

# DISEÑO DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE RESIDUOS DE MADERA

Facultad de Ingeniería  
Universidad Nacional de Mar del Plata

Conforti, Sol Yazmín.  
Guzzi, Gonzalo Guillermo.  
Tevez, Analía.

Diciembre 2019



RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-  
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

# Índice

<b>Capítulo 1</b>	<b>6</b>
<b>1.0 Resumen</b>	<b>7</b>
<b>1.1. Introducción</b>	<b>9</b>
1.1.1 Objetivos del proyecto	9
1.1.2 La revolución de los biocombustibles	9
1.1.3 Ventajas y desventajas de la utilización de biocombustibles	10
1.1.4 Estado de la industria en Argentina	11
1.1.5 Gasificador vs caldera de biomasa	12
<b>1.2. Biomasa</b>	<b>13</b>
1.2.1 ¿Qué es la biomasa?	13
1.2.2 Tipos de materia prima	13
1.2.3 Selección de materia prima	16
<b>1.3. Gas de síntesis</b>	<b>19</b>
1.3.1 ¿Qué es el gas de síntesis?	19
1.3.2 Especificación requerida para el gas de síntesis	20
1.3.3 Generación de energía eléctrica	20
1.3.3.1 Motor de combustión interna	21
1.3.3.2 Turbina de gas	21
<b>1.4. Agente gasificante</b>	<b>22</b>
<b>1.5. Proceso</b>	<b>23</b>
1.5.1 Diagrama de flujo	23
1.5.2 Gasificadores	24
1.5.3 Subproductos	27
1.5.4 Datos macroscópicos	27
<b>1.6. Marco legal</b>	<b>28</b>
<b>1.7. Ubicación de la planta</b>	<b>29</b>
<b>Capítulo 2</b>	<b>31</b>
<b>2.0 Resumen</b>	<b>32</b>
<b>2.1. Introducción</b>	<b>33</b>
2.1.1 Tipos de modelo	33

2.1.1.1 Termodinámico	33
2.1.1.2 Cinético	33
2.1.2 Elección del modelo	34
2.1.2.1 Etapas del proceso	34
2.1.2.2 Secado	34
2.1.2.3 Pirólisis y oxidación	35
2.1.2.4 Reducción	35
2.1.3 Balances de masa y energía	37
<b>2.2. Parámetros termodinámicos de interés</b>	<b>37</b>
<b>2.3. Modelo de reacción</b>	<b>39</b>
2.3.1 Validación del modelo	39
2.3.2 Aplicación del modelo	40
<b>2.4. Variables relevantes, análisis de su efecto</b>	<b>41</b>
<b>2.5. Condiciones de operación</b>	<b>49</b>
<b>2.6. Estructura preliminar de reactores</b>	<b>49</b>
<b>Capítulo 3</b>	<b>52</b>
<b>3.0 Resumen</b>	<b>53</b>
<b>3.1 Tipo y configuración de reactores</b>	<b>54</b>
3.1.1 Selección del reactor	54
3.1.2 Punto de operación	54
<b>3.2 Diseño mecánico</b>	<b>56</b>
3.2.1 Rangos de trabajo	59
<b>3.3 Diseño térmico</b>	<b>59</b>
<b>3.4 Sistema de control</b>	<b>64</b>
3.4.1 Sistema de control de temperatura	65
3.4.2 Sistema de control de presión	67
3.4.3 Sistema de control de caudal	68
3.4.3.1 Agente gasificante: oxígeno	68
3.4.3.2 Materia prima	69
3.4.4 Sistema de control de nivel	70
<b>Capítulo 4</b>	<b>72</b>
<b>4.0 Resumen</b>	<b>73</b>
<b>4.1 Introducción</b>	<b>74</b>



<b>4.2 Separador de aire</b>	<b>75</b>
<b>4.3 Secador</b>	<b>78</b>
<b>4.4 Trituradora</b>	<b>81</b>
<b>4.5 Separación de alquitrán y cenizas</b>	<b>82</b>
<b>4.6 Separador NH<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>S</b>	<b>85</b>

## **Capítulo 5** **93**

<b>5.0 Resumen</b>	<b>94</b>
<b>5.1 Transporte de sólidos</b>	<b>95</b>
<b>5.2 Cañerías</b>	<b>96</b>
5.2.1 Diseño	96
5.2.2 Colores cañerías	99
<b>5.3 Línea neumática</b>	<b>100</b>
<b>5.4 Bombas, compresores y sopladores</b>	<b>100</b>
<b>5.5 Análisis Pinch y aprovechamiento energético</b>	<b>103</b>
<b>5.6 Intercambiadores de calor</b>	<b>107</b>
<b>5.7 Balance energético</b>	<b>111</b>
5.7.1 Motor de combustión interna	111
5.7.2 Consumo de equipos	113
<b>5.8 Tratamiento de agua</b>	<b>114</b>

## **Capítulo 6** **116**

<b>6.0 Resumen</b>	<b>117</b>
<b>6.1 Método de análisis HazOP</b>	<b>118</b>
<b>6.2 Análisis de riesgo</b>	<b>118</b>
<b>6.3 Análisis HazOP</b>	<b>120</b>
<b>6.4 Zonas clasificadas</b>	<b>122</b>
<b>6.5 Seguridad complementaria</b>	<b>124</b>
6.5.1 Hoja de seguridad	124
6.5.1.1 Diamante de peligro	124
6.5.1.2 Monoetanolamina	127
6.5.1.3 Amoniaco	128

6.5.1.4 Sulfuro de hidrógeno	129
6.5.2 Seguridad personal	130
6.5.2.1 Monoetanolamina	130
6.5.2.2 Amoniacó	130
6.5.2.3 Sulfuro de hidrógeno	131
<b>Capítulo 7</b>	<b>132</b>
<b>7.0 Resumen</b>	<b>133</b>
<b>7.1 Estudio de mercado</b>	<b>134</b>
<b>7.2 Costos de producción</b>	<b>135</b>
<b>7.3 Costo de inversión</b>	<b>137</b>
7.3.1 Inversión fija total	137
7.3.2 Capital de trabajo	144
<b>7.4 Costos fijos</b>	<b>145</b>
7.4.1 Costo de depreciación	145
7.4.2 Costo de impuestos	145
7.4.3 Costo de seguro	145
7.4.4 Costo de financiación	145
7.4.5 Ventas y distribución	146
7.4.6 Administración y dirección	146
7.4.7 Investigación y desarrollo	146
<b>7.5 Costos variables</b>	<b>146</b>
7.5.1 Materia prima	146
7.5.2 Envases	147
7.5.3 Mano de obra	147
7.5.4 Supervisión	148
7.5.5 Servicios	148
7.5.6 Mantenimiento	149
7.5.7 Suministros	149
7.5.8 Laboratorio	149
7.5.9 Regalías y patentes	149
<b>7.6 Costo total y unitario</b>	<b>149</b>
<b>7.7 Rentabilidad</b>	<b>152</b>
7.7.1 Cuadro de fuentes y usos	152
7.7.2 Tiempo de repago	153
7.7.3 Tasa de retorno impositiva (TIR)	154
7.7.4 Valor presente	155

<b>7.8 Análisis de sensibilidad</b>	<b>155</b>
<b>7.9 Cronograma</b>	<b>156</b>
<b>7.10 Mejoras operativas</b>	<b>157</b>
<b>7.11 Conclusiones del análisis económico</b>	<b>158</b>
<b>7.12 Anexo</b>	<b>158</b>
<b>8. Conclusiones del proyecto</b>	<b>160</b>
<b>9. Bibliografía</b>	<b>161</b>
<b>9.1 Capítulo 1</b>	<b>161</b>
<b>9.2 Capítulo 2</b>	<b>162</b>
<b>9.3 Capítulo 3</b>	<b>163</b>
<b>9.4 Capítulo 4</b>	<b>164</b>
<b>9.5 Capítulo 5</b>	<b>166</b>
<b>9.6 Capítulo 6</b>	<b>169</b>
<b>9.7 Capítulo 7</b>	<b>169</b>



UNIVERSIDAD NACIONAL  
de MAR DEL PLATA



# Capítulo 1

## Investigación Preliminar y Estudio de Mercado



## 1.0 Resumen

El *gas de síntesis* o *syngas* es un biocombustible gaseoso de segunda categoría, es decir, se genera a partir de residuos de biomasa, el mismo puede ser utilizado como producto intermediario para diferentes procesos, como lo es en la creación de gas natural sintético (GNS) y para la producción de amoníaco o metanol. El gas de síntesis también puede ser utilizado para la producción de energía térmica o eléctrica.

El proceso de obtención del syngas puede dividirse en tres grandes etapas: acondicionamiento de la materia prima, el proceso de gasificación y el proceso de limpieza y separación del gas de síntesis. Una vez obtenido, se encuentra listo para comercializar o para ser convertido en energía eléctrica y/o térmica.

En la República Argentina y a nivel mundial, se encuentra poca información respecto al proceso de gasificación de biomasa debido a que, se comenzó a darle importancia en los últimos años. En el caso de Argentina, en inicios del 2018, se instaló en Córdoba la primer planta de gasificación de biomasa a partir de cáscara de maní.

Debido a la escasa producción de gas de síntesis en el país, no se encuentra un marco normativo y regulatorio para dicha actividad. Sin embargo la producción de biocombustibles, tales como biogás o bioetanol, ha ido creciendo y se ha realizado un marco normativo y regulatorio para los biocombustibles en general.

Teniendo en cuentas las leyes promovidas para el bioetanol, se puede esperar que a la hora de establecer un marco normativo y regulatorio a nivel nacional, para la producción de gas de síntesis, se promuevan leyes que faciliten y den beneficios a las empresas productoras, y aquellos proyectos que utilicen dicho gas como insumo o producto final.

En cuanto al proyecto, se decidió utilizar como materia prima 1 tonelada/hora de chips de madera y realizar la gasificación con vapor de agua como agente oxidante, para generar energía eléctrica. Además, la planta se ubicará en el “Complejo Industrial Barranqueras”, en Barranqueras, departamento de San Fernando, Chaco.

Los datos de utilidad se encuentran en la siguiente tabla:

**Tabla 1.0.** Resumen de datos.

Materia Prima: Chips de madera	
Consumo Anual (mil ton)	2045
Tamaño (cm)	8 - 40
Contenido de humedad (%)	< 20 - 50
Agente Gasificante: Vapor de Agua	
Poder Calorífico (MJ/m <sup>3</sup> )	10-18

Composición Syngas (%)	Monóxido de carbono (CO)	40 - 50
	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	10 - 20
	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	25 - 80
	Metano (CH <sub>4</sub> )	4 - 8
	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	--
<b>Proceso</b>		
Subproductos	Cenizas y Alquitrán	
Datos Macroscópicos	Cantidad de madera (kg)	1
	Cantidad de gas pobre obtenido (kg)	2,2
	Energía calórica producida (kcal)	3152,2

## 1.1. Introducción

### 1.1.1 Objetivos del proyecto

El objetivo perseguido en el presente documento es analizar el potencial desarrollo productivo y la utilización de gas de síntesis para la producción de energía eléctrica.

En este proyecto se determinará la viabilidad económica y operativa del proceso de gasificación de biomasa, a partir de residuos de madera como materia prima.

### 1.1.2 La revolución de los biocombustibles

Entre los combustibles fósiles más utilizados se encuentra el petróleo, el mismo es actualmente la principal fuente de energía y la materia prima más importante utilizada como objeto de comercio entre los países. Los combustibles fósiles representan más de la mitad de la energía que mantiene en actividad a nuestra civilización. Se trata entonces de un recurso estratégico, cuya carencia provocaría el declive de la economía mundial. A pesar de que el uso principal del petróleo sea la generación de combustibles para producir energía, también se utiliza para la producción de plásticos, aceites lubricantes, asfalto, entre otros.

El consumo de petróleo en el mundo no ha dejado de crecer desde que empezó a extenderse su utilización a finales del siglo XIX. La tasa de crecimiento del consumo de energía ha hecho incrementar constantemente la demanda anual de petróleo, que llegó a ser en el año 1972 del 48% del total.<sup>[1]</sup> Pero con el aumento de la demanda del petróleo y su continuo uso para diversas actividades se empezó a ver los efectos que su uso ocasiona.

En las últimas décadas, se comenzó a tener mayor conciencia ecológica en vista del impacto generado por la explotación desmedida de los combustibles fósiles que alteró el ciclo del carbono. Éste último se define como un ciclo biogeoquímico por el cual se intercambia carbono entre los distintos organismos de la Tierra a través de diversas reacciones entre la biosfera (suma de los ecosistemas), la litosfera (capa sólida superficial del planeta), la hidrosfera (aguas bajo y sobre la superficie del planeta) y la atmósfera (aire). Este intercambio permite que el carbono regrese a la atmósfera y que retorne a los seres vivos.

Naturalmente las reservas de petróleo, gas natural y carbón se generaron como un sumidero a lo largo de millones de años, mientras que la liberación de carbono se mantenía relativamente baja. Con la llegada de la revolución industrial en un afán por obtener el máximo beneficio económico posible, la situación se revirtió, y en alrededor de 200 años, la liberación en forma de gases de efecto invernadero fue abrumadora.

El cambio climático es el mayor desafío ambiental que enfrenta la humanidad en la actualidad, esto se debe al aumento de las emisiones de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y, en menor medida, de otros gases de efecto invernadero como metano, óxido nitroso, entre otros. Estos gases atrapan parte de la energía solar

que ingresa a la atmósfera y luego se ve impedida de volver al espacio exterior. Sin estos gases la temperatura media del planeta sería tan helada como la de Marte, pero su acumulación excesiva incrementa el efecto invernadero y amenaza ocasionar efectos desestabilizadores de gran escala en el sistema climático mundial. Actualmente se emiten alrededor de 36 mil millones de toneladas cada año, de los que alrededor de la mitad se reabsorbe por los océanos y ecosistemas terrestres y el resto queda acumulado en la atmósfera.

El CO<sub>2</sub> emitido resulta principalmente de la quema de combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) mayormente en los países industrializados, y en menor medida de cambios en el uso de la tierra, tal como la deforestación.

Ante los grandes aumentos en las emisiones de CO<sub>2</sub> y temperatura media mundial, surgieron a lo largo de los años, diferentes medidas a nivel mundial para contrarrestar dichos aumentos.

Una de las medidas que resultaron para tratar de disminuir dichas emisiones fue el Protocolo de Kyoto, que entró en vigor en febrero de 2005, el cual fue ratificado en noviembre 2009 por 187 estados, siendo de cumplimiento obligatorio para todos los países que lo ratificaron. En su artículo 12 incluye un mecanismo que permite vincular a los países industrializados con compromiso cuantitativos de reducir emisiones (llamados países Anexo I), con otros países sin compromisos cuantitativos (países no Anexo I) como lo es Argentina. Tiene como objetivo ayudar a países no Anexo I a lograr un desarrollo sostenible y a los países Anexo I a cumplir con sus compromisos en la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero.<sup>[2] [3]</sup>

Un informe en 2015 de la OMS (Organización Mundial de la Salud) titulado *“Reducing global health risks through mitigation of short-lived climate pollutants”*, publicado en colaboración con la Coalición Clima y Aire Limpio para Reducir los Contaminantes del Clima de Corta Vida (CCAC), ha calificado varias medidas que para mitigar los efectos de los contaminantes climáticos, entre la cual se puede destacar la drástica disminución de combustibles fósiles y aumentar el uso de energías renovables, entre las que se destaca el uso de los biocombustibles.<sup>[4]</sup>

### 1.1.3 Ventajas y desventajas de la utilización de biocombustibles

El uso de biomasa vegetal en la elaboración de biocombustibles podría beneficiar al consumo energético mundial, con una significativa repercusión en el medio ambiente y en la sociedad, como se detalla a continuación:

- Puede contribuir a reducir el consumo de combustibles fósiles, responsables de la generación de emisiones de gases efecto invernadero. Además son una alternativa viable al agotamiento de dichos combustibles.
- Se producen a partir de cultivos agrícolas o residuos de los mismos, que son fuentes renovables de energía.
- Pueden obtenerse a partir de cultivos propios de una región, permitiendo la producción local del biocombustible.



- Permiten disponer de combustible independientemente de las políticas de importación y fluctuaciones en el precio del petróleo.
- Producen menos emisiones nocivas para los seres vivos, el agua y el aire.
- Reducción de basura en el planeta.
- Proceso sustentable y amigable con el medio ambiente.

Entre las desventajas del uso de biocombustibles se puede destacar lo siguiente:

- Aumento del consumo de agua para el riego de cultivos.
- La materia prima para la producción de biocombustibles utiliza agentes fertilizantes nitrogenados, los cuales producen la liberación de óxidos de nitrógeno, que también contribuyen al efecto invernadero.
- Posibilidad de reducción de la producción alimentaria a expensas de la producción de biocombustibles creciente, que puede contribuir a aumentar el hambre en el mundo y el encarecimiento del precio de los alimentos.
- Contaminación de las aguas subterráneas por nitritos y nitratos de los fertilizantes. La ingesta de estos productos causa problemas respiratorios, debido a la producción de metahemoglobina (hemoglobina oxidada).

#### 1.1.4 Estado de la industria en Argentina

En los últimos años ha ido incrementando el número de proyectos para la transformación de biomasa en biocombustibles, como por ejemplo el gas de síntesis, en energía tanto eléctrica como térmica.

Algunos de los biocombustibles utilizados para la producción de energía son utilizados con mayor frecuencia que otros, como lo es el biodiesel. En el caso del gas de síntesis ha adquirido relativa importancia en los últimos años, pero su uso como biocombustible es relativamente nuevo, tanto en Argentina como a nivel mundial.

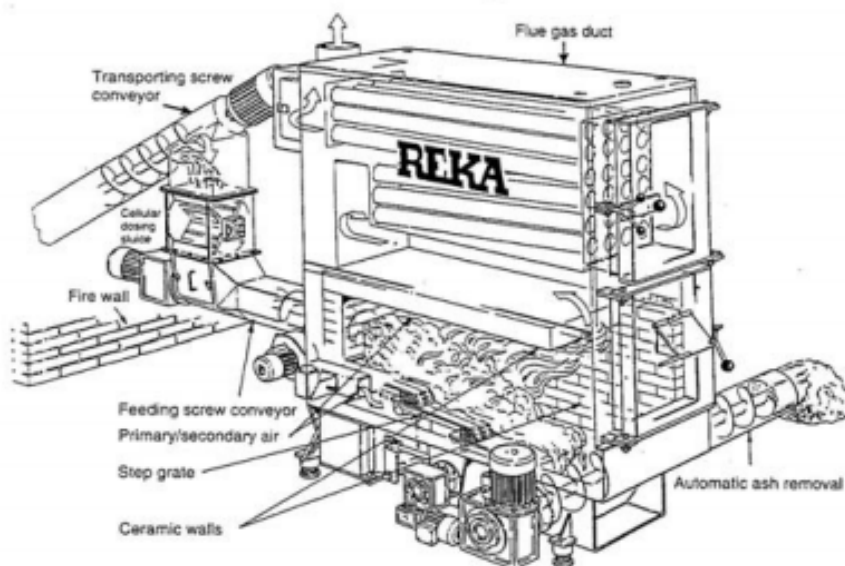
En Argentina la primera generadora de electricidad a partir de un biocombustible fue a fines de 2010, cuando la empresa norteamericana AES invirtió un estimado de 1.000.000 USD en instalar y poner en marcha su planta en Paraná, capaz de producir 370 MW/h a partir de biodiesel.

En cambio recién a principios del 2018 se instaló en Córdoba la primer planta de gasificación de biomasa a partir de cáscara de maní, con un costo estimado de 600.000 USD, capaz de producir 400 KW/h. Esta es una de las pocas plantas de gasificación de biomasa, esta industria se está empezando a desarrollar tanto en Argentina, como a nivel mundial.

### 1.1.5 Gasificador vs caldera de biomasa

La tecnología más difundida a escala comercial para llevar a cabo la combustión de la biomasa es la tradicional parrilla, utilizándose tanto parrillas fijas, horizontales e inclinadas, como móviles y vibratorias, a veces refrigeradas con agua. Las calderas de parrilla de biomasa no son diferentes en esencia a las utilizadas con otros combustibles sólidos, como el carbón, si bien incorporan modificaciones importantes de diseño al objeto de adaptarlas a las características específicas del nuevo combustible.

En la figura 1.1 se muestran en esquema diferentes detalles de diseño típicos de las calderas de biomasa, como el sistema de alimentación por tornillo precedido de una válvula alveolar para conseguir una dosificación más homogénea del combustible, así como para evitar retrocesos de llama hasta el silo de alimentación; la parrilla móvil en cascada y el sistema de extracción automática de cenizas. En algunas calderas de pequeño tamaño la alimentación se realiza mediante tornillo por debajo de la parrilla, que termina aflorando el material a su superficie.



**Figura 1.1.** Esquema de una caldera de biomasa.

Como puede observarse, el sistema de intercambio en las calderas de biomasa no está en contacto directo con la cámara de combustión, para evitar o minimizar los problemas de sinterización causados por las cenizas de la biomasa, principalmente la de tipo herbáceo.

Además de la tecnología de parrilla, se encuentra la tecnología de lecho fluidizado, que ha tomado auge en los últimos años para grandes equipos. La tecnología de lecho fluidizado presenta la ventaja de trabajar a temperaturas inferiores, unos 800°C frente a los alrededor de 1.000°C que trabajan los equipos de parrilla, lo que disminuye las emisiones de óxidos de nitrógeno y la formación de aglomerados y escorias producidos en la combustión de la biomasa. Asimismo

es una tecnología más eficiente en general que la de la parrilla frente a los variables contenidos de humedad y la gran heterogeneidad que suele presentar la biomasa en sus características físicas. <sup>[5]</sup>

## 1.2. Biomasa

### 1.2.1 ¿Qué es la biomasa?

La biomasa es aquella materia orgánica de origen vegetal o animal, incluyendo los residuos y desechos orgánicos (como los de la agricultura, silvicultura y las industrias relacionadas), susceptible de ser aprovechada energéticamente. Las plantas transforman la energía radiante del sol en energía química a través de la fotosíntesis y parte de esta energía queda almacenada en forma de materia orgánica. Quedan fuera de este concepto los combustibles fósiles y las materias orgánicas derivadas de éstos (los plásticos y la mayoría de los productos sintéticos), debido a que aunque aquellos tuvieron un origen biológico su formación tuvo lugar en tiempos remotos. Por lo tanto, la biomasa es una energía renovable de origen solar a través de la fotosíntesis de los vegetales. <sup>[6]</sup>

La humedad es una característica de la biomasa de gran importancia para definir el tipo de aprovechamiento y los procesos de transformación a los que será sometida para obtener la energía pretendida. Según la proporción de agua contenida se clasifica en:

- Biomasa seca: madera, residuos forestales, residuos de la industria maderera y del mueble, entre otros. La energía contenida en este tipo de biomasa es aprovechada mediante procesos termoquímicos como la combustión, la pirólisis o la gasificación.
- Biomasa húmeda: desechos pecuarios, residuos de la fabricación de aceites, residuos de la fabricación de etanol, entre otros. En este caso se emplean procesos de transformación bioquímicos los cuales suelen tener más interés ecológico debido a que, muchas de las biomásas empleadas son sustancias contaminantes. Aquí la biomasa es transformada en un biocombustible, según la materia prima y el proceso empleado, se puede obtener biogás, bioetanol o biodiesel. <sup>[7]</sup>

### 1.2.2 Tipos de materia prima

Para el fin del proyecto propuesto se utilizará biomasa seca. Dentro de las fuentes más importantes se encuentran:

- Residuos Agrícolas:

Como consecuencia de la producción agrícola se generan residuos como raíces, hojas o frutos, los cuales se descomponen y se integran al suelo. Los que se aprovechan en la industria y en la ganadería, como por ejemplo tallos. Y por

último los que no se aprovechan en la zona donde son generados, de forma que se deben eliminar para realizar las tareas agrícolas.

**Tabla 1.1.** Producción nacional de productos agrícolas, campaña 2016/2017.

Cultivo de producción	Producción en 2016/2017 (mil ton)
Arroz	1.328,3
Maíz	49.475,9
Soja	54.971,6
Maní	1.081
Trigo	18.395,1

Como puede apreciarse en la tabla 1.1, dentro de los que brindan una mayor producción anual en Argentina se encuentran la soja, maíz y trigo. Esto indica que este tipo de industria tiene una gran cantidad de desechos, los cuales pueden ser usados como biomasa.

- Desechos Forestales:

Son una importante fuente de biomasa. Dentro de las especies cultivadas que tienen una mayor producción en el país se encuentran: pino, eucalipto y sauce.

En la producción de rollizos de madera, los desechos que se generan son llamados pellets y chips, y pueden llegar a representar el 25% del insumo. La mayoría de los aserraderos se encuentran en el norte argentino.

La producción en Argentina se muestra en la tabla 1.2. Como se observa se incluyen datos del 2003 y 2010 por lo que se realizó una predicción para el año 2020.

**Tabla 1.2.** Datos de producción de chips en Argentina.<sup>[8]</sup>

Provincias	Años	Chips (mil ton)
Misiones	2003	400
	2010	1650
	2020	2200
Corrientes	2003	-
	2010	250
	2020	500
Entre Ríos	2003	50



Buenos Aires	2010	100
Santa Fé	2020	150
Resto	2003	37,5
	2010	45
	2020	57
Total	2003	488
	2010	2045
	2020	2907

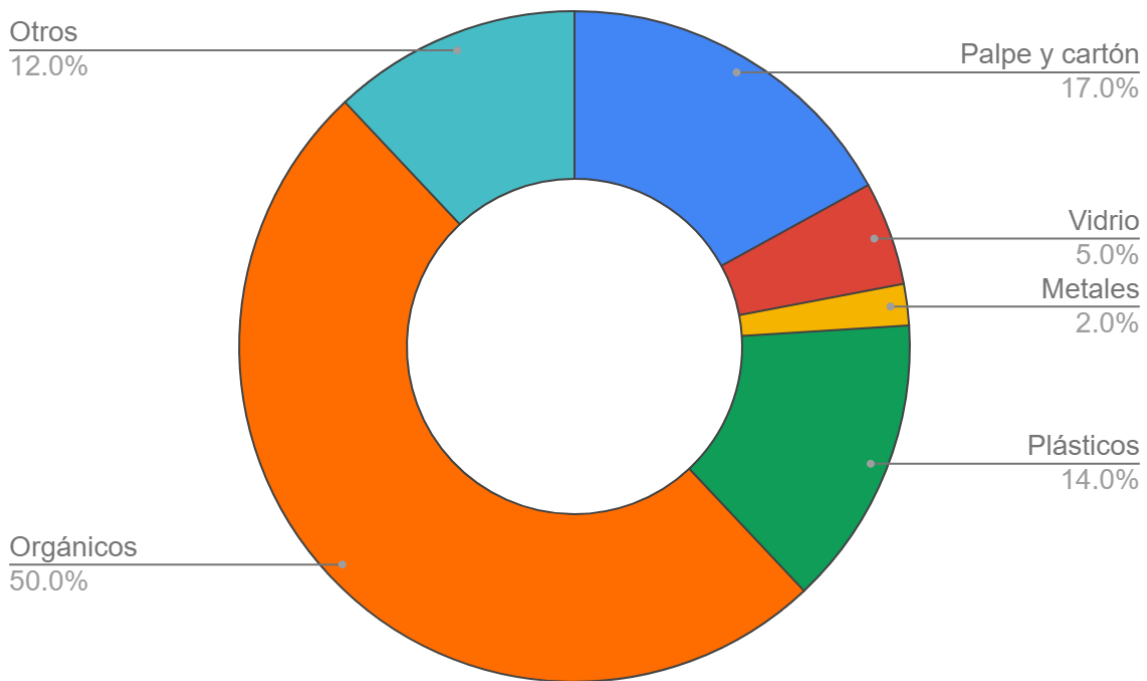
- Residuos Sólidos Urbanos:

En los centros urbanos se genera una gran cantidad de desechos, hoy en día se realiza en la mayor parte de ellos la separación de los mismos en residuos orgánicos y reciclables. En los primeros se encuentran yerba, restos de comida, papel o cartón mojado, desechos sanitarios, entre otros. En los reciclables, se encuentran vidrio, plástico, nylon, papel seco, latas, entre otros.

Según lo publicado por la SAyDS (Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable) en nuestro país no se llevan estadísticas detalladas respecto a la cuantificación, caracterización, evolución de la generación y demás aspectos vinculados al manejo de los residuos sólidos urbanos (RSU), como así tampoco se han realizado estudios extensivos que abarquen o puedan ser representativos para todo el territorio. A pesar de esto se tienen estimaciones como se puede ver en la tabla 1.3 y la figura 1.2.

**Tabla 1.3.** Datos de producción de residuos urbanos en Argentina.<sup>[9]</sup>

Año	Cantidad de residuos producidos (toneladas/año)
2005	12.554.146,54
2010	13.153.282,19
2015	13.735.337,97



**Figura 1.2.** Estimación de la composición física de los residuos sólidos urbanos.

Como se observa en la figura 1.2 la mayoría de los residuos sólidos urbanos son residuos orgánicos. Una solución más barata para el tratamiento de residuos orgánicos es el compostaje, siendo éste el proceso biológico de descomposición que los pretende reutilizar. Permite dar un destino a los residuos, evitando la acumulación de los mismos, además de ser utilizado para el abono de suelo.

El compostaje trae amplios beneficios ambientales y financieros, se pueden destacar las siguientes ventajas: <sup>[10]</sup>

- El compostaje no libera  $CH_4$  que es extremadamente nocivo para el medio ambiente.
- Reduce el volumen de basura destinado a vertederos, como consecuencia genera un ahorro con el coste del relleno sanitario.
- Economía en el tratamiento de efluentes.
- Reaprovechamiento de residuos orgánicos, produciendo un abono orgánico de calidad.
- Eliminación de patógenos debido a la alta temperatura alcanzada en el procesamiento.

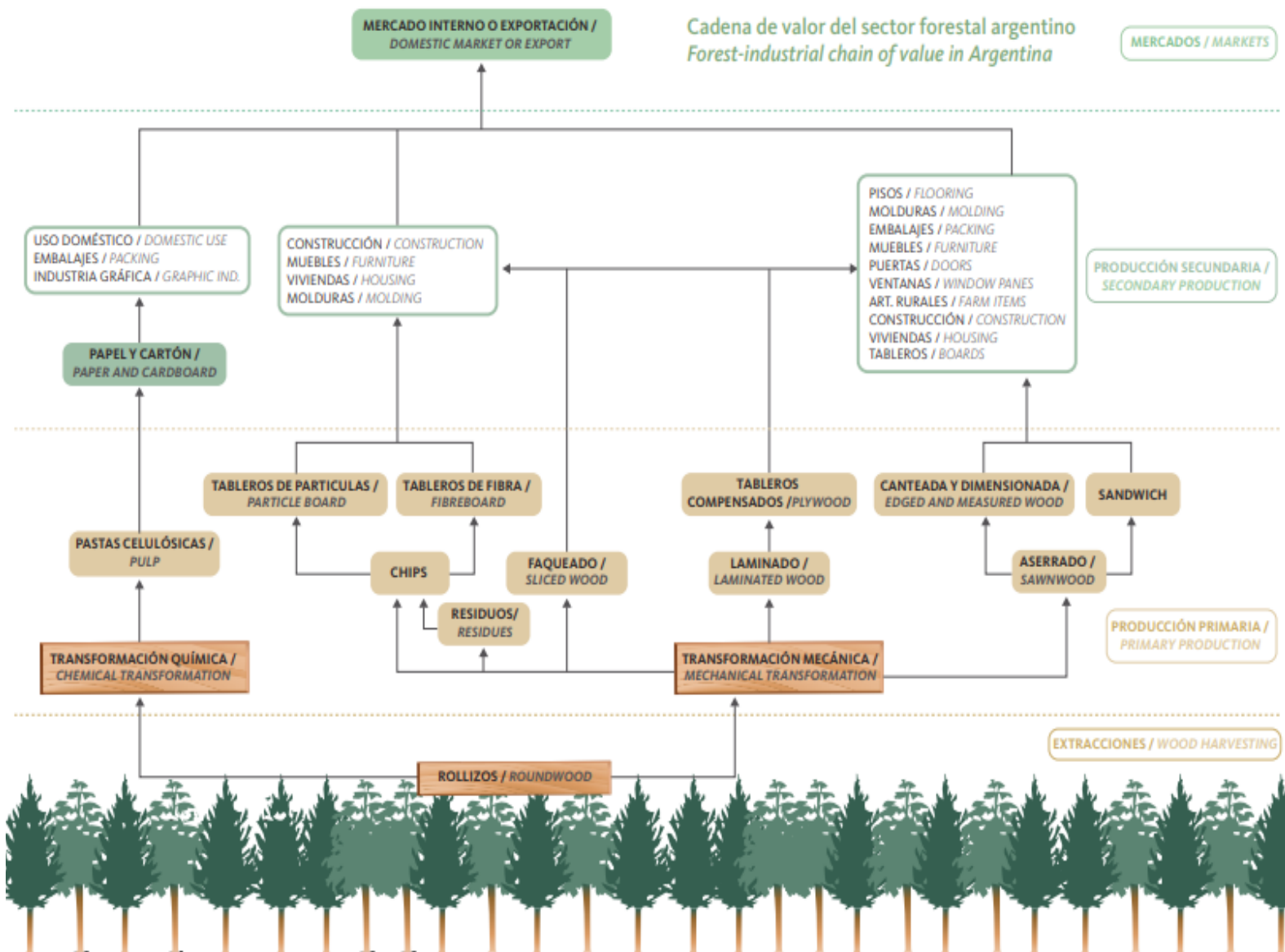
### 1.2.3 Selección de materia prima

Para el proyecto se decidió utilizar chips de madera como materia prima debido a que la madera se emplea para fabricar una gran variedad de productos, como por ejemplo papel, muebles, pallets, construcción, entre otros.

Por este motivo la industria maderera tiene una cantidad elevada de residuos, como se observa en la tabla 1.2, por lo que quedaría cubierta las

necesidades de producción. Lo que busca este proyecto es darle utilidad a dichos residuos con el fin de reducirlos y tratar de que el ciclo de carbono sea nulo.

El proceso de la madera comienza con la obtención de rollizos, los cuales pueden sufrir transformaciones mecánicas o químicas. Dentro de las transformaciones mecánicas que puede sufrir se encuentran el aserrado, laminado, flaqueado y chips. Estos se usan para producir pisos, muebles, tableros, puertas, molduras, entre otros. El proceso completo se puede observar en el siguiente diagrama:



**Figura 1.3.** Proceso productivo de la madera.<sup>[11]</sup>

La correcta clasificación granulométrica de los chips permite prever la energía liberada en la combustión así como asegurar el flujo por el sistema de alimentación. Los chips muy grandes impiden el flujo del material por el sistema, causando la obstrucción. Las partículas muy finas se queman rápidamente en la cámara de combustión, conduciendo la variación de calor y la formación de

cenizas.<sup>[10]</sup> Para esto existen normas de calidad como la Norma ONORM M 7133, la cual provee un sistema de clasificación de los chips de madera según su porcentaje de humedad, tamaño y contenido de cenizas, como se puede apreciar en la tabla 1.4:

**Tabla 1.4.** Clasificación según Norma ONORM M 7133.

Norma ONORM M 7133		
Especificación	Categoría	Especificación
Tamaño	G30 - TS 150	8,5 cm x 3 cm <sup>2</sup>
	G50 - TS 220	12 cm x 5 cm <sup>2</sup>
	G100 - TS 330	25 cm x 10 cm <sup>2</sup>
	G120	30 cm x 12 cm <sup>2</sup>
	G150	40 cm x 15 cm <sup>2</sup>
Contenido de humedad	W20	< 20 %
	W30	20 - 30 %
	W35	30 - 35 %
	W40	35 - 40 %
	W50	40 - 50%
Contenido de cenizas	A1	< 1 %
	A2	1 - 5 %

En su gran mayoría la longitud de los chips varía entre 5 a 40 cm, los mismos se destinan principalmente para la producción de energía en hornos o calderas. Presentan buenas características energéticas y mejor desempeño en lo que se refiere a abastecimiento en silos. El tamaño de los chips es influenciado por:

- Equipo de triturador.
  - Tipo del picador.
  - Velocidad de avance x Rotación.
  - Ángulo de corte de los cuchillos.
- Especie de árboles (entera con o sin ramas).
- Presencia de contaminantes.
- Dureza de la madera (mayor desgaste de los cuchillos).



- Contenido de humedad.

## 1.3. Gas de síntesis

### 1.3.1 ¿Qué es el gas de síntesis?

El *gas de síntesis* o *syngas* es un combustible gaseoso generado a partir de biomasa y sometido a un proceso químico a alta temperatura.

La producción de gas de síntesis para su uso como materia prima en la producción de biocombustible se realiza mediante la gasificación de biomasa. La *gasificación* es un proceso termoquímico en el cual la biomasa se inserta en un gasificador en forma seca o en suspensión con un agente gasificante u oxidante a temperatura elevadas. Se trata de un proceso de oxidación parcial, es decir la cantidad empleada de oxidante es inferior a la de un proceso de combustión completa. El gas de síntesis resultante está compuesto en gran parte por monóxido de carbono e hidrógeno y pequeñas cantidades de metano y dióxido de carbono.

Uno de los usos de este gas es como combustible para fabricar vapor o energía eléctrica o térmica. También se lo puede usar para sintetizar otros químicos, de ahí el nombre de gas de síntesis, que se redujo a syngas, y es un intermediario en la creación de petróleo sintético para usar como lubricante o combustible.<sup>[12]</sup>

Este gas es uno de los más importantes dado que es un recurso renovable, debido a que proviene de una biomasa. Disminuye en gran forma las cantidades utilizadas de nafta (combustible fósil), lo que lleva a una reducción en el uso y la importación de hidrocarburos. Favorece el uso de recursos naturales renovables nacionales, además de contribuir a disminuir la contaminación, debido a que es un combustible más limpio que emite menor cantidad de gases que generan el efecto invernadero, y por lo tanto, reduce la lluvia ácida, mejora la calidad de aire en zonas urbanas, no contamina y reduce los residuos.<sup>[13]</sup>

El syngas es un biocombustible de segunda generación, esto implica que se obtienen a partir de biomasa lignocelulósica (materia vegetal seca). Esta biomasa procede de residuos de cultivos, de subproductos de la industria alimentaria y forestal, o de cultivos específicamente destinados a su obtención tales como las algas, la madera o cáscara de arroz. A diferencia de los de primera generación, como lo es el bioetanol, estos residuos no sólo no tienen valor económico en el contexto en el que se generan, sino que suelen provocar problemas ambientales durante su eliminación. Los cultivos de los biocombustibles de segunda generación se caracterizan por su alta densidad energética almacenada en la celulosa, que libera mucha energía al romper sus enlaces químicos.<sup>[14]</sup>

### 1.3.2 Especificación requerida para el gas de síntesis

Dependiendo de la forma en que se decida utilizar el gas de síntesis para generar energía surgen diferentes especificaciones que deben cumplirse.<sup>[15]</sup>

El producto fundamental de la gasificación es el gas de gasificación también conocido como gas pobre y es una mezcla de  $\text{CO}_x$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  y  $(\text{C}_2 + \text{C}_3)$ . Sin embargo en dependencia del modelo del reactor, la composición de la biomasa y las condiciones de operación, este gas puede contener impurezas (10 - 100 g/Nm<sup>3</sup>) tales como  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{HCl}$ , material particulado, metales y alquitranes.

Los alquitranes son compuestos orgánicos con peso molecular superior al del benceno (>76 g/mol). Estas mezclas complejas suelen condensar obstruyendo los sistemas de tuberías, filtros, o los intercambiadores de calor aguas abajo del gasificador, y causan el fallo mecánico del equipamiento con las consiguientes pérdidas.

Por lo tanto uno de los retos fundamentales de la gasificación es lograr eliminar de manera eficiente estos compuestos hasta los niveles permisibles de cada aplicación. En la tabla 1.5 se muestran los requisitos que debe cumplir el gas para cada una de ellas.

**Tabla 1.5.** Contenido de alquitrán en aplicaciones para gases de gasificación.

Aplicación	Nivel permisible de Alquitrán
Motor de Combustión Interna	< 100 mg/Nm <sup>3</sup>
Turbina de Gas	< 50 mg/Nm <sup>3</sup>
Turbina de Combustión Directa	< 5 mg/Nm <sup>3</sup>
Celda de Carbonato Fundido	< 2000 ppmV
Celda Polimérico	< 100 ppmV
Fischer - Tropsch	< 1 ppmV

### 1.3.3 Generación de energía eléctrica

Existen diferentes tecnologías para utilizar el gas de síntesis con el fin de producir energía eléctrica, térmica, o para la utilización de dicho gas como combustible.

La manera más simple de utilización es quemar el gas para la producción de calor. Para producir electricidad y calor, se aplican tecnologías o procesos que involucren motores de gas, turbinas de gas, procesos de turbinas de vapor o motores stirling. Además, es posible utilizar el gas producto de co-combustión en las plantas de energía que queman fósiles.

Otras posibilidades de utilización incluyen la producción de combustibles líquidos o gaseosos estandarizados tales como Fischer-Tropsch (FT)-diesel o de gas natural sintético (SNG) en los reactores catalíticos. Por otra parte, los

compuestos de CO y H<sub>2</sub> podrían ser utilizados como material de base para la síntesis de otros productos químicos.<sup>[16]</sup>

A continuación se desarrollan dos de las posibles formas de usar el gas de síntesis para la generación de energía eléctrica, las cuales se consideran las más utilizadas a nivel industrial.

### 1.3.3.1 Motor de combustión interna

La finalidad de un motor es la de realizar un trabajo lo más eficazmente posible. En el caso de los motores de combustión interna, el trabajo a realizar se consigue gracias a una explosión que se debe a la energía interna del combustible que se utiliza.

Todo combustible tiene una energía interna que puede ser transformada en trabajo, la cual es utilizada en los motores de combustión. Al utilizar la energía interna del combustible se produce un aumento de la presión y de la temperatura (explosión). Para que ocurra esa explosión tiene que haber un combustible mezclado con aire para que pueda reaccionar y explotar. Por lo tanto, no solo basta con la explosión del combustible, sino de también un proceso de admisión para que este carburante (aire y combustible) entre en el cilindro. Además se necesita un escape, de forma de vaciar el cilindro y que pueda volver a entrar el carburante, la mezcla de aire y combustible.

Con estos tres procesos se puede seguir un ciclo (admisión - expansión - escape). Sin embargo Alphonse Beau de Rochas optimizó notablemente el motor de combustión interna añadiendo otro proceso al ciclo, el proceso de compresión. Se consigue que el aumento de presión en el momento de la explosión, sea mayor. Esto se debe a que antes de explotar, los gases reactivos ya están presionados. Así se ha quedado el ciclo del motor de combustión interna hasta el día de hoy, con 4 procesos por ciclo (admisión - compresión - expansión - escape).

### 1.3.3.2 Turbina de gas

Una turbina de explosión tiene un ciclo termodinámico ideal tipo Otto (a expansión completa) o ciclo de Atkinson. Consta de un compresor, una o más cámaras de combustión y la turbina propiamente dicha.

El compresor carga sucesivamente con aire las cámaras, estando controlado dicho orden por el mecanismo de la válvula de admisión. Cuando una cámara está cargada, se cierra la válvula de admisión y se introduce el combustible, que arde con explosión por la acción de una chispa produciendo un incremento brusco de la presión. Se abre la válvula de escape y los gases salen a gran velocidad, actuando directamente sobre los álabes de la turbina, la presión disminuye y cuando se alcanza la atmosférica se cierra la válvula de escape y se abre la de admisión llenándose nuevamente la cámara de aire.

Se suele disponer de varias cámaras en una circunferencia concéntrica con el eje de la turbina, disponiendo el funcionamiento de las válvulas de tal manera que se descarguen sucesivamente, sometiendo al rodete a una serie de impulsos que provocan su movimiento.<sup>[17]</sup>

## 1.4. Agente gasificante

Un aspecto importante a tener en cuenta es el tipo de agente gasificante, debido a que este producirá distintos efectos en el proceso de gasificación, los cuales modifican la composición y poder calorífico del syngas.

**Tabla 1.6.** Agentes oxidantes con los respectivos productos que forman según su poder calorífico.<sup>[18]</sup>

Agente Gasificante	Tipo de Producto	Poder Calorífico (MJ/m <sup>3</sup> )
Aire	Gas pobre	4 - 7
Vapor de agua	Syngas	10 - 18
Oxígeno	Syngas	12 - 28

**Tabla 1.7.** Composición porcentual de cada gas en el producto de gasificación a partir de madera.

Compuesto	Gas pobre (%)	Syngas (%)
Monóxido de carbono (CO)	11 - 30	40 - 50
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	6 - 16	10 - 20
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	10 - 20	25 - 80
Metano (CH <sub>4</sub> )	1 - 15	4 - 8
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	50	--

Se observa en la tabla 1.6 que se pueden obtener tener dos productos de gasificación:

- Gas pobre: Contiene mayor proporción de N<sub>2</sub> que de CO, por lo que tiene menor capacidad calorífica.
- Syngas: Contiene una mayor composición de CO y H<sub>2</sub> y no contiene N<sub>2</sub>, por lo que su poder calorífico es mayor respecto al gas pobre.

El gas pobre se obtiene de la gasificación con aire siendo su desventaja que, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el resto sufre la reducción.

En cambio el syngas se obtiene a partir de la gasificación con vapor de agua u oxígeno, los cuales aumentan de manera apreciable el poder calorífico del gas de síntesis.

Según términos energéticos es preferible utilizar oxígeno para la producción de syngas pero tiene un gasto económico importante que se debe tener en cuenta. En cambio el aire no genera un costo, pero se obtiene un gas pobre con bajo poder calorífico. Por último, el vapor de agua produce un gas de

síntesis con un poder calorífico mucho mayor al del aire y comparable con el del oxígeno. Además, presenta la gran ventaja de que durante el proceso de gasificación se libera calor y este debe ser removido, pudiendo ser aprovechado para producir vapor de agua, el cual será ingresado al gasificador como agente oxidante. Debido a estas razones se seleccionará al vapor de agua como agente de gasificación.

Esta decisión se corroborará en capítulos posteriores, debido a que todavía no se cuenta con suficiente información para saber si la utilización de este agente es la más adecuada para el proceso.

