

Producción de gas de síntesis a partir de marlo de maíz para generación de energía eléctrica

Trabajo Final 2019

Abelleyro, Mara Sol
Gutiérrez, María Sol
Kloberdanz, Martina

DIRECTORES

Castañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovich, Norma
Soulé, Ezequiel



Índice

Resumen ejecutivo	6
Capítulo 1: investigación preliminar y estudio de mercado	9
Objetivo del capítulo	9
1.1 Introducción	9
1.2 Ventajas de la energía de biomasa	10
1.3 Desventajas de la energía de biomasa	11
1.4 Selección de la materia prima	12
1.5 Descripción del proceso de producción	15
1.5.1 Acondicionamiento de la biomasa	15
1.5.2 Gasificación	16
1.6 Aplicaciones de productos y subproductos	18
1.6.1 Aplicación de subproductos	18
1.6.2 Aplicación final del gas de síntesis	18
1.7 Ubicación de la planta	20
1.8 Capacidad de producción	22
1.9 Elección del agente gasificante	23
1.10 Tipos de gasificadores	24
1.10.1 Reactores de lecho fijo	24
1.10.1.1 <i>Crossdraft</i>	24
1.10.1.2 <i>Updraft</i>	25
1.10.1.3 <i>Downdraft</i>	26
1.10.2 Reactores de lecho fluidizado	27
1.10.2.1 <i>Burbujeante</i>	28
1.10.2.2 <i>Circulante</i>	28
1.10.2.3 <i>Arrastrado</i>	28
1.11 Diagrama de bloques del proceso y datos macro	30
1.12 Marco legal	32
1.13 Potenciales competidores	33



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/).

1.14 Justificación preliminar del proyecto	34
1.15 Bibliografía capítulo 1	35
Capítulo 2: análisis de la reacción química	40
Objetivo del capítulo	40
2.1 Proceso de obtención de gas de síntesis	40
2.2 Acondicionamiento del marlo de maíz.	41
2.3 Secado	41
2.4 Pirólisis	42
2.5 Oxidación	44
2.6 Reducción	44
2.7 Modelado del proceso	45
2.7.1 Modelado termodinámico	45
2.7.2 Modelado cinético	47
2.8 Selección de modelo de gasificación	47
2.9 Desarrollo del modelo matemático	48
2.9.1 Etapa de secado	48
2.9.2 Pirólisis y oxidación	49
2.9.3 Reducción	50
2.10 Resultados del modelo cinético y comparación	55
2.11 Análisis de parámetros	58
2.11.1 Relación de caudales de entrada	58
2.11.2 Temperatura	59
2.11.3 Presión	60
2.11.4 Velocidad superficial	61
2.12 Elección de parámetros	63
2.12 Bibliografía capítulo 2	64
Capítulo 3: estructura del diagrama de flujo y balances de masa	67
Objetivo del capítulo	67

3.1 Acondicionamiento y pretratamiento de la biomasa	67
3.1.1 Secado	67
3.1.2 Torrefacción	67
3.1.3 Molienda	68
3.2 Balances preliminares de masa en el reactor	69
3.2.1 Molienda	70
3.2.2 Gasificador	70
3.3 Sistemas de separación	74
3.3.1 Remoción de partículas	76
3.3.2 Remoción de compuestos nitrogenados y sulfurados	78
3.3.3 Remoción de alcalinos	79
3.4 Diagrama de flujo	80
3.5 Reciclos	80
3.6 Balance de masa de sistemas de separación	80
3.7 Cálculo de eficiencia	83
3.8 Verificación de la elección de ER	84
3.9 Capacidad de producción	84
3.10 Bibliografía capítulo 3	86
Capítulo 4: diseño de de reactores	90
Objetivo del capítulo	90
4.1 Selección y caracterización del tipo de reactor	90
4.1.1 Núcleo abierto o estratificado	90
4.1.2 Downdraft con angostamiento (Imbert)	91
4.2 Diseño del reactor	94
4.2.1 Diseño mecánico-estructural	95
4.2.1.1 Dimensionamiento	95
4.2.1.2 Material del reactor	99
4.2.2 Diseño térmico	102
4.2.2.1 Selección del tipo de refractario	102

4.2.2.2 Cálculo del espesor de refractario	104
4.3 Sistema de control	109
4.3.1 Determinación de las variables a medir	109
4.3.2 Determinación de equipos de medición para cada variable	110
4.3.2.1 Temperatura	110
4.3.2.2 Presión	111
4.3.2.3 Oxígeno	112
4.3.2.4 Biomasa almacenada	112
4.4 Encendido	113
4.5 Bibliografía capítulo 4	114
Capítulo 5: diseño de los sistemas de separación	116
Objetivo del capítulo	116
5.1 Ciclón	116
5.1.1 Tipos de ciclones	116
5.1.2 Diseño del ciclón	118
5.1.3 Eficiencia del ciclón	123
5.1.4 Caída de presión en el ciclón	127
5.1.5 Composición a la salida del ciclón	128
5.2 Venturi	128
5.2.1 Funcionamiento del Venturi	128
5.2.2 Diseño del lavador Venturi	132
5.2.3 Agua del lavador Venturi y composición de salida	141
5.3. Torres de absorción y desorción	144
5.3.1 Tipos de torres de absorción	144
5.3.2 Diseño y simulación del absorbedor y desorbedor	148
5.4 Filtro de mangas	151
5.4.1 Funcionamiento del filtro de mangas	151
5.4.2 Diseño del filtro de mangas	153
5.4.3 Caída de presión en el filtro de mangas	154
5.5 Caudales, composiciones y condiciones de cada corriente	154
5.6 Tratamiento de residuos	157

5.7 Bibliografía capítulo 5	158
Capítulo 6: equipos auxiliares e integración energética	161
Objetivo del capítulo	161
6.1 Esquema de la planta	161
6.2 Manejo de energía	162
6.2.1 Análisis energético en el gasificador	162
6.2.2 Análisis PINCH	166
6.4.3 Intercambiadores de calor	167
6.2.4 Torres de enfriamiento	170
6.3 Transporte y almacenamiento de sólidos	173
6.4 Transporte de fluidos	179
6.4.1 Agente gasificante	179
6.4.2 Syngas	181
6.4.3 Agua	184
6.4.4 Aire auxiliar	189
6.5 Potencias generadas y consumidas	192
6.6 Bibliografía capítulo 6	194
Capítulo 7: análisis económico del proyecto	198
Objetivo del capítulo	198
7.1 Estimación del costo de inversión (CapEx)	198
7.1.1.Equipamiento	199
7.1.2 Terreno	206
7.1.3 Estimación de Inversión Fija	207
7.1.4 Capital de trabajo e inversión total	210
7.2 Estimación del costo de operación (OpEx)	210
7.2.1 Costos variables	210
7.2.2 Costos fijos	215
7.2.3 Costos de operación totales	217
7.3. Rentabilidad	218
7.3.1 Ingresos por ventas	218

7.3.2 Cuadro de fuentes y usos de fondos	219
7.3.3 Tasa interna de retorno	219
7.3.4 Tiempo de repago	220
7.3.5 Análisis de rentabilidad	220
7.4 Cronograma	221
7.5 Análisis de alternativas	222
7.6 Bibliografía capítulo 7	223
Capítulo 8: Sistema de gestión ambiental	225
Objetivo del capítulo	225
8.1 Justificación ambiental del proyecto	225
8.2 Justificación de la ubicación del la planta	226
8.3 Impactos	227
8.3.1 Fase de montaje	227
8.3.2 Fase de funcionamiento	228
8.4 Identificación y valoración de los impactos ambientales	234
8.5 Medidas preventivas y correctoras	236
8.6 Programa de vigilancia ambiental (PVA)	240
8.6.1 PVA durante la fase de montaje	241
8.6.2. PVA durante la fase de funcionamiento	242
8.7 Bibliografía capítulo 8	244
Conclusión general del proyecto	246

Resumen ejecutivo

Siguiendo el nuevo paradigma mundial de ingeniería verde, se requiere aún más el desarrollo de nuevas formas de energía como alternativa a los combustibles fósiles que generan graves impactos ambientales. Surgen así las energías renovables como una de las mejores opciones para este problema. El gas de síntesis en particular, es un combustible generado a partir de biomasa que no se encuentra implementado en gran medida en el país y representa una buena fuente de energía renovable.

En el caso particular de la planta en cuestión, se trabaja a partir de marlo de maíz, la cual se obtendrá de los residuos de la planta María Eugenia de Monsanto. De esta manera, se dimensionó la planta para el procesamiento de 1 ton/h de biomasa.

La elección de las condiciones de operación y del gasificante requerido se realizó a partir de un modelo cinético matemático, variando parámetros influyentes y viendo sus efectos diversos en los resultados, balanceando las mejoras del producto y los costos de producción.

Luego del análisis de diferentes alternativas se decidió utilizar aire como agente gasificante, y un reactor a presión atmosférica con una relación de caudales aire-biomasa húmeda de 2, ya que generaba un syngas de mayor poder calorífico. Este reactor fue diseñado para estas condiciones, así como también se dimensionaron los equipos de post tratamiento necesarios para llevar al syngas a las condiciones requeridas por el motor de combustión interna, además de limitar las emisiones de gases dañinos al ambiente según valores máximos legales.

Seleccionados los equipos auxiliares necesarios, y diseñada la red de intercambiadores de calor, se logró reducir el requerimiento de energía mediante integración de algunos sistemas de la planta, utilizando un análisis PINCH.

El consumo de agua en varios equipos fue reducida a partir de la implementación de un circuito del agua con torres de enfriamiento.

Se caracterizaron las tuberías en cuanto a tamaño, color y material para cada corriente, tanto de proceso como auxiliares. Se analizó la energía generada por la planta, considerando que se autoabastece en cuanto a consumo eléctrico.

Por último, se realizó un análisis económico para analizar la rentabilidad del proyecto. Dados los altos costos de materia prima y en comparación, el bajo precio de venta de la energía eléctrica, no se obtuvo un proyecto rentable. De todas formas, el proyecto no está lejos de alcanzar la rentabilidad, dado que el tiempo de repago ya es menor a la mitad del tiempo total del proyecto (es aproximadamente 6 años cuando el proyecto dura 20) y la TIR es de 11%, mientras que para considerarse rentable debería ser entre 15%-20% para este tipo de procesos. Se concluye

entonces que la implementación de la activación del char residual a partir de los gases de escape del motor de combustión interna podrían inclinar la balanza lo necesario como para lograr la rentabilidad.

Capítulo 1: investigación preliminar y estudio de mercado

Objetivo del capítulo

En este capítulo se realiza un análisis preliminar de la industria del gas de síntesis en el país y en el mundo, principales clientes nacionales y extranjeros, principales competidores del producto y procesos de obtención a partir de distintas materias primas. A partir de un análisis de factores influyentes se opta por la utilización de marlo de maíz como principal materia prima, obtenida de la planta María Eugenia de Monsanto en Rojas. Se ubica la planta en dicha localidad y se seleccionan parámetros operativos. Se analiza el marco legal, y se extraen conclusiones importantes de modo de continuar con el desarrollo de la misma en cuestión.

1.1 Introducción

Hoy en día hay un gran interés por el uso de biomasa como fuente de energía renovable. El agotamiento de las reservas de combustible fósil, la constante incertidumbre en cuanto al precio del petróleo y la contaminación ambiental que conlleva son algunos de los muchos problemas energéticos en la actualidad. Con todo esto en mente, resultó necesario el desarrollo de nuevas alternativas a los tradicionales combustibles fósiles, como son los biocombustibles.

Una fuente alternativa muy atractiva para la producción de combustibles es la biomasa debido a su versatilidad, naturaleza renovable y bajo impacto ambiental. Los procesos de producción de energía a partir de biomasa conocidos hasta el momento pueden ser divididos en dos grandes categorías: procesos termoquímicos y biológicos. Los procesos termoquímicos son muy prácticos a la hora de producir hidrógeno y gas de síntesis a partir de distintos tipos de materia prima renovable y es por eso que merecen especial atención.

La biomasa se trata de un material renovable que contiene principalmente hidrógeno, oxígeno y carbono. Se puede obtener de una gran variedad de fuentes como son desechos animales y agrícolas, residuos sólidos urbanos, residuos de cultivos, plantas acuáticas, hierba, papel y maíz, entre otros. Para la producción de gas de síntesis, las tecnologías que se utilizan actualmente son: pirólisis, gasificación y combustión. La pirólisis de biomasa sin el empleo de catalizadores es el método más sencillo y barato para generar energía. Esta técnica es también un paso previo a otros procesos térmicos, como son la combustión y gasificación. Por su parte, la gasificación es un proceso termoquímico con un cambio en la estructura química de la biomasa a 500°C-900°C en presencia de un agente gasificante (por ejemplo, aire, oxígeno, vapor, dióxido de carbono o mezclas de los tres componentes) que da lugar a reacciones de reformado con vapor, lo cual permite obtener un gas rico en hidrógeno. La gasificación es un proceso de destrucción de la materia prima (biomasa, desechos agrícolas, animales y residuos orgánicos, entre otros) para producir energía.

El gas de síntesis es un elemento vital en la industria petroquímica ya que es un producto intermedio muy importante para la producción de una gran cantidad de productos industriales. Un ejemplo es la síntesis de amoníaco e hidrocarburos mediante el proceso de Fischer-Tropsch. También se trata de una materia prima para la obtención de metanol. Actualmente, el gas de síntesis se produce mayoritariamente por gasificación de gas natural, carbón y en menor proporción, a partir de residuos pesados de hidrocarburos. Así, maximizar la producción de gas de síntesis a partir de biomasa supone el desarrollo de procesos con una elevada eficiencia.

A partir del gas de síntesis se pueden obtener biocombustibles y productos químicos de alta calidad mediante procesos termoquímicos con o sin catalizadores. Además, se puede generar energía de forma eficiente y limpia para el medioambiente a través de procesos integrados en industrias como pueden ser la agrícola y forestal, o la industria química en sentido de biorefinería^[1].

La mayor motivación detrás de la gasificación de biomasa es explotar una gran variedad de desechos a modo de materia prima, para incrementar la eficiencia del recurso y reducir el cambio climático adverso a través de mitigación del dióxido de carbono.

A pesar de ser una tecnología clave para la utilización de desechos de biomasa, la gasificación presenta muchos riesgos potenciales que tienen un gran impacto en la sociedad y el medio ambiente. Uno de los principales problemas es la posible emisión de de partículas (PM10, PM2,5, dioxinas, PAH), CO, SO_x, NO_x y compuestos orgánicos volátiles. Estos contaminantes pueden interactuar con los humanos a partir de la inhalación, ingesta y contacto dérmico, generando una grave amenaza a la salud humana. Además, el sistema de gasificación tiene un riesgo inherente de incendio y explosión debido a las altas presiones y temperaturas de operación. Este efecto se ve exacerbado si el producto de interés es hidrógeno.

Por otra parte, la combustión de biomasa puede generar partículas orgánicas como PM2,5 que contienen alcanos y compuestos aromáticos los cuales son cancerígenos por naturaleza y pueden inducir tumores potencialmente fatales.

Por lo tanto, en cuanto a emisiones peligrosas, la gasificación de biomasa e incluso la combustión de combustibles fósiles son por lo general mejores que la combustión de biomasa.^[2]

1.2 Ventajas de la energía de biomasa

- Es una fuente renovable de energía ya que utiliza materiales orgánicos como madera, residuos de cultivos, lodos de depuradora y estiércol, que se producen continuamente por la sociedad.

- La energía producida a partir de biomasa emite al ambiente una cantidad de carbono que es absorbida por las plantas en su ciclo de vida. La liberación de carbono contribuye en gran medida al cambio climático por lo que la utilización de biomasa representa una forma limpia de energía.
- Al igual que la energía solar y eólica, las fuentes de energía de biomasa son un suministro abundante. Esto significa que probablemente nunca se tendrán problemas como los que se tienen actualmente con fuentes de combustibles fósiles.
- La producción de energía a partir de biomasa no implica grandes inversiones de capital en comparación con la producción de combustibles fósiles. Por lo tanto, el menor costo de producción resulta en un menor costo para los consumidores.
- Reduce la cantidad de residuos en vertederos. La generación de energía de biomasa utiliza cualquier desperdicio que de otra manera hubiera sido desechado.
- Puede usarse para crear diferentes productos: la energía de biomasa también es versátil, ya que diferentes formas de materia orgánica pueden usarse para crear diferentes productos. El etanol y los combustibles similares se pueden hacer de maíz y otros cultivos.

1.3 Desventajas de la energía de biomasa

- No es enteramente limpia. El uso de desechos humanos y animales para impulsar los motores puede ahorrar en las emisiones de dióxido de carbono pero aumenta los gases de metano, que también son dañinos para la capa de ozono de la Tierra.
- Riesgo de deforestación. Las fuentes de energía de biomasa son renovables, pero tienen que ser utilizadas de forma sostenible. La producción incontrolada de biomasa puede resultar en la deforestación, que implicaría que decenas de especies de animales se queden sin hogar o bien resultar en sequía.
- Requiere una gran cantidad de agua. Toda la materia vegetal necesita una cantidad suficiente de agua para sobrevivir, lo que significa que las fuentes de agua deben ser abundantes. Si no hay suficiente agua disponible, tendrían que desarrollarse sistemas de riego, lo que podría resultar costoso. El riego también puede limitar la disponibilidad de agua para los seres humanos y la vida silvestre.
- Ineficiente en comparación con los combustibles fósiles. A pesar de que la energía de biomasa es natural en muchos aspectos, no se acerca a los combustibles fósiles en lo que respecta a la eficiencia. De hecho, algunas fuentes de energía renovables como los biocombustibles están fortificadas con combustibles fósiles para aumentar su eficiencia.^[3]
- La materia prima es de baja densidad energética lo que quiere decir que ocupa mucho volumen y por lo tanto puede tener problemas de transporte y almacenamiento.
- Necesidad de acondicionamiento o transformación para su utilización.^[4]

1.4 Selección de la materia prima

Para la elección de una materia prima adecuada para el proceso a llevar a cabo, hay muchos factores a considerar. Toda biomasa contiene celulosa, hemicelulosa y lignina en diferentes porcentajes, junto con un componente inorgánico el cual es la fuente de cenizas.

La celulosa es un polímero de cadena lineal compuesto exclusivamente de moléculas de β -glucosa (desde cientos hasta varios miles de unidades). La hemicelulosa es un polisacárido amorfo que contiene unidades de azúcar ramificadas con distintos tipos de azúcar. La lignina es el componente más complejo con una estructura tridimensional. Estos tres componentes presentes en la materia prima se degradan a diferentes rangos de temperatura (305-371,5°C; 225-325,1°C y 250-500,1°C respectivamente) durante la gasificación y dependiendo en sus cantidades se obtendrán productos con diferentes valores caloríficos.

Se debe considerar la posible producción de alquitrán durante el proceso. El alquitrán es un líquido de color oscuro y denso, con una temperatura de condensación baja por lo que es un potencial problema en la gasificación de biomasa debido a que puede llevar a bloqueos del equipamiento y mayor requerimiento de mantenimiento, dificultando la operación. La gasificación de celulosa pura genera grandes fracciones de alquitrán soluble en agua, lo que es favorable ya que puede extraerse fácilmente. En cambio, la lignina tiene el efecto opuesto, por lo que se prefieren porcentajes bajos de la misma.

En la tabla 1 se muestran algunas biomásas y sus composiciones de celulosa, hemicelulosa y lignina como un primer acercamiento a las posibles materias primas a elegir.

Tabla 1: composiciones de los distintos tipos de biomasa.

Type of biomass	Cellulose (%)	Hemicellulose (%)	Lignin (%)	Other (%)
Softwood	41	24	28	7
Hardwood	39	35	20	7
Wheat straw	40	28	17	15
Rice straw	30	25	12	33
Bagasse	38	39	20	3
Oak wood	34.5	18.6	28	—
Pine wood	42.1	17.7	25	—
Birch wood	35.7	25.1	19.3	—
Spruce wood	41.1	20.9	28	—
Sunflower seed hull	26.7	18.4	27	—
Coconut shell	24.2	24.7	34.9	—
Almond shell	24.7	27	27.2	—
Poultry litter	27	17.8	11.3	20
Deciduous plant	42	25	21.5	11.5
Coniferous plant	42	26	30	2
Willow plant	50	19	25	6
Larch plant	26	27	35	12

A simple vista, las biomásas más atractivas según el primer análisis son las maderas rígidas, la paja de arroz y la paja de trigo. Sin embargo, hay otros efectos a tener en cuenta.

Otro valor muy importante a considerar en la elección de materia prima es la humedad de la misma. El problema con el elevado contenido de humedad en la biomasa es el costo energético asociado a su secado previo a la gasificación. Por cada kilogramo de humedad en la biomasa, al menos 2.260 kJ de energía adicional son requeridos para evaporar el agua.

En la siguiente tabla se muestran algunos porcentajes de humedad de biomásas:

Tabla 2: contenido de humedad de tipos de biomasa.

Type of biomass	Moisture% (wet basis)
Water hyacinth	95.3
Dairy cattle manure	88.0
Rice straw	50.0-80.0
Food waste	70.0
Corn stalks	40.0-60.0
Willow	60.0
Wood bark	30.0-60.0
Bagasse	45.0-50.0
Poplar	45.0
Saw dust	25.0-55.0
Wheat straw	8.0-20.0
Switchgrass	13.0-15.0
RDF pellets	25.0-35.0
Rice husk	7.0-10.0
Miscanthus	11.5
Danish pine	8.0
Fir	6.5

Como puede verse, con este factor adicional a considerar, es clara la preferencia de la paja de trigo por sobre la paja de arroz, así como también se prefiere el abeto y el pino por sobre el resto de las materias primas en cuanto al costo de secado involucrado.^[2]

Otro factor a tomar en cuenta es el valor económico de la materia prima y su uso como recurso para otros procesos. Las distintas variedades de madera, así como el trigo o el maíz son materias primas adecuadas para el proceso a realizar, pero debido a que tienen un valor y un uso en el mercado, se descartan como alternativas. En cambio, se busca la selección de biomasa que no tenga un uso práctico, sino que sea un residuo de otro proceso, así como puede ser de la producción agrícola.

En Argentina los cultivos extensivos más interesantes respecto del aprovechamiento de los rastrojos son el maíz y el sorgo. Los motivos principales por los cuales pueden resultar de interés son la extensión del área bajo producción, la gran cantidad de biomasa aérea que queda como rastrojo luego de la cosecha, el momento del año

durante el cual se produce el cultivo y las características fisiológicas de estas especies. Si bien en el país existen otros cultivos que podrían ser evaluados como el trigo o la cebada, han sido descartados por el momento debido a que el volumen de biomasa residual que generan es inferior y podría resultar inviable su recolección desde el punto de vista práctico/económico y de sustentabilidad.

En la figura 1 se muestra la superficie del país sembrada con los principales cultivos de gramíneas en las últimas cinco campañas: maíz (a), sorgo (b), trigo (c) y cebada (d). La figura muestra además, el período de siembra y cosecha a lo largo de la estación del cultivo.

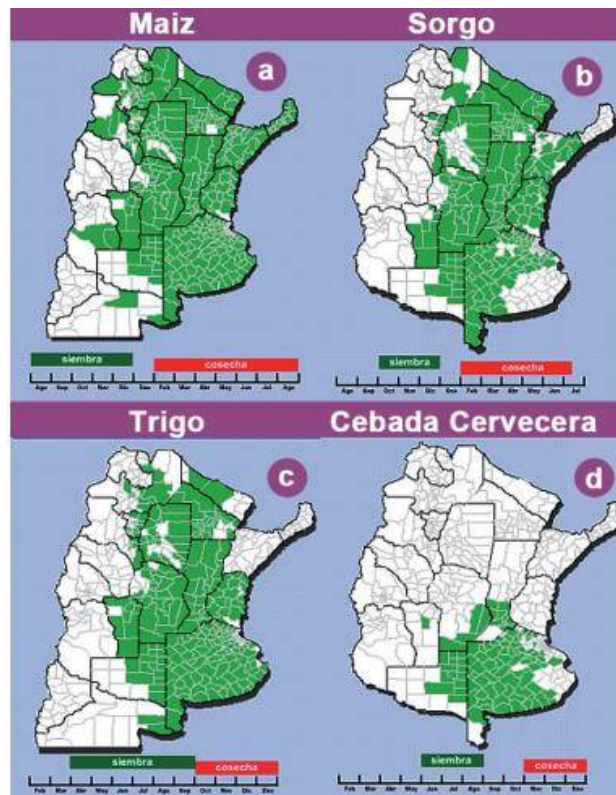


Figura 1: superficie sembrada de las principales semillas en la Argentina.

Tanto el rastrojo de maíz como el de sorgo cuentan con humedades bajas (13 y 12% respectivamente) y porcentajes de cenizas casi nulos, por lo que ambos serían buenas opciones como materia prima. Se opta por analizar el maíz con mayor profundidad debido a su superior superficie de sembrado en la Argentina. ^[4]

El cultivo del maíz produce una gran cantidad de biomasa, de la cual se cosecha apenas cerca del 50% en forma de grano. El resto corresponde a diversas estructuras de la planta tales como caña, hoja, chalas y mazorcas entre otros. En la siguiente tabla se observa las proporciones de estructuras en el maíz.

Tabla 3: composición porcentual del maíz^[5]

Componente	Porcentaje del peso seco del maíz
Panoja	12.0
Tallos	17.6
Chalas	8.9
Total caña	38.5
Mazorca	11.8
Grano	49.7
Total espiga	61.5

De todas las partes del rastrojo de maíz, o bien la espiga, resalta la mazorca o marlo. Los marlos son interesantes como materia prima para producción de energía, ya que son relativamente densos y consistentes, y contienen alta cantidad de energía (17,3 MJ/kg^[6]). Además, su porcentaje de humedad es de alrededor 10,1%^[6], lo que es altamente deseable para el proceso ya que será poco costoso el secado y además, no se humidificará ante el contacto con el aire ambiente.

Se selecciona, entonces, basándonos en todos los criterios anteriores (humedad, porcentaje de fibras alimentarias, disponibilidad, etc) al marlo de maíz como materia prima para la producción del gas de síntesis.

1.5 Descripción del proceso de producción

1.5.1 Acondicionamiento de la biomasa

La utilización de materia prima de alta humedad o la eliminación pobre de la misma son razones muy comunes por las cuales no se obtiene gas limpio. Como la humedad en la biomasa absorbe energía para evaporarse, un contenido de humedad menor permite temperaturas de reactor mayores y un mejor proceso de gasificación.^[7] Por esto muchas veces se somete a la biomasa a un proceso de secado previo al reactor. Sin embargo, la biomasa planteada para el proyecto tiene una humedad de 10,1%, como ya se mencionó, por lo que no será necesario el secado.

Por otro lado, el tamaño de la biomasa debe ser homogéneo (y estable en el tiempo) y lo suficientemente pequeño para que las reacciones se produzcan a una velocidad adecuada, y en un volumen razonablemente pequeño.

Un tamaño de partícula pequeño permite aumentar la calidad del syngas, reducir el tamaño del reactor o bien aumentar el tiempo de permanencia para el craqueo de las fracciones más pesadas y condensables (alquitranes). Un tamaño excesivamente pequeño puede hacer que la biomasa se atasque en los conductos o que sea arrastrada junto con las cenizas volantes al exterior del reactor antes de tiempo. En conclusión, se puede decir que cada gasificador precisa de un determinado tamaño de partícula, que en la mayoría de los casos no debe ser menor de 2-3 mm de diámetro.^[8]

En nuestro caso al ser la biomasa el marlo, cuyo diámetro es de 4 cm y su largo aproximadamente 25 cm^[9], es necesario triturarlo hasta obtener partículas de dicho tamaño. Otra consideración a tener en cuenta a la hora de elegir el tamaño de la materia prima, es que cuanto menor el diámetro, menor va a ser el contenido de alquitrán en el gas de síntesis producido.^[2]

1.5.2 Gasificación

La gasificación tiene como objetivo la obtención de una fracción mayoritaria de gas combustible de bajo poder calorífico, mediante una serie de reacciones que ocurren a temperaturas superiores a las de pirólisis en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno puro y/o vapor de agua). En definitiva, se trata de una oxidación parcial de la biomasa usando únicamente un 25-30% del oxígeno estequiométrico para la combustión total de la misma.

El proceso de gasificación puede tener carácter autotérmico o requerir, como la pirólisis, de aportes suplementarios de energía para llevarse a cabo. Si bien se maximiza el rendimiento a productos gaseosos, se producen también una fracción sólida (constituida en gran parte por el contenido en cenizas original de la biomasa y una pequeña cantidad de carbono no convertido), y una fracción líquida condensable. Esta última se conoce genéricamente con el nombre de alquitranes (tars) y representa un importante problema operacional en la mayoría de las instalaciones de gasificación por su tendencia a condensar en válvulas y conducciones, creando atascos y dificultades a la hora de quemar el gas producto. Resulta por tanto de la mayor importancia minimizar la generación de estos alquitranes mediante medidas primarias (selección cuidadosa de las condiciones de operación, empleo de catalizadores) o secundarias (craqueo térmico o catalítico de los alquitranes en fase gas, o sistemas eficientes de recogida de condensados).^[10]

Los componentes principales del gas de síntesis son monóxido de carbono e hidrógeno, que pueden ir acompañados por nitrógeno (si el agente gasificante es aire), vapor de agua, CO₂, CH₄ y, en menor

medida, otros hidrocarburos y H₂S. Tanto el tipo de reactor de gasificación como las condiciones de operación (temperatura y agente gasificante) tienen un importante impacto en su composición.^[11] En la tabla 4 puede apreciarse la influencia del agente gasificante en su poder calorífico.

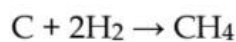
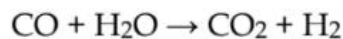
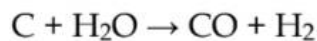
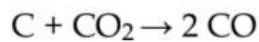
Tabla 4: Poderes caloríficos del gas de síntesis según su agente gasificante^[12]

Agente oxidante	Valor calorífico superior (MJ/m³N)
Aire	4 – 7
Vapor	10 – 18
Oxígeno	12 – 28

Como resultado, puede obtenerse un gas apto para su combustión en turbinas, motores de combustión interna o calderas, o bien el llamado gas de síntesis, adecuado para su transformación en diversos productos y combustibles líquidos.^[11]

El proceso de gasificación se cumple en una cámara cerrada y sellada que opera un poco por debajo de la presión atmosférica. Este proceso se desarrolla en varias etapas:

- **Secado:** Una primera etapa de calentamiento hasta 100 °C, que provoca el secado de la biomasa por evaporación del agua contenida en la misma, y que absorbe el calor sensible para elevar la temperatura, además del necesario para la evaporación del agua.
- **Pirólisis:** Se calienta la biomasa a temperaturas entre 400 y 800°C en ausencia de oxígeno. Mediante este calor, el sólido original se descompone en una mezcla de sólido (char), líquido (tar) y gas.
- **Oxidación o combustión:** Sufrida por la fracción más pesada (carbonosa) de la biomasa al entrar en contacto con el agente gasificante (aire, oxígeno, etc). Es la única etapa exotérmica, y su calor es generalmente aprovechado para las otras tres etapas.
- **Reducción:** Ocurre por combinación del vapor de agua producido en la etapa de secado y el dióxido de carbono que viene arrastrado por la corriente gasificante desde la etapa de oxidación cuando se encuentran con el char sólido.



Cabe aclarar que dependiendo del tipo de reactor o, mejor dicho, la posición por donde entra el gasificante, las últimas dos etapas (reducción y oxidación) pueden estar alternadas, aunque los procesos en sí no se ven modificados.^{[8],[13]}

1.6 Aplicaciones de productos y subproductos

1.6.1 Aplicación de subproductos

El char proveniente de la gasificación de biomasa tiene propiedades muy similares a las del carbón activado, como por ejemplo su alto contenido de carbón (85-90%) y alta porosidad (40-50%). Esto da lugar a diferentes aplicaciones del char como sustituto del carbón activado. Dado que el char es un producto de bajo costo, como precursor del carbón activado podría reducir los costos de producción de absorbentes y expandir su utilización dado que proyecciones muestran que la demanda de carbón activado está ascendiendo. Al reciclar el char con este fin, la planta podrá manejar el char obtenido como un producto de valor y de muchas aplicaciones, más que como un subproducto no deseado.^[14]

Dentro de las muchas aplicaciones del carbón activado, se puede mencionar que puede atrapar diferentes productos químicos por medio de una propiedad conocida como adsorción. Cuando un líquido o gas entran en contacto con el carbón activado, éste atrae y retiene uno o más átomos, moléculas o iones en su superficie. Además, el carbón activado es ampliamente utilizado en el tratamiento de agua potable, ya sea en un lecho o como filtro. Puede eliminar una amplia gama de compuestos, incluyendo al cloro y a los taninos. En el tratamiento de efluentes, el carbón activado desempeña un papel importante en los procesos de tratamiento terciario, donde se lo utiliza para eliminar sustancias orgánicas y algunas inorgánicas. Se pueden añadir productos químicos al carbón crudo, cambiando las propiedades de la superficie del material de forma tal que pueda atraer a contaminantes de diversos tipos.^[15]

1.6.2 Aplicación final del gas de síntesis

Se proyecta que el mercado mundial de gas de síntesis crecerá a una tasa compuesta anual de 10,48% durante el período de pronóstico de 2018 a 2024. El gas sintético o “gas de síntesis” está ganando cada vez más fuerza en el mercado debido a la creciente necesidad de fuentes de energía asequibles que también sean limpias y eficientes.

