportamiento de chips de álamos, ya que su valor no aparece en las fuentes de

información consultadas. Para ello, se determinó una relación de densidades según se muestra en la ecuación A.3.

$$\left(\frac{\rho_A}{\rho_V}\right)_{\text{Álamo}} = \left(\frac{\rho_A}{\rho_V}\right)_{\text{Pino}} \quad (\text{A. 3})$$

Donde:

$\rho_A$  = Densidad aparente de los chips de la madera

$\rho_V$  = Densidad verde de cada chip.

Los valores de las densidades verde y aparente del álamo son 400 m<sup>3</sup>/kg y 175 m<sup>3</sup>/kg, respectivamente. Estos datos fueron proporcionados por la empresa generadora de este proyecto, Innovatec YNC Ltda.

Entonces, se tiene que la densidad aparente de los chips de pino es de 354,38 kg/m<sup>3</sup>.

De lo anterior se tiene que el flujo volumétrico de biomasa es de 0,01 m<sup>3</sup>/h. Dado que se desea trabajar con volúmenes y no flujos, se diseña bajo la representación de una hora de trabajo.

La alimentación y descarga al y desde el lecho se debe evitar generar escapes de gases del gasificador, ya que no solo pierde presión, sino que también puede ser riesgoso dada la calidad inflamable del syngas, por lo tanto se ha seleccionado una válvula rotatoria o esclusa de extracción. Dado que el tamaño requerido por el sistema es menor a las válvulas comerciales, se debe fabricar. Para determinar las medidas, se toma el modelo más pequeño encontrado (HSD 2015) y se analiza su comportamiento con la mitad de la carga, mediante la ecuación A.4.

$$\text{Capacidad} \left(\frac{\text{Ton}}{\text{h}}\right) = \frac{C_o \times \delta \times N \times \alpha}{100} \quad (\text{A. 4})$$

Con:

$C_o$  = Capacidad con porcentaje de llenado de 100% para una rpm, para el modelo seleccionado es de 0,228 [m<sup>3</sup>/h x rpm].

$d$  = Peso específico de la biomasa o char, Ton/m<sup>3</sup>.

$N$  = Revoluciones por minuto, rpm.

$a$  = Porcentaje de llenado.

En una primera instancia se evalúa con la mitad de la capacidad, de donde se obtiene que para cumplir con el flujo al lecho (0,00381 Ton/h) la válvula debe girar a 9,43 rpm.

La rejilla o parrilla se ubica a 10 cm de la garganta, tal como lo recomienda Fanta y Droguett [20], y Basu (2010) [9].

## A.5: Pérdida de carga en el Gasificador

El análisis de la pérdida de carga en el lecho parte de los datos experimentales generados en la memoria de Diez [27], de donde se obtiene una serie de curvas para las experiencias realizadas.

Los datos de todas las experiencias consideradas se encuentran graficados en la Figura A.4 que se muestra a continuación, estas experiencias se caracterizan por ser bajo el método Bach sin sacudir el lecho. Las experiencias que no aparecen no fueron analizadas por falta de datos a excepción de la experiencia 2 la cual es revisada aparte, ya que en medio de la observación se realiza el sacudido del lecho.

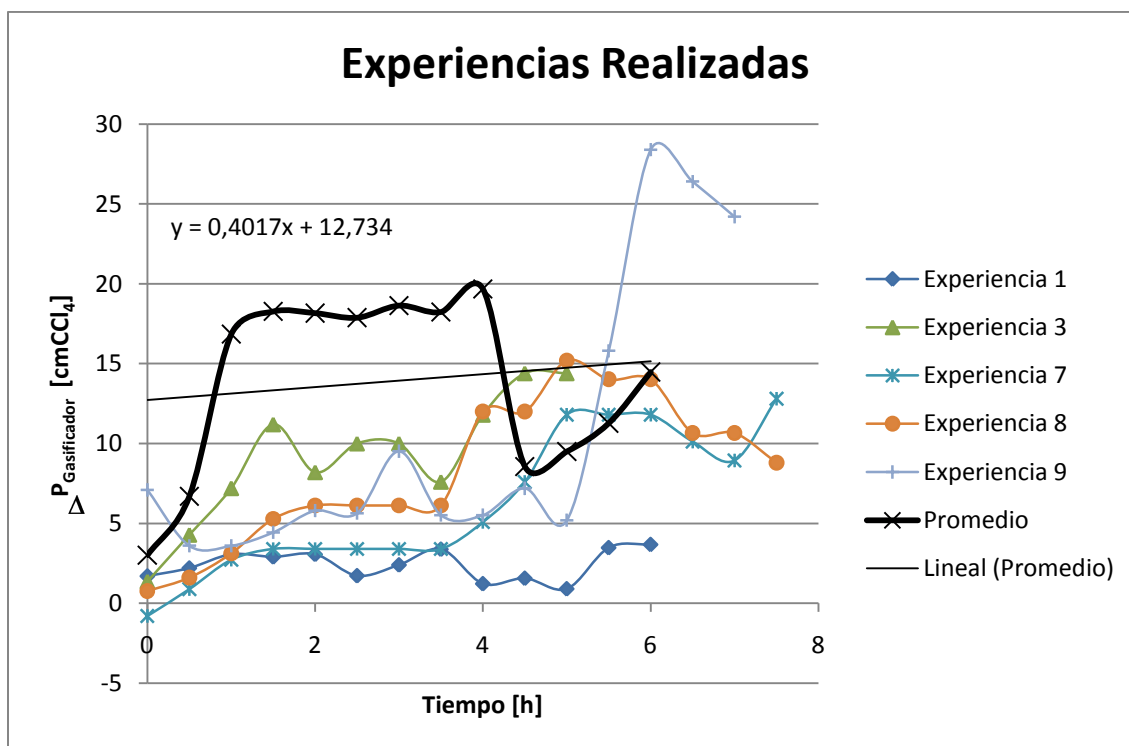


Figura A.4: Datos de todas las experiencia de Diez

La curva negra de la Figura A.4 representa el promedio de la pérdida de presión para cada hora medida y su línea de tendencia característica (de color negro también). En la misma figura se muestra la ecuación de la recta la cual es utilizada en el punto 4.1.2.2.

La caída estrepitosa de la curva promedio se debe a la dispersión de la distribución de datos, los cuales desde la hora 3 tienen un comportamiento más errático, lo que sugiere que es en ese período un buen momento de realizar una sacudida al lecho para redistribuir la descarga y evitar la gran variabilidad de datos que puede tener la curva (como se ve en la experiencia 9).

En general todas las pruebas tienden a aumentar la pérdida de carga en el tiempo, pero en la curva de real se ve que existen mesetas de tiempo en que la pérdida permanece relativamente constante.



## A.6: Propiedades del Syngas

De la literatura estudiada, surgen distintos valores para las propiedades del syngas, tales como su densidad, viscosidad, calor específico, etc.

El cálculo parte con la composición del gas, el cual fue rescatado de la experimentación de Fanta y presentado en el punto 4.4.2.1 en la Tabla 4.3.

Para determinar el calor específico del syngas se requiere conocer el calor específico de cada gas constituyente del syngas y su peso molecular, de tal forma que se obtiene el aporte de cada espécimen. En la Tabla A.6 se presenta la fórmula de cada componente, la cual depende de la temperatura en grados Kelvin, y su peso específico.

**Tabla A.6: Calor específico y peso de cada gas constituyente**

Gas	Calor Específico [kJ/kmol°K]	Peso Molecular [kg/kmol]
CO	$27,62+0,005 \times T$	28
CO <sub>2</sub>	$43,28+0,0114 \times T-818363/T^2$	44
H <sub>2</sub>	$27,71+0,0034 \times T$	2
CH <sub>4</sub>	$22,35+0,048 \times T$	16
N <sub>2</sub>	$27,21+0,0042 \times T$	28
O <sub>2</sub>	$34,62+0,00108 \times T-785712/T^2$	32

Entonces el calor específico (Cp) del syngas se obtiene mediante la ecuación A.5.

$$C_{p_{\text{Syngas}}} = \sum_i P_i \times \frac{C_{p_i}}{PM_i} \quad \left[ \frac{kJ}{kg^{\circ}K} \right] \quad (A.5)$$

Donde:

$P_i$  = Porcentaje de composición del gas i en el syngas, se obtiene de la Tabla 4.3.

$C_{p_i}$  = Calor específico del gas i para la temperatura media.

$PM_i$  = Peso molecular del gas i.

De donde se obtiene que para la temperatura media de enfriamiento, 425°C, el calor específico del syngas es de 2.263,71 J/kg°K.

La densidad del syngas también varía con la temperatura. De la Figura A.5 presentada por Milnes (1988) [3], se obtiene la ecuación de cada curva, las que se muestran en la Tabla A.7, cuya variable T representa la temperatura en Celsius.

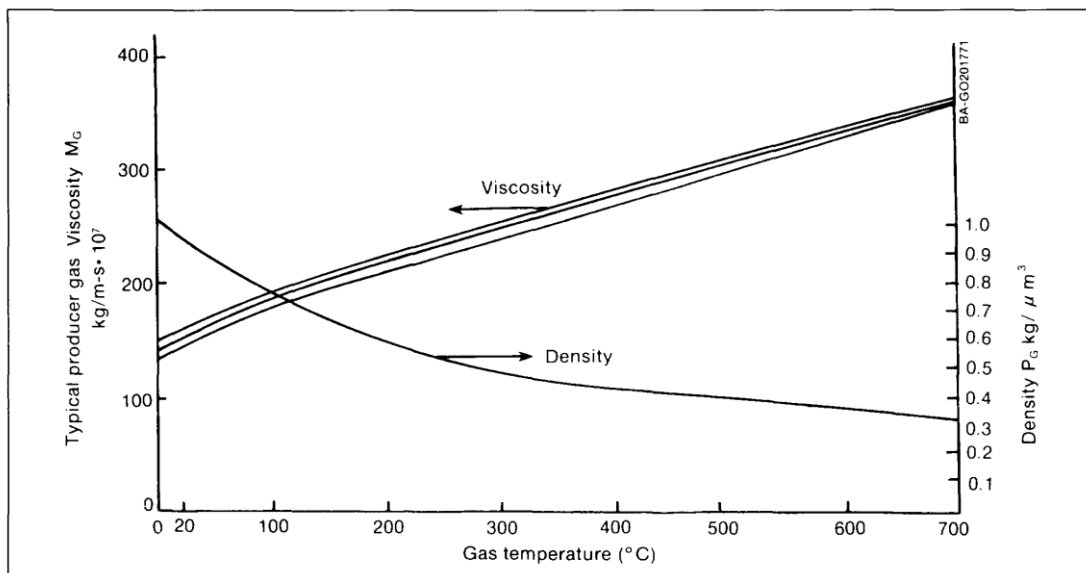


Figura A.5: Gráfico de propiedades del syngas según su temperatura

Tabla A.7: Ecuaciones de algunas propiedades del syngas

Propiedad	Ecuación	Unidades
Densidad ( $\rho$ )	$0,957 \cdot \exp(-0,002 \cdot T)$	$\text{Kg/m}^3$
Viscosidad Dinámica ( $\mu$ )	$10^{-11} \cdot T + 3 \times 10^{-8} \cdot T + 10^{-5}$	$\text{Kg/m} \cdot \text{s}$
Viscosidad Cinemática ( $\nu$ )	$\mu/\rho$	$\text{m}^2/\text{s}$

Otra propiedad importante es el coeficiente de conducción del gas ( $k_{\text{Syngas}}$ ), el cual se calcula con la ecuación A.6.

$$k_{\text{Syngas}} = \frac{\sum_i k_i \times PM_i^{1/3} \times P_i}{\sum_i P_i \times PM_i^{1/3}} \quad (\text{A.6})$$

Donde:

$k_i$  = Coeficiente de conducción de cada gas constituyente del syngas

Con esto se tiene todo lo requerido para calcular los equipos según las propiedades del syngas.

### A.7: Enfriador de syngas

En la ecuación de calor a utilizar, se requiere conocer el concepto de variación de temperatura media logarítmica ( $\Delta T_m$ ). Esta variable corresponde a la temperatura logarítmica y un factor de corrección que depende de las temperaturas.

La temperatura logarítmica depende de la forma que se encuentran los fluidos por los tubos y carcasa, el cual puede ser contra-corriente o co-corriente. Como esta es una fase de diseño, se utiliza la configuración que produce una mayor variación de temperatura

logarítmica, o sea, contra-corriente. Entonces mediante la ecuación A.7 se puede calcular la temperatura logarítmica ( $\Delta T_{Log}$ ).

$$\Delta T_{Ln} = \frac{(T_E - t_S) - (T_S - t_E)}{\ln\left(\frac{(T_E - t_S)}{(T_S - t_E)}\right)} \quad [^{\circ}C] \quad (A.7)$$

Donde:

$T_i$  = Temperatura del fluido en la carcasa de Entrada y Salida,  $^{\circ}C$ .

$t_i$  = Temperatura del fluido en los tubos de Entrada y Salida,  $^{\circ}C$ .