## 1.5. Proceso

### 1.5.1 Diagrama de flujo

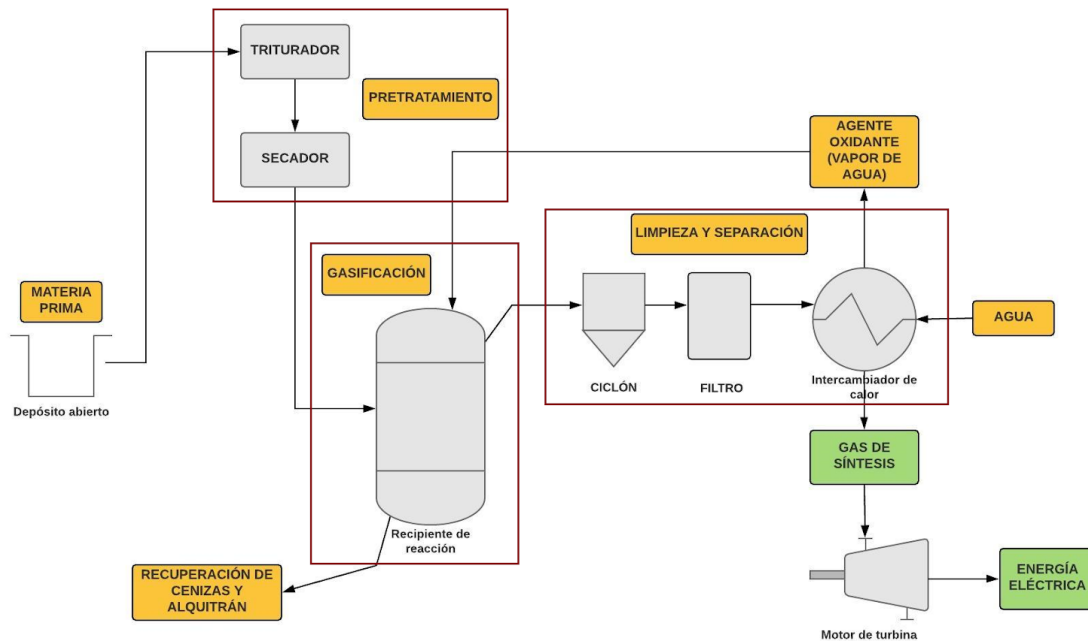
El proceso de gasificación comienza con la obtención de la materia prima. Como se mencionó anteriormente, la misma se obtiene de los residuos de los aserraderos (chips).

No siempre la materia prima se encuentra en las condiciones óptimas en las que debe entrar al reactor, es decir que no cumple con parámetros de humedad o tamaño. Para ello se realiza un pretratamiento a la materia prima, el cual consiste en dos equipos: el primero es un triturador que tiene como fin disminuir el tamaño y así lograr una mayor área superficial, y un secador para eliminar la humedad no ligada del material. Esta humedad es la que se encuentra en la superficie del material, el objetivo es lograr que el material entre al reactor sólo con la humedad ligada, que es la que se encuentra dentro del mismo.

Luego los chips son transportados al reactor donde se va a producir la gasificación. También entra el agente oxidante, que en este caso es vapor de agua, el cual se obtiene del intercambiador de calor. Los subproductos de la reacción, cenizas y alquitrán, se recuperan en el fondo del reactor; y por la parte superior se obtiene el gas de síntesis al cual se le realiza un proceso de limpieza y separación.

En una primera instancia se hace circular el gas por un ciclón en el cual se eliminan las trazas de cenizas y alquitrán que tienen un tamaño de partícula pequeño y que no pudieron ser eliminados antes. Luego pasa por un filtro, donde se termina de eliminar el material particulado. Este gas filtrado pasa por un intercambiador de calor donde el objetivo es bajar su temperatura y generar el vapor de agua que se utiliza como agente oxidante.

Se obtiene entonces el gas de síntesis con el grado de pureza requerido, el cual va hacia un equipo de generación eléctrica. Este proceso se ve representado en el diagrama de flujo de la figura 1.4.



**Figura 1.4.** Diagrama de flujo del proceso de Gasificación.

## 1.5.2 Gasificadores

En el gasificador ocurre la reacción de oxidación entre el agente gasificante y la biomasa, dando lugar a la obtención del gas de síntesis. Este proceso consta de 4 etapas:

- Secado de la alimentación: En esta etapa la biomasa pierde agua transformándola en vapor de agua.
- Pirólisis: En ella aparece el gas de síntesis y el alquitrán, debido a que por ausencia de oxígeno se ven presentes el  $H_2$  y  $CO_2$ .
- Oxidación: Aquí la biomasa se consume en presencia de oxígeno permitiendo su incineración.
- Reducción: En esta última etapa la biomasa es reducida, transformándose en cenizas.

A continuación se describen los principales equipos de gasificación:

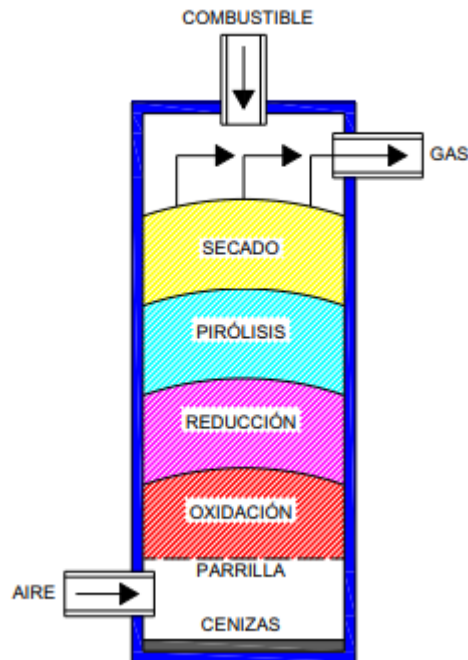
- Gasificador de corriente ascendente o tiro directo:

La entrada de aire se encuentra en el fondo y los gases producidos salen por la parte superior. Cerca de la parrilla, en el fondo, tienen lugar las reacciones de oxidación, que van seguidas de reacciones de reducción. En la parte alta del gasificador tiene lugar el calentamiento y pirólisis de la carga, como resultado de la transferencia de calor de las zonas inferiores. Los alquitranes y productos volátiles producidos durante este proceso son transportados por la corriente de gas.

Las principales ventajas de este tipo de gasificador consisten en su simplicidad, alta proporción de carbón vegetal quemado e intercambio interno

de calor que motiva bajas temperaturas de salida del gas y alta eficiencia del equipo y también la posibilidad de funcionar con diversos tipos de biomasa.

Por el contrario los inconvenientes son el riesgo de posibles pérdidas de gases, y por ende situaciones explosivas peligrosas; y un alto contenido de alquitrán en el gas obtenido que es arrastrado por la corriente del gas.



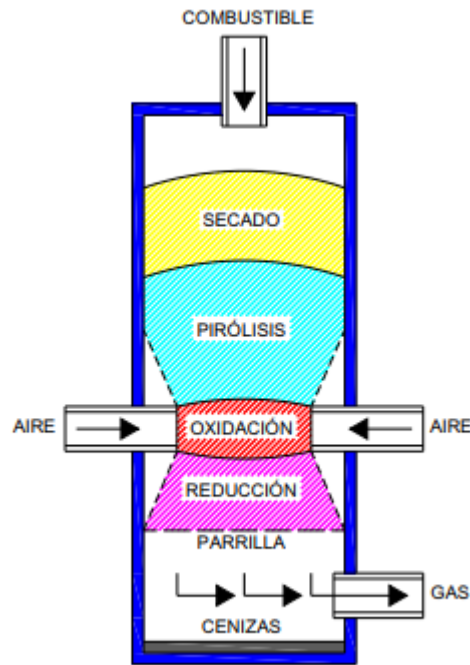
**Figura 1.5.** Gasificador de corriente ascendente o tiro directo.

- Gasificador de corriente descendente o tiro invertido:

Se los diseñó para solucionar el problema de la presencia de alquitrán en la salida del gas. La alimentación del agente gasificante se realiza en la zona de oxidación, el gas sale por el fondo de modo que éste y la alimentación se muevan en la misma dirección. Los alquitranes producidos en la oxidación atraviesan un lecho incandescente de carbón vegetal y se descomponen. De ahí que la principal ventaja de este equipo es que se obtiene un gas bajo en alquitrán.

El problema de estos gasificadores comparado con el de tiro directo es su baja eficiencia debido a la falta de intercambio interno de calor y la mayor formación de escoria. Además se los debe alimentar con una biomasa pretratada y se genera una caída de presión excesiva.





**Figura 1.6.** Gasificador de corriente descendente o tiro invertido.

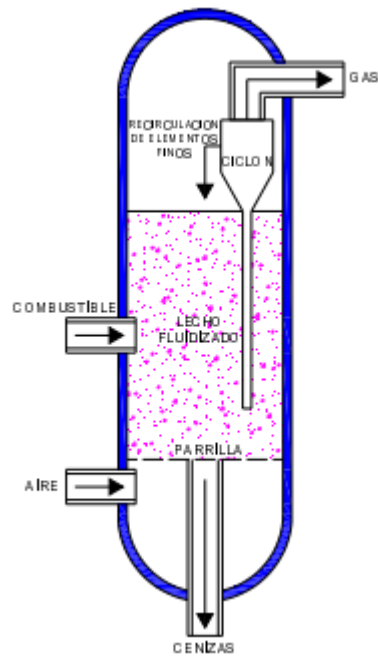
- Gasificador de lecho fluidizado:

Soluciona los problemas de formación de escoria y la caída excesiva de presión en el equipo.

El agente gasificante se introduce a través de un lecho de partículas a velocidad suficiente para mantenerlas en suspensión. Se comienza por calentar externamente el lecho y se introduce la alimentación tan pronto como se alcanza una temperatura suficientemente elevada. Como consecuencia la alimentación se piroliza, obteniéndose una mezcla de gases. En la fase gas se produce una nueva gasificación y reacciones de transformación de los alquitranes producidos previamente. La mayoría de estos sistemas van equipados con un ciclón interno, con el fin de reducir al máximo la cantidad de alquitrán y cenizas en el gas de salida.

Las principales ventajas de este gasificador proceden de su flexibilidad en cuanto al tipo de alimentación debido al fácil control de temperatura, aunque con algunos tipos de alimentación de biomasa pueden producirse problemas en la entrada al reactor, inestabilidad del lecho y entrada de cenizas volantes en los conductos de gas.

Como desventaja estos equipos no responden correctamente al cambio de carga, se produce una oxidación incompleta del carbono, por lo que requiere disponer de equipos adecuados de regulación y control. El gas producido contiene altas cantidades de alquitrán.



**Figura 1.7.** Gasificador de lecho fluidizado.

### 1.5.3 Subproductos

En este proceso se obtienen dos subproductos, cenizas y alquitrán. La composición de las cenizas depende de la temperatura de combustión, debido a que las temperaturas más altas dejan una menor cantidad de residuos. Son una fuente de minerales importantes como el potasio, el calcio, el carbonato u óxido de magnesio. Estos nutrientes naturales se han utilizado en la agricultura para neutralizar los ácidos del suelo, proteger los cultivos y enriquecer los compost que se aplican en el suelo. Se deben aplicar cantidades moderadas porque su exceso le quita el nitrógeno al abono e impide que cumpla su función. Además, se pueden fabricar detergentes ecológicos (lejía de cenizas).

El alquitrán es una extensa familia de cadena de hidrocarburos. Su concentración dentro del gasificador depende de la temperatura de trabajo, del tiempo de residencia, del tipo de reactor y del tipo de biomasa que se gasifica. Tiene diferentes utilidades como sellantes para techos, para la pavimentación de carreteras e incluso en la industria de la medicina.

### 1.5.4 Datos macroscópicos

Es importante a la hora de iniciar un proyecto ingenieril tener una estimación de ciertos parámetros de producción, como lo es la cantidad de producción estimada. En la tabla 1.8 se presenta una estimación de la cantidad de gas de síntesis a producir y la energía calórica producida:

**Tabla 1.8.** Datos macroscópicos de producción.<sup>[18]</sup>

Parámetro	Producción
-----------	------------

Cantidad de madera	1 kg
Cantidad de gas pobre obtenido	2,2 kg
Energía calórica producida	3.152,2 kcal

## 1.6. Marco legal

Debido a la escasa producción de syngas, en la República Argentina no se encuentra un marco normativo y regulatorio para dicha actividad. Sin embargo la producción de biocombustibles, tales como biogás o bioetanol, ha ido creciendo su producción y se ha realizado un marco normativo y regulatorio para los biocombustibles en general.

La Ley 26.093 (sancionada en abril de 2006) y el Decreto del Poder Ejecutivo 109/2007 que la reglamenta, constituyen el marco legal del programa de biocombustibles nacional que constituyen la piedra basal del marco regulatorio de los biocombustibles de la República Argentina, resultando aplicable a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización, consumo y autoconsumo de biocombustibles.

El aspecto más relevante del marco regulatorio de los biocombustibles compuesto principalmente por la ley y su decreto reglamentario mencionado anteriormente, es la coexistencia de dos regímenes que pese a estar interrelacionados, funcionan de modo separado. Por una parte el Capítulo I de la Ley 26.093 establece una regulación de carácter permanente sobre la actividad que gobernará los derechos y obligaciones de los sujetos que emprendan cualquier actividad ligada con los biocombustibles (junto con sus ulteriores modificaciones y reglamentaciones, el “Régimen Regulatorio”). Por la otra el Capítulo II de la misma ley implementa un régimen de promoción de la actividad de carácter temporal mediante incentivos fiscales de naturaleza federal orientados en principio a pequeños y medianos proyectos que tengan por objeto el desarrollo de la industria local con fines de abastecimiento al mercado doméstico (junto con sus ulteriores modificaciones y reglamentaciones, el “Régimen de Promoción”). Conforme el artículo 1º de la Ley 26.093, el Régimen de Promoción tendrá una vigencia de 15 años contados a partir de abril de 2006. El Poder Ejecutivo Nacional podrá extender su plazo de vigencia, según el nivel de desarrollo de la actividad, y principalmente el grado de abastecimiento del mercado doméstico.<sup>[19]</sup>

Para el caso específico de bioetanol la Ley 26.334 que impulsa el Régimen de Promoción para la producción de bioetanol está en el marco de la Ley 26.093 (Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles). Se trata de un programa que impulsa la producción de biocombustibles “con el objetivo de diversificar la matriz energética nacional” y “potenciar el desarrollo y crecimiento del sector agropecuario y de las economías regionales, agregándole valor a sus materias primas”.

Según el siguiente extracto del artículo 1º de la Ley 26.334: “A través de este régimen promocional se impulsará la conformación de cadenas de valor

*mediante la integración de productores de caña de azúcar e ingenios azucareros en los procesos de fabricación de bioetanol.”<sup>[20]</sup>*

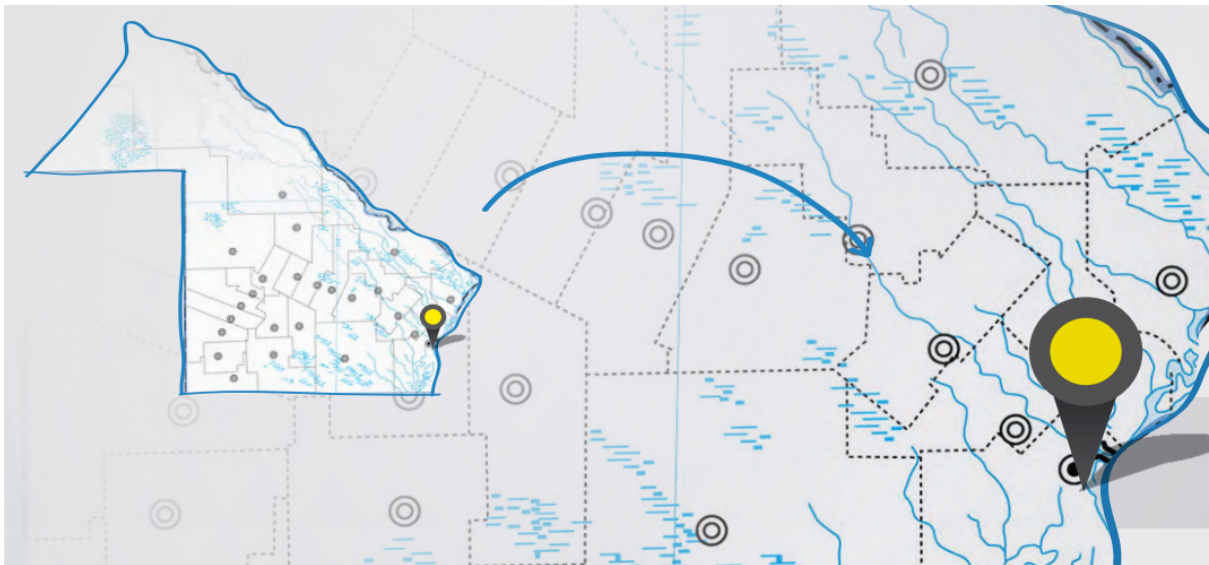
La secretaría de energía como órgano de aplicación de la ley dictaminó la Resolución 1293/2008 que establece el mecanismo de selección, aprobación y orden de prioridad para los proyectos de producción de bioetanol, mediante el cual se otorgaran los beneficios promocionales acordes al Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles de la Ley N° 26.093.

Esta misma resolución da prioridad a aquellos proyectos que favorezcan el desarrollo de las llamadas economías regionales, entendiendo como tales a todas las provincias del Territorio Nacional a excepción de la Provincias de Buenos Aires, Córdoba y Entre Ríos. Los proyectos sujetos a beneficios promocionales tendrán que tratarse fundamentalmente de Pequeñas y Medianas Empresas (PyMES), que tengan mayoritaria participación de productores agropecuarios y, con igual prioridad, de personas comprendidas en la Ley N° 26.334. Una vez completado el 20% (veinte por ciento) de la demanda total de bioetanol a nivel nacional, el resto de los beneficios promocionales se asignará siguiendo cierto criterio de selección.<sup>[21]</sup>

Teniendo en cuentas las leyes promovidas para el etanol, se puede esperar que a la hora de establecer un marco normativo y regulatorio a nivel nacional, se promuevan leyes que faciliten y den beneficios a las empresas productoras, y aquellos proyectos que utilicen dicho gas como insumo o producto final.

## 1.7. Ubicación de la planta

Teniendo en cuenta los antecedentes en la producción de residuos de madera en Argentina, se considera que la zona óptima para la instalación de la planta de gas de síntesis debe ser en el noreste de Argentina. Por lo tanto se propone el “Complejo Industrial Barranqueras”, en Barranqueras, departamento de San Fernando, Chaco para la instalación de la planta, como se muestra en la figura 1.8.



**Figura 1.8.** Ubicación de la planta

El mismo se selecciona debido a las ventajas que presenta, entre las cuales se pueden destacar:

- Alta generación de residuos de madera en zonas cercanas.
- Baja carga fiscal.
- Beneficios impositivos.
- Reducción en las tarifas de servicios públicos.
- Mano de obra cerca.
- Se reintegra hasta el 50% de las inversiones realizada en infraestructura.
- Disposición de un río cerca para utilizar como suministro.
- Conexión mediante ruta a otras provincias productoras de la materia prima.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA  
.....



# Capítulo 2

## Reacción Química

## 2.0 Resumen

Se utilizó el modelo de **“D.L. Giltrap, R. McKibbin , G.R.G. Barnes”** para la elaboración de un modelo cinético para la gasificación de madera. El mismo es un modelo que utiliza coeficientes empíricos de manera de ajustar la zona de reducción, la cual se encuentra modelada como un reactor tubular, a los valores obtenidos experimentalmente y no modela la de secado ni pirólisis.

Los valores de los parámetros cinéticos y termodinámicos fueron determinados a partir de datos encontrados en bibliografía.

Se validó el modelo propuesto y se planteó el modelo para el caso en el que se utiliza 1 ton/h de madera como materia prima, una mezcla de aire y vapor de agua como agente oxidante y un porcentaje de humedad de biomasa del 5 % en un reactor downdraft.

Los factores que han de tenerse en cuenta debido a que, afectan la composición y temperatura del gas de síntesis de salida, son los caudales de aire y vapor de agua utilizados como agente oxidante, la temperatura dentro del reactor proveniente de la zona de pirólisis y el porcentaje de humedad que con la que ingresa la madera.

Las condiciones de operación se brindan en la tabla 2.0:

**Tabla 2.0.** Condiciones de operación.

Temperatura de entrada [K]	Relación molar aire/biomasa [%]	Relación molar agua/biomasa [%]	Humedad de biomasa [%]
1200	21	5	5

Se utiliza 1 tanque de 770 m<sup>3</sup>, donde la zona de reducción tiene 100 m<sup>3</sup>, con una altura de 12,5 m y 3,2 m de diámetro, y las demás etapas tienen un volumen de 670 m<sup>3</sup>, con una altura de 13,3 m y un diámetro de 8 m. De esta manera la altura total resulta de 25,8 m.

## 2.1. Introducción

### 2.1.1 Tipos de modelo

Cualquier simulación de un proceso requiere disponer del valor de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de compuestos que circulan, entre los distintos equipos de la planta, en todas las condiciones de composición, presión y temperatura que puedan llegarse a verificar en la operación de la misma.

Esto resulta prácticamente imposible, con lo cual se debe hacer uso de técnicas de predicción que permitan estimar estos valores. La técnica seleccionada es sumamente importante para un cálculo preciso de los equipos.

Sólo se puede abordar este estudio en forma general, tratando de establecer criterios de selección y análisis con un rango de validez más o menos amplio.

No se debe perder el objetivo principal de este estudio, es decir modelar las reacciones cinéticas con el fin de calcular propiedades termodinámicas y equilibrios de fase que sirvan para resolver balances de materia y energía en los equipos de la simulación así como su dimensionado, lo cual se realizará en posteriores capítulos.<sup>[1]</sup>

#### 2.1.1.1 Termodinámico

Se debe considerar el cálculo del equilibrio químico, es un modelo genérico que no precisa de información detallada de la entrada para su ejecución.

Si bien los cálculos que realizan son simples, este método acarrea un gran error debido a que el modelo es de cuasi-equilibrio (empírico).

Se puede clasificar en dos tipos:

- No estequiométricos: se basa en la minimización de la energía libre de Gibbs, a partir de la reacción general entre reactivos y productos. No considera las reacciones específicas.
- Estequiométricos: consideran reacciones específicas en equilibrio.

#### 2.1.1.2 Cinético

Se requiere un análisis más detallado de las variables de entrada, debido a que el método es más robusto que el anterior. Generalmente considera únicamente las reacciones de reducción. Se deben detallar las constantes cinéticas de cada etapa del proceso.

Este modelo tiene la capacidad de predecir con menos error, y por ende es más efectivo.



## 2.1.2 Elección del modelo

Se decidió usar el modelo cinético desarrollado en el paper de **“D.L. Giltrap, R. McKibbin, G.R.G. Barnes”**.<sup>[2]</sup> Se asume que los gases en todo el reactor siguen la idealidad.

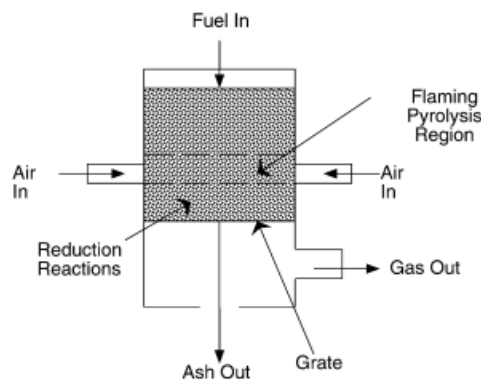
Esta elección se basa en la simplicidad del modelo y en la buena predicción de los parámetros de salida, debido a que se comparó con datos experimentales a escala laboratorio. A continuación se detalla el modelo cinético seleccionado.

### 2.1.2.1 Etapas del proceso

El equipo a utilizar es *downdraft*, es decir la biomasa es dosificada por la parte superior del equipo, mientras que el agente gasificante, en este caso aire, se introduce por los laterales.

A medida que la biomasa combustiona, el calor de la zona superior del equipo va secando la carga y desprendiendo la humedad.

En la zona media, debido al calor y a la falta de  $O_2$ , la biomasa comienza a pirolizarse, generando alquitranes y vapor de agua. En esta etapa se desprenden volátiles y se reduce el tamaño de partícula, generando un flujo descendente de biomasa hacia la zona baja (de alta temperatura) donde se produce la combustión.



**Figura 2.1.** Esquema del equipo a utilizar, downdraft.<sup>[2]</sup>

Además este tipo de equipos tienen la capacidad de convertir biomasa con alto contenido de volátiles en un gas con bajo contenido de alquitrán e impurezas, lo cual hace que sean más aptos para la generación de energía.

### 2.1.2.2 Secado

Como se observa en la tabla 2.1 el porcentaje de humedad es del 0%, con lo cual el modelo asume que la biomasa entra al reactor seca.

Esta condición es difícil de lograr a escala industrial, debido a que al tener una humedad menor a la crítica, en los equipos de secado se disminuye considerablemente la transferencia de masa desde el sólido al aire.

En cambio para pequeñas escalas como la de laboratorio puede ser válida. Para lograr esto se debe realizar el secado en un horno.

### 2.1.2.3 Pirólisis y oxidación

Las reacciones de esta etapa no son tenidas en cuenta a la hora de modelar el proceso, debido a que la cantidad de reacciones e intermediarios producidos harían muy complejo el modelo. Además estas etapas suceden en simultáneo y más rápido que la reducción.

Sin embargo se sabe que el gas que se encuentra en la cima del equipo proviene de dos fuentes diferentes: la entrada del gas (aire, oxígeno o una mezcla de vapor de agua y aire) o de la pirólisis de la biomasa. La proporción exacta de cada una de ellas depende de la velocidad del aire (agente de este modelo) que fluye en el gasificador en relación con las velocidades de las reacciones de combustión y pirólisis.

En lugar de realizar los cálculos, se introduce un factor denominado "Fracción de Pirólisis" ( $f_p$ ). El  $f_p$  es la fracción efectiva del gas inicial que proviene de la pirólisis y las reacciones de craqueo. Su valor puede variar de 0 (cuando no hay productos de la pirólisis) a 1 (cuando sólo hay productos de la pirólisis). Este valor dependerá de la proporción de materia volátil en el combustible, la velocidad a la que el aire ingresa al sistema y la cinética relativa de las reacciones de pirólisis, agrietamiento y combustión,

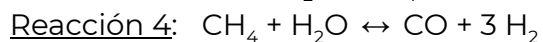
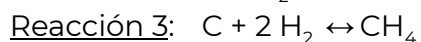
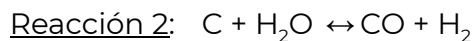
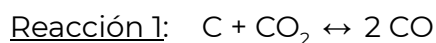
En este caso en particular, se toma un valor de  $f_p$  de 0,5, el cual es determinado empíricamente en el modelo de Giltrap.

Por otra parte los productos de la pirólisis son: CO, CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>O. Mediante un balance de masa teniendo en cuenta que la fórmula empírica para la biomasa utilizada en el modelo de Giltrap resulta CH<sub>3,03</sub>O<sub>1,17</sub>. Se encontró que cada mol de gas de pirólisis contiene: 0,341 mol CO; 0,277 mol CH<sub>4</sub> y 0,382 mol H<sub>2</sub>O.

### 2.1.2.4 Reducción

Como se explicó previamente el modelado comienza en la zona alta de reducción, donde se asume que todo el oxígeno que ingresa en el aire entra en combustión y forma CO<sub>2</sub>. Además todos los productos de la pirólisis están completamente craqueados. El carbón sólido (char), está presente en toda la región de reducción.

Se consideran las siguientes reacciones:



Las mismas son endotérmicas excepto la tercera. Debido a esto la temperatura en esta zona disminuye.

También se supone que el *suministro de carbón de la biomasa es suficiente para que las reacciones anteriores sean llevadas a cabo*. Por lo que los compuestos que deben seguirse en el proceso son: CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. Si bien el N<sub>2</sub> no participa de ninguna reacción debido a que es un inerte, también se sigue su comportamiento debido a que diluye el gas de salida.

En cuanto a la temperatura utilizada en el proceso para las reacciones anteriores se modela con la ecuación de Arrhenius. Por lo que se obtiene:

$$r_1 = A_1 e^{-\left(\frac{E_1}{RT}\right)} \left( P_{CO_2} - \frac{P_{CO}^2}{K_2} \right) \quad (1)$$

$$r_2 = A_2 e^{-\left(\frac{E_2}{RT}\right)} \left( P_{H_2O} - \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{K_3} \right) \quad (2)$$

$$r_3 = A_3 e^{-\left(\frac{E_3}{RT}\right)} \left( P_{H_2}^2 - \frac{P_{CH_4}}{K_4} \right) \quad (3)$$

$$r_4 = A_4 e^{-\left(\frac{E_4}{RT}\right)} \left( P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}^3}{K_5} \right) \quad (4)$$

Donde  $A_i$  es el factor pre-exponencial de Arrhenius para la reacción  $i$ . Estos valores de  $A_i$  deben ser afectados por la constante de gases ( $R_g$ ) debido a que los datos se encuentran en función de fracciones molares, y el planteo realizado utiliza presiones parciales.  $E_i$  es la energía de activación en J/mol para la reacción  $i$ ,  $R$  es la constante de gases ideales en J/mol K,  $T$  es la temperatura en K,  $P_x$  es la presión parcial de las especies gaseosas  $x$ , y  $K_i$  es la constante de equilibrio de la reacción  $i$ .<sup>[3]</sup>

Este modelo afecta los valores de  $A_i$  por medio de una constante que tiene en cuenta los efectos del tamaño de partícula del char y el número de sitios activos. Por lo tanto para calcular los factores pre-exponenciales se multiplica el valor del modelo por un "Factor de Reactividad del Char"  $C_{RF}$ , el cual representa la reactividad relativa de los diferentes tipos de char. Por lo tanto:

$$A'_i = A_i \cdot C_{RF}$$

Finalmente en la tabla 2.1 se pueden ver los parámetros de entrada para la zona de reducción.

**Tabla 2.1.** Parámetros del modelo.

Parámetros del Modelo	
Longitud del reactor	0,275 m
Velocidad Superficial del Gas [m/s]	1
Temperatura Inicial $T_0$ [K]	1200
Contenido de Humedad [%]	0
Factor de Reactividad del Char $C_{RF}$	1000
Fracción de Pirólisis $f_p$	0,5

El valor de  $C_{RF}$  varía con la temperatura, el tipo de char, entre otros. Por lo cual se decide tomar el valor sugerido por el modelo de Giltrap ( $C_{RF}=1.000$ ). El

mismo es estimado mediante un ajuste empírico, utilizando madera como materia prima.

### 2.1.3 Balances de masa y energía

Para poder resolver el modelo se plantea un balance de masa para cada componente y un balance de energía. Dichos balances se modelan de la siguiente manera:

Balance de masa:

$$\frac{dn_x}{dz} = \frac{1}{v} \left( R_x - n_x \frac{dv}{dz} \right)$$

Balance de energía:

$$\frac{dT}{dz} = \frac{1}{v \cdot \sum_x n_x c_x} \left( - \sum_i r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum_x R_x c_x T \right)$$

Siendo:

- v: velocidad superficial del gas [m/s].
- Rx: tasa neta de reacción de la especie x, por reacción química [mol/m<sup>3</sup>.s].
- nx: concentración molar de la especie x [mol/m<sup>3</sup>].
- cx: capacidad calorífica molar de la especie x [J/mol.K].
- R: constante de gases ideales [J/mol.K].
- P: presión total [Pa].
- ΔH: calor de reacción [J/mol].
- r<sub>i</sub>: velocidad de reacción de la especie i [mol/m<sup>3</sup>.s].

## 2.2. Parámetros termodinámicos de interés

Los datos de las capacidades caloríficas de los compuestos involucrados se dan en función de la temperatura y siguen la siguiente expresión:

$$C_p = A + B.t + C.t^2 + D.t^3 + E.t^{-2}$$

Donde los coeficientes A, B, C, D y E expresan la relación entre el Cp y la temperatura, y t se expresa de la siguiente manera:

$$t = \text{temperatura [K]} / 1000$$

A continuación en la tabla 2.2 se muestran los valores de los coeficientes para cada compuesto.

Además la unidad para el Cp está dada en J/mol.K y el rango de utilidad de esta expresión es de 500 a 2000 K.

**Tabla 2.2.** Capacidades caloríficas.<sup>[4]</sup>

Compuesto	Parámetros				
	A	B	C	D	E
N <sub>2</sub>	19,50583	19,88705	-8,59853	1,369784	0,527601
CH <sub>4</sub>	-0,703029	108,4773	-42,52157	5,862788	0,678565
H <sub>2</sub> O	30,09200	6,832514	6,793435	-2,534480	0,082139
CO	25,56759	6,096130	4,054656	-2,671301	0,131021
CO <sub>2</sub>	58,16639	2,720074	-0,492289	0,038844	-6,447293
H <sub>2</sub>	18,563083	12,257357	-2,859786	0,268238	1,977990

Por otra parte se evaluaron las constantes de equilibrio y los calores de reacción en J/mol, para cada reacción a la temperatura de trabajo (aproximadamente 1200 K). Estos valores se muestran en las tablas 2.3 y 2.4 respectivamente.

**Tabla 2.3.** Constantes de Equilibrio.<sup>[5]</sup>

Reacción	K <sub>equilibrio</sub>
1	57,09
2	39,77
3	0,0316
4	2473

**Tabla 2.4.** Calores de Reacción.

Reacción	$\Delta H_{\text{reacción}}$ [ J/mol ]
1	168.606,83
2	135.787,54
3	-87.362
4	227.011,29

## 2.3. Modelo de reacción

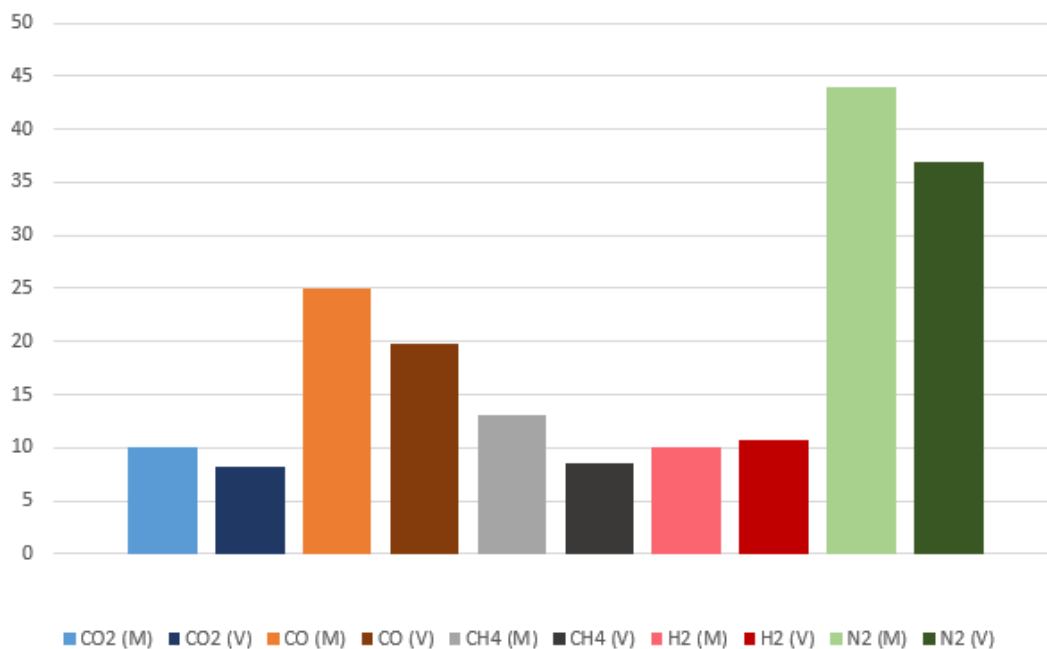
### 2.3.1 Validación del modelo

Se realizó el ajuste del modelo elegido mediante el programa Mathcad utilizando el método de Runge Kutta de 4<sup>to</sup> orden. Para ello se usaron los parámetros aportados por el modelo cinético mencionados anteriormente (tabla 2.1). Además se emplearon los datos bibliográficos de las constantes de equilibrio, calores de reacción y capacidades caloríficas, esto se debe a que el informe utilizado no los especifica.

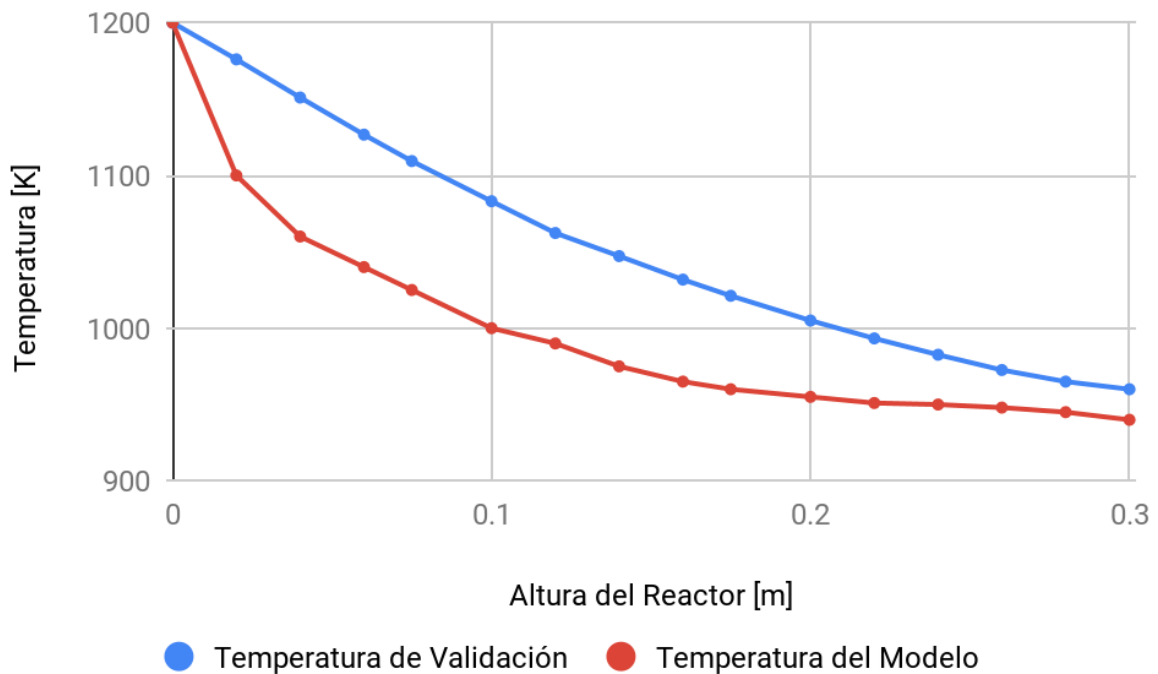
Por otra parte se realizó una búsqueda de flujo de biomasa y agente oxidante que validara los porcentajes de gases de pirólisis producidos. Finalmente, se obtuvo una buena aproximación a los datos teóricos del modelo de Giltrap.<sup>[2]</sup>

En las figuras 2.2 y 2.3 se muestra gráficamente la comparación entre los datos del modelo cinético y los datos obtenidos a partir de la validación, de la composición de los compuestos involucrados y de la temperatura dentro del reactor, respectivamente.

Esta validación se realizó en las mismas condiciones experimentales planteadas en el modelo de Giltrap, es decir a 1200 K y 1 atm.



**Figura 2.2.** Datos obtenidos de la validación (V) y del modelo (M).



**Figura 2.3.** Datos obtenidos de la validación y del modelo.

Como se puede observar en la figura 2.2 hay una tendencia general que indica que los parámetros obtenidos al realizar la validación son mayores que los del modelo propiamente dicho.

Para la figura 2.3 se observa que hay una diferencia notoria entre el perfil de temperatura del modelo con el de la validación, siendo esta última menor.

Estas diferencias se atribuyen a:

- No se contaba con datos precisos de los parámetros termodinámicos que se usaron en el modelo, con lo cual se utilizaron los que se encuentran en la sección “Parámetros Termodinámicos de Interés”.
- Se desprecian los gradientes de velocidad y de presión.

Sin embargo se considera que el ajuste es bueno, por lo que se decide utilizarlo para el modelado del proceso de estudio.

### 2.3.2 Aplicación del modelo

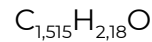
Para poder evaluar el proceso se debe obtener primero la fórmula molecular de la madera. Se conoce que la composición centesimal de la madera es poco variable, en bibliografía se encontró que su composición media es 50% de C, 6% de H<sub>2</sub> y 44% de O<sub>2</sub>.<sup>[6]</sup> Para el cálculo de la fórmula se dividió el porcentaje de cada elemento por su peso molecular:

Para el carbono:  $50/12 = 4,17$  moles.

Para el hidrógeno:  $6/1 = 6$  moles.

Para el oxígeno:  $44/16 = 2,75$  moles.

Luego por un mol de oxígeno se tiene 1,515 moles de C y 2,18 moles de H, obteniéndose la siguiente fórmula molecular:



Por otra parte al modelar el proceso se utilizó un volumen de 100 m<sup>3</sup>, con un largo de 12,5 metros y un diámetro de 3,2 metros para la zona de reducción. Se decide utilizar estas dimensiones para poder realizar un análisis de sensibilidad del punto de operación ante distintas perturbaciones al sistema. En el capítulo 3 se detallarán las dimensiones del reactor y su punto de operación real. En la sección “Estructura Preliminar de Reactores” se desarrolla con mayor detalle las dimensiones del reactor, las alternativas y la elección.

A la hora de extrapolar el modelo elegido con los datos de operación, se debe tener en cuenta que algunas de las condiciones iniciales que realiza el modelo no se cumplen para el proceso de estudio:

- La biomasa no ingresa seca, si no que lo hace con un porcentaje de humedad de aproximadamente el 5%.
- La relación de la condición inicial de los gases proveniente de pirólisis, debido a que no se obtiene un mol de gases de pirólisis, debido a que la fórmula de la madera es distinta a la utilizada en el modelo del paper.
- La velocidad de los gases es diferente.
- El agente oxidante no es solo aire, es una mezcla de aire y vapor de agua.
- El agua utilizada como agente gasificante y el aire utilizado como agente oxidante entran a la misma temperatura que los residuos de madera utilizados como materia prima.

El proceso de combustión requiere de la presencia de oxígeno, con lo cual se decide introducir una relación entre vapor de agua y aire como agente gasificante. Se debe tener en cuenta además, que la relación entre el oxígeno y el nitrógeno en el aire es de 29% a 71% respectivamente. Esto implica que habrá una mayor cantidad de inertes (N<sub>2</sub>), por lo que el gas de salida será más diluido si se compara con el caso en donde se utiliza la mezcla oxígeno y vapor de agua como agente oxidante (no hay inertes).

Por otra parte se decidió asumir que dentro del reactor no hay caída de presión ni cambios en la velocidad, con lo cual dichos términos se cancelan del balance de energía.

## 2.4. Variables relevantes, análisis de su efecto

Se procede a analizar varias experiencias variando los parámetros iniciales de forma de obtener el mejor sistema a utilizar para el diseño. Este análisis se realiza para la zona de reducción a partir de las dimensiones mencionadas anteriormente.



A continuación se presentan las composiciones de salida obtenidas frente a variaciones en la temperatura de entrada a la zona de reducción, para distintas relaciones molares de aire/biomasa, utilizando aire como agente oxidante:

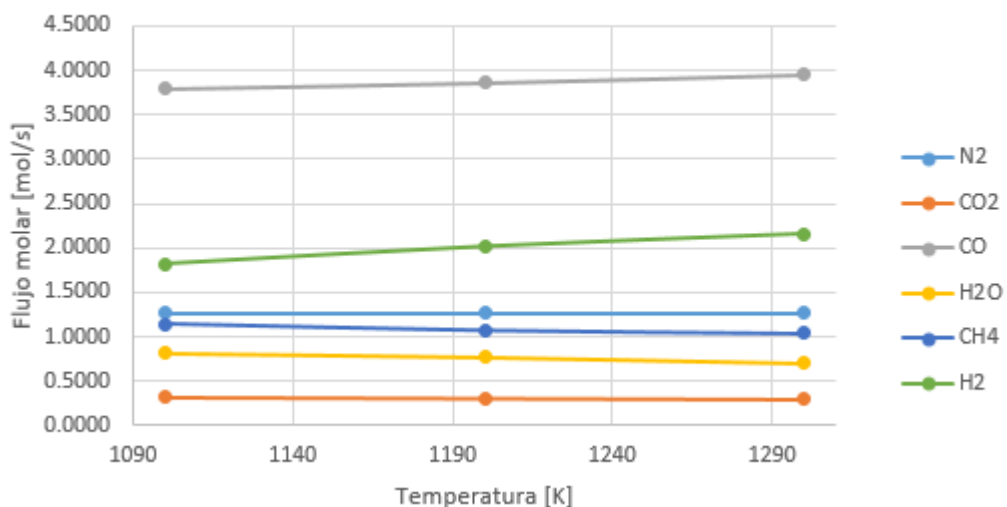
**Tabla 2.5.** Variación de temperatura de entrada con aire como agente oxidante, para distintas relaciones de aire/biomasa.

Exp	Parámetros			
	Temperatura de entrada zona reducción [K]	Relación molar aire/biomasa [%]	Relación molar agua/biomasa [%]	Humedad de biomasa [%]
1	1100	21	0	5
2	1100	42	0	5
3	1100	52	0	5
4	1200	21	0	5
5	1200	42	0	5
6	1200	52	0	5
7	1300	21	0	5
8	1300	42	0	5
9	1300	52	0	5

**Tabla 2.6.** Composiciones de salida a variaciones de temperatura de entrada y caudal de aire utilizado.

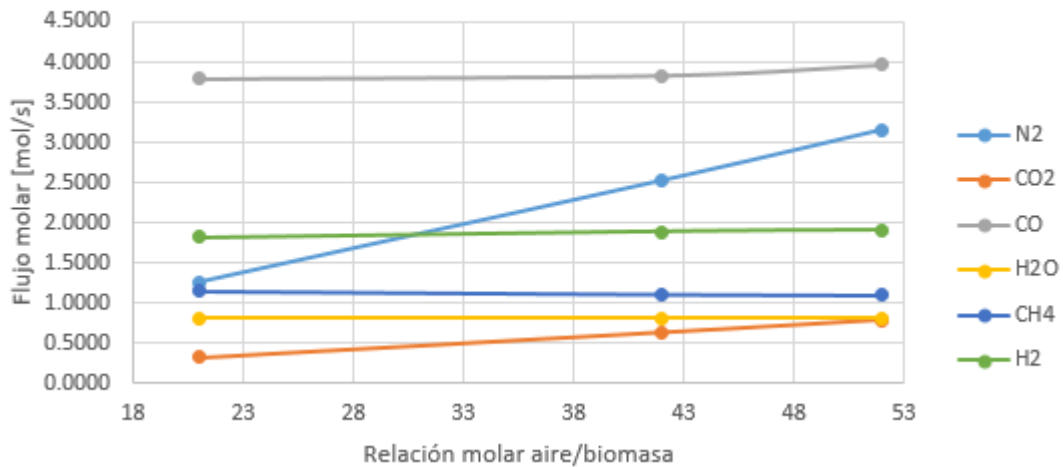
Experiencia	Flujo molar a la salida [mol/s]						Temperatura de salida [K]
	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	
1	1,264	0,32	3,794	0,818	1,146	1,821	479,58
2	2,528	0,636	3,837	0,815	1,114	1,89	532,83
3	3,16	0,793	3,967	0,813	1,105	1,908	557,495
4	1,264	0,309	3,861	0,773	1,072	2,015	494,68
5	2,528	0,613	3,931	0,768	1,04	2,072	549,2
6	3,16	0,764	3,967	0,766	1,04	2,085	574,14
7	1,264	0,298	3,953	0,703	1,036	2,157	503,57
8	2,528	0,59	4,048	0,697	1,012	2,21	558,74
9	3,16	0,735	4,097	0,694	1,008	2,221	583,8

En estas experiencias se modificó la temperatura de entrada a la zona de reducción de a 100 K y la relación de aire/biomasa, manteniendo nula la relación de vapor de agua/biomasa. Se analizaron para cada temperatura tres variaciones de las relaciones de aire/biomasa. Se observa que al aumentar la temperatura y fijando un valor para las demás variables, los flujos molares de cada compuesto varían siguiendo una tendencia: para CO y H<sub>2</sub> los mismos aumentan, mientras que para el N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y CH<sub>4</sub> permanece constante. Para el caso de la temperatura de salida se observa un aumento. Estas tendencias pueden apreciarse en el siguiente gráfico, donde se toman a modo de ejemplo los valores para la relación aire/biomasa igual a 21.