La creciente población mundial está llevando a una mayor demanda de energía que está impulsando el crecimiento del mercado de gas de síntesis. Se espera que este crezca a un buen ritmo debido a la inversión significativa en nuevas plantas de gas de síntesis y la modernización de las plantas existentes con tecnologías más nuevas y más limpias.^[16]

El gas de síntesis, como ya se mencionó, puede utilizarse para una gran cantidad de aplicaciones, como la formación de biocombustibles por el proceso de Fischer-Tropsch y la generación de energía eléctrica y térmica. Estas aplicaciones traen consigo una serie de exigencias variadas sobre el gas de síntesis. Debido a esto, es necesario definir la aplicación que se le dará al syngas para así poder adecuar las condiciones operativas y los reactivos a utilizar en función de estos requerimientos.

Se presenta en la figura 2 algunas de las aplicaciones más comunes y sus proporciones:

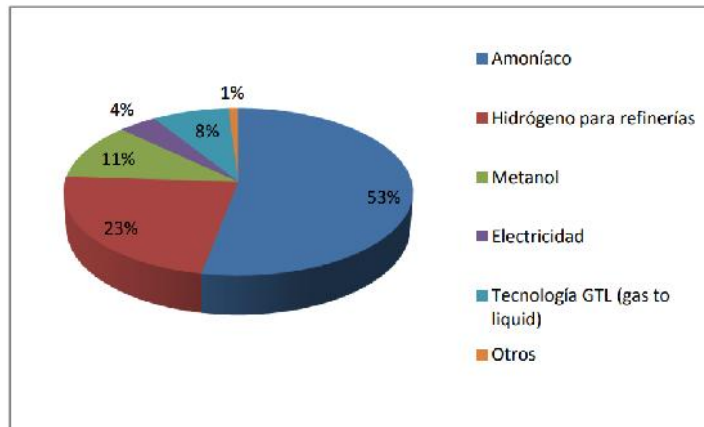


Figura 2: aplicaciones comunes del gas de síntesis.^[17]

Debido al bajo uso del syngas para la producción de electricidad, se plantea destinar nuestro producto a este fin, promoviendo así la utilización de este medio en lugar de los tradicionales recursos no renovables como es el gas natural. Para la correcta generación de electricidad en base a syngas es necesario que este cumpla un requerimiento dependiendo del método utilizado. Este requerimiento tiene que ver con la cantidad de alquitrán, partículas y el tamaño de las mismas que contiene el gas de síntesis.

Tabla 5: requerimientos del motor de combustión interna y turbina de gas.^[18]

Componente	Unidad	Motor de combustión interna	Turbina de gas
Partículas	mg/Nm ³	<50	<30
Tamaño de partículas	µm	<10	<5
Tar	mg/Nm ³	<50	<5

Se escoge destinar el gas de síntesis a la fabricación de energía eléctrica con motores de combustión interna ya que permiten una cantidad mayor de alquitrán y partículas, por lo tanto la limpieza del syngas será menos costosa. Además, actualmente la producción de energía a partir de gasificación de biomasa se realiza con motores de combustión interna casi en su totalidad. Muy pocas plantas se realizan con turbinas y celdas combustibles ya que siguen en etapa de desarrollo teórico^[19].

La elección de la aplicación realizada deberá considerarse en los pasos posteriores, como en la selección del agente oxidante y el tipo de reactor a utilizar, ya que estos dos factores definirán tanto la composición del gas de síntesis producido, así como la cantidad de alquitrán del mismo.

La electricidad obtenida se planea inyectar a la red a partir del plan RenovAR. Este es un plan del gobierno que tiene como fin aumentar el porcentaje de energía consumida que proviene de recursos renovables. Con esta meta, el plan incluye licitaciones públicas periódicas en las que distintas empresas presentan sus proyectos de inversión y el precio al cual están dispuestos a vender su capacidad.^[20]

En cuanto al precio de venta, se procede a analizar los valores en la página web del plan RenovAR. Dado que la materia prima elegida es marlo de maíz, se consideran mayormente los precios en Buenos Aires y Córdoba, que son las provincias de mayor producción de maíz. El promedio de precio en Córdoba es de 131,1 USD/MWh y en Buenos Aires es 128,1 USD/MWh. Finalmente, el promedio será de 129,6 USD/MWh.^[21]

1.7 Ubicación de la planta

Sería deseable ubicar la planta en una zona donde la producción de maíz sea alta, a fin de tener alcance a grandes cantidades de rastrojo del mismo para cumplir los requerimientos operativos.

En la siguiente figura se muestran las principales áreas productivas de maíz en la Argentina:

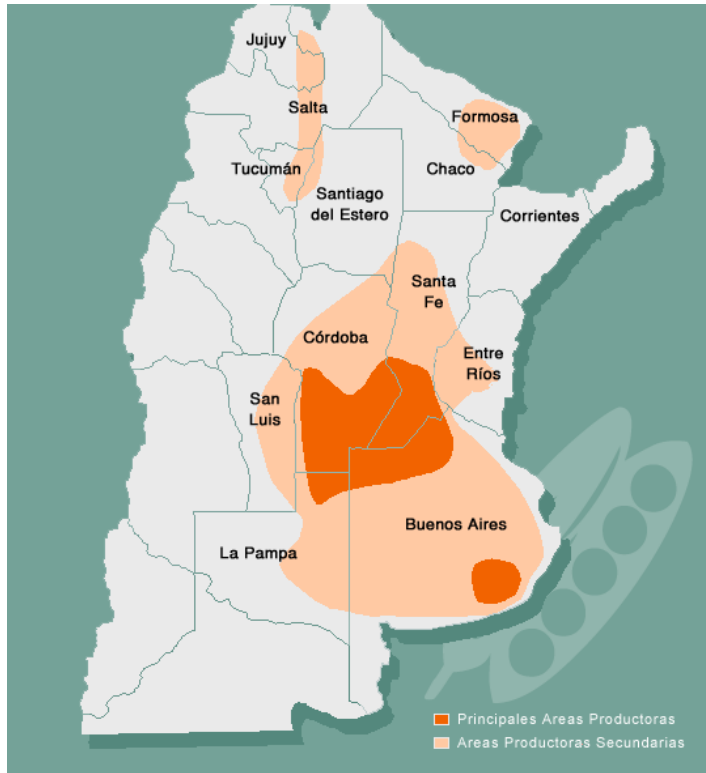


Figura 3: principales y secundarias áreas productoras de maíz.

Como se observa, las zonas más atractivas serán el noreste de Buenos Aires, norte de La Pampa, centro y sur de Córdoba y sur de Santa Fe. Para un mayor entendimiento de la distribución de la producción en cada provincia se presenta la siguiente figura:

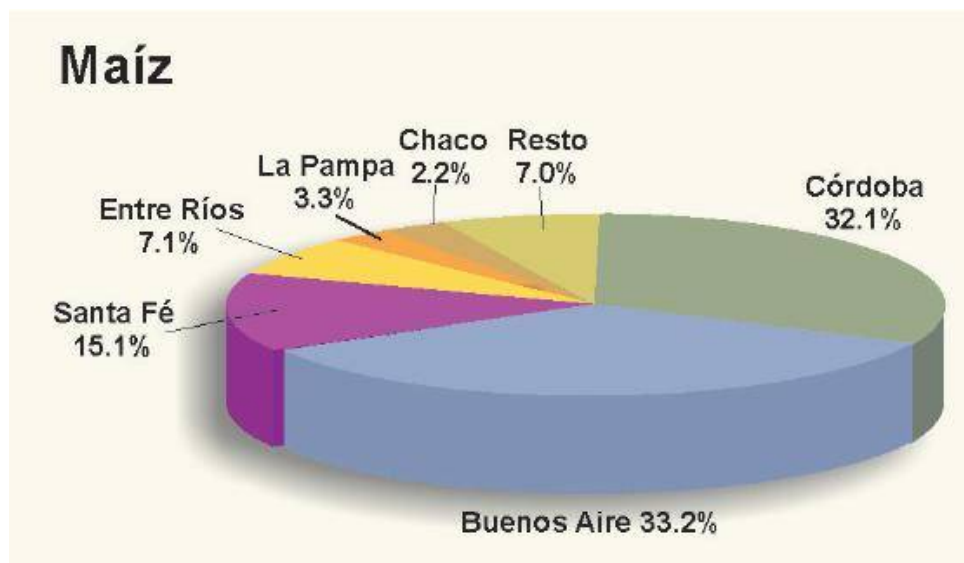


Figura 4: distribución de producción de maíz por provincia. [4]

Según los porcentajes, las dos provincias con mayor producción son Córdoba y Buenos Aires. Se decide establecer la planta en el norte de Buenos Aires, en la localidad de Rojas, debido a la presencia de la planta María Eugenia. Esta planta es la más grande de Monsanto en procesamiento, selección, clasificación y embolsado de semillas de maíz, alcanzando una producción de 4,5 millones de bolsas de semillas de maíz por temporada. La planta recibe el maíz en espiga entero y este es procesado en varias etapas. Inicialmente se produce el deschalado dejando continuar al proceso de secado solo al marlo con los granos. Luego del secado, se comienza el proceso de desgrane, donde finalmente se obtiene el grano separado del marlo. Los granos luego sufren un proceso de clasificación y envasado para su posterior venta. [22]

Gracias a la forma de procesar el maíz, la empresa obtiene los residuos separados: el marlo por un lado y las hojas y chalas por otro. Esto nos beneficia altamente ya que podemos recibir nuestra materia prima ya aislada y así no requerir procesos de separación.

En la figura 5 se presenta la ubicación geográfica específica de la planta mencionada.



Figura 5: ubicación de la planta María Eugenia.

1.8 Capacidad de producción

En la Argentina, la producción de maíz proyectada para 2019 es de 45 millones de toneladas, según la Bolsa de Cereales del Departamento de Estimaciones Agrícolas. [23] De estas toneladas, es necesario diferenciar entre las que se cosechan y desgranar in situ y las que no. Esta distinción es necesaria ya que nuestra materia prima es el marlo aislado del resto de los rastrojos del maíz, por lo que si no se obtiene separado, habrá un mayor costo debido a la necesidad de separación del mismo.

Existen métodos para la separación del marlo una vez triturado de las chalas y otros restos así como son:

- Cob Caddy System: Es el método más simple, se engancha un carro detrás de la cosechadora que toma todo el rastrojo y separa con aire los marlos del resto del mismo. Los marlos se van acumulando en el tanque, mientras que el resto se desparrama en el lote por detrás del carro.
- Cobs Carts: Varias empresas, entre ellas Case IH y Vermeer Manufacturing, están desarrollando sistemas de carros de arrastre para marlos. Al desactivar la picadora de la cosechadora, los marlos son expulsados por detrás de la misma y se encuentran con una cinta que los lleva hacia el proceso de separación. Así, los marlos entran al carro mientras que el resto del rastrojo es esparcido en el lote. ^[4]

Dado que el precio de esta maquinaria es muy alto, sería conveniente recibir la materia prima, como ya se mencionó, separado del resto del rastrojo. La planta María Eugenia lo obtiene de esta forma. La cantidad de marlo residual de la planta se puede estimar considerando que se producen 4,5 millones de bolsas de semillas de maíz, con 80.000 granos por bolsa.^[24] Esto significa, considerando que un grano tiene un peso de 0,27 g, unas 97.200 toneladas de granos por temporada.^[25] Teniendo en cuenta las proporciones de la tabla 3 se obtiene que esta cantidad de granos corresponde a 23.000 ton de marlo por temporada.

La materia prima necesaria para llevar a cabo la gasificación a la capacidad requerida de 1 ton/h, considerando una operación de 24 hs diarias y un mes de parada de planta con fines de limpieza y mantenimiento, resulta en de 8.000 ton de marlo anuales.

Se concluye que se podrá alcanzar la capacidad exigida aún considerando que no se reciba la totalidad de los residuos de Monsanto.

1.9 Elección del agente gasificante

Como ya se mencionó en otros apartados, el gasificante juega un rol muy importante en la producción de gas de síntesis ya que de él depende la calidad y composición del mismo, en gran parte.

Entre los agentes más comunes se encuentran el oxígeno, el vapor de agua y el aire. Si se gasifica con aire, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el resto de la biomasa sufre la reducción. No obstante, el 50% del syngas es nitrógeno y, en términos de poder calorífico, el gas ronda los 5,5 MJ/Nm³. La gasificación con vapor de agua u oxígeno, mejoran el rendimiento global y aumenta la proporción de hidrógeno en el syngas. Es el sistema más adecuado de producir syngas si se desea emplearlo como materia prima para producir metanol o gasolina sintética.

Si bien el aire es gratuito y el vapor de agua se produce a partir del calor contenido en el gas de síntesis, el oxígeno tiene un coste energético y económico a tener en cuenta. ^[8]

A pesar de que una mayor capacidad calorífica del gas de síntesis generará una mayor producción de electricidad por el motor de combustión interna, se decide utilizar como agente gasificante al aire, a fin de no adicionar costos de operación.

1.10 Tipos de gasificadores

Existe una amplia variedad de reactores que se utilizan para los procesos de gasificación de biomasa. Su elección depende de varios factores, como pueden ser la granulometría de la biomasa residual, la humedad, la limpieza del gas de síntesis requerida o según el manejo del combustible. Existen dos grandes categorías dentro de los gasificadores: de lecho y de lecho fluidizado.

1.10.1 Reactores de lecho fijo

En el lecho fijo el combustible permanece estático dentro del gasificador y el proceso de pirólisis va consumiendo la totalidad de la carga ingresada. Estos tipos de gasificadores, a su vez, se subdividen dependiendo del sentido relativo de las corrientes del combustible (biomasa) y agente gasificante. Existen, según este criterio, reactores downdraft, updraft y crossdraft. Cuando las corrientes son paralelas, el gasificador se denomina de flujo descendente (downdraft). Ambas corrientes (sólidos y aire) ingresan por la parte superior. Ésta da como resultado que el oxidante y el vapor arrastren las partículas de carbón a medida que fluyen a través del gasificador.

Cuando circulan en sentido opuesto, se denomina de flujo ascendente (updraft). En estos gasificadores el sólido es introducido por la parte superior (igual que en downdraft) y desciende lentamente en contracorriente con el flujo del gas generado por la introducción de los agentes gasificantes por el fondo del gasificador. ^[26]

1.10.1.1 Crossdraft

Este gasificador está adaptado para usar carbón de origen vegetal, principalmente. El agente gasificante es alimentado por un costado del reactor mientras que la biomasa por la parte superior de éste. El gas producto también es retirado por los costados del reactor, mientras que las cenizas caen al fondo.

Las ventajas de este reactor son el aprovechamiento interno del calor, lo que produce un gas más puro y rico en los compuestos combustibles. Sin embargo, al estar la entrada de agente gasificante

y la salida de gases a un mismo nivel dentro del reactor, se arrastra mucha ceniza y materia sin reaccionar por la corriente de salida, lo que implica una pérdida de material y eficiencias menores.^[27]

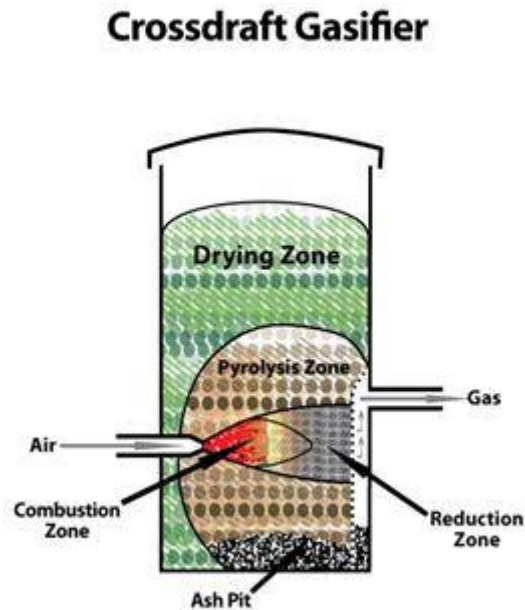


Figura 6: esquema de un gasificador de lecho fijo tipo crossdraft.

1.10.1.2 Updraft

Es la forma más simple de gasificador. En este tipo, la biomasa entra por la parte superior del reactor y se mueve lentamente por las diferentes etapas hacia abajo, mientras que el agente gasificante es previamente precalentado y alimentado por la parte inferior. El gas producido es evacuado del equipo por la parte superior, a medida que el flujo ascendente de gases recorre todo el gasificador y ocurren las reacciones. Las cenizas y desechos que no reaccionaron caen al fondo del gasificador y son retirados desde ahí. La temperatura a lo largo del reactor aumenta a medida se desciende en el equipo y es el mismo calor de las reacciones exotérmicas ocurridas en la zona de combustión el que mantiene activas las zonas superiores.

Las mayores ventajas de este reactor son su simplicidad, gran aprovechamiento del carbono y buen intercambio interno de calor, que lleva a buenas eficiencias de gasificación y a que el gas producido salga a menor temperatura. Además, la biomasa a utilizar puede tener alto contenido de humedad y ser de tamaño pequeño, en comparación a otros diseños. Como aspecto negativo,

se encuentra la gran cantidad de alquitrán y residuos de pirólisis que se obtienen producto de que los gases condensables desprendidos de esta etapa no llegan a la zona de combustión y se van enfriando a medida que suben por el reactor. Luego, son retirados por la salida de producto en forma de líquidos altamente densos y pegajosos, causando un problema de obstrucción y aumentando los costos para separarlo del gas producto.^[27]

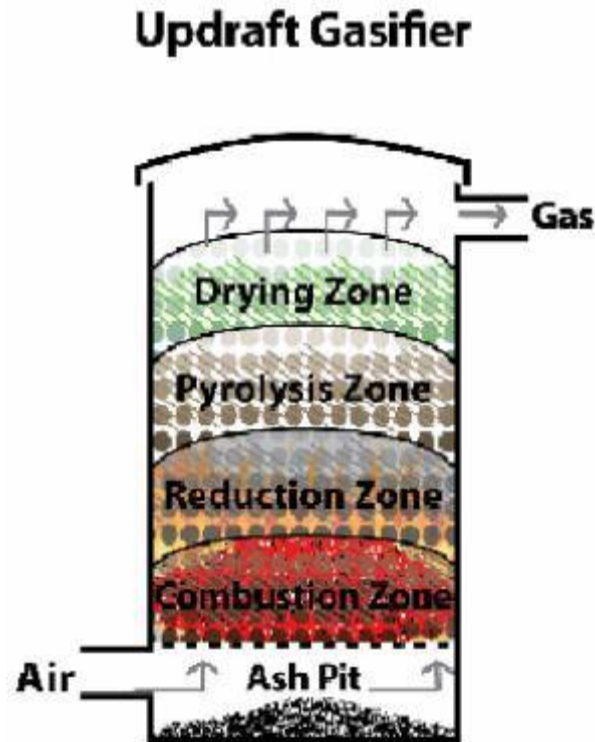


Figura 7: esquema de un gasificador de lecho fijo tipo updraft.

1.10.1.3 Downdraft

El sólido entra por la parte superior del reactor, experimentando sucesivamente los procesos de secado y pirólisis al ser sometido a un aumento progresivo de la temperatura. Este perfil de temperaturas se debe al hecho que la conducción y radiación de calor a temperaturas suficientemente elevadas, tiene lugar desde la parte inferior, donde se está generando calor mediante combustión parcial de los productos que llegan hasta allí. Los gases, alquitranes y carbón continúan su camino descendente y llegan a la zona de oxidación a alta temperatura, en la que se queman o craquean una parte con el oxígeno introducido, proporcionando la energía necesaria para mantener térmicamente el proceso y empobreciendo la calidad del gas. Los productos reaccionan entre sí a través de las reacciones de reducción para aumentar la cantidad

y calidad como combustible de la fase gaseosa.^[28] Las cenizas son retiradas junto a la mezcla total de gases por la parte inferior del reactor.

La principal ventaja es que se obtiene un gas con bajo contenido de alquitrán (lo que propicia su utilización en motores) debido a que los gases de pirólisis son obligados a pasar por la zona de combustión. Sin embargo, una gran desventaja es el hecho que el gas de producto tiene alto contenido de cenizas por ser retirados ambos desde la zona inferior del reactor, lo que exige etapas posteriores de limpieza de gases más complejas.^[2]

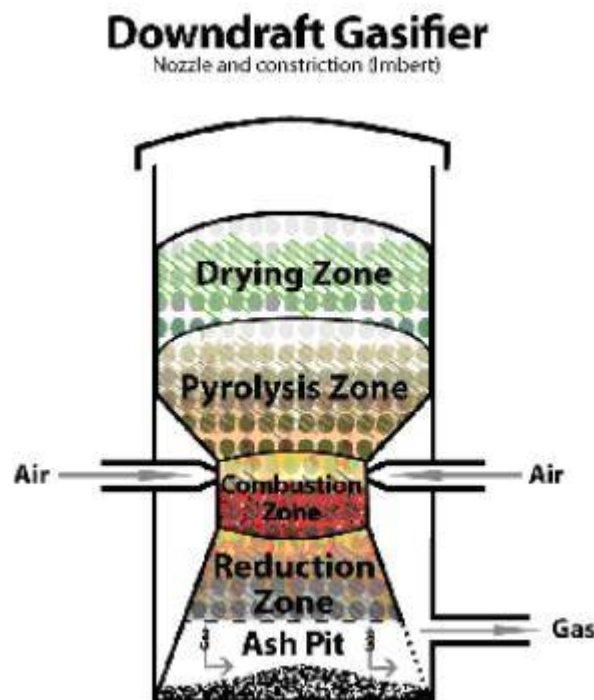


Figura 8: esquema de un gasificador de lecho fijo tipo downdraft.

1.10.2 Reactores de lecho fluidizado

En este tipo de gasificador fluye aire a través de un lecho de partículas sólidas a velocidad suficiente para mantenerlas en estado de suspensión. Se comienza por calentar externamente el lecho y el material de alimentación (biomasa) se introduce tan rápido como se alcanza una temperatura suficientemente elevada. Las partículas del combustible se introducen en el lecho del reactor, se mezclan rápidamente con el material del lecho y se calientan casi instantáneamente, alcanzando así la temperatura de este. Como resultado de este tratamiento, el combustible realiza la etapa de pirólisis muy rápidamente, obteniéndose una mezcla de componentes con una cantidad relativamente elevada de materiales gaseosos.

En el proceso de gasificación por lecho fluidizado el agente gasificante mantiene en suspensión inerte al combustible, hasta que las partículas de éste se gasifican, se convierten en cenizas volátiles y son arrastradas por la corriente del gas de síntesis. De este tipo de gasificadores hay tres variantes: burbujeante, circulante y arrastrado. Todos ellos pensados para grandes cantidades de combustible.^[26]

Las principales ventajas de los gasificadores de lecho fluidizado son: excelente control de la temperatura y las velocidades de reacción; alta capacidad específica; potencial de escalado a mayores tamaños y adaptación a cambios de biomasa. Contrariamente, presentan niveles moderados-altos de alquitranes y partículas en el gas de salida; y, la conversión del combustible no es tan elevada, si se compara con los gasificadores de lecho fijo.^[29]

1.10.2.1 Burbujeante

Dentro de las ventajas de este tipo de gasificador de lecho fluidizado puede destacarse una excelente mezcla gas-sólido, gran inercia térmica que asegura una efectiva transferencia de calor y masa, una baja formación de tar y un bajo riesgo de aglomeración de partículas.

Durante la operación, los materiales del lecho son calentados hasta la temperatura de gasificación deseada pero deben mantenerse por debajo de los 900°C para evitar la aglomeración. La materia prima y el material del lecho son luego fluidizados utilizando aire, vapor u oxígeno. El uso de oxígeno como medio gasificante provee la energía térmica requerida para la gasificación a través de las reacciones exotérmicas involucradas.^[30]

1.10.2.2 Circulante

Este sistema utiliza dos unidades integradas. En la primera unidad (el elevador) el material del lecho se mantiene fluidizado por el agente gasificante, con una mayor velocidad que el caso del lecho burbujeante. Esto permite que el lecho esté más fluidizado que en el caso anterior y así el tiempo de residencia es mayor. Además, la segunda unidad consiste en un ciclón que separa el gas producto de los materiales del lecho para recircular a los últimos de vuelta al elevador.^[2]

1.10.2.3 Arrastrado

Los gasificadores de lecho arrastrado operan de manera similar con las calderas de carbón pulverizado. Funcionan en isocorriente con un tamaño de partícula muy fino, debido a que los tiempos de permanencia en el reactor son muy cortos. Las altas temperaturas de operación del

reactor dan como resultado conversiones muy elevadas y la presencia de alquitrán en el gas de salida es prácticamente nula. Se dispone de poca experiencia en la aplicación de esta tecnología en la gasificación de biomasa.^[29]

En la siguiente tabla se muestra una breve comparación de reactores según el tipo de contacto entre el agente gasificante y el sólido.

Tabla 6: comparación de tipo de gasificadores según el modo de contacto.^[26]

Tipo	Modo de contacto
Gasificador de lecho fijo (Flujo descendente)	El sólido y el gas circulan en la misma dirección, que es descendente.
Gasificador de lecho fijo (Flujo ascendente)	El sólido y el gas circulan en dirección contraria. El sólido circula en dirección descendente y el gas circula en dirección ascendente.
Gasificador de lecho fluidizado (burbujeante)	La velocidad del gas es relativamente baja. Los sólidos inertes permanecen en el reactor. Un sólido inerte puede ser la arena.
Gasificador de lecho fluidizado (circulante)	Ocurre separación de sólidos en la corriente gaseosa. Los sólidos inertes son arrastrados, separados y recirculados al reactor.
Gasificador de lecho fluidizado (arrastrado)	La velocidad del gas es alta. Normalmente no existen sólidos inertes, la alta velocidad del gas genera elevadas velocidades de transformación.
Gasificadores paralelos o dobles	La gasificación se produce con vapor en el primer reactor y el carbón producido es transportado hacia el segundo reactor, donde ocurre la combustión para calentar el medio fluidizante de recirculación.
Gasificadores rotatorios	Nos proporcionan un buen contacto sólido-gas.

La mayoría de los gasificadores de pequeña escala usados para generación de electricidad son de tipo downdraft y existen varios casos en los que se usa esta modalidad para proyectos de cooperación al desarrollo en electrificación. El gas producido en los gasificadores downdraft suele tener una composición aproximada de un 20% de H₂, 20% de CO y un pequeño porcentaje de CH₄, y gases no combustibles como CO₂ y N₂. El gas producido contiene más del 70% de la energía de la biomasa en aplicaciones energéticas.

El gasificador downdraft tiene también algunas ventajas respecto al resto de gasificadores:

- Obtención de un gas con un bajo contenido de alquitranes.
- Construcción simple y robusta.^[28]
- Alta eficiencia del equipo.
- Requerimiento relativamente bajo de agente oxidante.
- Baja complejidad de preparación de la biomasa a alimentar.^[31]

Tabla 7: ventajas y desventajas de los gasificadores más comunes.^[32]

Tipo de Gasificador		Ventajas	Desventajas
Lecho Fijo	Updraft	Diseño simple	Gran cantidad de alquitrán y productos de pirólisis
		Alta eficiencia de conversión de biomasa a syngas	Requiere limpieza extensiva del gas si se utiliza en aplicaciones energéticas
		Acepta biomasa con mayor porcentaje de humedad	
		Acepta biomasa de distintos tamaños	
	Downdraft	Baja cantidad de alquitrán	Escala limitada
		Mejor opción para uso en motores a gas	A bajas temperaturas, mayor producción de alquitrán
		De a pocas cargas, menos partículas en el gas	Grandes cantidades de ceniza y polvo
	Cross-draft		Requerimientos de biomasa estrictos
		Aplicable a baja escala	Gran cantidad de alquitrán
Lecho Fluidizado		Poca limpieza del gas debido a las altas temperaturas	
		Construcción compacta	Corriente de gas contiene partículas de polvo
		Perfil de temperaturas uniforme	Sistema complejo debido a la baja cantidad de biomasa en el lecho
		Acepta diferentes tamaños de biomasa	Rango de biomasa limitado entre 0.1 y 1 cm
Flujo Arrastrado		El alto punto de fusión de la ceniza no genera formación de escoria	
		Aplicable en sistemas grandes	Requiere gran inversión
		Bajo tiempo de residencia de la biomasa	Requerimientos de biomasa estrictos

Debido a la necesidad de bajas cantidades de alquitrán, parece más conveniente el gasificador de lecho fijo de tipo downdraft para el uso final del gas de síntesis. Esto se confirma en la tabla ya que menciona que estos reactores son las mejores opciones para obtener un gas de síntesis para motores de combustión interna.

1.11 Diagrama de bloques del proceso y datos macro

En base a las elecciones realizadas previamente (reactor, agente gasificante, etc) se muestra el siguiente esquema de bloques del proceso en la figura 9.

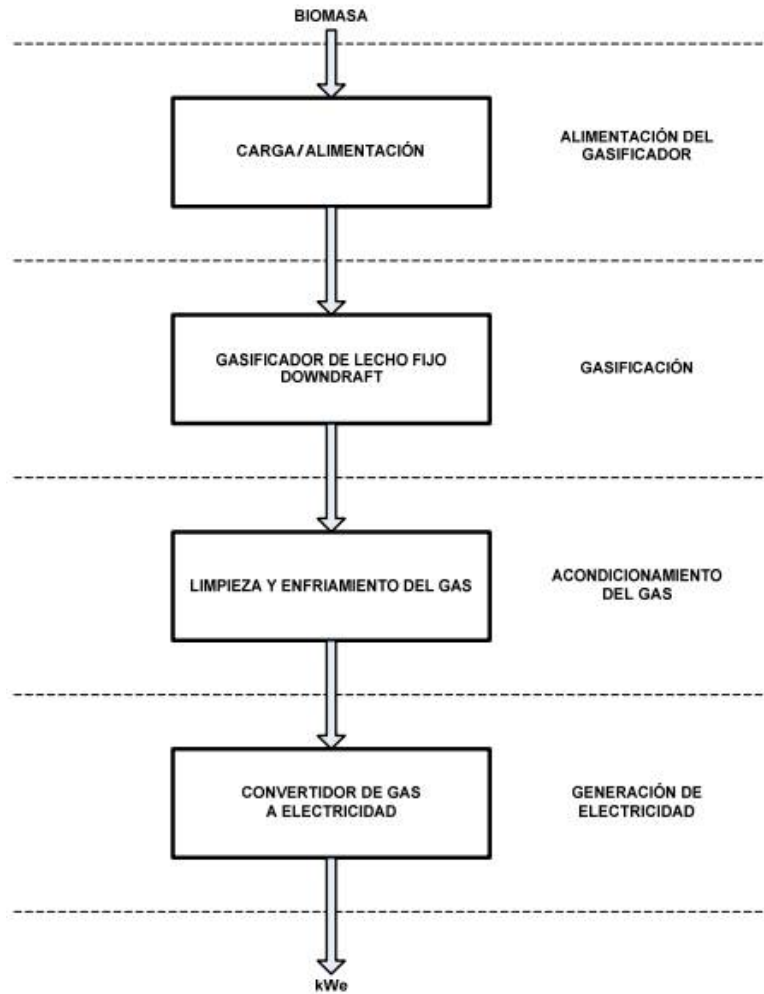


Figura 9: diagrama de bloques del proceso elegido. ^[28]

A continuación se presentan datos aproximados de las composiciones y propiedades tanto de la materia prima (marlo de maíz) como del gas producido por el proceso elegido para dar una estimación de los resultados del mismo. Si bien la planta propuesta no tendrá estas corrientes exactas, es de utilidad observar los resultados que se logran:

Tabla 8: composiciones y propiedades del marlo de maíz y el gas de síntesis obtenido.^[6]

Propiedades	Entrada		Salida	
Flujo	81 kg/h		149 m ³ /h	
Humedad (%)	10.1			
Composición (%)	C	46.59	H ₂	17.3
	H	5.97	N ₂	45.7
	N	0.51	CH ₄	1.98
	Ceniza	2.12	CO	22.6
	O	44.81	CO ₂	12.0
			C ₂ H ₄	0.39
			C ₂ H ₆	0.04
		C ₂ H ₂	0.04	
Capacidad Calorífica	17.3 MJ/kg		5.7 MJ/m ³	

Un valor importante a tener en cuenta es la “Cold Gas Efficiency” o CGE, la cual es la relación entre la energía térmica del gas de síntesis producido (dado por la multiplicación del flujo de salida del syngas y su poder calorífico) y la energía térmica de la materia prima calculada de la misma manera. Este valor depende claramente de los flujos, siendo para una entrada de 81 kg/h y una salida de 149 m³/h de alrededor del 67%. En el caso de la capacidad de producción de la planta propuesta (1 ton/h) se calcula la cantidad de gas de síntesis que se producirá por hora según:

$$0.67 = \frac{5.5 \text{ MJ/m}^3 * F_{gas}}{1000 \text{ kg/h} * 17.3 \text{ MJ/kg}} \quad F_{gas} = 2120 \text{ m}^3/\text{h}$$

Considerando una eficiencia del 32% para el motor de combustión interna, se obtiene una producción potencial de energía eléctrica de 76 kW en la planta analizada.