A esta temperatura se le deben aplicar un factor de corrección F, de tal forma que la temperatura media logarítmica se calcule mediante la ecuación A.8.

$$\Delta T_m = F \times \Delta T_{Ln} \quad (A.8)$$

Donde:

F = Factor calculado mediante la ecuación A.9.

$$F = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-S}{1-R \cdot S}\right)}{(R-1) \ln\left[\frac{2-S(R+1)-\sqrt{R^2+1}}{2-S(R+1)+\sqrt{R^2+1}}\right]} \quad (A.9)$$

Con:

$$S = \frac{\alpha - 1}{\alpha - R}$$

$$\alpha = \left(\frac{1 - R \cdot P}{1 - P}\right)^{1/N}$$

Donde:

N = Número de pasadas del syngas por la carcasa.

$$R = \frac{T_E - T_S}{t_S - t_E}$$

$$P = \frac{t_S - t_E}{T_S - t_S}$$

Considerando:

$T_E$  = Temperatura de entrada del fluido en la carcasa,  $^{\circ}C$ .

$T_S$  = Temperatura de salida del fluido en la carcasa,  $^{\circ}C$ .

$t_E$  = Temperatura de entrada del fluido por los tubos, °C.

$t_S$  = Temperatura de salida del fluido por los tubos, °C.

La evaluación numérica se ve en la Tabla A.8.

**Tabla A.8: Variables definidas y calculadas para determinar  $\Delta T_m$**

$T_E$	800	°C
$T_S$	90	°C
$t_E$	20	°C
$t_S$	50	°C
$\Delta T_{Ln}$	286,7	°C
R	23,67	
P	0,04	
N° de pasos por carcasa	1	
$\alpha$	0,09	
S	0,04	
F	0,94	
$\Delta T_m$	269,3	°C

El cálculo del coeficiente de convección del fluido que va por el interior de los tubos, corresponde al análisis de un fluido con convección forzada dentro de los tubos.

Tal como se dijo en el punto 4.4.3, se escogen las cañerías de acero inoxidable con menor diámetro posible las corresponden a  $\frac{1}{4}$ " y dada la alta temperatura del sistema, se escoge un Sch 80 para evitar deformaciones.

Las dimensiones de esta cañería se ven en la Tabla A.9.

**Tabla A.9: Dimensiones cañería de  $\frac{1}{4}$ "**

Diam. Exterior	13,72	Mm
Espesor	3,02	Mm
Diam. Interno	7,68	Mm
Área	4,63E-05	m <sup>2</sup>

Dado que ya se calculó el número de tubos de manera que cumpliera con el largo especificado y el flujo por cada tubo mediante la ecuación 4.9, es posible determinar la velocidad real ( $V$ ) en cada tubo mediante la ecuación A.10.

$$V = \frac{\dot{V}}{A} \quad (\text{A.10})$$

Donde:

$\dot{V}$  = Flujo de agua dentro de cada tubo, m<sup>3</sup>/s.

A = Área interior de los tubos, se calcula como  $\pi \cdot D_0$ , m<sup>2</sup>.

$D_0$  = Diámetro interior de los tubos, m.

De donde se obtiene que la velocidad real por cada tubo es de 0,07 m/s.

El comportamiento del fluido dentro de los tubos se analiza con el número de Reynolds, el que se calcula con la ecuación A.11.

$$Re = \frac{V \cdot D_0}{\nu} \quad (A.11)$$

Donde:

$\nu$  = Viscosidad dinámica del agua a la temperatura media, m<sup>2</sup>/s.

Lo que resulta ser un flujo laminar con un Reynolds de 785,5. A continuación se procede a calcular el factor de fricción que se produce entre el fluido (Agua) y las paredes internas de la tubería, mediante la ecuación A.12, la cual es válida solo para flujos laminares.

$$f = \frac{64}{Re} \quad (A.12)$$

Previo a determinar el coeficiente de convección, se requiere determinar el número de Nussel, el cual se calcula como se muestra en la ecuación A.13. Esta ecuación es válida solo para flujos laminares.

$$Nu = 1,86[Re \cdot Pr \cdot D_0/L]^{1/3} \quad (A.13)$$

Con:

Pr = Prandtl del Agua a la temperatura media.

L = Largo de los tubos ya calculado, m.

Entonces el coeficiente de convección interna se calcula con la ecuación A.14.

$$h_0 = \frac{Nu \times k}{D_0} \quad (A.14)$$

Donde:

k = coeficiente de conducción térmica del agua a la temperatura media, W/m<sup>2</sup>°C.

De donde sale que el coeficiente de convección interna tiene un valor de 533,8 W/m<sup>2</sup>°C.

Para determinar el diámetro mínimo de la carcasa, se requieren conocer las constantes k1 y n presentadas en la ecuación 4.10, las que se muestran en la Tabla A.10.

Tabla A.10: Coeficientes  $k_1$  y  $n$

Forma: Triangular

$P_T = 1,25 \cdot DS$

Nº de pasos por los tubos	1	2	4	6	8
$k_1$	0,319	0,249	0,175	0,00743	0,0365
N	2,142	2,207	2,285	5,299	2,675

Forma: Cuadrada

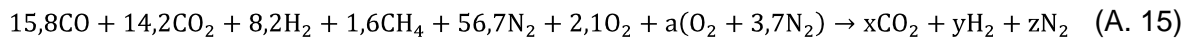
$PT = 1,25 DS$

Nº de pasos por los tubos	1	2	4	6	8
$k_1$	0,215	0,156	0,158	0,0402	0,0331
N	2,207	2,291	2,263	2,617	2,643

Fuente: [www.iq.uva.es/calor/TEMA8.1.pdf](http://www.iq.uva.es/calor/TEMA8.1.pdf)

## A.8 Cálculo de aire de combustión

Para determinar el aire que requiere la combustión completa del syngas se parte de la ecuación A.15 que corresponde a la combustión estequiométrica del syngas.



Al igualar los moles de los elementos de análisis, C, H, O y N, se tiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$C: \quad x = 15,8 + 14,2 + 1,6 \quad x = 31,6\%$$

$$H: \quad y = 8,24 \cdot 2 + 1,61 \cdot 4 \quad y = 11,4\%$$

$$O: \quad 2x + y = 15,8 + 14,2 \cdot 2 + 2,13 \cdot 2 + 2a \quad a = 13,1\%$$

$$N: \quad a \cdot 3,7 = z \quad z = 21,04$$

Con esto, se puede determinar la relación de aire combustible para la combustión, la cual corresponde al aire necesario para quemar por completo el syngas. Tal como se ve en la ecuación A.15, se observa que el syngas contiene 2,1% de oxígeno, lo que genera dos opciones de análisis, si el oxígeno reacciona en la combustión y si no. Si el oxígeno del syngas aporta a la combustión, se tiene la ecuación A.16.

$$\left(\frac{A}{F}\right) = \frac{13,1(32+3,7 \cdot 28) + 2,1 \cdot 32}{15,8(12+16) + 8,2 \cdot 2 + 1,6(12+4)} = 3,81 \quad (A. 16)$$

Si el oxígeno contenido no aporta a la combustión, se tiene la ecuación A.17.

$$\left(\frac{A}{F}\right) = \frac{13,1(32+3,7 \cdot 28)}{15,8(12+16)+8,2 \cdot 2+1,6(12+4)} = 3,67 \quad (\text{A. 17})$$

Para determinar el flujo de aire necesario ( $\dot{m}_{\text{Aire}}$ ), se utiliza la ecuación 4.18.

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{\text{Op}} = \frac{\dot{m}_{\text{Aire}}}{\dot{m}_{\text{Syngas}}} \quad (\text{A. 18})$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{Syngas}}$  = Flujo másico del syngas a combustionar, 6,7 kg/h.

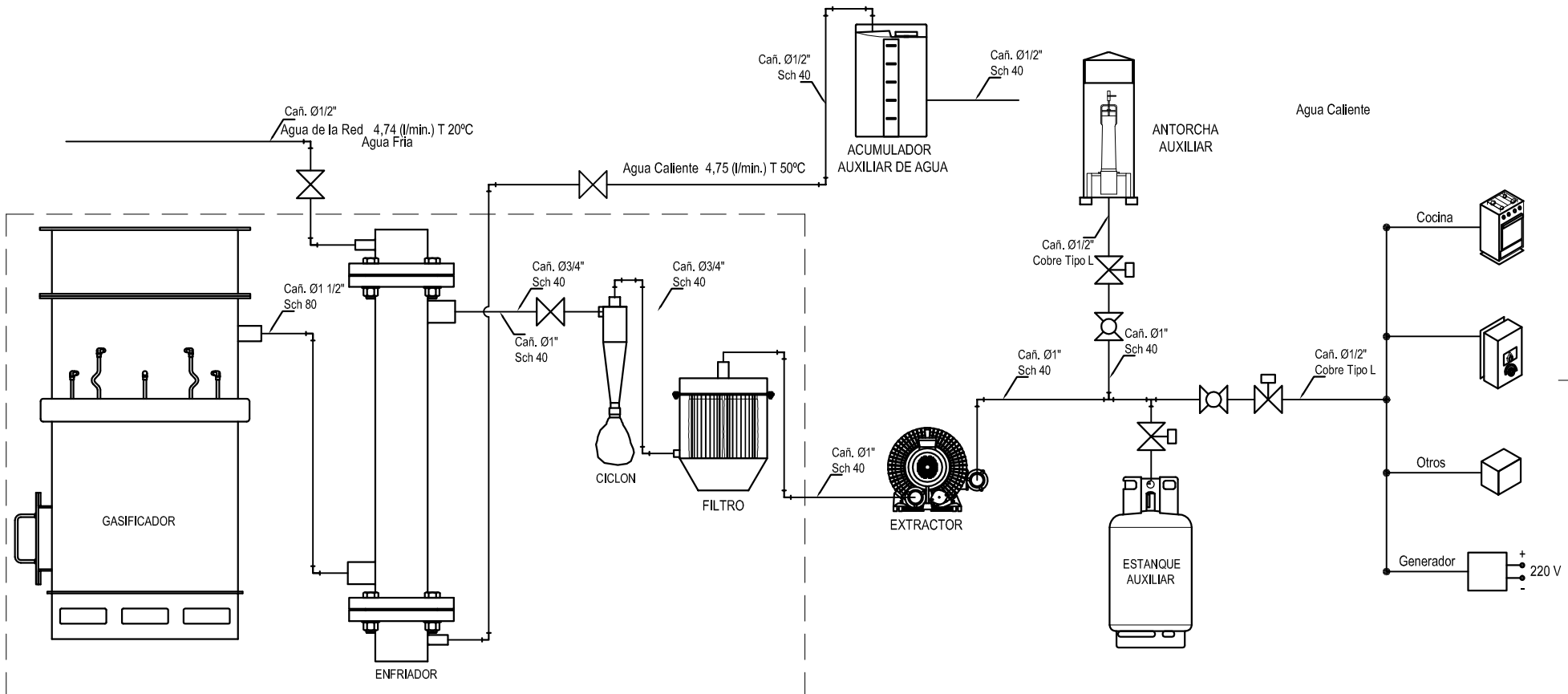
Para evitar la subestimación de los recursos, se utiliza como relación de aire combustible aquella que considera la combustión del oxígeno.


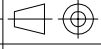
Por lo tanto, se tiene que el flujo másico de aire requerido para la combustión completa del syngas es de 25,7 kg/h.

## **Anexo B: Planos**

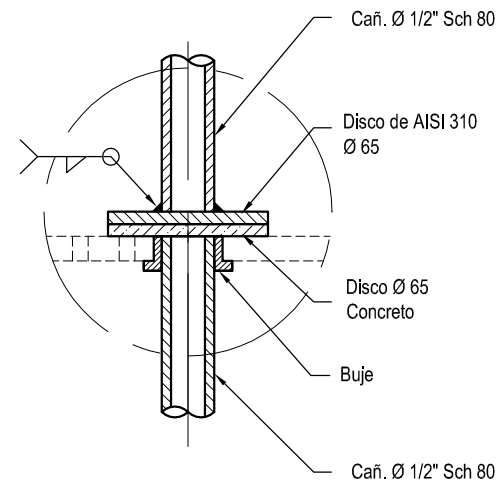
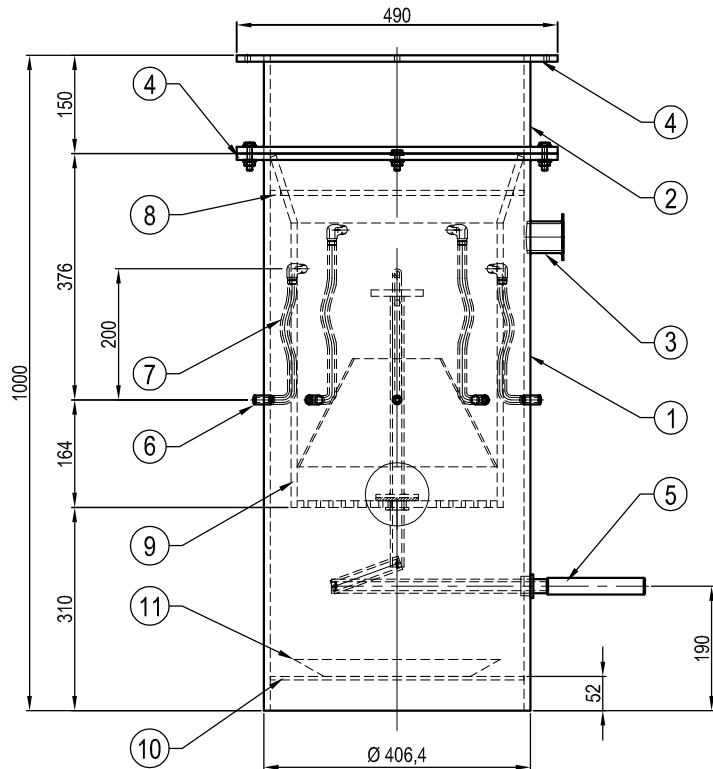
### **Planos B.1: Plano general de la instalación**