**Figura 2.4.** Tendencia de las experiencias.

Para una misma temperatura, el aumento del porcentaje de aire utilizado produce una mayor cantidad de H<sub>2</sub>, pero disminuye la cantidad del mismo en relación al porcentaje de los otros gases producidos. Además se observa un aumento en los flujos de N<sub>2</sub> (debido a que ingresa mayor cantidad de aire), CO<sub>2</sub>, CO y la temperatura de salida; mientras que los flujos de H<sub>2</sub>O y CH<sub>4</sub> se mantienen constantes. La misma tendencia se cumple cuando se varía la relación de aire/biomasa, fijando el resto de las variables. Esto se puede observar en el siguiente gráfico, donde se toman a modo de ejemplo los valores para 1100 K.



**Figura 2.5.** Tendencia de las experiencias.

A continuación se presentan las composiciones de salida obtenidas frente a variaciones en la temperatura de entrada a la zona de reducción, para distintas relaciones molares de agua/biomasa, utilizando aire y vapor de agua como agente oxidante:

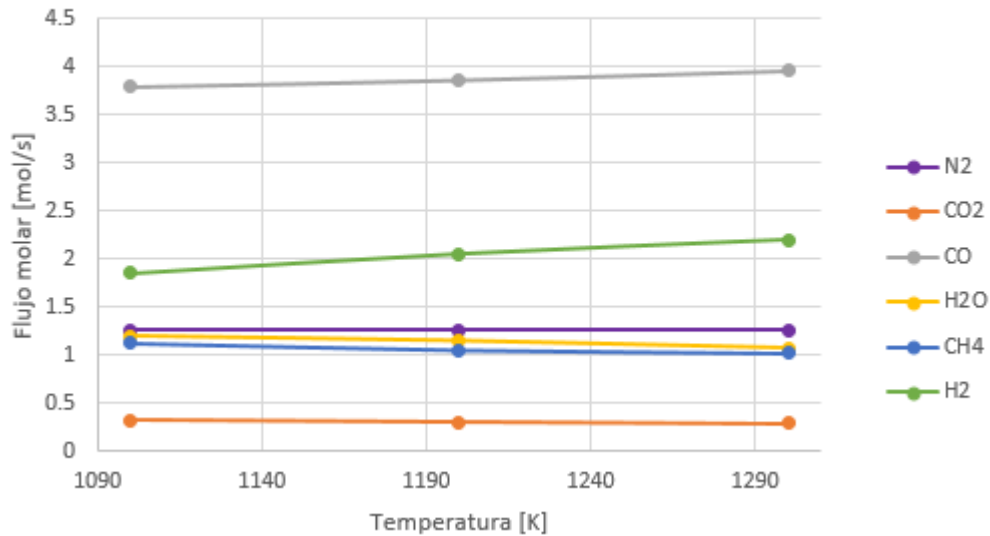
**Tabla 2.7.** Variación de temperatura de entrada con aire y agua como agente oxidante, para distintas relaciones molares de agua/biomasa.

Exp	Parámetros			
	Temperatura de entrada zona reducción [K]	Relación molar aire/biomasa [%]	Relación molar agua/biomasa [%]	Humedad de biomasa [%]
10	1100	21	5	5
11	1100	21	10	5
12	1100	21	20	5
13	1200	21	5	5
14	1200	21	10	5
15	1200	21	20	5
16	1300	21	5	5
17	1300	21	10	5
18	1300	21	20	5

**Tabla 2.8.** Composiciones de salida a variaciones de temperatura de entrada y caudal de agua utilizado.

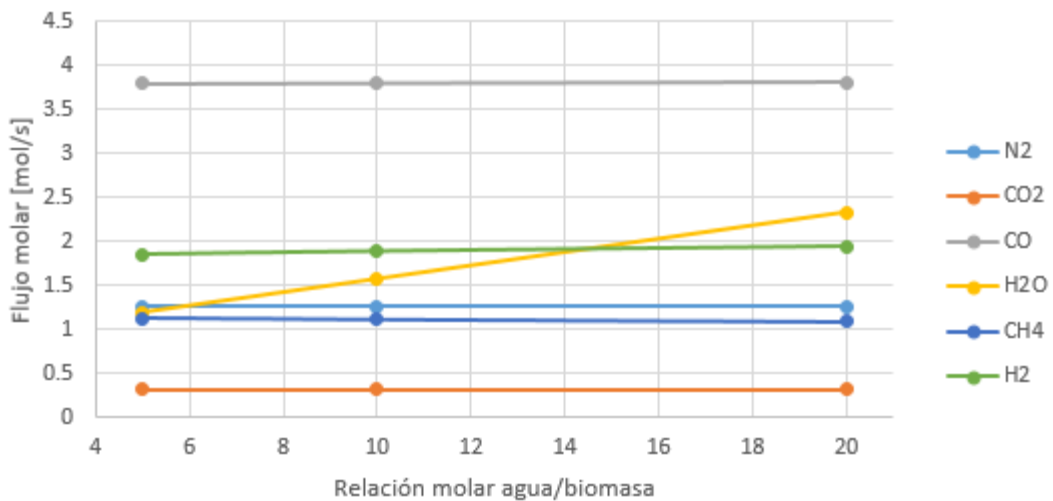
Experiencia	Flujo molar a la salida [mol/s]						Temperatura de salida [K]
	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	
10	1,264	0,32	3,799	1,197	1,13	1,857	494,36
11	1,264	0,319	3,804	1,576	1,115	1,891	508,91
12	1,264	0,318	3,814	2,333	1,09	1,947	537,25
13	1,264	0,308	3,87	1,148	1,056	2,054	510,16
14	1,264	0,307	3,879	1,524	1,042	2,089	525,36
15	1,264	0,306	3,896	2,275	1,018	2,15	554,77
16	1,264	0,297	3,967	1,075	1,021	2,198	519,27
17	1,264	0,296	3,98	1,446	1,007	2,235	534,64
18	1,264	0,294	4,007	2,189	0,986	2,301	564,23

En este caso se modifica la temperatura de entrada de a 100 K y la relación de agua/biomasa, manteniendo constante la relación de aire/biomasa. Se analizaron por cada temperatura tres variaciones de la relaciones de agua/biomasa. Se observa que al aumentar la temperatura y fijando un valor para las demás variables, los flujos molares de cada compuesto varían siguiendo una tendencia: para CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y CH<sub>4</sub> los mismos disminuyen levemente, mientras que para CO y H<sub>2</sub> aumentan, al igual que la temperatura de salida. Esta tendencia puede apreciarse a continuación, tomando como ejemplo los valores para una relación agua/biomasa igual a 5.



**Figura 2.6.** Tendencia de las experiencias.

Para una misma temperatura, el aumento del porcentaje de agua utilizado produce un leve aumento en la cantidad de  $H_2$ , pero disminuye la cantidad del mismo en relación al porcentaje de los otros gases producidos. Para  $CO_2$ ,  $CO$  y  $CH_4$  hay leves variaciones, solo aumenta la cantidad de  $H_2O$ , lo cual se debe claramente al aumento de la relación vapor de agua/biomasa. Esto puede observarse en el siguiente gráfico, se toman a modo de ejemplo los datos para 1100 K.



**Figura 2.7.** Tendencia de las experiencias.

En todas las experiencias el flujo molar de  $N_2$  es constante, debido a que la relación de aire/biomasa no varía.

A continuación se presentan las composiciones de salida obtenidas frente a variaciones en la humedad de entrada, para distintas relaciones de agua/biomasa:

**Tabla 2.9.** Variación de humedad de entrada para distintas relaciones molares de agua/biomasa.

Exp	Parámetros			
	Temperatura de entrada zona reducción [K]	Relación molar aire/biomasa [%]	Relación molar agua/biomasa [%]	Humedad de biomasa [%]
19	1200	21	0	5
20	1200	21	0	10
21	1200	21	5	5
22	1200	21	5	10

**Tabla 2.10.** Composiciones de salida a variaciones de porcentaje de humedad de entrada.

Experiencia	Flujo molar a la salida [mol/s]						Temperatura de salida [K]
	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	
19	1,264	0,309	3,861	0,773	1,072	2,015	494,68
20	1,264	0,307	3,868	1,531	1,038	2,085	525,53
21	1,264	0,308	3,87	1,148	1,056	2,054	508,91
22	1,264	0,306	3,877	1,906	1,025	2,117	540,43

Se decidió ver el efecto que ocasiona un mayor porcentaje de humedad en la materia prima, debido a que esta variable puede ser controlada mediante la utilización de un secador. Se observa que al aumentar el porcentaje de humedad proveniente de la biomasa, se obtiene el mismo efecto que realizar un aumento en la cantidad utilizada de vapor de agua utilizada como agente gasificante.

A continuación se presentan las composiciones de salida obtenidas frente a variaciones en la relación molar agua/biomasa, para distintas relaciones de aire/biomasa:

**Tabla 2.11.** Variación de la relación molar agua/biomasa para distintas relaciones molares de aire/biomasa.

Exp	Parámetros			
	Temperatura de entrada zona reducción [K]	Relación molar aire/biomasa [%]	Relación molar agua/biomasa [%]	Humedad de biomasa [%]
23	1200	21	5	5
24	1200	21	10	5

25	1200	21	20	5
26	1200	42	5	5
27	1200	42	10	5
28	1200	42	20	5

**Tabla 2.12** Composiciones de salida a variaciones caudales de agua y aire utilizado.

Experiencia	Flujo molar a la salida [mol/s]						Temperatura de salida [K]
	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	
23	1,264	0,308	3,87	1,148	1,056	2,054	510,16
24	1,264	0,307	3,879	1,524	1,042	2,089	525,36
25	1,264	0,306	3,896	2,275	1,018	2,15	554,77
26	2,528	0,611	3,941	1,144	1,036	2,098	563,25
27	2,528	0,609	3,951	1,52	1,027	2,121	576,89
28	2,528	0,606	3,97	2,272	1,014	2,161	602,88

Se analizó realizar un aumento del porcentaje de vapor de agua utilizado como agente gasificante, manteniendo el porcentaje de humedad, temperatura y flujo de aire constantes. Para una relación molar de aire/biomasa constante se observa que el flujo de H<sub>2</sub>O aumenta, debido a que aumenta la relación de vapor de agua/biomasa. Mientras que los demás gases mantienen sus flujos constantes.

En estos casos se tiene altas cantidades de N<sub>2</sub>, lo cual conlleva a utilizar equipos de bombeo mayores.

### 2.4.1 Selectividad

Se analiza la selectividad considerando que el subproducto de interés es el H<sub>2</sub>, debido a que el mismo tiene valor comercial, para una temperatura de 1200 K y un porcentaje de humedad del 5% para la madera. Para ello se evalúan los moles producidos de hidrógeno en relación a los moles totales.

$$S_{\text{global}} = \text{moles H}_2 / \text{moles totales}$$

Se evalúa la máxima producción del mismo considerando todas las experiencias realizadas, lo cual se da en la experiencia 28:

$$S_g = 0,172$$

$$\text{Producción Máxima} |_{\text{H}_2} = 2,161 \text{ kmol/s}$$

Luego la máxima selectividad se da en la experiencia 19:

$$S_{g, \text{max}} = 0,234$$

$$\text{Producción } |_{\text{H}_2} = 2,015 \text{ kmol/s}$$

Considerando los puntos máximos de selectividad y producción, se decide operar en las condiciones de la experiencia 23:

$$S_g = 0,212$$

$$\text{Producción } |_{\text{H}_2} = 2,054 \text{ kmol/s}$$

Se toma esta decisión debido a que, tanto la producción como la selectividad, son cercanas a los valores máximos y en los cuales se utilizan caudales relativamente bajos de agente oxidante.

## 2.5. Condiciones de operación

Como se mencionó anteriormente y en base al estudio realizado sobre los parámetros de entrada, se decide operar en las condiciones de la experiencia 23, debido a que:

- Hay una buena producción de  $\text{H}_2$ .
- Se utiliza poco agente oxidante.
- Si se usa un mayor porcentaje de aire no hay una gran variación en la cantidad de  $\text{H}_2$  (cuando el aire aumenta el doble, el  $\text{H}_2$  aumenta un 2%).

En base a la opción se tiene en cuenta la producción de  $\text{N}_2$ , debido a que si bien es un inerte, el mismo se utiliza en la industria como refrigerante, con lo cual tiene valor comercial y se lo considera un subproducto. Realizar esto conlleva realizar una separación de  $\text{N}_2$  con respecto a los otros gases, y se debe analizar si los gastos en los equipos de separación son menores que los beneficios de la venta del  $\text{N}_2$ .

$$\text{Producción } |_{\text{N}_2} = 1,264 \text{ kmol/s}$$

En la tabla 2.13 se determinan las condiciones de operación.

**Tabla 2.13.** Condiciones de operación.

Temperatura [K]	Relación molar aire/biomasa [%]	Relación molar agua/biomasa [%]	Humedad [%]
1200	21	5	5

## 2.6. Estructura preliminar de reactores

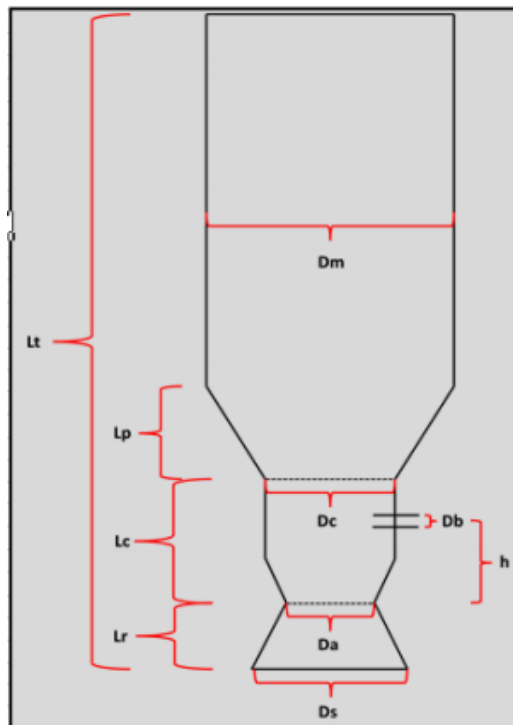
En esta sección se detallan las alternativas de diseño consideradas y la elección óptima. Las mismas se basan en que el volumen del reactor para la zona de reducción es de  $100 \text{ m}^3$ , es decir el modelo desarrollado no tiene en cuenta las zonas de secado, pirólisis y combustión. Sin embargo esto no implica que dichos procesos no sean llevados a cabo. Se decide utilizar dicho volumen con la finalidad de poder realizar un análisis de sensibilidad en el punto de operación



ante distintas perturbaciones al sistema. En el capítulo 3 se detallarán las dimensiones reales del reactor y su punto de operación real.

De datos bibliográficos para la gasificación de madera se pudo obtener datos a escala laboratorio sobre el dimensionamiento del reactor para todas las zonas que involucra la gasificación, de forma de extrapolar dichos valores a la escala requerida. Los mismos se muestran en la tabla 2.14.<sup>[7]</sup>

Además se debe tener en cuenta que un gasificador real no es un cilindro de diámetro constante, el mismo varía dependiendo su zona, como se puede mostrar en la figura 2.8.



**Figura 2.8.** Esquema de un gasificador.

Donde los subíndices p, c y r indican las dimensiones de las zonas de pirólisis (incluye el secado), combustión y reducción, respectivamente.

Sin embargo a fines prácticos en este estudio se considera que el reactor es de área transversal constante. Las dimensiones del reactor a escala laboratorio son:

**Tabla 2.14.** Altura de las zonas involucradas en el proceso de gasificación.

Zona	Altura [mm]	Porcentaje [%]
Secado y Pirólisis	3191	67
Reducción	629	13
Combustión	943	20

Como se observa, la zona de reducción es la que se encuentra en menor proporción. Por este motivo se decide sobredimensionar el reactor teniendo en cuenta el porcentaje que representa el secado, pirólisis y combustión (87%), lo que

se traduce en un aumento del volumen de  $670 \text{ m}^3$ . Por lo tanto el volumen del reactor queda definido en  $770 \text{ m}^3$ .

Por otra parte, se debe tener en cuenta las diferentes opciones de diámetro y altura para un reactor de dicho volumen. A continuación se presentan las alternativas para el diseño del reactor.

#### Alternativa 1

Se utiliza 1 tanque de  $770 \text{ m}^3$  de 6 m de diámetro y 27.3 m de alto.

#### Alternativa 2

Se utiliza 1 tanque de  $770 \text{ m}^3$ , donde la zona de reducción tiene  $100 \text{ m}^3$ , con una altura de 12.5 metros y 3.2 metros de diámetro, y las demás etapas tienen un volumen de  $670 \text{ m}^3$ , con una altura de 13.3 metros y un diámetro de 8 metros. De esta manera la altura total resulta de 25,8 metros.

Se decide utilizar el arreglo de la alternativa 2, debido a que la zona de reducción se modela como un reactor tubular, por lo que es preferible que la longitud de la misma sea mayor respecto al resto del reactor, de manera que el grado de avance de reacción sea mayor.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA  
.....



# Capítulo 3

## Diseño del Sistema de Reactores

### 3.0 Resumen

Se decide utilizar tres **reactores downdraft** que utilizarán 333,33 kg/h de madera, las características del diseño se puede ver en la tabla 3.5, y su diagrama en la figura 3.1.

El reactor será de **acero comercial** con **9 boquillas**, las cuales suministrarán el oxígeno al reactor.

Se utilizará **0,55 metros fibra cerámica** y **0,45 metros de lana de vidrio** como aislantes. Este espesor se obtiene en las condiciones más desfavorables, es decir en invierno cuando la temperatura del medio circundante es la más baja, produciendo una mayor fuerza impulsora de temperatura.

Se trabajará en las siguientes condiciones:

**Tabla 3.0.** Punto de operación elegido.

Oxígeno [kg/h]	Vapor de agua [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char salida [kg/h]	Conversion char (%)	Temperatura de salida [K]
464,5	0,0	490,9	607,1	15,8	39,7	22,4	213,6	80,3	854,9

Se proponen cuatro sistemas de control, los cuales se mencionan a continuación:

- Temperatura.
- Presión.
- Caudal.
- Nivel.

## 3.1 Tipo y configuración de reactores

### 3.1.1 Selección del reactor

Debido a la gran variedad de combustibles que pueden ser empleados para el proceso de gasificación y a que todos ellos difieren mucho en sus propiedades químicas, físicas y morfológicas, dicho proceso se debe ajustar a cada uno de ellos y, en consecuencia se requieren diferentes diseños de reactor e incluso distintas tecnologías de gasificación.<sup>[1]</sup>

Por esta razón se desarrollan y comercializan un gran número de gasificadores diferentes, todos ellos orientados a manejar las propiedades específicas de un combustible determinado o de una variedad de combustibles.

En cuanto al tipo de reactor, como se desarrolló en capítulos anteriores, se decidió utilizar un **reactor downdraft**. El mismo es del tipo lecho fijo, donde las corrientes de combustible y agente gasificante circulan en el mismo sentido.

Las dificultades que da esta configuración es el contenido de cenizas y humedad en el gas producido y que, por otra parte, requiere de un tiempo prolongado de encendido (20-30 min).

La principal desventaja del reactor downdraft frente al updraft es la alta temperatura del gas de salida, lo que origina una eficiencia más baja.

Cabe destacar que a pesar de que el gas obtenido tiene una baja calidad energética tiene la ventaja de tener un contenido bajo de alquitranes. Además, este tipo de configuración es más aceptable para aplicaciones en motores de combustión interna y turbinas de gas.

### 3.1.2 Punto de operación

Con la cinética de Giltrap<sup>[2]</sup> modelada en el capítulo 2, siendo la misma utilizada para un reactor downdraft, se decide establecer los parámetros óptimos de operación. Trabajar en las condiciones óptimas de selectividad, las cuales fueron seleccionadas en el capítulo anterior, produce un bajo rendimiento del reactor y ocasiona altos costos operativos, como se puede observar en la siguiente tabla.

**Tabla 3.1.** Condiciones óptimas de selectividad.

Oxígeno	Vapor de agua [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char salida [kg/h]	Conversión char (%)	Temperatura de salida [K]
38,70	24,79	48,79	390,01	74,39	60,83	14,79	420,46	48,7	510,16

Por lo tanto se buscará producir una mayor cantidad de syngas, modificando el punto de operación elegido, de manera de utilizar eficientemente la materia prima logrando disminuir la cantidad generada de char. La eficiencia del sistema es evaluada como la masa producida de syngas en función de la masa de madera suministrada.

En la tabla 3.2 se pueden ver distintas experiencias realizadas para el reactor obtenido, donde se observan los flujos de todas las corrientes de salida y la conversión de char de ese punto de operación.

Cabe destacar que se realizaron dos tipos de ensayos. En primer lugar se varió el caudal de oxígeno manteniendo el del vapor de agua constante (tabla 3.2) y luego se dejó constante el caudal de oxígeno y se varió el de vapor de agua (tabla 3.3).

**Tabla 3.2.** Variación de oxígeno utilizado.

Exp	Oxígeno [kg/h]	Vapor de agua [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char salida [kg/h]	Conversion char (%)	Temperatura de salida [K]
1	154,8	49,6	158,6	507,8	52,7	33,5	25,4	355,2	64,6	839,1
2	232,2	49,6	239,3	536,3	55,4	35,4	24,6	319,5	69,5	846,9
3	309,7	49,6	321,1	563,8	57,9	37,3	23,8	284,0	73,9	854,1
4	387,1	49,6	404,0	590,5	60,0	39,1	23,1	248,6	77,7	860,7
5	464,5	49,6	487,9	616,2	61,9	40,9	22,5	213,4	81,2	866,8
6	541,9	49,6	572,6	641,2	63,7	42,6	21,9	178,3	84,3	872,4
7	696,7	49,6	744,2	689,0	66,7	45,8	20,7	108,6	89,7	882,7
8	774,1	49,6	831,0	712,0	68,0	47,3	20,2	74,0	92,0	887,5

**Tabla 3.3.** Variación de vapor de agua utilizado.

Exp	Oxígeno [kg/h]	Vapor de agua [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char salida [kg/h]	Conversion char (%)	Temperatura de salida [K]
9	464,5	0,0	490,9	607,1	15,8	39,7	22,4	217,3	80,3	854,9
10	464,5	49,6	487,9	616,2	61,9	40,9	22,5	213,4	81,2	866,8
11	464,5	99,1	485,2	624,7	108,2	42,1	22,6	209,6	82,0	877,8
12	464,5	198,3	480,9	639,7	201,3	44,3	22,7	202,7	83,5	898,0
13	464,5	297,4	477,6	652,5	294,9	46,3	22,8	196,5	84,8	916,1

Estas experiencias nos permiten visualizar que la eficiencia tiene una mayor sensibilidad con la cantidad de oxígeno utilizado, comparado con el vapor de agua a la entrada de la zona de gasificación. Esto se puede deber a las cinéticas involucradas en el proceso de reducción y a los perfiles de temperatura que se obtienen al utilizar distintas cantidades de oxígeno y vapor de agua.

Es necesario aclarar que a pesar que a medida que se aumenta la cantidad de oxígeno utilizado aumenta el consumo de char del reactor, lo cual es deseable, también aumentan los costos de bombeo y de la subplanta de separación de aire.

De esta forma se decide evaluar la eficiencia de la reacción ante cambios en el caudal de oxígeno, como se hizo previamente pero manteniendo un caudal de vapor de agua nulo.

**Tabla 3.4.** Variación de oxígeno utilizado con caudal de vapor de agua nulo.

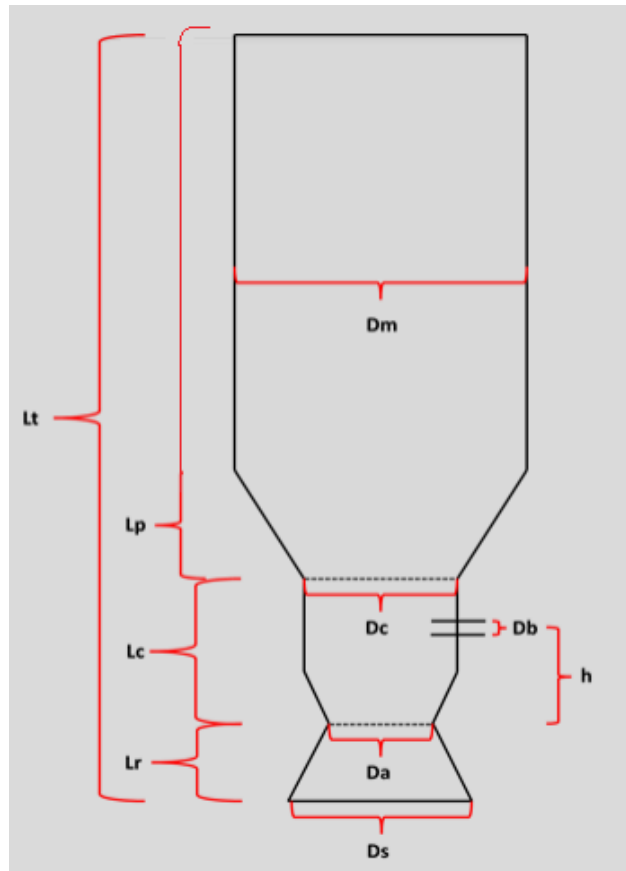
Exp	Oxígeno [kg/h]	Vapor de agua [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char salida [kg/h]	Conversión char (%)	Temperatura de salida [K]
14	77,4	0,0	80,2	467,5	6,0	30,1	25,9	396,4	56,6	813,3
15	154,8	0,0	160,2	497,4	8,5	32,1	25,1	360,3	62,6	823,5
16	309,7	0,0	323,6	554,1	12,6	36,0	23,7	288,5	72,5	840,6
17	387,1	0,0	406,8	581,0	14,3	37,9	23,0	252,8	76,6	848,1
18	464,5	0,0	490,9	607,1	15,8	39,7	22,4	213,6	80,3	854,9
19	541,9	0,0	575,8	632,4	17,2	41,5	21,8	182,1	83,6	861,2
20	696,7	0,0	747,6	680,8	19,6	44,7	20,7	112,0	89,2	872,7

Se puede observar que los datos obtenidos en la tabla 3.4 son prácticamente los mismo que los de la tabla 3.2. Por este motivo se decide trabajar en un punto de operación donde la corriente de vapor sea cero y la de oxígeno sea lo más baja posible, de forma de que la eficiencia del sistema se encuentre entre el 70 y el 80%, el contenido final de char sea bajo y los costos operativos del sistema no aumenten demasiado. Esto último se analizará con mayor detalle en el capítulo 7 “Análisis Económico del Proyecto”.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se decide trabajar en el punto de operación de la experiencia 18. Estos datos se utilizan para realizar el diseño mecánico del reactor.

### 3.2 Diseño mecánico

Se hallaron datos bibliográficos para un reactor downdraft con una alimentación de 350 kg/h, el cual presenta las siguientes dimensiones:<sup>[3]</sup>



**Figura 3.1.** Esquema del gasificador modelo.

Donde los subíndices p, c y r indican las dimensiones de las zonas de pirólisis (incluye el secado), combustión y reducción, respectivamente.

**Tabla 3.5.** Dimensiones del modelo.

Lp	3,191 m
Lc	0,943 m
Lr	0,629 m
Dm	2,424 m
Dc	0,737 m
Da	0,395 m
Ds	0,901 m

En bibliografía se menciona que el reactor puede presentar problemas operativos cuando su caudal de trabajo supera los 350 kg de biomasa por hora. Debido a que en este trabajo se utiliza una alimentación de 1000 kg/h, se propone utilizar 3 reactores con un caudal de 333,33 kg/h en cada uno, con las dimensiones del modelo (tabla 3.5). Como consecuencia de esto se dividirá la corriente de salida del secador entre los tres reactores.



La madera tiene como requisito de operación que su porcentaje de humedad sea del 5% p/p. Esto se define así debido a que en el capítulo 2 al evaluar diferentes propuestas modificando las variables de entrada al reactor, el punto de operación óptimo fue con una alimentación con un 5% de humedad.

Los residuos de madera que se utilicen como materia prima tendrán un porcentaje de humedad de un 20% p/p, por lo que para disminuirla a un 5% p/p habrá que realizar un secado, el mismo se detalla en el capítulo 4. Cabe destacar que este es el peor caso, es decir donde la materia prima se encuentra con el mayor porcentaje de humedad.

En cuanto al material de construcción del gasificador se debe elegir un material que soporte las temperaturas a las que trabaja el gasificador, siendo la máxima temperatura de 1200 K (927 °C).

Una opción es utilizar acero comercial, debido a que es de bajo costo y soporta las condiciones de trabajo, debido a que su punto de fusión es 1375°C.<sup>[4]</sup>

Otra opción es utilizar acero refractario, como el AISI 310 para la zona de reducción, debido a que es un acero inoxidable que soporta temperaturas hasta los 1400°C.<sup>[5]</sup>

De acuerdo al punto de operación elegido anteriormente y con las dimensiones del reactor, se dan las siguientes condiciones:

**Tabla 3.6.** Punto de operación elegido.

Oxígeno [kg/h]	Vapor de agua [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char salida [kg/h]	Conversion char (%)	Temperatura de salida [K]
464,5	0,0	490,9	607,1	15,8	39,7	22,4	217,3	80,3	854,9

Por otra parte se debe tener en cuenta la zona en la cual se ingrese el agente oxidante y la forma en la que ingresa el mismo. Para ello se decide utilizar boquillas y es necesario que las mismas se encuentren en la zona de combustión, debido a que es allí donde se requiere la mayor concentración de oxígeno y así lograr una buena combustión.

En cuanto a la disposición de las mismas se recurrió a los datos bibliográficos obteniendo la siguiente tabla, donde se relaciona el flujo másico con el número de boquillas necesarias.<sup>[3]</sup>

**Tabla 3.7.** Cantidad de boquillas.

Rango de Flujo de Aire [kg/h]	Número de boquillas
0 - 70	5
70 - 140	7
140 - 350	9

Para la cantidad de boquillas a utilizar se debe tener en cuenta que el número debe ser siempre impar, esto se debe a que así se evita que dos boquillas queden enfrentadas, con lo que los flujos de oxígeno no se contrarresten entre

ellos, de manera que el mismo llegue a la materia ubicada en el centro de la zona de combustión. Además se evitan cortocircuitos químicos dentro del equipo. [3]

En el punto de operación elegido el caudal de oxígeno es de 464,5 kg/h, donde para cada uno de los reactores es de 154,83 kg/h. Por lo tanto teniendo en cuenta la tabla anterior se deduce que se necesitarán **9 boquillas** en cada reactor.

### 3.2.1 Rangos de trabajo

Para evitar problemas técnicos debidos a la fusión y la aglomeración de cenizas, se suele trabajar a temperaturas entre 800 y 1.400°C, pero no por encima de 1.500 °C. El margen de presiones puede oscilar entre 1 y 30 atmósferas.

El aumento de la presión favorece las reacciones de gasificación, haciendo aumentar las proporciones de hidrocarburos. En los gasificadores se trabaja a presión atmosférica.

La temperatura es un parámetro importante debido a que influye en los equilibrios de reacción afectando el rendimiento del proceso. En general en la etapa de gasificación propiamente dicha, el aumento de temperatura favorece el aumento del contenido en el gas producto de H<sub>2</sub> y CO en detrimento del CH<sub>4</sub> y del H<sub>2</sub>O. [6]

Debido a lo mencionado anteriormente se decide controlar la temperatura y la presión. Estos sistemas de control se desarrollarán en la sección correspondiente.

### 3.3 Diseño térmico

El reactor tal como se modeló en el capítulo 2 funciona como un reactor adiabático, es decir que no hay transferencia de calor con el entorno. Por este motivo se debe elegir un aislante capaz de cumplir con dicha condición, debido a que el modelo cinético depende de manera significativa de la temperatura a la entrada de la zona de reducción.

El cálculo de la temperatura a través del aislante se hará mediante la teoría de resistencia térmica, que se puede expresar de la siguiente manera. [7]

$$Q = \frac{T_{\text{interna reactor}} - T_{\text{ambiente}}}{R_{\text{total}}} = \frac{T_{\text{interna reactor}} - T_{\text{externa aislante}}}{R_{\text{cond}}} = \frac{T_{\text{externa aislante}} - T_{\text{ambiente}}}{R_{\text{conv}}}$$

Siendo:

- L: longitud del reactor (m).
- k: conductividad térmica (W/m°C). El valor de la misma depende del material del aislante y la temperatura en la que se encuentre el mismo, debido a que la conductividad aumenta al aumentar la temperatura.
- R<sub>total</sub>: suma de resistencias. Para un cilindro queda de la siguiente manera:

$$R = R_{\text{cond}} + R_{\text{conv}} = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2*\pi*L*k} + \frac{1}{A_{\text{ext}}*h}$$

- $h$ : el valor de convección del medio circundante ( $W/m^2\text{°C}$ ). En bibliografía se obtienen valores típicos de coeficientes de transferencia por convección natural para gases, la cual puede variar entre 2-25  $W/(m^2\text{°C})$ , para los cálculos del aislante se toma el valor más bajo ( $2 W/m^2\text{°C}$ ).<sup>[8]</sup>

Se desea que la temperatura externa del aislante sea similar a la del medio circundante, de esta manera se logra tener un aislante efectivo, en el cual el reactor no intercambia energía con el medio que lo rodea. Para esto se considerará despreciable la transferencia de calor entre la superficie interna del reactor y la superficie externa, debido a que el reactor metálico tendrá una conductividad mucho mayor que el aislante, por lo que el cálculo de esa resistencia resulta despreciable. Además se desprecian los efectos de borde.

Para la temperatura del medio circundante, se considera que la misma es de  $5\text{ °C}$ , la cual se estima a partir de datos meteorológicos históricos obtenidos.<sup>[9]</sup> La misma resulta de un promedio de temperatura para el mes con menor temperatura a lo largo del año, esto se debe a que se propone utilizar uno de los peores casos, donde la fuerza impulsora, es decir la diferencia de temperatura, sea máxima.

Como el diseño se realizará para este casos, se utiliza una temperatura de  $1200\text{ K}$  de manera tal de asegurar que en esa zona del reactor, el aislante siga siendo efectivo.

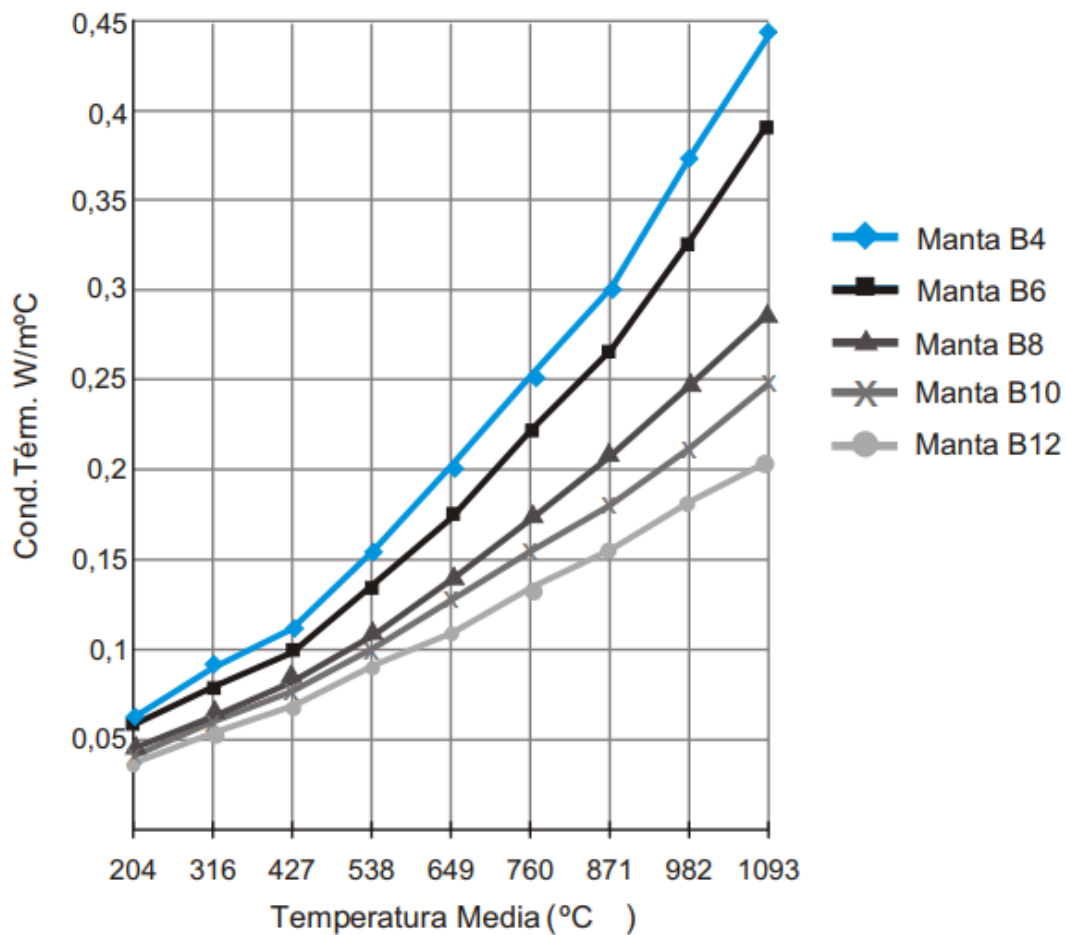
Para la selección del aislante se tendrán en cuenta los siguientes aspectos:

- Degradación térmica: no todos los aislantes sirven para el rango de temperatura de trabajo, debido a que se degradan térmicamente.
- Conductividad térmica: se quiere que la misma sea baja, debido a que de esta manera el aislante resulta ser más efectivo y utilizar una menor cantidad del mismo.
- Bajo costo.
- Amigable con el medio ambiente.

Se decide utilizar **fibra cerámica**, siendo un aislante de alta refractariedad que posee las siguientes características:

- Resistencia al contacto.
- Baja conductividad térmica.
- Bajo almacenamiento de calor.
- Resistencia a la corrosión.
- Resistencia al choque térmico.
- Alta temperatura límite de uso continuo ( $1260\text{°C} = 1533\text{ K}$ ), por lo que provee un buen margen para la operación del reactor.
- Es utilizado como aislante para hornos de pirólisis y “heaters”.

La dependencia de la conductividad de la fibra cerámica con la temperatura se puede observar en la siguiente figura:



**Figura 3.2.** Conductividad del aislante en función de la temperatura.<sup>[10]</sup>

Cuando se conoce la variación de la conductividad térmica con la temperatura,  $k(T)$ , se puede determinar el valor promedio de la conductividad térmica en el rango de temperaturas entre  $T_1$  y  $T_2$  a partir de:

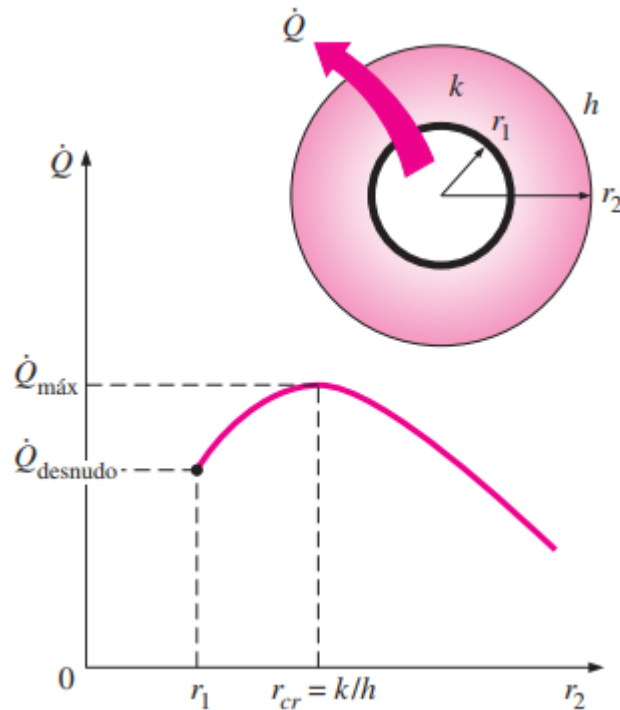
$$k_{prom} = \left[ \int_{T_1}^{T_2} k(T) dT \right] / (T_2 - T_1) \quad [11]$$

Se selecciona la manta B12, la cual puede ser adquirida a la empresa UNIFRAX®. Esta manta presenta una menor conductividad, lo cual permite obtener un menor espesor a utilizar. De esta manera se logra obtener:

$$k_{prom} = 0,07 \text{ W/m}^\circ\text{C}.$$

A la hora de calcular el espesor del aislante es recomendable tener una idea del radio crítico del mismo, el cual depende de la conductividad térmica del aislamiento  $k$ , y del coeficiente externo de transferencia de calor  $h$  por convección. La razón de la transferencia de calor del cilindro aumenta con la adición de aislamiento para  $r_2 < r_{cr}$ , alcanza un máximo cuando  $r_2 = r_{cr}$  y empieza a decrecer para  $r_2 > r_{cr}$ . Por lo tanto en realidad aislar el tubo puede aumentar la

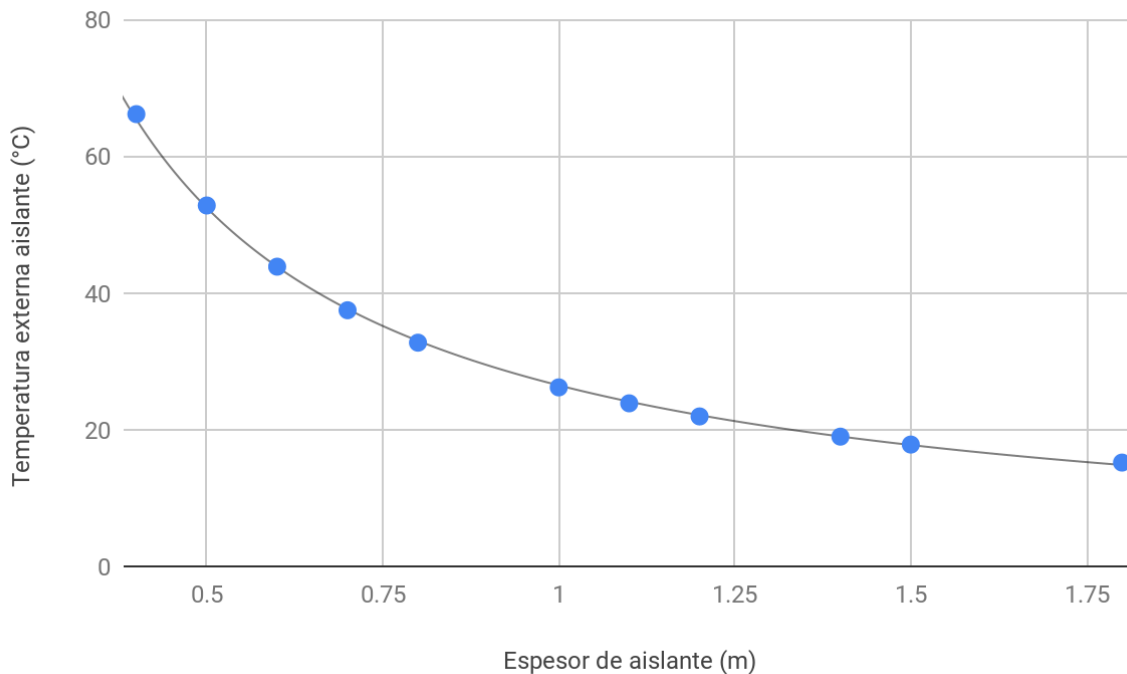
razón de la transferencia de calor del tubo en lugar de disminuirla cuando  $r_2 < r_{cr}$ , como se puede ver en la siguiente figura:



**Figura 3.3.** Calor liberado en función del espesor.

Para este caso el radio crítico resulta de 0,52 cm, por lo que el radio del aislante debe ser mayor de manera de disminuir el calor liberado por el reactor.

El cálculo de la temperatura externa del aislante dependerá del espesor del mismo a utilizar, debido a que a mayor cantidad de aislante menor será la temperatura externa del mismo. En la siguiente figura se muestra como la temperatura externa varía en función del espesor del aislante:



**Figura 3.4.** Temperatura de aislante en función del espesor.

Se decide tomar como criterio una diferencia de temperatura de 20 °C con el medio circundante, de esta manera **el espesor del aislante es de 1 m**.

Una alternativa que puede resultar más económica es utilizar un sistema de multicapas de aislante, es decir varias capas de diferentes aislantes los cuales tengan una menor conductividad y sean aptos para dicha temperatura. La ventaja que presenta esta configuración es que pueden utilizarse aislantes económicos que presenten valores diferentes de conductividad. Esto permite obtener el aislamiento requerido utilizando varias capas y así reducir los costos.

Se debe tener en cuenta que como nuestro sistema se encuentra a muy alta temperatura los aislantes pueden degradarse, lo que conlleva a la utilización de aislantes más costosos.

Un aislante que puede utilizarse para temperaturas intermedias es la lana de vidrio, la cual tiene una temperatura máxima de uso continuo de 400°C con una conductividad promedio de 0,0607 W/m°C. Esta conductividad es válida para un rango entre 400 - 50°C.