La eficiencia neta de la planta se calcula como el valor de producción potencial de energía eléctrica dividido por la energía térmica de la materia prima utilizada, lo que resulta en un valor del 21.6%.^[6]

Estos datos obtenidos por una planta de características similares a la planteada sirven como una primera aproximación a los valores a esperar, y además como valores comparativos una vez que se avance en el análisis de la misma.

1.12 Marco legal

En nuestro país no existe regulación para el uso de gas de síntesis, debido a que es una industria que aún no se desarrolló. Por lo tanto se tiene en cuenta la regulación que se encuentra dispuesta para biocombustibles.

- Ley 26.190: Régimen de fomento nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica.
- Ley 27.191: Régimen de Fomento Nacional para el uso de Fuentes Renovables de Energía destinada a la Producción de Energía Eléctrica. Modificación.
- Ley 26.093: Régimen de regulación y promoción para la producción y uso sustentables de biocombustibles.^[33]

La Ley 27.191 fue sancionada en Octubre de 2015, como una reforma a la Ley 26.190. Esta ley declara de interés nacional la generación de energía eléctrica a partir del uso de fuentes renovables con destino a la prestación de servicio público, como así también la investigación para el desarrollo tecnológico y la fabricación de equipos con esa finalidad.

La norma establece, además, que el 8% de la electricidad nacional deberá provenir de esta modalidad para el 31 de diciembre de 2017, mientras que se espera escalar a una proporción del 20% para la misma fecha de 2025. En otras palabras, el país se propone alcanzar los 10.000 MW en un plazo de 10 años, obligando a los grandes usuarios (existen aproximadamente más de 8.000 líderes de mercado, con demandas iguales o superiores a 300 KW) a adecuarse para cumplir con el marco legal y alcanzar la meta de diversificación de la matriz.^[34]

La Ley 26.093 sancionada en abril de 2006, tiene vigencia hasta 2021. En dicha ley se crea la Comisión Nacional Asesora para la Promoción de la Producción y Uso Sustentables de los Biocombustibles, cuyo objetivo es el de promover y controlar la producción y uso sustentable de los biocombustibles. Así como también elegir los requisitos y condiciones necesarias para la habilitación de las plantas de producción y mezcla de biocombustibles.^[35]

1.13 Potenciales competidores

Estadísticas del Comité de Biomasa de la Cámara Argentina de Energías Renovables (CADER) indican que nuestro país posee entre 60 y 80 plantas de biomasa, de las cuales 20 son grandes instalaciones.

Estas plantas son básicamente de tratamiento de residuos sólidos urbanos o componentes orgánicos, así como también mini-biodigestores o mini lagunas cubiertas para consumo domiciliario.

Según un relevamiento de 2015, estas iniciativas se sitúan mayoritariamente al norte de la provincia de Buenos Aires y en la región del Litoral. En el resto del país, Jujuy tiene en marcha dos plantas de gasificación de madera y una de pirólisis de biomasa seca; Salta incentiva la construcción participativa de biodigestores familiares; en Misiones se aprovechan desechos forestales y de frigoríficos; San Juan busca hacer lo propio con residuos de la actividad vitivinícola; en Mendoza hay un proyecto para generar biogás y energía solar-térmica en mercados

agrícolas de concentración; Chubut apuesta por la cogeneración energética a partir de biomasa residual de la leña; Tierra del Fuego está construyendo una planta para reciclar y reutilizar residuos industriales; y Tucumán se ilusiona con la transformación de derivados de la producción azucarera.

Uno de los casos de biomasa más emblemáticos se encuentra en la provincia de Córdoba, donde se puso en marcha en 2017 una planta de generación de energía eléctrica a base de cáscara de maní.^[36]

Además, La Facultad Regional Venado Tuerto de la Universidad Tecnológica Nacional (UTN), patentó un novedoso sistema que permite la producción de energía limpia mediante la utilización de marlos de maíz, con el abaratamiento de costos para la producción de calor, además de ser amigable con el medio ambiente. Este es el primer proyecto en su tipo en el país y podría ver la luz a nivel comercial en los próximos meses.^[37]

1.14 Justificación preliminar del proyecto

Se estima que para el año 2050, la demanda mundial de electricidad aumentará un 57%^[38]. Debido a que actualmente la gran mayoría de la electricidad producida se hace en base a recursos no renovables, como se ve en la figura 10, la necesidad de recurrir a otras fuentes de energía es imperativa.

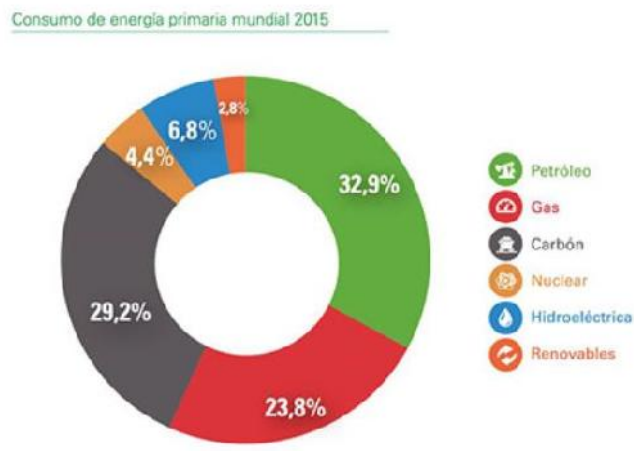


Figura 10: fuentes de energía mundiales.^[39]

En Argentina, se han tomado medidas para promover el desarrollo de energías renovables a partir de legislaciones que exigen un dado porcentaje de producción con este tipo de recursos. En la siguiente figura, se muestra la participación de diferentes fuentes de energía renovable en la Argentina en 2017.

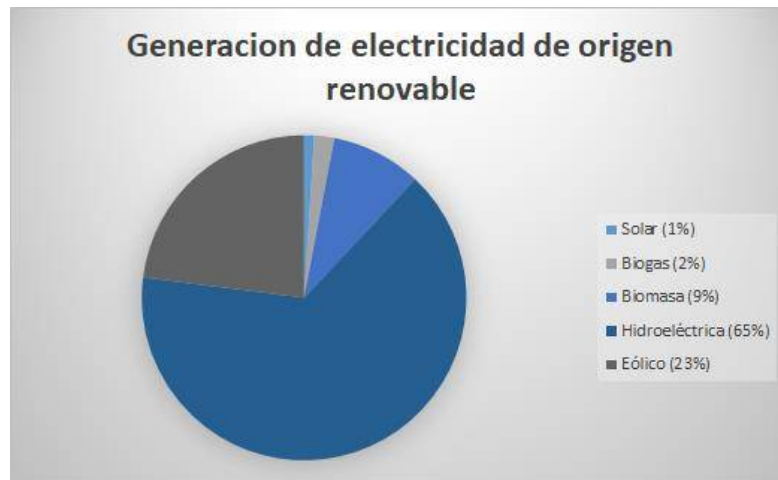


Figura 11: participación de energías renovables en la generación de electricidad en 2017.^[40]

La producción de electricidad a partir de biomasa, como se observa, no está tan desarrollada en el país como la energía hidroeléctrica. Al tratarse la Argentina de un país cuya economía se basa principalmente en la producción y exportación de productos agrícolas, se considera una oportunidad aún no aprovechada la utilización de las toneladas de residuos generados en estas actividades. Debido a que generalmente estos residuos son destinados a la quema en la actualidad, es aún más conveniente re-utilizarlos.

Este panorama actual respalda el proyecto planteado debido a la alta oferta de residuos agrícolas y la baja presencia de plantas aprovechadoras de los mismos. Como ya se mencionó, la demanda de electricidad incrementará considerablemente en los próximos años por lo que se vería justificada la instalación de una planta gasificadora de biomasa para la generación de gas de síntesis destinado a la producción de electricidad.

1.15 Bibliografía capítulo 1

^[1]G. Peres, A. P., Lunellia, B. H., y Fllhoa, R.M. (2013). *Application of biomass to hydrogen and syngas production*. Chemical Engineering Transactions, 32, 589-594.

^[2]Singh Sikarwar, V., et al., (2016). *An overview of advances in biomass gasification*. *Energy & Environmental Science*, 9, 2967.

^[3]Ings. Agrs. Julio E. Menéndez y Jorge A. Hilbert. (2013). *Cuantificación y uso de biomasa de residuos de cultivos en Argentina para bioenergía*. Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria, 4.

^[4]What is Biomass Energy? [Documento disponible en https://www.conserve-energy-future.com/advantages_disadvantages_biomassenergy.php]

^[5]Residuos del cultivo de Maíz. [Documento disponible en <http://www.pasturasdeamerica.com/utilizacion-forrajes/residuos-agricolas/maiz/>]

^[6]Biagini, E.Barontini, F. Tognotti, L. (2014). *Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Corn cobs*. Bioresource technology, 173 p.110-116

^[7]M. R. Ravi and Sangeeta Kohli. (2018). Thermodynamics and Kinetics of Gasification. Energy, Environment, and Sustainability, 37-62.

^[8]Biomasa: Gasificación. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, Gobierno de España. [Disponible en https://www.idae.es/sites/default/files/publications/online/31/biomasa%20gasificacion_opf_files/pdfs/biomasa-gasificacion.pdf]

^[9]Maíz Dulce. [Disponible en http://www7.uc.cl/sw_educ/agronomia/manual_poscosecha/archiv/prodc10.html]

^[10][Disponible en <https://estrucplan.com.ar/producciones/contenido-tecnico/p-medio-ambiente/introduccion-a-las-tecnologias-de-aprovechamiento-de-biomasa/>] visitado por última vez 24 de mayo del 2019.

^[11]Arauzo, J. Bimbela, F. Ábrego, J. Sánchez, J.L. Gonzalo, A. (2014). *Introducción a las tecnologías de aprovechamiento de biomasa*. [Disponible en http://digital.csic.es/bitstream/10261/108763/1/BoletinGEC_033-A01.pdf]

^[12]Arteaga-Pérez, L.E. Casas-Ledón, Y. Cabrera-Hernandez, J. Rodríguez-Manchin, L. (2014). *Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación* [Disponible en <https://core.ac.uk/download/pdf/39151866.pdf>]

^[13]How Gasification Works. [Disponible en <http://www.allpowerlabs.com/gasification-explained>]

^[14]Benedetti,V., Baratieri, M., Patuzzi,F.(2017). *Gasification Char as a Potential Substitute of Activated Carbon in Adsorption Applications*. Faculty of Science and Technology, Free University of Bolzano.

^[15]¿Qué es el Carbón Activado? [Disponible en <https://www.fluencecorp.com/es/que-es-el-carbon-activado/>]

^[16]Global Syngas Market-Forecast from 2019-2024. [Disponible en https://www.researchandmarkets.com/research/72x57s/syngas_market?w=4]

^[17]Sánchez-Bastardo, N. (2014). *Obtención de gas de síntesis a partir de biomasa utilizando catalizadores de Níquel*. Universidad de Valladolid.

^[18]Laurence, L.,Ashenafi,D. (2012). *Syngas Treatment Unit for Small Scale Gasification - Application to IC Engine Gas Quality Requirement*. Journal of Applied Fluid Mechanics, Vol. 5, No. 1, pp. 95-103.

^[19]Bocci, E., Sisinni, M., Moneti, M., Vecchione, L., Di Carlo, A., Villarini, M.(2014). *State of Art of Small Scale Biomass Gasification Power Systems: A Review of the Different Typologies*. [Energy Procedia](#). 45 p 247-256.

^[20][Disponible en <https://www.pwc.com.ar/es/publicaciones/renovar2-energias-renovables-en-argentina.html>]

^[21][Disponible en <https://www.minem.gob.ar/www/833/25871/precios-adjudicados-del-programa-renovar>]

^[22]Sitio Web oficial Monsanto <http://www.monsantoglobal.com/global/ar/Pages/default.aspx>

^[23]Panorama Agrícola Semanal 28/03/2019. Bolsa de Cereales, Departamento de Estimaciones Agrícolas.

^[24]Precio y descripción bolsa de semillas Monsanto [Disponible en <https://www.mercosur.com/es/precio-de-dk.72.10.vt3p.b1/>]

^[25]Fossati, J. (2000). *Evaluación de Híbridos comerciales de maíz en la estación experimental agropecuaria Rafaela*. Instituto Nacional de Tecnología Argentino [Disponible en http://rafaela.inta.gov.ar/publicaciones/documentos/hoja_inf/hojainf_3.htm]

^[26]Castro Martínez, S. O., (2015). *Instalación y arranque de un prototipo de gasificación*. Universidad Nacional Autónoma de México. México D.F.

^[27]Castello Belmar, A. M., (2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Universidad de Chile. Santiago de Chile, Chile.

^[28]Cuba Arroyo, C.G. (2011). *Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona. [Disponible en <https://upcommons.upc.edu/handle/2099.1/11591>]

^[29] Alegría-Castellanos, P., (2017). *Instalación y puesta en marcha de un gasificador de lecho fluidizado*. Universidad de Piura, Facultad de Ingeniería. Piura, Perú.

^[30] Bemgba Bevan, N., et al., (2012). *Design of a Bubbling Fluidized Bed Gasifier for the gasification of palm waste*. Institute of Hydrogen Economy (IHE), Department of Chemical Engineering, Universiti Teknologi Malaysia. Malaysia

^[31] National Energy Technology Laboratory. US Department of Energy. [Disponible en <https://www.netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/fmb>]

^[32] Biomass Gasification. Material bibliográfico provisto por la Cátedra.

^[33] Secretaría de Energía Presidencia de la Nación. [Disponible en <http://www.energia.gov.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=3876>]

^[34] Devincenzi, A. (2017). *Energías Renovables: inversiones, proyecciones y el plan del Gobierno*. El cronista. [Disponible en <https://www.cronista.com/especiales/Energias-renovables-inversiones-proyecciones-y-el-plan-del-Gobierno-20171115-0004.html>]

^[35] Información Legislativa. Ministerio de Justicia y Derechos humanos. [Disponible en <http://servicios.infoleg.gov.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>]

^[36] Crece la Biomasa en Argentina. Enel [Disponible en <https://www.enel.com.ar/es/Historias/a201802-biomasa-en-argentina-con-80-plantas.html>]

^[37] Rodríguez, P. (2018). *La UTN creó un sistema para generar energía con marlos de maíz*. El Litoral. [Disponible en https://www.ellitoral.com/index.php/id_um/169460-la-utn-creo-un-sistema-para-generar-energia-con-marlos-de-maiz-venado-tuerto-regionales.html]

^[38] Fernández Munguía, S. (2018). ¿Por qué el futuro de la energía pasa por la electricidad? [Disponible en <https://nergiza.com/por-que-el-futuro-de-la-energia-pasa-por-la-electricidad>]

^[39] BP Statistical Review of World Energy 2016. [Disponible en https://www.bp.com/es_es/spain/prensa/notas-de-prensa/2016/bp-statistical-review-world-energy-2016.html]

^[40]Griffa, B. (2017). *Energías renovable en Argentina*. Universidad Nacional de San Martín [Disponible en <http://www.unsam.edu.ar/escuelas/economia/Ciepe/pdf/EnergiasrenovablesenArgentina.pdf>]

Capítulo 2: análisis de la reacción química

Objetivo del capítulo

El objetivo es obtener un modelo cinético para representar matemáticamente la reacción que se lleva a cabo dentro del gasificador. A partir del modelo pueden observarse perfiles de los componentes principales a lo largo del reactor. También el modelo permite variar parámetros para observar su efecto sobre los resultados y así optar por las mejores condiciones de operación, considerando tanto los beneficios como los costos de operación adicionales. Se seleccionan condiciones y se presentan los resultados.

2.1 Proceso de obtención de gas de síntesis

El gas de síntesis puede ser obtenido a partir de sustancias ricas en carbono, como pueden ser hulla, carbón, coque, nafta o biomasa. El proceso de gasificación consiste en una secuencia de reacciones termoquímicas dentro de un reactor (gasificador). La gasificación es un proceso autotérmico debido a que el calor liberado por una de las etapas (combustión) es suficiente para que ocurran todas las otras reacciones endotérmicas y de esta forma no se requiere un ingreso adicional de calor. Para resumir las etapas del proceso, se presenta la siguiente figura:

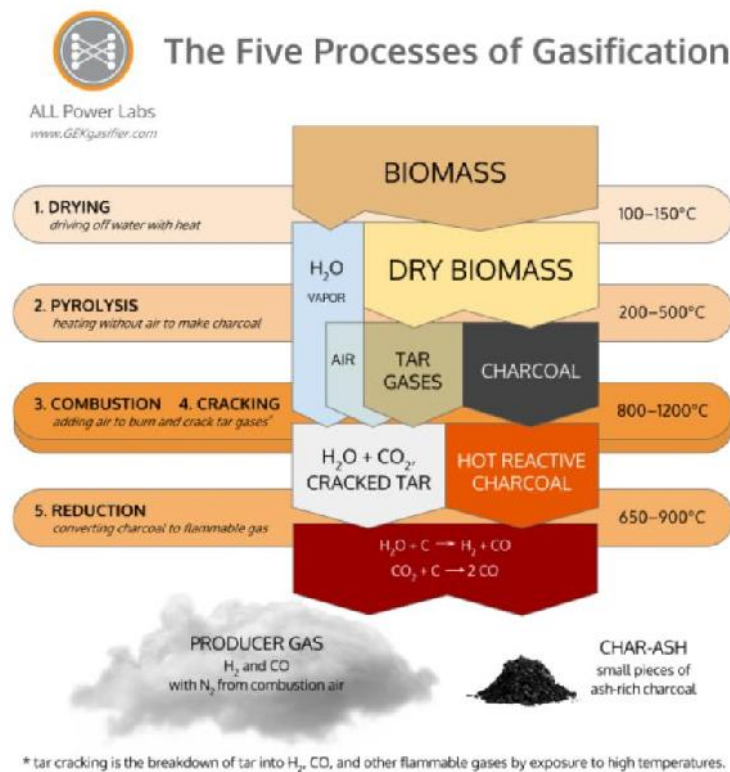


Figura 1: esquema del proceso de gasificación.^[1]

2.2 Acondicionamiento del marlo de maíz.

Como ya se mencionó en el capítulo 1, la materia prima se obtendrá separada de los otros residuos del procesamiento del maíz, como marlos enteros sin granos. A pesar de que sus dimensiones varían, puede aproximarse una longitud de 25 cm y un diámetro de 4 cm.

El primer paso de la gasificación consiste en el secado de la materia prima. Este proceso será más rápido y efectivo si se ingresan tamaños de partículas menores. Por lo tanto, deberá llevarse a cabo una trituración de los marlos antes del proceso de secado. Sin embargo, el tamaño de partículas tiene un efecto sobre otros aspectos de la gasificación que deben tenerse en cuenta:

- A menor tamaño de partículas, las velocidades de reacción son mayores o bien se incrementa el tiempo de permanencia para el craqueo de las fracciones más pesadas y condensables (alquitranes).
- A menor tamaño de partícula, la calidad del gas de síntesis aumenta y se reduce el tamaño del reactor.
- Un tamaño excesivamente pequeño puede hacer que la biomasa se atasque en los conductos o que sea arrastrada junto con las cenizas volantes al exterior del reactor antes de tiempo.

En conclusión, se puede decir que cada gasificador precisa de un determinado tamaño de partícula, que en la mayoría de los casos no debe ser menor de 2-3 mm de diámetro.^[2]

2.3 Secado

Durante el secado se remueve la humedad presente en la biomasa (por lo general entre 5-30%). Este proceso ocurre entre los 100 y 200°C antes de que comience la pirólisis. El agua que no se remueve en este proceso termina por evaporarse en los procesos posteriores, los cuales ocurren a temperaturas mayores.

La utilización de materia prima de alta humedad o la eliminación pobre de la misma son razones muy comunes por las cuales no se obtiene gas limpio. Como la humedad en la biomasa absorbe energía para evaporarse, un contenido de humedad menor permite temperaturas de reactor mayores y un mejor proceso de gasificación.

Una completa ausencia de humedad no es deseable tampoco en la gasificación ya que el agua aumenta la relación H-C generando un gas producto de mayor poder calorífico. Por lo general una humedad de 10-15% es deseable en la biomasa que ingresa al reactor, mientras que otras materias primas con humedades mayores requieren un

pre-secado fuera del gasificador. En el caso del marlo de maíz, dado que su humedad está dentro del rango deseado (10,1%), no será necesario un pre-secado y directamente puede ingresarse en el reactor luego de la trituración.

El calor liberado en el reactor por las reacciones exotérmicas de la oxidación se transfiere a la biomasa fresca a través de una combinación de mecanismos de transferencia de calor. Estos incluyen conducción a través de las partículas de biomasa y entre las mismas, radiación de las zonas de mayor temperatura del reactor a la materia prima y convección de los gases calientes en contacto con las partículas de biomasa.

Dependiendo del tamaño de partícula, el tiempo requerido para la transferencia de calor desde la superficie de una partícula a su interior varía. La humedad del interior de la misma debe salir por difusión debido a un gradiente de concentración de humedad y a un desplazamiento del contenido de humedad de equilibrio a la temperatura alrededor de la partícula. Así, el proceso de secado queda determinado por la velocidad de transferencia de calor y masa en el lecho de materia prima y en las partículas. ^[3]

2.4 Pirólisis

La pirólisis consiste en la descomposición térmica de biomasa por medio de un calentamiento. No requiere ningún agente externo como lo hace la oxidación. La descomposición térmica genera la ruptura de hidrocarburos de cadena larga en la biomasa en simples y pequeñas moléculas gaseosas y char. Las temperaturas típicas de la pirólisis en los sistemas de gasificación son de 300 a 650°C.

Dependiendo de las velocidades de calentamiento, la composición de los productos de la pirólisis pueden variar. Si el tiempo requerido para calentar el combustible a la temperatura de la pirólisis es mucho más largo que el tiempo de reacción característico de la pirólisis, esta es considerada lenta, mientras que en el caso contrario se considera rápida.

Una tendencia importante es que el porcentaje de char en los productos de pirólisis decrece con el aumento de temperatura de pirólisis. Además, un calentamiento rápido de biomasa a una temperatura moderada (400-600°C) genera más volátiles (líquidos) mientras que un calentamiento más lento a temperaturas similares produce más char. Según Debdoubi et al., la composición de líquidos aumenta de 45% a 68,6% cuando la velocidad de calentamiento pasa de 5-25°C/min a 400-500°C/min ^[3].

Sin embargo, las velocidades de calentamiento no determinan completamente los productos de pirólisis. El tiempo de residencia también juega un rol muy importante en este aspecto. Si el calentamiento es lento, la eliminación de volátiles del reactor es lenta y gradual lo que permite que ocurran reacciones secundarias con el tar, generando una formación secundaria de char.

La pirólisis es un proceso complejo que lleva a numerosos productos que pueden variar según la materia prima usada además de la temperatura y la velocidad de calentamiento. La pirólisis puede verse como un proceso en dos etapas, como se observa en la figura 2:

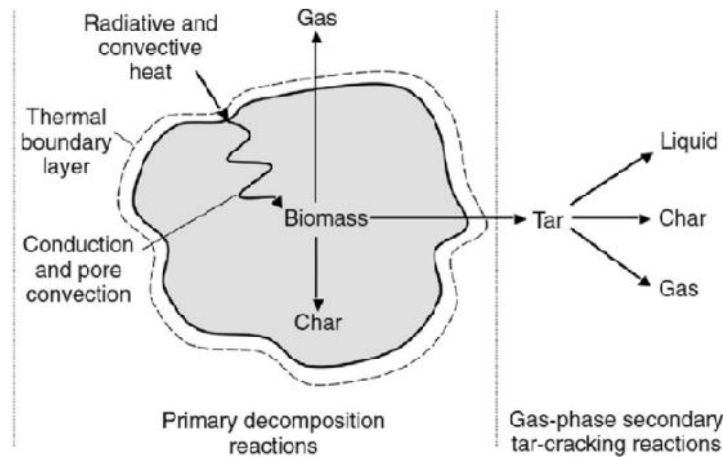
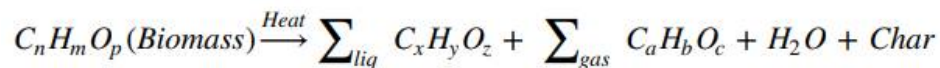


Figura 2: esquema del proceso de pirólisis.

El paso inicial lleva a gases condensables y char. Subsecuentemente, estos gases condensables se rompen en no condensables como CO, CO₂, H₂O, CH₄, etc. Los productos finales pueden dividirse en tres categorías: sólidos (mayormente char), líquidos (tar, hidrocarburos pesados y agua) y gases (CO₂, H₂O, CH₄, C₂H₆, etc.). La ecuación general que representa la pirólisis de la biomasa es:



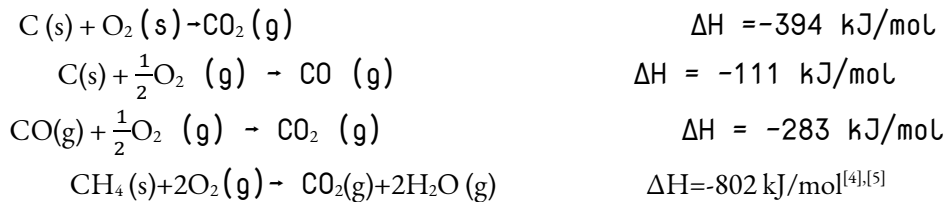
El char formado por la biomasa tiene un poder calorífico de 32 MJ/kg, reportado por Diebold and Bridgwater el cual es mayor al de la biomasa en sí. Por otra parte, el poder calorífico de los productos líquidos es de 13-18 MJ/kg.

El modelo Broido-Shafizadeh considera que la pirólisis está compuesta por una primer reacción que genera celulosa activa, una especie inestable. Luego de esta reacción se dan en paralelo dos reacciones competitivas: deshidratación y despolimerización. La deshidratación incluye carbonización y descarboxilación y es más prominente a bajas temperaturas (menores a 300°C) y bajas velocidades de calentamiento. Si los vapores condensables pueden salir del reactor, pueden condensar como tar, mientras que si se queda en el reactor, puede sufrir reacciones secundarias de craqueo del vapor a char, tar y gases.

2.5 Oxidación

La combustión es el único proceso netamente exotérmico dentro de la gasificación. Todo el calor que requieren el secado, la pirólisis y la reducción proviene directamente de la combustión. El proceso ocurre a temperaturas de entre 800 y 1.400 K en presencia de aire (agente gasificador). Esto ayuda a quemar una parte sustancial de los alquitranes que de lo contrario se condensarían aguas abajo.

El char junto con el oxígeno del aire que ingresa por los laterales del reactor genera monóxido de carbono en la combustión incompleta y dióxido en la completa. Los productos volátiles formados son parcialmente quemados con oxígeno también.



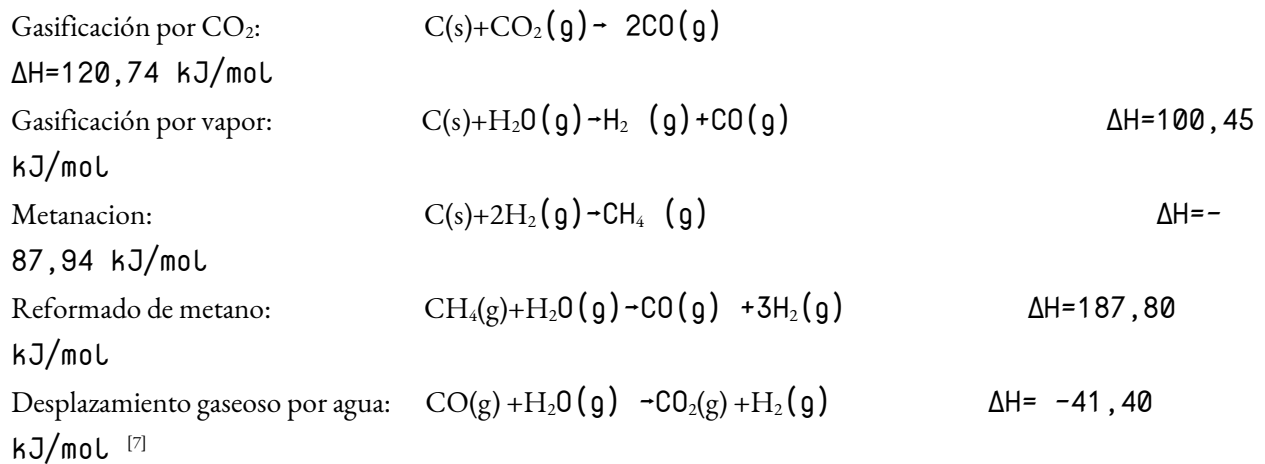
2.6 Reducción

La reducción es el proceso de eliminar los átomos de oxígeno de los productos de combustión de las moléculas de hidrocarburo (CH), para que vuelvan a las formas que pueden quemarse nuevamente. La reducción es el proceso inverso de la combustión. La combustión es la combinación de gases combustibles con oxígeno para liberar calor, produciendo vapor de agua y dióxido de carbono como productos de desecho. La reducción es la eliminación del oxígeno de estos productos de desecho a alta temperatura para producir gases combustibles. La combustión y reducción son reacciones iguales y opuestas. De hecho, en la mayoría de los entornos de combustión, ambos funcionan simultáneamente, en alguna forma de equilibrio dinámico, con movimientos repetidos entre los dos procesos.

La reducción de un gasificador se logra al pasar dióxido de carbono o vapor de agua a través de un lecho de char. El carbono en el char es altamente reactivo con el oxígeno; tiene una afinidad por el oxígeno tan alta que elimina al mismo del vapor de agua y el dióxido de carbono, y lo redistribuye a la mayor cantidad posible de sitios de enlace. El oxígeno es más atraído al sitio activo en el char que a sí mismo, por lo tanto, el oxígeno libre no puede sobrevivir en su forma diatómica normal (O₂). Todo el oxígeno disponible se unirá a los sitios del char disponibles como oxígenos individuales (O) hasta que todo el oxígeno haya desaparecido. Cuando todo el oxígeno disponible se redistribuye como átomos individuales, la reducción se detiene.

A través de este proceso, el dióxido de carbono se reduce por el carbono para producir dos moléculas de CO y el agua se reduce en carbono para producir H₂ y CO. Ambos son gases combustibles y pueden, entonces, ser conducidos fuera para hacer el trabajo deseado en otro lugar. Al salir del gasificador, estos gases se pueden alimentar a los quemadores o bien, luego de una limpieza y enfriamiento adicionales se pueden encender en los motores de combustión interna^{[1],[6]}.

En la zona de reducción, la energía térmica generada en la zona de oxidación se convierte en energía química en las siguientes reacciones:



2.7 Modelado del proceso

Todo sistema necesita ser modelado de modo tal que se pueda conocer la relación entre la entrada y la salida incluso antes de construir el sistema para optimizar su diseño. Una vez que el sistema es diseñado, un modelo puede ayudar a predecir el rendimiento del mismo a diferentes condiciones de proceso. Modelar un sistema de gasificación requiere un conocimiento previo de la termodinámica y cinética del proceso.

2.7.1 Modelado termodinámico

La termodinámica tiene una característica especial de ser capaz de describir un proceso y predecir su resultado sin tener prácticamente detalles del sistema en el cual ocurre el proceso. El análisis termodinámico de un sistema es una herramienta poderosa en las etapas de diseño y operación. Las leyes que gobiernan el proceso son la ley de conservación de masa y la primera y segunda ley de termodinámica. Para entender la gasificación es necesario conocer la composición de la materia prima, ya sea de forma empírica o en términos del análisis de composición másica elemental. Debido a que la pirólisis es un

proceso importante en la gasificación también es necesario conocer las propiedades de la materia prima como la humedad, cantidad de cenizas y cantidad de char residual en condiciones normales de combustión.

La necesidad más importante de cualquier proceso termodinámico es la conservación de la masa tanto total como de cada componente durante la gasificación, lo que permite obtener las ecuaciones básicas que siempre deben cumplirse. Otra ecuación fundamental de este análisis es la primera ley de la termodinámica, la cual establece la conservación de energía y debe cumplirse, también, en todas las etapas del proceso. Debido a que el fenómeno básico de la gasificación son las reacciones químicas, la primera ley de la termodinámica debe incluir las entalpías básicas de formación de todas las especies consideradas en las reacciones. El mecanismo detallado de la reacción química de la pirólisis, oxidación y reducción son extremadamente complejas. Comúnmente estos fenómenos son modelados como un conjunto mínimo de reacciones que lo representan, que deben cumplir, además, la segunda ley de la termodinámica. Dada la temperatura, presión y las especies participantes en la reacción, la segunda ley es usada para determinar el estado final al cual tiende el sistema en el equilibrio termodinámico dado un tiempo adecuado para alcanzar el mismo.^[3]

El modelo termodinámico puede ser estequiométrico o no estequiométrico. El modelo matemático usado en el método estequiométrico incluye un set de reacciones químicas para los cuales es necesario conocer las constantes de equilibrio. Contrariamente, en el método no estequiométrico, no hay necesidad de conocer el mecanismo para resolver el problema.^[8]

Por lo tanto, el modelado termodinámico devuelve como resultado final las composiciones de equilibrio del proceso utilizando como datos de entrada los siguientes:

- Composición elemental o aproximada de la materia prima.
- Calores de formación estándar de la materia prima y los valores máximos y mínimos de poder calorífico de la misma.
- Entalpía estándar y entropía y sus dependencias con la temperatura para todas las especies involucradas.