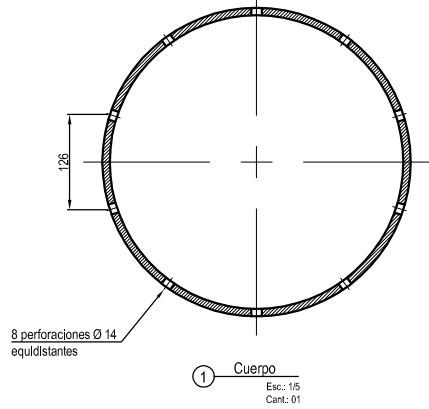
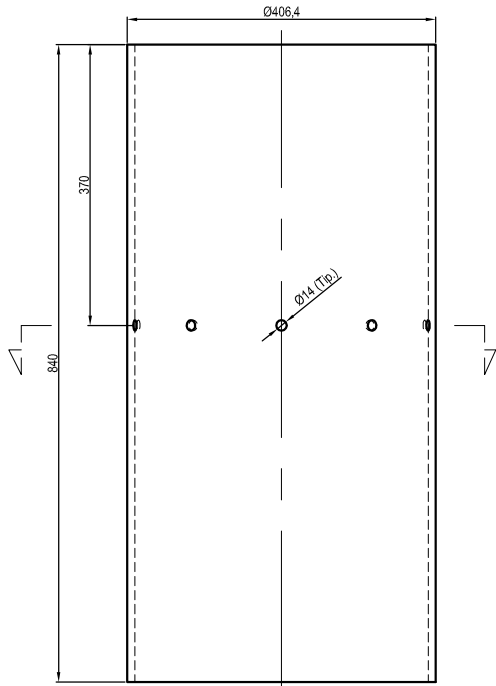
 <small>Innovatec YNCLtda.          Paseo Bihues 139 of. 51, 5to.          Fono: (56-2) 394-8229          www.innovatec.cl</small>				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION: Esquema General de Instalación Unidad Gasificadora Biochar Esquema Industrial		ARCHIVO:
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	PLANO N°	
PROYECTO	EP		10/2010	 FORMATO:		
DIBUJO	EP		10/2010			
REVISO	LN		10/2010			
APROBO	LN		10/2010			

## Planos B.2: Gasificador

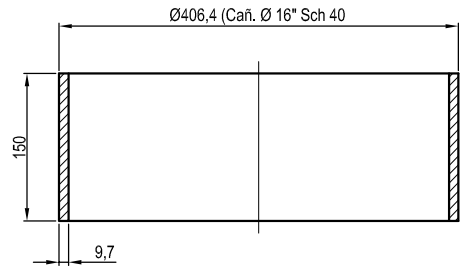


ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES
11	Bandeja de Descarga	AISI310	1	
10	Soporte Bandeja, e=5 mm.	AISI310	1	Ver Plano GB-G-001 2
9	Lecho	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 4
8	Soporte Lecho, e=5 mm.	AISI310	2	Ver Plano GB-G-001 2
7	Inyector de Aire Secundario	ASTM A-312	5	Ver Plano GB-G-001 7
6	Inyector de Aire Primario	ASTM A-312	5	Ver Plano GB-G-001 7
5	Manija Movilizador de Biomasa de Doble Efecto	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 6
4	Flange de Acople	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 2
3	Salida de Syngas Cañeria Ø1 1/2" Sch 80 L=65 mm.	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 2
2	Acumulador de Biomasa Cañeria Ø16" Sch 40 L=150 mm.	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 2
1	Cuerpo Cañeria Ø16" Sch 40 L=840 mm.	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 2

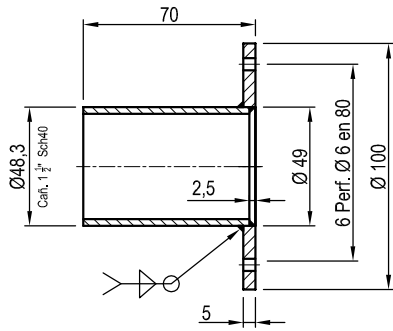
PROYECTO:				Gasificación - Biochar	
DESCRIPCION				Gasificador	
 Innovatec YNCLtda. Paseo Buñes 130 of. 51, Sgo. Fono (56 - 2) 784-9220 www.innovatec.cl				ARCHIVO: GB-G-001.dwg	
				LAMINA: 1	
PROYECTO	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	PLANO N°
DIBUJO	DN		04-03-11	Indicadas	
REVISO	EP/LN		04-03-11		GB-G-001
APROBO				FORMATO:	
					REV. 



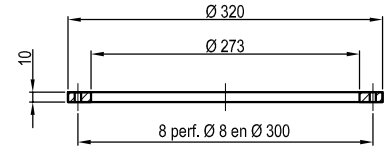
① Cuerpo  
Esc.: 1/5  
Cant.: 01



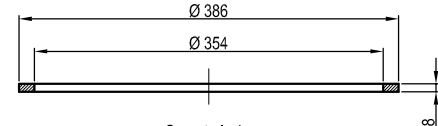
② Acumulador de Biomasa  
Esc.: 1/5



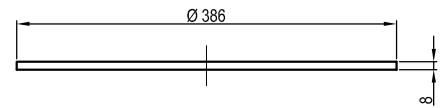
⑦ Salida de Biogas  
Cant.: 02  
Escala: 1/2



④ Flange  
Cant.: 02  
Escala: 1/5

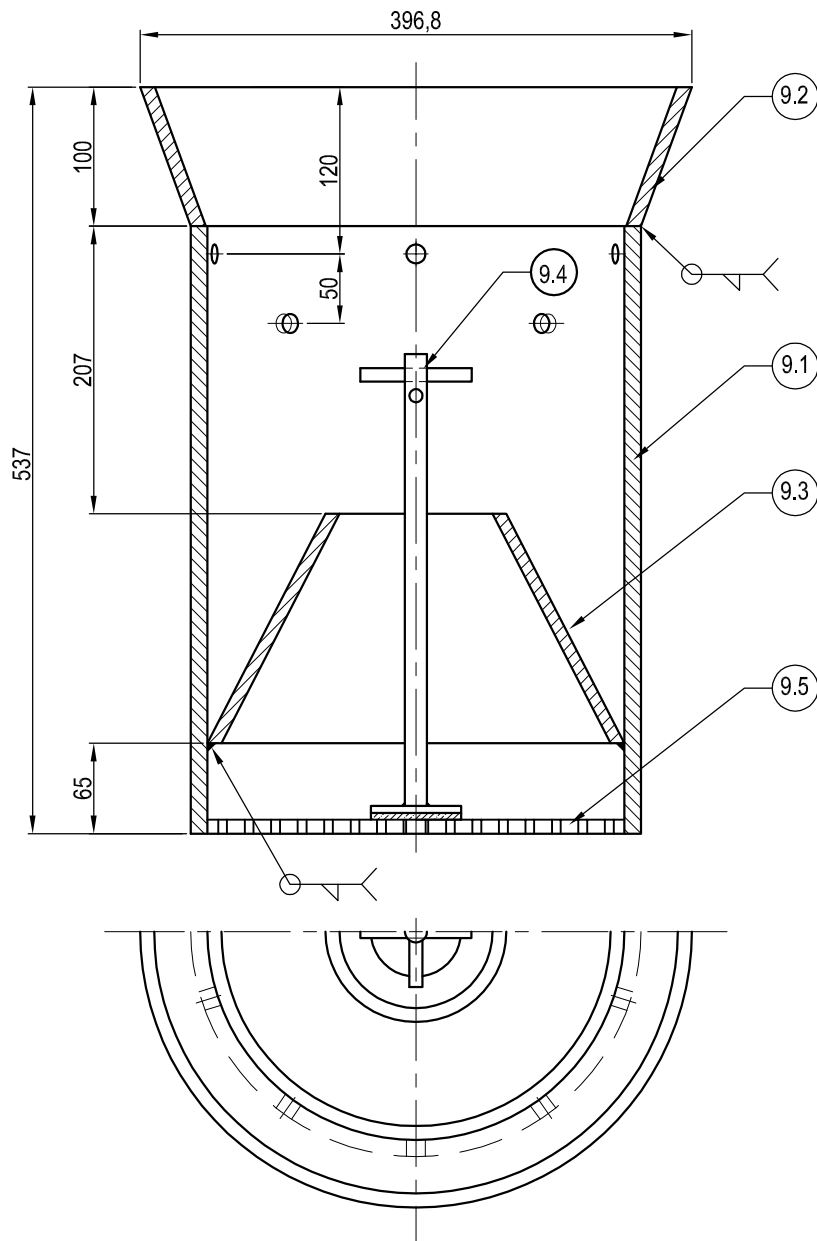


⑧ Soporte lecho  
Cant.: 01  
Escala: 1/5



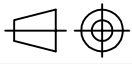
⑩ Soporte lecho de descarga  
Cant.: 01  
Escala: 1/5

 <small>Innovatec YNC Ltda.          Paseo Bulnes 130 of. 51, Stgo.          Fono: (56 - 2) 784-9220          www.innovatec.cl</small>				PROYECTO:		
				Gasificación - Biochar		
				DESCRIPCION	Gasificador	
					Estructura	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EP/LN		04-03-11	Indicadas	GB-G-001.dwg	2
DIBUJO	DN		04-03-11		PLANO N°	REV.
REVISO	EP/LN		04-03-11		GB-G-001	
APROBO				FORMATO:		



9 Lecho  
Cant.: 01

ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES
9.5	Parrilla Ø300 mm	AISI 310	1	
9.4	Movilizador de Biomasa de Doble Efecto	AISI 310	1	Ver Plano GB-G-001 6
9.3	Plancha e=10 mm, L=165 mm	AISI 310	1	Ver Plano GB-G-001 6
9.2	Plancha e=10 mm, L=100 mm	AISI 310	1	Ver Plano GB-G-001 6
9.1	Lecho Cañ. Ø12" Sch 80 L=432 mm.	ASTM A-312	1	Ver Plano GB-G-001 4

 Innovatec YNC Ltda. Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo. Fono: (56 - 2) 784-5220 www.innovatecchile.cl				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Lecho	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EP/LN		04-03-11	Indicadas	GB-G-001.dwg	3
DIBUJO	DN		04-03-11		PLANO N°	REV.
REVISO	EP/LN		04-03-11		GB-G-001	B
APROBO				FORMATO:		

1 2 3 4 5 6 7 8

A

B

C

D

E

F

A

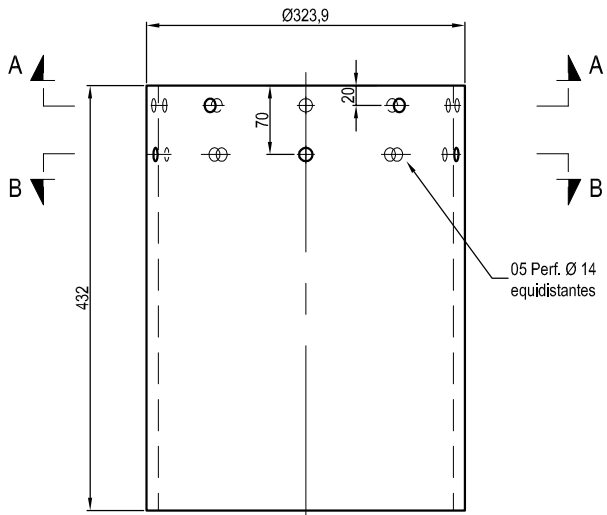
B

C

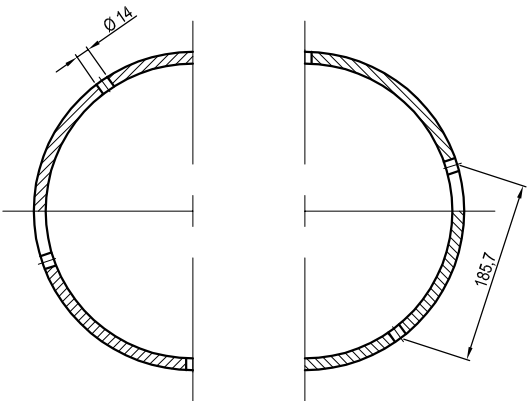
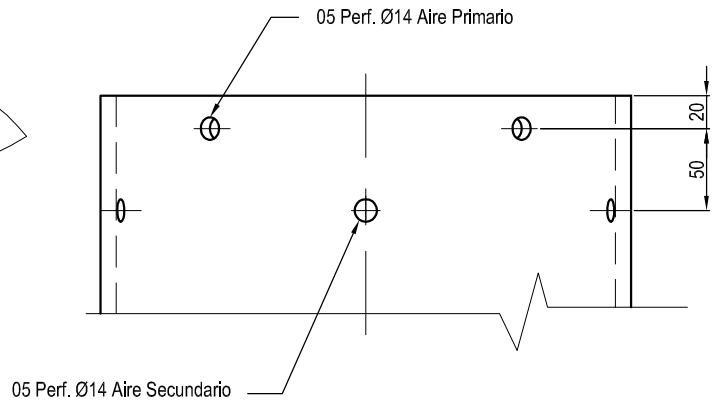
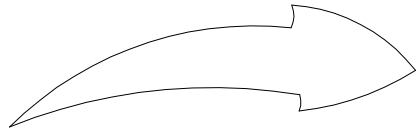
D