Para temperaturas menores se puede utilizar poliestireno expandido, el cual soporta una temperatura máxima de 80°C en uso continuo, la misma cuenta con una conductividad de 0.04 W/m°C.<sup>[12] [13]</sup>

En ambos casos se debe trabajar con un margen de seguridad de temperatura de manera de que los compuestos no se degraden, para esto se toma un margen de temperatura de 30°C.

Utilizando estos aislantes para el sistema multicapa y con el margen de seguridad establecido, se logra obtener un aislante en el cual la temperatura externa es de 24°C. El aislante multicapa presenta la siguiente configuración:

- 0,5875 metros de espesor de fibra cerámica.

- 0,4125 metros de espesor de lana de vidrio.
- 0,0375 metros de espesor de poliestireno expandido.

Otra posibilidad es construirlo utilizando únicamente fibra cerámica y lana de vidrio. En dicho caso se obtiene una temperatura externa de 25°C con los siguientes espesores:

- 0,55 metros de espesor de fibra cerámica.
- 0,45 metros de espesor de lana de vidrio.

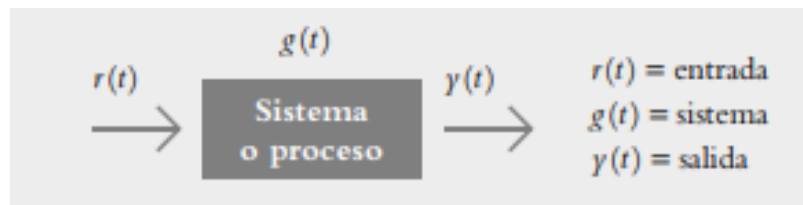
### 3.4 Sistema de control

Es necesario conocer las variables críticas del sistema de forma de evaluar la posibilidad de controlarlas para que se mantengan dentro de los parámetros establecidos.

En este sentido, también es necesario conocer cómo se va a controlar y con qué instrumentos. Para ello se hace una breve introducción a lo que son los sistemas de control y su funcionamiento.

Un sistema de control automático es una interconexión de elementos que forman una configuración denominada sistema, de tal manera que el arreglo resultante es capaz de controlarse por sí mismo.

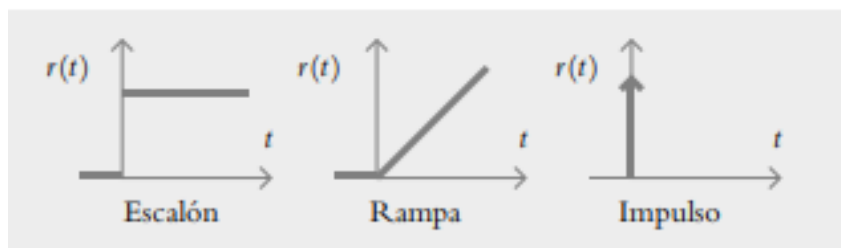
Un sistema o componente del sistema susceptible de ser controlado, al cual se le aplica una señal  $r(t)$  a manera de entrada para obtener una respuesta o salida  $y(t)$ , puede representarse mediante bloques como se muestra en la figura 3.5:



**Figura 3.5.** Sistema de control.

El vínculo entrada-salida es una relación de causa y efecto con el sistema, por lo que el proceso o sistema a controlar relaciona la salida con la entrada.

Las entradas típicas aplicadas a los sistemas de control son: escalón, rampa e impulso, según se muestra en la figura 3.6.



**Figura 3.6.** Tipos de señales de entrada.

Se proponen entonces, cuatro alternativas de las variables que se pueden utilizar para el sistema de control: temperatura y presión.

### 3.4.1 Sistema de control de temperatura

Uno de los parámetros más importantes en la operación del gasificador es la temperatura que se alcanza en el reactor. La posibilidad de hacer una lectura en la zona de reducción, que es la que está a mayor temperatura, permite saber si el gas obtenido es de calidad suficiente como para ser enviado al sistema de generación de energía (motor o turbina). Por ejemplo desviar el gas de síntesis a un motor de combustión interna no habiéndose alcanzado las temperaturas requeridas, podría provocar el gripado del motor (bloqueo o agarrotamiento de ciertos componentes metálicos del motor a causa de un sobrecalentamiento agudo) debido a la cantidad de alquitrán en el gas.

Para regular con precisión la temperatura del proceso sin la participación continua del operador, un sistema de control de temperatura se basa en un regulador, el cual acepta un sensor de temperatura tal como un termopar o RTD (en este caso una termocupla del tipo "K") como entrada. Se compara la temperatura real a la temperatura de control deseada, o set point, y proporciona una salida a un elemento de control. El regulador de temperatura solo es una parte del sistema de control, y todo el sistema debe ser analizado para elegir un controlador adecuado. Los siguientes puntos deben ser considerados al seleccionar un controlador de temperatura:

- Tipo de sensor de entrada (termopar, RTD) y rango de temperatura.
- Tipo de salida requerida (relé electromecánico, SSR, salida analógica).
- Algoritmo de control necesario (encendido / apagado, control proporcional, controlador PID).
- Número y tipo de salidas (calor, frío, alarma, límite).<sup>[14]</sup>

La instalación de un termopar (termocupla) es la solución más simple y económica. Este aparato es un sensor de temperatura que consiste en dos conductores metálicos diferentes unidos en un extremo, denominado junta caliente, suministrando una señal de tensión eléctrica que depende directamente de la temperatura. Este sensor puede ser conectado a un instrumento de medición de fuerza electromotriz o voltímetro. Un termopar no mide temperaturas absolutas, sino la diferencia de temperatura entre el extremo caliente y el extremo frío. Este efecto termoeléctrico hace posible la medición de temperatura mediante un termopar. Existen varios tipos de termopares, siendo su clasificación según la temperatura que han de soportar y el tipo de aplicación:

**Tabla 3.8.** Tipos de termocuplas.<sup>[15]</sup>

Tipo	Termopar	Intervalo de Medida [°C]	Error			Rango de Uso [°C]
			clase 1	clase 2	clase 3	



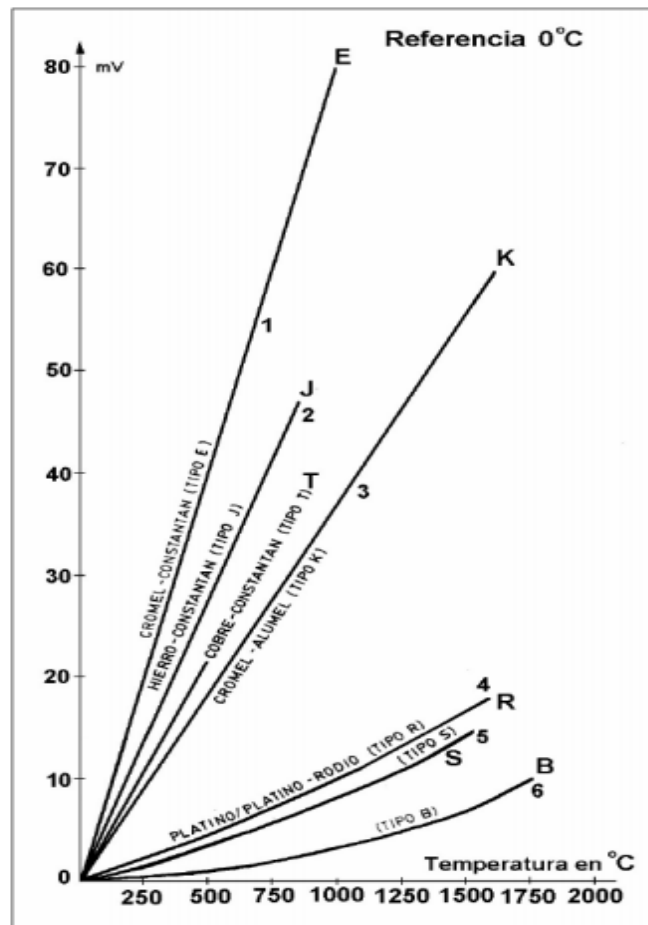
B	Platino 30% - Rodio (+) Platino 6% - Rodio (-)	600 .. 1700	---	$\pm 1,5$ $\pm 0,25$	$\pm 4$ $\pm 0,5$	1370 .. 1700
E	Cromel (NiCr) (+) Constantán (-)	-40 .. 800	$\pm 1,5$ $\pm 0,4$	$\pm 2,5$ $\pm 0,75$	$\pm 2,5$ $\pm 0,75$	95 .. 900
J	Hierro (+) Constantan (-)	-40 .. 750	$\pm 1,5$ $\pm 0,4$	$\pm 2,5$ $\pm 0,75$	---	95 .. 760
K	Cromel (NiCr) (+) Alumel (Ni) (-)	-40 .. 1200	$\pm 1,5$ $\pm 0,4$	$\pm 2,5$ $\pm 0,75$	$\pm 2,5$ $\pm 1,5$	95 .. 1260
R	Platino 13% - Rodio (+) Platino (-)	0 .. 1600	$\pm 1$	$\pm 1,5$ $\pm 0,25$	---	870 .. 1450
S	Platino 10% - Rodio (+) Platino (-)	0 .. 1600	$\pm 1$	$\pm 1,5$ $\pm 0,25$	---	980 .. 1450
T	Cobre (+) Constantan (-)	-200 .. 350	$\pm 0,5$ $\pm 0,4$	$\pm 1$ $\pm 0,75$	$\pm 1$ $\pm 1,5$	-200 .. 350

Se debe tener en cuenta además, que la dependencia entre el voltaje entregado por la termocupla y la temperatura no es lineal. Es deber del instrumento electrónico destinado a mostrar la lectura efectuar la linealización, es decir tomar el voltaje y conociendo el tipo de termocupla, ver en tablas internas a que temperatura corresponde este voltaje.

Si bien los tipos de termocuplas "R", "S" y "B" soportan temperaturas mucho más elevadas que los "J" y "K", sin embargo las curvas de tensión/temperatura tienen mucho más pronunciado el factor cuadrático y por lo tanto requieren dispositivos más sofisticados para traducir los valores y lograr una medición exacta.

En una primera instancia se decide utilizar la termocupla del tipo "K", debido a que soporta las temperaturas de operación y su respuesta es prácticamente lineal.

Estas diferencias se ven claramente en la siguiente figura:



**Figura 3.7.** Gráfico de voltaje vs temperatura para distintas termocuplas. [16]

Por último se debe tener en cuenta que para controlar esta temperatura se utilizará una entrada de oxígeno, la cual se introduce por una de las boquillas. De esta manera, el controlador toma la decisión de apertura o cierre de la válvula de suministro de oxígeno de acuerdo al valor de temperatura que indique la termocupla, de forma de enfriar o calentar el sistema mediante la modificación de la temperatura alcanzada por combustión de la madera.

### 3.4.2 Sistema de control de presión

Se propone colocar un sistema de control de presión en la zona de reducción debido a que es allí donde mayores valores se pueden alcanzar al trabajar con gases. En este sentido se debe considerar la instalación de un indicador de presión en dicha zona para poder llevar un control visual de las presiones a las que se está trabajando.

Para ello se requiere de por ejemplo, un manómetro. Son instrumentos que sirven para medir la fuerza física de un medio (fluidos o gases). La mayoría de los manómetros de presión usan la presión del aire externa como punto de referencia. Solamente en construcciones especiales para medir la presión absoluta, como con el barómetro, se usa el vacío como punto de referencia.

Los manómetros se emplean para determinar la presión absoluta (sobrepresión y vacío) o la presión relativa (diferencial) para aire, gases y líquidos.

Cuando se deba realizar la medición de la presión absoluta en un sistema cerrado, se deberá comparar dicha medición con la presión absoluta existente fuera de una instalación.<sup>[17]</sup>

Además se debe colocar una válvula de alivio, de forma de que si se supera la presión máxima admisible, la misma se abre y libera la presión dentro del reactor. Se debe asegurar que la salida de esta válvula no se encuentre en una zona donde exista contacto con los operarios, debido a que el flujo de salida es gas a temperaturas de 1200 K aproximadamente, lo cual es muy peligroso.

Para entender la utilización de este tipo de válvula y no otra se debe comprender su funcionamiento y características.

Las válvulas de alivio de presión, también llamadas válvulas de seguridad, están diseñadas para aliviar la presión cuando un fluido supera un límite preestablecido (presión de tarado). Su misión es evitar la explosión del sistema protegido o el fallo de un equipo o tubería por un exceso de presión.

### 3.4.3 Sistema de control de caudal

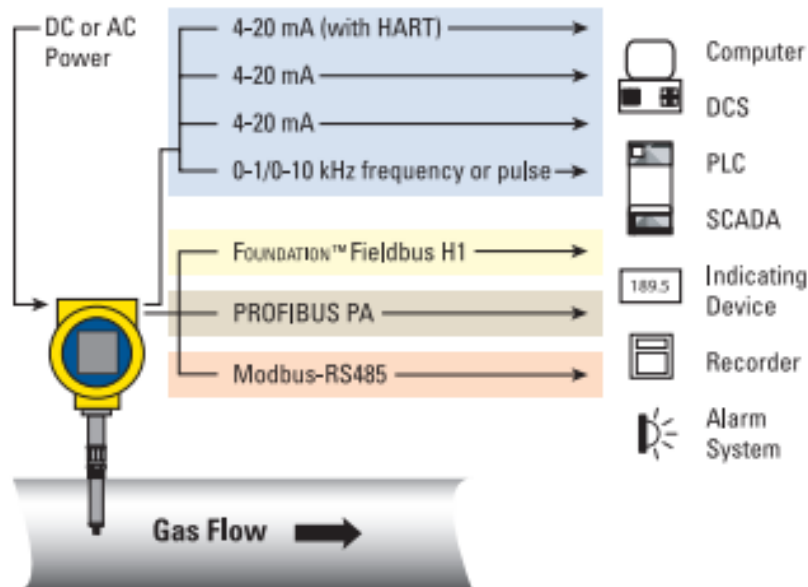
#### 3.4.3.1 Agente gasificante: oxígeno

Otro de los parámetros con posibilidad de controlar es el caudal de oxígeno, debido a que si por un desperfecto en el equipo de producción de dicho gas se disminuye o aumenta el caudal, manteniéndose constante la entrada de materia prima, la presión del sistema aumenta y la eficiencia del proceso de gasificación disminuiría considerablemente.

El caudal de oxígeno que se debe suministrar es de 464,5 kg/h (348,73 Nm<sup>3</sup>/h), y teniendo en cuenta que se van a utilizar tres gasificadores, el caudal que ingresa a cada uno de ellos es de 154,83 kg/h (116,24 Nm<sup>3</sup>/h).

Conociendo el caudal que se desea ingresar al gasificador se puede especificar cuál es el set point necesario para este caso, de forma que al comparar este valor con el medido, el sistema de control tome la decisión de abrir o cerrar la válvula de control.

En la figura 3.8 se puede observar la salida del equipo medidor transmisor, donde es posible elegir la misma, es decir si sólo va a funcionar como medidor o si esa señal se envía a una válvula con el objetivo de corregir el caudal, como se mencionó anteriormente. Es importante tener en cuenta que dicha válvula se debe colocar aguas arriba de la medición de forma de que el equipo de medida detecte la fluctuación en el caudal.



**Figura 3.8.** Salida del medidor/transmisor.<sup>[18]</sup>

### 3.4.3.2 Materia prima

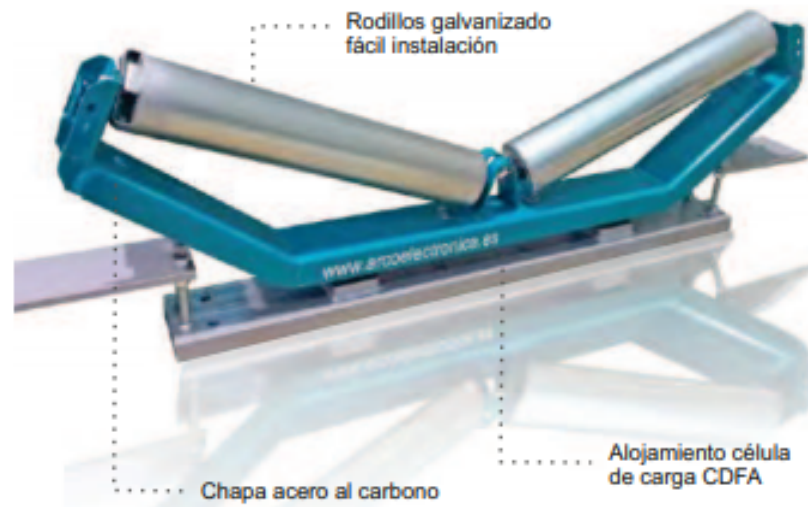
Este sistema de control surge de la posibilidad de que falle la tolva con la que ingresa la materia prima al tornillo, o que se generen pérdidas durante el transporte por medio del tornillo ya mencionado, hacia la cima del gasificador, lugar por donde ingresa la materia prima. La forma de ingreso de la materia prima y el transporte de sólidos será detallado en el capítulo 5. Se consideran dos posibles casos:

- El ingreso de materia prima cese por completo.
- El ingreso de materia prima disminuye.

Ambos son tratados de la misma forma, debido a que su resultado es que la eficiencia del proceso disminuya y que la presión aumente (sigue ingresando oxígeno).

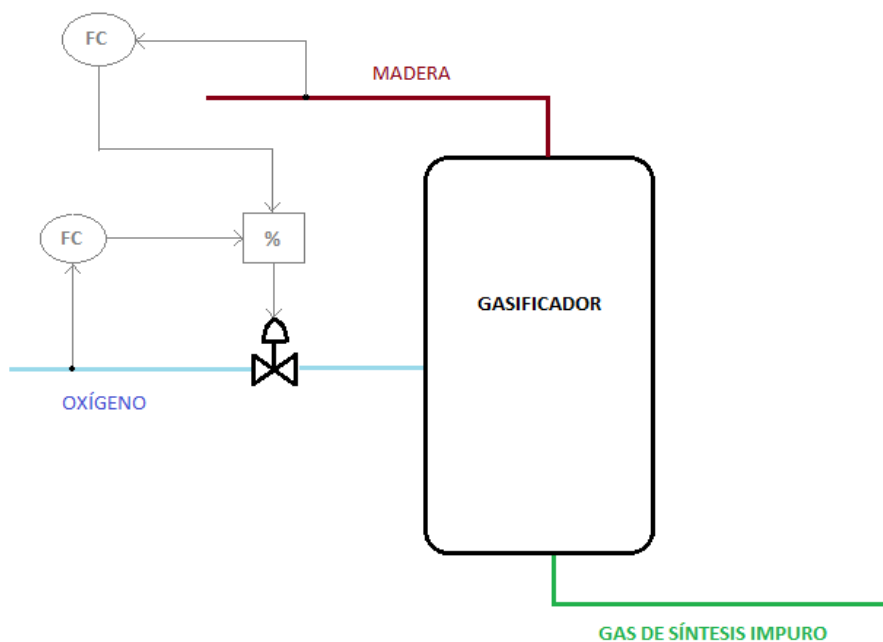
Por lo tanto se propone colocar un sistema de control tanto en la tolva como en el tornillo. A continuación se detallan ambos:

- Tolva: consiste en la colocación de un software para PC el cual captura la información de los indicadores de peso de las básculas.<sup>[19]</sup>
- Tornillo: se hace por pesaje continuo a través de básculas colocadas específicamente a lo largo del sistema de transporte. Están diseñadas para medir el caudal, pudiendo visualizar el caudal instantáneo, producción (instantánea, acumulada y total) y la velocidad del transporte. En la figura 3.9 se muestra un esquema de este sistema.<sup>[20]</sup>



**Figura 3.9.** Báscula.

Como se puede observar, las consecuencias de que ocurran cualquiera de estas fallas están relacionadas entre sí, con lo cual se propone un sistema de control por relación entre la materia prima y el caudal de oxígeno, donde la válvula se decide colocar en la corriente de oxígeno. A continuación se muestra un esquema del mismo.



**Figura 3.10.** Sistema de control por relación.

### 3.4.4 Sistema de control de nivel

Este sistema se propone considerando que como consecuencia de una falla en los sistemas de control mencionados en 3.4.3, se produzca la acumulación de materia prima dentro del gasificador.

Por lo tanto se considera que el sistema más apropiado es la colocación de un transmisor de nivel láser. Se utiliza para el control de nivel, la detección del

canal tapado y la supervisión de la acumulación. Este dispositivo sin contacto se puede usar en sólidos a granel, trozos o materiales granulares de todos los materiales dieléctricos. Esta tecnología láser no se ve afectada por los vapores pesados y la presión por lo que es muy versátil en una amplia variedad de industrias y materiales.<sup>[21]</sup>



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA  
.....



# Capítulo 4

## Sistemas de Purificación

## 4.0 Resumen

En este capítulo se desarrollan los separadores a utilizar. Se diseñaron el **secador de madera** y el **absorbedor de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub>**, los cuales se consideran críticos del proceso en cuestión.

El secador es del tipo rotatorio y posee las siguientes características:

**Tabla 4.0.** Dimensiones y condiciones de operación para el secador propuesto.

CGS [kg/h]	TSE [°C]	TSS [°C]	TGS [°C]	TGE [°C]	HSG	HEG	DS [m]	LS [m]	TBH [°C]	Q [kW]
11.390	25	60	47,539	90	0,067	0,05	0,5	27,016	48	194,4

El mismo se diseña solo en la zona 3, debido a que la humedad de entrada se encuentra por debajo de la humedad crítica.

El absorbedor químico a utilizar de torre rellena para la separación de H<sub>2</sub>S, utiliza una solución de **MEAmine** como absorbente. Las condiciones de operación y dimensiones se encuentran en la siguientes tablas:

**Tabla 4.1.** Datos del caudal recirculado de la solución de MEAmine al absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Caudal total [kg/h]	Presión [atm]	Temperatura [K]	Caudal de H <sub>2</sub> O [kg/h]	Caudal de MEAmine [kg/h]	Caudal de CO <sub>2</sub> [kg/h]
7500	3	301,64	5.922,8	1.499,7	77,42

**Tabla 4.2.** Datos del absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Nº de etapas	Diámetro [m]	Altura [m]
13	0,46	5,95

Luego se diseñó un absorbedor físico de torre rellena, en dicho equipo se absorbe el NH<sub>3</sub> que contiene la corriente gaseosa de salida del absorbedor de H<sub>2</sub>S. De acuerdo a la hoja de seguridad del NH<sub>3</sub> el mismo es soluble en agua, por lo tanto se lo utiliza como absorbente. Las condiciones de operación y dimensiones se encuentran en la siguientes tablas:

**Tabla 4.5.** Datos del caudal de entrada de agua al absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Caudal [kg/h]	Presión [atm]	Temperatura [K]
3000	3	298

**Tabla 4.6.** Datos del absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Nº de etapas	Diámetro [m]	Altura [m]
14	0,46	6,4

Los equipos restantes de separación fueron elegidos de catálogos que se encontraron en bibliografía. Para los mismos se tienen en cuenta las condiciones del proceso, como así también la máxima temperatura que pueden alcanzar dichos equipos.



## 4.1 Introducción

En el presente informe se desarrollarán las operaciones de separación que se consideren de mayor importancia, debido a factores como impacto ambiental, impacto sobre los equipos (por ejemplo efectos corrosivos), costos de operación, costos del producto obtenido, entre otros.

A continuación se presentan los residuos que son considerados de mayor importancia.

- Ácido Sulphídrico.
- Cenizas.
- Amoníaco.
- Alquitrán.
- Char.

Para un gasificador de tiro invertido el gas de salida contiene hasta un 2% de alquitrán.<sup>[1]</sup>

La biomasa puede contener hasta un 3% de nitrógeno, donde el 65% se convierte en  $\text{NH}_3$  y la cantidad restante se convierte en  $\text{N}_2$  (10,5 kg/h), obteniendo estos a la salida del gasificador. Además la biomasa puede contener hasta un 0,5% de azufre el cual es convertido en  $\text{H}_2\text{S}$ .<sup>[2]</sup>

Luego la mayoría de las especies de madera tienen contenidos de cenizas inferiores al 2%.<sup>[3]</sup>

A partir de lo expresado anteriormente se tomó un criterio conservador para determinar la cantidad producida de residuos. Obteniéndose los valores que se muestran en la tabla 4.7. Cabe destacar, que todos ellos serán separados y posteriormente tratados, excepto el  $\text{N}_2$ .

**Tabla 4.7.** Cantidades de residuos.

Residuos del gasificador	
Compuesto	Cantidad [kg/h]
$\text{H}_2\text{S}$	5
Cenizas	20
$\text{NH}_3$	19,5
Alquitrán	20
Char	213,6

En este sentido se considera que las etapas críticas, es decir que necesariamente deben ser diseñadas son:

- Secador.
- Separador de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S).
- Separador de amoníaco (NH<sub>3</sub>).

Si bien el resto de las etapas que conforman el proceso no se consideran críticas, se buscará en catálogos posibles equipos y diseños según lo que se crea más conveniente. La secuencia de operaciones de separación se desarrollará a continuación.

## 4.2 Separador de aire

La principal condición operativa de este equipo es el caudal de oxígeno requerido por el gasificador. El mismo se obtiene del diseño de la zona de reducción, realizado en el capítulo 3, donde se obtuvo el punto de operación óptimo para el gasificador.

En este sentido el caudal óptimo de oxígeno a ingresar es de 464,5 kg/h, el cual se encuentra a 1 atm y 293 K. Teniendo en cuenta que en los catálogos de estos equipos el caudal de salida de oxígeno se encuentra en Nm<sup>3</sup>/h, se realiza el pasaje de unidades.

En primer lugar se considera que el oxígeno es un gas ideal, y por lo tanto se puede utilizar la ecuación de gases ideales ( $P * V = n * R * T$ ) para determinar el caudal en las condiciones deseadas. Teniendo en cuenta las condiciones de idealidad, la densidad del gas puede ser expresada como:

$$\rho = \frac{P \overline{PM}}{RT}$$

Finalmente, el caudal volumétrico se obtiene multiplicando el caudal másico por la inversa de la densidad. El caudal de oxígeno en condiciones normales de presión y temperatura (1 atm y 273 K) es de **348,73 Nm<sup>3</sup>/h**.

En base a esto se buscó en catálogos posibles equipos que fueran capaces de separar el oxígeno. El nombre del equipo elegido es ZHENGDA<sup>®</sup> y su lugar de origen es Zhejiang, China (Mainland).<sup>[4]</sup>

Como se puede ver en la ficha técnica (tabla 4.8), el caudal de salida de oxígeno es de 200 Nm<sup>3</sup>/h, con lo cual para satisfacer el requisito de operación es necesario colocar 2 equipos en paralelo para obtener la capacidad requerida, debido a que uno de ellos debería operar a una menor capacidad.

Esta disposición hace que ante la falla de uno de los equipos o frente a un cambio en los niveles de producción se genere menos oxígeno, provocando una menor producción de gas. La adquisición de estos dos equipos tiene un costo de US\$ 200.000.

**Tabla 4.8.** Ficha técnica separador de aire.

Ficha técnica del equipo ZHENGDA	
Certificación	ISO9001
Pureza del oxígeno	70 - 94%

Tecnología	Adsorción de Oscilación por Presión (PSA)
Caudal de salida del oxígeno	Equipo 1: 200 Nm <sup>3</sup> /h
Presión de oxígeno	0 - 5 MPa
Punto de rocío	≤40°C
Energía	5 - 200 kW
Precio	Equipo 1: US\$ 100.000

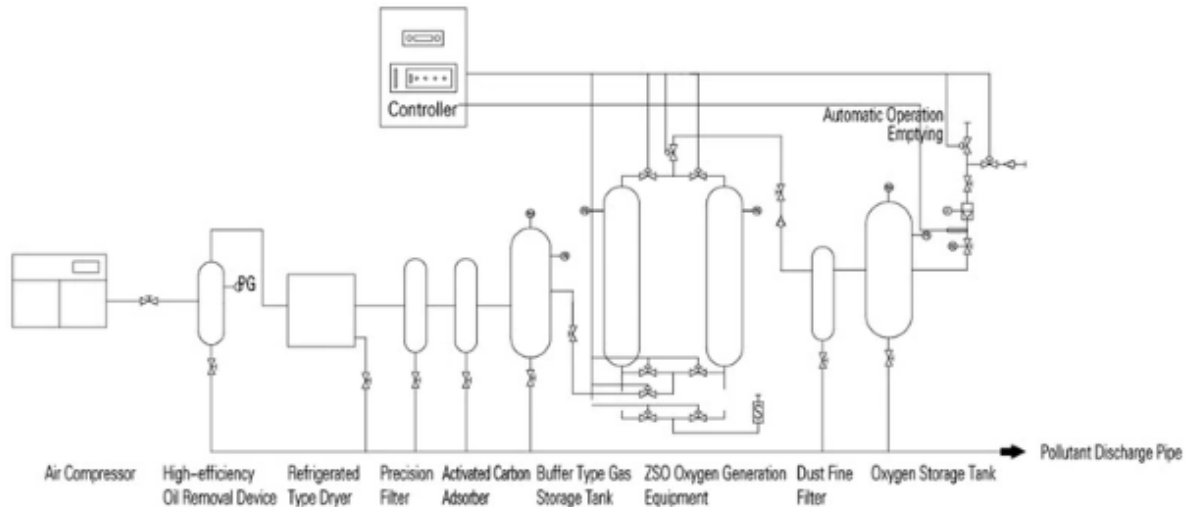
El funcionamiento de este equipo consiste en forma general, en remover aceites, agua, polvo y otras impurezas, para luego entrar a la torre de adsorción con un tamiz de zeolitas. Es importante destacar que este proceso se realiza todo en el mismo equipo.

La mayor cantidad de nitrógeno, dióxido de carbono, vapor de agua y otros gases del aire son absorbidos por el tamiz, mientras que el oxígeno puede pasar por el adsorbente.

A continuación se muestra una imagen del equipo a utilizar y el diagrama de flujo del proceso completo:



**Figura 4.1.** Equipo ZHENGDA®.



**Figura 4.2.** Diagrama de Flujo del proceso.

La tecnología detrás de los generadores de oxígeno estándar es el proceso de adsorción por cambio de presión (PSA), tal como se menciona en la ficha técnica. Es un proceso puramente físico, es decir no hay reacciones químicas, eléctricas u otras.<sup>[5]</sup>

El aire contiene 21% de oxígeno, 78% de nitrógeno, 0,9% de argón y 0,1% de otros gases. Estos sistemas separan el oxígeno del aire comprimido a través de un proceso único de adsorción por cambio de presión (PSA). El proceso de PSA utiliza un tamiz molecular (una zeolita sintética), que atrae (adsorbe) nitrógeno del aire a alta presión y lo libera (desorbe) a baja presión. Los generadores de oxígeno usan dos recipientes llenos de tamiz molecular como adsorbentes. A medida que el aire de alimentación comprimido fluye a través de uno de los recipientes, el tamiz molecular adsorbe nitrógeno, es decir se utiliza la capacidad de un tamiz molecular de zeolita sintética para absorber principalmente nitrógeno.

Mientras que el nitrógeno se concentra en el sistema de poros de la zeolita, se deja pasar el gas oxígeno como producto.

Cuando el adsorbente se satura con nitrógeno, el flujo de aire de entrada se cambia al segundo adsorbente fuera de línea. El primer adsorbente se regenera desorbiendo nitrógeno a través de la despresurización y purgándolo con una pequeña cantidad del oxígeno del producto. Luego se repite el ciclo y la presión oscila continuamente entre un nivel más alto en la adsorción (producción) y un nivel más bajo en la desorción (regeneración).

Se pueden encontrar distintos rangos de operación de dichos equipos, de forma de satisfacer las necesidades del proceso.

Cabe destacar que el nitrógeno producido puede ser vendido. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, el mismo se encuentra junto con otros compuestos en el tamiz, de forma que a la hora de separarlo esto se debe tener en cuenta. En caso de considerar al nitrógeno como un subproducto, se debe tener en cuenta los gastos involucrados, debido a que el mismo se deberá de separar de los contaminantes, como el  $\text{CO}_2$ , el vapor de agua, entre otros. Luego se deberá envasar y distribuir, lo cual acarrea varios gastos que puede resultar en que el proceso de obtención de nitrógeno como subproducto no sea rentable y resulte más económico liberarlo al medio ambiente, teniendo en cuenta las normativas existentes.

## 4.3 Secador

El secado es una actividad de uso diario y muy común en la industria, la misma se utiliza en diversos procesos. Por lo general el término secado se refiere a la eliminación de humedad en una sustancia. Se aplica tan fácil e incongruentemente que es necesario restringir su significado en el análisis presente del tema. Por ejemplo un sólido húmedo, como madera, tela o papel, puede secarse por evaporación de la humedad, ya sea en una corriente de gas o sin el beneficio del gas para acarrear el vapor. Sin embargo generalmente no se considera como secado la eliminación mecánica de esta humedad mediante el exprimido o centrifugado.

En las operaciones de secado se deben diferenciar dos tipos de humedades, la humedad ligada se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio menor que la del líquido puro a la misma temperatura. En cambio la humedad no ligada se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.

Los secadores de calentamiento directo se dividen en dos categorías, según que predominen las temperaturas altas o bajas. Para la operación a temperaturas mayores del punto de ebullición de la humedad por evaporar, la humedad del gas sólo tiene un efecto mínimo sobre la rapidez del secado, presenta una mayor facilidad trabajar directamente con la rapidez de transferencia de calor. A temperaturas menores del punto de ebullición, las fuerzas motrices de la transferencia de masa se establecen convenientemente.

Dentro de los secadores continuos se pueden destacar 3 zonas: en la zona 1, la de precalentamiento, el sólido se calienta mediante el gas hasta que la rapidez de transferencia de calor al sólido se equilibra mediante los requerimientos caloríficos para la evaporación de la humedad.<sup>[6]</sup> En esta zona ocurre poco secado. En la zona 2 la temperatura en el equilibrio del sólido permanece constante, siempre y cuando se desprecien los aportes debido a la conducción y radiación, mientras que se evaporan la humedad superficial y no ligada. En ésta zona es donde ocurre el mayor secado del sólido. En la zona 3 se alcanza la humedad crítica del sólido y ocurre el secado de la superficie no saturada y la evaporación de la humedad ligada.

Para el caso de la madera el porcentaje de humedad crítica es del 30%, por lo que nos encontramos con un secador que se sitúa en la zona 3, debido a que queremos disminuir el porcentaje de humedad de 20% a 5%.<sup>[7]</sup>

Entre los secadores utilizados para el secado continuo de madera se puede destacar el secador rotatorio. En este tipo de secador el sólido por secar se introduce continuamente en uno de los extremos de un cilindro giratorio, mientras que el aire caliente fluye por el otro extremo. El cilindro está instalado con un pequeño ángulo con respecto a la horizontal, en consecuencia el sólido se mueve lentamente a través del equipo. Dentro del secador, unos elevadores que se extienden desde las paredes del cilindro en la longitud total del equipo levantan el sólido y lo riegan en una cortina móvil a través del aire. De esta manera exponen el sólido completamente a la acción secadora del gas, esta acción elevadora también contribuye al movimiento hacia adelante del sólido.

Para dimensionar el secador se deben plantear los balances de masa y energía para cada zona, en este caso se plantean únicamente para la zona 3. Los balances quedan de la siguiente manera:

Balance de materia:

$$G_s * Y'2 + SS * X1 = G_s * Y'1 + SS * X2$$

Balance de energía:

$$G_s * Hg2 + SS * Hs1 = G_s * Hg1 + SS * Hs1$$

Donde:

- $G_s$ : flujo de gas (masa gas seco / área . tiempo).
- $SS$ : flujo de sólido (masa sólido seco / área . tiempo).
- $Hg$ : entalpía del gas. Para el caso del aire se puede expresar de la siguiente manera:

$$Hg = (1,005 + 1,884 * Y') * Tg + 2502,3 * Y' \text{ kJ/kg}_{\text{aire}}$$

siendo  $Tg$  la temperatura del gas en °C.

- $Hs$ : entalpía del sólido.

$$Hs = [Cp_{madera} + X * Cp_{H2O}] * Ts \text{ kJ*kg}_{\text{sólido}}$$

En este caso  $Cp_{madera} = 1,76 \text{ kJ/kg*K}$  y  $Cp_{H2O} = 4,18 \text{ kJ/kg*K}$  [8]

Al tratarse de un sistema aire-agua, la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida debe ser mayor que la temperatura del sólido a la entrada de la zona 3. Esto se debe a que nos encontramos con una humedad menor a la crítica. En caso de que la humedad fuese igual a la crítica, la temperatura sería la de bulbo húmedo para dicho plano. Luego la altura del reactor se puede calcular de la siguiente manera:

$$Z = H_{tog} * N_{tog} = \frac{G_s * C_s}{U * a} * \frac{\Delta T_g}{\Delta T_m}$$

Siendo:

- $N_{tog}$ : número de unidades de transferencia de calor.
- $H_{tog}$ : longitud de unidad de transferencia de calor.
- $\Delta T_g$ : cambio en la temperatura del gas debido a la transferencia de calor únicamente hacia el sólido.
- $\Delta T_m$ : diferencia de temperatura promedio adecuada entre el gas y el sólido.
- $U$ : coeficiente global de transferencia de calor entre el gas y el sólido
- $a$ : superficie interfacial.
- $C_s$ : calor húmedo.

En el caso de tener un secador rotatorio como la superficie del sólido expuesta al aire secante no puede medirse en forma conveniente, el grupo  $Ua$  debe considerarse junto, y puede aproximarse a la siguiente expresión, en unidades SI:

$$Ua = \frac{237 * G^{0.67}}{Td}$$

Siendo:

- Td: diámetro del secador (m).
- G: flujo del gas.

A continuación se presenta la tabla 4.9 con distintas experiencias realizadas para hallar el secador óptimo, variando distintas condiciones de operación. Para las operaciones de secado se prefiere un aire frío y seco, por lo que para el dimensionamiento del equipo se considera el peor de los casos. Es decir un día caluroso de verano donde el porcentaje de humedad es de 100%. De bibliografía se encuentra que la máxima temperatura en verano es alrededor de 40°C, para la región donde se instalará la planta.<sup>[9]</sup> A esta temperatura con un 100% de humedad, se tiene un valor de humedad absoluta (Y') de 0.05 kg de vapor de agua/kg de aire seco.

**Tabla 4.9.** Dimensiones y condiciones de operación para distintos secadores propuestos.

Nº	CGS [kg/h]	TSE [°C]	TSS [°C]	TGS [°C]	TGE [°C]	HSG	HEG	DS [m]	LS [m]	TBH [°C]	Q [kW]
1	13290	30	70	82,388	120	0,065	0,05	0,5	12,82	48	353,7
2	7597	30	70	55,324	120	0,075	0,05	0,5	26,006	48	202,0
3	7597	40	70	67,978	130	0,075	0,05	0,5	21,553	50	225,3
4	13290	25	60	53,462	90	0,065	0,05	0,5	21,812	47	226,7
5	11390	25	60	47,539	90	0,067	0,05	0,5	27,016	48	194,4
6	15190	25	60	57,935	90	0,063	0,05	0,5	18,575	44	259,1

Siendo:

- CGS: caudal gas seco (kg/h).
- TSE: temperatura sólido entrada (°C).
- TSS: temperatura sólido salida (°C).
- TGS: temperatura gas salida (°C).
- TGE: temperatura gas entrada (°C).
- HSG: humedad salida gas.
- HEG: humedad entrada gas.
- DS: diámetro del secador (m).
- LS: longitud del secador (m).
- TBH: temperatura bulbo húmedo del gas de salida (°C).
- Q: calor a entregar para acondicionar el aire (kW).

De las experiencias obtenidas se decide trabajar con la N°5. Debe tenerse en cuenta que los secadores son relativamente baratos a la hora de comparar con otros equipos a utilizar, y que el mismo se debe sobredimensionar de manera de tener un margen de seguridad a la hora de operar el equipo.

Al utilizar un gas con un menor porcentaje de humedad o utilizar un gas con una mayor temperatura de entrada, se obtiene un secador más chico. Lo mismo sucede cuando se aumenta el caudal de gas a utilizar, debido a que aumenta el coeficiente de transferencia, pero esto conlleva un gasto en el acondicionamiento del aire a utilizar.

Para el acondicionamiento del aire de entrada, el mismo se calentará de manera de alcanzar la temperatura de la experiencia N°5. Para calentar el aire se puede utilizar una resistencia eléctrica, alimentada con la generación de energía de la planta. También se puede destinar una parte de los residuos de madera, utilizada como materia prima, para utilizar en una caldera de biomasa.

## 4.4 Trituradora

Se debe tener en cuenta que la trituradora elegida cuente con el rango de caudal de madera húmeda (caudal de operación) adecuado, considerando que el mismo es de 1.187,5 kg/h, definido en el capítulo 3.

Por lo tanto se decide utilizar una trituradora de madera modelo SFSPMX80×45 de la marca YUDA.<sup>[10]</sup> En la tabla 4.10 se muestra la ficha técnica del equipo.

**Tabla 4.10.** Ficha Técnica de la Trituradora.

Ficha técnica del equipo YUDA modelo SFSPMX80×45	
Certificación	CE, SGS, ISO9001: 2008
Capacidad	1,5 - 2 tn/h
Diámetro del Rotor	800 mm
Velocidad de Rotación	2400 rpm
Peso	2000 kg
Materia Prima	Material de Biomasa
Energía	22 - 37 kW
Tamaño del granulado	12 - 80 mm
Precio	US\$ 2.000

Esta serie de trituradoras es capaz de triturar todo tipo de fibras gruesas y grandes materiales a granel, como ramas, corteza, raíces de plantas, bloques de madera, desechos orgánicos y desechos químicos.

Es de alto rendimiento y bajo consumo de energía. Además la boca de alimentación está en la parte superior del molino, permitiendo combinar con el mecanismo de alimentación del transportador de tornillo o la cinta transportadora.

La estructura es sencilla, duradera, segura y fiable, fácil de instalar, fácil de manejar y mantener, con pequeñas vibraciones. En la figura 4.3 se muestra el equipo a utilizar:





**Figura 4.3.** Máquina trituradora de madera modelo SFSPMX80×45 de la marca YUDA.

## 4.5 Separación de alquitrán y cenizas

Los gasificadores de corriente descendente tienen la ventaja de que se puede quemar hasta el 99,9% del alquitrán formado. Durante el proceso se obtiene un gas de bajo contenido en alquitrán. Por lo tanto para obtener un gas adecuado para un motor de combustión interna se requiere únicamente aplicar un proceso sencillo de enfriamiento y filtración.<sup>[11]</sup>

Existen diferentes métodos mecánicos y físicos para la eliminación de alquitrán, los cuales en la mayoría de ellos son comunes a la eliminación de partículas, especialmente cuando el alquitrán está presente en forma de aerosol o gotas que condensan sobre las mismas. Por lo tanto esto permite eliminar partículas y alquitranes en la misma unidad de limpieza. Una opción de este método es la utilización de ciclones y filtros cerámicos.

En este sentido se decide eliminar tanto el alquitrán como las cenizas en ciclones. En primer lugar se deberá remover las cenizas y char que fueron arrastrados por el gas de síntesis, es decir las que no se pueden remover por la parrilla del gasificador. En bibliografía se halló que las cenizas que son arrastradas por el gas de síntesis representan alrededor del 10%.<sup>[12]</sup>

Luego de pasar por un primer ciclón, el gas se encuentra libre de cenizas y char, y se procederá a eliminar el alquitrán. Se debe tener en cuenta la temperatura a la que debe estar el gas de síntesis en la entrada del segundo ciclón, debido a que de ello depende el estado físico del alquitrán. Por lo tanto se debe conocer el punto de fusión y de ebullición del mismo:

- Punto de fusión: 180°C
- Punto de ebullición: 250°C <sup>[13]</sup>

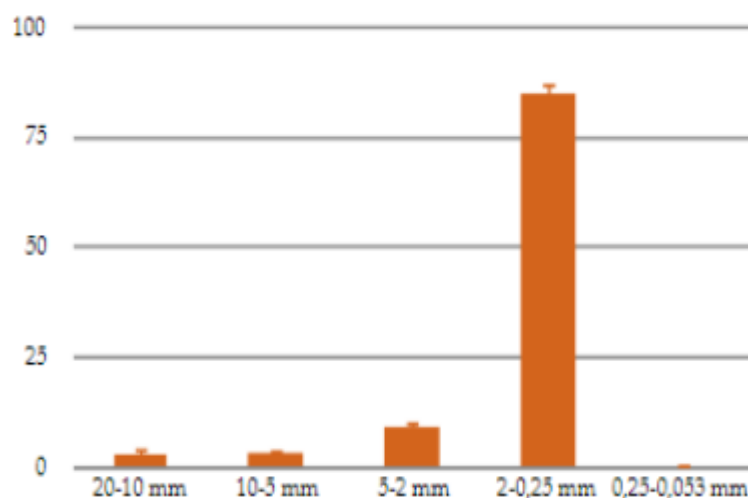
Se decide entonces, que la **temperatura de entrada sea de 210°C**, de forma de que el alquitrán se encuentre en estado líquido y lejos de su punto de

ebullición. Debido a que el estado físico del alquitrán es líquido, es posible asegurar una separación del alquitrán del 100% de eficacia.

Se debe tener en cuenta, entonces que el gas de síntesis debe ser enfriado desde la salida del primer ciclón hasta la entrada al segundo ciclón. Esto se analizará con mayor detalle en el capítulo 5 de “Equipos auxiliares e Integración energética”.

Por otra parte, de datos bibliográficos se obtuvo la *distribución de tamaño de partícula de cenizas*.<sup>[14]</sup> El estudio fue realizado para evaluar dicha distribución de las cenizas obtenidas de una caldera de biomasa de corteza, con lo cual se considera que el mismo es confiable, debido a que se utiliza la misma biomasa y el proceso que se lleva a cabo es similar.

La distribución granulométrica se determinó mediante el método de batería de tamices de diferentes tamaños. La batería o columna está formada por seis tamices ensamblados en orden decreciente de tamaños de abertura con el fondo y la tapa. Se vierten 100 g de material en la columna y se agita durante 2 minutos con una oscilación de 1,5 mm. Posteriormente se pesa el material retenido en cada tamiz y se calculan los porcentajes de material en cada fracción granulométrica. En la figura 4.4 se muestran los resultados obtenidos de la distribución granulométrica de la ceniza de la caldera de biomasa y sus desviaciones típicas.



**Figura 4.4.** Distribución granulométrica de la ceniza de la caldera de biomasa y sus desviaciones típicas.

La mayor parte de la ceniza húmeda presentó una fracción granulométrica entre 2 mm y 250 micras (0,25 mm). En la fracción polvorienta el porcentaje de elementos gruesos (>5mm) fue pequeño.