Sin embargo, como el tiempo de residencia de las especies reactantes en el sistema no es infinitamente largo, las predicciones obtenidas a partir del modelado termodinámico son usualmente las máximas que se pueden alcanzar para el producto deseado en el sistema de reacción. Debido a esto y a que no se consideran los detalles del sistema de gasificación, los resultados obtenidos tienen una aplicación práctica restringida.

Además, se han formulado modelos termodinámicos que por medio de un factor empírico, logran que la reacción no alcance el equilibrio, así se toma en cuenta la desviación que hay en el sistema respecto al equilibrio debido al tiempo de residencia finito. De esta manera, este tipo de modelos de cuasi-equilibrio logran valores más cercanos a los experimentales que los termodinámicos de equilibrio puros. ^[3]

2.7.2 Modelado cinético

Con el fin de considerar el tiempo finito disponible en las reacciones, es necesario un modelo cinético que tenga en cuenta el avance de reacción a medida que sucede en el reactor, en función de la geometría, el caudal de fluido, y por lo tanto, el tiempo de residencia.

Los modelos cinéticos esencialmente proveen información de los mecanismos cinéticos para describir la conversión durante la gasificación de biomasa, lo cual es muy importante para diseñar, evaluar y mejorar los gasificadores. Estos modelos son precisos y detallados pero computacionalmente complejos y contienen ciertas restricciones que limitan la aplicación en algunos sistemas.

La mayor limitación de los modelos cinéticos es la disponibilidad de datos y parámetros confiables del sistema de gasificación, mayormente en el caso de las constantes cinéticas en un rango amplio de presión y temperatura. Además, el modelo incluye varios aspectos físicos del sistema de gasificación, como son los coeficientes de transporte sólido-sólido y gas-sólido, velocidades de las fases y la distribución de tiempos de residencia. Estas consideraciones generan que el modelo sea más preciso y acorde al sistema pero más propenso a tener errores.

Los modelos cinéticos se definen como una serie de ecuaciones diferenciales que definen la progresión de ciertas variables en función de la posición en el reactor. Estas ecuaciones se resuelven acopladas y requieren condiciones iniciales. Se obtienen perfiles de dichas variables en lugar de un valor final a la salida del reactor, como es el caso de los modelos termodinámicos. ^{[3],[9]}

2.8 Selección de modelo de gasificación

Inicialmente se opta por descartar los modelos termodinámicos. Estos modelos, si bien tienen la ventaja de no requerir detalles específicos del proceso, suponen un equilibrio. Este equilibrio corresponde al alcanzado por el sistema de reacciones si el tiempo de residencia fuera infinito. Sin embargo, en la realidad, el tiempo de residencia dentro del reactor no es el suficiente para que se alcancen condiciones de equilibrio, por lo que las composiciones del gas de síntesis en la práctica tendrán una cierta desviación respecto a las que predicen estos modelos. Estos

suelen utilizarse como una primera aproximación a valores esperados a la salida de un proceso y para analizar el efecto de ciertas variables en los resultados de manera rápida.

Por otra parte, los modelos de cuasi-equilibrio son una alternativa atractiva ya que permiten la utilización de los modelos termodinámicos sencillos pero obtienen valores mucho más cercanos a los experimentales. Esto se logra con la introducción de un factor empírico que altera los resultados generando así una desviación del valor de equilibrio, logrando que los valores se asemejen más a los reales. Sin embargo, como el valor de este factor se obtiene observando resultados experimentales específicos y afectando en el modelo termodinámico por constantes para obtener valores similares, esto implica que no sea replicable el modelo para condiciones variadas. Es decir, el factor empírico de corrección debería buscarse para cada caso específico de proceso de gasificación.

Finalmente, se opta por utilizar un modelo netamente cinético. Si bien este modelo trae aparejado la necesidad de conocer muchos datos específicos, como constantes de reacción, para el proceso a analizar se encuentran disponibles en bibliografía. Además, la resolución del modelo permite obtener, además de valores de salida, un perfil de concentración de cada especie dentro del reactor. Los resultados son cercanos a los experimentales en este tipo de modelo por lo que se considera un tipo de modelo confiable.

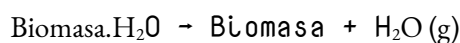
Dentro de los modelos cinéticos, existen una gran variedad de opciones con diferentes grados de complejidad. Dado que el proceso de gasificación contiene una serie de etapas con diferentes reacciones, un modelado completo de todo el proceso requeriría mucho esfuerzo computacional y el planteo de muchas ecuaciones. Como la etapa más lenta es la de reducción, se considera que esta es la que controla la cinética del proceso y, por lo tanto, se decide modelar únicamente esta parte del proceso.

Se elige para la etapa de reducción el modelo de D.L. Giltrap, R. McKibbin, G.R.G. Barnes. Además, como este modelo requiere condiciones iniciales, se plantea para las etapas de oxidación y pirólisis en conjunto, el modelo de Y. Wang, C. M. Kinoshita.

2.9 Desarrollo del modelo matemático

2.9.1 Etapa de secado

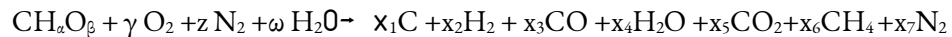
Para esta etapa se considera que se elimina el agua presente en la biomasa de entrada (10,1%) por completo de manera instantánea, ya que, como se mencionó, la etapa controlante es la reducción. Este secado se da según la siguiente reacción y se libera vapor de agua, reduciendo la masa de materia prima.



Partiendo de 1.000 kg/h de marlo de maíz, al terminar el secado se tendrán 899 kg/h del mismo seco. La biomasa seca tiene una fórmula mínima de $\text{CH}_{1.53}\text{O}_{0.72}$, la cual fue determinada con los porcentajes de los compuestos principales en la materia prima ^[10].

2.9.2 Pirólisis y oxidación

Y. Wang, C. M. Kinoshita consideran a la pirólisis y la oxidación en conjunto, como una etapa previa a la controlante (reducción). El modelo supone que los compuestos presentes luego de esta etapa conjunta son CO_2 , H_2O , CH_4 , char y el N_2 (inerte). Realizando un balance atómico de la siguiente fórmula para la gasificación:



siendo según la fórmula mínima de marlo de maíz seco:

$$\alpha=1.53$$

$$\beta=0.72$$

Adicionando aire en una relación respecto del caudal de biomasa de (A/F):

$$\gamma=0.21*(A/F)$$

$$z=3.76*\gamma$$

Asumiendo que toda el agua contenida por el marlo en un principio se evaporó y que no se ingresa vapor de agua como gasificante:

$$\omega=0.101$$

y finalmente, como la reacción planteada es para el proceso completo pero aún no se pasó por la etapa de reducción que genera H_2 y CO y además considerando que todo el CO se consume en la oxidación:

$$x_2=0$$

$$x_3=0$$

finalmente, el balance atómico resulta en las siguientes ecuaciones generales:

$$\begin{aligned}
 Z &= x_7 \\
 x_1 + x_3 + x_5 + x_6 &= 1 \\
 2^*x_4 + 4^*x_6 + 2^*x_2 &= \alpha + 2^*\omega \\
 x_4 + 2^*x_5 + x_3 &= 2^*\gamma + \beta + \omega \\
 x_4 &= \lambda^*x_5 + \omega
 \end{aligned}$$

siendo λ la relación de formación entre el vapor de agua y el dióxido de carbono, el cual es considerado 1 para este modelo, es decir, que se produce la misma cantidad de CO_2 y H_2O (además del posible vapor inyectado).^[11]

Resolviendo el sistema de ecuaciones se obtienen los productos de la etapa de pirólisis-oxidación o bien, las condiciones de entrada a la fase de reducción.

Con la ya determinada fórmula mínima de biomasa es posible obtener el peso molecular de la misma a partir de los pesos moleculares de las especies que contiene, alcanzando un valor de 25,05 g/mol. Con este valor y el caudal de entrada de biomasa seca se determinan los moles de entrada por hora. Esta biomasa reacciona en la próxima etapa formando ciertos moles de char y un gas conformado por H_2O , CO_2 , CH_4 y N_2 . Las cantidades de cada uno se obtienen a partir de los resultados del sistema de ecuaciones.

$$N_i = x_i * M_{\text{biomasa}} \text{ mol/h}$$

Separando el char, que es un sólido, los moles de gas formado son la suma de los moles de los compuestos mencionados. Debido a que el modelo considera un comportamiento ideal por parte de los gases, y trabajando a presión atmosférica, se obtiene el caudal volumétrico que corresponde a este flujo molar:

$$Q_v * P = M_{\text{gas}} * R * T$$

Para obtener concentraciones de cada componente del gas en este volumen se divide cada flujo molar de componente por el caudal volumétrico y se obtienen finalmente las concentraciones de cada especie analizada a la entrada de la etapa de reducción.

2.9.3 Reducción

D.L. Giltrap , R. McKibbin , G.R.G. Barnes plantean un modelo para la etapa controlante para un reactor de lecho fijo downdraft con aire como agente gasificante. Este modelo considera una oxidación y craqueo completos para evitar la complejidad del planteo de pirólisis y luego en la reducción omite la

reacción de desplazamiento gaseoso por agua ya que esta tiene poco efecto en el resultado final. Además, el modelo supone siempre cantidad suficiente de carbono (char presente en toda la región de reducción) y analiza sólo las especies CO₂, CO, CH₄, H₂O, H₂ y N₂. Esto implica que el modelo no considera la formación de ninguna otra especie como hidrocarburos más pesados, únicamente el metano. ^[12]

Para las reacciones supone una velocidad regida por Arrhenius proporcional a la diferencia entre la relación reactivo/producto y la correspondiente constante de equilibrio:

Gasificación por CO₂:
$$r_1 = A_1 * e^{(-E_1/R*T)} * (P_{CO_2} - \frac{P_{CO}^2}{K_1})$$

Gasificación por vapor:
$$r_2 = A_2 * e^{(-E_2/R*T)} * (P_{H_2O} - \frac{P_{CO}*P_{H_2}}{K_2})$$

Metanación:
$$r_3 = A_3 * e^{(-E_3/R*T)} * (P_{H_2}^2 - \frac{P_{CH_4}}{K_3})$$

Reformado de metano:
$$r_4 = A_4 * e^{(-E_4/R*T)} * (P_{CH_4} * P_{H_2O} - \frac{P_{CO}*P_{H_2}^3}{K_4})$$

siendo las K_i las constantes de equilibrio obtenidas utilizando los argumentos del logaritmo natural en términos de la función de Gibbs para cada componente con sus coeficientes estequiométricos. La función de Gibbs se obtiene a través de una polinomial de NASA para las tablas termodinámicas de JANAF. Los valores de A_i, E_i y ΔH_i se obtienen de bibliografía:

Tabla 1: parámetros cinéticos y entalpías de reacciones de reducción^{[7],[11]}

Reacción	A _i [1/s]	E _{ai} [KJ/mol]	ΔH [KJ/mol]
Gasificación por CO ₂	3.616*10 ¹	77,390	120,74
Gasificación por vapor	1.517*10 ⁴	121,620	100,45
Metanación	4.189*10 ⁻³	19,210	-87,94
Reformado por metano	7.301*10 ⁻²	36,150	187,8

El modelo elegido adiciona a las velocidades ya planteadas un factor de reactividad del char que considera el tamaño de partícula y número de sitios activos de este. Giltrap^[12] plantea un C_{RF} de 1.000. Sin embargo, la reactividad es un valor que variará entre los distintos tipos de char y se desconocen valores del mismo. Se propone utilizar 100 como factor de reactividad dado que se encuentran valores más similares a los de bibliografía.^[13]

En el modelo los gases se consideran con comportamiento ideal y además se desprecian las variaciones de propiedades del lecho y el gas en un mismo radio.

Se plantea un balance de masa para cada especie considerada en el modelo:

$$n_x(z) * A * v(z) = n_x(z + \Delta z) * A * v(z + \Delta z) + R_x * A * \Delta z$$

con n_x = densidad de la especie [mol/m³]

v =velocidad superficial del gas [m/s]

R_x =velocidad de formación neta de la especie [mol*m⁻³*s⁻¹]

aplicando el límite cuando $\Delta z \rightarrow 0$

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

Esta expresión representa el perfil de cada una de las 6 especies en el reactor, siendo las velocidades de formación neta de cada una:

Tabla 2: velocidades netas de formación de cada especie

Especie	R_x [mol*m ⁻³ *s ⁻¹]
N ₂	0
CO ₂	-r ₁
CO	2*r ₁ +r ₂ +r ₄

CH ₄	r ₃ -r ₄
H ₂ O	-r ₂ -r ₄
H ₂	r ₂ -2*r ₃ +3*r ₄
Nº de moléculas de gas totales	r ₁ +r ₂ -r ₃ +2*r ₄

Se plantea un balance de energía, donde se desprecia la energía cinética y la potencial:

$$v_{z+\Delta z} * A * \left(\sum_x n_x * C_x * T \right)_{z+\Delta z} - v_z * A * \left(\sum_x n_x * C_x * T \right)_z = \sum_x r_i * \Delta H_i * A * \Delta z - \Delta(P * A * v)$$

Dividiendo por A*Δz y aplicando límite cuando Δz tiende a cero:

$$\frac{dT}{dz} = \frac{1}{v * \sum_x n_x * C_x} * \left[- \sum_i r_i * \Delta H_i - v * \frac{dP}{dz} - P * \frac{dv}{dz} - \sum_x R_x * C_x * T \right]$$

siendo C_x= capacidad calorífica de cada especie [J*⁻¹*K⁻¹]

Como el estado del gasificador también depende de la presión y la velocidad superficial del gas, es necesario expresar los gradientes de estas variables. Según Ergun:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{150 * \mu * (1 - \epsilon_b)^2 * v}{D_p^2 * \epsilon_b^3} + \frac{1.75 * \rho * (1 - \epsilon_b) * v^2}{D_p * \epsilon_b^2}$$

siendo μ= viscosidad del fluido (kg/m*s)

ρ=densidad del fluido (kg/m³)

ε_b =porosidad del lecho

D_p = diámetro de partícula promedio en el lecho (m)

Para el gradiente de velocidad se plantea gases ideales y derivando la expresión:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{dn}{dz} * R * T + n * R * \frac{dT}{dz}$$

donde dn/dz se obtiene sumando las expresiones de dn_x/dz .

Se plantea el sistema con 9 ecuaciones diferenciales y 9 incógnitas (n_x , P , v y T). Para resolver este sistema se deben tener condiciones iniciales de todas las variables analizadas, las cuales son:

- 6 concentraciones iniciales obtenidas en el apartado anterior:

Tabla 3: concentraciones y presiones parciales iniciales.

Compuesto	Concentración inicial (mol/m ³)	Presiones parciales iniciales (atm)
H ₂ O	2,22	0,218
CH ₄	0,438	0,043
CO	0	0
CO ₂	1,859	0,183
H ₂	0	0
N ₂	5,646	0,556

- Una temperatura inicial de la reducción. La temperatura de estado estacionario será aquella donde el calor liberado por la combustión sea igual al consumido por las reacciones de secado, pirólisis y craqueo. Esta temperatura en promedio es de alrededor de 1.228 K cerca de las entradas de aire al reactor, por lo que se selecciona 1.200 K para el modelo.^[12]
- Un valor de presión. En este tipo de procesos se suele operar a presiones cercanas a la atmosférica por lo que se plantea inicialmente un valor de 1 atm para la resolución.
- Una velocidad superficial del gas. Este valor se fija en 1 m/s a modo de tener un valor inicial para las primeras pruebas del modelo.

Además es necesario proporcionar las siguientes propiedades tanto para el lecho como para el fluido:

- El diámetro de partícula en el lecho, como se mencionó en el capítulo 1, no debe ser menor a 2-3 mm^[14]. Dado que a menor diámetro de partícula mejor será la composición del gas obtenido (mayor porcentaje de H₂, CH₄ y CO), se opta por utilizar partículas de 3 mm de diámetro.^[15]

- La densidad del fluido se obtiene de un promedio de las densidades de los compuestos que componen el gas en condiciones previas a la reducción (1.200 K y 1 atm). Con datos provenientes de bibliografía^[16] se obtiene una densidad de 0,27 kg/m³.
- La viscosidad del fluido nuevamente se obtiene como un promedio ponderado entre las de los componentes del gas en condiciones previas a la reducción. Con datos de bibliografía^[16] se obtiene una viscosidad de $4,45 \cdot 10^{-5}$ kg/m*s.
- La porosidad del lecho corresponde a la fracción de vacío dentro de las partículas de char que conforman el lecho donde ocurre la reducción. Este valor es de 0,7.^[17]

2.10 Resultados del modelo cinético y comparación

Primero que nada se debe verificar que los resultados arrojados por el modelo sean correctos y se asemejen a los datos de bibliografía con condiciones de operación similares. Para esto, se fija una relación de caudal molar de aire y biomasa húmeda de 2. Al hacer esto, se está fijando una variable muy importante que es la relación equivalente o ER. Este valor es el oxígeno utilizado en relación al requerido para la combustión completa.

Esta cantidad define los productos que se obtendrán y la temperatura de las zonas de reacción. Para verificar el modelo y su correcto funcionamiento se tomará una relación de caudales molares aire/biomasa de 2, lo que fijará ER en 0,365. Con este valor se analizarán las curvas obtenidas para cada compuesto y sus valores respecto a los de bibliografía con valores de ER similares. Posteriormente, en el análisis de parámetros se variará ER y se optará por el valor que genere resultados más convenientes.

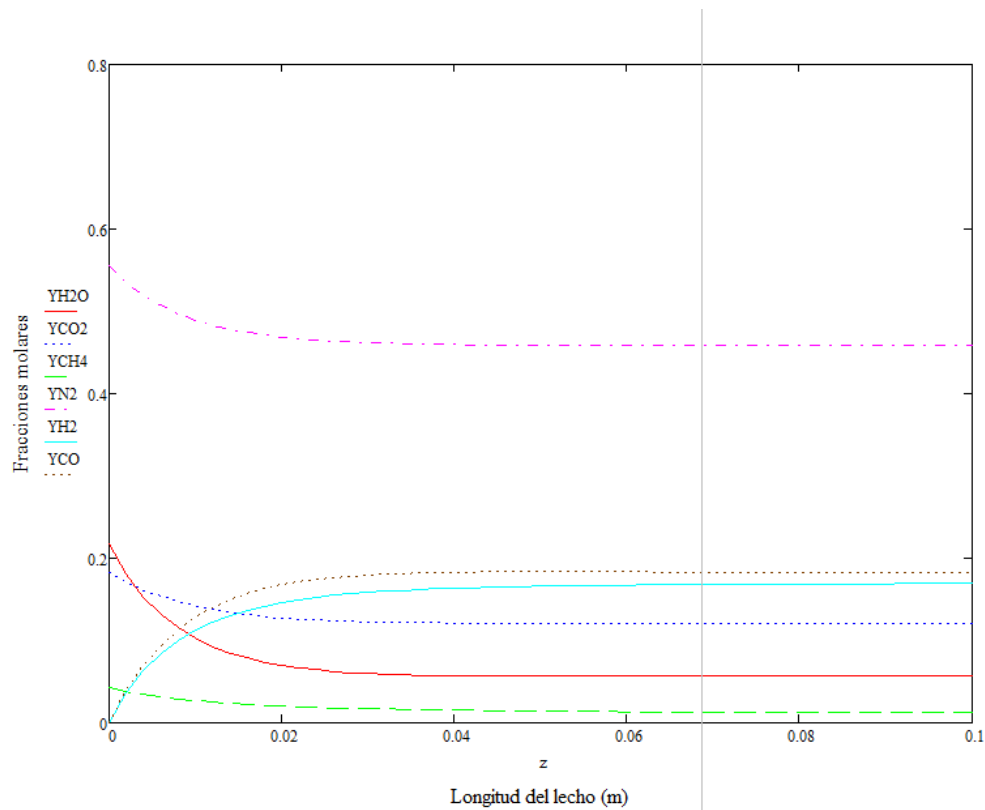
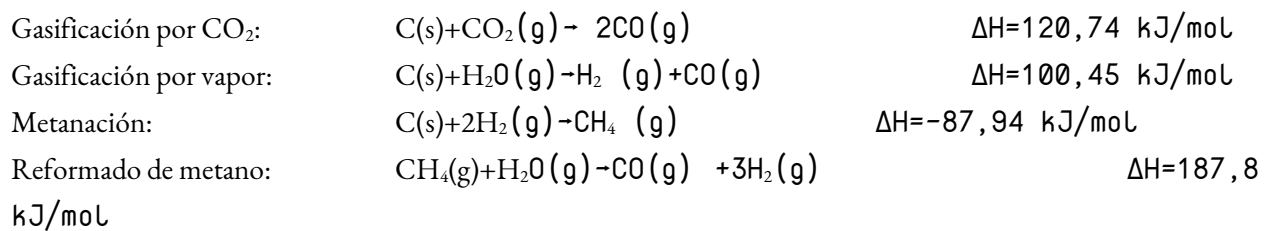


Figura 3: perfiles de cada componente del gas de síntesis obtenidos.

Para poder analizar correctamente las tendencias de cada especie, deben observarse las reacciones que ocurren y sus constantes:



Dado que no se trata de una sola reacción simple, sino varias que ocurren en simultáneo, el análisis debe hacerse observando todas las reacciones que suceden. Cabe aclarar que la reacción de desplazamiento gaseoso por agua tiene un efecto despreciable según Giltrap^[12] y por lo tanto no se toma en cuenta.

Primero que nada, el nitrógeno no participa de ninguna reacción y sin embargo se observa un cambio en su fracción molar debido a cambios de condiciones a lo largo del lecho que se analizarán luego. Los reactivos que parten de concentraciones nulas (como el hidrógeno y el monóxido) muestran una curva de aumento de su

fracción molar. El monóxido es un producto de la gasificación por CO_2 , la gasificación por vapor y el reformado de metano. Por otro lado, el hidrógeno es producto de la gasificación de vapor y reformado de metano, pero reactivo de la metanación. Esto podría explicar el mayor crecimiento correspondiente al monóxido una vez que las curvas se planchan por el agotamiento de reactivos, lo que frena las reacciones. El agua es solo reactivo de la gasificación por vapor y el reformado de metano y es por eso que parte de su valor inicial y disminuye su fracción molar hasta que los reactivos se agotan. El dióxido de carbono solo presenta una leve caída al principio debido a que es reactivo de la gasificación por CO_2 . Esta caída luego se plancha debido al agotamiento de reactivos. Finalmente en cuanto al metano, este se consume por el reformado de metano mientras que se genera por la metanación, reacción con la constante más baja. Debido a esto desciende su concentración.

En cuanto a las otras variables como presión, temperatura y velocidad superficial, se analizará el efecto que tienen sobre los perfiles de concentración en apartados posteriores, pero cabe aclarar que la presión se mantiene constante, la velocidad prácticamente también, y la temperatura desciende de 1.200 K a 1.148 K.

Como ya se mencionó, es necesario comparar los resultados obtenidos por el modelo con valores de bibliografía en condiciones similares, a modo de verificar su correcto funcionamiento. Para esto se utilizan diferentes datos experimentales y se presenta el siguiente gráfico:

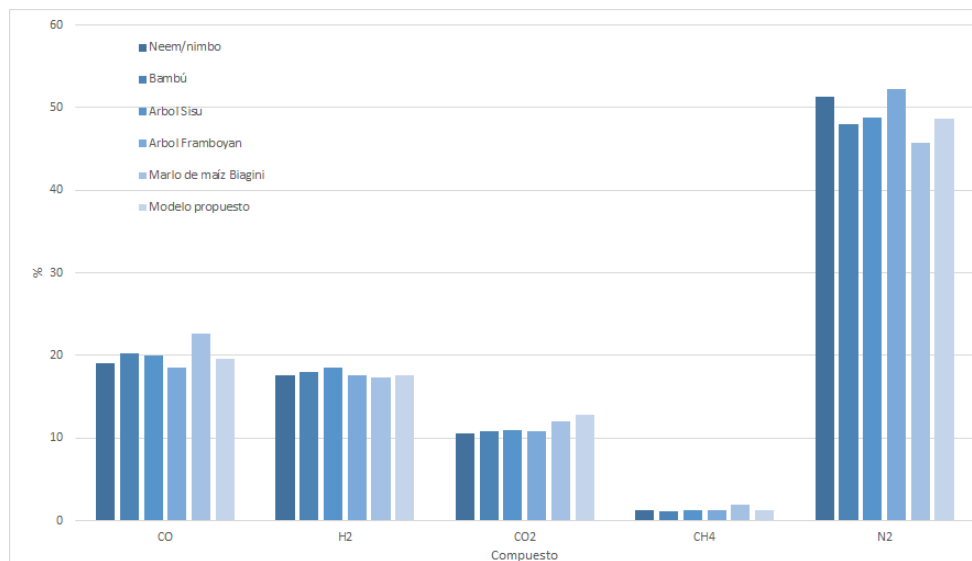


Figura 4: comparación del modelo cinético propuesto con datos experimentales en base seca.^{[101],[18]}

Las condiciones relevantes de cada uno de los datos experimentales se presenta en la siguiente tabla:

Materia prima	Neem/nimbo	Bambú	Árbol Sisu	Árbol Framboyán	Marlo de maíz	
					Biagini	Modelo propio
Humedad (%)	10	10	10	10	10.1	10.1
ER	0.3	0.3	0.3	0.3	0.28	0.365

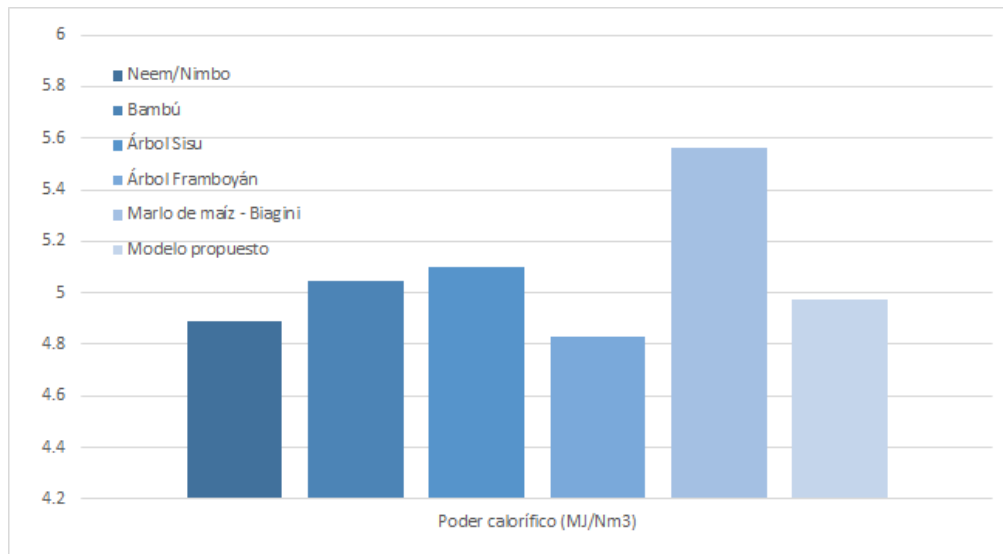


Figura 5: comparación de poderes caloríficos del syngas de datos experimentales y el modelo planteado.

El valor de $4,97 \text{ MJ/Nm}^3$ resulta un número coherente y adecuado, en base a los otros poderes caloríficos vistos en la figura 5. A modo comparativo, el poder calorífico del gas natural es de alrededor de $36,6 \text{ MJ/Nm}^3$ ^[20], lo que evidencia que el gas de síntesis es un gas pobre.

2.11 Análisis de parámetros

2.11.1 Relación de caudales de entrada

Como ya se mencionó, un factor muy importante es la relación de caudales de entrada al reactor. Hay dos corrientes de entrada: la corriente de biomasa y la de agente gasificante (aire). La relación entre estos caudales de entrada afecta la composición del gas de síntesis producido en función de las reacciones del proceso. Además, el valor de la relación (conocida como A/F) tiene una relación estrecha con la relación equivalente o ER.

Haciendo varias corridas con diferentes ER se encuentran los siguientes resultados:

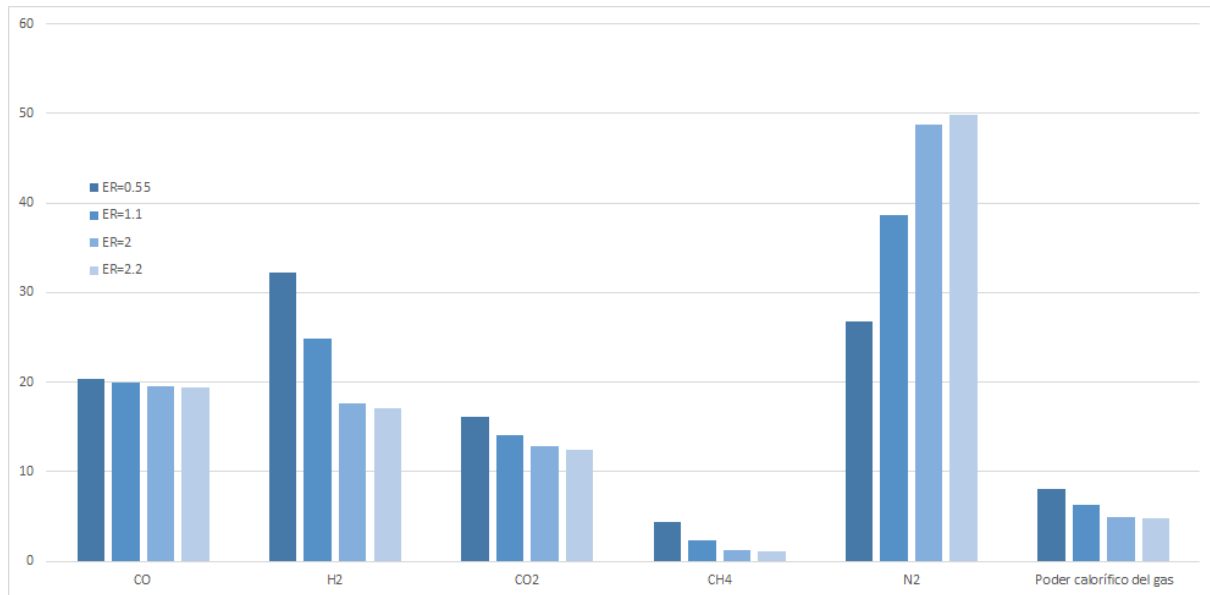


Figura 6: composiciones y poderes caloríficos para diferentes ER.

Se puede concluir que a mayor ER (mayor caudal de aire) aumenta la composición de N_2 , lo que es esperable dado que es un inerte. La reducción de ER genera un aumento considerable en la formación de H_2 y de CH_4 , lo que lleva a un aumento en el poder calorífico también. Bajo este análisis parecería que es más conveniente reducir ER, para así obtener un gas de mayor utilidad. Sin embargo, al estar agregando menos caudal de aire, también será menos el volumen del gas producido. Los MJ/h que tendrá el gas provendrán de la multiplicación entre su poder calorífico (MJ/Nm^3) y el caudal volumétrico producido (Nm^3/h). Dado que aún no se ha realizado el balance que dirá cuánto volumen de gas se genera, no es posible definir si es o no conveniente reducir el valor de ER. Sin embargo, valiéndose de la bibliografía disponible, se concluye que un valor óptimo para ER está entre 0,2 y 0,4. A $ER < 0,2$ la gasificación es incompleta y a $ER > 0,4$ la gasificación se acerca a combustión. Se opta por un ER de 0,365, como se planteó inicialmente, ya que está dentro del rango mencionado y es algo más alto que el promedio. Mayores ER promueven el craqueo de tar por la mayor disponibilidad de oxígeno para reacciones de reformado de tar.^[21]

Una vez realizados los balances de masa correspondientes al reactor, se sabrá el volumen de gas generado y así podrá confirmarse la elección del ER.

2.11.2 Temperatura

La temperatura elegida inicialmente fue de 1.200 K y se seleccionó por recomendación del Giltrap^[12] debido a que, según él, es la temperatura de estado estacionario donde el calor liberado por la combustión es igual al consumido por las reacciones de secado, pirólisis y craqueo. En este apartado se analizarán los cambios esperados y los que realmente ocurren al variar la temperatura, y se determinará la más conveniente.

Las entalpías de reacción de la reducción son todas positivas a excepción de una, la metanación. Esto significa que un aumento en la temperatura favorecerá a todas las constantes de reacción menos a la de entalpía negativa que tendrá un efecto opuesto.