E

F

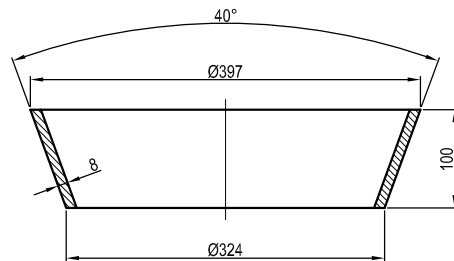


9.1 Lecho  
Esc.: 1/5  
Cant.: 01

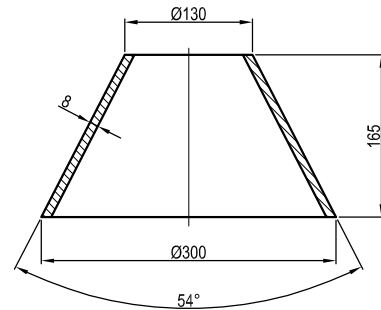


Corte A - A

Corte B - B



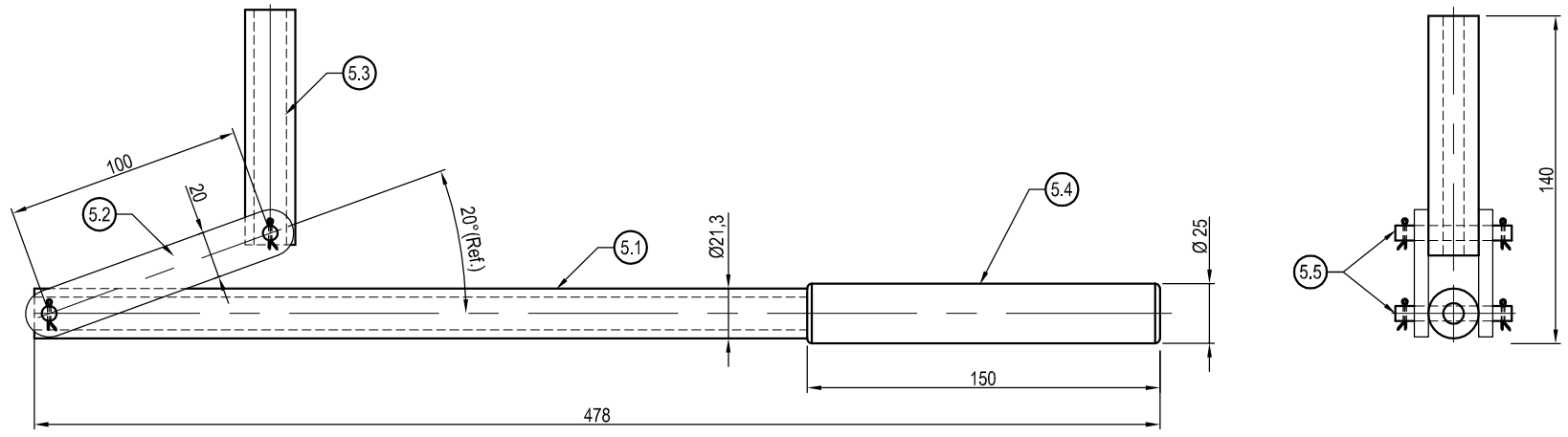
9.2 Cono de alimentación  
Esc.: 1/5  
Cant.: 01



9.3 Cono invertido para descarga  
Esc.: 1/5  
Cant.: 01

Innovatec YNC Ltda. Paseo Bulnes 130 of. 51, 5to. Fonos (56 - 2) 784-9220 www.innovatec.cl				PROYECTO:	
				Gasificación - Biochar	
PROYECTO EP/LN DIBUJO DN REVISO EP/LN APROBO				DESCRIPCION	
				Lecho Estructuras	
NOMBRE FIRMA FECHA ESCALA: Indicadas ARCHIVO: GB-G-001.dwg PLANO N° GB-G-001				LAMINA: 4	
				REV.	
FORMATO:					

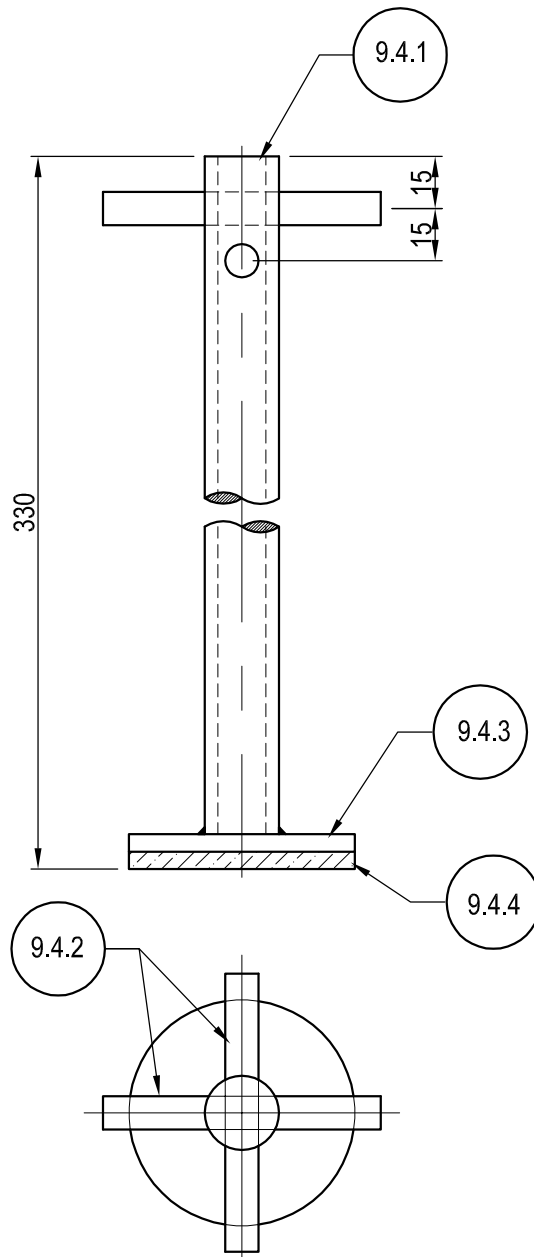
1 2 3 4 5 6 7 8



5 Manilla Movilizadora de Biomasa de Doble Efecto  
 Cant.: 01 Esc.: 1/2

ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES
5.5	Pasador Ø1/4" L=50 mm.	AIISI 310	2	
5.4	Mango Ø1/2" L=150 mm.	Madera	1	
5.3	Cañ Ø1/2" Sch 80 L=100 mm.	ASTM A-36	1	
5.2	Pletina 20x120, e= 3 mm	AIISI 310	2	
5.1	Cañ Ø1/2" Sch 80 L=328,5 mm.	ASTM A-36	1	

 <small>Innovatec YNC Ltda.        Paseo Buñes 130 of. 51, Stgo.        Fono (56 - 2) 784-9220        www.innovatec.cl</small>				PROYECTO: Gasificación - Biochar		
				DESCRIPCION	Manilla Movilizadora de Biomasa de Doble Efecto	
PROYECTO	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
DIBUJO	EP/LN		04-03-11	Indicadas	GB-G-001.dwg	5
REVISO	EP/LN		04-03-11		PLANO N°	REV.
APROBO					GB-G-001	
FORMATO:						

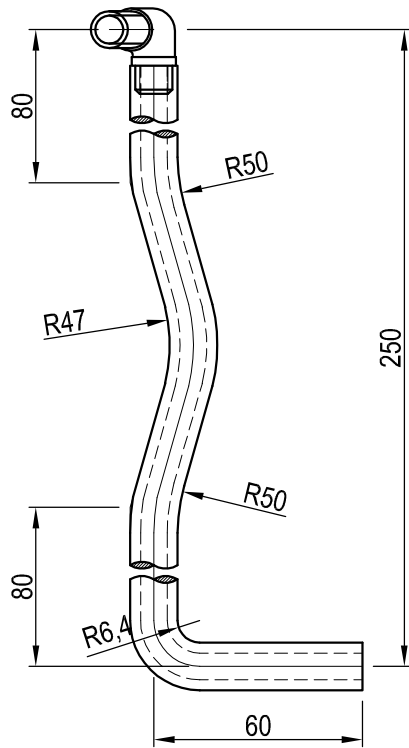


9.4 Movilizador de Biomasa de Doble Efecto  
Esc.: 1/2 Cant.: 01

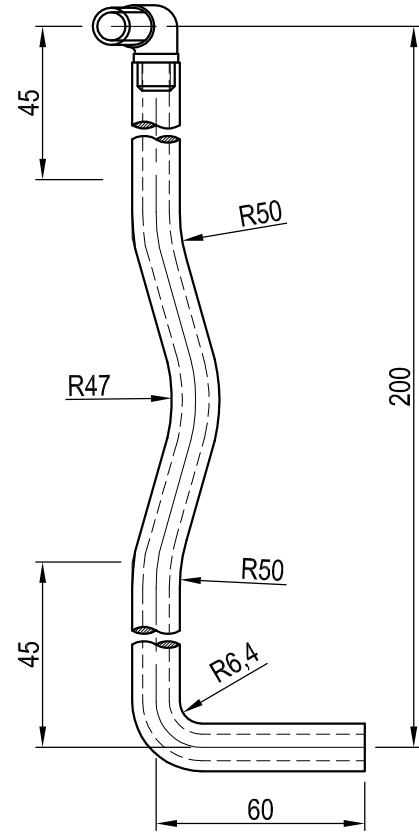
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES
9.4.4	Disco Ø65 mm, e=5 mm	Concreto	1	
9.4.3	Disco Ø65 mm, e=5 mm	AISI 310	1	
9.4.2	Barra Ø3/8" L=80 mm	AISI 310	2	
9.4.1	Cañ Ø1/2 Sch 80 L=320 mm	ASTM A-312	1	

 <small>Innovatec YNCLtda. Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo. Fono: (56-2) 784-5220 www.innovatecchile.cl</small>				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Movilizador de Biomasa de Doble Etapa	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EP/LN		04-03-11	Indicadas	GB-G-001.dwg	6
DIBUJO	DN		04-03-11		PLANO N°	REV.
REVISO	EP/LN		04-03-11		<b>GB-G-001</b>	
APROBO				FORMATO:		