Teniendo en cuenta este análisis todavía no es posible determinar el ciclón a utilizar, debido a que se debe tener en cuenta el caudal gaseoso con el que se va a trabajar, así como también las condiciones de presión y temperatura.

Respecto al caudal de gas, es el que sale como producto del gasificador y se obtiene de la suma de todas las corrientes que lo conforman (analizado en el capítulo 3), cómo se observa en la siguiente tabla.

**Tabla 4.11.** Caudal total de gas de síntesis a la salida del gasificador.

CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	Char+Ceniza [kg/h]	N <sub>2</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> S [kg/h]	NH <sub>3</sub> [kg/h]	Alquitrán [kg/h]

490,9   607,1   15,8   39,7   22,4   23,4   10,5   5   19,5   20

**Total = 1254,3 kg/h**

El caudal del primer ciclón se encuentra a 1 atm y 854,9 K, mientras que la temperatura de entrada del segundo ciclón es de 483 K y la presión es la misma. Ahora se procederá a calcular los caudales volumétricos de los mismos, el cual debe estar expresado en m<sup>3</sup>/h, debido a que para seleccionar el ciclón a utilizar se debe conocer el caudal volumétrico del gas de entrada.

Se asume que todos los gases que conforman el gas de síntesis de salida del gasificador son ideales, con lo cual la densidad se puede expresar de la misma forma que en la sección 4.4.

$$\rho = \frac{P \overline{PM}}{RT}$$

El peso molecular promedio de la mezcla se calcula mediante un promedio ponderado que tiene en cuenta las fracciones molares de los compuestos y sus respectivas masas molares. Estas últimas se muestran en la tabla 4.12.

**Tabla 4.12.** Flujos y fracciones molares.

Compuesto	Peso molecular [kg/mol]	Flujo molar [mol/h]	Fracción molar
CO <sub>2</sub>	44010	0,0112	0,2277
CO	28010	0,0217	0,4424
H <sub>2</sub> O	18000	0,0009	0,0179
CH <sub>4</sub>	16040	0,0025	0,0505
H <sub>2</sub>	2010	0,0111	0,2275
NH <sub>3</sub>	17030	0,0011	0,0234
N <sub>2</sub>	28010	0,0004	0,0077
H <sub>2</sub> S	34100	0,0001	0,003

Por lo tanto, teniendo en cuenta que:

$$PM \text{ mezcla} = \sum_{i=1}^n x_i * PM_i$$

El peso molecular promedio es de 24,715 g/mol. Por último con todos los datos se logra obtener el flujo de gas, el cual resulta ser **3434,56 m<sup>3</sup>/h** para el primer ciclón y **1990,45 m<sup>3</sup>/h** para el segundo.

De catálogos se determina que el ciclón más conveniente para este caso es el Fabric Dust Collector modelo CLK.<sup>[15]</sup> Como se puede observar en su ficha técnica (tabla 4.13), las partículas más chicas que logra separar el ciclón tienen 0,001 mm y según la distribución de partículas de las cenizas (figura 4.4), las más

pequeñas son de 0,053 mm. Con lo cual se asumirá que todas las partículas fueron separadas, a pesar de que la eficiencia del ciclón es del 95%.

El sistema de pistón-cilindro de un motor de combustión interna no está diseñado para manejar sólidos, lo que impone límites más estrictos tanto en el alquitrán como en el nivel de partículas en el gas. Las concentraciones de partículas y alquitrán en el gas deben estar por debajo de los límites tolerables, los cuales son 30 mg/Nm<sup>3</sup> para partículas y 100 mg/Nm<sup>3</sup> para alquitrán.<sup>[6]</sup> Como se mencionó anteriormente, el alquitrán y las cenizas son eliminadas en un 100%, con lo cual no representa un inconveniente.

Como parámetro adicional de seguridad se puede optar por la utilización de un filtro, de manera tal de que remueva los residuos de cenizas restantes.

A continuación se presenta la ficha técnica del ciclón elegido, siendo que se utilizan dos equipos iguales. Uno de ellos se utiliza para remover cenizas y char y el otro para eliminar alquitrán:

**Tabla 4.13.** Ficha Técnica del Ciclón.

Ficha técnica del equipo Fabric Dust Collector modelo CLK	
Certificación	ISO 9001
Volumen del gas de entrada	1000-60000 m <sup>3</sup> /h
Velocidad del gas de entrada	18 - 23 m/s
Tamaño de partícula	0,1 μm
Material	Acero al carbono
Eficiencia	95%
Resistencia sistémica	800 - 1200 Pa
Precio	US\$ 5.000

Las principales características de este equipo son:

- No tiene partes móviles en el interior, siendo fácil de mantener.
- El ciclón elimina partículas “gruesas”.
- Tiene baja resistencia, se pueden utilizar varias unidades en paralelo y la eficiencia no se verá afectada.

## 4.6 Separador NH<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>S

Debido a que no se hallaron leyes que regulen el vertido de efluentes gaseosos a la atmósfera correspondiente a la Provincia de Chaco, lugar geográfico donde se situará la planta, se consideró el Decreto 3395/96 para la Provincia de Buenos Aires.<sup>[7]</sup> Dicho Decreto considera que en la Provincia de Buenos Aires se encuentran radicados la mayoría de los establecimientos industriales del país, por lo tanto se decide utilizarlo como criterio conservador. El mismo indica los siguientes valores permisibles de contaminantes:

**Tabla 4.14.** Valores promedio para 1 hora y en funcionamiento normal a partir del Decreto 3395/96.

Compuesto	Concentración	Caudal
NH <sub>3</sub>	Valor no establecido	83 gr/s (298,8 kg/h)
H <sub>2</sub> S	7,5 mg/Nm <sup>3</sup> (7,5.10 <sup>-6</sup> kg/Nm <sup>3</sup> )	Valor no establecido
SO <sub>2</sub>	500 mg/Nm <sup>3</sup> (5.10 <sup>-4</sup> kg/Nm <sup>3</sup> )	Valor no establecido
SO <sub>3</sub>	100 mg/Nm <sup>3</sup> (1.10 <sup>-4</sup> kg/Nm <sup>3</sup> )	Valor no establecido
NO <sub>x</sub> expresados como NO <sub>2</sub> (para procesos de combustión)	450 mg/Nm <sup>3</sup> (4,5.10 <sup>-4</sup> kg/Nm <sup>3</sup> )	Valor no establecido

Nm<sup>3</sup> significa "expresado a 0°C y 1 atm"

El H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> son sustancias indeseables. Si el H<sub>2</sub>S está presente en el syngas causará daños severos de corrosión en el motogenerador. Por otro lado el CO<sub>2</sub> disminuye la capacidad calorífica del gas de síntesis, debido a que es un gas inerte y con poder calorífico nulo. Además dicha sustancia también es responsable de los problemas de corrosión, debido a que en presencia de vapor de agua forma ácido carbónico.

Si el H<sub>2</sub>S y el NH<sub>3</sub> ingresan al motogenerador se formarán los óxidos correspondientes, los cuales son considerados tóxicos. Por ésta razón se decide eliminarlos casi completamente del syngas.

Para ello se decidió utilizar una absorción química para eliminar el H<sub>2</sub>S y una absorción física para eliminar el NH<sub>3</sub>. Para diseñar los equipos se debe tener en cuenta que el proceso se favorece a altas presiones y bajas temperaturas.

En primer lugar se decide eliminar el H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> debido a sus propiedades corrosivas. El caudal gaseoso ingresa al equipo en las siguientes condiciones:

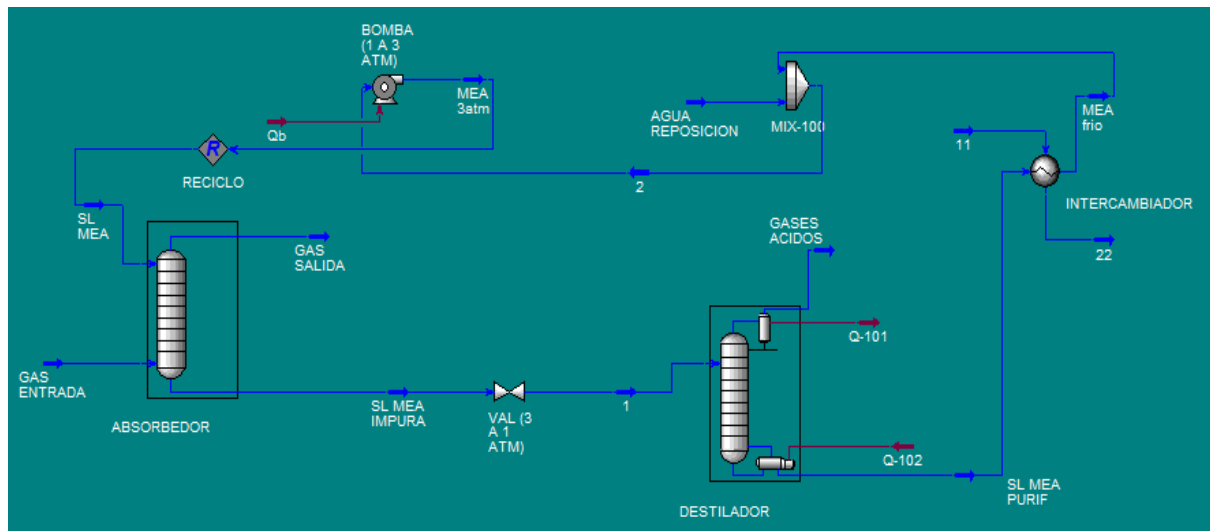
**Tabla 4.15.** Datos del caudal gaseoso de entrada al absorbedor de H<sub>2</sub>S.

H <sub>2</sub> S [kg/h]	NH <sub>3</sub> [kg/h]	CO <sub>2</sub> [kg/h]	CO [kg/h]	H <sub>2</sub> O [kg/h]	CH <sub>4</sub> [kg/h]	H <sub>2</sub> [kg/h]	N <sub>2</sub> [kg/h]	Caudal total [kg/h]	Temperatura [K]
5	19,5	490,9	607,1	15,8	39,7	22,4	10,5	1210,9	383

Se diseñó un absorbedor de torre rellena, cuyo relleno son anillos de plástico ("Ballast Rings plastic random 1 ½ inch"), utilizando el simulador UniSim Design R390.1. Inicialmente se diseñó con el paquete de fluidos NRTL ideal, ingresando las corrientes a 5 atm. Consultando la hoja de seguridad del H<sub>2</sub>S se planteó utilizar metanol como absorbente.<sup>[18]</sup> Para esta opción el caudal de entrada de la solución absorbente (80%m/m metanol) debía ser muy alto, aproximadamente 60.000 kg/h, para lograr una separación casi completa de H<sub>2</sub>S. Luego se diseñó con una solución de acetona (80%m/m acetona), pero el equipo

requería 30 etapas para lograr la separación, lo cual daba como resultado una altura de 13 metros.

Finalmente, se diseñó un absorbedor químico utilizando el paquete de fluidos Amine Pkg-KE y una solución de monoetanolamina -MEAmine- (25% m/m monoetanolamina) como absorbente. En este caso las corrientes ingresan a 3 atm. Luego la corriente de salida del absorbente pasa por una válvula de expansión y es ingresada a un destilador, el cual opera a 1 atm. En este equipo se eliminan los gases ácidos que absorbe dicho caudal. Posteriormente la corriente de MEAmine se refrigera y es enviada a un mezclador en donde se repone agua. Por último este caudal purificado es bombeado a 3 atm y recirculado al absorbedor. Este proceso puede observarse en la siguiente figura:



**Figura 4.5.** Esquema del diseño de purificación de solución de monoetanolamina.

A continuación se presentan las tablas con los datos de los caudales del absorbedor:

**Tabla 4.16.** Datos del caudal inicial de entrada de la solución de MEAmine al absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Caudal total [kg/h]	Presión [atm]	Temperatura [K]	Caudal de H <sub>2</sub> O [kg/h]	Caudal de Monoetanolamina [kg/h]
6.000	3	298	4.500	1.500

**Tabla 4.17.** Datos del caudal recirculado de MEAmine al absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Caudal total [kg/h]	Presión [atm]	Temperatura [K]	Caudal de H <sub>2</sub> O [kg/h]	Caudal de MEAmine [kg/h]	Caudal de CO <sub>2</sub> [kg/h]
7.500	3	301,64	5.922,8	1.499,7	77,42

**Tabla 4.18.** Datos del caudal de salida de gas del absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Compuesto	Caudal [kg/h]	Composición másica
CH <sub>4</sub> <sup>[19]</sup>	39,6855	0,0549

H <sub>2</sub> S <sup>[18]</sup>	0,0085	0
H <sub>2</sub> O	8,4441	0,0117
H <sub>2</sub> <sup>[20]</sup>	22,3937	0,0310
NH <sub>3</sub> <sup>[21]</sup>	19,4996	0,0270
CO <sup>[22]</sup>	606,9470	0,8399
CO <sub>2</sub> <sup>[23]</sup>	15,1472	0,0210
MEAmine <sup>[24]</sup>	0,0374	0,0001
N <sub>2</sub>	10,4981	0,0145
Caudal másico [kg/h]	722,66	
Caudal molar [kgmol/h]	37,58	
Temperatura [K]	302,06	
Presión [atm]	3	

**Tabla 4.19.** Datos del caudal de salida de la solución de MEAmine del absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Compuesto	Caudal [kg/h]	Composición másica
CH <sub>4</sub>	0,0145	0
H <sub>2</sub> S	4,9915	0,0006
H <sub>2</sub> O	5.930,131	0,7424
H <sub>2</sub>	0,0063	0
NH <sub>3</sub>	0,0004	0
CO	0,1530	0
CO <sub>2</sub>	553,1699	0,0692
MEAmine	1499,702	0,1877
N <sub>2</sub>	0,0019	0
Caudal total [kg/h]	7.988,17	
Temperatura [K]	333,55	
Presión [atm]	3	

**Tabla 4.20.** Datos del caudal de gases ácidos de salida del destilador.

Compuesto	Caudal [kg/h]
CH <sub>4</sub>	0,0145
H <sub>2</sub> S	4,9915
H <sub>2</sub> O	2.008,9
H <sub>2</sub>	0,0063
NH <sub>3</sub>	0,0004
CO	0,1530
CO <sub>2</sub>	473,89
MEAmine	0,005
N <sub>2</sub>	0,0019
Caudal total [kg/h]	2487,95
Temperatura [K]	370,34
Presión [atm]	1

Los equipos quedan diseñados de la siguiente manera:

**Tabla 4.21.** Datos del absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Nº de etapas	Diámetro [m]	Altura [m]
13	0,46	5,95

**Tabla 4.22.** Datos del destilador.

Nº de etapas	Diámetro [m]	Altura [m]
14	1,52	8,53

**Tabla 4.23.** Datos del intercambiador de calor.

UA [kJ/°C.h]	Área [m <sup>2</sup> ]	U [kJ/h.m <sup>2</sup> .°C]
82.200	60,32	1.363

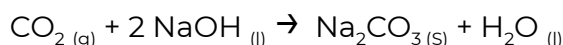
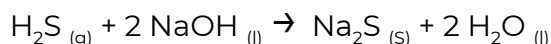
El caudal de solución de MEAmine sale del destilador a 375,5 K. Se lo envía al intercambiador de calor para disminuir su temperatura a 303 K, con 59.000 kg/h a 298 K. El caudal de agua de reposición en el mezclador es de 2.000 kg/h.

Como puede observarse en la tabla 4.18 se logra eliminar el 99,83% del H<sub>2</sub>S y el 96,91% del CO<sub>2</sub>.



Teniendo en cuenta la concentración de SO<sub>3</sub> permisible por el Decreto 3395/6, la cuál es la más rigurosa, la corriente gaseosa debe contener una concentración de H<sub>2</sub>S menor a 4,25.10<sup>-5</sup> kg/Nm<sup>3</sup>. Esto logra cumplirse, debido a que dicha concentración de salida del H<sub>2</sub>S es 9,26.10<sup>-6</sup> kg/Nm<sup>3</sup>.

La corriente de gases ácidos de salida del destilador se burbujea en una solución de hidróxido de sodio (NaOH). De esta se obtiene sulfuro de sodio y carbonato de sodio a partir de las siguientes reacciones:



Una vez obtenidas las sales se las tratará y separará de la manera adecuada.

Luego, se diseñó también un absorbedor de torre rellena, cuyo relleno son anillos de plástico ("Ballast Rings plastic random 1 ½ inch"), utilizando el mismo simulador con el paquete de fluidos NRTL ideal. En dicho equipo se absorbe el NH<sub>3</sub> que contiene la corriente gaseosa de salida del primer absorbedor. De acuerdo a la hoja de seguridad del NH<sub>3</sub> el mismo es soluble en agua, por lo tanto se lo utiliza como absorbente. Las corrientes ingresan a 3 atm, misma presión a la cual sale el syngas del absorbedor de H<sub>2</sub>S.

A continuación se presentan las tablas con los datos de los caudales del absorbedor de NH<sub>3</sub>:

**Tabla 4.24.** Datos del caudal de entrada de agua al absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Caudal [kg/h]	Presión [atm]	Temperatura [K]
3000	3	298

**Tabla 4.25.** Datos del caudal de salida de gas del absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Compuesto	Caudal [kg/h]	Composición másica
CH <sub>4</sub>	39,6713	0,0567
H <sub>2</sub> S	0,0083	0
H <sub>2</sub> O	6,8217	0,0098
H <sub>2</sub>	22,3894	0,0320
NH <sub>3</sub>	0,0798	0,0001
CO	605,1440	0,8649
CO <sub>2</sub>	15,0307	0,0215
MEAmine	0	0
N <sub>2</sub>	10,4897	0,0150

Caudal másico [kg/h]	699,63
Caudal molar [kgmol/h]	36,28
Temperatura [K]	298
Presión [atm]	3

**Tabla 4.26.** Datos del caudal de salida de agua del absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Compuesto	Caudal [kg/h]	Composición másica
CH <sub>4</sub>	0,0142	0
H <sub>2</sub> S	0,0002	0
H <sub>2</sub> O	3.001,622	0,9929
H <sub>2</sub>	0,0043	0
NH <sub>3</sub>	19,4198	0,0064
CO	1,8030	0,0006
CO <sub>2</sub>	0,1165	0
MEAmine	0,0374	0
N <sub>2</sub>	0,0084	0
Caudal total [kg/h]	3.023	
Temperatura [K]	300,47	
Presión [atm]	3	

Finalmente el segundo absorbedor queda diseñado de la siguiente manera:

**Tabla 4.27.** Datos del absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Nº de etapas	Diámetro [m]	Altura [m]
14	0,46	6,4

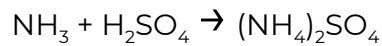
En la tabla 4.25 se puede apreciar que se remueve la monoetanolamina que absorbe el syngas en el absorbedor de H<sub>2</sub>S. Esto es deseable debido a que si la sustancia es ingresada al motogenerador se pueden generar vapores irritantes y tóxicos.

Por otra parte teniendo en cuenta la concentración de NO<sub>x</sub> permisible por el Decreto 3395/6, la corriente gaseosa debe contener una concentración de NH<sub>3</sub>

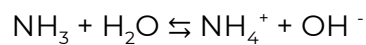
menor a  $1,67 \cdot 10^{-4}$  kg/Nm<sup>3</sup>. Esto logra cumplirse, debido a que dicha concentración de salida del NH<sub>3</sub> es  $9 \cdot 10^{-5}$  kg/Nm<sup>3</sup>.

Respecto al caudal de agua impuro, en un principio se planteó un sistema de purificación igual al de MEAmine, pero en lugar de utilizar un destilador se utilizó un separador de una fase. Esta opción se descartó debido a que se necesitaba entregar una cantidad de energía muy elevada al separador. Al entregar  $3 \cdot 10^6$  kJ/h (835 kW) aún no se logró eliminar el NH<sub>3</sub> del syngas y cumplir con el requisito del Decreto. Por lo que esto conlleva un costo energético muy alto.

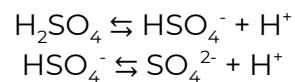
Debido a esto, se decide formar sulfato de amonio de acuerdo a la siguiente reacción:



El amoniaco en medio acuoso se encuentra en equilibrio a través de la siguiente ecuación:

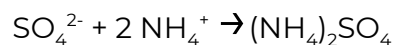


Por otro lado el ácido sulfúrico se disocia en medio acuoso de la siguiente manera:



Para el proceso de obtención de sulfato de amonio es importante que se obtenga la segunda disociación del ácido, debido a que de lo contrario se formará bisulfato de amonio. La segunda etapa de disociación será completa sólo si la solución es muy diluida.

Luego de que se obtienen los iones, la reacción ocurre de la siguiente manera:



Una vez que se mezclan los reactivos se procede al proceso de evaporación para sobresaturar la solución. El agua evaporada será condensada y recirculada al absorbedor de amoniaco. Luego mediante un método de cristalización se obtienen los cristales de sulfato de amonio y finalmente son secados.

El sulfato de amonio puede utilizarse como fertilizante, purificador de proteínas mediante precipitación selectiva, retardante de llama y como aditivo alimentario. Por esta razón se lo considera como un subproducto.<sup>[25]</sup>

A la salida del absorbedor se obtienen 1142 moles de NH<sub>3</sub>, por lo tanto serán necesarios 571 moles de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Considerando un rendimiento del proceso del 75% se producen 428 moles de (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por hora (56,6 kg/h).



UNIVERSIDAD NACIONAL  
de MAR DEL PLATA



# Capítulo 5

## Equipos Auxiliares e Integración Energética

## 5.0 Resumen

La llegada de los chips de madera será a partir de camiones cisterna provenientes de las áreas de producción. Luego los chips tras su descarga, serán almacenados en silos mediante el uso de una línea de transporte de balde o un tornillo sin fin. Desde los silos de almacenamiento los chips serán transportados hacia el equipo de trituración, luego deberán ser ingresados en el secador rotatorio. En ambos casos el transporte se puede realizar mediante un tornillo sin fin o mediante bandas transportadoras.

Para asegurar la carga continua de los chips de madera al gasificador, es necesario agregar un sistema de alimentación. Se propone el ingreso al reactor mediante un tornillo sin fin, el mismo debe encontrarse sellado, de manera de evitar el ingreso de aire al gasificador. La carga del tornillo será desde una tolva, de manera de siempre contar con chips de madera secos y como una medida extra de seguridad, donde se almacenará la materia prima proveniente del secador.

Al realizar el análisis Pinch se puede notar que hay una gran diferencia entre las temperaturas de las corrientes, por lo que las corrientes seleccionadas se podrán utilizar sin inconvenientes para tratar maximizar el aprovechamiento energético y minimizar el número de intercambiadores a utilizar.

Por lo tanto se propone utilizar un intercambiador con la corriente A0 y la corriente G1P, debido a que ambas corrientes tienen calores a intercambiar similares. El intercambiador contará con una área de 42,46 m<sup>2</sup>. Además se necesitará un intercambiador para la corriente G4P, en un primer intercambiador será enfriada con la corriente O1T, este intercambiador cuenta con un área de 12,56 m<sup>2</sup>.

Debido a que la corriente O1T no es suficiente para enfriar la corriente G4P, se utiliza otro intercambiador, en el cual la corriente G4P se enfriará con agua de río hasta la temperatura deseada, el intercambiador poseerá un área de 4,7 m<sup>2</sup>.

Al realizar los balances energéticos en el motor de combustión interna, con el valor de eficiencia eléctrica del motor (38,9%), se obtiene que se producen **1164,62 kW**. En cambio el valor consumido de los equipos auxiliares, con el factor de seguridad, es de **382,15 kW**, obteniendo así una producción neta de **782,47 kW**, por lo que desde el punto de vista energético, el proyecto resulta rentable. Sin embargo el análisis realizado se basa en modelos ideales y es una primera aproximación, por lo que no pueden sacarse conclusiones debido a que no se tuvieron en cuenta todos los equipos que realmente se necesitan, lo cual puede llevar a que el balance energético sea mucho menor.

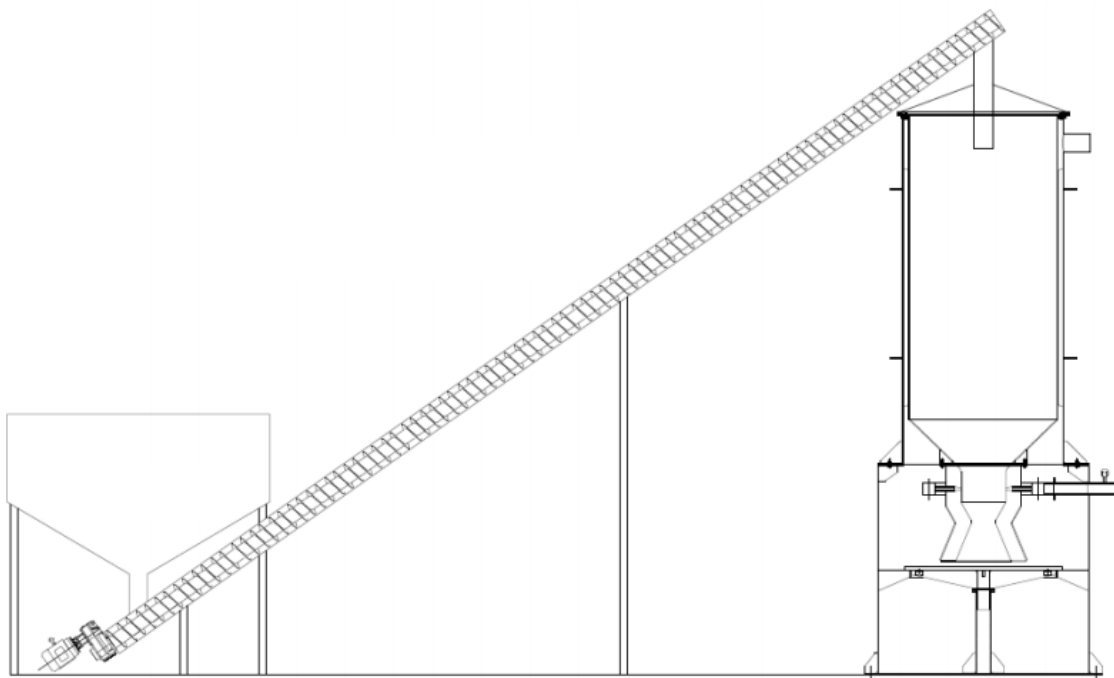
## 5.1 Transporte de sólidos

La planta de producción de gasificación de biomasa a partir de chips de madera, como ya se definió anteriormente, se determinó que se requieren alrededor de 8.550 toneladas de madera por año.

La llegada de los chips de madera será a partir de camiones cisterna provenientes de las áreas de producción, como lo son los aserraderos, madereras, entre otras. Los chips de madera, como otros combustibles secos (con bajo contenido de humedad), requieren un ambiente protegido de manera de no humedecerse. Luego los chips tras su descarga serán almacenados en silos mediante el uso de una línea de transporte de balde o un tornillo sin fin.<sup>[1]</sup>

Desde los silos de almacenamiento los chips serán transportados hacia el equipo de trituración, definido en el capítulo 4. Luego deberán ser ingresados en el secador rotatorio, el cual se definió en el capítulo 3. En ambos casos el transporte de los chips se puede realizar mediante un tornillo sin fin o mediante bandas transportadoras.

Para asegurar la carga continua de los chips de madera al gasificador es necesario agregar un sistema de alimentación, se propone el ingreso al reactor mediante un tornillo sin fin.<sup>[2]</sup> La carga del tornillo será desde una tolva, de manera de siempre contar con chips de madera secos y como una medida extra de seguridad, donde se almacenará la materia prima proveniente del secador. La tolva tendrá que ubicarse a nivel del suelo y el tornillo será el encargado de elevar la materia prima hasta una entrada instalada en la parte superior del reactor. Esto significa sellar definitivamente la parte superior y agregar un tubo de alimentación. Se sugiere que para distribuir de mejor manera la madera dentro del equipo, este tubo ingrese por el eje central del cuerpo del gasificador, como se muestra en la siguiente figura:

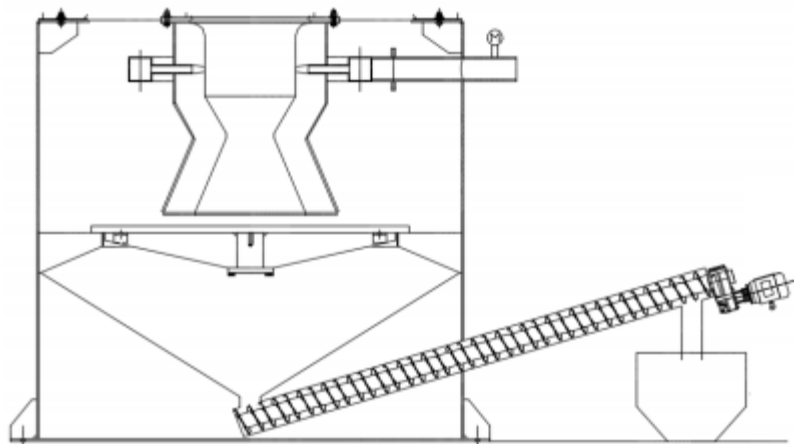


**Figura 5.1.** Propuesta de alimentación para el reactor downdraft en continuo.

El tamaño y diseño de la tolva son importantes pues se debe mantener un nivel de chips de modo que se evite el ingreso de aire a través del tornillo. Mientras más alta sea la columna de chips de madera por sobre la alimentación del tornillo, mayor será la pérdida de carga a través de la tolva y menor las opciones de que ingrese aire al reactor por otro lugar que no sea la boquilla diseñada para aquello. Por la misma razón anterior, el tornillo debe estar sellado herméticamente en el eje y la unión con el motor reductor mediante la inserción, por ejemplo, de una prensa estopa. Solo debe permitir entrada de sólido desde la tolva y salida de este mismo hacia el reactor.

En el fondo del gasificador será necesario extraer las cenizas de manera continua, para que no haya acumulación en el fondo del gasificador. En este caso no se puede abrir el equipo por el riesgo de explosión que implica la entrada repentina de aire durante la operación, una propuesta es insertar un tornillo sin fin, semejante al del caso de la alimentación, pero con los parámetros de diseño adecuados para la ceniza.

Bajo la parrilla, en el fondo del gasificador, será necesario agregar una pieza que permite juntar las cenizas que sedimentan y concentrarse en el punto de entrada del tornillo. También se deberá agregar un recipiente al final del tornillo para almacenar las cenizas ya fuera del equipo, como se puede ver en la figura 5.2.



**Figura 5.2.** Propuesta de descarga de cenizas para el reactor downdraft en continuo.

En este caso, también es necesario que el tornillo esté sellado para evitar el paso de aire hacia el interior del equipo.

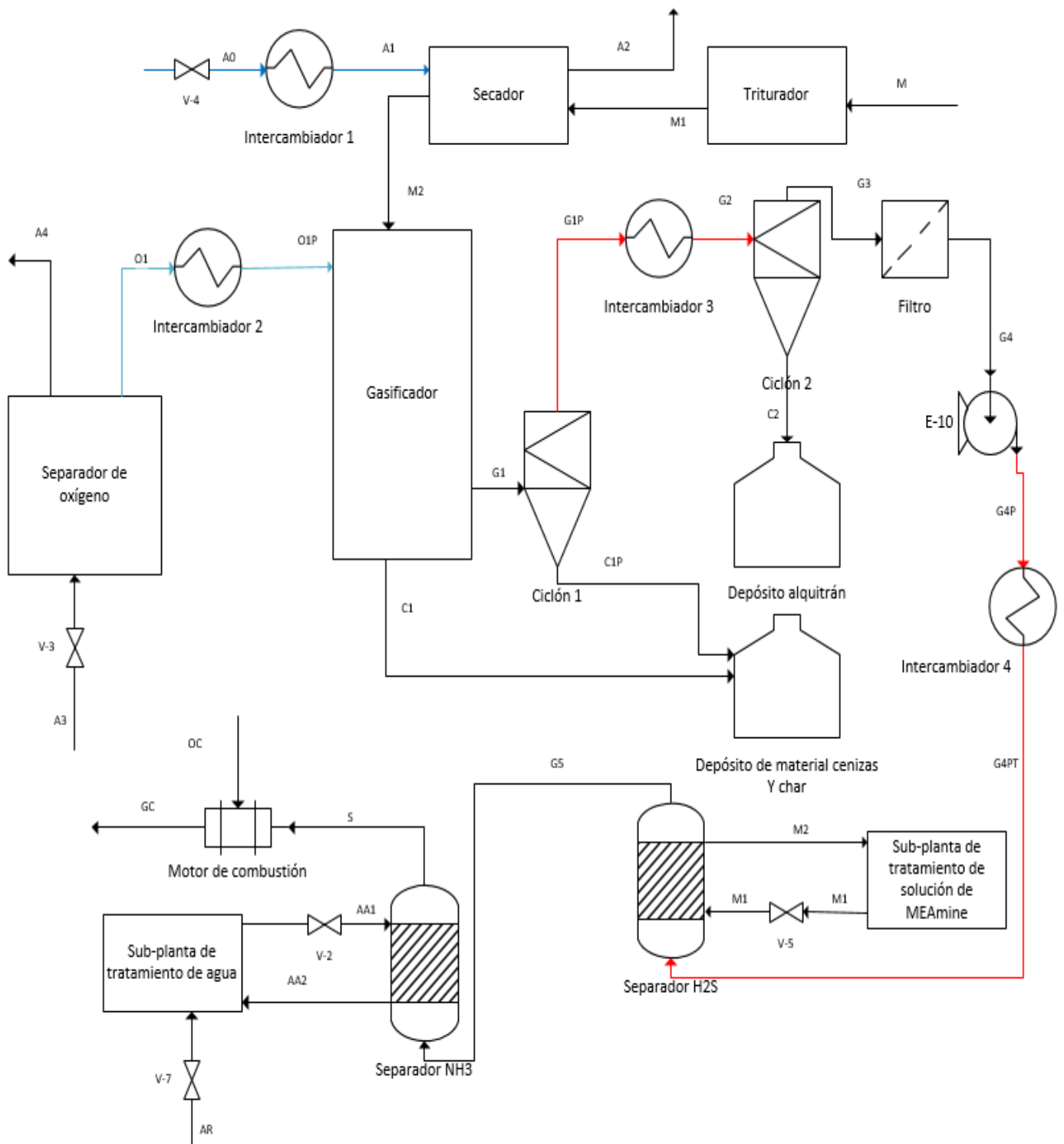
## 5.2 Cañerías

### 5.2.1 Diseño

Para llevar a cabo el diseño de las tuberías que componen las distintas líneas de proceso se procede a dividir estas en tramos, cada uno de los cuales se forma por la porción de línea comprendida entre dos equipos consecutivos.

De esta manera los diferentes aspectos a calcular se evalúan independientemente para cada uno de ellos. La definición y descripción de los

diferentes tramos de tubería se realiza sobre el correspondiente diagrama de flujo mostrado en la figura 5.3.



**Figura 5.3.** Diagrama de flujo de la planta.

Para determinar el diámetro de cañería a utilizar se toma como referencia que la velocidad de flujo recomendada para gases es de 9 a 30 m/s, por lo que se decide tomar un valor intermedio de 20 m/s. De la misma forma, para líquidos se



toma un valor intermedio de 2 m/s. [3] Con este valor de velocidad y el caudal de la corriente, se puede obtener el diámetro de cañería necesario:

$$\text{Velocidad} * \text{Área} = \text{Caudal}$$

$$20 * \frac{\pi * D_c^2}{4} = \text{Caudal}$$

El material recomendado para las cañerías a la salida de los gasificadores, es el de acero al carbón debido a su alta resistencia y su capacidad de resistir altas temperaturas.[4]

**Tabla 5.1.** Especificaciones cañerías.[5]

Corriente	Caudal [m³/h]	Material	Diámetro Nominal [pulg]	Diámetro Externo [pulg]	Espesor [pulg]	SCH
<b>A0</b> Aire seco (Y=0,05)	10632,87	Acero inoxidable	18	18	0,165	5s
<b>A1</b> Aire seco (Y=0,05)	12331,42	Acero inoxidable	20	20	0,188	5s
<b>A2</b> Aire húmedo	10081,57	Acero inoxidable	18	18	0,165	5s
<b>G1</b> Gas de síntesis impuro	3434,56	Acero al carbono	12	12,75	0,375	40
<b>O1</b> Oxígeno puro	464,86	Acero inoxidable	3	3,5	0,083	5s
<b>G1P</b> Gas de síntesis sin cenizas	1990,45	Acero al carbono	8	8,625	0,322	40
<b>G2</b> Gas de síntesis impuro enfriado	1972,52	Acero al carbono	8	8,625	0,322	40
<b>G3</b> Gas de síntesis sin alquitrán	1940,47	Acero al carbono	8	8,625	0,322	40
<b>G4</b> Gas de síntesis despresurizado	1940,47	Acero al carbono	8	8,625	0,322	40
<b>G4P</b> Gas de síntesis presurizado	646,82	Acero al carbono	4	4,5	0,237	40
<b>G4PT</b> Gas de síntesis	512,91	Acero al carbono	4	4,5	0,237	40

presurizado enfriado						
<b>M1</b> Solución MEAmine con agua entrada (25%p/p)	6,015	Acero inoxidable	1/8	10,3	1,24	10s
<b>M2</b> Solución MEAmine con agua salida	7,36	Acero inoxidable	1 ½	48,3	1,65	5s
<b>G5</b> Gas de síntesis libre de H <sub>2</sub> S	235,92	Acero al carbono	2 ½	2,875	0,203	40
<b>S</b> Syngas purificado	686,57	Acero al carbono	5	5,563	0,258	40
<b>AA1</b> Agua de entrada	3,01	PVC	1	1,315	0,065	5s
<b>AA2</b> Agua de salida	3,01	PVC	1	1,315	0,065	5s
<b>O1P</b> Oxígeno puro	464,86	Acero inoxidable	3	3,5	0,083	5s

### 5.2.2 Colores cañerías

A nivel Nacional para la calificación de las cañerías se utiliza la Norma IRAM 2407. Las cañerías destinadas a conducir productos de servicio se identifican pintándose en toda su longitud con los colores fundamentales establecidos en la tabla 5.2:

**Tabla 5.2.** Color de cañerías.<sup>[6]</sup>

Producto	Color fundamental
Elementos para la lucha contra el fuego	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde

Agua caliente

Verde con franjas naranja

Las cañerías destinadas a conducir productos terminados o en proceso de fabricación que sean inofensivos para la seguridad personal se identifican pintándolos de color gris en toda su longitud, cualquiera sea el producto que conduzcan.

Aquellas que trasladen materias primas, productos terminados o en proceso de fabricación que sean peligrosos para la seguridad personal, como por ejemplo el gas de salida del gasificador que se encuentra a una temperatura elevada, se identifican en la forma siguiente:

- Color fundamental: Se pintan de color gris en toda su longitud.
- Color secundario: Se pintan sobre el color fundamental franjas color naranja.

Las franjas o grupos de franjas se pintan a una distancia máxima de 6 m entre sí, en los tramos rectos, a cada lado de las válvulas, de las conexiones, de los cambios de dirección de la cañería y junto a los pisos, techos o paredes que atraviese la misma.

### 5.3 Línea neumática

En la planta de gasificación de madera del proyecto se requerirá de un control de proceso como en cualquier industria. Para dicho control será necesario una línea de aire comprimido para alimentar las válvulas de control. Dado que no se reconocen los requerimientos para el sistema de control, no se puede seleccionar en esta instancia del proyecto el compresor apropiado.

### 5.4 Bombas, compresores y sopladores

Se requieren dos bombas, una para impulsar la solución de monoetanolamina (25% m/m) al absorbedor de H<sub>2</sub>S y otra para impulsar agua al absorbedor de NH<sub>3</sub>.

Para poder seleccionar dichos equipos se debe conocer el caudal y la altura que debe impulsar. Ambas bombas deben impulsar los líquidos a 3 atm, por lo que la altura expresada en atm es 2. Esta diferencia de presión es equivalente a 20 metros, por lo que es suficiente para impulsar el caudal hacia las torres de absorción.

La bomba que impulsa la solución de monoetanolamina debe hacerlo con un caudal de 6 m<sup>3</sup>/h y la bomba que impulsa agua utiliza un caudal de 3 m<sup>3</sup>/h. Estos caudal fueron calculados en el capítulo 4.

**Tabla 5.3.** Datos de la bomba de solución de monoetanolamina.<sup>[7]</sup>

Marca: Grundfos®  
Modelo: CME 5-3 A-R-A-E-AQQE U-A-D-N

Caudal de operación	6 m <sup>3</sup> /h
Altura	2 bar (20m)
H máxima a 6 m <sup>3</sup> /h	3 bar
Potencia	0,759 kW
Tamaño de la conexión de entrada	1 ¼ inch
Tamaño de la conexión de salida	1 inch
Precio	1012 EUR

**Tabla 5.4.** Datos de la bomba de agua.<sup>[8]</sup>

Marca: Grundfos® Modelo: CME 5-2 A-R-A-E-AQQE U-A-D-N	
Caudal de operación	3 m <sup>3</sup> /h
Altura	2 bar (20m)
H máxima a 3 m <sup>3</sup> /h	2,4 bar
Potencia	0,455 kW
Tamaño de la conexión de entrada	1 ¼ inch
Tamaño de la conexión de salida	1 inch
Precio	960 EUR

Ambas bombas tienen el eje, los impulsores y las cámaras fabricados en acero inoxidable y las piezas de entrada y descarga están fabricadas en fundición. Por lo que para el caso de la solución de monoetanolamina no habrá problemas con la corrosión. La bomba está equipada con un motor síncrono de imanes permanentes de 1 fase, refrigerado por ventilador.

Además se debe utilizar una bomba para impulsar agua a 1 atm al intercambiador de calor, en el cual se disminuye la temperatura del syngas de 401,6°C a 110°C. La corriente de gas que se debe condicionar es la de salida del segundo ciclón para que ingrese al absorbedor de H<sub>2</sub>S. El caudal de agua que se utiliza como refrigerante se calcula en la sección 5.6.

**Tabla 5.5.** Datos de la bomba de agua del intercambiador de G4P.<sup>[9]</sup>

Marca: Grundfos® Modelo: NB 65-200/205 AF2ABQQE	
Caudal de operación	64,15 m <sup>3</sup> /h
Potencia	3,143 kW

Tamaño de la conexión de entrada	DN 80
Tamaño de la conexión de salida	DN 65
Precio	2353 EUR

Y es necesaria una bomba para recircular la solución de monoetanolamina purificada al absorbedor de H<sub>2</sub>S.

**Tabla 5.6.** Datos de la bomba de solución de monoetanolamina recirculada.<sup>[10]</sup>

Marca: Grundfos® Modelo: CME 10-1 A-R-A-E-AQQE U-A-D-N	
Caudal de operación	7,5 m <sup>3</sup> /h
Altura	2 bar (20m)
H máxima a 7,5 m <sup>3</sup> /h	2,4 bar
Potencia	0,86 kW
Tamaño de la conexión de entrada	1 ½ inch
Tamaño de la conexión de salida	1 ½ inch
Precio	1126 EUR

Por otro lado se necesita utilizar un compresor para comprimir el caudal de syngas de 1 atm a 3 atm, para ingresarlo al absorbedor de H<sub>2</sub>S. El caudal a comprimir a 1 atm y 210°C, temperatura del segundo ciclón, es 1939,11 m<sup>3</sup>/h. Con el simulador UniSim Design 390.1 se obtuvo el valor de la potencia requerida la cual resulta 90,99 kW. De catálogos se decide utilizar un compresor de tornillo de la marca Aerzen®, el cual trabaja con un rango de caudal de acuerdo al necesario.<sup>[11]</sup> Este equipo puede comprimir prácticamente todos los gases, como gases de hornos, NH<sub>3</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>, gas natural, gases de combustión, entre otros.

Por último se debe utilizar un soplador para ingresar el agente oxidante (O<sub>2</sub>) al gasificador. A continuación se detalla el equipo.

**Tabla 5.7.** Datos del soplador de oxígeno.<sup>[12]</sup>

Marca: Leister® Modelo: Silence	
Caudal de operación	5820,5 l/min (464,48 kg/h a 20°C)
Potencia	0,25 kW
Diámetro del orificio de soplado	60 mm

## 5.5 Análisis Pinch y aprovechamiento energético

El análisis pinch es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de corrientes auxiliares de calentamiento o enfriamiento.

El procedimiento incluye diferentes pasos, inicialmente se determina la temperatura Pinch y el requerimiento mínimo de enfriamiento y calentamiento estableciendo las curvas compuestas o la tabla de problemas. El diseño de la red de intercambiadores de calor permite situar los intercambiadores dentro del proceso. La metodología Pinch tiene las siguientes ventajas:

- Es una metodología sistemática para el diseño integrado de plantas de proceso.
- Identifica el mínimo consumo de energía necesario.
- Permite considerar diferentes opciones de diseño.
- Considera al mismo tiempo el coste de energía y de capital.
- Se puede aplicar en plantas de proceso nuevas o ya existentes.

Para realizar el análisis pinch se utilizó una herramienta online llamada "Online Pinch Analysis Tool".<sup>[13]</sup> Dicha herramienta solamente requiere la temperatura a la que se encuentra la corriente, la temperatura a la que se quiere calentar o enfriar y el calor necesario para enfriar o calentar dicha corriente, las corrientes seleccionadas para el análisis Pinch fueron:

- Corriente G1P: esta corriente se debe enfriar de manera de poder separar el alquitrán en el segundo ciclón.
- Corriente G4P: esta corriente se debe enfriar de manera de que, en el absorbedor de H<sub>2</sub>S, la solución de MEAmine con agua no se vaporice y salga en fase gaseosa en la corriente G5. La misma se calienta al pasar por el compresor que eleva la presión de 1 a 3 atm y la temperatura aumenta desde 210°C a 401,6°C.
- Corriente A0: esta corriente se debe calentar, debido a que la misma es la que producirá el secado de la madera húmeda en el secador.