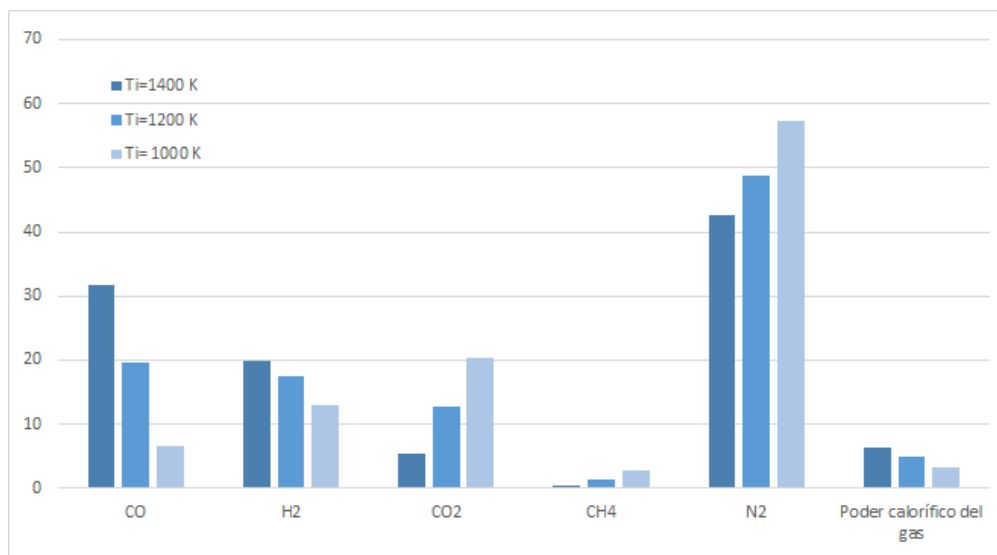


Figura 7: comparación de presiones parciales ante un cambio en la temperatura inicial.

Reducir la temperatura a 1.000 K genera el efecto esperado de aumentar la concentración de metano, a expensas de reducir la de hidrógeno y la del monóxido. Por otro lado, un aumento en la temperatura genera un incremento en la concentración de monóxido y de hidrógeno. Como puede verse en la figura 7, el aumento de temperatura genera un mayor poder calorífico, dado que es mayor el aumento de CO y H₂ que el descenso de CH₄. De esta manera podríamos concluir que a mayor temperatura, mejor gas de síntesis se obtendrá. Sin embargo, la temperatura no puede aumentarse de manera indiscriminada. El límite superior se establece por el contenido de cenizas y el comportamiento de fusión de estas. Por esta razón la temperatura no excede 950°C (1.223 K)^[22]. Finalmente, se establece la temperatura en el valor de 1.200 K, de manera de estar a una temperatura considerablemente alta, sin exceder el límite mencionado.

2.11.3 Presión

Inicialmente se planteó una presión de 1 atm, dado que, como ya se mencionó, la gasificación suele hacerse a presión atmosférica. Se observa que dado un valor de presión a la entrada del reactor, éste se mantiene aproximadamente constante a lo largo del lecho, independiente del valor numérico que se le adjudique.

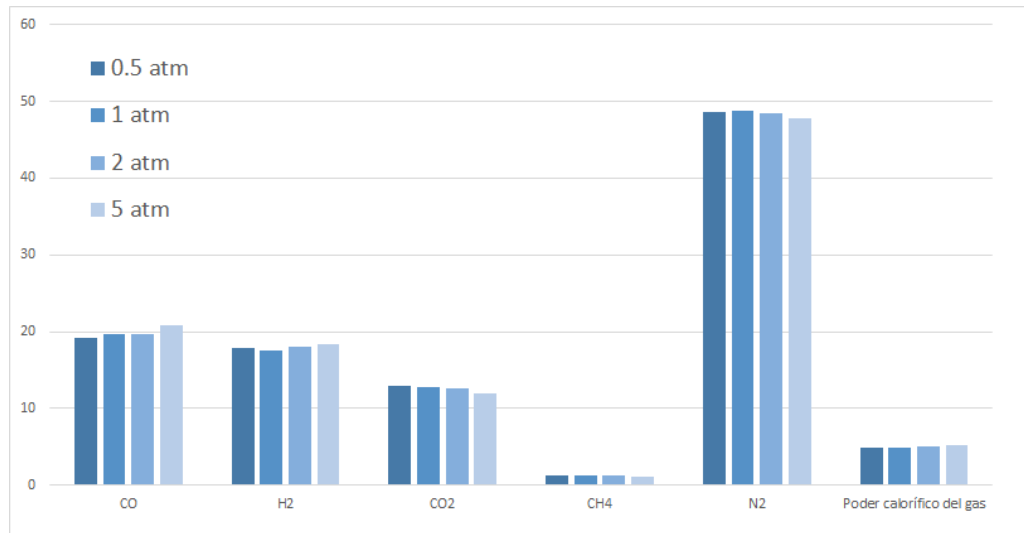


Figura 8: comparación de presiones parciales de cada especie ante una variación en la presión total inicial.

A mayor presión puede observarse un aumento en la composición de monóxido, hidrógeno, pero un descenso en el metano. Esto se traduce en un aumento en el poder calorífico del gas de síntesis a mayor presión. Sin embargo, el aumento en el poder calorífico al utilizar 5 atm es menor al 5% respecto al valor obtenido a presión atmosférica. Los gasificadores pueden ser operados a presiones elevadas, pero su alimentación es más compleja y costosa, y además el capital requerido de equipamiento es mucho mayor que el necesario para operaciones a presión atmosférica.^[23] Debido a esto, resulta poco conveniente operar a presiones más altas, con todo el costo adicional de operación y equipamiento que trae consigo, para solo mejorar el poder calorífico en un 5%. Se decide entonces operar a presión atmosférica.

2.11.4 Velocidad superficial

La velocidad superficial del gas dentro del reactor es un parámetro de suma importancia. Controla la velocidad en la que el aire, y más tarde el gas, atraviesa el gasificador. Esto tiene un efecto fundamental en la transferencia de calor entre cada partícula durante la pirólisis de volátiles, combustión de tar y gasificación. Para la primera prueba se estimó una velocidad de 1 m/s, debido a que es la utilizada por el modelo de Giltrap^[12]. Con la primer prueba vemos que la velocidad superficial prácticamente no cambia a lo largo del reactor (solo baja levemente de 1 a 0,97 m/s).

Según bibliografía, a bajas velocidades superficiales las partículas se calientan lentamente hasta la temperatura de pirólisis y se mantienen prácticamente isotérmicas. A altas velocidades superficiales, la parte exterior de las partículas puede estar a 800°C mientras que el centro sigue a temperatura ambiente. Esto permite que los gases reaccionen con el char, así aumentando el rendimiento del gas formado. Por lo tanto debería observarse a mayores velocidades una composición de gas de mayor poder calorífico.

Otro efecto esperado con el cambio de la velocidad superficial del gas es la modificación de los perfiles de los compuestos. Al tener una mayor velocidad superficial, el gas no llega a reaccionar en la misma medida que antes, por lo que la reacción ocurre a lo largo de una mayor longitud del lecho. Al reducir la velocidad superficial el efecto será opuesto, los perfiles tenderán a plancharse a menores valores de longitud del lecho.

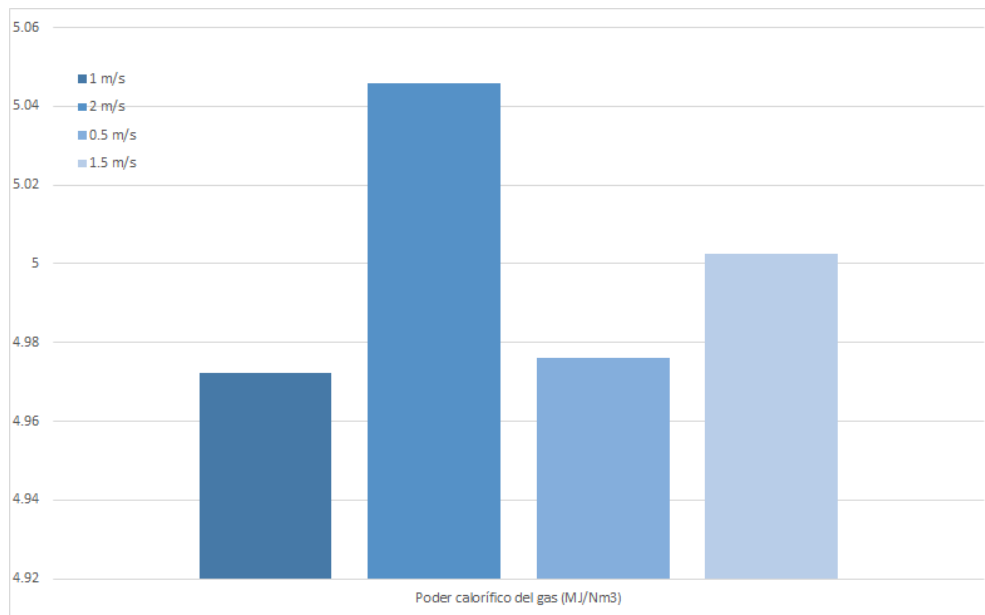


Figura 9: comparación de poder calorífico del gas con diferentes velocidades superficiales-

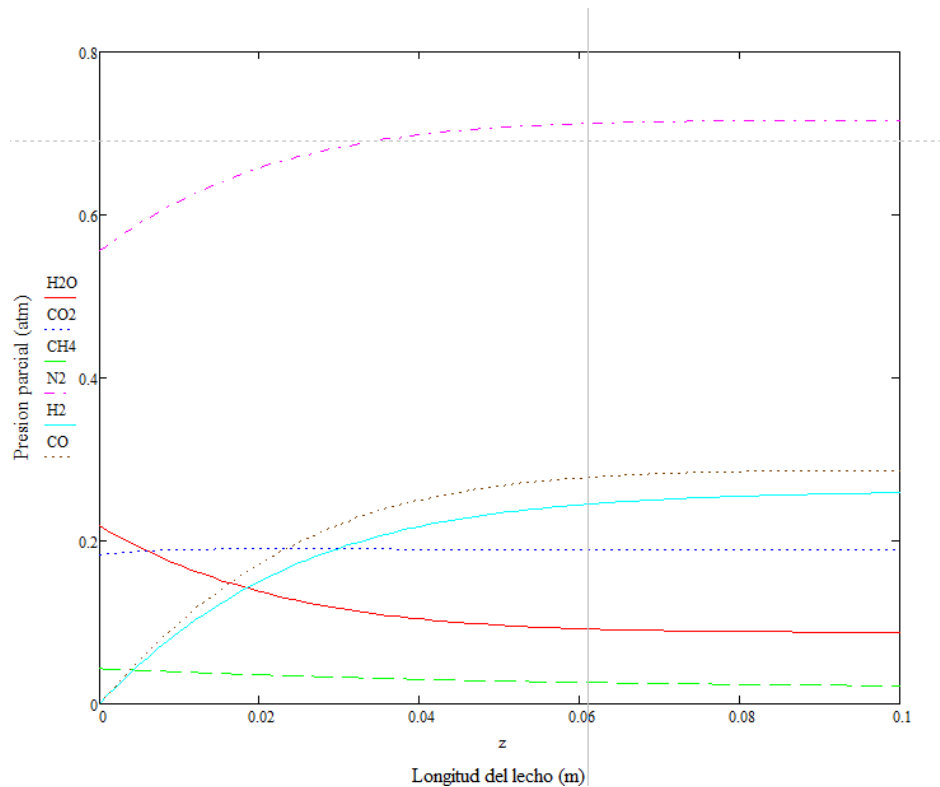


Figura 10: tendencia de los compuestos con velocidad superficial de 2 m/s.

Con las figuras presentadas se verifican los efectos esperados. También se ve que el cambio en el poder calorífico, al igual que el caso de la presión, la variación es menor al 5% entre la velocidad de 1 m/s y la de 2 m/s. Se opta entonces por mantener la velocidad superficial de 1 m/s, a modo de no adicionar costos requeridos para impulsar el aire.

2.12 Elección de parámetros

Luego de analizar los efectos de diferentes parámetros, se opta por utilizar:

- Relación de caudal aire/biomasa de 2, con el correspondiente ER de 0,365
- Temperatura de entrada a la fase de reducción de 1.200 K
- Velocidad superficial de 1 m/s

Con estos valores se obtiene la siguiente composición de gas de salida con su determinado poder calorífico.

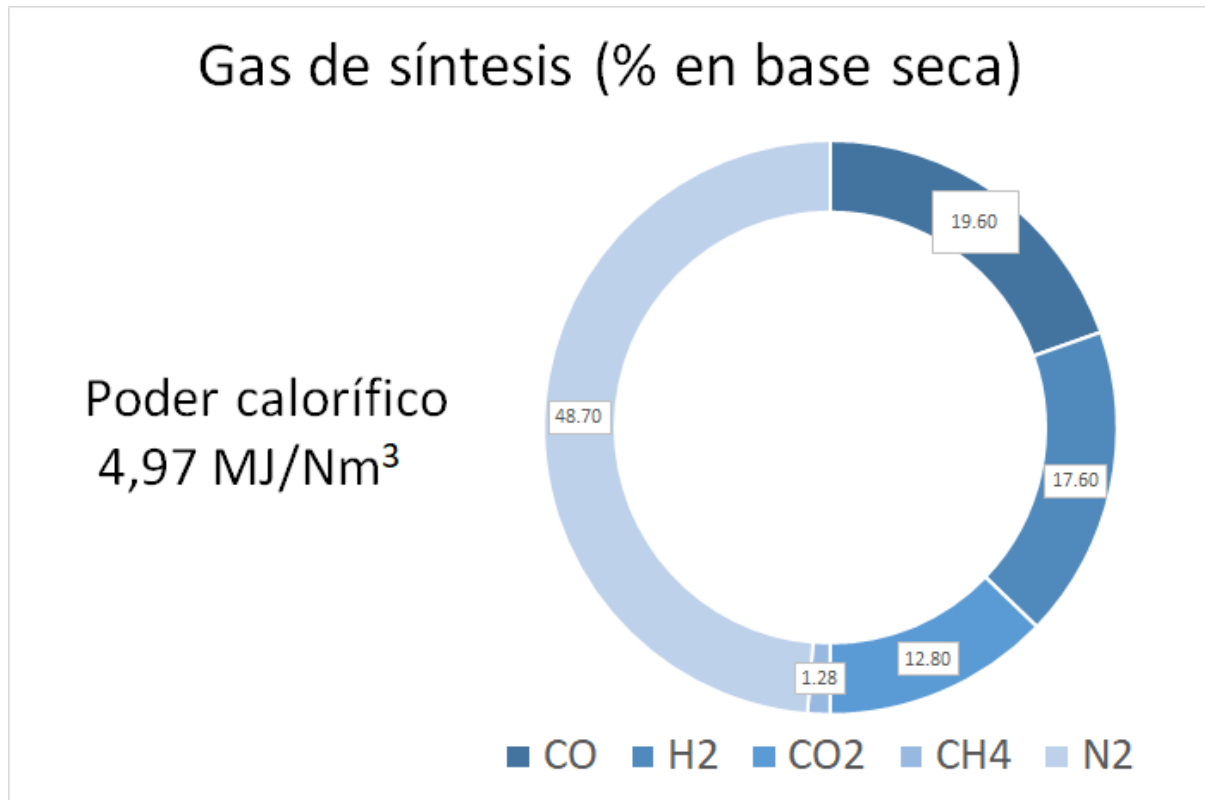


Figura 11: composiciones de salida del gas y su poder calorífico.

2.12 Bibliografía capítulo 2

[¹“The five processes of Gasification” [Disponible en <http://www.allpowerlabs.com/gasification-explained>]

[²Biomasa: Gasificación. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, Gobierno de España. [Disponible en https://www.idae.es/sites/default/files/publications/online/31/biomasa%20gasificacion_opf_files/pdfs/biomasa-gasificacion.pdf]

[³M. R. Ravi and Sangeeta Kohli. (2018). *Thermodynamics and Kinetics of Gasification. Energy, Environment, and Sustainability*, 37-62.

[⁴Susastriawan, A. A. P., Saptoadi, H., & Purnomo. (2017). *Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review. Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 76, 989–1003

[⁵Valderrama Rios, M. L., González, A. M., Lora, E. E. S., & Almazán del Olmo, O. A. (2018). *Reduction of tar generated during biomass gasification: A review. Biomass and Bioenergy*, 108, 345–370.

- [6] Biomass Gasification [Disponible en <http://www.infiniteenergyindia.com/biomass-gasifiers.html>]
- [7] Patra, T. K., & Sheth, P. N. (2015). *Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 50*, 583–593.
- [8] Ferreira, S. Monteiro, E. Brito, P. Vilarinho, C. (2019). *A Holistic Review on Biomass Gasification Modified Equilibrium Models. Energies, 12*, 160, 1-39
- [9] Mallick, D., Buragohain, B., Mahanta, P., & Moholkar, V. S. (2017). *Gasification of Mixed Biomass: Analysis Using Equilibrium, Semi-equilibrium, and Kinetic Models. Energy, Environment, and Sustainability, 223–241.*
- [10] Biagini, E. Barontini, F. Tognotti, L. (2014). Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Corn cobs. *Bioresource technology, 173* p.110-116
- [11] Wang, Y., Kinoshita, C.M., (1993). *Kinetic model of biomass gasification. Solar Energy 51*, 19–25.
- [12] Giltrap D, McKibbin R, Barnes G (2003) A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Ener 74*(1):85–91
- [13] Roy, P.C., Datta, A., Chakraborty, N. (2009). *Modelling of a downdraft biomass gasifier with finite rate kinetics in the reduction zone. Energy research, 33* (9).
- [14] Singh Sikarwar, V., et al., (2016). An overview of advances in biomass gasification. *Energy & Environmental Science, 9*, 2967.
- [15] Inayat, M., Kumar, A., Sulaiman, S.A., Guangul, F.M. (2016). *Effect of fuel particle size and blending ratio on syngas production and performance of co-gasification.* Universiti Teknologi PETRONAS.
- [16] Cengel, Y.A. (2003). *Heat transfer: a practical approach.* McGraw-Hill.
- [17] Acosta Camargo, P.A., Chipatecua Hernández, L.A. (2018). *Modelación del proceso de gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo con calentamiento indirecto.* Fundación Universidad de América. Facultad de Ingenierías, Bogotá D.C.
- [18] Dutta, P.P, Pandey, V., Das, A.R., Sen, S., Baruah, D.C. (2014). *DownDraft Gasification Modelling and Experimentation of Some Indigenous Biomass for Thermal Applications. Energy Procedia, 54*, p 21-34.

^[19]Fuel gases heating values. [Disponible en https://www.engineeringtoolbox.com/heating-values-fuel-gases-d_823.html]

^[20]Heating values of hydrogen and fuels. [Disponible en https://chemeng.queensu.ca/courses/CHEE332/files/ethanol_heating-values.pdf]

^[21]Molino, A., Larocca, V., Chianese, S., Musmarra, D. (2018). *Biofuels Production by Biomass Gasification: A Review. Energies*, 811 (11).

^[22]Lettner, F., Timmerer, H., Haselbacher, P. (2007). *Biomass gasification, state of the art description*. Intelligent Energy Europe.

^[23]Couto, N., Rouboa, A., Silva, V., Monteiro, E., Bouziane, K. (2013). *Influence of the Biomass Gasification Processes on the Final Composition of Syngas. Energy Procedia*, 36, p 596-606.

Capítulo 3: estructura del diagrama de flujo y balances de masa

Objetivo del capítulo

En este capítulo, el objetivo es definir los pre-tratamientos a los que debe someterse el marlo de maíz antes del ingreso al gasificador, y los post-tratamientos a los que se somete el gas de síntesis generado a modo de condicionarse para el ingreso al motor de combustión interna.

Por otro lado, se llevan adelante los balances de masa del reactor y del tren de purificación, donde se definen las corrientes de salida de cada especie. Se presenta el diagrama de flujo general de la planta, con todas las corrientes y se establecen límites (ya sea por legislación o por condiciones de operación de equipos posteriores) de concentraciones de ciertos componentes peligrosos.

3.1 Acondicionamiento y pretratamiento de la biomasa

Antes de entrar al reactor, la biomasa debe sufrir un proceso de pre-tratamiento para mejorar su eficiencia. Este tratamiento incluye generalmente el secado y molienda de la materia prima, ocasionalmente con una etapa adicional de torrefacción antes de ingresar al proceso de molienda. En los capítulos anteriores se mencionaron algunos de estos procesos previos y en este apartado se seleccionarán los que deberán llevarse adelante en la planta propuesta.

3.1.1 Secado

La biomasa con valores de humedad mayores al 40% (por ejemplo biomasa proveniente de granjas y bosques) suelen secarse a un contenido menor de humedad (20 a 25%) en un “presecado” anterior al secado del proceso de gasificación. Como este proceso requiere mucha energía, si se hace completamente en el gasificador, podría bajar el rendimiento térmico del mismo. Los secadores comúnmente utilizados son los de contenedores perforados, cintas transportadoras o cascada rotatoria.

De todas formas, para biomásas crudas que tienen un 10% o menos de humedad no es necesario realizar dicho proceso, como es el caso de nuestra materia prima.^{[1],[2]}

3.1.2 Torrefaccion

El proceso de la torrefacción consiste en calentar material de biomasa, como madera, desechos y cultivos, a una temperatura de entre 200 y 300°C en ausencia de oxígeno. Mediante este proceso de calentamiento lento, la biomasa se tuesta y libera compuestos volátiles, al tiempo que se descomponen las hemicelulosas

que contiene. De esta manera, se obtiene un producto torrefactado y seco que es estable, quebradizo y más sencillo de triturar que el material de biomasa original, teniendo también menor propensión a la degradación biológica mientras se mantiene almacenado.^[3]

Los reactores para torrefacción se clasifican según el método de contacto entre el sólido y el medio de calentamiento en reactores de contacto directo o indirecto. La fase fluida, el mecanismo de transferencia de calor y el movimiento de la biomasa son las características que distinguen los diferentes equipos^[4].

El proceso de torrefacción suele ser beneficioso para aquellas biomásas con contenidos de humedad altos, debido a que estas son más difíciles de triturar en el posterior proceso de molienda. Por ejemplo, si se trabajara con rastrojos del cultivo de maíz que incluyeran la chala y los tallos, sería conveniente un proceso de torrefacción, debido a que estas partes del maíz tienen una humedad de entre 40 y 60%^[5]. En el proceso se pasaría de la chala y tallos húmedos y difíciles de romper, a componentes secos y muy propensos a quebrarse.

Como el marlo de maíz que se utiliza para el proceso está aislado del resto de los rastrojos, éste ya está considerablemente seco y su molienda no traerá aparejada una dificultad muy grande. Por lo tanto, se concluye que no será necesario adicionar a la planta un reactor de torrefacción.

3.1.3 Molienda

La molienda es el proceso de pre-tratamiento mecánico de la biomasa, debido a que solo se realizan cambios físicos sobre la misma, a diferencia de los ya mencionados procesos térmicos como el secado o la torrefacción.

Las partículas más pequeñas tienen mayor superficie de contacto por unidad de masa y mayor tamaño de poro, lo que aumenta la velocidad de transferencia de calor y de gasificación. Cuanto menor es la partícula, se generan más CH₄ y CO, pero menos CO₂, lo que produce un gas con mayor capacidad calorífica.^[2]

Hay muchos tipos de trituradores diferentes. Una primera clasificación puede realizarse según el mecanismo utilizado. Estos pueden estar basados en partición y cizallamiento con cuchillas filosas, o bien por aplastamiento con herramientas de impacto donde las partículas se dañan por la compresión. Diferentes biomásas requieren distintos tipos de mecanismos de reducción de tamaño. Los tipos más comunes se presentan en la siguiente figura:

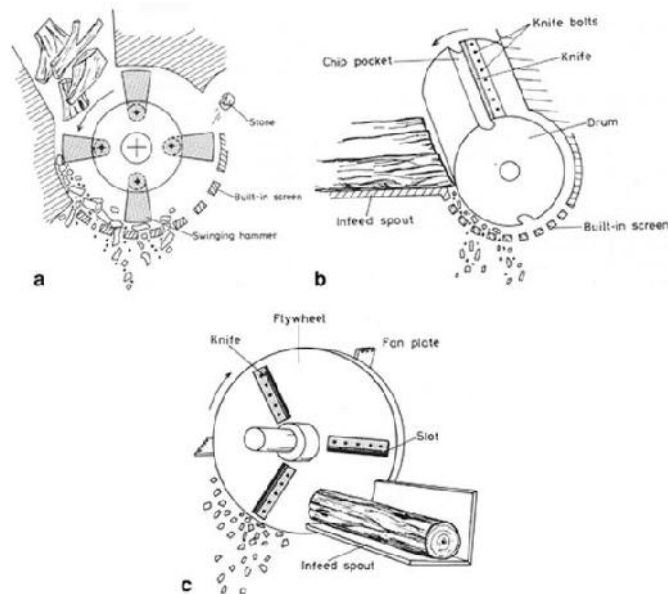


Figura 1: equipo para reducción de tamaño siendo a) molino de martillos, b) astilladora de tambor, c) disco astillador.^[6]

- Astilladoras/chippers: Se utilizan cuando se tratan troncos grandes como materia prima. Se clasifican en astilladoras de tambor y de disco. El tamaño se reduce con un cuchillo afilado ya sea montados en un disco o un cilindro. Estos cuchillos son sensibles a impurezas en la materia prima y en caso de trabajar con materia prima seca se requiere un gran costo de mantenimiento. La salida de estos equipos suelen tener tamaño y forma uniforme.
- Molino de martillos: Se pueden utilizar para una gran variedad de materias primas. El mecanismo es por impacto, como ya se mencionó. Los martillos pueden ser filosos o planos. Los filosos combinan los mecanismos del molino con el de las astilladoras. Las partículas de salida tienen tamaños y formas más variadas en comparación con el método anterior. El tamaño máximo de partícula puede controlarse a partir de el uso de tamices.^[6]

Para la trituración del marlo de maíz se suele utilizar un molino de martillos debido a su menor costo inicial y de mantenimiento y su mayor capacidad en comparación con otros tipos de molinos. Por lo tanto, para este proceso se utilizará un molino de martillos.

3.2 Balances preliminares de masa en el reactor

En esta sección se definen algunas relaciones que permitirán resolver los balances de masa globales de manera preliminar. El balance para el tren de purificación se realizará en otro apartado una vez que se seleccionen los equipos a utilizar.

3.2.1 Molienda

Se considera que no se pierde masa en este proceso, sino que solamente se reducen los tamaños de partícula de la materia prima para admitirla al reactor.

3.2.2 Gasificador

El modelado del capítulo 2 considera que toda la biomasa está compuesta de carbono, hidrógeno y oxígeno. Sin embargo, esta parte es solo lo que reacciona en la gasificación. La biomasa tiene una gran cantidad de compuestos además de estos tres principales que no reaccionan en este proceso, pero que pueden tener reacciones por la temperatura y deben tenerse en cuenta en un balance de masa.

La biomasa tiene porcentajes de especies y de contaminantes tales como tar, compuestos nitrogenados, sulfuros, entre otros. La composición química original de la materia prima y las condiciones de operación determinan las cantidades de estos contaminantes presentes en el gas producto. Para el caso de marlo de maíz se obtiene de experimentos realizados que tiene entre 0,29-0,5% de N₂ y 0,01-0,05% de S^{[7],[8]}. Hay también elementos metálicos tales como Na, K, Mg y Si que son especialmente responsables de la concentración de ceniza en la biomasa. La alta concentración de estos elementos crea problemas técnicos tales como ensuciamiento, sinterización y escoria debido a la volatilización de los mismos.^[9]

Tabla 1: composición de metales en el marlo de maíz.^[9]

Metal	Composición (%)
Al	0,31
K	1,53
Si	0,44
Na	1,32
Ca	0,11
Mg	0,42
Fe	0,06

Por último, el tar es un líquido viscoso que contiene hidrocarburos aromáticos pesados y también un alto contenido de metales pesados. Tiene el potencial de causar problemas de operación aguas abajo por

bloqueo de corrientes y degradación de la calidad del gas producto. Este líquido es un producto de la pirólisis donde se descompone el sólido.

Se opta por despreciar la cantidad de tar en el gas a la salida del gasificador debido a la siguiente serie de factores:

- Los reactores de tipo downdraft generan concentraciones de tar menores a 1 g/Nm^3 ^[5].
- El craqueo térmico del tar comienza a alrededor de 900°C , lo que hace que este se descomponga en compuestos como H_2 , CO , CH_4 . Se está operando a mayor temperatura^[10].
- El modelo propuesto ^[11] supone un craqueo completo de los productos de pirólisis en compuestos de menor peso molecular.
- Los motores de combustión interna pueden soportar hasta 100 g/Nm^3 de tar ^[9].

Una vez mencionados todos los compuestos adicionales que tiene la biomasa, se procede a adicionarlos a los 1.000 kg/h de biomasa útil. Esto se hace tomando porcentajes de cada compuesto de datos bibliográficos.

Tabla 2: datos de entrada al gasificador^{[7],[8]}

Entrada	
Biomasa útil	1.000 kg/h
Aire	2.382,78 kg/h
N	4,08 kg/h
S	0,31 kg/h
Na	13,65 kg/h
K	15,82 kg/h
Biomasa total	1.033,86

Cabe aclarar que si bien hay más metales presentes, estos están en proporciones mucho menores y por eso no se toman en cuenta.

Una vez que se tiene la masa total de biomasa que ingresa al reactor, se debe analizar lo que se produce en la gasificación. El modelo elegido en el capítulo 2 no analiza la variación de concentración de char a lo largo del reactor^[11]. De todas maneras, este sufre una disminución en su masa ya que parte de él participa de las reacciones dentro del reactor que generan el gas de síntesis.

Para calcular cuánto carbono inicial se convirtió en char y cuanto generó gases de gasificación se procede a realizar un balance total molar para el carbono.

$$\text{Cantidad de carbono en biomasa} = \text{char} + \text{carbono en los gases}$$

Cantidad de carbono en biomasa

$$= \text{char} + \text{carbono en CO} + \text{carbono en CO}_2 + \text{carbono en CH}_4$$

Del capítulo 1 se obtiene la composición molar del carbono^[12] y el peso molecular de la mezcla calculado a partir de ponderar los pesos moleculares de los componentes que la componen. Por otro lado, del capítulo 2 se obtienen las composiciones molares de CO, CO₂ y CH₄ a la salida del gasificador. Siendo 0,196; 0,128 y 0,0128 las composiciones de CO, CO₂ y CH₄ respectivamente.

Reemplazando:

$$0,3068 \frac{\text{mol carbono}}{\text{mol biomasa}} * \frac{1.000 \text{ kg } \frac{\text{biomasa}}{\text{h}}}{0,0243 \text{ kg } \frac{\text{biomasa}}{\text{mol}}} = \text{mol char} + 0,3068 \frac{\text{mol carbono}}{\text{mol biomasa}} * \frac{1.000 \text{ kg } \frac{\text{biomasa}}{\text{h}}}{0,0243 \text{ kg } \frac{\text{biomasa}}{\text{mol}}} * (0,196 + 0,128 + 0,0128)$$

Se obtienen 8.360,18 mol char/h, lo cual pasado a masa se corresponde con 100,32 kg char/h.

Para calcular la conversión del carbono, se resta lo que se produjo de char en relación a la cantidad de carbono original en la biomasa, así se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{Conversion} &= \frac{0,4785 \frac{\text{kg de carbono}}{\text{kg de biomasa}} * 1.000 \text{ kg biomasa/h} - 100,32 \text{ kg char/h}}{0,4785 \frac{\text{mol de carbono}}{\text{mol de biomasa}} * 1.000 \text{ kg biomasa/h}} * 100 \% \\ &= 79,03\% \end{aligned}$$

El valor obtenido de conversión para el carbono durante la gasificación se asemeja a los encontrados en bibliografía. Estos varían entre 87,1 y 72%^{[13][14]}.

Por otro lado, hay que tomar en cuenta que si bien los metales no participan de las reacciones de gasificación, sí reaccionan para formar óxidos. Además, componentes como el nitrógeno y el azufre, que se consideran como inertes para el proceso principal, generan amoníaco y sulfuro de hidrógeno. Al hacer esto, consumen cierta cantidad de reactivos. A continuación se calcula la masa de reactivos que se utiliza por estos compuestos. Esta masa será restada de la masa de gas de síntesis obtenida.

Tabla 3: masa de reactivos consumida para la formación de óxidos y otro compuestos.

	Cantidad	Compuesto que forma	Componente necesario
N	4,08 kg/h	NH ₃	0,86 kg de H/h
S	0,31 kg/h	H ₂ S	0,02 kg de H/h
Na	13,65 kg/h	Na ₂ O	4,75 kg de O/h
K	15,82 kg/h	K ₂ O	3,25 kg de O/h
Total			8,88 kg totales/h

Una vez hecho este cálculo, conocemos la masa de char y la masa de óxidos y otros compuestos. Ahora debe calcularse la masa (y posteriormente el volumen) del syngas producido. Para esto se plantea un balance de masa.