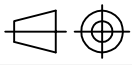



⑥ Inyector de Aire Primario  
Esc.: 1/2

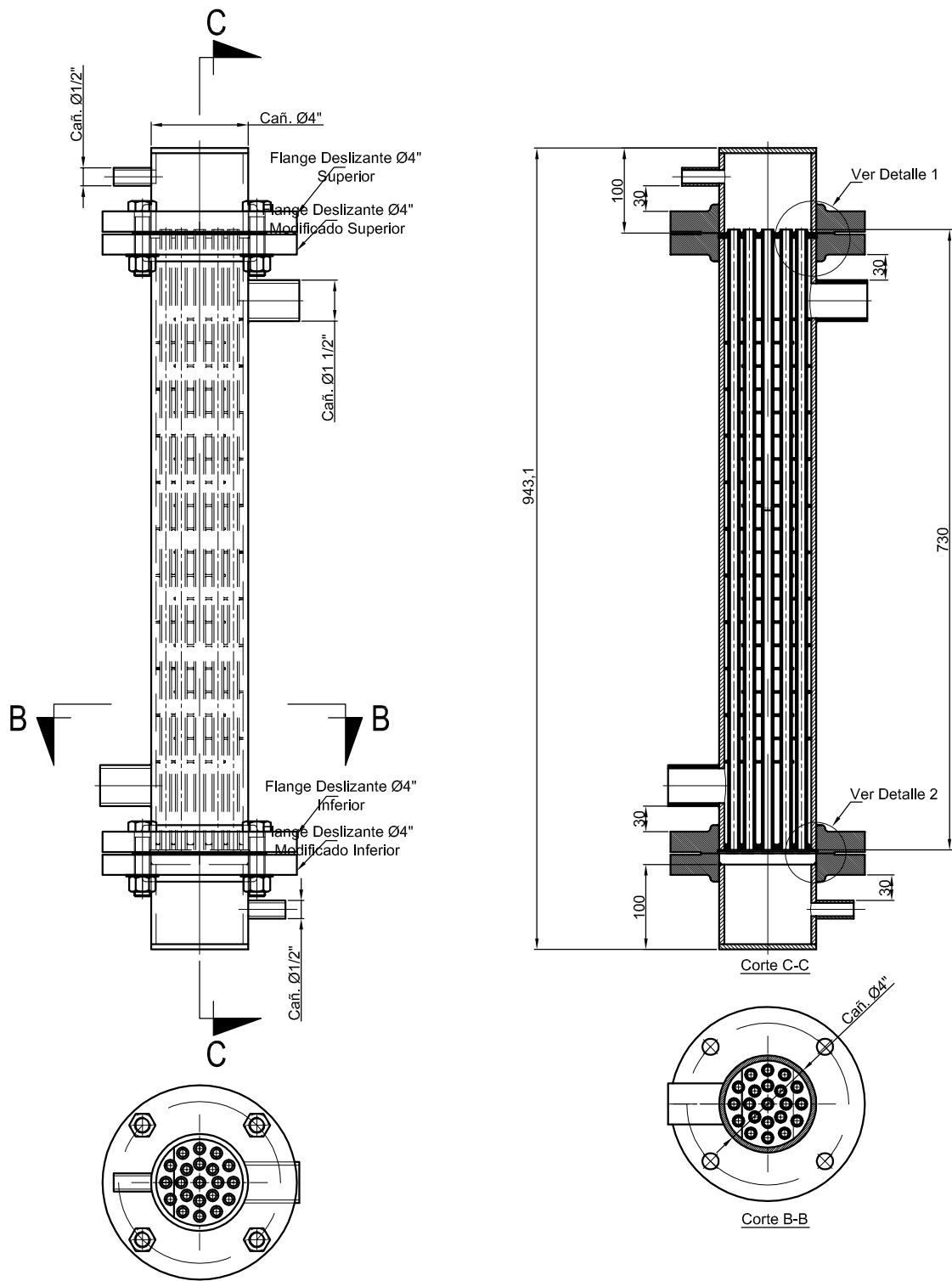




⑦ Inyector de Aire Secundario  
Esc.: 1/2

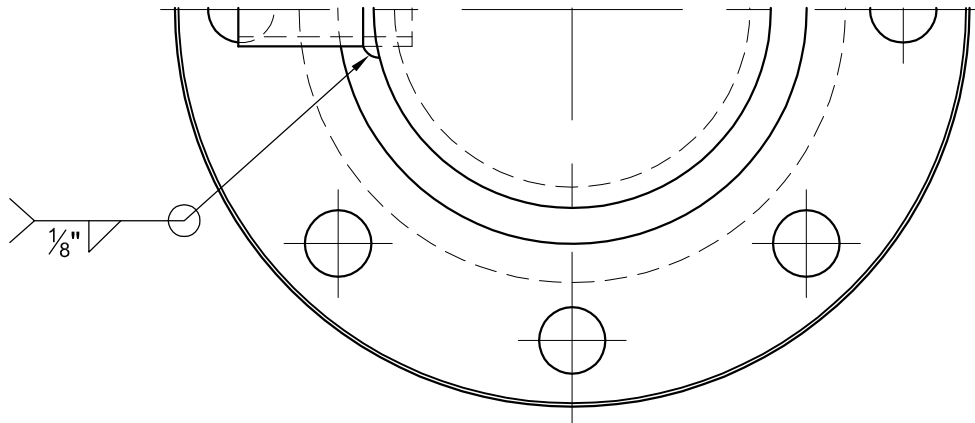
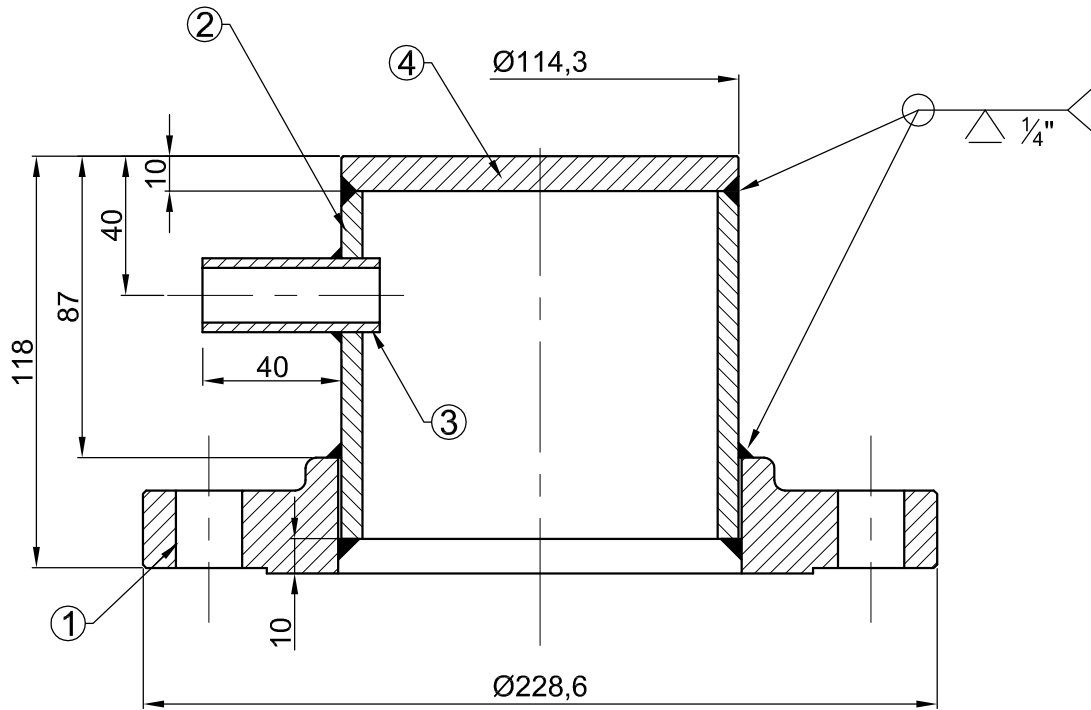
7	Inyector de Aire Secundario Cañ. Ø1/4" Sch 80	ASTM A-310	5	
6	Inyector de Aire Primario Cañ. Ø1/4" Sch 80	ASTM A-310	5	

 <small>Innovatec YNCLtda. Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo. Fono: (56-2) 784-5220 www.innovatecchile.cl</small>				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Inyector de Aire Primario y Secundario	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EP/LN		04-03-11	Indicadas	GB-G-001.dwg	7
DIBUJO	DN		04-03-11		PLANO N°	REV.
REVISO	EP/LN		04-03-11		<b>GB-G-001</b>	
APROBO				FORMATO:		

## Planos B.3: Intercambiador

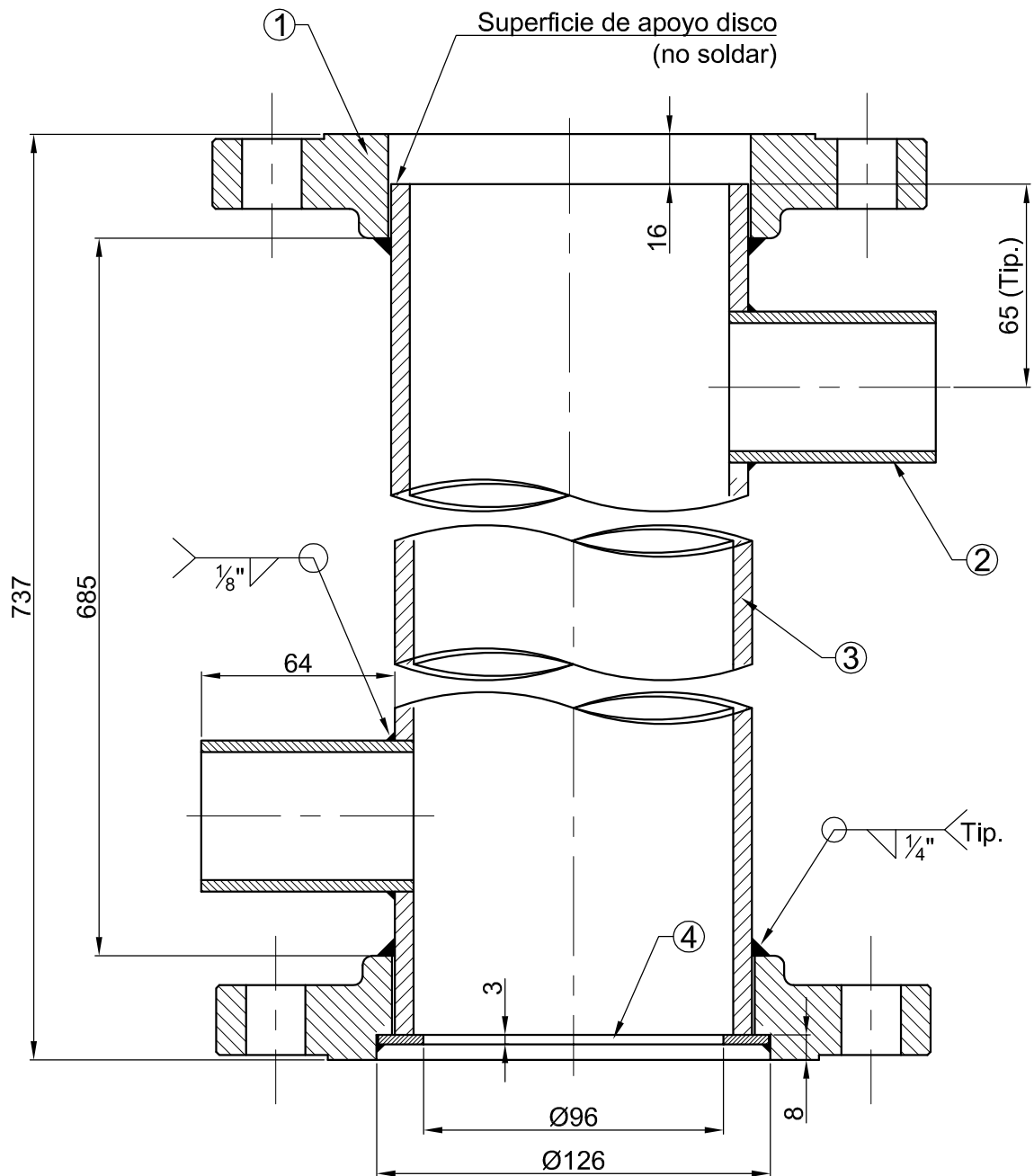


 <small>Innovatec YNCLtda.  Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo.  Fono: (56 - 2) 784-5220  www.innovatecchile.cl</small>				<b>PROYECTO:</b> <b>Gasificación - Biochar</b>		
				<b>DESCRIPCION</b>	<b>Enfriador</b>	
<b>NOMBRE</b>	<b>FIRMA</b>	<b>FECHA</b>	<b>ESCALA:</b> <b>INDICADAS</b>	<b>ARCHIVO:</b> GB-E-001.dwg	<b>LAMINA:</b> 1 DE 5	
<b>PROYECTO</b>	EP/ LN		15/02/11		<b>PLANO N°</b> <b>GB-E-001</b>	
<b>DIBUJO</b>	DN/ JG		15/02/11		<b>REV.</b> 	
<b>REVISO</b>	EP/ LN		15/02/11	<b>FORMATO:</b>		
<b>APROBO</b>	LN					



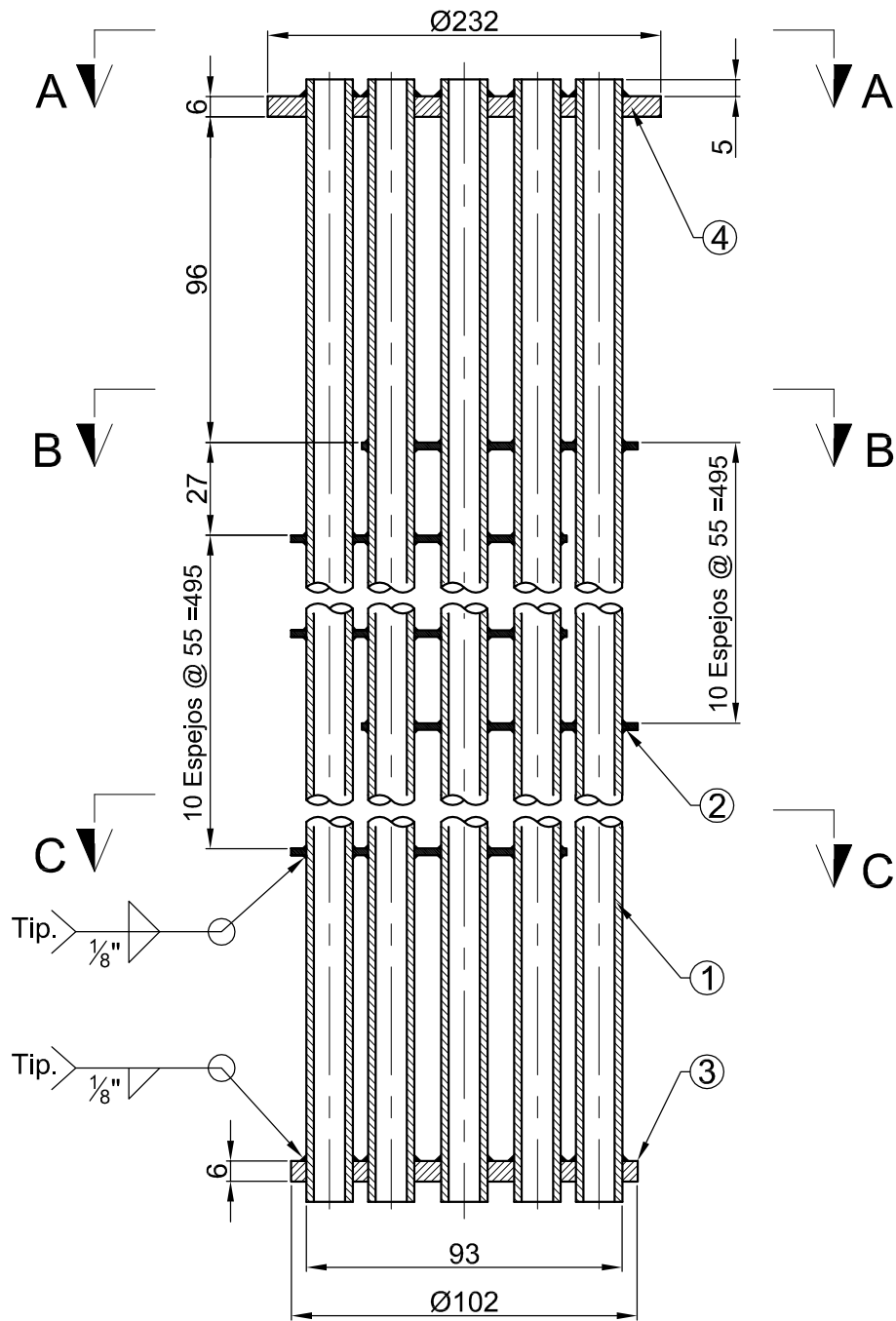
4	Tapa, e= 10 mm	AISI 310	02	
3	Cañ. Ø1/2" Sch 40, Largo: 50	AISI 310	02	Comercial
2	Cañ. Ø 4" Sch 40, Largo: 100	AISI 310	02	Comercial
1	Flange Slip - On para Cañ. Ø 4", Serie 150	AISI 310	02	Comercial
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES

 <small>Innovatec YNCLtda.  Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo.  Fono: (56-2) 784-5220  www.innovatecchile.cl</small>				<b>PROYECTO:</b> <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Enfriador	
				Tapa Superior e Inferior		
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	E.P / L.N		15/02/11	1/2	GB-E-001.dwg	2 DE 5
DIBUJO	D.N / J.G		15/02/11		PLANO N°	REV.
REVISO	E.P / L.N		15/02/11		GB-E-001	
APROBO	L.N			FORMATO:		



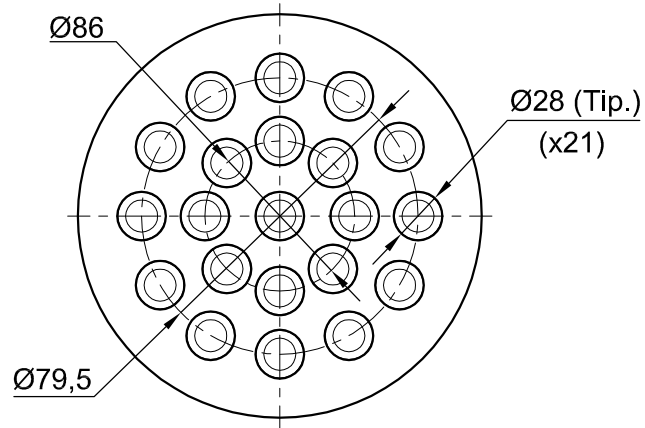
4	Anillo, Ø125, Ø96 x3 mm de espesor	AISI 310	02	
3	Cañ. Ø4" Sch 40, Largo: 710	AISI 310	01	Comercial
2	Cañ. Ø 1 1/2" Sch 40, Largo: 70	AISI 310	02	Comercial
1	Flange Slip - On para Cañ. Ø 4", Serie 150	AISI 310	02	Comercial
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES

 <small>Innovatec YNCLtda.  Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo.  Fono: (56-2) 784-5220  www.innovatecchile.cl</small>				<b>PROYECTO:</b> <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Enfriador	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	E.P / L.N		15/02/11	1/2	GB-E-001.dwg	3 DE 5
DIBUJO	D.N / J.G		15/02/11		PLANO N°	REV.
REVISO	E.P / L.N		15/02/11		GB-E-001	
APROBO	L.N			FORMATO:		



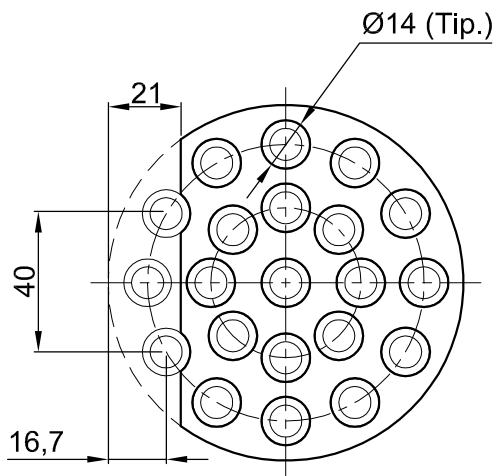
4	Disco Superior Ø 116, e= 6	AISI 310	01	
3	Disco Inferior Ø 102, e= 6	AISI 310	01	
2	Espejos, e= 2 mm	AISI 310	20	
1	Cañ. Ø 1/4" Sch 40, Largo: 730 mm	AISI 310	21	Comercial
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES

 <small>Innovatec YNCLtda.  Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo.  Fono: (56-2) 784-5220  www.innovatecchile.cl</small>				<b>PROYECTO:</b> <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Enfriador	
				Conjunto de Tubos y Espejos		
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	E.P / L.N		15/02/11	1/2	GB-E-001.dwg	4 DE 5
DIBUJO	D.N / J.G		15/02/11		PLANO N°	REV.
REVISO	E.P / L.N		15/02/11		GB-E-001	
APROBO	L.N			FORMATO:		

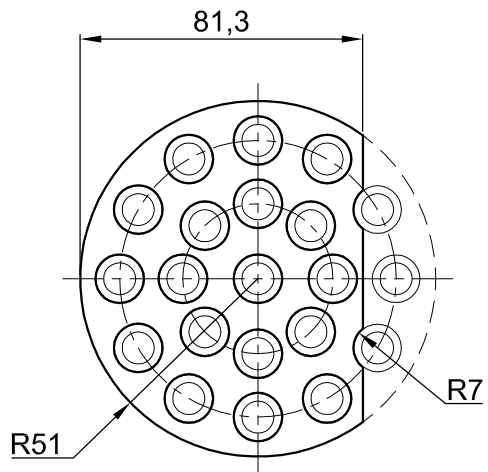


**Corte A-A**

Perforaciones Disco Superior e inferior



**Corte B-B**



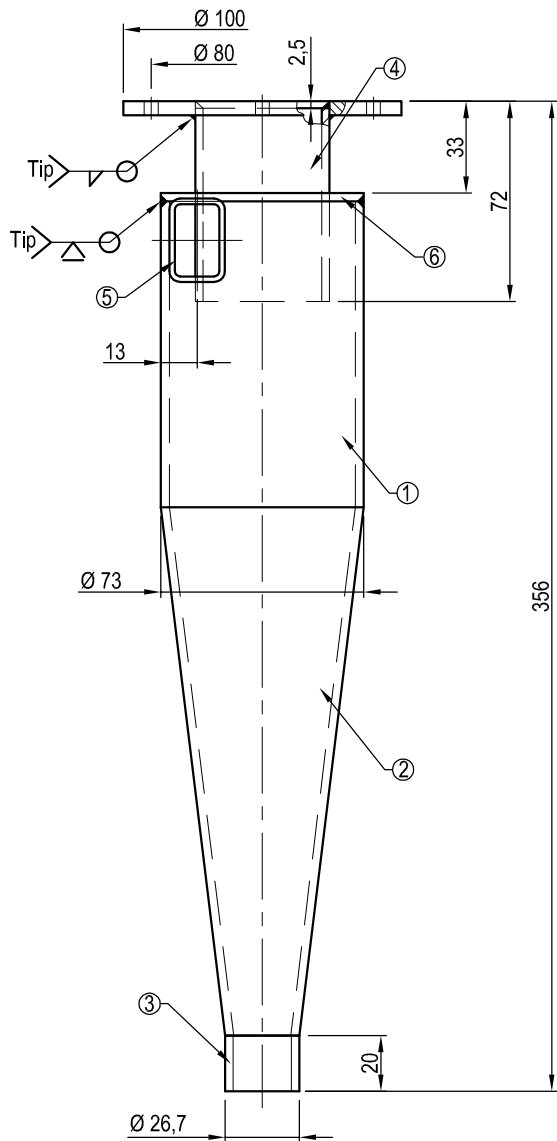
**Corte C-C**

**Detalle de Espejos**

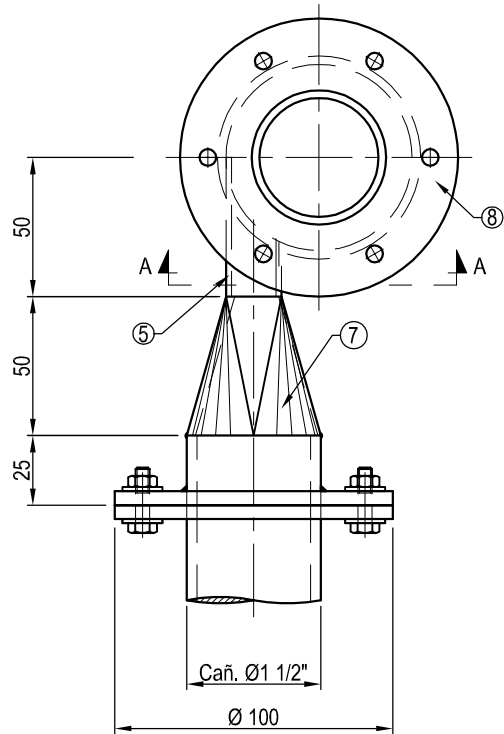
				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
 <small>Innovatec YNCLtda. Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo. Fono: (56 - 2) 784-5220 www.innovatecchile.cl</small>				DESCRIPCION	Enfriador	
					Tapas y Espejos	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	E.P / L.N		15/02/11	1/2	GB-E-001.dwg	5 DE 5
DIBUJO	D.N / J.G		15/02/11		PLANO N°	REV.
REVISO	E.P / L.N		15/02/11		<b>GB-E-001</b>	
APROBO	L.N			FORMATO:		

## Planos B.4: Ciclón





Corte A-A

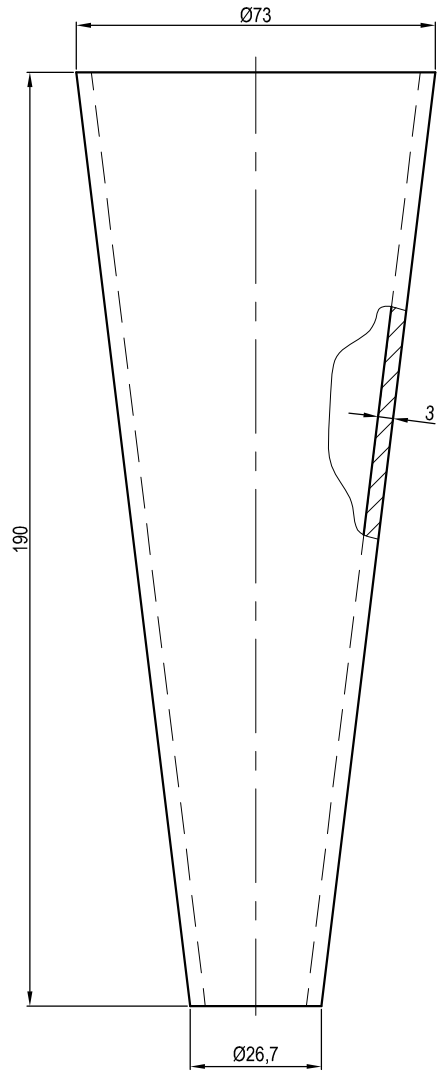


Ciclón

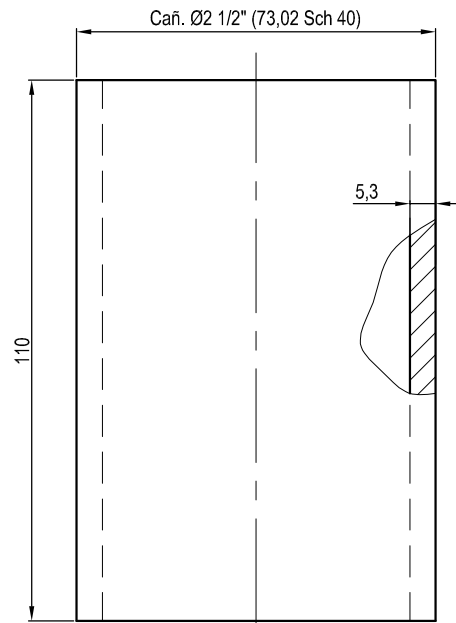
Cant.: 01

ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES
8	Flange Ø85 e=5 mm.	ASTM A-36	3	
7	Transición de Cañería, e= 3 mm.	ASTM A-36	1	
6	Anillo tapa Ø62 e=5 mm.	ASTM A-36	1	
5	Perfil 30x20x1 L=40 mm.	ASTM A-36	1	
4	Cañ. Ø1" Sch40 L=70	ASTM A-53	1	
3	Cañ Ø3/4" Sch40 L=30 mm.	ASTM A-53	1	
2	Cono Ø 73 / Ø 26.7, e=3 mm, L=190 mm	ASTM A-36	1	
1	Cañ Ø 2 1/2" Sch 40 L=110 mm.	ASTM A-53	1	

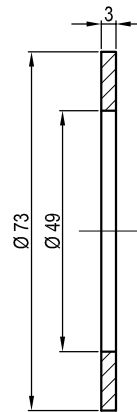
 <small>Innovatec YNCLtda. Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo. Fono: (56-2) 784-5220 www.innovatecchile.cl</small>				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Ciclón	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EPL/N		03/03/11	S/Esc.	GB-C-001.dwg	1
DIBUJO	DN		03/03/11		PLANO N°	REV.
REVISO	EPL/N		03/03/11		GB-C-001	B
APROBO				FORMATO:		