Para el cálculo de los calores requeridos se utiliza la siguiente expresión:

$$Q[kW] = m * Cp * \Delta T$$

Los valores de los poderes caloríficos utilizados se muestran en la siguiente tabla:

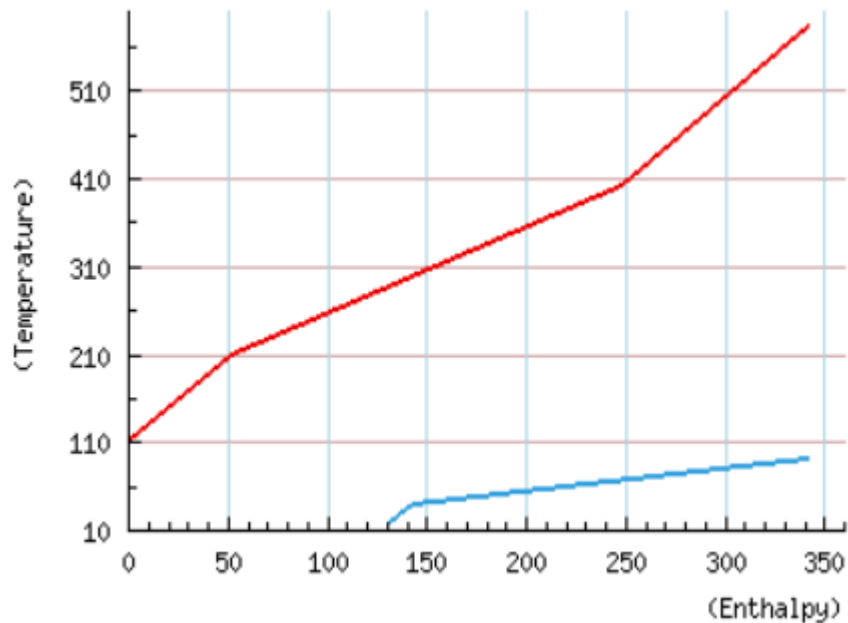
**Tabla 5.8.** Poder calorífico componentes.<sup>[14] [15]</sup>

Componente	Cp(kJ/Kg*K)
Aire seco	1,005
N <sub>2</sub>	1,04
CO <sub>2</sub>	1,694
CO	0,8439
Vapor H <sub>2</sub> O	1,887
CH <sub>4</sub>	2,226
H <sub>2</sub>	14,3
H <sub>2</sub> S	1,01
NH <sub>3</sub>	2,093
H <sub>2</sub> O	4,18
Alquitrán	1,47

**Tabla 5.9.** Especificación de corrientes para análisis Pinch.

Corriente	Caudal [kg/h]	Temperatura entrada [°C]	Temperatura salida [°C]	Calor a intercambiar [kW]
A0	12.000	40	90	194,4
G4P	1.210,9	401,6	110	148,98
G1P	1.230,9	581,9	210	193,04
O1	464,5	20	50	16,05

Al realizar el análisis Pinch se debe establecer un  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  en el punto de máxima aproximación (punto Pinch), el cual se puede calcular a través de una minimización de los costos, en general es del orden de los 10°C, y dicho punto es donde la transferencia de calor será más difícil. Luego se obtiene el siguiente gráfico:



**Figura 5.4.** Curva compuesta.

En la figura 5.4 se puede apreciar que no hay una zona en la que las corrientes frías a calentar (celestes) y las corrientes calientes a enfriar (rojas) se crucen o se acerquen de manera de poder establecer un punto Pinch. Esto se debe a que si se observa la tabla 5.9, se puede notar que hay una gran diferencia entre las temperaturas de las corrientes, por lo que se podrá utilizar sin inconvenientes las corrientes seleccionadas para tratar maximizar el aprovechamiento energético y el minimizar el número de intercambiadores a utilizar. Este caso particular donde las corrientes se pueden integrar completamente se conoce como "problema umbral" y, en efecto no hay un pinch.

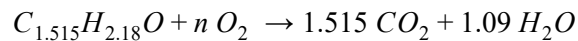
De esta manera se decide utilizar un intercambiador con la corriente A0 y la corriente G1P, debido a que ambas corrientes tienen calores a intercambiar similares y se necesitará un intercambiador para la corriente G4P.

En las corrientes que podrían ser utilizadas para el análisis Pinch se debe tener en cuenta la corriente O1, que es la entrada del agente oxidante al gasificador, de manera de que el gas producido una vez pasado la zona de combustión y pirólisis, entre a la zona de reducción con una temperatura de 1200 K, la cual se estableció en el capítulo 2, siendo una suposición del modelo de Giltrap.

En la elección de las corrientes para el análisis no se seleccionó la corriente de oxígeno a la salida de la separación de aire (corriente O1), esto surge de plantear un balance de energía para la zona de combustión y pirólisis, tratado como un sistema a caja negra. Existen dos calores en que participan de dicho balance:

- Calor generado ( $Q_{gen}$ ): es el calor liberado por la combustión de la madera en presencia de oxígeno. En el caso de gasificación de biomasa no se tiene combustión completa, por lo que se define un factor de combustión ( $\eta_c$ ). La misma se calcula a partir de la cantidad de  $O_2$  necesaria para la combustión completa:





De dicha ecuación se obtiene el valor de  $n=2,16$  moles, es decir se necesitan 69,12 gramos de  $O_2$  por cada 36,36 gramos de biomasa. Teniendo en cuenta el oxígeno y la biomasa necesaria para el punto de operación elegido, se obtiene que  $\eta_c$  es de 0,257. Luego el  $Q_{gen}$  sale de la siguiente ecuación:

$$Q_{gen} = \eta_c * masa\ madera * \Delta H_{comb} = 3982846\ kJ/h$$

Siendo  $\Delta H_{comb} = 16300\ kJ/kg$ .<sup>[14]</sup>

- Calor consumido ( $Q_{cons}$ ): es el calor necesario para calentar todos los componentes dentro del gasificador hasta una temperatura de 1200 K, y el calor involucrado en la pirólisis, el cual será afectado por el factor de pirólisis ( $fp$ ) definido en el capítulo 2. El calor consumido se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$Q_{cons} = \sum C_{p_i} * m_i * \Delta T + \Delta H_{pirólisis} * m_i * fp$$

Se debe tener dos consideraciones al realizar este cálculo, la primera es que la biomasa (con 5% de humedad) saldrá del secador a una temperatura de 60°C, y la segunda es que el agua se vaporiza cuando llega a una temperatura de 100°C (373 K). Para esto se utilizaron los valores de  $C_p$  promedio dentro del rango de temperatura (293-1200 K) y a presión atmosférica. Los mismos se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla 5.10.** Capacidades caloríficas y entalpías involucradas.<sup>[14]</sup>

Parámetro	Valor
$\Delta H_{EVAPORACIÓN}$ (kJ/kg)	2.257
$\Delta H_{COMBUSTIÓN}$ (kJ/kg)	16.300
$C_{p_{MADERA}}$ (kJ/K*kg)	1,76
$C_{p_{AGUA}}$ (kJ/K*kg)	4,18
$C_{p_{O_2}}$ (kJ/K*kg)	1,031
$C_{p_{VAPOR}}$ (kJ/K*kg)	2,009
$C_{p_{CO_2}}$ (kJ/K*kg)	1,126
$C_{p_{CO}}$ (kJ/K*kg)	1,113
$C_{p_{CH_4}}$ (kJ/K*kg)	3,602
$\Delta H_{pirólisis}$ (kJ/kg) <sup>[16]</sup>	700

Siendo la temperatura de entrada del  $O_2$  de 20°C, de la ecuación anterior se obtiene que  $Q_{cons} = 4.040.632\ kJ/h$ , por lo que se obtiene una diferencia negativa de -16,05 kW. A pesar de que la diferencia es relativamente pequeña, en el análisis no se tiene en cuenta las posibles pérdidas de calor, lo cual producirá una mayor

diferencia, por lo que esta corriente debe ser calentada hasta 50 °C para igualar el valor del calor generado y consumido. Debido a que no se consideraron las pérdidas de calor que pueden darse se calentará el oxígeno hasta un valor de 110 °C, de manera de tener un margen de seguridad.<sup>[16]</sup>

Un aspecto a tener en cuenta a la hora de utilizar la corriente A0 en el análisis Pinch, es que el calor entregado varía con respecto a la estación (invierno y verano). El secador fue diseñado en verano, es decir en la peor condición para el secado. En cambio en invierno, si bien el aire tiene una menor humedad, se requerirá entregar mayor calor para acondicionar el aire debido a que la temperatura del aire de entrada es menor. Por lo que se calculará la temperatura de entrada para la cual se logre obtener la humedad de salida deseada. Para esto se encontró en bibliografía que la temperatura en invierno es de alrededor de 5°C<sup>[17]</sup>, en un día de 100% de humedad se tiene un valor de  $Y=0,0048$  kg vapor agua/kg aire seco, de esta manera para el secador diseñado en el capítulo 4, se obtienen las siguientes condiciones:

**Tabla 5.11.** Condiciones de operación del secador en invierno.

CGS [kg/h]	TSE [°C]	TSS [°C]	TGS [°C]	TGE [°C]	HSG	HEG	Q [kW]
11.940	5	20	18,706	60	0,021	0,0048	187,2

Siendo:

- CGS: caudal gas seco (kg/h).
- TSE: temperatura sólido entrada (°C).
- TSS: temperatura sólido salida (°C).
- TGS: temperatura gas salida (°C).
- TGE: temperatura gas entrada (°C).
- HSG: humedad salida gas.
- HEG: humedad entrada gas.
- Q: calor a entregar para acondicionar el aire (kW).

Como se puede observar en la tabla 5.11, al tener un aire con menor humedad se puede utilizar un gas que no requiera una temperatura alta y requerirá un menor calor entregado, con respecto al caso de verano. Dado que las condiciones más estrictas se encuentran del lado de la corriente G1P, al utilizar la corriente A0 para intercambiar calor con G1P, esta última saldrá con una temperatura ligeramente mayor en invierno, y una temperatura ligeramente menor en verano.

## 5.6 Intercambiadores de calor

El caudal de gas de síntesis (G1P) que sale del primer ciclón e ingresa al segundo ciclón, el cual elimina el alquitrán, debe disminuir su temperatura de 581,8°C a 210°C. Para ello se utiliza un intercambiador de calor, en donde se usa como fluido refrigerante la corriente de aire que ingresa al secador(A0). El caudal

de aire es 12.000 kg/h (con una humedad absoluta de 0,05 kg de vapor de agua/kg de aire seco) y su temperatura es 40°C.

Para disminuir la temperatura del syngas se debe intercambiar 193,04 kW. Con este calor, primero se calcula la temperatura final del aire húmedo:

$$Q[kW] = m * C_p * \Delta T$$

**Tabla 5.12.** Datos para el cálculo de la temperatura de salida de la corriente A0.

Parámetro	Valor
Q	193,04 kW
$m_{\text{AIRE HÚMEDO}}$	12.000 kg/h
$C_p_{\text{AIRE HÚMEDO}}$	1,167 kJ/kg.K
$T_{\text{ENTRADA DEL AIRE}}$	40°C

$$T_{\text{SALIDA DEL AIRE}} = 89,62^\circ\text{C}$$

Luego con la siguiente ecuación se calcula el área del intercambiador:

$$Q[kW] = U * A * \Delta T_{ML}$$

$$\Delta T_{ML} = [(T1 - t2) - (T2 - t1)] / \ln [(T1 - t2)/(T2 - t1)]$$

**Tabla 5.13.** Datos para el cálculo del área del intercambiador syngas-aire.

Parámetro	Valor
Q	193,04 kW
$U^{[18]}$	15,2 J/s.m <sup>2</sup> .K
T1	581,9°C
T2	210°C
t1	40°C
t2	89,62°C
$\Delta T_{ML}$	303,11°C
$A = 42,46 \text{ m}^2$	

Por otro lado, utilizando el simulador UniSim Design R390.1 se obtuvo que al comprimir el gas (G4) que sale del segundo ciclón de 1 atm a 3 atm, la temperatura aumenta de 210°C a 401,6°C. Por lo tanto se utiliza un intercambiador para acondicionar la corriente gaseosa, disminuyendo su temperatura a 110°C para que ingrese al absorbedor de H<sub>2</sub>S. Esta corriente será utilizada para calentar la corriente OIT de 20 °C a 110°C, en un primer

intercambiador, luego será enfriada en otro intercambiador con agua de río, debido a que la corriente OIT no es suficiente para enfriar la corriente G4P.

Para aumentar la temperatura del oxígeno se debe intercambiar 46,58 kW. Con este calor, primero se calcula la temperatura final de la corriente G4P:

$$Q[kW] = m * C_p * \Delta T$$

**Tabla 5.14.** Datos para el cálculo de la temperatura de salida de la corriente A0.

Parámetro	Valor
Q	46,58 kW
$m_{G4P}$	1.210,9 kg/h
$C_{p_{G4P}}$	1,51887 kJ/kg.K
$T_{ENTRADA}$	401,6°C

$$T_{SALIDA\ G4P} = 310,42^{\circ}C$$

Luego con la siguiente ecuación se calcula el área del intercambiador:

$$Q[kW] = U * A * \Delta T_{ML}$$

$$\Delta T_{ML} = [(T1 - t2) - (T2 - t1)] / \ln [(T1 - t2)/(T2 - t1)]$$

**Tabla 5.15.** Datos para el cálculo del área del intercambiador syngas-aire.

Parámetro	Valor
Q	46,58 kW
$U^{[17]}$	15,2 J/s.m <sup>2</sup> .K
T1	581,9°C
T2	310,42°C
t1	20°C
t2	110°C
$\Delta T_{ML}$	244,07 °C
$A = 12,56\ m^2$	

Como la temperatura de salida de la corriente G4 es mayor a la temperatura de 110°C deseada, se utiliza como refrigerante agua del Río Paraná, por lo que se utiliza un filtro para eliminar residuos voluminosos.

De bibliografía se halló la temperatura media anual del Río Paraná en la provincia de Formosa y de la ciudad de Posadas, las cuales son las próximas a la ciudad de Resistencia.<sup>[19]</sup> La temperatura media de Formosa es 25,4°C y la de

Posadas es 24,54°C, por lo que se decide tomar la temperatura de Formosa como criterio conservador. El agua es devuelta al Río Paraná, debido a esto la temperatura de descarga debe ser similar a la del río.<sup>[20]</sup> Por esta razón el aumento de temperatura del refrigerante es de 2°C. Con esta condición se calcula el caudal de agua que debe ingresar al intercambiador de calor:

$$Q[kW] = m * Cp * \Delta T$$

**Tabla 5.16.** Datos para el cálculo del caudal de agua.

Parámetro	Valor
Q	102,4 kW
Cp <sub>AGUA</sub>	4,18 kJ/kg.K
T <sub>ENTRADA DEL AGUA</sub>	25,4°C
T <sub>SALIDA DEL AGUA</sub>	27,4°C

$$m_{AGUA} = 44.095,7 \text{ kg/h}$$

Luego con la siguiente ecuación se calcula el área del intercambiador:

$$Q[kW] = U * A * \Delta T_{ML}$$

$$\Delta T = [(T1 - t2) - (T2 - t1)] / \ln [(T1 - t2)/(T2 - t1)]$$

**Tabla 5.17.** Datos para el cálculo del área del intercambiador syngas-agua.

Parámetro	Valor
Q	102,4 kW
U <sup>[21]</sup>	132,5 J/s.m <sup>2</sup> .K
T1	310,42°C
T2	110°C
t1	25,4°C
t2	27,4°C
$\Delta T_{ML}$	164,31°C
A = 4,7 m <sup>2</sup>	

## 5.7 Balance energético

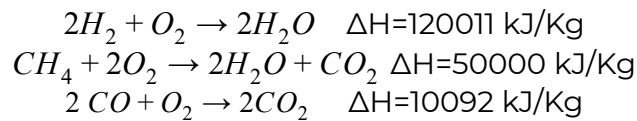
### 5.7.1 Motor de combustión interna

Para calcular la energía producida por el motor de combustión interna se debe observar la corriente de entrada al motor de combustión interna, la cual se compone según la tabla 5.18. Además este flujo se encuentra a 1 atm y 298K.

**Tabla 5.18.** Corriente de entrada al motor de combustión.

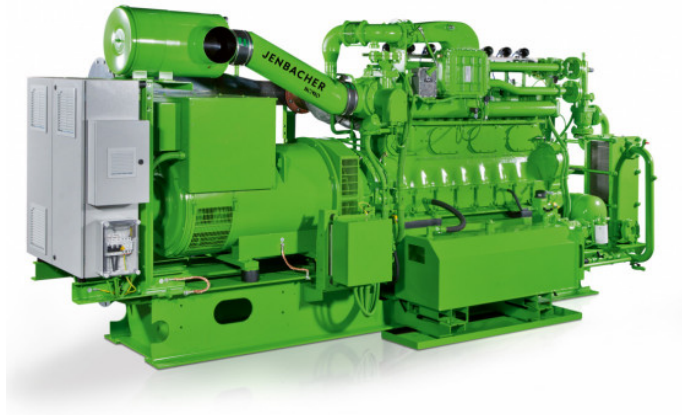
Elemento	Entrada (kg/h)
N <sub>2</sub>	10,5
CO <sub>2</sub>	15,03
CO	605,14
H <sub>2</sub> O	6,82
CH <sub>4</sub>	39,67
H <sub>2</sub>	22,39
<b>Total = 699,55 kg/h</b>	

En el motor se producirán 3 reacciones que liberan energía térmica, la cual es convertida en energía eléctrica. Las reacciones son:



Realizando los balances energéticos y másicos se obtiene que se producen 2.993,9 kW, considerando que la eficiencia del motor es del 100%. Sin embargo es necesario hallar la eficiencia del motor de combustión interna para obtener valores reales.

La empresa INNIO® que trabaja en la generación de motores que funcionan con combustibles gaseosos, en especial con biogás, cuenta con dos líneas de motores: Jenbacher y Waukesha. Siendo los primeros específicos para la utilización de gases como combustible. Dentro de este tipo de motores se encuentran varios modelos, como el "Jenbacher Tipo 2", el cual se muestra en la figura 5.5.



**Figura 5.5.** Motor Jenbacher Tipo 2 de la empresa INNIO®.

Con su durabilidad, confiabilidad y flexibilidad de combustible, los motores de gas “Jenbacher Tipo 2” tienen una reputación mundial inigualable de hacer el trabajo. Entre sus principales características se encuentran:

- Cuenta con una bujía de alto rendimiento de larga duración para un funcionamiento confiable.
- Las fuentes de calor aplicables incluyen agua de enfriamiento del motor, aceite, gas de mezcla y gas de escape.
- Los tipos de gas aplicables incluyen:
  - Gas natural.
  - Gas de petróleo asociado (gas de combustión).
  - Propano.
  - Biogás.
  - Gas de alcantarillado.
  - Gas de vertedero.
  - Gas de mina de carbón.
  - Otros gases especiales (por ejemplo., coque, madera y gases de pirólisis).<sup>[22]</sup>

Los datos técnicos de este equipo se encuentran en la tabla 5.19.

**Tabla 5.19.** Ficha técnica del motor Jenbacher Tipo 2.<sup>[23]</sup>

Configuración	
Velocidad [rpm]	1.500 (50Hz)
Velocidad Media del Pistón [m/s]	7,3
Número de Cilindros	8
Cilindrada [L]	2,08

Cilindrada Total [L]	16,6
Procesos	Grupo Electrónico
	Sistema de Cogeneración
Dimensiones [mm]	
Grupo Electrónico	4,900 x 1,700 x 2,000
Sistema de Cogeneración	4,900 x 1,700 x 2,000
Peso [kg]	
Grupo Electrónico	4.900
Sistema de Cogeneración	5.600
Salidas y Eficiencias	
NOx < [mg/Nm <sup>3</sup> ]	500
Potencia Eléctrica [kW]	248
Eficiencia Eléctrica [%]	38,9
Potencia Térmica [kW]	293
Eficiencia Térmica [%]	46
Eficiencia Total [%]	84,9

El rendimiento eléctrico depende del nivel de compresión que se pueda desarrollar en el motor.

Por otra parte, el rendimiento térmico se ve limitado por las pérdidas de energía debido a la fricción y la temperatura de los gases de combustible de salida.

Por lo tanto con el valor de eficiencia eléctrica del motor se puede concluir que se producen **1164,62 kW**.

### 5.7.2 Consumo de equipos

A continuación se muestra el consumo de los principales equipos a utilizar en la planta de producción de syngas:

**Tabla 5.20.** Energía utilizada por los principales equipos.

Equipo	Consumo unitario [kW]
Trituradora	22
Bombas	5,217
2 Separadores de O <sub>2</sub>	200



Compresor	90,99
Soplador	0,25

Los valores utilizados para la trituradora y los separadores de O<sub>2</sub> son estimaciones de los valores que brindan los proveedores en la fichas técnicas, los cuales se mencionaron en el capítulo 4. Las mismas se estimaron con un valor intermedio, debido a que los proveedores no detallan los consumos eléctricos específicos y no se puede establecer una correlación con algún parámetro, como el caudal por ejemplo, de manera de tener una estimación más precisa.

De la tabla 5.20 se obtiene que el consumo energético requerido es de **318,46 kW**, pero se le agrega un factor de seguridad de 20% debido a que dicho consumo es una estimación mínima y necesaria para la operación sin considerar equipos auxiliares, como por ejemplo los equipos de transporte de sólidos, el equipo de ósmosis a utilizar, entre otros. Por lo que el consumo estimado es de **382,15 kW**. Luego el resultado neto es de **782,47 kW**, por lo que desde el punto de vista energético el proyecto resulta rentable. Sin embargo el análisis realizado se basa en modelos ideales y es una primera aproximación, por lo que no pueden sacarse conclusiones debido a que no se tuvieron en cuenta todos los equipos que realmente se necesitan, lo cual puede llevar a que el balance energético sea mucho menor.

## 5.8 Tratamiento de agua

El agua utilizada tanto para el proceso de absorción de NH<sub>3</sub>, como para el enfriamiento de la corriente G4P, puede proceder de río (cercano a donde se establecerá la planta) o agua de red. En ambos casos el agua contará con impurezas, las cuales interfieren en los procesos en los cuales se la utilizará, las mismas pueden llegar a ocasionar daños en equipos y/o dificultar las operaciones en las que se está trabajando.

Dentro de las impurezas que contiene el agua de red se encuentran las siguientes:

- Gases: O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>.
- Sólidos en suspensión (insolubles): en pequeña proporción.
- Sólidos disueltos (solubles): por ejemplo sales, ácidos, bases.
- Minerales con poder de corrosión: Ca<sup>+2</sup>, Mg<sup>+2</sup>, entre otros.

A la hora de utilizar el agua se requiere una pureza elevada para utilizar en el absorbedor de NH<sub>3</sub>, así como en la caldera. Se debe evitar que el agua utilizada forme parte de procesos de corrosión o incrustaciones, entre otros.

Por lo que se propone que dicha agua sea tratada en un tamizador, el cual tendrá la función de remover los sólidos en suspensión que presente el agua de ingreso, dichos residuos sólidos deberán ser desechados apropiadamente. La ventaja más importante a la hora de realizar la captura temprana de sólidos,

mediante la tamización, es que se evitan las averías de los equipos en uso y se disminuyen los costos y tiempo dedicado a las operaciones de mantenimiento. Además presenta la ventaja que dichos sólidos presentan una mayor facilidad de remoción en una primera instancia, pues las partículas pueden ser rotas en sucesivos bombeos u operaciones.

El agua a utilizar en el absorbedor de  $\text{NH}_3$ , luego de pasar por el tamizador, se tratará en un equipo de ósmosis inversa en donde se logra un elevado porcentaje de retención de contaminantes, como lo son los iones que son responsables por la dureza del agua ( $\text{Mg}^{+2}$  y  $\text{Ca}^{+2}$ ). La ósmosis inversa es una técnica de desmineralización basada en membranas y usada para separar sólidos disueltos, tales como iones, de una solución. Las membranas en general actúan como barreras permeables selectivas que permiten que el agua permee a través de ellas mientras retiene otras sustancias disueltas (como iones).<sup>[24] [25]</sup>



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA  
.....



# Capítulo 6

Análisis HazOP y medidas  
de seguridad  
complementarias.

## 6.0 Resumen

El estudio HazOP (HAZard and OPeratibility study) es una técnica estructurada y sistemática de análisis de riesgos que permite identificar peligros potenciales y problemas operacionales en procesos químicos, generalmente documentados a través de diagramas de procesos e instrumentos (P&ID).

El objetivo de la técnica de HazOP es identificar los potenciales riesgos en las instalaciones y evaluar los problemas de operabilidad.

A partir de realizar el análisis HazOP, se incluye una clasificación de riesgo para cada desviación de los parámetros teniendo en cuenta las consecuencias que pueda tener. Para cada riesgo identificado, se determina su probabilidad y severidad de ocurrencia y se realizan recomendaciones para mitigar o eliminar dichas situaciones peligrosas.

A partir de la clasificación realizada se define a la zona de producción y almacenamiento como "Zona 0".

Dentro de la clasificación provista por la IEC, el hidrógeno se clasifica como IIC según gases y vapores en grupos de explosión, y de acuerdo a su clase de temperatura como T2.

Para las distintas zonas el nivel de protección que deberán contar estos equipo se denomina "Gb". En esta clasificación, los equipos a seleccionar presentan distintos tipos de seguridad como se observa en la tabla 6.5. Para este caso, los equipamientos deberán poseer protección "e" y "d".

## 6.1 Método de análisis HazOP

Toda operación productiva tiene riesgos, y si bien éstos no pueden ser eliminados completamente, hay técnicas que permiten identificarlos, acotarlos y minimizarlos. Las metodologías de análisis de riesgos, conocidas generalmente como PHA (Process Hazards Analysis), se están convirtiendo rápidamente en un estándar de la industria a nivel mundial. Algunas metodologías PHA se utilizan para identificar riesgos (métodos cualitativos) y otras para evaluar riesgos (generalmente de naturaleza cuantitativa).

El estudio HazOP (HAZard and OPeratibility study) es una técnica estructurada y sistemática de análisis de riesgos que permite identificar peligros potenciales y problemas operacionales en procesos químicos, generalmente documentados a través de diagramas de procesos e instrumentos (P&ID).

El objetivo de la técnica de HazOP es identificar los potenciales riesgos en las instalaciones y evaluar los problemas de operabilidad. Aunque la identificación de riesgos es el objetivo principal del método, los problemas de operabilidad deben ser revelados cuando éstos tienen impacto negativo en la rentabilidad de la instalación o conducen también a riesgos. Se determinan así los escenarios peligrosos para el personal, instalaciones, terceras partes y medio ambiente, y las situaciones que derivan en una pérdida de producción.

El análisis de HazOP se basa en identificar cuatro elementos clave:

1. La fuente o causa del riesgo.
2. La consecuencia, impacto o efecto resultante de la exposición a este riesgo.
3. Las medidas de seguridad existentes o controles, destinados a prevenir la ocurrencia de la causa o mitigar las consecuencias asociadas.
4. Las recomendaciones o acciones que pueden ser tomadas si se considera que las medidas de seguridad o controles son inadecuados o directamente no existen.

El estudio de HazOP se basa en analizar en forma metódica y sistemática el proceso, la operación, la ubicación de los equipos y del personal en las instalaciones, la acción humana (de rutina o no) y los factores externos, revelando las situaciones riesgosas. Se enfoca en determinar cómo un proceso puede apartarse de sus condiciones de diseño y sus condiciones normales de operación, planteando las posibles desviaciones que pudieran ocurrir.

## 6.2 Análisis de riesgo

A partir de realizar un análisis HazOP, se incluye una clasificación de riesgo para cada desviación de los parámetros teniendo en cuenta las consecuencias que pueda tener. Para cada riesgo identificado, se determina su probabilidad y severidad de ocurrencia y se realizan recomendaciones para mitigar o eliminar

dichas situaciones peligrosas. Luego se identifican los siguientes niveles de riesgo:

- Riesgo I: baja prioridad, las consecuencias del riesgo son mínimas.
- Riesgo II: riesgo tolerable, pero se debe realizar modificaciones para evitar las consecuencias.
- Riesgo III: riesgo inaceptable. Se debe tomar medidas a modo de reducir el riesgo.

Para definir el riesgo se utiliza la siguiente matriz:

**Tabla 6.1.** Matriz de riesgo.

Probabilidad	Severidad			
	1 (Insignificante)	2 (Marginal)	3 (Crítica)	4 (Catastrófica)
1 (Improbable)	I	I	I	II
2 (Remota)	I	II	II	II
3 (Poca frecuencia)	I	II	II	III
4 (Frecuente)	II	II	III	III

El criterio para establecer probabilidad y severidad en los casos analizados se describen a continuación:

Probabilidad:

- (1) Improbable: 1 vez al año.
- (2) Remota: 1 vez cada 3 meses.
- (3) Poca frecuencia: 1 vez al mes.
- (4) Frecuente: 1 vez a la semana.

Severidad:

- (1) Insignificante: se continúa normalmente con el funcionamiento de la planta.
- (2) Marginal: daños mínimos a equipos. Personal sin lesiones.
- (3) Crítica: parada de planta parcial por daño a equipos. Lesiones al personal.
- (4) Catastrófica: daños severos o destrucción total a equipos. Daño severo o muerte del personal. Parada de planta total.

## 6.3 Análisis HazOP

El estudio HazOP se inicia con la subdivisión del proceso en una serie de partes o “nodos” sobre los que un grupo de técnicos de distintas especialidades analizan conjuntamente las posibles desviaciones de las diferentes variables de proceso, tratando de identificar las consecuencias peligrosas que se puedan desarrollar. Un aspecto clave del método consiste en la aplicación de un procedimiento sistemático de selección de palabras guía para establecer de un modo consistente todas las posibles desviaciones.

La técnica HazOP utiliza palabras clave (nulo, más, menos, entre otros) que al aplicarse a los parámetros de proceso (caudal, presión, temperatura, entre otros) dan lugar a desviaciones (más caudal, más presión, entre otros) de la intención o condición normal de proceso. Una vez determinadas las desviaciones de las variables de proceso, se determina la lista de posibles causas que las provocan y sus consecuencias.

Para cada causa planteada, se determinan las consecuencias derivadas y las medidas de seguridad existentes en la instalación, ya sea para evitar la ocurrencia de dicho evento o para mitigar su efecto.

A continuación se presenta el análisis HazOP para el gasificador y los absorbedores, que son los equipos de interés.

**Tabla 6.2.** Análisis HaZOP del Gasificador.

GASIFICADOR							
Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	Probabilidad	Severidad	Riesgo	Acción
<b>Temperatura</b>	Más	Mayor caudal de oxígeno. Mayor caudal de MP. Mayor temperatura de MP.	Mayor presión. Explosión remota. Producto fuera de especificación.	3	4	III	Agregar un controlador de temperatura en el gasificador y de flujo de los equipos.
	Menos	Menor caudal de oxígeno. Menor caudal de MP. Menor temperatura de MP.	Menor presión. Producto fuera de especificación.	3	1	I	Agregar un controlador de temperatura en el gasificador.
<b>Presión</b>	Más	Obstrucción de salida del gas. Válvula de tubería cerrada.	Producto fuera de especificación. Daño mecánico al equipo. Fugas de gas caliente.	3	3	II	Agregar válvula de alivio.
	Menos	Fugas. Elevada pérdida de carga.	Producto fuera de especificación.	3	3	II	Agregar un controlador de presión.
<b>Caudal MP</b>	Exceso	Desperfecto mecánico del tornillo sin fin y/o tolva.	Apagado de la reacción.	1	3	I	Establecer un cronograma de mantenimiento.
	Más		Producto fuera de especificación.	3	1	I	

	Menos		Producto fuera de especificación.	3	1	I	
	Nulo		Apagado de la reacción.	1	3	I	
<b>Caudal de salida</b>	Más	Mayor caudal de entrada de MP y/o oxígeno.	Daño mecánico al gasificador. Mayor caída de presión. Fallas en sopladores.	3	2	II	Agregar un equipo de almacenamiento de gas - Recomendable con capacidad de controlar el caudal de salida-.
	Menos	Menor caudal de entrada de MP y/o oxígeno.	Menor producción de energía eléctrica.	3	2	II	
<b>Caudal de oxígeno</b>	Más	Fluctuaciones en el equipo de separación de oxígeno	Producto fuera de especificación. Mayor presión.	3	2	II	Agregar un equipo de almacenamiento de oxígeno, con un controlador de caudal.
	Menos	Fugas/ falla del equipo de separación.	Producto fuera de especificación.	3	2	II	
<b>Caudal de TAR y Char</b>	Más	Obstrucción de cañerías y/o equipos	Aumento de la presión. Daño mecánico a los equipos.	1	3	I	Establecer un cronograma de mantenimiento.

**Tabla 6.3.** Análisis HazOP del absorbedor.

<b>ABSORBEDORES</b>							
Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	Probabilidad	Severidad	Riesgo	Acción
<b>Temperatura del gas / absorbente</b>	Más	Problemas de operabilidad en el intercambiador.	Menor grado de purificación. Incumplimiento de vertido de efluentes y posibles multas. Problemas en el motor de combustión interna.	3	3	II	Agregar control de temperatura en los intercambiadores de calor.
	Menos	Falla en el compresor.	Daños en el equipos. Fugas.	2	3	II	
<b>Presión</b>	Más	Falla en el compresor.	Menor grado de purificación. Incumplimiento de vertido de efluentes y posibles multas. Problemas en el motor de combustión interna.	2	3	II	Agregar control de presión.
	Menos						
<b>Caudal de absorbente</b>	Menos	Fugas. Corrosión de tuberías.	Menor grado de purificación. Incumplimiento de vertido de efluentes y posibles multas. Problemas en el motor	1	3	I	Establecer un cronograma de mantenimiento.



			de combustión interna.				
<b>Caudal de syngas</b>	Más	Problemas en el gasificador.	Menor grado de purificación. Incumplimiento de vertido de efluentes y posibles multas. Problemas en el motor de combustión interna.	3	3	II	Agregar un control de caudal.

## 6.4 Zonas clasificadas

La clasificación de áreas con atmósferas explosivas es un método de análisis que se aplica donde pueden existir gases, nieblas, vapores inflamables, fibras o polvos, con el fin de establecer las precauciones especiales que se deben considerar para la construcción, instalación y uso de materiales y equipos eléctricos. Por ese motivo resulta necesario, como paso previo a la selección del material eléctrico, realizar una clasificación de las diferentes áreas o zonas. La misma se lleva a cabo teniendo en cuenta tanto las sustancias presentes como su probabilidad de presencia.

Según la normativa IEC (Comisión Electrotécnica Internacional) en la Argentina las presencias de atmósfera explosiva para gases se clasifican en:

- Continuas → Zona 0: zona en la cual una mezcla explosiva de gases, vapor o niebla, está presente permanentemente (la fase gaseosa en el interior de un recipiente o de un depósito cerrado constituye una zona "0").
- Intermitente → Zona 1: zona en la cual una mezcla explosiva de gases, vapor o niebla es susceptible de formarse en servicio normal de la instalación.
- En condiciones anormales → Zona 2: zona en la cual una mezcla explosiva puede aparecer con menor frecuencia o en casos de fugas o negligencias de utilización.

A partir de esta clasificación se define a la zona de gasificación y de los absorbedores como "Zona 0".

Dentro de la clasificación provista por la IEC, el hidrógeno se clasifica como IIC según gases y vapores en grupos de explosión y según su clase de temperatura como T1, como se puede observar en la tabla 6.4.

La clasificación en base a la temperatura se realiza debido a que uno de los componentes de una explosión es la temperatura, por lo tanto es una variable relevante. La temperatura superficial máxima de un aparato, la cual se define como máxima temperatura desarrollada por un aparato eléctrico en funcionamiento en un ambiente de 40°C, no debe exceder la mínima temperatura de ignición de la atmósfera explosiva. En la tabla 6.4, se listan la clasificación por temperaturas según la normativa IEC y la normativa estadounidense (NEC - National Electric Code).

**Tabla 6.4.** Clasificación por temperaturas según normativa IEC y normativa estadounidense.

TEMPERATURAS EN °C	CLASIFICACIÓN	
	IEC	NEC
450	T1	T1
300	T2	T2
280	T2	T2A
260	T2	T2B
230	T2	T2C
215	T2	T2D
200	T3	T3
180	T3	T3A
165	T3	T3B
160	T3	T3C
135	T4	T4
120	T4	T4A
100	T5	T5
85	T6	T6

A partir de esta información se determina que los materiales a emplear pueden ser IIA, IIB o IIC, mientras que según su temperatura los elementos a emplear pueden ser T6, T5, T4, T3 y T2.

Para las distintas zonas el nivel de protección de los materiales que deberán contar estos equipos se denomina Gb. En esta clasificación, los equipos a seleccionar presentan distintos tipos de seguridad como se observa en la tabla 6.5. Para este caso, los equipamientos deberán poseer protección “e” y “d”.

**Tabla 6.5.** Clasificación de los distintos niveles de protección.

Modo de protección	Letra caract.	Descripción	Símbolo
ANTIDEFLAGRANTE	<b>d</b>	Modo de protección en el cual el material eléctrico es encerrado dentro de una envolvente capaz de resistir la explosión y de no transmitir esta inflamación al ambiente circundante.	
SEGURIDAD AUMENTADA	<b>e</b>	Modo consistente en aplicar las medidas necesarias con el fin de evitar la posibilidad de sobrecalentamientos o la aparición de arcos o chispas en el interior y sobre las partes externas del material eléctrico.	
SEGURIDAD INTRÍNSECA	<b>i</b>	Se define la seguridad intrínseca como las medidas adoptadas, para limitar la energía en un circuito eléctrico y que ninguna chispa, arco o efecto térmico, sea capaz de provocar la inflamación de una atmósfera explosiva dada.	
SOBREPRESION INTERNA	<b>p</b>	En este modo, se impide la penetración de una atmósfera explosiva circundante al interior de la envolvente que contiene el material eléctrico, por contener dicha envolvente un gas inerte a una presión superior a la de la atmósfera explosiva externa.	
INMERSION EN ACEITE	<b>o</b>	Modo de protección en el cual el material eléctrico o parte de este, está sumergido en aceite de forma tal que es incapaz de inflamar la atmósfera explosiva que la rodea.	
RELLENO PULVERULENTO	<b>q</b>	En este modo, la envolvente que contiene el material eléctrico esta rellena de un polvo de manera tal que ni un arco que se produzca en su interior ni un calentamiento excesivo de las paredes de la envolvente puedan producir la inflamación de la atmósfera circundante.	
ENCAPSULADO	<b>m</b>	Modo de protección en el cual las partes que pueden inflamar una atmósfera por chispas o calentamientos están embebidas en una resina de tal forma que esta atmósfera no pueda inflamarse.	
SIMPLIFICADO	<b>n</b>	Modo de protección que, aplicado a la construcción de material eléctrico, lo incapacita durante el servicio normal, de provocar la ignición de una mezcla explosiva circundante. Existen tres categorías: Antichispas (nA), Respiración restringida (nR) y Simplificado para zona 2 (nC).	

Un material fabricado con protección “d” debe cumplir con tres condiciones básicas:

- Contener una explosión interna sin deformación permanente.
- Garantizar que la ignición no pueda transmitirse a la atmósfera circundante.
- Presentar en cualquier punto exterior una temperatura inferior a la temperatura de autoinflamación de los gases o vapores circundantes.

La no transmisión de una ignición interna se logra gracias a las juntas antideflagrantes, las cuales están reglamentadas por la norma IRAM-IEC 60079-1 en cuanto a su longitud y el intersticio máximo respecto al volumen de la envoltura.

Los materiales clasificados como modo de protección “d” (antideflagrantes) pueden ser aptos, según su diseño, para los grupos I, IIA, IIB y IIC.

Un material fabricado con protección “e” debe cumplir con tres condiciones básicas:

- Conexión eléctrico sin posibilidad de auto aflojamiento.
- Estanqueidad de la envoltura, IP-54 mínimo. (Protegido contra el polvo, proyecciones de agua en todas direcciones).
- Restricción en la temperatura máxima de funcionamiento desarrollada.

Este modo de protección es aplicable a materiales eléctricos tales como: cajas de derivación con bornes, instrumentos de medición, transformadores que no produzcan ni arcos, ni chispas, ni calentamiento peligroso en funcionamiento normal. Los materiales clasificados como modo de protección “e” (seguridad aumentada) pueden ser aptos, con la restricción de uso enunciada, para los grupos I, IIA, IIB y IIC.<sup>[1]</sup>

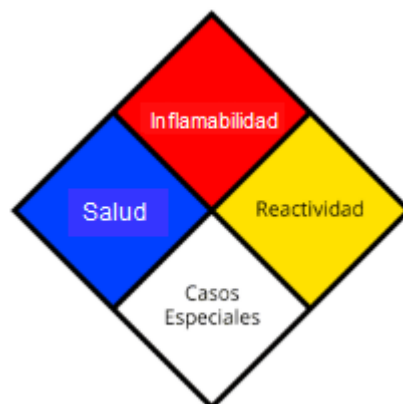
## 6.5 Seguridad complementaria

### 6.5.1 Hoja de seguridad

#### 6.5.1.1 Diamante de peligro

A continuación se presentan los denominados diamantes de peligro de los compuestos que se consideran peligrosos en el curso del proceso de producción.

La Norma NFPA 704 establece un sistema de identificación de riesgos para que en un eventual incendio o emergencia, las personas afectadas puedan reconocer los riesgos de los materiales y su nivel de peligrosidad respecto del fuego y diferentes factores. Establece a través de un rombo seccionado en cuatro partes de diferentes colores, los grados de peligrosidad de la sustancia a clasificar.<sup>[2]</sup>



**Figura 6.1.** Rombo NFPA 704.

El sistema consiste en asignar colores y números, para dar una “clasificación” a un producto, manejando una escala del 0 al 4, dependiendo del grado de su peligrosidad. Cada uno de estos peligros está asociado a un color específico.

Las cuatro divisiones tienen colores asociados con un significado:

- El azul hace referencia a los riesgos para la salud.
- El rojo indica el peligro de inflamabilidad.
- El amarillo señala los riesgos por reactividad: es decir, la inestabilidad del producto.

A estas tres divisiones se les asigna un número de 0 (sin peligro) a 4 (peligro máximo).

En la sección blanca puede haber indicaciones especiales para algunos materiales, indicando que son oxidantes, ácidos, alcalinos, corrosivos, reactivos con agua o radiactivos.

### Riesgo a la Salud

Se refiere básicamente a la capacidad de un material de causar daño a la salud a través del contacto o la entrada al cuerpo a través de las diferentes vías de entrada, como son la inhalación, ingestión y contacto dérmico. Los daños a la salud resultantes del calor del fuego o debidos a la fuerza de la onda expansiva de una explosión, no están considerados en este sistema.

**Tabla 6.6.** Clasificación del grado de peligro.

Grado de Peligro	
4	Mortal
3	Muy peligroso
2	Peligroso
1	Poco peligroso
0	Sin riesgo

### Riesgo de Inflamabilidad

La inflamabilidad se refiere al grado de susceptibilidad de los materiales a quemarse. Algunos materiales pueden arder bajo algunas condiciones específicas, pero no lo podrán hacer bajo otras, la forma o condición del material debe ser considerada y todas sus propiedades inherentes.

**Tabla 6.7.** Clasificación del riesgo de incendio.

Riesgo de Incendio
--------------------

4	Debajo de 25°C
3	Debajo de 37°C
2	Debajo de 93°C
1	Sobre 93°C
0	No se inflama

### Riesgo de Inestabilidad

La inestabilidad se refiere a la susceptibilidad intrínseca de los materiales a liberar energía. Aplica a todos aquellos materiales capaces de liberar energía rápidamente por ellos mismos a través de una auto-reacción o polimerización.

**Tabla 6.8.** Clasificación del riesgo de incendio.

Riesgo de Incendio	
4	Puede explotar con facilidad
3	Puede explotar en caso de golpe o calentamiento
2	Inestable en caso de cambio químico violento
1	Inestable si se calienta
0	Estable

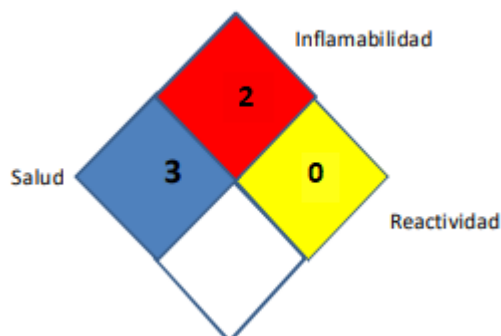
### Riesgo Específico

Los peligros especiales se refieren a la reactividad con el agua, propiedades oxidantes de los materiales que causan problemas especiales, y sustancias alcalinas.

**Tabla 6.9.** Clasificación del riesgo específico.

Riesgo Específico	
OX	Materiales que tienen propiedades oxidantes
W	Materiales que reaccionan violentamente con el agua o explosivamente
SA	Materiales gaseosos que son asfixiantes simples (corresponden al nitrógeno, helio, neón, argón, krypton y xenón)

### 6.5.1.2 Monoetanolamina



**Figura 6.2.** Rombo NFA 704 Monoetanolamina.

**Tabla 6.10.** Información general.<sup>[3]</sup>

Medios de extinción	
Usar polvo químico seco, espuma, arena o CO <sub>2</sub> . Utilizar el producto acorde a los materiales de los alrededores. No usar chorros de agua directos.	
Medidas en caso de derrame accidental	
Evitar fuentes de ignición. Evacuar al personal hacia un área ventilada. Usar equipo de respiración autónoma y de protección dérmica y ocular. Usar guantes protectores impermeables. Ventilar inmediatamente, especialmente en zonas bajas donde puedan acumularse los vapores. No permitir la reutilización del producto derramado. Recoger el producto utilizando arena, vermiculita, tierra o material absorbente inerte y limpiar o lavar completamente la zona contaminada. Neutralizar cuidadosamente con ácido clorhídrico, y con supervisión de un especialista. Disponer el agua y el residuo recogido en envases señalizados para su eliminación como residuo químico.	
Primeros auxilios	
En caso de contacto con la piel	En caso de contacto con la piel: Lávese inmediatamente después del contacto con abundante agua, durante al menos 15 minutos. No neutralizar ni agregar sustancias distintas del agua. Quítese la ropa contaminada y lávela antes de reusar.
En caso de inhalación	Traslade a la víctima y procure aire limpio. Si no respira, suministre respiración artificial. Llame al médico.

En caso de contacto con los ojos

Enjuague inmediatamente los ojos con agua durante al menos 15 minutos, y mantenga abiertos los párpados para garantizar que se aclara todo el ojo y los tejidos del párpado. Enjuagar los ojos en cuestión de segundos es esencial para lograr la máxima eficacia. Si tiene lentes de contacto, quíteselos después de los primeros 5 minutos y luego continúe enjuagándose los ojos. Consultar al médico. Puede ocasionar serios daños a la córnea, conjuntivas u otras partes del ojo.

### 6.5.1.3 Amoniaco

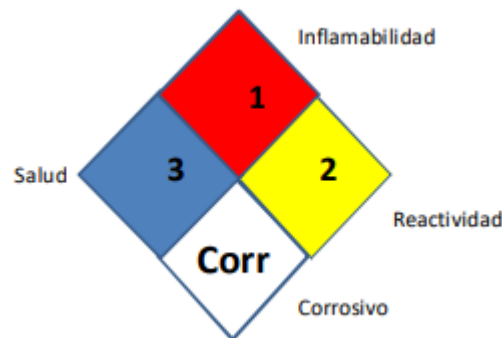


Figura 6.3. Rombo NFPA 704 amoníaco.