Balance de masa en el gasificador

$$\sum W_{i,entrada} = \sum W_{i,salida}$$

$$\sum W_{i,entrada} = W_{biomasa\ útil} + W_{metales+N+S} + W_{agente\ gasificante}$$

$$\sum W_{i,salida} = W_{gas\ de\ síntesis\ útil} + W_{char} + W_{óxidos+NH_3+H_2S}$$

$$1.000\ kg/h + 33,9\ kg/h + 2.382,8\ kg/h = 100,32\ kg/h + 42,78\ kg/h + W_{gas\ de\ síntesis\ útil}$$

Despejando se obtiene una masa de gas de síntesis sin inertes de 3.273,6 kg/h. La composición de este gas se conoce del capítulo 2, con los datos arrojados por el modelo utilizado. Además, del capítulo anterior también se tiene la temperatura al final del lecho de 1.148 K o 875°C y la presión de 1 atm dado que esta no varió a lo largo del lecho. De esta manera se obtiene un volumen de gas en condiciones de salida del reactor, y luego en CNPT. Este último resulta 2.894,6 m³/h y relacionando este valor con la materia prima se obtienen 2,89 m³ de gas de síntesis por kg de biomasa.

Si bien el char en su mayoría sale por la parte de abajo del reactor, algunas partículas son arrastradas con la corriente de gas. Según bibliografía, este porcentaje es del 10% del char total ^[23]. Tanto el char que sale del reactor como el que se separa del gas posteriormente serán vendidos como carbón activado, como se mencionó en el capítulo 1.

Una vez realizados los balances de masa, se procede a realizar un diagrama del gasificador, indicando los caudales de cada corriente:

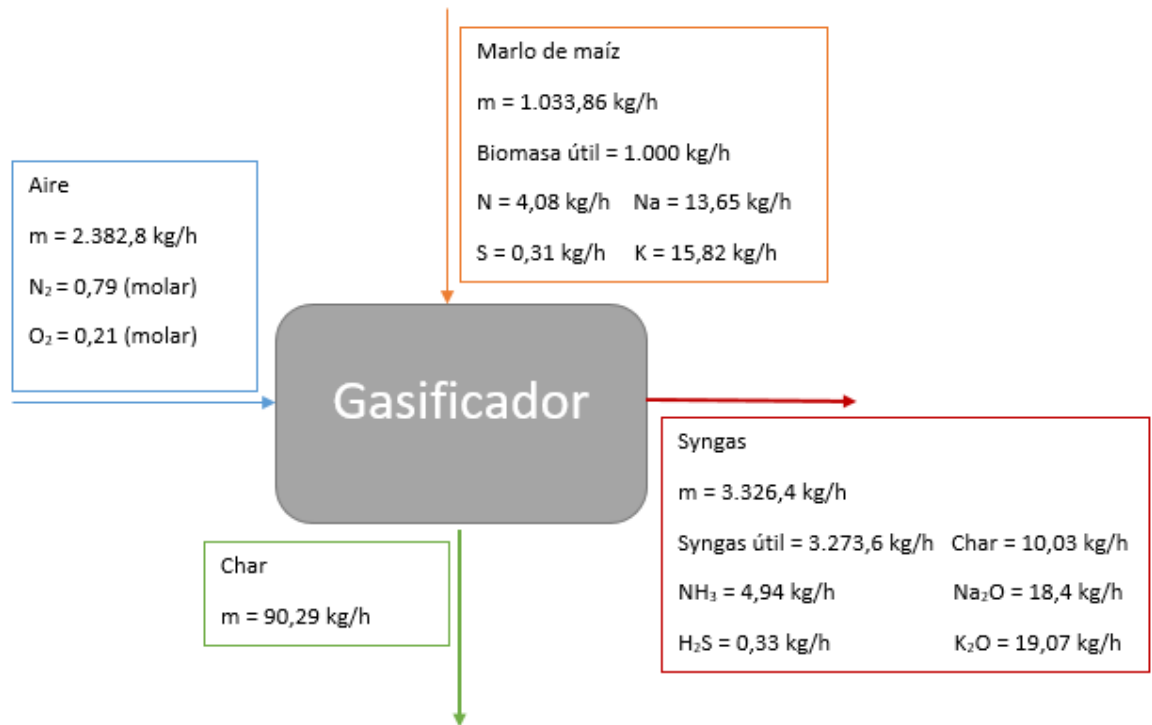


Figura 2: diagrama a caja negra del gasificador

3.3 Sistemas de separación

En este apartado serán elegidos los equipos del tren de purificación del gas de síntesis según necesidades de los equipos posteriores y limitaciones legales. En el capítulo 5 estos equipos serán diseñados.

El gas producido normalmente tiene partículas. Estas partículas corresponden a biomasa que no se convirtió, como char o cenizas. Las cenizas son los componentes minerales de la biomasa y el char es la porción de la biomasa que no reaccionó por ser menos reactiva, cuyas proporciones ya se calcularon en el apartado anterior. El depósito de estas partículas genera una obstrucción y un mayor desgaste de los equipos aguas abajo. ^[2]

Como ya se mencionó, el gas de síntesis tiene ciertos porcentajes de NH_3 y H_2S . Por un lado, si el amoníaco no es removido, la combustión de parte del mismo resulta mayormente en formación de NO_x . Los denominados óxidos de nitrógeno engloban tanto al monóxido (NO) como al dióxido de nitrógeno (NO_2). De las dos, es ésta última la principal forma química con efectos adversos sobre la salud. Dichos efectos son de muy diversa naturaleza y pueden producir daños sobre la salud humana (inflamación de las vías aéreas, afecciones de órganos, como hígado o bazo, o de sistemas, como el sistema circulatorio o el inmunitario, que propician a su vez infecciones pulmonares e insuficiencias respiratorias) y sobre el medio ambiente (acidificación y eutrofización de ecosistemas, afecciones metabólicas, limitación del crecimiento vegetal). Los procesos de acidificación pueden también afectar a las

edificaciones. Por otra parte, los NO_x contribuyen igualmente de forma secundaria a la formación de partículas inorgánicas (por ser precursores del ácido nítrico, HNO₃, y por tanto del nitrato, NO₃ en partículas), y también actúan como precursores de la formación de ozono (O₃), lo que potencialmente agrava las consecuencias mencionadas sobre la salud y el medio ambiente y conlleva efectos sobre el clima^[15]. Existen regulaciones ambientales que limitan las emisiones de NO_x y por tanto la remoción de amoníaco es de gran prioridad.^[16] Para este compuesto la legislación limita su emisión permitida en procesos de combustión a 450 mg/Nm³^[17].

Por otro lado, los componentes sulfurados tienen un efecto negativo sobre los equipos posteriores al reactor debido a que los corroen.^[2] Además, el dióxido de azufre es un gas irritante y tóxico que se forma por la combustión del sulfuro de hidrógeno. Afecta sobre todo las mucosidades y los pulmones provocando ataques de tos si éste es absorbido por el sistema nasal. La exposición de altas concentraciones durante cortos períodos de tiempo puede irritar el tracto respiratorio, causar bronquitis, reacciones asmáticas, espasmos reflejos, parada respiratoria y congestionar los conductos bronquiales de los asmáticos. El líquido se evapora rápidamente lo que puede provocar congelación al contacto con la piel. Los efectos de los SO_x empeoran cuando el dióxido de azufre se combina con partículas o con la humedad del aire, ya que se forma ácido sulfúrico y produce lo que se conoce como lluvia ácida, provocando la destrucción de bosques, vida salvaje y la acidificación de las aguas superficiales^[18]. Además, los efectos sobre la salud del sulfuro de hidrógeno son las siguientes según su concentración:

- Concentraciones bajas - irritación de ojos, nariz, garganta o sistema respiratorio; los efectos pueden tardar en aparecer.
- Concentraciones moderadas - efectos más severos en los ojos y la respiración, dolor de cabeza, mareos, náusea, tos, vómitos y dificultad al respirar.
- Concentraciones altas - estado de shock, convulsiones, incapacidad para respirar, coma, muerte; los efectos pueden ser extremadamente rápidos (en pocos respiros)^[19].

Para el dióxido de azufre la legislación limita su emisión permitida a 500 mg/Nm³^[20].

Por todas estas impurezas dañinas tanto para los equipos como para el ambiente, es necesaria, antes de ingresar el gas al motor para generar energía eléctrica, una limpieza del mismo. Dichos motores tienen más tolerancia a partículas contaminantes que las turbinas de gas, mientras el efecto más adverso lo producen las partículas de K y Na en las cenizas de la biomasa^[21]. Además, se deberán remover los compuestos precursores de los gases contaminantes SO_x, NO_x y H₂S.

A modo de resumen se muestra la siguiente tabla con los efectos de cada impureza del gas de síntesis a la salida del reactor:

Tabla 4: impurezas del gas de síntesis y sus problemáticas.^[22]

Contaminante	Ejemplo	Problemática
Partícula	Cenizas, char	Erosión
Tar	Hidrocarburos cíclicos y poli cíclicos	Tapado, depósitos
Metal alcalino	Componentes sódicos y potásicos	Corrosión y ensuciamiento
Combustible nitrogenado	NH ₃ , HCN	NO _x (emisión contaminante)
Sulfuros	H ₂ S, SO ₂	Corrosión y emisión contaminante
Cloro	HCl	Corrosión

De los contaminantes de la tabla 4 cabe aclarar que tanto el tar como el cloro no están presentes en el gas de síntesis producido en proporciones que requieran su remoción.

3.3.1 Remoción de partículas

El gas producido en el reactor arrastra una elevada concentración de partículas en suspensión, lo cual es perjudicial para la vida útil de los demás equipos. El sistema o sistemas de limpieza deberán tener la capacidad suficiente para dejar el gas limpio de partículas (char y cenizas) antes de ingresar a la siguiente etapa. La distribución de tamaño de partículas del gas se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 5: distribución de tamaño de partículas.^[23]

Tamaño de las partículas de gas (µm)	Porcentaje en el gas (%)
más de 1000	1,7
1000 - 250	24,7
250 - 102	23,7
102 - 75	7,1
75 - 60	8,3
menos de 60	34,5

Tabla 6: distribución de tamaño de partículas menores a 60 µm.^[23]

Tamaño de las partículas de gas (µm)	Porcentaje en el gas (%)
60 - 50	12
50 - 30	17
30 - 10	26
10 - 5	45

El ciclón constituye uno de los sistemas de recolección de partículas menos costoso, tanto desde el punto de vista de operación como de inversión. Por el hecho de estar diseñados para una amplia gama de materiales y de temperaturas, que incluso asciende hasta los 1.000°C, es posible ingresar el gas bajo las condiciones de temperatura de salida del gasificador y con ello eliminar una gran cantidad de partículas. Entre las mayores ventajas:

- Coste de capital bajo.
- Capacidad de funcionar en las altas temperaturas.
- Requisitos de mantenimiento bajos porque no hay piezas móviles ^[23].

Los ciclones son comúnmente utilizados para separar las partículas de mayor tamaño como un primer paso en la limpieza del syngas producido. Estos son económicos de construir y operar. ^[2] Consiste en un cilindro vertical con un fondo cónico, una entrada tangencial cerca de la parte superior y una salida para el polvo situada en el fondo del cono. El aire entra cargado de polvo y recorre un camino en espiral alrededor y hacia abajo del cuerpo cilíndrico del ciclón. La entrada de la mezcla le imparte un movimiento giratorio y el remolino que se desarrolla produce una fuerza centrífuga. Esta tiende a desplazar radialmente las partículas hacia la pared, de forma que aquellas que la alcanzan se deslizan hacia abajo dentro del cono y se recogen. Cuando el aire se aproxima al fondo cónico, vuelve a subir formando una espiral más pequeña en la parte central del cilindro, formando entonces un vórtice doble. La fuerza centrífuga que se desarrolla va desde unas 5 a 2.500 veces la fuerza de gravedad en distintos tipos de unidades. Los ciclones, salvo algunas excepciones, son usados para separar partículas en el rango 5-200 μm ^[24].

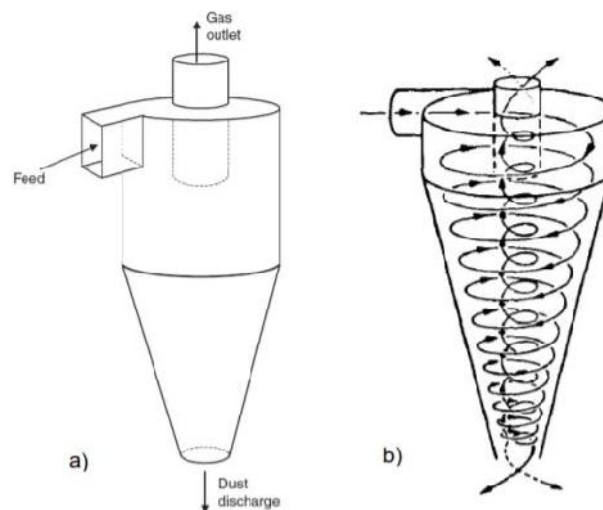


Figura 3: a) Ciclón, b) flujo de gas dentro del mismo ^[24]

Luego, el syngas que sale del ciclón se lava con inyecciones de agua en un depurador húmedo. Es importante mencionar que antes de ingresar al depurador húmedo será necesario hacer pasar al gas que sale del ciclón por un intercambiador de calor que reduzca su temperatura según el requerimiento de los equipos posteriores. Este intercambiador será diseñado en el capítulo 6. Los depuradores húmedos remueven partículas rociando líquido en el gas de salida (normalmente agua). Estos pueden remover 95–99% de las partículas cuyo diámetro es $1\ \mu\text{m}$, 99% de las de $2\ \mu\text{m}$, mediante una presión de 2,5 a 25 kPa. Existen diferentes tipos de depuradores húmedos que separan partículas de diferentes diámetros^[2]. El más comúnmente utilizado es el Venturi, donde se encapsulan las partículas de impurezas y se inyectan con gotas pequeñas de agua dentro de un recipiente tubular. Éste retiene partículas de entre 5 y 0,4 micrones^[25]. En este equipo el gas se enfría por el contacto con agua, lo que es ventajoso en el caso de la planta propuesta porque el motor de combustión interna debe recibir el gas a una temperatura mucho menor a la que tiene al salir del reactor.

Para partículas de tamaños menores se utiliza un filtro de mangas. Este presenta las siguientes ventajas:

- Elevada eficiencia
- Bajo coste de mantenimiento
- Elevada vida útil de los elementos^[23]

Como desventaja puede mencionarse que no puede ser utilizado a temperaturas mayores a 250°C ^[26] pero, dado que el gas se requiere a temperatura cercana a la ambiente para el ingreso al motor, este va a ser enfriado durante el proceso de limpieza. Por esto se decide colocar al filtro de mangas como último equipo del tren de purificación, antes del motor. Los filtros de mangas tienen la capacidad de mantener las eficiencias de recolección por encima del 99%, incluyendo materia particulada de diámetro aerodinámico menor o igual a $2,5\ \mu\text{m}$ (MP2,5)^[23].

3.3.2 Remoción de compuestos nitrogenados y sulfurados

La eliminación de los precursores del óxido de nitrógeno, sulfuro de hidrógeno y el dióxido de azufre presentes en el gas de síntesis es de suma importancia para evitar emisiones contaminantes al ambiente y a las personas. Conociendo que hay $5,1\ \text{kg}\ \text{NH}_3/\text{h}$, con una biomasa útil de $1.000\ \text{kg}/\text{h}$, se tienen $5,1\ \text{g}\ \text{NH}_3/\text{kg}$ biomasa. Por otro lado se generan $2,89\ \text{Nm}^3$ de gas de síntesis por kg de biomasa. Finalmente entonces se tienen $1.764\ \text{mg}/\text{Nm}^3$ de NH_3 . Considerando que todo el amoníaco pasa a NO_2 , con una relación molar de 1:1, se obtienen $4.773,2\ \text{mg}/\text{Nm}^3$ de este. Dado que la limitación legal de emisión del NO_x es de $450\ \text{mg}/\text{Nm}^3$ ^[19], será necesario la utilización de un equipo que elimine al amoníaco. Por otra parte, en cuanto sulfuro de hidrógeno se tienen $114,2\ \text{mg}/\text{Nm}^3$. Considerando que todo este compuesto

reacciona para formar SO_2 con relación molar 1:1 se obtienen $214,9 \text{ mg/Nm}^3$. Dado que la limitación de SO_2 es de 500 mg/Nm^3 ^[20], no será necesario eliminar este compuesto.

Uno de los métodos de separación es la utilización del ya mencionado depurador húmedo. Este es muy eficiente para eliminar los compuestos sulfurados pero solo tiene un 50% de eficiencia en cuanto a los nitrogenados. Debido a esto, se requerirá un equipo adicional para eliminar el amoníaco presente en el gas.

En los absorbedores tiene lugar una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. Estas operaciones requieren la transferencia de masa de una sustancia en la corriente gaseosa al líquido. Cuando la transferencia de masa sucede en la dirección opuesta, es decir, del líquido al gas, la operación se conoce como desorción. El propósito del equipo es permitir el contacto íntimo de los dos fluidos, con el fin de que se lleve a cabo la difusión interfacial de los componentes.^[27] La rapidez de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases; por lo tanto, la naturaleza y grado de dispersión de un fluido en el otro son de la mayor importancia.

Otra alternativa más eficiente para el amoníaco es la limpieza con gas caliente, utilizando un catalizador. Este método es más ventajoso, sin embargo requiere volver a calentar el gas lo que genera costos adicionales, especialmente considerando que el gas debe estar a temperatura ambiente al final de su limpieza.^[28]

Se opta por la utilización de un absorbedor para separar los restos de compuestos nitrogenados que no hayan sido eliminados de la corriente en el depurador húmedo. Se lo colocará en contracorriente con agua ya que este es un fluido más afín al amoníaco que el propio gas de síntesis, lo que generará una buena separación. Cabe aclarar que va a ser necesario poner un desorbedor a la salida de la corriente de agua, con el objetivo de reducir la cantidad de amoníaco presente y así poder reutilizarla.

3.3.3 Remoción de alcalinos

En la biomasa están presentes cantidades significativas de óxidos (CaO , K_2O , P_2O_5 , MgO , Na_2O , SiO_2 , SO_3). Estos compuestos se vaporizan a temperaturas mayores a 700°C durante la gasificación, pero cuando la misma desciende a 650°C , condensa y forma partículas de diámetros menores a $5 \mu\text{m}$. El gas alcanza esta temperatura a lo largo de su limpieza, por lo que los equipos separadores de partículas ya mencionados puede separar las partículas de metales condensadas.^{[2], [28]}

3.4 Diagrama de flujo

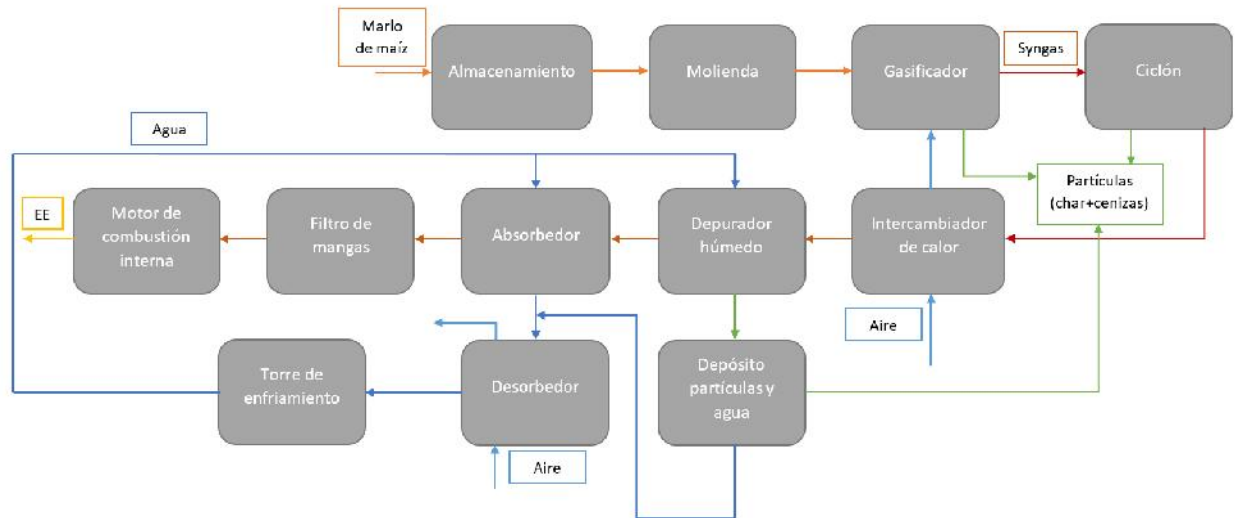


Figura 4: diagrama de flujo del proceso.

3.5 Reciclos

El agente gasificante debe ingresar al gasificador a altas temperaturas, por lo que deberá calentarse. Además, el gas de salida del gasificador debe enfriarse en el intercambiador presente en el diagrama de la figura 4. Para aprovechar la energía utilizada para enfriar este gas, se opta por utilizar como corriente auxiliar del intercambiador al aire que luego ingresa al gasificador. De esta manera, este aire se calienta y ya sale del intercambiador en condiciones tales que pueda ser ingresado como agente gasificante al reactor. Se analizará en el capítulo 6 si el enfriamiento del gas con aire es suficiente para bajar su temperatura al valor requerido por los equipos posteriores. En caso de no ser suficiente, deberá adicionarse otro equipo intercambiador.

El segundo reciclo se encuentra en el depurador húmedo, en el cual el agua que sale junto con las partículas más pequeñas ingresará a un depósito en el cual decantarán las mismas. Por otro lado, se dispone también del agua sucia proveniente del absorbedor previamente mencionado. Ambas corrientes se suman y son ingresadas al desorbedor previamente mencionado para su limpieza. Las dos corrientes unidas se encuentran a una temperatura mayor a la deseada para volver a recircularse, por lo tanto, se ingresan a una torre de enfriamiento. Así se obtiene el agua con la temperatura necesaria para su utilización, teniendo que adicionar un porcentaje de agua que se corresponde con lo que se pierde por evaporación en la torre.

3.6 Balance de masa de sistemas de separación

Se tomarán todos los sistemas de separación como una caja negra a la cual ingresa el gas producto crudo con su correspondiente composición. El contenido de partículas a la salida se considerará como la máxima permisible para motores de combustión interna, con un cierto margen de separación para no estar tan cerca del límite. De la misma manera se adecuará la composición de NH₃ según la legislación que regula la cantidad de óxidos que pueden emitirse.

Balance de masa en el post-tratamiento

$$\sum \dot{m}_{\text{entrada}} = \sum \dot{m}_{\text{salida}}$$

$$\sum \dot{m}_{\text{entrada}} = \dot{m}_{\text{gas de síntesis sucio}}$$

$$\sum \dot{m}_{\text{entrada}} = \dot{m}_{\text{gas de síntesis sucio}} + W_{\text{impurezas}}$$

Primero que nada, en la corriente que entra estará presente el syngas sucio (con óxidos metálicos, amoníaco y sulfuro de hidrógeno). Además, si bien el char en su mayoría sale por la parte de inferior del reactor, algunas partículas son arrastradas con la corriente de gas. Según bibliografía, este porcentaje es del 10% del char total [23]. En el caso de los óxidos metálicos, estos están vaporizados a la temperatura de salida del reactor por lo que serán arrastrados por completo por el gas. Luego, cuando se baje la temperatura del syngas, podrán separarse. De esta manera se define que la entrada al tren de purificación consiste del gas de síntesis “puro”, las impurezas gaseosas, y el char arrastrado:

$$W_{\text{gas de síntesis sucio}} = 3.273,6 \text{ kg/h} + 42,78 \text{ kg/h} + 0,1 * 100,32 \text{ kg/h} = 3.326,4 \text{ kg/h}$$

De bibliografía se obtiene que es tolerable hasta 50 mg/Nm³ de partículas de char en el gas de síntesis final para poder ser utilizado en motores de combustión interna y que el límite permisible de emisión de NO_x es de 450 mg/Nm³[19]. Además, la limitación para metales alcalinos en motores de combustión interna es de 50 mg/Nm³[29].

Considerando estas limitaciones, para tomar un criterio conservador se supone que despues del post-tratamiento el gas de síntesis contendrá un 80% de las cantidades máximas permisibles tanto de partículas como de amoníaco y metales.

- Para el caso del amoníaco, se tienen 1.764 mg/Nm³, que generan 4.773,2 mg/Nm³ de NO_x considerando que todo el amoníaco reacciona para generar el óxido. El 80% de la máxima permisible de NO_x es de 360 mg/Nm³. Para obtener esta cantidad del óxido se requieren 133,04 mg/Nm³ de NH₃. Por lo tanto, se

considera que a la salida del tren de purificación, el gas conserva $133,04 \text{ mg/Nm}^3$, mientras que el resto ($1.630,96 \text{ mg/Nm}^3$) se extraen por el absorbedor y el depurador húmedo. En masa, permanecen en el gas $0,384 \text{ kg/h}$ de NH_3 .

- En cuanto al char, se tienen en la corriente $10,03 \text{ kg/h}$. Esto corresponde a $3.470,6 \text{ mg/Nm}^3$. El 80% de la máxima permisible corresponde a 40 mg/Nm^3 . Esta cantidad es la que va a permanecer en el gas, mientras que $3.430,6 \text{ mg/Nm}^3$ deben eliminarse. En masa, permanecen en el gas $0,115 \text{ kg/h}$ de char.
- Los metales alcalinos en forma de óxidos son un total de $37,47 \text{ kg/h}$, o bien $12.965,4 \text{ mg/Nm}^3$ de gas. El 80% del límite permisible es 40 mg/Nm^3 . La diferencia entre estos valores ($12.925,4 \text{ mg/Nm}^3$) se debe eliminar. La masa que permanece en el gas es $0,115 \text{ kg/h}$.

Reemplazando los valores en en el balance:

$$\begin{aligned}\sum W_{i,salida\ syngas} &= 3.273,6 \text{ kg/h} + 0.384 \text{ kg/h} + 0.115 \text{ kg/h} + 0.115 \text{ kg/h} + 0,33 \text{ kg/h} \\ &= 3.274,5 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

$$\sum W_{i,salida\ desechos} = 4,71 \text{ kg/h} + 9,91 \text{ kg/h} + 37,35 \text{ kg/h} = 51,97 \text{ kg/h}$$

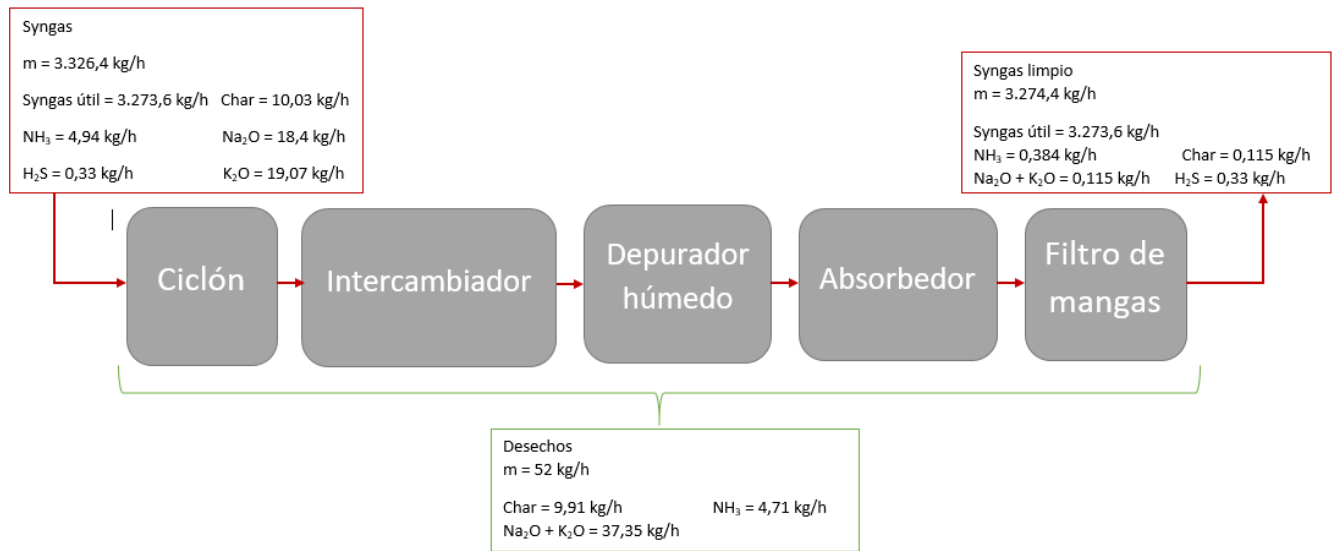
Sumando ambas salidas (la de gas de síntesis limpio y la suma de los desechos de cada equipo) se obtiene la masa ingresada de $3.326,4 \text{ kg/h}$.

Una vez realizado el balance de masa y conociendo la composición de cada corriente, se procede a hacer un diagrama a caja negra del tren de purificación. En este diagrama solo se considera la corriente principal y no las auxiliares ya que estas serán definidas posteriormente. Además se considera una única salida de desechos

provenientes de todos los equipos en conjunto, dado que no se definió aún las cantidades removidas por cada uno.

Figura 5: diagrama a caja negra del tren de purificación.

3.7 Cálculo de eficiencia



Para hallar la eficiencia de la gasificación se divide la energía del gas entre la energía del combustible (biomasa), tal como se muestra en la siguiente ecuación:

$$Eficiencia = \frac{Energía\ del\ gas}{Energía\ del\ combustible}$$

Para obtener la energía del combustible se multiplica el caudal másico de biomasa (1.000 Kg/h) por el poder calorífico de la misma (18,7 MJ/Kg^[30]).

En cuanto a la energía del gas, el poder calorífico del gas de síntesis a partir del marlo de maíz es 4,97 MJ/Nm³, acorde a lo calculado en el Capítulo 2. Con el caudal volumétrico ya obtenido previamente se calcula la eficiencia:

$$Eficiencia = \frac{2.894,6\ Nm^3/h * 4,97\ MJ/Nm^3}{1000\ kg\ biomasa/h * 18,7\ MJ/kg\ biomasa} * 100\% = 76,93\%$$

Este valor de eficiencia se asemeja a los mencionados en bibliografía, que resultan de 76,96%^[31], 78,4%^[23] para el mismo tipo de reactor.

3.8 Verificación de la elección de ER

En el capítulo 2 se analizó el efecto de variar ER (o bien la relación molar de caudales de biomasa húmeda y aire) y se encontró que a menor ER, mayor poder calorífico tenía el gas de salida. Sin embargo, se acudió a la bibliografía y esta indicó que como la energía del gas es la multiplicación del poder calorífico del mismo y su caudal volumétrico, no siempre es conveniente reducir ER porque el caudal también se reduce. Ahora que se realizaron los balances de masa y se conoce el volumen de gas formado, se analizan las energías de syngas para diferentes ER:

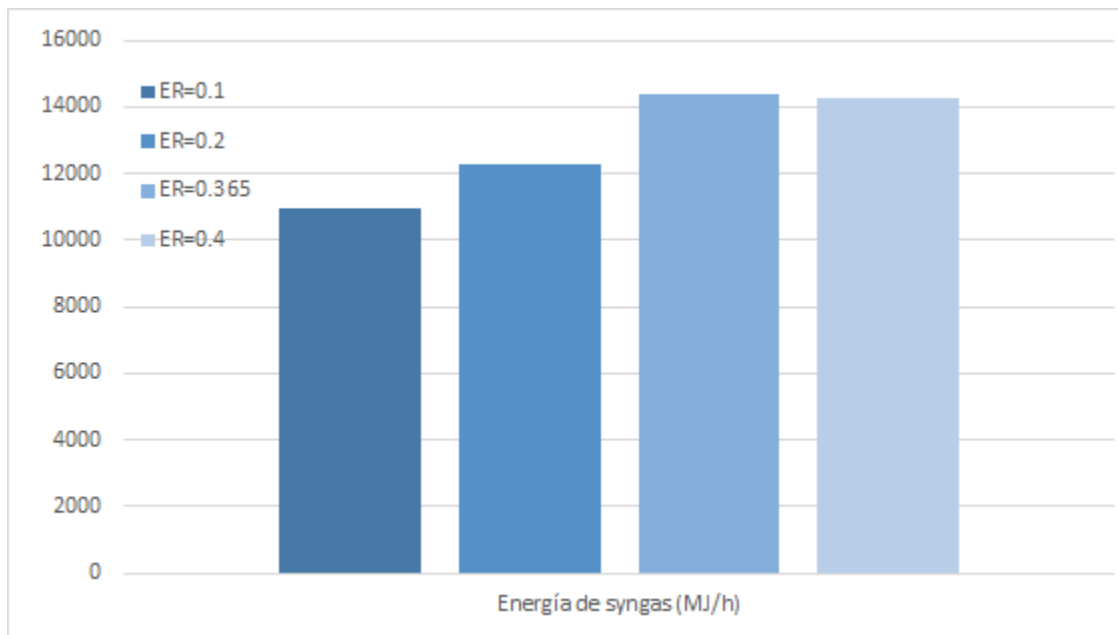


Figura 6: comparación de energía de syngas para diferentes ER.