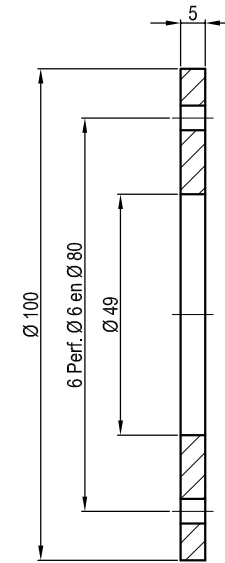
② **Cono**  
Cant.: 01 / Escala: 1/1



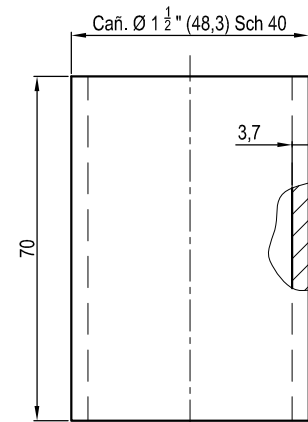
① **Cilindro superior**  
Cant.: 01 / Escala: 1/1



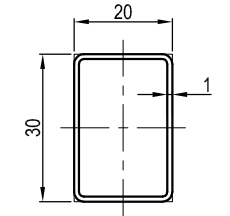
⑥ **Tapa Superior**  
Cant.: 01 / Escala: 1/1



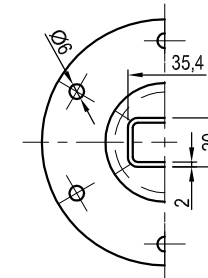
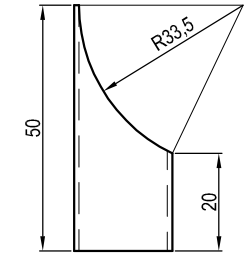
⑧ **Flange**  
Cant.: 04 / Escala: 1/1



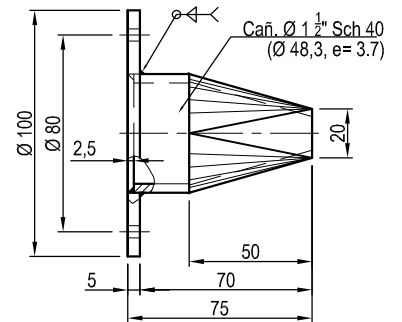
④ **Cañería de salida**  
Cant.: 01



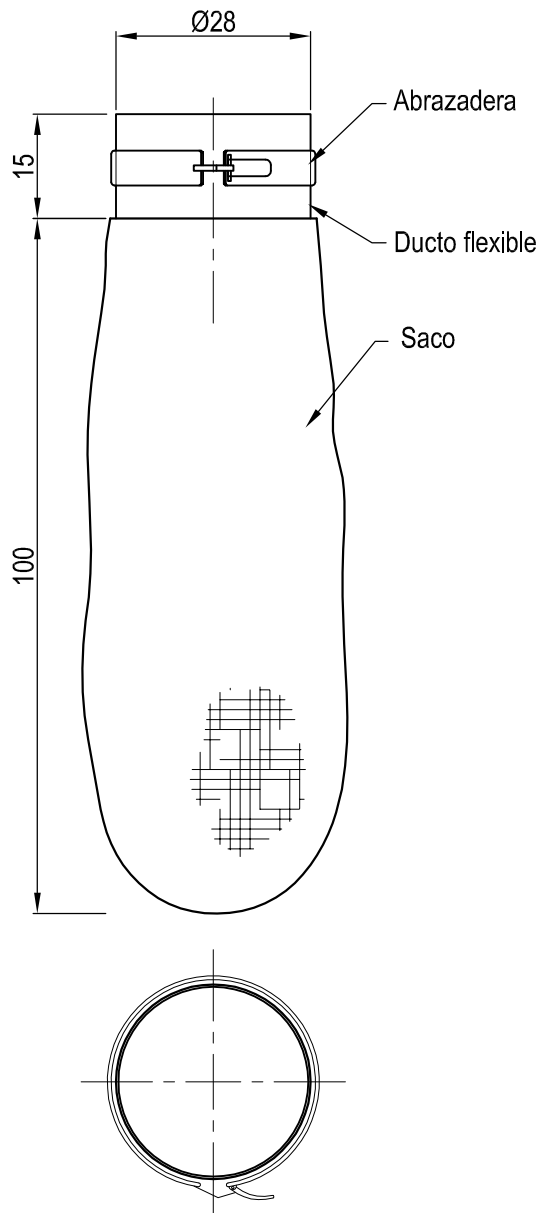
⑤ **Perfil Rectangular**  
Cant.: 01



⑦ **Transición de cañería**  
Cant.: 01 / Escala: 1/2




 <small>Innovatec YNCLtda.          Paseo Buñes 130 of. 51, Sgo.          Fono (56 - 2) 784-9220          www.innovatec.cl</small>				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
				DESCRIPCION	Ciclón	
				Detalle Despiece		
				Detalles		
PROYECTO	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
DIBUJO	DN		03/03/11	Indicadas	GB-C-001.dwg	2
REVISO	EP/LN		03/03/11		PLANO N°	REV.
APROBO				FORMATO:	<b>GB-C-001</b>	

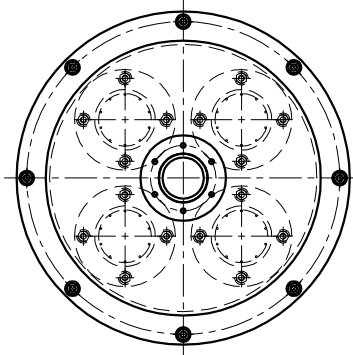
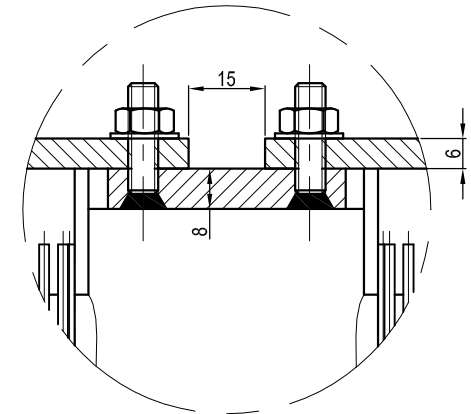
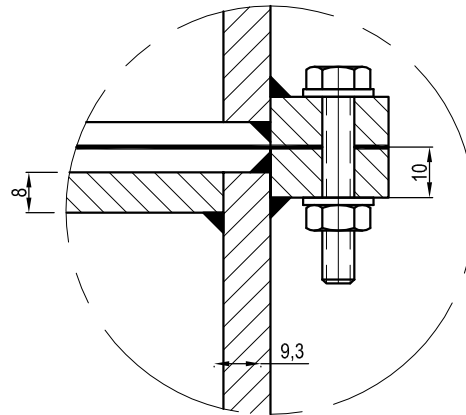
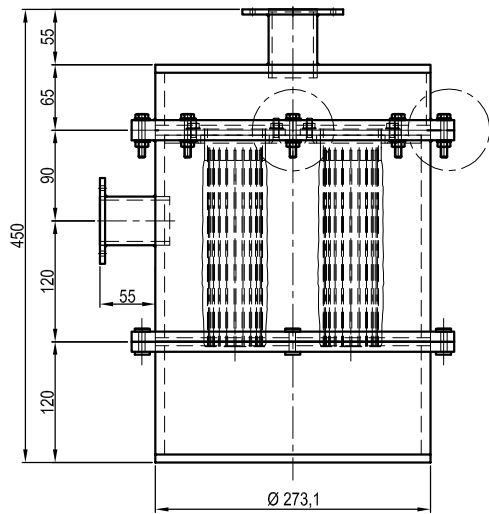


**Recipiente**




Cant.: 01

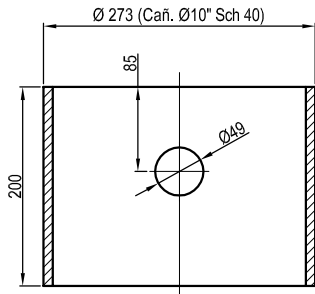
				PROYECTO: <b>Gasificación - Biochar</b>		
 <small>Innovatec YNC Ltda.  Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo.  Fono: (56 - 2) 784-5220  www.innovatecchile.cl</small>				DESCRIPCION	Recipiente Ciclón	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EP/LN		03/03/11	1/1	GB-C-001.dwg	3
DIBUJO	DN		03/03/11		PLANO N°	REV.
REVISO	EP/LN		03/03/11		<b>GB-C-001</b>	
APROBO				FORMATO:		

## Planos B.5: Filtro

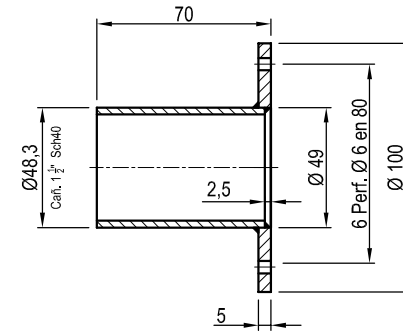
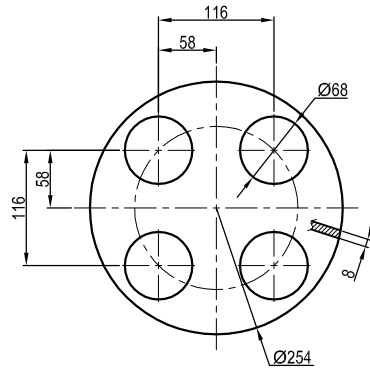
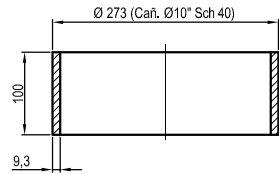
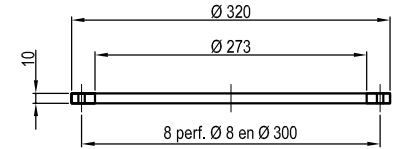
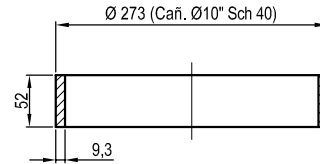
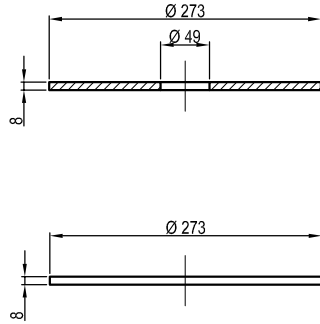





10	Anillos de Enganches Superior e Inferior		4	Ver Plano GB-FM-001.3
9	Perno M6	Comercial	8	
8	Canasto		4	Ver plano GB-FM-001.2
7	Cañería entrada y salida Ø1 1/2" Sch 40 L=55 mm.	ASTM A-53	2	
6	Disco Porta Canasto Ø265 e=6	ASTM A-36	1	
5	Salida Filtro Cañ. Ø10" Sch 40 L=100 mm.	ASTM A-53	1	
4	Flange, Anillo Ø320, Ø274 e=10 mm.	ASTM A-36	2	
3	Entrada Filtro Cañería Ø1 1/2" Sch40 L=48 mm.	ASTM A-53	1	
2	Tapa Entrada y Salida Filtro Ø264 e=2 mm.	ASTM A-36	2	
1	Cuerpo Filtro, Cañería Ø10" Sch10 L=200 mm.	ASTM A-53	1	
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES

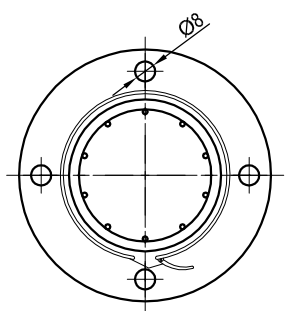
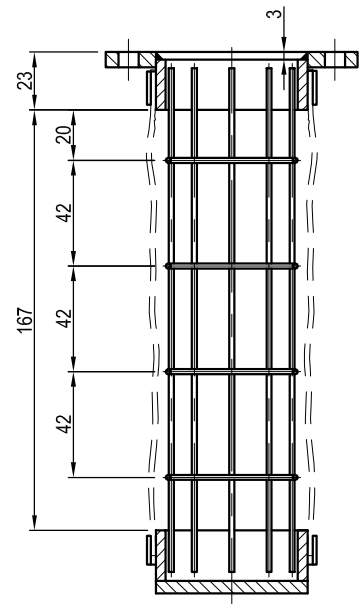
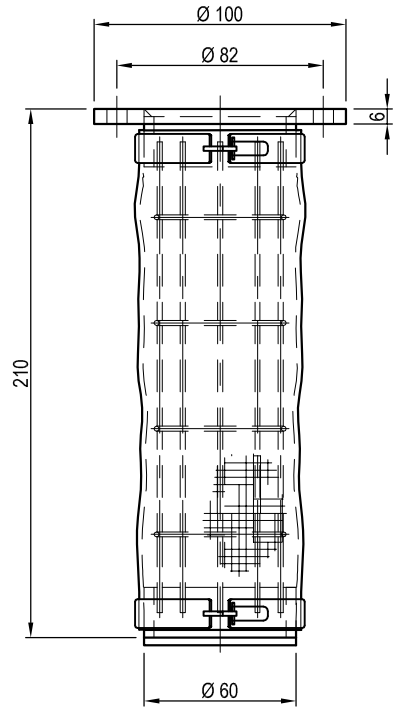
 <small>Innovatec YNCLtda.            Paseo Bihues 139 of. 51, Stgo.            Fono: (56-2) 304-8229            www.innovatec.cl</small>		PROYECTO: Gasificación - Biochar				
		DESCRIPCION	Filtro de Mangas			
PROYECTO	EPLN	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
DIBUJO	DN		04-03-11	Indicadas	GB-FM-001.dwg	1
REVISO	EPLN		04-03-11		PLANO N°	REV.
APROBO				FORMATO: A4	GB-FM-001	