Tabla 6.11. Información general.<sup>[4]</sup>

#### Medios de extinción

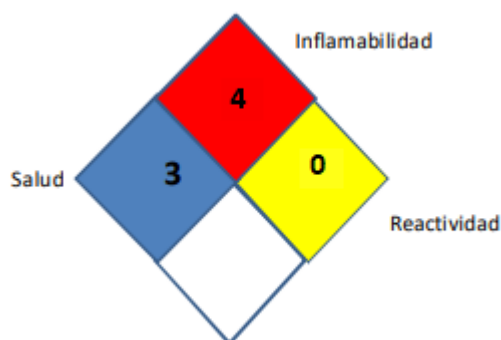
Utilice espuma, polvo seco o CO<sub>2</sub>. Utilice chorros de agua para refrescar las estructuras expuestas al fuego, dispersar los vapores y proteger al personal.

#### Medidas en caso de derrame accidental

Donde hubiera escapes importantes debe usarse ropa protectora completa incluyendo protección respiratoria. Evacue el área del derrame hacia favor del viento, si es seguro hacerlo. Si no, permanezca dentro, cierre todas las ventanas y apague los ventiladores. Aísle la fuente de escape lo más rápido posible con personal entrenado. Ventile el área del derrame o del escape para dispersar los vapores. Anule las fuentes de ignición. Considere cubrir con espuma para reducir la evaporación. Contenga los derrames si es posible. Utilice chorros de agua para combatir las nubes del gas. Evitar fuentes de ignición. Usar equipo de respiración autónoma y de protección dérmica y ocular. Usar guantes protectores impermeables. Ventilar inmediatamente, especialmente en zonas bajas donde puedan acumularse los vapores.

Primeros auxilios	
En caso de contacto con los ojos	Salpicaduras de amoníaco líquido puede causar daño permanente a los ojos sin que los efectos que no sean evidentes por varios días. Los vapores pueden causar irritación y el mojado de los ojos a altas concentraciones puede causar severos daños.
En caso de contacto con la piel	Salpicaduras de amoníaco puede producir quemaduras. La presencia de vapores es irritante para la piel.

#### 6.5.1.4 Sulfuro de hidrógeno



**Figura 6.4.** Rombo NFPA 704 Sulfuro de hidrógeno.

**Tabla 6.12.** Información general.<sup>[5]</sup>

Medios de extinción	
Agua en spray o en nebulizador, polvo seco, dióxido de carbono. No usar agua a presión para extinguir.	
Medidas en caso de derrame accidental	
Despeje el área en un radio de por lo menos 50 m del punto de derrame. Al área debe entrarse solo con protección respiración completa. Localice la fuga con indicadores de acetato de plomo o con instrumentos especiales. Al trabajar en la fuga, quienes lo hagan deben tener el viento en su espalda.	
Primeros auxilios	
En caso de contacto con la piel	Lave con agua y jabón la zona afectada.
En caso de contacto con los ojos	Lave con abundante agua por lo menos 15 minutos.



En caso de inhalación

Retire a la víctima al aire libre. Si es necesario, ayude a la respiración. Consulte un médico de inmediato.

## 6.5.2 Seguridad personal

### 6.5.2.1 Monoetanolamina

**Tabla 6.13.** Protección personal.<sup>[3]</sup>

Zona de protección	Descripción
Ocular y facial	Se deben usar gafas de seguridad, a prueba de salpicaduras de productos químicos que cumplan con la EN 166.
Dérmica	Se deben usar guantes protectores impermeables de PVC, nitrilo o butilo que cumplan con las normas IRAM 3607-3608-3609 y EN 374. Usar ropa de trabajo y zapatos de seguridad resistentes a productos químicos.
Respiratoria	En los casos necesarios, utilizar protección respiratoria para vapores orgánicos (A). Debe prestarse especial atención a los niveles de oxígeno presentes en el aire. Si ocurren grandes liberaciones, utilizar equipo de respiración autónomo (SCBA).

### 6.5.2.2 Amoniaco

**Tabla 6.14.** Protección personal.<sup>[4]</sup>

Zona de protección	Descripción
Ocular	Se debe usar equipo protector ocular que cumpla con las normas aprobadas cuando la evaluación del riesgo indique que es necesario para evitar toda exposición a salpicaduras del líquido, nieblas, gases o polvos.
Dérmica	Se deben usar guantes protectores impermeables de nitrilo, butilo o neopreno para exposición de 4-8 horas; ropa de trabajo y zapatos de seguridad resistentes a productos

químicos.

Respiratoria	Se recomienda usar equipo de respiración autónomo.
--------------	--

### 6.5.2.3 Sulfuro de hidrógeno

**Tabla 6.15.** Protección personal.<sup>[6]</sup>

Zona de protección	Descripción
Ocular y facial	Usar gafas de seguridad con protecciones laterales o gafas cerradas sobre los ojos al hacer trasvases o al efectuar desconexiones. Estándar EN 166 - Protección ocular-especificaciones
Dérmica	Usar guantes de nitrilo que aislen del frío al hacer trasvases o al efectuar desconexiones. Considerar el uso de prendas de seguridad resistentes a llama antiestática.
Respiratoria	Disponer de aparato de respiración autónomo para uso en caso de emergencia.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA  
.....



# Capítulo 7

## Análisis Económico del Proyecto

## 7.0 Resumen

La energía eléctrica producida se vende a 125 USD/MW, este valor se fija de acuerdo a los valores del programa nacional “RenovAr”. Además se obtiene ceniza y sulfato de amonio como subproductos, los cuales se venderán a granel y se debe tener en cuenta a la hora de calcular los ingresos.

El proyecto en cuestión tiene una inversión fija total de 4.450.610,17 USD, la cual se estimó por el método de los factores a partir de los equipos principales.

Para determinar la rentabilidad del proyecto se utiliza el valor presente, el tiempo de repago y la tasa de retorno impositiva. En la siguiente tabla se muestran dichos parámetros, siendo el proyecto rentable.

**Tabla 7.0.** Parámetros de rentabilidad.

Nr	TIR	VP
4,21	20,82%	\$2.809.458,10

A partir de la estimación de los costos fijos y variables, se puede observar la incidencia de los mismos sobre la rentabilidad del proyecto, de forma de realizar un análisis de sensibilidad. Además es posible observar el costo que conlleva producir energía eléctrica, en este caso se obtiene que a partir del tercer año se tiene un costo anual de 0,16 USD/kW.

A modo de mejorar la rentabilidad del proyecto, se deben tratar de emplear estrategias creativas, a modo de disminuir los costos operativos y lograr de esta manera que el proyecto aumente sus ingresos. Para ello se plantea trabajar los absorbentes de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub> a presión atmosférica, en lugar de 3 atm. De esta manera se logra obtener que el proyecto sea rentable con respecto al caso base, en la siguiente tabla se muestran los parámetros de rentabilidad.

**Tabla 7.01.** Parámetros de rentabilidad.

Nr	TIR	VP
3,80	22,24%	\$3.293.187,42

Otro aspecto a mejorar es el costo de la materia prima y el flete de la misma. En el caso de que este proyecto fuese de una empresa que pueda proveer los residuos de madera, como lo es la empresa Unitán®, no se tendría el costo de la materia prima y de flete de la misma. De esta manera se logra obtener que el proyecto sea rentable, en la siguiente tabla se muestran los parámetros de rentabilidad.

**Tabla 7.02.** Parámetros de rentabilidad.

Nr	TIR	VP
3,86	22,98%	\$3.551.499,85

## 7.1 Estudio de mercado

En los próximos años se espera que la demanda de biocombustibles se incremente, gracias al programa nacional “RenovAr”, implementado en el año 2016. Este programa convoca a empresas con el fin de abastecer al país de energía eléctrica, generada a partir de fuentes renovables. De esta forma se busca aumentar la participación de las fuentes renovables de energía en la matriz energética del país. La Ley N° 27.191 establece como objetivo lograr una contribución de las fuentes de energía renovables hasta alcanzar el 20% del consumo de energía eléctrica nacional, al 31 de diciembre del 2025. Por lo que esto es una gran motivación para participar en el mercado de energías renovables.

A partir de la generación de gas de síntesis, este proyecto puede ofrecer alrededor de 0,8 MW (capacidad nominal). El precio adjudicado por el programa RenovAr para la categoría biomasa para una empresa que ofrece 0,5 MW es 141 USD/MWh, pero en rangos generales esta categoría está cotizada entre 100 y 150 USD/MWh. Este precio se fija en base a ciertos requisitos que expresa el programa, en este caso se considera un valor promedio de venta de 125 USD/MWh.

En la provincia de Chaco solo han adjudicado 2 empresas.<sup>[1]</sup> Una de ellas se sitúa en Puerto Tirol y actualmente se encuentra en construcción, se estima que su puesta en marcha será a principios del 2020. La segunda empresa se sitúa en la localidad La Escondida y también se encuentra en obra. En la ciudad de Barranqueras aún no hay ninguna empresa que participe del programa, por lo que es una buena oportunidad para hacerlo.

Por otra parte la Ley provincial N° 4453 de la provincia del Chaco establece el régimen de promoción industrial, como herramienta fundamental para la implementación de políticas activas.<sup>[2]</sup> La ley se prorrogó a través de la Ley 2526-I de 2017 por cuatro años más. El régimen de promoción industrial ofrece una serie de ventajas e incentivos para la radicación de nuevas empresas como para aquellas que quieran ampliar su capacidad instalada o trasladarse por cuestiones de espacio, ruidos molestos o ambientales. Entre estas se prevé los siguientes beneficios:

- Exención de impuestos: inmobiliario, ingresos brutos, sellos y/o otro impuesto que grave las actividades industriales por el término de hasta 10 años.
- Créditos y avales: fondo de desarrollo industrial, garantías ante organismos provinciales, nacionales o extranjeros.
- Adjudicación de tierras fiscales.

Además la provincia de Chaco cuenta con beneficios específicos para las empresas radicadas en parques industriales:

- Reintegro de hasta el 30% de las inversiones (tope hasta \$4.000.000): este beneficio se encuentra vigente desde el 2008 mediante el Decreto N° 3389/08 (luego modificado por el Decreto N° 567/10). El mismo concede en el marco de la Ley N° 4453 el reintegro de hasta el treinta por ciento (30%) por proyecto y por solicitante, de las inversiones efectuadas en activos fijos, obras civiles y capital de trabajo, relativos a la actividad objeto de la

inversión. En 2015 se procedió a actualizar el tope del reintegro en 4 millones de pesos mediante el Decreto 2582/15.

- Realización u organización de cursos de capacitación y asesoramiento.
- Venta del terreno a valor fiscal.
- Programas de inserción laboral: uno de los programas más importantes es el de Inserción Laboral (PIL), el cual desde el año 2008 propicia la incorporación efectiva como trabajador en blanco de cada empleado, recibiendo por parte del Ministerio de Trabajo de la Nación, el monto correspondiente a los aportes que realiza el empleador, de manera que éste puede descontar del total pagado por empleado, la suma aportada por el Ministerio. El denominado PIL 2020 es exclusivo para empresas radicadas en los parques industriales. El estado aporta parte del salario de los trabajadores por 12 meses.

En el año 2017, se crea un nuevo programa para la inserción laboral, llamado EMPALME. El mismo permite a las empresas contratar beneficiarios de los Programas Sociales del Ministerio de Trabajo y de Desarrollo Social y descontar el subsidio que tienen actualmente como aporte al salario neto del trabajador contratado, quedando a su cargo el resto de la remuneración que corresponda según el encuadre convencional del puesto y la totalidad de las cargas sociales. Las empresas podrán utilizar el beneficio por un periodo total de 24 meses pero deberán cumplir con ciertos requisitos para acceder al programa.

Por otro lado se debe tener cuenta que se tiene como subproductos cenizas y sulfato de amonio. Por lo que se decide fijar el precio de cenizas en 0,55 USD/kg, teniendo en cuenta fertilizantes orgánicos en el mercado, tales como el “humus de lombriz”.<sup>[3]</sup> Y el precio del sulfato de amonio se fija en 1,5 USD/kg de acuerdo a los valores del mercado.<sup>[4]</sup>

## 7.2 Costos de producción

Los costos de producción o costos operativos son aquellos involucrados en mantener la operación normal de la planta. La estimación de dichos costos es clave para determinar la viabilidad de un proyecto y hacer elecciones entre posibles esquemas productivos.

Los costos de producción se dividen en dos grupos, costos variables y costos fijos. Mientras que los primeros dependen de la cantidad de producto producido, los segundos son constantes independientes del porcentaje de utilización de la planta. En la tabla 7.3 se muestra la clasificación de costos.

**Tabla 7.3.** Clasificación de los costos de producción.

COSTOS VARIABLES		COSTOS FIJOS	
Costo de materia primas		Costos de inversión	Costo depreciación
Costo de envases			Costo de impuestos
Costo de mano de obra			Costo de seguros

Costo de supervisión		Costo de financiación
Costo de servicios		Costo de ventas y distribución
Costo de mantenimiento		Costo de administración y dirección
Costo de suministros		Costo de investigación y desarrollo
Costos de laboratorio		
Costo de regalías y patentes		

La capacidad de diseño de la planta es la capacidad instantánea de producción utilizada para el diseño de equipos y surge de la capacidad de producción afectada por un valor de Efectividad Global del Proceso de diseño (EGP). Este valor de efectividad se define de la siguiente forma:

$$EGP = Disponibilidad \times \%Producción\ Conforme \times \%Performance$$

El factor de *Disponibilidad* tiene en cuenta las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles. En este caso se tomó el valor de referencia de 95%.

Por otro lado el *Porcentaje de Producto Conforme* indica la relación entre el producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido. Se optó por tomar el valor de referencia de 99%.

El factor *Performance* relaciona la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar. En este caso el valor de referencia depende de la madurez de la operación, se le asignó un valor de 90%. Entonces, en este caso el valor de EGP igual a 84,65 % .

La planta se encuentra diseñada para operar 330 días al año, 24 horas por día. Esto se debe a posibles inconvenientes que se tengan durante el año de producción y considerando una parada anual. Se toma un valor conservador debido a la producción de alquitrán en el gasificador, lo cual puede traer problemas al resto de lo equipos. En la parada de planta se utilizará también para limpiar y acondicionar el reactor de gasificación y los otros equipos.

En los primeros años no se llega a operar al 100% debido a una rampa de aprendizaje dada para una planta nueva con personal sin experiencia. Para esto se plantea operar al 70% en el primer año, seguido de un segundo año al 90%, para luego a partir del tercer año alcanzar el 100% de la capacidad de diseño.

De esta manera se tiene una capacidad de diseño eléctrica de 5.281,43 MW/año de energía eléctrica, 1.566,2 toneladas de ceniza/año y 448.272 kg de sulfato de amonio/año.

## 7.3 Costo de inversión

En primer lugar, se realiza un análisis de la inversión total para poner en funcionamiento la planta. La misma se compone de la inversión fija total ( $I_{FT}$ ) y el capital de trabajo ( $I_w$ ). La primera de ellas es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. El segundo es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. Por lo tanto, el cálculo de la inversión total resulta:

$$I_T = I_{FT} + I_w \quad (I)$$

### 7.3.1 Inversión fija total

La inversión fija total se puede calcular como la suma de la inversión fija y el costo del terreno:

$$I_{FT} = I_F + \text{Terreno} \quad (II)$$

La inversión fija se divide en componentes directos e indirectos. Cada uno de estos rubros debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto.

Dentro de los componentes directos se encuentran:

- Gastos de estudio e investigaciones previas del proyecto:

Antes de decidir o apoyar la construcción del proyecto se deben efectuar los estudios económicos correspondientes. Estos incluyen viajes previos, encuestas de mercado, investigaciones de laboratorio y planta piloto, entre otros. Sin embargo, la forma de asignar estos gastos al proyecto varía en cada caso.

En rigor, deberán considerarse en el proyecto los gastos de todos los recursos que se asignen a él, incluso los necesarios en la etapa de investigación preliminar, que comprende los gastos de estudio del anteproyecto mismo.

- Equipos principales:

En algunos casos las facturas pro-forma de los equipos sólo incluyen su valor intrínseco, y en otros, el valor del equipo instalado. En esta última alternativa, los rubros de equipos principales e instalación de equipos se calculan conjuntamente, incluyendo todas las instalaciones complementarias. Aquellos equipos que se deban importar se detallarán en términos FOB (precio del equipo en el puerto de origen), CIF (precio incluyendo el flete y seguro) y en el lugar de utilización (gastos de importación, fletes).

Es necesario especificar la capacidad, el tipo, el modelo y el material de construcción del equipo. El tipo de material de construcción afecta el diseño



mecánico y el precio del equipo, razón por la cual se pueden obtener resultados que difieran en forma significativa.

También deben incluirse los equipos y maquinarias utilizadas durante el montaje y que puedan tener una aplicación en el proceso productivo. Su valorización será el resultado de depreciar el bien en la medida en que fue utilizado, incorporando únicamente el valor residual resultante.

- **Instalación de equipos:**

Si este rubro se estima por separado, debe hacerse una aclaración especial para el caso de equipos importados. En este caso el gasto de instalación comprenderá el pago de personal extranjero calificado. Ello resulta conveniente, en primer término, por la experiencia que dicho personal tiene y además, porque en general, los proveedores de equipos sólo se harán responsables de su garantía si esos equipos han sido montados por su propio personal o por técnicos autorizados por ellos.

El monto de instalación de equipos es función de la complejidad del equipo y del tipo de planta donde se lo instala, variando desde el 20 al 55% del precio de compra del equipo, pero puede ser tan elevado como el 90%.

- **Cañerías (instaladas):**

En general, en los métodos de estimación este rubro se calcula por separado del resto del equipamiento. En una estimación detallada, el cálculo del gasto de cañerías se realiza a partir de un diagrama de cañerías y planos de ubicación. Los gastos en cañerías pueden variar ampliamente dependiendo del tipo de proceso (sólidos, sólidos y fluidos, fluidos) y de las condiciones del proceso (temperatura, presión).

- **Instrumentación y control:**

Este rubro incluye la compra, instalación y calibración de todos los equipos auxiliares e instrumentos para control y registro de las distintas variables del proceso en cada una de sus etapas.

- **Instalación eléctrica:**

El gasto de las instalaciones eléctricas consiste principalmente en mano de obra y materiales necesarios para suministrar potencia e iluminación al proceso, mientras que los gastos para la iluminación de los edificios de servicios están incluidos, normalmente, en los gastos de los servicios auxiliares.

- **Construcción (incluyendo servicios):**

Este componente incluye los gastos de mano de obra, materiales, y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios (obras civiles para el proceso, oficinas, administración, talleres de mantenimiento) conectados con la planta. Se incluyen los servicios para los edificios de: plomería, instalación eléctrica, ventilación, aire acondicionado.

Su estimación se puede realizar como el producto de la superficie requerida en  $m^2$  y el precio de la construcción por  $m^2$ . Tanto para las plantas industriales como para empresas de servicios, se debe realizar un estudio de

distribución de planta para la determinación del espacio. Para ello, la capacidad de producción del sistema es el punto de partida.

- Servicios auxiliares (vapor, agua, electricidad):

La definición más aceptada para los servicios auxiliares de un proceso incluye todas las estructuras, equipos y servicios que no entran directamente en el proceso. Normalmente incluyen las instalaciones para suministrar vapor, agua, electricidad, aire comprimido y combustibles. Parte de estos servicios pueden ser comprados a otras empresas en cuyo caso se consideran dentro de los costos de producción y no se incluyen en el cálculo de la inversión. También suelen adicionarse las instalaciones para tratamiento de efluentes, sistema de protección contra incendio, depósitos de materias primas y productos terminados.

- Terreno y mejoras del terreno:

El gasto del terreno está relacionado con la ubicación y puede variar en un factor de costo de 30 a 50, dependiendo si la zona es rural o industrializada. El valor del terreno no decrece con el tiempo, por ello no se incluye en la inversión fija cuando se estima el costo anual de depreciación. Aunque el terreno involucra una inversión de capital, usualmente se prefiere incluir en la inversión fija solamente aquellos rubros donde está permitida su depreciación; por lo tanto, se lo considera por separado.

Los gastos por mejoras del terreno incluyen: la preparación, limpieza y nivelación, los gastos de materiales para cercos o vallas, iluminación del terreno, y cercos, caminos, playa de estacionamiento y otros gastos similares.

- Gastos de puesta en marcha:

Existe un período entre la finalización nominal de las obras y la producción en régimen normal, que se denomina "puesta en marcha" y cuya duración puede variar desde unas pocas semanas hasta varios meses. Lógicamente, en ese lapso se incurre en una serie de gastos, los cuales pueden ser divididos en dos grandes grupos:

- Gastos de construcción durante la puesta en marcha: pérdidas en líneas y equipos, defectos de diseño que deben solucionarse, falla de instrumentos, necesidad de equipos adicionales.
- Gastos de operación de puesta en marcha: salarios, materias primas, productos semiterminados o terminados fuera de especificación.

Mientras que los gastos de construcción son siempre incluidos como inversión fija y, como tal, amortizados durante la vida útil de la planta, no existe criterio único para los gastos de operación, dependiendo de la filosofía contable de la empresa que sean también capitalizados, o que se consideren como gastos anormales de operación y se carguen al rubro pérdidas, si bien en este último caso no se los considera en la evaluación económica del proyecto. Sin embargo, la tendencia general es la reducción tanto como sea posible de los gastos de puesta en marcha, por la prevención en la etapa de diseño.

- Intereses durante la construcción:

En general, pueden establecerse dos casos: a) cuando el capital requerido para la materialización del proyecto es propio, o b) cuando se dispone parcialmente de aportes provenientes de fuentes externas (créditos bancarios). En este último caso, los intereses devengados desde el momento de la recepción del crédito y hasta el período de término de montaje, se adiciona al préstamo y este total pasará a integrar el rubro de dicha inversión.

Los componentes indirectos son:

- Ingeniería y supervisión:

Estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos y las actividades necesarias para preparar los planos finales de construcción y especificaciones para licitar o contratar diversas tareas o equipos.

- Gastos de construcción:

Son aquellos gastos necesarios para que la construcción de la planta se realice sin dificultad. Normalmente incluye: ingeniería de campo (inspección, ubicación de equipos), abastecimientos, equipos de construcción, servicios temporarios.

- Honorarios de contratistas:

Varían para diferentes situaciones y pueden ser nulos cuando es la misma empresa la que se encarga de la construcción y montaje del proyecto.

- Contingencias:

Este factor compensa los acontecimientos imprevistos. Su monto es variable y depende de la exactitud de la estimación.

La estimación de la inversión fija se realiza por el método estimación de los factores. Este es un método mediante el cual puede extrapolarse la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación y estimar la inversión fija con un error de 10-15% del valor real.

Los datos que componen este método se pueden utilizar en el desarrollo de ecuaciones económicas a fin de optimizar las partes de un determinado proceso. El punto de partida en este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación que llamaremos  $I_E$ . Se observa que otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema se pueden correlacionar con la inversión en los equipos principales con instalación y que la inversión fija se puede estimar por la aplicación de factores experimentales a la inversión básica  $I_E$  (ver tabla 7.13 en sección "7.11 Anexo").

Resulta así la ecuación que se muestra a continuación, en la cual los factores experimentales  $f$  fueron obtenidos a partir del estudio de procesos existentes.

$$I_F = I_E \cdot (1 + \sum f_{id}) \cdot (1 + \sum f_{ii}) \quad (III)$$

Donde:

- $I_F$  : inversión fija (sin terreno) del sistema completo.
- $I_E$  : valor del equipo principal instalado.
- $f_{id}$  : factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa como cañerías, instrumentación, construcciones.
- $f_{ii}$  : factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión, contingencias.

A continuación se presentan los costos de los equipos principales. Cabe aclarar que para realizar los cálculos se consideró el valor del dólar a \$60 y el del euro a \$68.

**Tabla 7.4.** Costos de los equipos principales.

Equipos Principales	Especificaciones	Costo Unitario [USD] <sup>[5]</sup>	Índice a año base <sup>[6]</sup>	Índice a año 2019	Cant.	FOB [USD]	Costo Total + Instalación [USD]
Trituradora	Capítulo 4	2.000 (año 2019)	133,2	133,2	1	1.369 (Jiangsu, China)	3.848,15
Secador	Capítulo 4 Rotativo, gas directo, pequeño Acero al carbono 10,60 m <sup>2</sup> (114,09 ft <sup>2</sup> )	135.000 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	161.362,80
Separador de Aire	Capítulo 4	100.000 (año 2019)	133,2	133,2	2	1.458 (Zhejiang, China)	201.968,30
Gasificador	Capítulo 3 Acero al carbono	32.500 (año 2014)	112,5	133,2	3	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	116.962,80
Ciclón	Capítulo 4	5.000 (año 2019)	133,2	133,2	2	1.458 (Zhejiang, China)	11.968,30
Absorbedor H <sub>2</sub> S	Capítulo 4 6000 L/h	47.900 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	58.236,40

Absorbedor NH <sub>3</sub>	Capítulo 4	33.200 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	40.831,60
Destilador	Capítulo 4	86.700 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	104.175,60
Motor de Combustión Interna	Capítulo 5	141.897 (año 2002)	81,4	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	233.717,89
Bomba (Solución de MEAmine)	Capítulo 5	1.148 (año 2019)	133,2	133,2	1	1.135 (España)	2.680,25
Bomba (Agua)	Capítulo 5	1.088 (año 2019)	133,2	133,2	1	1.135 (España)	2.620,25
Bomba (Agua - Intercambiador G4P)	Capítulo 5	2.666 (año 2019)	133,2	133,2	1	1.135 (España)	4.198,25
Bomba de recirculación de MEAmine	Capítulo 5	1.276 (año 2019)	133,2	133,2	1	1.135 (España)	2.808,25
Compresor	Capítulo 5	47.300 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	57.526,00
Soplador	Capítulo 5 Soplador centrífugo, pequeño (10 psi) 205,54 ft <sup>3</sup> /min (5,8205 m <sup>3</sup> /min)	7.600 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	10.521,20
Intercambiador de Calor 1	Capítulo 5 A=5.77 m <sup>2</sup>	10.900 (año 2014)	112,5	133,2	1	1.128 (Costa del Golfo de EEUU)	14.428,40
Intercambiador de Calor 2	Capítulo 5 A=12,56m <sup>2</sup>	16.100	112.5	133.2	1	1128	20.585,20

Intercambiador de Calor 3	Capítulo 5 A=42.46 m <sup>2</sup>	25.800	112.5	133.2	1	1128	32.070,00
Intercambiador de Calor del sistema de purificación	Capítulo 4 A=60,32 m <sup>2</sup>	34.700 (año 2014)	112,5	133,2	1	1128 (Costa del Golfo de EEUU)	42.607,60
Equipo de Ósmosis Inversa <sup>[7]</sup>	Capacidad 100 L/h 7 etapas	1.030 (año 2019)	133,2	133,2	1	- (Capital federal)	1.030,00
Tanque de Almacenamiento de MEAmine puro <sup>[8]</sup>	Capacidad 2000 L Acero inoxidable AISI304 Resistente de a la corrosión	657 (año 2019)	133,2	133,2	1	- (Capital Federal)	657,00
Tanque de Almacenamiento de agua de ósmosis <sup>[9]</sup>	Capacidad 5000 L	2.064 (año 2019)	133,2	133,2	1	- (Capital federal)	2.064,00
<b>I<sub>E</sub> = \$1.126.868</b>							

El valor de costo del equipo se debe corregir según el año, el mismo se realiza a través de los índices correspondientes a la siguiente fórmula:

$$I_{\text{equipo}}^{\text{año A}} = I_{\text{equipo}}^{\text{año B}} * \left( \frac{\text{índice año A}}{\text{índice año B}} \right)$$

El precio de los equipos fue estimado considerando el costo del equipo en puerto de origen (precio F.O.B - Free On Board). Para estimar el precio del flete marítimo se utilizó un programa que estima dicho costo a partir de datos básicos del producto, tales como puerto de origen y destino, tipo de mercadería, costo, método de envío y tipo de carga.<sup>[10]</sup>

Por último se le debe adicionar el costo de instalación y traslado a la fábrica, el mismo se estima como el 35% del costo del equipo.

Al valor de I<sub>E</sub> obtenido se le adiciona un 20%, para estimar otros equipos, como tornillos sin fin, tamizador, tolva, entre otros. Por lo que el I<sub>E</sub> resulta **\$1.352.242 USD.**

Se debe tener en cuenta que al elegir la especificación, el rango de valores que puede tomar el factor queda definido, y se decide tomar como criterio que el factor sea igual al promedio del rango. Estos datos se encuentran especificados en la tabla 7.13 del anexo. Los factores utilizados se muestran a continuación:

**Tabla 7.5.** Factores experimentales para el cálculo de la inversión directa.

Item	Especificación	Factores
Tuberías de Proceso	Proceso mixto	0,2
Instrumentación	Control poco automatizado	0,035
Edificios de Fabricación	Construcción semiabierta	0,4
Plantas de Servicios	Escasa adición a las existentes	0,025
Conexiones entre Unidades	Entre unidades de proceso separadas	0,1

**Tabla 7.6.** Factores experimentales para el cálculo del factor de inversión indirecta.

Item	Especificación	Factores
Ingeniería y Construcción	Ingeniería inmediata	0,275
Factores de Tamaño	Unidad comercial pequeña	0,1
Contingencias	Variaciones imprevistas	0,25

Luego la inversión fija se calcula a partir de la ecuación (III):

$$I_f = \mathbf{\$3.867.412 \text{ USD}}$$

Además, se debe tener en cuenta el valor del terreno de forma de hallar la inversión fija total. El terreno será de 2.300 m<sup>2</sup>, el valor fiscal del m<sup>2</sup> es de \$70 (1,167 USD) por lo tanto el **terreno** tiene un valor de \$161.000 (**2.684 USD**).<sup>[1]</sup>

Finalmente la inversión fija total ( $I_{FT}$ ) es **\$3.870.096 USD**.

### 7.3.2 Capital de trabajo

Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, en otras palabras, es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. Se considera que representa el 15% de la inversión fija total, el mismo comprende las disponibilidades de capital, tales como por ejemplo la solución de MEAmine. Es necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos.

Con lo cual, el **capital de trabajo** es de **\$580.514 USD**.

## 7.4 Costos fijos

### 7.4.1 Costo de depreciación

La depreciación es una disminución en valor de los bienes en uso, la mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. Los bienes de producción comprados recientemente, tienen la ventaja de contar con las últimas mejoras y operan con menos posibilidades de roturas o necesidad de reparaciones. Esta pérdida en valor se reconoce en prácticas de contabilidad como un gasto de operación. En lugar de cargar el precio de compra completo de un nuevo bien como un gasto de una sola vez, la forma de operar es distribuir su costo de compra durante la vida del bien en los registros contables. Este concepto de depreciación puede parecer en desacuerdo con el flujo de caja real para una transacción particular, pero para todas las transacciones tomadas colectivamente provee una representación realista del consumo de capital en estados de beneficio y pérdida.

Para este caso, se utiliza el método de depreciación más sencillo, el cual es por línea recta, el costo de depreciación anual se calcula como:

$$\text{Costo de depreciación} = (1/\text{años de vida útil}) * (IF - L) \quad (\text{IV})$$

Donde L es el valor residual o de reventa al final de la vida útil del bien. En este caso se considera el peor de los casos, en el cual dicho valor es nulo al final de la vida útil del proyecto, la cual se considera que es de 20 años.

### 7.4.2 Costo de impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad, no se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, debido a que las plantas situadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos poblada. En general, este costo se encuentra entre el 1 y 2% de la inversión fija, en este caso se considera el 1,5% de la inversión fija.

### 7.4.3 Costo de seguro

En este rubro se contemplan seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total) así como también seguros para el personal y mercancías (perdidas parciales o totales). Se encuentra entre el 0,5 y el 1% de la  $I_F$ , en este caso se considera el 0,75 % de la inversión fija.

### 7.4.4 Costo de financiación

El interés es una compensación pagada por el uso del capital prestado. Dado que al solicitar un crédito se establece una tasa de interés fija o ajustable, de acuerdo a las circunstancias económicas del país, este interés es un costo fijo



que debe pagarse al solicitar un préstamo o crédito bancario para realizar la inversión o parte de ella.

En este caso se considera que se tiene el capital propio, por lo que el costo de financiación es nulo.

#### **7.4.5 Ventas y distribución**

Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. En general, este costo se calcula como un porcentaje (del 1 al 5%) de los ingresos por ventas anuales (VT), en este caso no se considera el costo por ventas y distribución.

#### **7.4.6 Administración y dirección**

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales, tanto de insumos como de servicios (telefonía, internet, energía eléctrica, limpieza de oficinas, seguridad, servicio de medicina laboral, transporte entre plantas o sedes, si hubiera más de una). Además, contempla los gastos de dirección de la empresa, como por ejemplo el salario de la conducción superior (presidente de la compañía, gerentes), el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría. Este costo se puede estimar como un porcentaje (20 a 40%) del costo de mano de obra directa (MO), en este caso se considera el 30% del costo de mano de obra directa.

#### **7.4.7 Investigación y desarrollo**

En algunas empresas se realizan actividades de investigación y desarrollo orientadas a la innovación de los productos y de los procesos. Los gastos de Investigación y Desarrollo (I + D) incluyen los salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios.

Este componente del costo, en caso de corresponder, puede estimarse como un porcentaje (0,5 a 5%) del valor de los ingresos por ventas anuales, en este caso se considera el 0,5%.

### **7.5 Costos variables**

#### **7.5.1 Materia prima**

Este rubro está integrado por los gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación. Las cantidades de cada una de las materias primas se obtienen en función de los balances de masa del proceso de producción, considerando los rendimientos de cada una de las etapas del proceso.

Los precios unitarios de las materias primas que se utilizan para el cálculo del costo deben ser a valor puesto en fábrica, es decir que deben incluir el costo de fletes y seguros desde la empresa del proveedor hasta la planta donde se lleva a cabo la producción del bien cuyo costo se está calculando.

En este caso se compra la materia prima a la empresa Unitán®, el costo de los residuos de madera es de 120\$/ton para Agosto de 2017 <sup>[12]</sup>, al realizar el ajuste por inflación acumulada se obtiene que el valor de la materia prima es de 298,6 \$/ton para Agosto de 2019 <sup>[13]</sup>, lo que es equivalente a 4,97 USD/ton.

Además debe considerarse el costo del transporte de dichos residuos, en este caso el costo del flete se estima a partir de un programa que requiere datos básicos del producto tales como lugar de origen y destino, método de envío, tipo de carga, entre otros. Para ello se usan camiones llenos de 53 ft de caja cerrada, capaz de transportar 25 toneladas de la materia prima.<sup>[14]</sup> El costo del flete será de 76-84 USD, se toma el peor de los casos debido a que este valor es una estimación, de esta manera se obtiene un costo de 3,36 USD/tonelada. Por lo tanto el costo total resulta de 8,33 USD/tonelada.

Por otro parte se debe tener en cuenta el costo de reposición de MEAmine, utilizado en el absorbedor de H<sub>2</sub>S, el mismo es de 0,0374 kg/h, lo que equivale a 296,21 kg/año. El mismo presenta un precio de 4,1 USD/kg.<sup>[15]</sup>

Además para el sistema de purificación de MEAmine se tener en cuenta que se consumen 452.548,8 kg de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/año con una pureza del 98%. Su costo es de 0,024 USD/kg.<sup>[16]</sup>

### 7.5.2 Envases

El costo de envases considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. Se deben considerar el envase primario, el envase secundario (si corresponde) y el embalaje.

Para el producto principal, energía eléctrica, no se tiene en cuenta el costo de envases. Para el caso de la ceniza y el sulfato de amonio que se comercializan a granel, no se producen erogaciones por la compra de envases y embalajes, es decir el costo de envases es nulo.

### 7.5.3 Mano de obra

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociados a la fabricación del producto. La misma se puede determinar mediante la ecuación de Henry Wessel que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\frac{\text{( horas-hombre /día )}}{\text{(capacidad en t/día)}} = W \times \frac{\text{número de etapas del proceso}}{\text{(capacidad en t/día) } 0,76}$$

Donde W depende del tipo de proceso, para el caso de múltiples unidades pequeñas para aumentar la capacidad u operaciones totalmente discontinuas, W adopta el valor 23. Para condiciones medias, el valor de W es 17; y para el caso de

equipos grandes, automatizados, o plantas que sólo procesan fluidos, el valor de W es 10. En este caso se considera que es un valor intermedio entre la segunda y tercer condición, es decir  $W=14$ .

En este caso se tiene 4 etapas, llegada de la materia prima y su acondicionamiento para la entrada al gasificador (tritador y secador), producción de syngas en los gasificadores, purificación de syngas, y por último, producción de energía eléctrica. En este caso, la capacidad de diseño es de 1005,1 kg/h de biomasa lo que equivale a 24,12 toneladas/día, de esta manera se obtiene que se necesitan 120,25 horas hombre/día. Se considera un turno extra debido a feriados, francos y vacaciones, por lo que se necesitará 160 horas hombre/día, lo que equivale a 20 operarios por día. Los mismos se distribuyen en 3 turnos de 8 horas, de manera de operar la planta en forma continua.

Para el cálculo de la mano de obra se utiliza un sueldo de 114,7 \$/h con una contribución mensual fija de 4.000 \$/mes como lo establece la federación argentina de trabajadores de industrias químicas y petroquímicas, a la cual se le debe adicionar una contribución para la carga social del 35% y el aguinaldo.<sup>[17] [18]</sup>

#### 7.5.4 Supervisión

El costo de supervisión comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La magnitud de la supervisión del proceso que se implementa en una planta está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos.

El costo de supervisión puede considerarse como el 10-25% del costo de la mano de obra directa, en este caso se toma un valor intermedio de 17,5 %.

#### 7.5.5 Servicios

Este componente del costo contempla los servicios que se requieren para realizar la producción del bien. Entre los servicios, en general, se incluyen energía eléctrica, gas natural, agua, vapor, aire comprimido, entre otros.

Para este proyecto debe considerarse el uso de energía eléctrica, el mismo será utilizado por los equipos, como por ejemplo los compresores y bombas. En este caso se deben distinguir dos tipos de uso de la energía eléctrica. Por un lado debe considerarse la energía eléctrica utilizada para el proceso (por ejemplo, para el funcionamiento de los equipos) y para la iluminación de la planta (iluminación de los sectores de producción). Por otro lado debe considerarse la energía eléctrica necesaria para otros usos, como la iluminación de sectores administrativos, la iluminación de sectores perimetrales al edificio, como por ejemplo cercos, entre otros usos no relacionados directamente con la producción. Este consumo se incluirá en los costos de administración y dirección.

Para los gastos de electricidad se tiene en consideración el consumo de los equipos con mayor gasto energético (bombas, separador de aire, entre otros), los cuales fueron determinados en el capítulo 5. Como el proyecto tiene como objetivo generar energía eléctrica, la energía consumida por los equipos es autoabastecida.

### 7.5.6 Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Este costo se puede estimar entre el 2-10% de la inversión fija, para este caso se considera que el mismo representa el 3% de  $I_F$ .

### 7.5.7 Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen en este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. El costo de los suministros se puede estimar entre 0,5 a 1% de la inversión fija de la planta, en este caso se decide utilizar un valor de 0,75%.

### 7.5.8 Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Generalmente se encuentra entre el 2 a 20% de la mano de obra directa, en este caso se tomará un valor intermedio de 11%.

### 7.5.9 Regalías y patentes

Cualquier licencia de producción que deba pagarse sobre la base de producción debe ser considerada como un costo de producción. En general, estos valores se pagan respecto a un nivel de operación de planta predeterminado. En caso de corresponder y, en ausencia de otros datos, puede estimarse este componente del costo como un porcentaje (del 0,5 al 5%) del ingreso por ventas del producto o como porcentaje (del 2 al 6%) del costo total del producto. En este caso no se considera el costo de regalías y patentes.

## 7.6 Costo total y unitario

El costo total de producción (CT) que se mide en unidad monetaria por unidad de tiempo, se obtiene de sumar los costos variables totales (CVT) y los costos fijos totales (CFT), según muestra la ecuación (V):

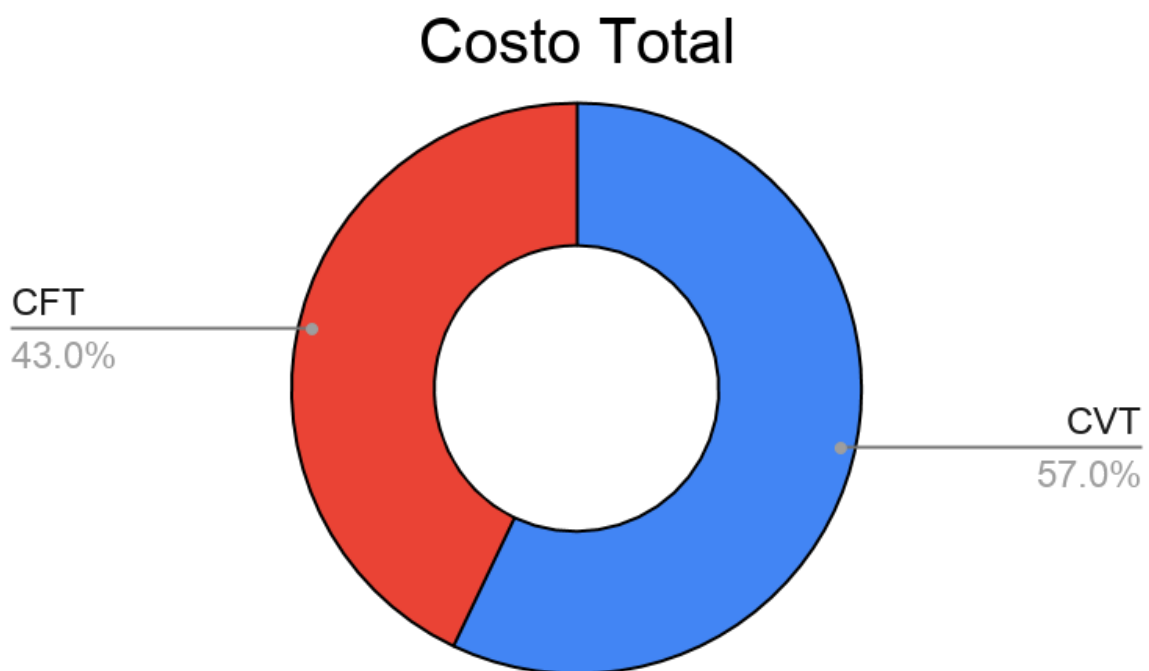
$$CT = CVT + CFT \quad (V)$$

Si al valor del costo total de producción (CT) se lo divide por la energía eléctrica producida en la unidad de tiempo considerada (N), se obtiene el costo unitario de producción, que se mide en unidad monetaria por unidad de producto. Esta relación se muestra en la ecuación (VI):

$$CT/N = CVT/N + CFT/N \quad (VI)$$

Retomando los conceptos, el costo variable total (CVT) medido en unidad monetaria por unidad de tiempo, tiene una variación proporcional a la producción por unidad de tiempo (N) y el costo fijo total (CFT) medido en unidad monetaria por unidad de tiempo, es constante con la producción por unidad de tiempo (N). En consecuencia, al analizar los costos unitarios puede observarse que los costos fijos unitarios decrecen con un aumento de las unidades producidas por unidad de tiempo (N).

En los siguientes gráficos se muestra la incidencia de los costos fijos y variables sobre el costo total.



**Gráfico 7.1.** Representación gráfica del costo total.

## Costo Fijo Total

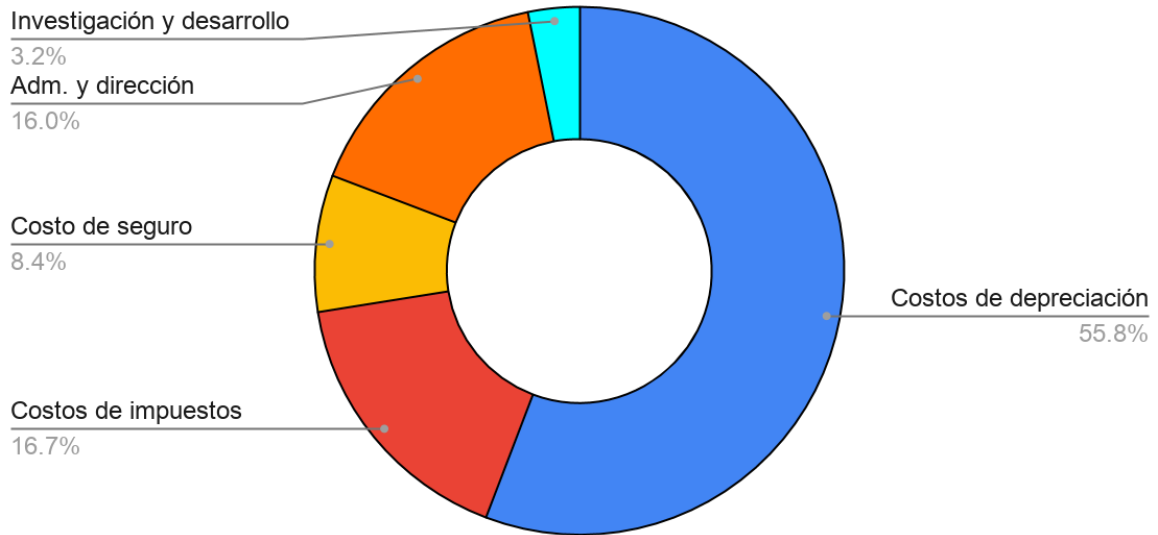


Gráfico 7.2. Representación gráfica del costo fijo total.