Como se observa en el gráfico, la máxima energía de syngas se obtiene con el ER recomendado de 0,365, correspondiendo a una relación molar de caudales de aire y biomasa húmeda de 2. De esta manera, queda elegido y confirmado este parámetro.

3.9 Capacidad de producción

Existen dos conceptos acerca de capacidad: la capacidad “nominal” y la “instantánea”. Esta última considera diferentes eficiencias de los equipos y el proceso de producción en general, y será la más cercana a la realidad. El valor que debe afectar a la capacidad de producción nominal para obtener la instantánea es la efectividad global del proceso (OEE). La OEE mide la efectividad de las máquinas y líneas a través de un porcentaje, que es calculado combinando tres elementos asociados a cualquier proceso de producción:

- Disponibilidad: es la proporción entre el tiempo efectivamente utilizado en la operación y el tiempo previsto que debió operar la línea o el equipo. De acuerdo con la Figura 7 es la proporción entre el Tiempo Operativo (TO) y el Tiempo Previsto de Producción (TPP). Como se puede observar el Tiempo Previsto de Producción (TPP) es el tiempo que resulta de quitar al Tiempo Programado (TP) todas las Paradas Programadas, y por consiguiente es el tiempo que se destina para fabricar los productos. Por su parte, el Tiempo Operativo (TO) es el que resulta de restarle al Tiempo Previsto de Producción (TPP) las pérdidas de tiempo correspondiente a todas las paradas no programadas o imprevistas que sucedieron durante la producción.
- Rendimiento: Es la proporción entre la velocidad efectiva que funcionó la línea o el equipo con relación a la velocidad a la que debe funcionar o Velocidad Nominal (es decir, la velocidad a la que fue diseñado la línea o el equipo). Este cálculo se realiza con base en la producción real o el Tiempo Operativo (TO) empleado para su fabricación y la producción teórica de acuerdo a la Velocidad Nominal expresada como un Tiempo Teórico Operativo (TTO).
- Calidad: es la proporción entre los productos fabricados dentro de las normas de calidad, sin ningún retrabajo, y el total de productos efectivamente fabricados en el tiempo que se estuvo operando. Al igual que como sucede con el Rendimiento, esta proporción se expresa en términos del tiempo equivalente y en este caso el producto que efectivamente resultó dentro de normas, se expresa como el Tiempo que Agrega Valor (TAV).^[32]



Figura 7: factores del OEE.

Según apuntes de cátedra^[33], los valores de estos tres factores son mostrados en la Tabla 7 y de acuerdo a la siguiente ecuación se obtiene el valor de la OEE:

$$OEE = \% Disponibilidad \times \% Rendimiento \times \% Calidad$$

Tabla 7: valores sugeridos para cada efecto.^[33]

	Factores	Valor estimado
TO/TPP	Disponibilidad	95%
TTO/TO	Rendimiento	85%
TVA/TTO	Calidad	98%
	OEE	80%

Finalmente, se obtiene que la capacidad de producción instantánea es de:

$$Cp_{instantánea} = \frac{Cp_{nominal}}{OEE}$$

En el caso de la planta propuesta, el modelado de las reacciones, es decir la producción se realizó considerando una capacidad de 1 ton/h de biomasa. De la misma manera, para el diseño de los equipos se utilizará esta capacidad. Esto significa que como capacidad instantánea se utiliza 1 ton/h de biomasa. Sin embargo, no hay que perder de vista que entonces, la capacidad nominal será menor. Debido a esto, utilizando la fórmula planteada se concluye que la capacidad nominal de la planta es de 0,8 ton/h.

3.10 Bibliografía capítulo 3

^[1]Duleeka Sandamali Gunarathne (2016). *Advanced Gasification of Biomass/Waste for Substitution of Fossil Fuels in Steel Industry Heat Treatment Furnaces*. KTH Royal Institute of Technology.

^[2]Kumar,A., Jones,D., Hanna,M., (2009). *Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology*.Energies, 2, 556-581

^[3](2014). *La torrefacción, calentamiento de la biomasa en ausencia de oxígeno para mejorar su contenido energético*. Servicio de Información Comunitario sobre Investigación y Desarrollo. Disponible en [://www.ingenieros.es/noticias/ver/la-torrefaccion-calentamiento-de-la-biomasa-en-ausencia-de-oxigeno-para-mejorar-su-contenido-energetico/4688]

^[4]Arteaga-Pérez, L.E, Segura, C. Santana, K.D. (2015). *Procesos de torrefacción para valorización de residuos lignocelulósicos. Análisis de posibles tecnologías de aplicación en Sudamérica*. Afinidad, 73, 62-63.

^[5]Singh Sikarwar, V., et al., (2016). An overview of advances in biomass gasification. *Energy & Environmental Science*, 9, 2967.

^[6]Zhen F., (2013). *Pretreatment techniques for biofuels and biorefineries*. Green energy and pretreatment.

^[7]Zhen, F. (1993). *Physical and chemical properties of corncob for thermal conversions*. Fuel Science and Technology International, 11(8), 1037–1045.

^[8]Danje, S. (2011). *Fast pyrolysis of corn residues for energy production*. Stellenbosch University.

^[9]Anthony I. Anukam, Boniswa P. Goso, Omobola O. Okoh, and Sampson N.Mamphweli. (2017). *Studies on Characterization of Corn Cob for Application in a Gasification Process for Energy Production*. Journal of Chemistry.

^[10]Basic explanation of tar issues and management. [Disponible en http://miniwoodgas.com/miniwoodgas_002.htm] Visitada por última vez 29/11/19

^[11]Giltrap D, McKibbin R, Barnes G (2003) A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. Solar Ener 74(1):85–91

^[12]Biagini, E.Barontini, F. Tognotti, L. (2014). Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Corn cobs. *Bioresource technology*, 173 p.110-116

^[13]Cao, Y., Wang, Y., Riley, J.T., Pan, W.(2005). *A novel biomass air gasification process for producing tar free higher heating value fuel gas*. Fuel Processing Technology, 87, p. 343-353

^[14]Sharma, A.K. (2008). *Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison*. Solar Energy, 82, p. 918-928

^[15]Óxidos de nitrógeno. Ministerio para la transición ecológica, Gobierno de España. Disponible en [[://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/calidad-del-aire/salud/oxidos-nitrogeno.aspx](http://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/calidad-del-aire/salud/oxidos-nitrogeno.aspx)].

^[16]Zhang, W., Liu, H., Ul Hai, I., Neubauer, Y., Schröder, P., Oldenburg, H., Kölling, A. (2012). *Gas cleaning strategies for biomass gasification product gas*. International Journal of Low-Carbon Technologies, 7(2), 69–74.

^[17]Ley 5965, Decreto 3395, Anexo IV, Tabla D. Normativa vigente concordada, efluentes gaseosos. Disponible en [<http://www.sanmartin.gov.ar/uploads/1431456939-OPDS-Ley-Pcial.5965-Efluentes-Gaseosos.pdf>].

^[18]Óxidos de azufre. Ministerio para la transición ecológica, Gobierno de España. Disponible en [[://www.prtr-es.es/SOx-oxidos-de-azufre,15598,11,2007.html](http://www.prtr-es.es/SOx-oxidos-de-azufre,15598,11,2007.html)].

^[19](2007). *Sulfuro de hidrógeno*. United States Department of Labor. Disponible en [[://www.osha.gov/Publications/3300-10N-05-spanish-07-05-2007.html](http://www.osha.gov/Publications/3300-10N-05-spanish-07-05-2007.html)].

[20]Decreto N° 3395/96. Reglamento de la Ley N° 5965. La Plata, Buenos Aires, 6 de setiembre de 1996. Disponible en [://www.opds.gba.gov.ar/sites/default/files/Decreto%203395%2096.pdf].

[21]Laurence, L.,Ashenafi,D. (2012). Syngas Treatment Unit for Small Scale Gasification - Application to IC Engine Gas Quality Requirement. *Journal of Applied Fluid Mechanics, Vol. 5, No. 1, pp. 95-103.*

[22]Cuba Arroyo, C.G. (2011). Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona. [Disponible en <https://upcommons.upc.edu/handle/2099.1/11591>]

[23]Alegria-Castellanos, P., (2017). Instalación y puesta en marcha de un gasificador de lecho fluidizado. Universidad de Piura, Facultad de Ingeniería. Piura, Perú.

[24] *Capítulo 11: Separación de sólidos.* Disponible en [<http://www.criba.edu.ar/cinetica/solidos/Capitulo11.pdf>].

[25]Gibellini, J.(2009). *Depuradores húmedos. Universidad Tecnológica Nacional.* Disponible en [<https://es.scribd.com/doc/156335787/EFICIENCIA-DE-CAPTACION-Y-OPERACION-DE-DEPURADORES-HUMEDOS>].

[26]Catálogo de filtraje industrial de TORBEL. [Disponible en http://www.gruponovaenergia.com/docs/torbel/Catalogo_Filtraje_Industrial.pdf] Visitado por última vez 30/11/19

[27]Treybal, R.E.(1981). “*Mass Transfer Operation*”

[28]Chin, L.F.B., (2011). *Studies of Syngas Cleaning Technologies Suitable for Power Generation from Biomass Oil Palm Shells.* Curtin University.

[29][Disponible en https://books.google.com.ar/books?id=j_Mq_PWymmsC&pg=PA390&lpg=PA390&dq=max+mg/nm.3+alkali+in+engine&source=bl&ots=WWAwdnRYYw&sig=ACfU3U1NJFPVKL57GUjukbmwv5CDF9SsNg&hl=es-419&sa=X&ved=2ahUKEwif-ob4xJnmAhXwHrkGHTfKA8wQ6AEwAXoECAoQBA#v=onepage&q=max%20mg%2Fnm.3%20alkali%20in%20engine&f=false]

[30]Corn Cobs for Biofuel Production.[Disponible en <https://farm-energy.extension.org/corn-cobs-for-biofuel-production/>] Ultima vez visitada 30/11/19

^[31]Laohalidanond, K. Chaiyawong, P. Kerdsuwan, S. (2015). *Status of Using Biomass Gasification for Heat and Power in Thailand*. 2015 International Conference on Alternative Energy in Developing Countries and Emerging Economies, Energy Procedia, 79, 385 – 390

^[32]Codificación de paradas de planta. Disponible en [://ingedato.com/].

^[33]Bibliografía provista por la cátedra.

Capítulo 4: diseño de de reactores

Objetivo del capítulo

En este capítulo, el objetivo es el diseño del sistema de reactores utilizando las condiciones operativas expuestas en los capítulos anteriores. Se selecciona el tipo y la cantidad de gasificadores a instalar y sus materiales. Además, dado que se trabaja a alta temperatura, se selecciona un material aislante y se calcula su espesor, en base a una temperatura externa segura de 35°C. Se calculan las correspondientes pérdidas de calor en el equipo.

Además, se plantean los sistemas de control necesarios para asegurar el buen funcionamiento de la planta, primero eligiendo los parámetros a medir y luego analizando los elementos más convenientes. Se consideran diferentes métodos de encendido y se opta por el de menor costo y modificación de los equipos.

4.1 Selección y caracterización del tipo de reactor

Como se mencionó en el capítulo 1, se utilizará un reactor de lecho fijo tipo downdraft. Dentro de la clasificación downdraft se pueden encontrar una gran variedad de diseños con diferentes ventajas y características. Se mencionan dos principales:

4.1.1 Núcleo abierto o estratificado

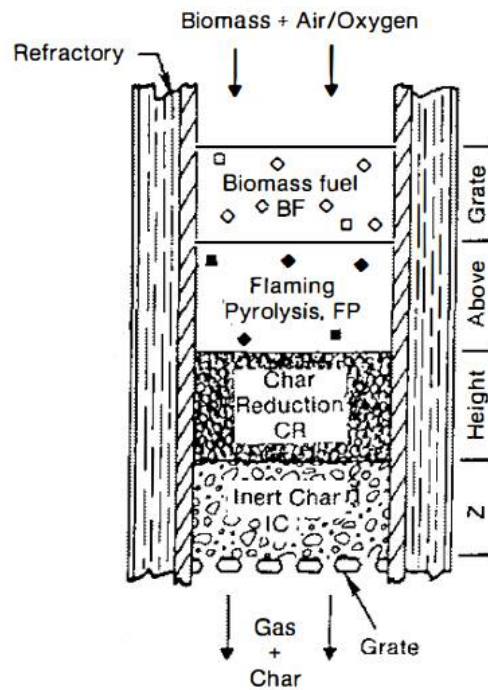


Figura 1: reactor núcleo abierto.

Estos reactores son relativamente novedosos y están especialmente diseñados para gasificar materiales finos con baja densidad aparente, que permitan la permeabilidad del aire a través de ellos. Consisten de un recipiente cilíndrico con un hogar en la parte inferior. Durante la operación, el aire y la biomasa pasan uniformemente hacia abajo por las cuatro zonas. La apertura superior permite el ingreso uniforme de aire a la zona de pirólisis. La primer zona consiste de biomasa sin reaccionar a través de la cual ingresa el aire. En la siguiente zona esta materia prima reacciona con el aire en la pirólisis. La tercer zona está compuesta del char formado en la pirólisis, y allí se reducen los gases formados. La cuarta zona que se observa está compuesta del char inerte. Este char no reacciona debido a la baja temperatura, pero puede absorber calor si las condiciones cambian e incluso sirve como zona de almacenamiento del char. La ventaja de este tipo de gasificador es que, al tener la parte superior abierta, permite una alimentación sencilla y un fácil acceso de instrumentos de medición. Como desventaja puede mencionarse que, cuando el carbono reacciona con los gases eventualmente se convertirá en polvo. En parte este polvo será arrastrado por el gas, pero en algún momento comenzará a tapar al reactor, ya que no tiene un sistema de vibración o remoción. Otra desventaja es la prevención de canalizaciones en la materia prima. Algunos combustibles pueden generar estas canalizaciones, evitando el flujo continuo y aumentando la temperatura.^[1]

4.1.2 Downdraft con angostamiento (Imbert)



Figura 2: reactor de doble garganta o tipo Imbert con hogar en V.^[1]

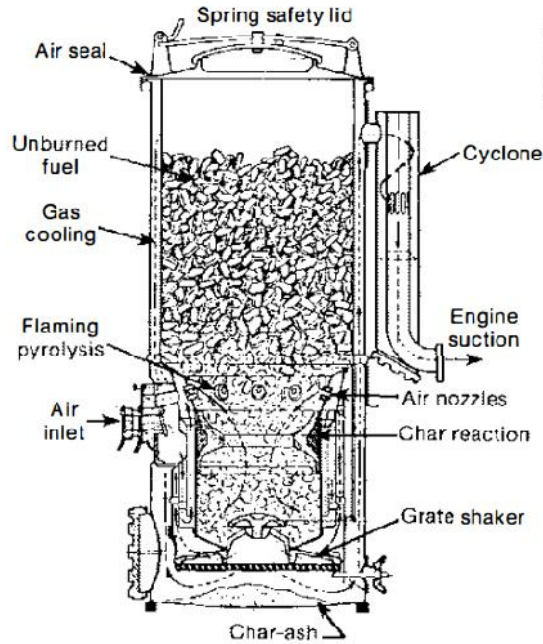


Figura 3: reactor de doble garganta con hogar Imbert clásico.^[1]

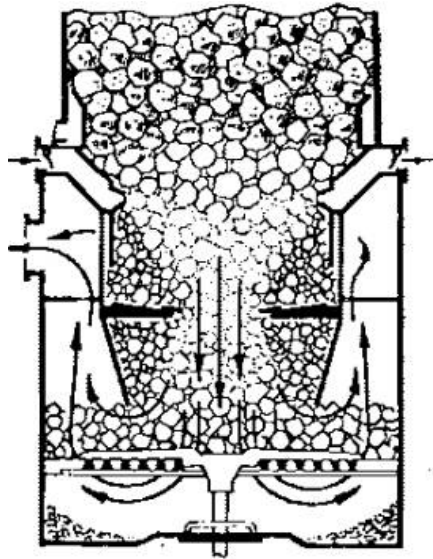


Figura 4: reactor de doble garganta con hogar plano.^[1]

La parte cilíndrica superior es simplemente un reservorio de materia prima que debe ser relleno constantemente. El techo cuenta con un resorte que sirve para liberar presión durante operación. La entrada del aire se hace con una serie de boquillas radialmente dirigidas. En operación, el aire ingresa y piroliza el combustible. El char generado llena el gasificador debajo de las boquillas. El gasificador es

“auto-ajustante”. Si no hay suficiente carbono en la zona de las boquillas, se quemará más biomasa, mientras que si hay demasiado char, este supera el nivel de las boquillas para que el aire quemara parte del mismo. Luego de la zona de las boquillas se encuentra la zona de reducción del gas. Normalmente esta zona consiste de un hogar que puede ser de tipo Imbert clásico, en V o plano. Los dos últimos acumulan una capa de cenizas para formar un aislamiento de alta calidad. En la reducción, el gas se enfría, ya que parte del calor se convierte en energía química^[1]. Como se ve en las figuras, se le agrega una garganta de angostamiento entre la zona de combustión y la zona de gasificación, de modo de concentrar el calor y obtener mejor eficiencia por medio de un intercambio interno de calor. Además, el gas producto es retirado por la parte superior y se va enfriando mientras asciende por las paredes exteriores del reactor, entregando energía al sistema. Esto, a su vez, propicia la caída de material particulado hacia las cenizas y no la salida con el gas.^[2]

Si bien el reactor estratificado o a núcleo abierto supera varias de las dificultades del reactor Imbert, no ha sido desarrollado por completo hasta el momento. Poniendo en la balanza el confirmado funcionamiento del reactor Imbert contra las posibles ventajas del estratificado, se opta por utilizar un Imbert, para asegurar el correcto desempeño del gasificador. Se utilizará un Imbert con hogar en V. Se considera que el angostamiento adicional genera una ventaja muy importante en cuanto a la transferencia de calor por parte del gas producto que rodea al reactor calentándolo. Esto por un lado beneficia térmicamente al reactor ya que es un aporte adicional en la zona de secado y pirólisis, para mantener la temperatura. Por otro lado, el reactor tipo Imbert propone que el syngas salga del reactor por la parte superior del mismo, para así bajar su temperatura. Si bien este es el modelo de reactor que se dimensionará, se opta por no considerar la transferencia de calor favorable, a modo de ser más conservadores, utilizando temperaturas más altas del syngas para los diseños de equipos posteriores. En la siguiente figura se observa la forma del reactor elegido:

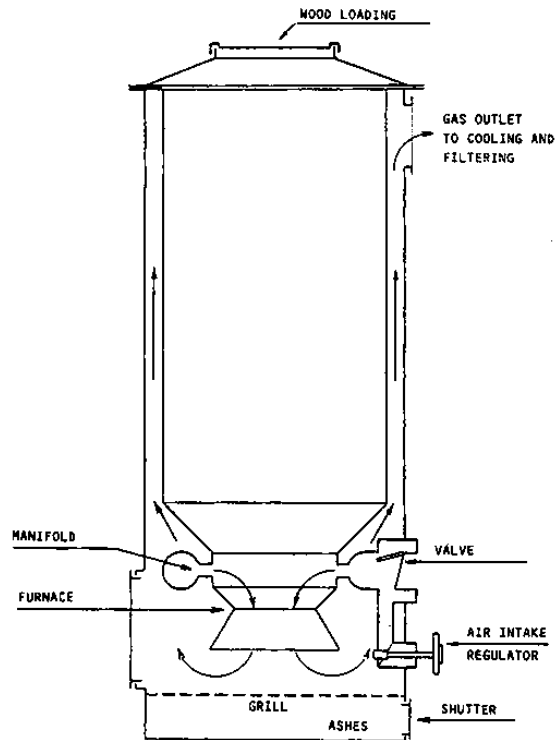


Figura 5: reactor de lecho fijo downdraft con doble garganta.

En cuanto a corrientes, el máximo flujo que soporta un reactor downdraft es de 350 kg/h de biomasa. Esto se debe a que a mayores flujos las dimensiones obtenidas para la zona de combustión y contracción son muy grandes y el flujo de aire requerido no logra llegar al centro del equipo de manera efectiva. Debido a esto, operar a mayores flujos genera no idealidades y fallas operativas dentro del reactor.^[1] Al tener que procesar 1.033,86 kg/h de biomasa, será necesario colocar tres reactores en paralelo.

4.2 Diseño del reactor

Los principales criterios para el buen funcionamiento de un gasificador son:

- Alto valor de calentamiento del gas, lo que implica un alto contenido de H_2 y CO_2 .
- Agotamiento total del carbono, lo que implica una alta eficiencia de proceso.
- Flujo descendente sin trabas de la alimentación.
- Baja caída de presión.

Por otro lado, los parámetros relevantes para el diseño son:

- Diámetro de las constricciones (“gargantas”), ubicadas por encima y por debajo de la zona de oxidación.

- Diámetros del reactor.
- Longitud de la zona de reducción.
- Ubicación de las entradas de aire.
- Área superficial de entrada de aire/velocidad de entrada de aire^[3].

4.2.1 Diseño mecánico-estructural

Como se mencionó, debido a la limitación de los reactores downdraft de un caudal de 350 kg/h^[1], serán necesarios 3 reactores operando en paralelo. Las corrientes calculadas en el capítulo 3 deberán entonces separarse en tres equipos con las siguientes entradas y salidas:

Tabla 1: caudales de las corrientes de entrada y salida de los gasificadores..

Corrientes de cada reactor			
Entrada		Salida	
Aire	794,3 kg/h	Char	30,1 kg/h
Biomasa	344,62 kg/h	Gas de síntesis	1108,8 kg/h

4.2.1.1 Dimensionamiento

Para determinar las dimensiones del reactor requerido en el proceso, se utilizará el método empírico presentado por la Academia Sueca de Ingeniería^[4]. La Academia plantea la necesidad de un reactor downdraft con alguna contracción en la zona del hogar para la gasificación de biomasa (en su caso, madera), con el fin de obtener una mayor temperatura. Esta mayor temperatura logrará que productos dañinos para el motor al que ingresará el gas sean descompuestos o quemados. El método separa al gasificador en tres zonas: la zona superior donde se encuentra el contenedor de combustible, donde este se seca y ocurre la pirólisis; la zona inferior donde se encuentra el hogar y donde ocurren la quema de combustible y descomposición de tar; y una zona donde ingresa el aire necesario. Las dimensiones serán obtenidas por diferentes cálculos con la siguiente nomenclatura:

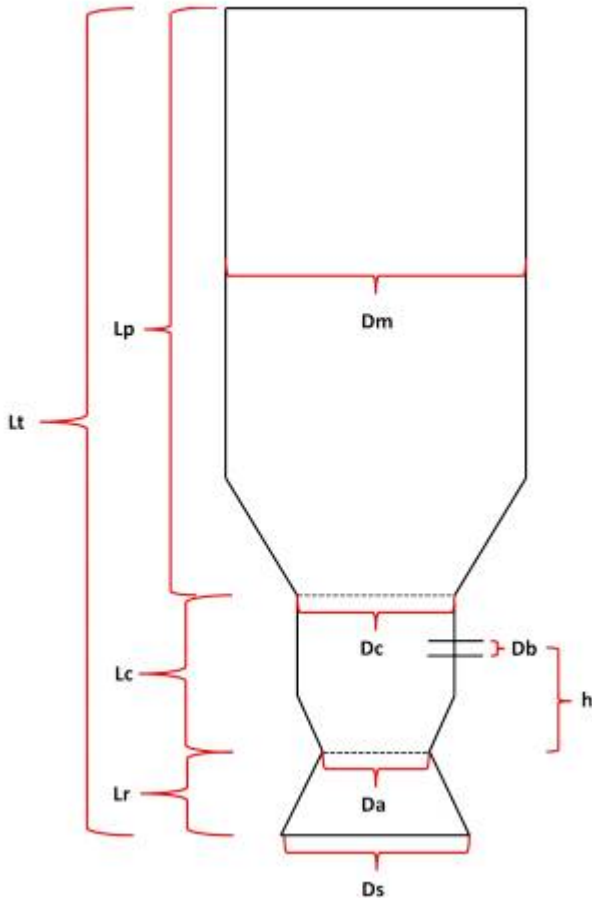


Figura 6: nomenclatura de las dimensiones del reactor.^[5]

La “carga del hogar” o B_h juega un rol muy importante en el dimensionamiento del reactor. Es la cantidad de syngas producido en caudal volumétrico en condiciones normales, dividido por el área más pequeña del hogar. La carga del hogar es entonces una velocidad en cuanto a sus dimensiones, aunque suele expresarse como $m^3/cm^2 \cdot h$. Se espera que, para reactores tipo Imbert, este valor oscile entre $0,6 m^3/cm^2 \cdot h$ y $0,9 m^3/cm^2 \cdot h$, dependiendo de la materia prima utilizada^[4]. Con este dato, es posible obtener el diámetro D_a mediante:

$$B_h = \frac{F_{GP}}{\pi * \left(\frac{D_a}{2}\right)^2}$$

$$0,6 \leq \frac{F_{GP}}{\pi * \left(\frac{D_a}{2}\right)^2} \leq 0,9$$

Donde F_{GP} es el flujo volumétrico de gas pobre en unidades de Nm^3/h . Este flujo volumétrico resulta de dividir en 3 la corriente de syngas que se obtuvo en el capítulo 3 de $2.894,6 Nm^3/h$. Este valor resulta $964,9 Nm^3/h$ en cada reactor. Utilizando un promedio entre los valores sugeridos por el método para B_h se obtiene entonces un D_a de 58 cm.

Como se mencionó, en la mayoría de los gasificadores de este tipo, el aire se alimenta por un anillo de boquillas distribuidos equitativamente y colocados en la zona del hogar. La relación entre el área total de boquillas (A_m) y el área más pequeña del hogar (A_h) varía entre 3% y 14%. Teniendo D_a , A_h se calcula como:

$$A_h = \pi * \frac{D_a^2}{4} = 2.612,6 cm^2$$

Luego, A_m se define como:

$$A_m = n * \pi * \frac{D_b^2}{4}$$

donde n es el número de boquillas por donde ingresa el aire^[4]. Este valor se relaciona con requerimiento de aire del proceso y, por ende, al flujo másico a tratar. En la siguiente tabla se ve la relación entre el flujo másico de materia prima y el número de boquillas.

Tabla 2: número de boquillas requeridas en un reactor downdraft.^[2]

Rango de flujo (Kg/h)	Nº de boquillas
0-70	5
70-140	7
140-350	9

Dado que el flujo de biomasa es de $344,62 kg/h$, se deberá contar con 9 boquillas. Con este dato y usando un promedio de las relaciones recomendadas por el método para las áreas de boquilla y la de la zona más pequeña del hogar se encuentra un diámetro de boquillas D_b de 5 cm.

D_c corresponde al diámetro del anillo de boquillas en la zona del hogar. Este diámetro con el mínimo del hogar debe tener una relación de entre 1,8 y 2 según la Academia. Promediando entre los dos valores D_c resulta 1,1 m.

El diámetro mayor o D_m se obtiene conociendo que la relación entre este y D_a debe ser de 3,4 a 7,7. Esto resulta en un D_m de 3,2 m^[4].

En cuanto al diámetro máximo de la zona de reducción, D_s , es $2,5 \cdot D_a$ es decir 1,44 m.

Con esto se obtuvieron todos los diámetros presentes, ahora se procede a calcular las longitudes de cada zona, como relaciones de los diámetros obtenidos.

La altura desde las boquillas hasta la zona de área mínima del hogar se conoce como h y se calcula, para un diámetro mínimo de hogar D_a mayor a 30 cm, como $D_a \cdot 0,5$ y entonces h resulta de 30 cm.

La altura debajo de la zona más pequeña del hogar se conoce como L_r y corresponde a un valor igual a D_a , es decir 58 cm.

La altura desde el diámetro D_c a D_a , L_c se obtiene conociendo que su relación con L_r es entre 1,4 y 1,6. Promediando se obtiene $L_c = 0,86$ m.

La altura total del equipo se obtiene sabiendo que la suma de las longitudes de la zona del hogar y la de debajo de esta (zona de reducción) deben tener una relación con la altura total de 0,2 a 1,6^[4]. Promediando la altura total resulta de 4 m.

Por resta del total con las alturas calculadas, la altura de la primer zona resulta 2,6 m.

Por lo tanto se obtendrán 3 reactores trabajando en paralelo de 4 m de alto y diámetros dependiendo de la zona en la que se esté, entre 0,58 m y 3,2 m.

A continuación se presentan las dimensiones calculadas:

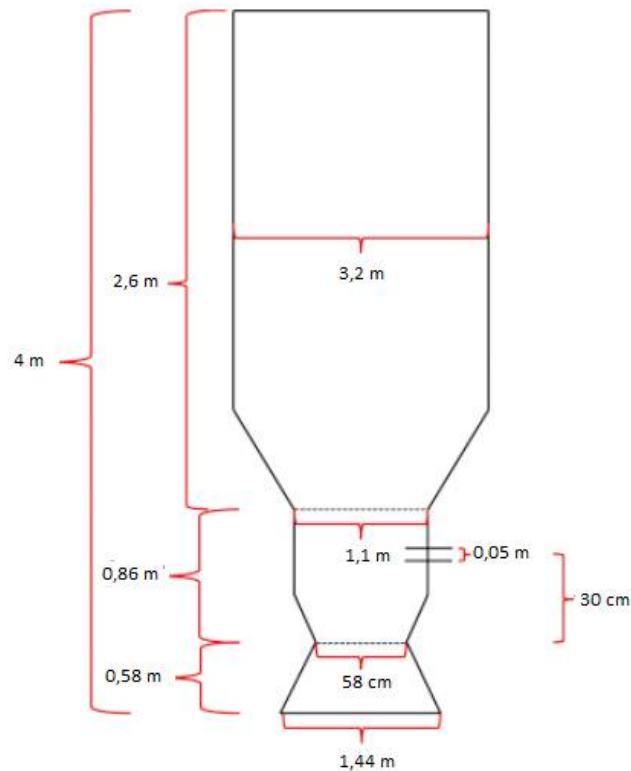


Figura 7: dimensiones del reactor diseñado.

4.2.1.2 Material del reactor

Al elegir materiales, se debe (cuando sea posible) seleccionar aquellos ya disponibles en grandes cantidades. Deben evitarse aleaciones y formas poco comunes debido al alto costo de fabricación e instalación que requieren. Los gasificadores más pequeños y a presión atmosférica requieren un mínimo de espesor del metal de 0,812 mm, con refuerzos de doble espesor de unos pocos centímetros alrededor de todos los accesorios y cierres. Dado que se opera a temperaturas altas, deberán buscarse ciertos aceros inoxidables con una resistencia a la temperatura mayor a la del acero estándar de 480°C, especialmente en zonas como el hogar y las boquillas.^[1] Además del problema de la temperatura, también está el de la corrosión. El mecanismo más importante de corrosión surge por el bajo contenido de oxígeno. Esto genera que los metales presentes no puedan formar una capa protectora de óxidos metálicos. En consecuencia, es posible que sulfuros y cloruros presentes en el gas, aún en poca cantidad, ataquen al metal. Por esto es importante que el material tenga resistencia a la corrosión por ataque de sulfuros.^[6]

Primero, la temperatura más alta alcanzada por el reactor será a la entrada de la zona de reducción. Esta es de 1.200 K o bien 927°C. Sabiendo esto, se observan diferentes opciones de material en la siguiente figura:

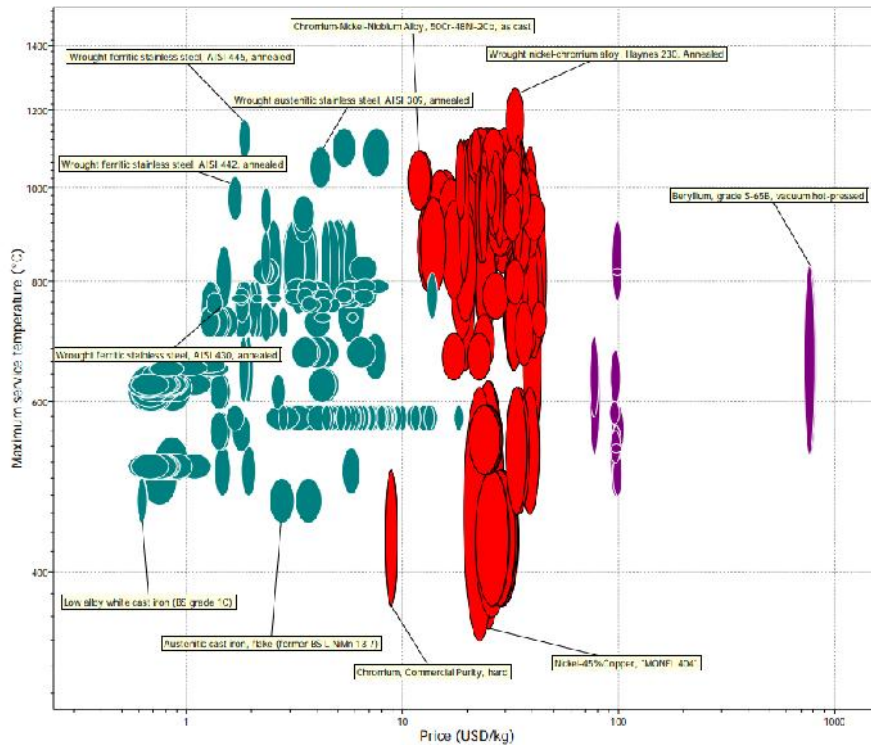


Figura 8: materiales en función de su máxima temperatura de operación y su costo.^[7]

Como se observa en la figura, cada material tiene un rango de valores que corresponden a la “máxima temperatura de servicio”. Para dejar un margen de distancia con la máxima temperatura de operación del proceso (927°C), se consideran aceptables aquellos materiales cuyos rangos estén entre 980°C y 1.050°C. De esta manera se evitan riesgos en caso de algún problema de funcionamiento o error del operario que aumente la temperatura. Con estas condiciones, se ven como opciones AISI 442, AISI 309. Los otros materiales de mayor costo ya son consideradas aleaciones poco comunes por lo que no se recomiendan. Se encuentra que para gasificadores es bastante utilizado el acero 309. Finalmente se opta por utilizar este último debido a su resistencia a la corrosión. Además, al ser un acero austenítico (contenido alto de níquel y manganeso) es fácilmente soldable, mientras que los aceros ferríticos, como el 442 (alto contenido de cromo) tienden a agrandarse en la zona de soldadura al aumentarse la temperatura.^[7]

A raíz de este análisis, se determina que el material de construcción del reactor será acero (en este caso, acero inoxidable AISI 309) ya que cumple con las propiedades necesarias para llevar a cabo el proceso de gasificación sin sufrir daños. A continuación, se listan algunas de sus propiedades.