○



				PROYECTO: Gasificación - Biochar		
 <small>Innovatec YNC Ltda.          Paseo Bahías 139 of 51, Siga.          Fono: 56 - 21 794-8220          www.innovateccl.com</small>				DESCRIPCION		
				Componentes		
PROYECTO	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
DIBUJO	DN		04/03/11	INDICADAS	GB-FM-001.dwg	4
REVISO	EP/LN		04/03/11		PLANO N°	REV.
APROBO					GB-FM-001	
				FORMATO:		



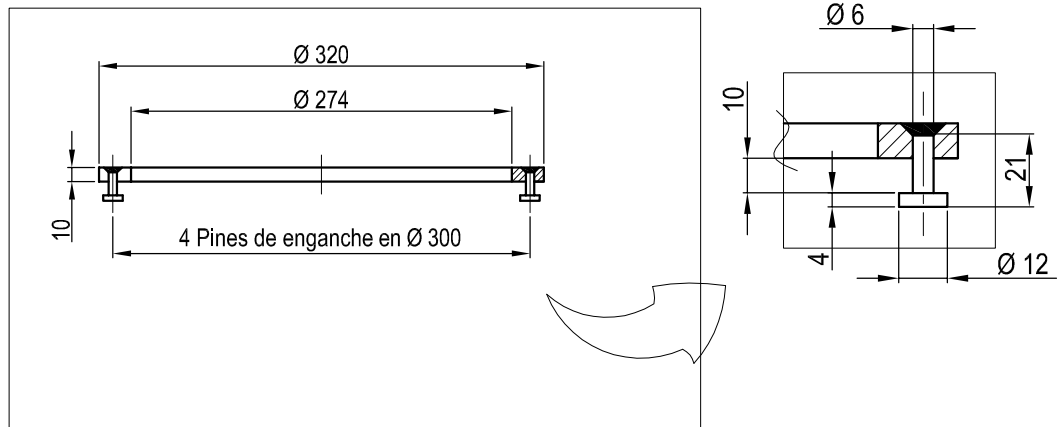
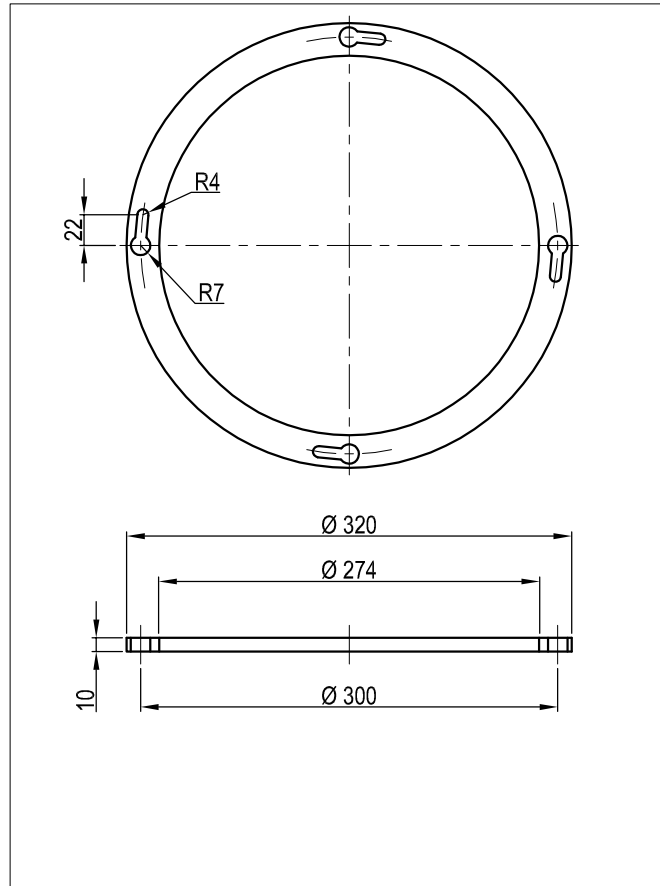
8.4	Abrazadera para Cañ. 2"	Comercial	8	
8.3	Varilla Acero Ø2 L=200 mm.	Comercial	40	
8.2	Bolsa de Genero	Comercial	4	
8.1	Porta Varillas Cañ. Ø2" Sch40 L=20mm.	ASTM A-53	8	
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES


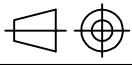

PROYECTO: Gasificación - Biochar

DESCRIPCION: Canasto

	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	EPI/N		04/03/11	INDICADAS	GB-FM-001.dwg	2
DIBUJO	DN		04/03/11		PLANO N° <b>GB-FM-001</b>	REV. 
REVISO	EPI/N		04/03/11			
APROBO						

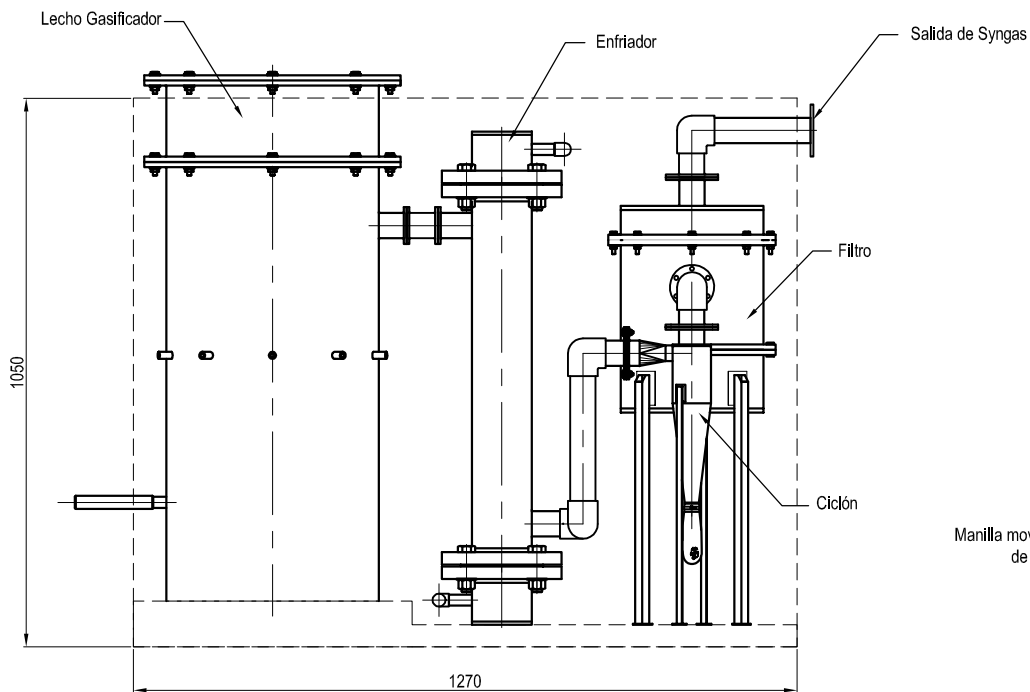
Innovatec YNCLtda.  
 Paseo Bihues 139 of. 51, 5to.  
 Fono: (56-2) 396-8320  
 www.innovatec.cl



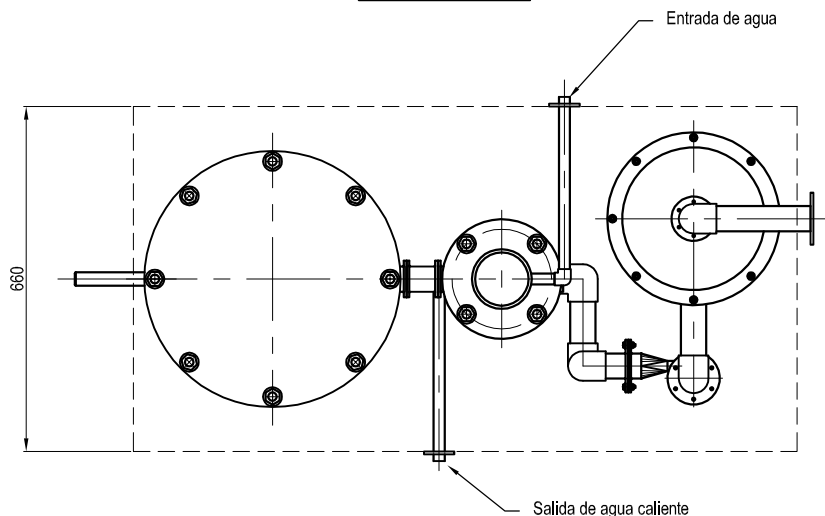
1	Enganche Superior e Inferior	ASTM A-36	2	
ITEM	DESCRIPCION	MATERIAL	CANTIDAD	OBSERVACIONES
 <small>Innovatec YNCLtda.  Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo.  Fono: (56 - 2) 784-5220  www.innovatecchile.cl</small>		<b>PROYECTO:</b> <b>Gasificación - Biochar</b>		
		DESCRIPCION	Enganches	
	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA:
PROYECTO	EP/LN		04/03/11	Indicadas
DIBUJO	DN		04/03/11	
REVISO	EP/LN		04/03/11	
APROBO				FORMATO:
		ARCHIVO:		LAMINA:
		GB-FM-001.dwg		3
		PLANO N°		REV.
		GB-FM-001		



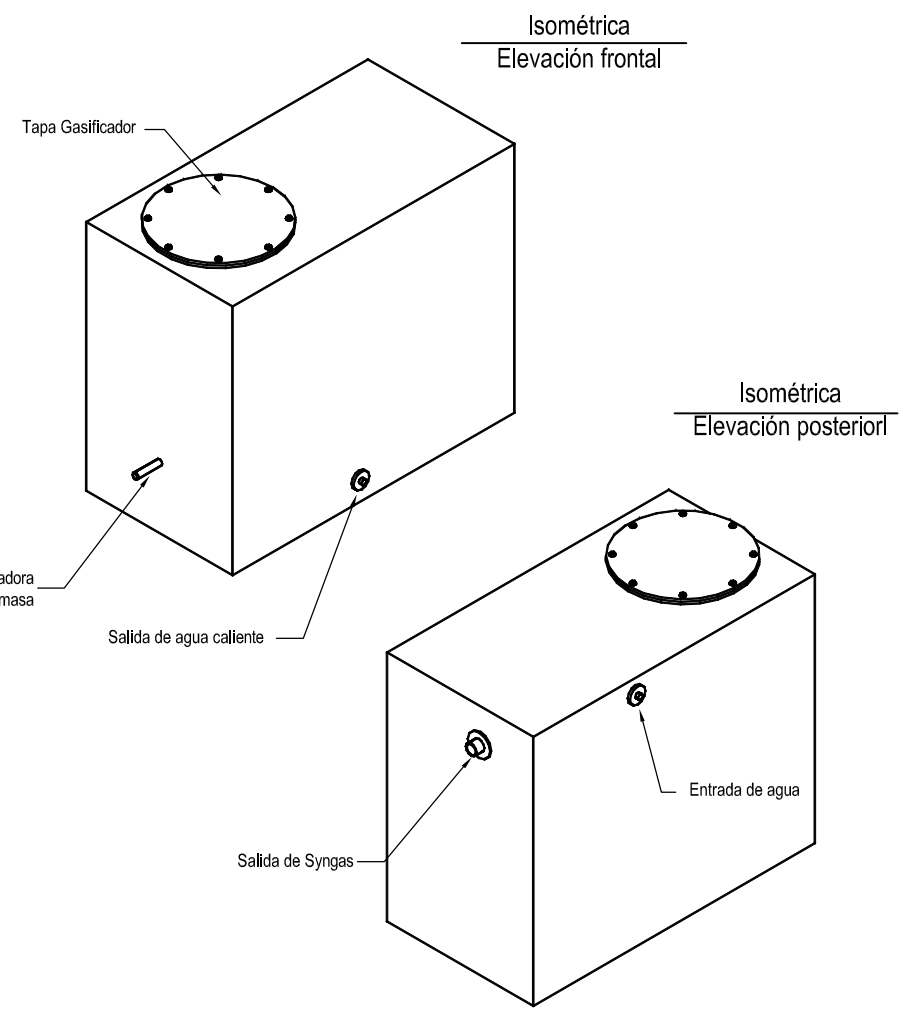
## Planos B.6: Unidad Gasificadora



Vista frontal






Vista superior



Isométrica  
Elevación frontal

Isométrica  
Elevación posterior

 Innovatec YNC Ltda. Paseo Bulnes 139 of. 51, Stgo. Fono: (56-2) 784-5220 www.innovatecchile.cl				PROYECTO:		
				Gasificación - Biochar		
				DESCRIPCION	Esquema de Unidad Gasificadora	
				ESCALA:	ARCHIVO:	LAMINA:
PROYECTO	E.P / L.N		04/03/11		GB-UG-001.dwg	
DIBUJO	J.G		04/03/11		PLANO N°	REV.
REVISO	E.P / M.A		04/03/11		GB-UG-001	
APROBO				FORMATO:		