## Costo Variable Total

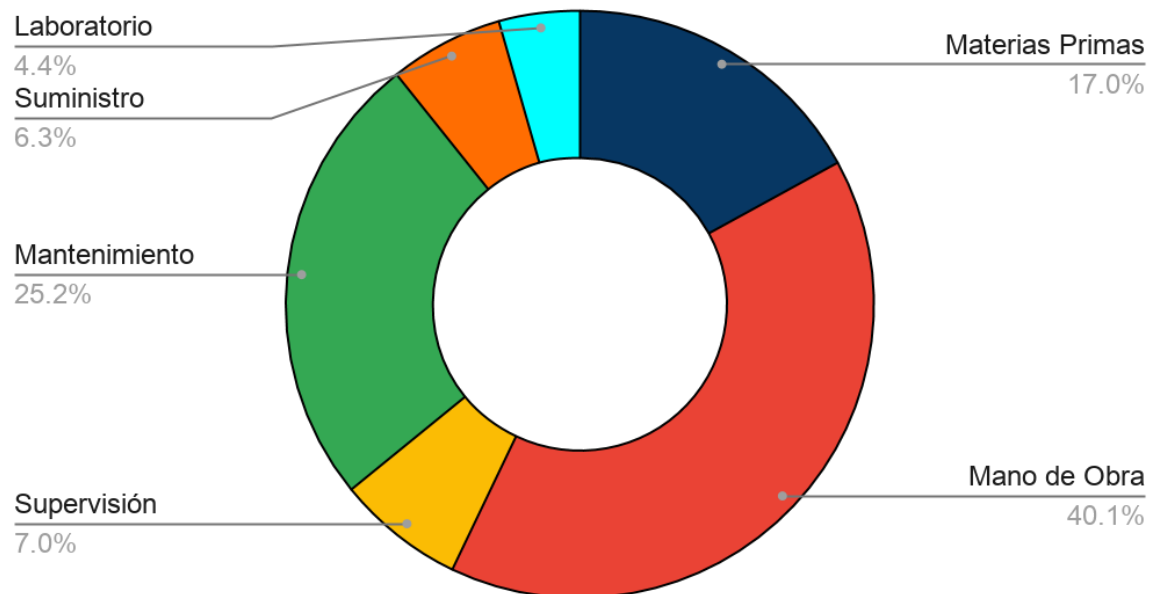


Gráfico 7.3. Representación gráfica del costo variable total.

Tabla 7.7. Costos variables y fijos.

Costo	Índice	Año (%utilización de planta)		
		1 (70%)	2 (90%)	3 (100%)
<b>COSTOS VARIABLES</b>				
Materias Primas	-	\$54.870,36	\$70.547,60	\$78.386,23

(MP)				
Envases	-	\$0,00	\$0,00	\$0,00
Mano de Obra (MO)	-	\$129.107,16	\$165.994,92	\$184.438,80
Supervisión	17,5 % MO	\$22.593,75	\$29.049,11	\$32.276,79
Servicios	-	\$0,00	\$0,00	\$0,00
Mantenimiento	3% IF	\$81.215,65	\$104.420,12	\$116.022,35
Suministro	0,75% IF	\$20.303,91	\$26.105,03	\$29.005,59
Laboratorio	11% MO	\$14.201,79	\$18.259,44	\$20.288,27
Regalías y patentes	-	\$0,00	\$0,00	0
<b>CVT</b>		<b>\$322.292,62</b>	<b>\$414.376,22</b>	<b>\$460.418,03</b>
<b>COSTOS FIJOS</b>				
Costos de depreciación	-		\$193.370,59	
Costos de impuestos	1,5 % IF		\$58.011,18	
Costo de seguro	0,75 % IF		\$29.005,59	
Costo de financiación	-		\$0,00	
Ventas y Distribución	-		0	
Adm. y dirección	30 % MO		\$55.331,64	
Investigación y desarrollo	0,5 % VT		\$10.947,56	
<b>CFT</b>			<b>\$346.666,55</b>	
<b>CT</b>		<b>\$668.959,17</b>	<b>\$761.042,78</b>	<b>\$807.084,58</b>

## 7.7 Rentabilidad

### 7.7.1 Cuadro de fuentes y usos

Mediante la realización de un cuadro de fuentes y usos de la tabla 7.8 se obtienen los flujos de caja (FC) para el proyecto. Como se puede apreciar, al encontrarnos con FC positivos es posible continuar el análisis del proyecto. Se muestran los flujos de caja hasta el año 3, luego se repite hasta el año 20.

**Tabla 7.8.** Cuadro de fuentes y usos.

	Año		
	1	2	3
Fuentes			

Capital propio (IT)	\$4.450.610,17	-	-
<b>Créditos</b>	-	-	-
Ventas anuales	\$1.532,657,80	\$1.970.560,03	\$2.189.511,14
<b>Sub (a)</b>	<b>\$5.983,267,97</b>	<b>\$1.970.560,03</b>	<b>\$2.189.511,14</b>
<b>Usos</b>			
Activos Fijos (IFT)	\$3.870.095,80	-	-
Activos de Trabajo ( $I_w$ )	\$580.514,37	-	-
Costo de producción	\$668.959,17	\$761.042,78	\$807.084,58
<b>Sub (b)</b>	<b>\$5.119.569,34</b>	<b>\$761.042,78</b>	<b>\$807.084,58</b>
BNAI (a-b)	\$863.698,63	\$1.209.517,25	\$1.382.426,56
Impuestos	\$302.294,52	\$423.331,04	\$483.849,30
BN	\$493.724,40	\$718.506,51	\$830.897,56
Depreciación	\$193.370,59	\$193.370,59	\$193.370,59
<b>FC</b>	<b>\$687.094,99</b>	<b>\$911.877,10</b>	<b>\$1.024.268,15</b>

Es importante aclarar que los impuestos fueron calculados con una tasa del 35% y el método de depreciación adoptado por la empresa fue el de línea recta.

Para determinar la rentabilidad del proyecto es necesario utilizar un método que tenga en cuenta el valor temporal del dinero y un método estático, el cual no lo considere. Si ambos resultan en que el proyecto se acepta, entonces se concluye que el proyecto es rentable.

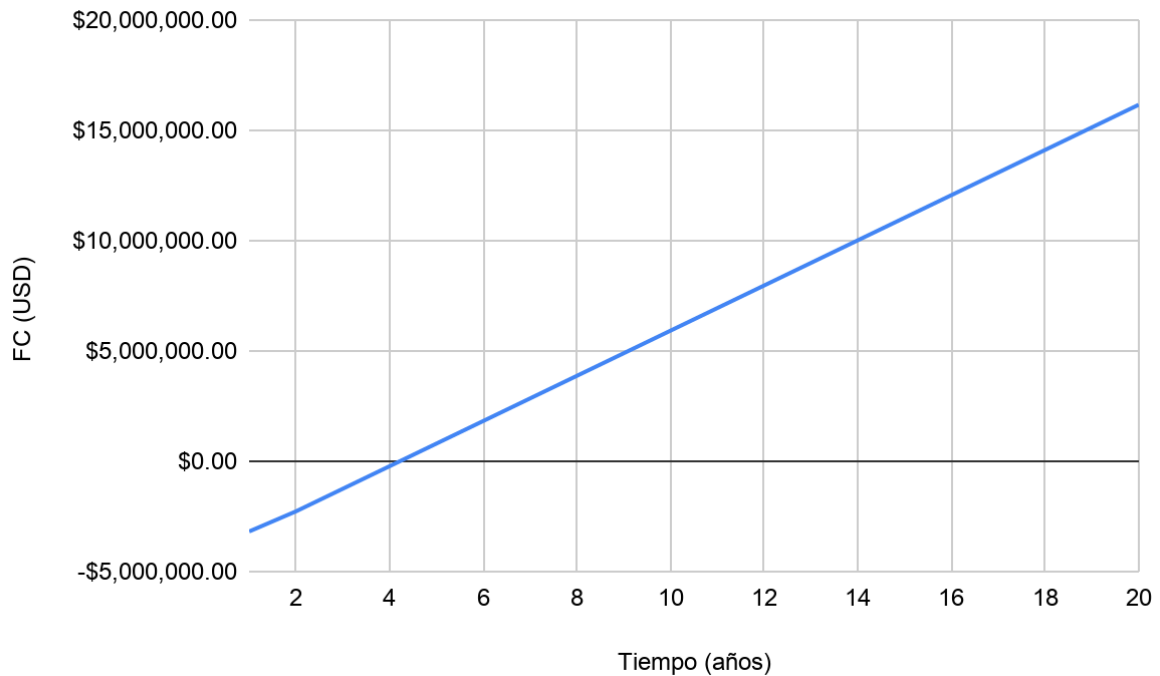
Para este caso se analiza empleando el método del tiempo de repago como método estático y tasa de retorno impositiva (TIR) como método dinámico. Además, como complementario se realiza un estudio del valor presente (VP).

### 7.7.2 Tiempo de repago

Se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. En caso de que el proyecto en análisis tenga flujos de caja crecientes o decrecientes, el tiempo de repago se debe determinar aplicando el método gráfico.

El mismo consiste en graficar en ordenadas el flujo de caja acumulado del proyecto y en abscisas los años del proyecto. El flujo de caja acumulado puede calcularse considerándolo en el año cero igual a la inversión fija depreciable. En este caso, el tiempo de repago resulta de la lectura directa en el gráfico de aquél tiempo para el cual el flujo de caja acumulado se hace cero.





**Gráfico 7.4.** Flujo de caja acumulado vs tiempo.

Por lo tanto, el tiempo de repago resulta aproximadamente de 4,2 años.  
Si:

$$n_R \leq \frac{\text{tiempo de vida útil del proyecto}}{2} \Rightarrow \text{proyecto puede ser aceptado}$$

$$n_R > \frac{\text{tiempo de vida útil del proyecto}}{2} \Rightarrow \text{proyecto rechazado}$$

Se puede decir que el proyecto puede ser aceptado.

### 7.7.3 Tasa de retorno impositiva (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja, de tal manera que la inversión original sea reducida a cero (o al valor residual más terreno más capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, la tasa de retorno que se obtiene por este método es equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto.

- Si la TIR > TRMA entonces se acepta el proyecto.
- Si la TIR = TRMA es indiferente.
- Si la TIR < TRMA entonces se rechaza el proyecto.

En este proyecto se toma el valor de la TRMA igual al 12% en dólares. Al realizar el cálculo de la TIR se obtiene que la misma es de 20,82%, por lo tanto el proyecto debe ser aceptado.

### 7.7.4 Valor presente

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Supone igualdad de oportunidades para la reinversión de los flujos de caja a una tasa de interés asignada previamente. Esta tasa puede tomarse como el valor promedio de la tasa de retorno que tiene la compañía con su inversión de capital o seleccionar una TRMA para el proyecto. El valor presente del proyecto es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. El valor presente neto es un monto de dinero referido a tiempo cero calculado con la tasa de interés elegida.

Se puede afirmar que si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, el proyecto es aceptable. Es decir, este método plantea que el proyecto debe aceptarse cuando su valor presente es superior a cero, debido a que indica que genera ese monto de dinero remanente sobre lo mínimo exigido. En el caso que fuese menor a cero se debe rechazar, debido a que esa es la cantidad de dinero faltante para que el proyecto reditúe lo exigido por el inversionista. Por lo tanto, cuando se aplica el método de Valor Presente, el criterio de decisión para la aceptación de un proyecto es:

- Si  $VP \geq 0$  entonces se acepta el proyecto.
- Si  $VP < 0$  entonces se rechaza el proyecto.

Al realizar el cálculo se obtiene que el valor presente es positivo, por lo que se debe aceptar el proyecto.

## 7.8 Análisis de sensibilidad

Hay factores que contribuyen en gran medida a los costos de la producción, como son la materia prima, mantenimiento y la mano de obra. Resulta interesante entonces poder analizar cómo cambia la rentabilidad al tener variaciones favorables en dichos factores. Además se tiene que tener en cuenta, que el precio de venta de la energía eléctrica y de la ceniza, influyen en la rentabilidad del proyecto. En la siguiente tabla se muestra como varía la rentabilidad del proyecto ante distintos escenarios.

**Tabla 7.9.** Análisis de sensibilidad.

Caso	Nr	TIR	VP
Base	4,21	20,82%	\$2.809.458,10
+ 10% MO	4,29	20,42%	\$2.672.879,68
- 10% MO	4,13	21,29%	\$2.966.489,75
+10% Mantenimiento	4,23	20,7%	\$2.776.202,10

-10% Mantenimiento	4,18	21,0%	\$2.883.620,55
+10% MP	4,22	20,78%	\$2.793.624,67
-10% MP	4,19	20,99%	\$2.866.197,99
+10% Ventas	3,85	23,04%	\$3.572.382,06
-10% Ventas	5,02	17,00%	\$1.541.126,90

Al realizar el análisis de sensibilidad se puede ver cómo afectan los principales costos variables, debido a que estos son los que tienen mayor incidencia a la hora de determinar los costos totales, así como también el precio de venta de los productos. Como se puede observar en la sección 7.6 la mano de obra es el factor con mayor incidencia en los costos (40,01%), por lo que al modificar dicho valor es donde se obtienen las mayores diferencias con respecto al caso base, salvando las modificaciones del precio de venta.

## 7.9 Cronograma

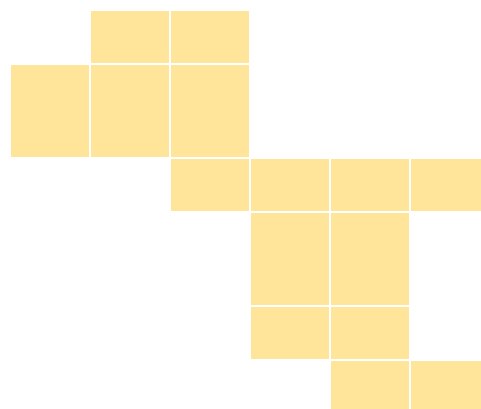
Un cronograma es una representación gráfica y ordenada, con tal detalle para que un conjunto de funciones y tareas se lleven a cabo en un tiempo estipulado y bajo condiciones que garanticen la optimización del tiempo.

A continuación se presenta el cronograma de acción estimado para los 24 meses previos a la puesta en marcha definitiva de la planta.

**Tabla 7.10.** Cronograma.

Meses	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Desarrollo del proyecto. Fase inicial. Ingeniería básica	■	■										
Desarrollo del proyecto. Fase intermedia. Ingeniería básica		■	■	■								
Desarrollo del proyecto. Fase final. Ingeniería de detalle				■	■							
Otorgamiento de beneficios profesionales					■	■						
Obras civiles					■	■	■					
Montaje de equipos								■	■			

principales
Montaje electromecánico
Comisionamiento
Puesta en marcha
Pruebas de agua
Optimización



## 7.10 Mejoras operativas

A modo de mejorar la rentabilidad del proyecto se deben tratar de emplear estrategias creativas, y así disminuir los costos operativos. Para ello se plantea trabajar los absorbedores de  $H_2S$  y  $NH_3$  a presión atmosférica, en lugar de 3 atm. De esta manera se logra evitar el uso del compresor, lo que disminuye el consumo eléctrico de los equipos, aumentando los ingresos del proyecto. Para lograr esto se deben aumentar los caudales auxiliares en ambos absorbedores. El aumento de estos caudales se adicionará al capital de trabajo.

De esta manera se logra obtener los siguientes parámetros:

**Tabla 7.11.** Parámetros para análisis de rentabilidad.

$I_{FT}$	\$3.672.666,57
$I_T$	\$4.223.566,56
TIR	22,24%
VP	\$3.293.187,42
Nr	3,80

Otro aspecto a mejorar es el costo de la materia prima y el flete de la misma. En el caso de que este proyecto fuese de una empresa que pueda proveer los residuos de madera, como lo es la empresa Unitán®, no se tendría en consideración dicho costo. De esta manera se logra obtener los siguientes parámetros:

**Tabla 7.12.** Parámetros para análisis de rentabilidad.

$I_{FT}$	\$3.870.095,80
$I_T$	\$4.450.610,17
TIR	22,98%
VP	\$3.551.499,85
Nr	3,86

Con estas mejoras se logra obtener un proyecto con mayor rentabilidad, cumpliendo y mejorando los tres requisitos de rentabilidad establecidos.

## 7.11 Conclusiones del análisis económico

Se puede concluir mediante el análisis del flujo de caja, las estimaciones del tiempo de repago, el valor presente y el TIR, que el proyecto será económicamente viable.

Se analizó la posibilidad de formar parte de la empresa Unitán®, con el fin de eliminar los costos de la materia prima y los gastos asociados al flete. Por otra parte se evaluó evitar el uso del compresor para disminuir el consumo energético y así lograr vender mayor cantidad de energía.

De esta forma se puede estimar que realizando lo planteado anteriormente, el proyecto resulta poseer una mayor rentabilidad.

## 7.12 Anexo

**Tabla 7.13.** Factores para el cálculo de la inversión de los equipos.

<b>Valor del Equipo Instalado de Proceso</b>	<b>IE</b>
<b>Factores experimentales como fracción de IE</b>	
<i>Tuberías de Proceso</i>	<i>f<sub>1</sub></i>
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	<i>f<sub>2</sub></i>
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	<i>f<sub>3</sub></i>
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	<i>f<sub>4</sub></i>
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	<i>f<sub>5</sub></i>
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
<b>Inversión directa</b>	<b>IE (1+ <math>\sum f_i</math>)</b>

<b>Factores experimentales como fracción de la inversión directa</b>	
<i>Ingeniería y construcción</i>	$f_{11}$
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	$f_{12}$
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	$f_{13}$
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
<b>Factor de inversión indirecta</b>	$f_i = \sum f_{1i} + 1$
<b>Inversión fija</b>	$I_F = I_E (1 + \sum f_i) f_i$

## 8. Conclusiones del proyecto

El objetivo de este proyecto fue diseñar una planta de producción de gas de síntesis, a partir de residuos de madera.

En el primer capítulo se discutieron temas indispensables para el desarrollo de la planta, tales como el lugar en donde se instalará y el tipo de residuo a utilizar como materia prima. De esta forma se determinó que la planta estará situada en el "Complejo Industrial Barranqueras", en Barranqueras, departamento de San Fernando, Chaco. En dicha zona hay una cantidad de materia prima suficiente como para abastecer la planta diseñada.

En cuanto a los capítulos siguientes, se analizaron los aspectos cinéticos relacionados con las etapas del proceso de gasificación de la materia prima. Se definieron los procesos de separación y purificación del gas de síntesis y sus contaminantes generados. Una vez fijadas las condiciones óptimas de reacción y calculado con un modelo matemático lo que se produce en el reactor, se pudieron llevar estos resultados al simulador Unisim Design para lograr diseñar los equipos de purificación, cumpliendo con el Decreto 3395/96 de la Provincia de Buenos Aires.

Una vez purificado el syngas, el mismo es enviado a un motor de combustión interna donde se genera energía eléctrica. Un porcentaje de esta energía es utilizada para autoabastecer la planta y lo restante se vende bajo los términos del Programa Nacional RenovAr.

Finalmente, se realizó un análisis económico mediante el cálculo de la inversión necesaria para realizar el proyecto y los costos de producción, resultando este proyecto rentable.

## 9. Bibliografía

### 9.1 Capítulo 1

1. “El petróleo, el recorrido de la energía”, Repsol YPF.  
<https://www.fenercom.com/pdf/aula/recorrido-de-la-energia-el-petroleo.pdf>
2. “Protocolo de Kyoto de la convención marco de las naciones unidas sobre el cambio climático”. Naciones Unidas.  
<https://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpspan.pdf>
3. “Perspectivas generales de desarrollo de la industria de los biocombustibles en el Uruguay”. Facultad de Ciencias Económicas y Administración.  
<https://www.biodiesel.com.ar/download/biocombustibles-liquidos-en-uruguay-perspectivas-generales-de-desarrollo.pdf>
4. “Reducing global health risks”, World Health Organization.  
[https://apps.who.int/iris/bitstream/handle/10665/189524/9789241565080\\_eng.pdf;jsessionid=6060A8C6D105E29EA3E30B9B02D7C2F3?sequence=1](https://apps.who.int/iris/bitstream/handle/10665/189524/9789241565080_eng.pdf;jsessionid=6060A8C6D105E29EA3E30B9B02D7C2F3?sequence=1)
5. “Combustión directa de la biomasa”, Juan E. Carrasco García, EOI.  
[http://api.eoi.es/api\\_v1\\_dev.php/fedora/asset/eoi:45279/componente45278.pdf](http://api.eoi.es/api_v1_dev.php/fedora/asset/eoi:45279/componente45278.pdf)
6. “¿Qué es la biomasa?”  
<http://www.plantasdebiomasa.net/que-es-la-biomasa.html>
7. “Biomasa”, <http://www.bioelectrica.com/biogas/biomasa/>
8. “Tendencias y perspectivas del sector forestal al año 2020 Argentina”, Gustavo Braier.  
<http://forestindustria.magyp.gob.ar/archivos/tecnica-e-informacion/tendencias-y-perspectivas-al-2020.pdf>
9. “Residuos sólidos urbanos Argentina”, Gisela Laura González.  
<http://www.igc.org.ar/megaciudad/N3/Residuos%20Solidos%20Urbanos%20CAMARCO.pdf>
10. “Compostaje orgánico”.  
<http://www.lippel.com.br/es/industrias/compostagem-organica.html>
11. “Argentina: plantaciones forestales y gestión sostenible”, Ministro de Agricultura, Ganadería y Pesca.  
[http://forestindustria.magyp.gob.ar/archivos/gestion-forestal-sostenible/publici\\_ambiental.pdf](http://forestindustria.magyp.gob.ar/archivos/gestion-forestal-sostenible/publici_ambiental.pdf)
12. “What is syngas?”  
<http://biofuel.org.uk/what-is-syngas.html>



13. "Los biocombustibles", Consejo Argentino para la Información y el Desarrollo de la Biotecnología.  
<http://www.argenbio.org/adc/uploads/pdf/biocombustibles.pdf>
14. "Biocombustibles de segunda generación",  
<http://twenergy.com/a/biocombustibles-de-segunda-generacion-880>
15. "Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación" Luis Ernesto Arteaga-Pérez<sup>a</sup>, Yannay Casas-Ledón<sup>b</sup>, Jagni Cabrera-Hernández<sup>b</sup>, Lizet Rodríguez Machín<sup>c</sup>.
16. "Gasificación de Biomasa", Ostargui.  
<http://ostargi.biz/otros/gasificacion-de-biomasa/>
17. "Turbinas de gas", Pedro Fernández Díaz.  
<http://files.pfernandezdiez.es/Turbinas/Gas/PDFs/01Tgas.pdf>
18. "Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa", Angelo Michele Castello Belmar.  
<http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/132303/Diseno-de-un-reactor-continuo-de-gasificacion-de-biomasa.pdf?sequence=1>
19. "Ley 26.093", Ministerio de Justicia y Derechos Humanos.  
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>
20. "Ley 26.334", Ministerio de Justicia y Derechos Humanos.  
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/135000-139999/136339/norma.htm>
21. "Marco legal para la producción de bioetanol en Argentina, Resoluciones 1293/98 y 1294/2008 de la Secretaría de Energía", INTA.  
[https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-bc-inf-13-08\\_marco\\_legal.pdf](https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-bc-inf-13-08_marco_legal.pdf)

## 9.2 Capítulo 2

1. "Selección de Modelos Termodinámicos",  
[https://www.academia.edu/6856860/Selecci%C3%B3n\\_de\\_Modelos\\_Termodin%C3%A1micos](https://www.academia.edu/6856860/Selecci%C3%B3n_de_Modelos_Termodin%C3%A1micos)
2. "A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier", D.L. Giltrap , R. McKibbin , G.R.G. Barnes, 10 de Febrero de 2003.
3. "Kinetic model of biomass gasification", Wang, Y., Kinoshita, C.M. USA 1993. Solar Energy Vol 51. Página 19–25.
4. Nist.  
<https://www.nist.gov/>

5. "Heats, free energies, and equilibrium constants of some reactions involving  $O_2$ ,  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $C$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ , and  $CH_4$ ". Donald D. Wagman, John E. Kilpatrick,<sup>2</sup> William J. Taylor,<sup>2</sup> Kenneth S. Pitzer,<sup>3</sup> and Frederick D. Rossini. Febrero 1945.  
[https://nvlpubs.nist.gov/nistpubs/jres/34/jresv34n2p143\\_A1b.pdf](https://nvlpubs.nist.gov/nistpubs/jres/34/jresv34n2p143_A1b.pdf)
6. "Estudio de alquitrán de madera de eucalipto", Yantorno, Juan Horacio, 1935.  
[https://digital.bl.fcen.uba.ar/download/tesis/tesis\\_n0197\\_Yantorno.pdf](https://digital.bl.fcen.uba.ar/download/tesis/tesis_n0197_Yantorno.pdf)
7. "Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa", Angelo Michele Castello Belmar, 2014 Santiago de Chile.

### 9.3 Capítulo 3

1. Mencionado en el Capítulo 1, "Investigación preliminar y Estudio de mercado".
2. "A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier", D.L. Giltrap, R. McKibbin, G.R.G. Barnes, 10 de Febrero de 2003.
3. "Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa". Angelo Michele Castello Belmar, 2014 Santiago de Chile.  
<http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/132303/Diseno-de-un-reactor-continuo-de-gasificacion-de-biomasa.pdf?sequence=1>
4. "Características del acero". San Pablo, Brasil.  
<https://www.alacero.org/es/page/el-acero/caracteristicas-del-acero>
5. "Diseño de un gasificador de pequeña potencia eléctrica". Davis Martín Pérez. Octubre 2014. Barcelona, España.
6. "Gasificación", Centro Tecnológico Nacional de la Conserva y Alimentación.  
<http://www.agrowaste.eu/wp-content/uploads/2013/02/GASIFICACION%93N.pdf>
7. "Transferencia de calor y masa. Un enfoque práctico.", YUNUS A. ÇENGEL, Capítulo 3, Páginas 150-158.
8. "Transferencia de calor y masa. Un enfoque práctico.", YUNUS A. ÇENGEL, Capítulo 1, Página 26.
9. "Datos históricos del tiempo en Chacho".  
[https://www.meteored.com.ar/tiempo-en\\_Resistencia-America+Sur-Argentina-Chaco-SARE-sactual-16890.html](https://www.meteored.com.ar/tiempo-en_Resistencia-America+Sur-Argentina-Chaco-SARE-sactual-16890.html)
10. Catálogo del aislante de fibra cerámica, UNIFRAX®.  
<http://www.aislantessh.com.ar/web/wp-content/uploads/2018/07/Fibra-ceramica-manta.pdf>

11. "Transferencia de calor y masa. Un enfoque práctico.", YUNUS A. ÇENGEL, Capítulo 2, Páginas 104-111.
12. "Soluciones de aislamiento para la industria", ISOVER®.  
[https://www.isover.com.ar/sites/isover.ar/files/assets/documents/ref\\_isover\\_cat\\_ind\\_2811.pdf](https://www.isover.com.ar/sites/isover.ar/files/assets/documents/ref_isover_cat_ind_2811.pdf)
13. "Propiedades del EPS, información técnica".  
<http://www.anape.es/pdf/ficha73.pdf>
14. "Controladores de temperatura", OMEGA®.  
<https://es.omega.com/prodinfo/controladores-de-temperatura.html>
15. "Sondas térmicas", OMEGA®.  
<https://www.motorlan.es/es/sondas-termicas-motores-electricos-ptc-ntc-rtd-las-diferencia/>
16. "Termocuplas", Universidad Nacional de La Plata.  
<https://catedra.ing.unlp.edu.ar/electrotecnia/cys/DI/termocuplas.pdf>
17. "Los manómetros o medidores de presión", Quiminet®.  
<https://www.quiminet.com/articulos/los-manometros-o-medidores-de-presion-41823.htm>
18. "FCI ST100 Series Thermal Mass Flow Meter", DASTEC S.D.L.  
[dastehttps://www.dastecsrl.com.ar/uploads/productos/migracion/806%20-%20ST%20100%20%7C%20Caudal%20ADmetro%20para%20gases/downloads/ST100\\_FCI-General.pdf?v154](https://www.dastecsrl.com.ar/uploads/productos/migracion/806%20-%20ST%20100%20%7C%20Caudal%20ADmetro%20para%20gases/downloads/ST100_FCI-General.pdf?v154)
19. "Control de Sistemas de Dosificación", IGCP® Ingeniería.  
<https://www.igcpingeneria.com/control-de-sistemas-de-dosificacion/>
20. "Pesaje Continuo Cinta", Arcoelectrónica.  
<http://www.arcoelectronica.es/product/pesaje-continuo-cinta/>
21. "LL-100 | Transmisor de Nivel Láser", DASTEC S.D.L.  
<https://www.dastecsrl.com.ar/productos/nivel/nivel-continuo/laser/ll-100-transmisor-de-nivel-laser>

## 9.4 Capítulo 4

1. "Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design and Theory". 2010 Prabir Basu. Publicado por Elsevier Inc. Página 100.
2. "Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology". Ajay Kumar, David D. Jones and Milford A. Hanna. 21 de Julio de 2009. Página 566.
3. "Pequeños gasificadores de madera y carbón vegetal para el funcionamiento de motores de combustión interna".

<http://www.fao.org/3/T0512s/t0512s03.htm#2.6.%20depuraci%C3%B3n%20y%20refrigeraci%C3%B3n%20del%20gas>

4. "De alta pureza generador de oxígeno líquido para cilindro". Alibaba Global trade starts here. <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-purity-liquid-oxygen-generator-for-cylinder-62013963069.html?spm=a2700.8699010.normalList.1.7c1a1f138uD8Ud&s=p>
5. "Oxygen Supply Systems, Airox"  
<http://www.airoxtechnologies.com/industrial-psa.aspx>
6. "Operaciones de transferencia de masa". Robert E. Treybal. Segunda Edición. Capítulo 12. páginas 723-791.
7. "Wood kiln drying, a field guide". UNIDO Technical Assistance Program. <http://sadc-forest.org/wp-content/uploads/2016/01/Field-guide-28-09-2015.pdf>
8. "Calor específico de materiales". Valvias.  
<http://www.valvias.com/prontuario-propiedades-materiales-calor-especifico.php>
9. "Histórico del tiempo en Resistencia".  
[https://www.meteored.com.ar/tiempo-en\\_Resistencia-America+Sur-Argentina-Chaco-SARE-sactual-16890.html](https://www.meteored.com.ar/tiempo-en_Resistencia-America+Sur-Argentina-Chaco-SARE-sactual-16890.html)
10. "SFSPMX80×45", YUDA.  
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/YUDA-Multi-purpose-wood-rice-husk-60202427480.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.22.4007472fQ4TRxQ&s=p>
11. "Obtención de gas de síntesis a partir de biomasa utilizando catalizadores de Níquel". Sánchez Bastardo, Nuria. Valladolid. Julio 2014. Página 65.
12. "Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial", Alejandro Sánchez Lario.  
[http://oa.upm.es/47702/1/TFG\\_ALEJANDRO\\_SANCHEZ\\_LARIO.pdf](http://oa.upm.es/47702/1/TFG_ALEJANDRO_SANCHEZ_LARIO.pdf)
13. "Alquitrán de hulla (elevada temperatura)". Estructplan. 1 de Noviembre, 2000.  
<https://estructplan.com.ar/producciones/p-coleccionable/alquitran-de-hulla-elevada-temperatura/>
14. "Evaluación de las cenizas de la caldera de biomasa de corteza para su utilización como fertilizante en plantaciones de Pinus radiata". ResearchGate. Enero 2013.  
[https://www.researchgate.net/publication/287792085\\_Evaluacion\\_de\\_las\\_cenizas\\_de\\_la\\_caldera\\_de\\_biomasa\\_de\\_corteza\\_para\\_su\\_utilizacion\\_como\\_fertilizante\\_en\\_plantaciones\\_de\\_Pinus\\_radiata](https://www.researchgate.net/publication/287792085_Evaluacion_de_las_cenizas_de_la_caldera_de_biomasa_de_corteza_para_su_utilizacion_como_fertilizante_en_plantaciones_de_Pinus_radiata)

15. "Weifang Huaxing industrial colector de polvo del ciclón del carbón". Alibaba Global trade starts here. [https://spanish.alibaba.com/product-detail/weifang-huaxing-industrial-dust-collector-cyclone-for-coal-62018995502.html?spm=a2700.md\\_es\\_ES.maylikexp.10.17f93caavsOeyS](https://spanish.alibaba.com/product-detail/weifang-huaxing-industrial-dust-collector-cyclone-for-coal-62018995502.html?spm=a2700.md_es_ES.maylikexp.10.17f93caavsOeyS)
16. "Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design". Prabir Basu. 2010. Página 99.
17. "Decreto 3395/96". La Plata, Provincia de Buenos Aires, Argentina. 6 de Septiembre de 1996. <http://www.gob.gba.gov.ar/legislacion/legislacion/96-3395.html>
18. "Hoja de seguridad Sulfuro de Hidrógeno". <https://quimica.unam.mx/wp-content/uploads/2016/12/19sulfuroh.pdf>
19. "Hoja de seguridad del material (SDS) Metano". [http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20META%20NO\\_tcm339-98262.pdf](http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20META%20NO_tcm339-98262.pdf)
20. "Hoja de seguridad del material (SDS) Hidrógeno". [http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20HIDR%20OGENO\\_tcm339-98265.pdf](http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20HIDR%20OGENO_tcm339-98265.pdf)
21. "Ficha de datos de seguridad de materiales Amoníaco anhidro". <https://www.ciafa.org.ar/files/CifCcpW51KkMYg09bNKhlpCOQInCwDiq5DiEB99T.pdf>
22. "Hoja de seguridad del material (SDS) Monóxido de Carbono". [http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20MON%20OXIDO%20DE%20CARBONO\\_tcm339-98258.pdf](http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20MON%20OXIDO%20DE%20CARBONO_tcm339-98258.pdf)
23. "Hoja de seguridad del material (SDS) Dióxido de Carbono". [http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20DI%20OXIDO%20DE%20CARBONO%20COMPRIMIDO\\_tcm339-98275.pdf](http://www.linde-gas.ec/en/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20DI%20OXIDO%20DE%20CARBONO%20COMPRIMIDO_tcm339-98275.pdf)
24. "Monoetanolamina ficha de seguridad". Mayo de 2017. Versión 4. <http://www.gtm.net/images/industrial/m/MONOETANOLAMINA.pdf>
25. "Diseño del proceso de obtención de sulfato de amonio a partir de hidróxido de amonio y ácido sulfúrico existentes en las bodegas del consejo nacional de control de sustancias estupefacientes y psicotrópicas". Proyecto previo a la obtención del título de ingeniera química. Diana Belén Minayo Aldaz. Quito, marzo 2014.

## 9.5 Capítulo 5

1. "Guía básica de transporte y almacenamiento de pellets de madera", Asociación Española de Valorización de la Biomasa (AVEBIOM). <https://enplus-pellets.eu/es/component/attachments/?task=download&id=2>

61:Gua-basica-de-transporte-y-almacenamiento-de-pellets-de-madera-do  
mestico-v3

2. "Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa", Angelo Michele Castello Belmar.  
<http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/132303/Diseno-de-un-reactor-continuo-de-gasificacion-de-biomasa.pdf?sequence=1>
3. "Diseño del sistema de tuberías y cálculo de bombas".  
<https://www.ugr.es/~aulavirtualpfcij/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>
4. "Perry's chemical engineers handbook seventh edition", Robert H. Perry, Capítulo 10.
5. "Dimensiones de tubos de acero ANSI B36.10 & 36.19"  
<https://www.octalacero.com/dimensiones-de-tubos-cedula-40-80>
6. "Identificación de cañerías según Norma IRAM 2507", Néstor Vottero.  
[http://www.etpcb.com.ar/Documentos/Nivel\\_Medio/Especialidades/Industrias\\_de\\_los\\_Alimentos/Anexos/IRAM\\_2507\\_IDENTIFICACION\\_C.pdf](http://www.etpcb.com.ar/Documentos/Nivel_Medio/Especialidades/Industrias_de_los_Alimentos/Anexos/IRAM_2507_IDENTIFICACION_C.pdf)
7. "CME 5-3 A-R-A-E-AQQE U-A-D-N", Grundfos®. Madrid, España.  
[https://product-selection.grundfos.com/product-detail.sizing-result.html?from\\_suid=1568385204757049406494630521025&pumpsystemid=640348984&qcid=640349117](https://product-selection.grundfos.com/product-detail.sizing-result.html?from_suid=1568385204757049406494630521025&pumpsystemid=640348984&qcid=640349117)
8. "CME 5-2 A-R-A-E-AQQE U-A-D-N - 98395006". Grundfos®. Madrid, España.  
[https://product-selection.grundfos.com/product-detail.sizing-result.html?from\\_suid=156838510041106263959608061604&pumpsystemid=640347272&qcid=640347567](https://product-selection.grundfos.com/product-detail.sizing-result.html?from_suid=156838510041106263959608061604&pumpsystemid=640347272&qcid=640347567)
9. "NB 65-200/205 AF2ABQQE - 97989353". Grundfos®. Madrid, España.  
[https://product-selection.grundfos.com/product-detail.sizing-result.html?from\\_suid=156848142127406321150696904345&pumpsystemid=640766386&qcid=640767104](https://product-selection.grundfos.com/product-detail.sizing-result.html?from_suid=156848142127406321150696904345&pumpsystemid=640766386&qcid=640767104)
10. "CME 10-1 A-R-A-E-AQQE U-A-D-N - 98394928".Grundfos®. Madrid, España.  
[https://product-selection.grundfos.com/product-detail.product-detail.html?from\\_suid=1574554611352017701947561062048&pumpsystemid=718274353&qcid=718852041](https://product-selection.grundfos.com/product-detail.product-detail.html?from_suid=1574554611352017701947561062048&pumpsystemid=718274353&qcid=718852041)
11. "Equipos de compresores de tornillo VRA exentos de aceite". Aerzen®.  
<https://www.aerzen.com/es-ar/productos/producto/oil-free-screw-compressors-vra-units.html>
12. "Silence". Leister®. Buenos Aires, Argentina.  
<http://leister.com.ar/leister-ar/aplicaciones/aplicaciones-industriales-con-air>

e-caliente/silence/

13. "Online Pinch Analysis Tool", Jeffrey S. Umbach.  
[http://www.uic-che.org/pinch/stream\\_input.php](http://www.uic-che.org/pinch/stream_input.php)
14. "Engineering ToolBox - Resources, Tools and Basic Information for Engineering and Design of Technical Applications"  
<https://www.engineeringtoolbox.com/>
15. "Transferencia de calor y masa" Tercera Edición, Yunus A. Çengel.
16. "Enthalpy for Pyrolysis for Several Types of Biomass". Daren E. Daugaard, Robert C. Brown. Mechanical Engineering Publications, 2003. Iowa State University.  
[http://lib.dr.iastate.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=1156&context=me\\_pubs](http://lib.dr.iastate.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=1156&context=me_pubs)
17. "Histórico del tiempo Resistencia", Meteored®.  
[https://www.meteored.com.ar/tiempo-en\\_Resistencia-America+Sur-Argentina-Chaco-SARE-sactual-16890.html](https://www.meteored.com.ar/tiempo-en_Resistencia-America+Sur-Argentina-Chaco-SARE-sactual-16890.html)
18. "Dimensionado y características de equipos a construir y comprar". Página 172.  
<https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/11591/Anexo%20G.pdf?sequence=8&isAllowed=y>
19. "Temperatura del agua continental y su influencia en las migraciones de los peces de la cuenca del Río De La Plata". Sergio E. Gómez (2015). CABA, Argentina. Página 47.  
[http://sedici.unlp.edu.ar/bitstream/handle/10915/47700/Documento\\_completo.pdf?sequence=3&isAllowed=y](http://sedici.unlp.edu.ar/bitstream/handle/10915/47700/Documento_completo.pdf?sequence=3&isAllowed=y)
20. "Contaminación ambiental en Argentina en el siglo XXI". Camila Ramirez. Capítulo 4.  
<https://www.monografias.com/trabajos98/contaminacion-ambiental-argentina-siglo-xxi/contaminacion-ambiental-argentina-siglo-xxi.shtml#tiposdeco>
21. "Intercambiadores de calor". Eduardo Cao (1983). Buenos Aires, Argentina. Página 153.
22. "Jenbacher Type 2", INNIO®.  
<https://www.innio.com/en/products/jenbacher/type-2>
23. "Jenbacher Type 2, technical data", INNIO®.  
[https://www.clarke-energy.com/wp-content/uploads/ETS\\_E\\_T2\\_update13\\_rz.pdf](https://www.clarke-energy.com/wp-content/uploads/ETS_E_T2_update13_rz.pdf)

24. "Osmosis inversa", Sefiltra®.  
<http://www.sefiltra.com/osmosis-inversa-purificacion-agua.php>
25. "Osmosis inversa (RO)", DSS. S.A.  
[http://dss.com.ec/wp-content/uploads/2012/07/osmosis\\_inversa.pdf](http://dss.com.ec/wp-content/uploads/2012/07/osmosis_inversa.pdf)

## 9.6 Capítulo 6

- "HazOP como metodología de análisis de riesgo". Pablo Fredman. Tecna S.A. Abril, 2003.  
<http://biblioteca.iapg.org.ar/ArchivosAdjuntos/Petrotecnica/2003-2/Hazop.pdf>
1. Delga S.A. "Materiales para áreas clasificadas".  
[http://www.delga.com/pdf/catalogo\\_completo\\_delga.pdf](http://www.delga.com/pdf/catalogo_completo_delga.pdf)
  2. ¿Qué es el Rombo NFPA 704?, TpLaboratorioQuímico.  
<https://www.tplaboratorioquimico.com/laboratorio-quimico/seguridad-industrial-y-primeros-auxilios/rombo-nfpa-704.html>
  3. "Monoetanolamina, ficha de datos de seguridad". GTM. Mayo de 2017.  
<http://www.gtm.net/images/industrial/m/MONOETANOLAMINA.pdf>
  4. "Ficha de datos de seguridad de materiales Amoniaco anhidro".  
<https://www.ciafa.org.ar/files/CifCcpW51KkMYg09bNKHlpCOQInCwDiq5DiEB99T.pdf>
  5. "Hoja de datos de seguridad de productos". Oxiquim S.A. Febrero 2019.  
[http://www.asiquim.com/nwebq/download/HDS/Acido\\_sulfhidrico.pdf](http://www.asiquim.com/nwebq/download/HDS/Acido_sulfhidrico.pdf)
  6. "Ficha de datos de seguridad Sulfuro de hidrógeno". Messer. Abril 2018.  
<https://www.messer.es/documents/20570/660625/SULFURO+DE+HIDR%C3%93GENO.pdf/b4425f62-247a-de25-6270-8125b7b7261f>

## 9.7 Capítulo 7

- "Inversión". Apunte de la cátedra Ingeniería Económica 2018.
  - "Costos de producción". Apunte de la cátedra Ingeniería Económica 2018.
1. "RenovAr". Argentina.  
<https://www.argentina.gob.ar/energia/energia-electrica/renovables/renovar>
  2. "Una aproximación al desarrollo a través de los parques industriales". Miguel Alegre, Moira Delovo. Febrero 2019.  
<http://escueladegobierno.chaco.gov.ar/files/documentos-de-trabajo/parques-industriales.pdf>
  3. "Humus de lombriz fertilizantes 100% orgánico". Mercado libre. Buenos Aires, Argentina.



[https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-618491147-humus-de-lombriz-5dm3-fertilizante-100-organico-1ra-calidad-\\_JM?quantity=1](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-618491147-humus-de-lombriz-5dm3-fertilizante-100-organico-1ra-calidad-_JM?quantity=1)

4. "Sulfato de amonio por 1 kg". Mercado libre. [https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-614198137-sulfato-de-amonio-x-1-kg-\\_JM?quantity=1](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-614198137-sulfato-de-amonio-x-1-kg-_JM?quantity=1)
5. "Matches Process Equipment Cost Estimates". Matches®. <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>
6. "Machinery and equipment price index". Statistics Canada, Canadá. <https://www150.statcan.gc.ca/t1/tbl1/en/cv.action?pid=1810005801>
7. "Osmosis 2400 litros industrial 20" con esterilizador UV". Mercado Libre. Bueno Aires, Argentina. [https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-692343803-osmosis-2400-litros-industrial-20-con-esterilizador-uv-\\_JM?quantity=1#position=1&type=item&tracking\\_id=ee36d9e2-cccf-4259-ad64-34c4b460e1b7](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-692343803-osmosis-2400-litros-industrial-20-con-esterilizador-uv-_JM?quantity=1#position=1&type=item&tracking_id=ee36d9e2-cccf-4259-ad64-34c4b460e1b7)
8. "Tanque de Agua Acero Inox Affinity Linea Milenios 2000 Lts". Mercado Libre. Buenos Aires, Argentina. [https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-621801421-tanque-de-agua-acero-inox-affinity-linea-milenios-2000-lts-\\_JM?quantity=1#position=3&type=item&tracking\\_id=1212e946-f09a-4b99-8915-6ec80db1a0bb](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-621801421-tanque-de-agua-acero-inox-affinity-linea-milenios-2000-lts-_JM?quantity=1#position=3&type=item&tracking_id=1212e946-f09a-4b99-8915-6ec80db1a0bb)
9. "Tanque de Agua Acero Inoxidable Linea Affinity 5000 Litros". Mercado Libre. Buenos Aires, Argentina. [https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-619934624-tanque-de-agua-acero-inoxidable-linea-affinity-5000-litros-\\_JM?quantity=1#position=48&type=item&tracking\\_id=74b84e30-2465-45a0-8b76-c68dd9c5465e](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-619934624-tanque-de-agua-acero-inoxidable-linea-affinity-5000-litros-_JM?quantity=1#position=48&type=item&tracking_id=74b84e30-2465-45a0-8b76-c68dd9c5465e)
10. "Calculadora de Flete", World Freight Rates. <https://worldfreightrates.com/es/freight#>
11. "Una aproximación al desarrollo a través de los parques industriales". Miguel Alegre, Moira Delovo. Febrero 2019. <http://escueladegobierno.chaco.gov.ar/files/documentos-de-trabajo/parques-industriales.pdf>
12. "Utilización de biomasa para la generación de energía eléctrica en la provincia del Chaco". Alejandro Gallino. Universidad Nacional del Nordeste Rectorado, Argentina. <http://www.cpcfch.org.ar/descargas/panel102.pdf>
13. "Inflación acumulada", INDEC, Argentina. <https://www.indec.gob.ar/>
14. "Camiones de carga", Logistics. <https://www.bblogistics.mx/apps/tipos-de-transporte>
15. "Monoetanolamina - Materia prima". Mercado Libre. Buenos Aires, Argentina. <https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-774433792-monoetanolamina-m>

ateria-prima-\_JM#position=3&type=item&tracking\_id=0cbad2fe-5aa0-42cc-b041-b9bd0e1bcff9

16. "Sulfuric acid price 98%". Alibaba.  
[https://www.alibaba.com/product-detail/Sulfuric-acid-Price-98-96-95\\_60111595175.html?spm=a2700.7724838.normalList.15.6da269e0vMlka3&s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Sulfuric-acid-Price-98-96-95_60111595175.html?spm=a2700.7724838.normalList.15.6da269e0vMlka3&s=p)
17. "Escalas acumuladores 2019-2020", Federación Argentina de trabajadores de industrias químicas y petroquímicas. Argentina.  
<https://federacionquimica.org.ar/?p=2089>
18. "Escalas químicas 2019-2020", Federación Argentina de trabajadores de industrias químicas y petroquímicas. Argentina.  
<https://federacionquimica.org.ar/?p=2089>