Tabla 3: propiedades del acero inoxidable AISI 309^[7]

Mechanical			
Young's modulus	196	- 204	GPa
Shear modulus	76	- 81	GPa
Bulk modulus	139	- 152	GPa
Poisson's ratio	0.265	- 0.275	
Yield strength (elastic limit)	205	- 310	MPa
Tensile strength	515	- 620	MPa
Compressive strength	205	- 310	MPa
Flexural strength (modulus of rupture)	205	- 310	MPa
Elongation	30	- 50	%
Hardness - Vickers	205	- 225	HV
Fatigue strength at 10 ⁷ cycles	* 268	- 307	MPa
Fracture toughness	* 121	- 228	MPa.m ^{1/2}
Mechanical loss coefficient	* 9.5e-4	- 1.3e-3	
Thermal			
Melting point	1400	- 1450	°C
Maximum service temperature	1000	- 1100	°C
Minimum service temperature	-273		°C
Thermal conductivity	13	- 19	W/m.K
Specific heat	490	- 530	J/kg.K
Thermal expansion coefficient	14	- 16	µstrain/°C
Durability			
Flammability	Non-flammable		
Fresh water	Very Good		
Salt water	Very Good		
Weak acids	Very Good		
Strong acids	Good		
Weak alkalis	Very Good		
Strong alkalis	Very Good		
Organic solvents	Very Good		
Sunlight (UV radiation)	Very Good		
Oxidation at 500C	Very Good		

Para determinar el espesor del del reactor, se lo considera un cilindro vertical con diámetro Dm (3,2 m). Al tomar el diámetro más grande, se calculará el máximo espesor, siendo entonces lo más conservador para asegurar el correcto funcionamiento en todas las zonas del equipo. Según el código ASME (American Society of Mechanical Engineers) en la sección de diseño de cilindros de alta presión, se puede calcular mediante la siguiente expresión.^[5]

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0.6 * P}$$

Dónde:

- t es el espesor de pared (m)

- P es la presión interna de diseño (Pa)
- R es el radio interno del cilindro (m)
- S es el esfuerzo a tensión del material (Pa)
- E es la eficiencia de la soldadura

Dado que el esfuerzo a tensión del material y la eficiencia de soldadura deben ser los adecuados para la temperatura de operación, la ecuación tiene en cuenta la temperatura del reactor además de la presión del mismo. La presión interna es atmosférica (101.325 Pa) y el radio del reactor, como se mencionó se toma en la zona más ancha, 1,6 m. Como se trata de una soldadura sencilla, su eficiencia es de 0,6. Finalmente el esfuerzo de tensión del acero inoxidable 309 es de 567,5 MPa. De esta ecuación se obtiene un espesor de 0,47 mm^[5]. Tradicionalmente, se adiciona 1 mm por pérdida de masa por corrosión, por lo que se obtiene un espesor de acero inoxidable 309 de, redondeando a valores disponibles, 1,5 mm.

En bibliografía, como ya se mencionó, el mínimo espesor para gasificadores pequeños a presión atmosférica es de 0,812 mm. Podemos ver que el valor calculado supera este mínimo por lo que es un espesor adecuado.

4.2.2 Diseño térmico

El proceso que ocurre dentro del gasificador tiene la particularidad de incluir reacciones exotérmicas y endotérmicas, de manera tal que el calor liberado por la combustión será utilizado para que tengan lugar las etapas de secado, pirólisis y reducción. De esta manera, el equipo no requiere un calentamiento externo para poder operar en estado estacionario. Sin embargo, al trabajar con temperaturas tan altas dentro del gasificador (927°C), las pérdidas de calor hacia el exterior son muy altas y se corre el riesgo de un descenso de temperatura tal que perjudique la calidad del producto deseado. Por esto mismo y por razones de seguridad de los operarios y los equipos aledaños, se requerirá aislar el reactor para operar en condición adiabática. Cabe destacar que este estado es ideal y en la práctica se encontrarán pérdidas de calor hacia los alrededores.

4.2.2.1 Selección del tipo de refractario

El refractario sirve para disminuir el flujo de calor que se genera en el interior de la cámara de combustión hacia el exterior, de tal forma que en la superficie se tenga una temperatura que permita su operación con seguridad. Los refractarios son más eficientes si su conductividad es baja y pueden clasificarse en:

- Granular: este tipo de refractario está formado de materiales inorgánicos en forma de hojuelas o como polvos. Ejemplos de este tipo de material son: la vermiculita, sílice, polvos de perlita, etc.
- Fibrosos: este tipo de refractario está constituido de partículas de baja densidad, se pueden formar tableros, mantas o bloques. Poseen una porosidad alta (~90%). La manta cerámica y la lana mineral son materiales fibrosos que pueden ser utilizados en recubrimientos para aplicaciones a temperaturas menores a 700 °C, y, para protección térmica, como refractarios su aplicación está entre los 700°C a 1.700°C.
- Celular: está formado de celdas abiertas o cerradas y su forma es similar a las de los tableros expandidos. Pueden ser rígidos y flexibles y presenta ventajas como resistencia a la compresión, conductividad térmica baja y se puede adaptar a cualquier forma. Ejemplos de este tipo de material celular son las esponjas de poliestireno expandido y el poliuretano.

Dentro de esta clasificación, los refractarios de material granular y fibroso pueden ofrecer buenas resistencia para la convección y la conducción.

De acuerdo a las propiedades mencionadas anteriormente, de los distintos tipos de materiales aislantes y refractarios, los más adecuados son los materiales fibrosos. Estos materiales presentan altas temperaturas de operación, que están cerca a los 1.700 °C y una baja conductividad térmica. El más común dentro del mercado son las mantas cerámicas. Estas son resistentes a choques, presenta una alta protección contra el fuego, características acústicas altas, baja conductividad térmica, una alta capacidad para almacenar energía, facilidad en moldeo y corte, facilidad de instalación y alta flexibilidad.^[5]

En la siguiente tabla se muestran las propiedades físicas, la composición y las propiedades térmicas de las mantas cerámicas.

Tabla 4: propiedades físicas de las mantas cerámicas.^[8]

Especificaciones Fibra Cerámica	
Descripción	La fibra cerámica es un material refractario de baja conductividad térmica, alta resistencia a la tracción y resiliencia, así como resistencia a choques térmicos y ataques químicos.
Conductividad Térmica a 800°C (96kg/m3)	0,24 [W/m°K]
Conductividad Térmica a 800°C (128kg/m3)	0,19 [W/m°K]
Rango de Temp. de Servicio	800 °C a 1200 °C
Usos y Aplicaciones Recomendadas	Revestimientos de hornos de alta temperatura, aislamiento de calderas, sellado y juntas de alta temperatura; y aislamiento de tuberías y conductos

4.2.2.2 Cálculo del espesor de refractario

Para realizar el diseño térmico se debe calcular el espesor de la manta cerámica para mantener la temperatura exterior de esta en un valor a elección, de acuerdo a la pérdida de calor que se tolera.

Si bien la temperatura dentro del reactor varía, al igual que su diámetro, se calculará un único espesor del refractario con las dimensiones de la zona de mayor temperatura (zona de reducción) a modo de asegurar un aislamiento apropiado. De esta manera en la figura de abajo, todo el reactor se supondrá de $d_1=0,58$ m y $L=4$ m.

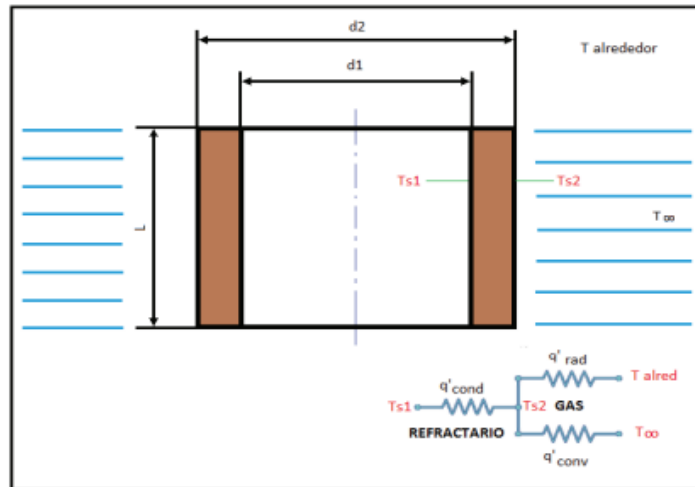


Figura 9: Análisis de conducción, convección y radiación para el cálculo del espesor del refractario. [5]

El flujo de calor de conducción de la manta cerámica es igual a la suma del flujo de calor de la convección más la radiación entre el borde externo de esta y el exterior.

$$q_{cond} = q_{conv} + q_{rad}$$

Dónde:

q_{cond} : Flujo de calor por conducción (W).

q_{conv} : Flujo de calor por convección (W).

q_{rad} : Flujo de calor por radiación (W).

Conducción

$$q_{cond} = \frac{T_{s1} - T_{s2}}{R_k}$$

Dónde:

T_{s1} : Temperatura interior del refractario (K).

T_{s2} : Temperatura exterior del refractario (K).

R_k : Resistencia de conducción

La resistencia de conducción para cilindros se define como:

$$R_k = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 * \pi * k_r * L}$$

Dónde:

r_1 : Radio interior del refractario (m).

r_2 : Radio exterior del refractario (m).

k_r : Conductividad térmica del refractario (manta cerámica).

L : Longitud del cilindro formado por el refractario (m).

Radiación

$$q_{rad} = h_r * A * (T_{s2} - T_{\infty})$$

Dónde:

h_r : Coeficiente de transferencia de calor por radiación (W/m²K).

A : Área de la superficie del cilindro $A=2\pi r_2 * L$ (m²).

T_{∞} : Temperatura del aire a los alrededores (K)

$$h_r = \frac{\varepsilon * \sigma * (T_{s2}^4 - T_{\infty}^4)}{(T_{s2} - T_{\infty})}$$

Dónde:

ε : Emisividad

σ : Constante de Stefan - Boltzmann $5,67 \times 10^{-8}$ (W/m²K⁴).

La resistencia de radiación está definido por:

$$R_r = \frac{1}{h_r * \pi * r_2 * L}$$

Convección

$$q_{conv} = h_c * A * (T_{s2} - T_{\infty})$$

Dónde:

h_c : Coeficiente de transferencia de calor por convección del aire (W/m²K).

La resistencia de convección está definido por:

$$R_c = \frac{1}{h_c * \pi * r_2 * L}$$

El espesor del material se determina de la siguiente forma:

$$e = r_2 - r_1$$

Dónde:

e : Espesor del refractario (m).

Para la resolución, serán necesarios dos valores semilla, uno para el espesor y otro para la temperatura de la pared externa del reactor. Primero que nada se definen las variables y coeficientes necesarios para el cálculo:

Tabla 5: datos necesarios para la resolución del sistema.^{[5], [9],[10]}

r1 (m)	0,55
L (m)	4
Ts1 (K)	1.200
Tinf (K)	289,2
emisividad	0,9
h_c aire (W/m²*K)	15

Para obtener en la pared externa una temperatura que permita operar con seguridad, se busca un valor de alrededor de 35°C. Iterando con valores semilla diferentes se obtiene finalmente un espesor de 36,4 cm de refractario en las paredes del reactor.

Se debe calcular el flujo de calor que se va a perder y estará definido por

$$q_p = \frac{T_{s1} - T_{\infty}}{RTE}$$

Donde:

q_p : Flujo de calor que se pierde (W).

RTE : Resistencia térmica equivalente (K/W).

En la figura 10 se puede ver el desarrollo para la obtención de la RTE.

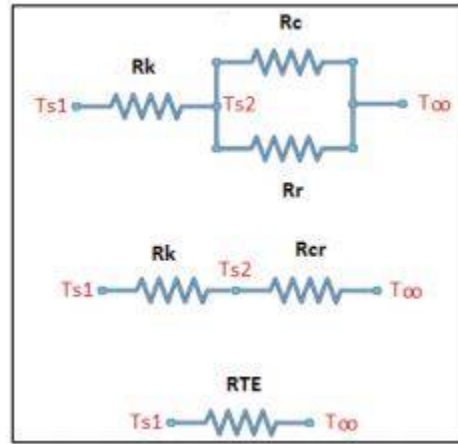


Figura 10: Desarrollo de las resistencias térmicas.^[5]

La resistencia de convección-radiación se define mediante la siguiente ecuación

$$R_{cr} = \frac{R_c * R_r}{R_c + R_r}$$

La resistencia RTE se determina sumando las resistencias como se muestra:

$$RTE = R_{cr} + R_k$$

Finalmente se obtiene una pérdida de calor total q_p en el reactor de 8.649 W. Para determinar si este valor es aceptable, se analiza la energía que contiene el gas de síntesis que se produce. Este se obtiene como el poder calorífico del gas (4,97 MJ/Nm³) multiplicado por su caudal volumétrico en CNPT (2.894,8 Nm³/h). Esto resulta en una energía de 4 MW. Podemos ver comparando este valor con los 0,008649 MW que se pierden, que es un valor prácticamente despreciable, gracias al material refractario y su espesor. Debido a esto, si bien la operación no es completamente adiabática, los resultados del modelo planteado en el capítulo 2 no diferirá mucho con la realidad bajo estas condiciones.

Cabe aclarar que hay un aspecto del diseño del aislante que no se tomó en cuenta: el costo económico. En cuanto a seguridad, mantener la pared externa a 35°C es altamente recomendable, debido a que de esta manera se protege a los trabajadores y se evitan accidentes. Sin embargo, se requiere para esto un volumen de fibra cerámica de 6,7 m³, mientras su costo por metro cúbico es de alrededor de 3.300 USD^[11]. Si bien el análisis económico se realizará en

el capítulo 7, puede preverse la necesidad de reducir estos costos o de encontrar alternativas menos costosas. Como una de estas alternativas se propone que podría calcularse cada zona del reactor por separado, considerando que no todo el reactor está a los 1.200 K supuestos en el cálculo del espesor. Esto permitirá que se obtengan menores espesores para las zonas como la parte superior del reactor donde ocurre el secado e incluso para la zona de pirólisis. De esta manera se podrán reducir costos innecesarios.

4.3 Sistema de control

4.3.1 Determinación de las variables a medir

A continuación se detallan las variables a medir en los diferentes equipos del piloto de gasificación downdraft.

- Temperaturas: dentro del gasificador ocurren una serie de reacciones químicas, cada una a diferente temperatura durante el proceso. Se medirán las temperaturas de tres zonas en el gasificador, una antes de la zona de combustión (que mide el fin de la etapa de pirólisis), una después de la zona de combustión (que mide el fin de la etapa de combustión) y una a la salida del cuerpo interno (que mide el fin de la etapa de reducción).^[2] Las temperaturas se medirán mediante termopares colocados cada uno en una vaina de diferentes longitudes según la zona a medir.
- Caída de presión: la presión de trabajo dentro del gasificador se medirá mediante un manómetro. También se medirá la presión que posee el gas de síntesis a la salida del gasificador mediante otro manómetro. La diferencia de medidas entre los dos manómetros determinará la caída de presión en el gasificador.
- Nivel de biomasa: los cambios de nivel están relacionados con el flujo de alimentación de la biomasa. Se medirá el nivel de biomasa dentro de la tolva, mediante un indicador de nivel y una señal luminosa avisará del inicio de la zona crítica por falta de biomasa.^[12]
- Relación aire/biomasa: Se debe controlar que la relación se mantenga 2:1 para asegurar la composición del gas producto.
- Muestra de gases: a la salida del gasificador se puede realizar el primer muestreo del gas obtenido^[12]. Puede utilizarse a modo de medir la composición del gas a la salida del reactor y así determinar una falla en el proceso, pero siempre es más sencillo detectar estas fallas a partir de mediciones iniciales (flujo de biomasa, temperatura, etc). Debido a esto, la medición de la composición sólo sería útil como un control de calidad, siempre y cuando se realice al final de la purificación del gas y no a la salida del reactor. Si bien esta medición es importante para saber si el gas cumple los requerimientos del motor de combustión interna, no se trata de una medición

en el reactor, por lo que no realizará un análisis sobre los elementos de medición requeridos en este capítulo.

4.3.2 Determinación de equipos de medición para cada variable

4.3.2.1 Temperatura

Es necesario medir la temperatura en varios puntos del gasificador para asegurar un buen funcionamiento del equipo. Temperaturas bajas, hasta 300 °C, se pueden medir mediante termómetros de mercurio o bimetálico. Para temperaturas mayores se utilizan termocuplas. Se definirá el tipo de termocupla en relación al rango de temperaturas a medir (300-1.000°C). Para este rango se suelen utilizar el tipo K.^[13]

Los termopares tipo K utilizan una unión metálica de cromel y alumel. El primero es una aleación de Ni-Cr, y el segundo de Ni-Al. Se trata de un termopar robusto, con buena resistencia a la oxidación y con un costo bajo. Esto le convierte en una buena opción para una gran variedad de aplicaciones. Su rango de temperatura de operación oscila entre los -200°C y los 1.372°C, y su sensibilidad es de 41 $\mu\text{V}/^\circ\text{C}$ aproximadamente.^[13]

Las termocuplas a utilizar deben tener vaina ya que debido a las altas temperaturas, los gases (H_2 y CO) reaccionan con las aleaciones de los cuales está hecha la termocupla cambiando la calibración de la señal de salida. Pirómetros ópticos se pueden utilizar desde un rango de 300/700°C hasta 4.000°C. Estos requieren normalmente un control manual. Son útiles para controlar la temperatura de las superficies de cada zona. Sin embargo, para la mayoría de los gasificadores el método más adecuado es la termocupla.^[1]

La variable más importante a seguir es la temperatura de la zona de combustión debido a que es la más alta, por ende, importante en términos de seguridad; y la que define el resto de las etapas, por tanto, relevante en términos de producción. Esta variable no puede bajar de los 1.000 °C, de lo contrario, puede generarse una baja en la calidad del producto y dejar material sin reaccionar. Tampoco debe sobrepasar los 1.300 °C ya que puede significar que hay un exceso de aire y afecte negativamente la composición del gas pobre, además de que puede generar daños al equipo y los alrededores.

El lazo de control que debe establecerse en este caso es entre el valor de la temperatura de combustión y el flujo de aire que se ingresa, como se muestra en la figura 11, pues a mayor flujo de aire, se propician las reacciones de combustión completa (que son exotérmicas) y sube la temperatura, en desmedro de las reacciones de combustión parcial (o reacciones de gasificación) que son las de interés.^[2]

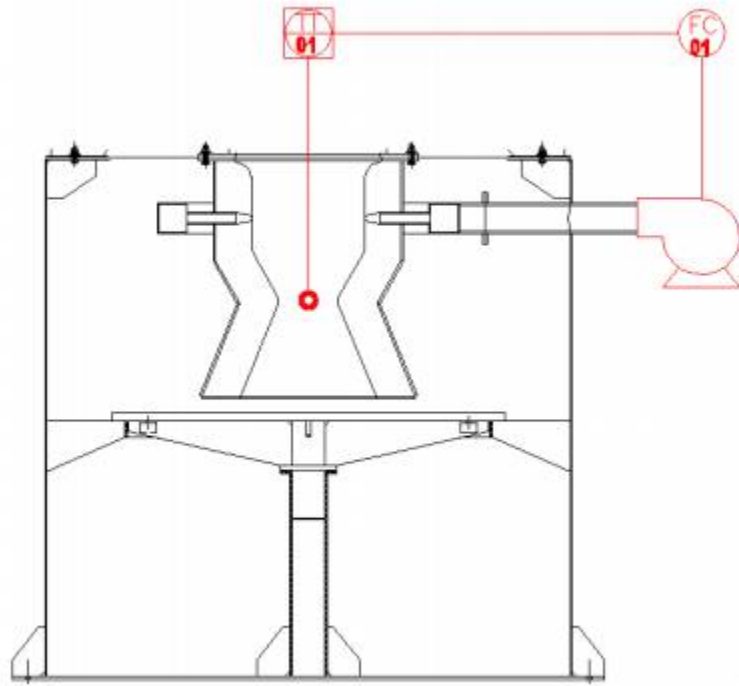


Figura 11: Lazo de control de temperatura^[2]

4.3.2.2 Presión

Es necesario utilizar manómetros para medir la caída de presión a lo largo del lecho. Los manómetros pueden ser de tubos relleno con líquido o más convenientemente, de fuelle. Ambos tipos dan una lectura directa de la caída de presión y pueden estar seteados a un límite y sonar una alarma cuando el flujo es mayor al máximo y/o activar una válvula neumática para controlar dicha corriente. Por otro lado se pueden utilizar transductores eléctricos que convierten diferencia de presión en una señal eléctrica para leerlo en otro dispositivo o utilizarlo en un sistema de control.^[1]

Se debe controlar la presión interna del equipo debido a la importancia que tiene para la seguridad. Una acumulación excesiva de gases dentro del reactor provocará un ascenso de la presión interna, lo que puede generar que la resistencia del material ceda y explote el equipo. Sin

embargo, al estar trabajando a presión atmosférica, esta variable no es tan preocupante como la temperatura, que sí alcanza valores muy altos. El lazo de control que se debe establecer aquí es más bien de seguridad donde, al superar un valor límite, se debe detener tanto la alimentación de aire como de materia prima de modo no seguir aumentando la presión interna; es decir, se debe apagar el equipo.

Se tendrán que realizar estudios posteriores a la construcción acerca de la resistencia del material utilizado y los sellos para determinar el valor umbral de presión para evitar una explosión.

El instrumento que mida la presión se sugiere instalarlo en un punto superior a la zona de combustión, por ejemplo, donde comienza la boquilla de contracción del equipo. Debe ser resistente a la temperatura y su sensibilidad no se requiere menor a ± 1.000 [Pa] pues un error dentro de ese orden (100 veces menor a la presión atmosférica) no afectará el proceso.^[2]

4.3.2.3 Oxígeno

Es necesario regular la cantidad de oxígeno que ingresa para asegurar siempre la relación 2:1 planteada en capítulos anteriores. Para controlar dicha variable se procede a regular la cantidad de aire que entra (asumiendo que la composición del aire no varía), con una válvula reguladora y un sistema de relación (seteado en 2) que relacione esta corriente con la de biomasa entrante.

4.3.2.4 Biomasa almacenada

Será importante controlar el nivel de materia prima en la tolva, de modo de asegurar la carga y la operación del equipo. Se propone que la tolva esté siempre cargada sobre un 30% de su volumen total, para lo cual se debe instalar un sensor de nivel. La idea es que cuando se baje del nivel, accione una alarma de aviso al operario para cargar la tolva. Se proponen varias opciones:

- Sensor de nivel por reflexión de ultrasonido. Sin embargo, debido a que la superficie de nivel de biomasa es irregular, puede presentar muchos errores de medición e imprecisión pues la reflexión no será rectilínea.
- Sensor óptico, donde el trayecto de un láser será interrumpido por la biomasa excepto cuando se baje del nivel, lo que activará la alarma.
- Marca visual dentro de la tolva, donde un operario tendrá que verificar constantemente el nivel.^[2]
- Célula de carga (o celda de carga): es un transductor que convierte la fuerza aplicada sobre ella en una señal eléctrica medible. Son el sensor de fuerza más común del

mercado. Los diseños de células de carga se pueden distinguir de acuerdo con el tipo de señal de salida generada (neumático, hidráulico, eléctrico) o de acuerdo con la forma en que detectan el peso (flexión, cizalladura, compresión, tensión, etc).^[14]

Se opta por utilizar una célula de carga, dado que de esta manera puede tenerse un registro constante de la biomasa que se tiene almacenada.

4.4 Encendido

De modo de aumentar la seguridad de quienes operen el equipo, se hace necesario agregar un sistema de encendido remoto al mismo. Se requiere de un componente que permita llegar a la temperatura de ignición de la biomasa, para que este arda y transmita el resto de la energía al sólido.

Tras un estudio de mercado, se llega a dos posibles soluciones:

- Utilizar un fuego piloto alimentado por algún fluido inflamable, por ejemplo, parafina o gas licuado.
- Utilizar resistencias eléctricas.

El primer punto implicaría una modificación más profunda al reactor, puesto que habría que insertar un quemador y tuberías, además de válvulas de paso y otros elementos de control. También, se incurriría en un gasto operacional extra pues habría que estar sujeto a la compra y disponibilidad de otro combustible.

Por su parte, la segunda opción se caracteriza por:

- Facilidad de insertar pues solo se requiere de una instalación eléctrica adecuada.
- Seguridad en la operación y disponibilidad. La energía eléctrica es más estable y segura que depender de un combustible externo.
- Uso previo en otras tecnologías, pues se observa que este tipo de encendido no solo se ocupa en gasificadores comerciales, sino que en estufas a pellets de uso doméstico.

Si bien el piloto es una fuente directa de fuego y encendería más rápidamente el equipo, se descarta por la complejidad de instalación y operación. En consecuencia, se determina utilizar las resistencias eléctricas.

Se sugiere instalar una resistencia en cada boquilla de aire de la zona de combustión. Estas se encargarán de subir la temperatura del aire de entrada la que, al alcanzar la temperatura, encenderá la biomasa. Eventualmente, no es necesario ocupar todas las boquillas con resistencias, más bien, el 50 % de ellas. El resto de la materia se encenderá luego por el avance del fuego.^[2]

4.5 Bibliografía capítulo 4

^[1]Solar Energy Research Institute (en contribución con U.S. Department of Energy). Handbook of biomass downdraft gasier and engine system. Washington, EE.UU. Marzo de 1988.

^[2]Castello Belmar, A. M., (2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Universidad de Chile. Santiago de Chile, Chile.

^[3]Venselaar, J., (1986). *Design rules for downdraft wood gasifiers: A short review*. Institut Teknologi Bandung. Indonesia.

^[4]Solar Energy Research Institute. Generator Gas: The Swedish Experience from 1939-1945, 1979.

^[5]Rodríguez Lugmaña, L. I., et al., (2016). *Diseño y construcción de un gasificador para producir gas de síntesis a partir de la combustión de cascarilla de arroz*. Facultad de Ingeniería Mecánica. Quito, Ecuador.

^[6]Rikard Källström. Corrosion during gasification of biomass and waste. Journal de Physique IV Colloque, 1993, 03 (C9), pp.C9-751-C9-761.

^[7]Lin, Y., Ott, R., Childress, D., Koch, D., Koch, M.(2008). *Design of a Personal Biomass Gasification Chamber for Syngas Production*. Senior Capstone Design.

^[8][Disponible en <https://cymasanpascual.cl/wp-content/uploads/2014/05/Ficha-tecnica-Fibra-Ceramica.pdf>]

^[9][Disponible en <https://es.weatherspark.com/y/28745/Clima-promedio-en-Rojas-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>]

^[10][Disponible en http://help.solidworks.com/2011/spanish/SolidWorks/cworks/LegacyHelp/Simulation/AnalysisBackground/ThermalAnalysis/Convection_Topics/Convection_Heat_Coefficient.htm]

^[11][Disponible en <http://www.veahcolor.com.ar/manta-ceramica-blanda/1062-manta-fibra-ceramica-12-cm-espesor-10-x-60-cm.html>]

^[12]Cuba Arroyo, C.G., (2011). *Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona. Barcelona, España.

^[13]Sánchez de Toledo, O. P., (2015). *Diseño y construcción de un sistema de generación eléctrica mediante gasificación de biomasa*. Departamento de ingeniería eléctrica, Universidad Politécnica de Cataluña. Cataluña, España.

^[14][Disponible en <https://es.omega.com/prodinfo/celulas-de-carga.htm>] Visitado por última vez 30/11/19.

Capítulo 5: diseño de los sistemas de separación

Objetivo del capítulo

En este capítulo, el objetivo es diseñar el sistema de separación completo, con el fin que el syngas cumpla con las especificaciones necesarias para ser utilizado por el motor de combustión interna sin emitir sustancias peligrosas en concentraciones mayores a las legales.

Además, se especifican corrientes de entrada y salida a cada equipo y, con la herramienta UNISIM se dimensionan las torres de absorción y desorción necesarias.

Se analiza en profundidad la posibilidad de convertir el char residual en “char activado” para su venta como sustituto de carbono activado. Se investiga sobre los métodos e investigaciones existentes en bibliografía para su activación. También se considera la posibilidad de realizar esta activación a partir de la energía térmica del motor de combustión interna.

5.1 Ciclón

5.1.1 Tipos de ciclones

Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de las partículas pequeñas que los ciclones convencionales. Los ciclones de alta eficiencia pueden remover partículas de 5 μm con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes. Estos tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón. Por lo general, el diseño del ciclón está determinado por una limitación especificada de caída de presión, en lugar de cumplir con alguna eficiencia de control especificada.

Los ciclones de alta capacidad están garantizados solamente para remover partículas mayores de 20 μm , aunque en cierto grado ocurra la colección de partículas más pequeñas. Se ha reportado que los multiciclones han alcanzado eficiencias de recolección de 80 a 95 % para partículas de 5 μm .

Las tablas 1 a 3 presentan un resumen de las características de las principales familias de ciclones de entrada tangencial. La figura 1 identifica las principales dimensiones de este tipo de ciclones. El diámetro del ciclón identifica la dimensión básica de diseño, todas las demás dimensiones simplemente son una proporción de este diámetro.^[4]

Tabla 1: características de los ciclones de alta eficiencia.^[4]

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a/Dc	0.5	0.44	0.5
Ancho de entrada	b/Dc	0.2	0.21	0.2
Altura de salida	S/Dc	0.5	0.5	0.625
Diámetro de salida	Ds/Dc	0.5	0.4	0.5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	1.5	1.4	1.5
Altura parte cónica	z/Dc	2.5	2.5	2.5
Altura total del ciclón	H/Dc	4.0	3.9	4.0
Diámetro salida partículas	B/Dc	0.375	0.4	0.375
Factor de configuración	G	551.22	698.65	585.71
Número cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

Tabla 2: características de los ciclones convencionales.^[4]

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón			
		Lapple	Swift	Peterson-Whitby	Zenz
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	1.0	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a/Dc	0.5	0.5	0.583	0.5
Ancho de entrada	b/Dc	0.25	0.25	0.208	0.25
Altura de salida	S/Dc	0.625	0.6	0.583	0.75
Diámetro de salida	Ds/Dc	0.5	0.5	0.5	0.5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	2.0	1.75	1.333	2.0
Altura parte cónica	z/Dc	2.0	2.0	1.837	2.0
Altura total del ciclón	H/Dc	4.0	3.75	3.17	4.0
Diámetro salida partículas	B/Dc	0.25	0.4	0.5	0.25
Factor de configuración	G	402.88	381.79	342.29	425.41
Número cabezas de velocidad	NH	8.0	8.0	7.76	8.0
Número de vórtices	N	6.0	5.5	3.9	6.0

Tabla 3: características de los ciclones de alta capacidad.^[4]

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón	
		Stairmand	Swift
Diámetro del ciclón	D_c/D_c	1.0	1.0
Altura de entrada	a/D_c	0.75	0.8
Ancho de entrada	b/D_c	0.375	0.35
Altura de salida	S/D_c	0.875	0.85
Diámetro de salida	D_s/D_c	0.75	0.75
Altura parte cilíndrica	h/D_c	1.5	1.7
Altura parte cónica	z/D_c	2.5	2.0
Altura total del ciclón	H/D_c	4.0	3.7
Diámetro salida partículas	B/D_c	0.375	0.4
Factor de configuración	G	29.79	30.48
Número cabezas de velocidad	NH	8.0	7.96
Número de vórtices	N	3.7	3.4

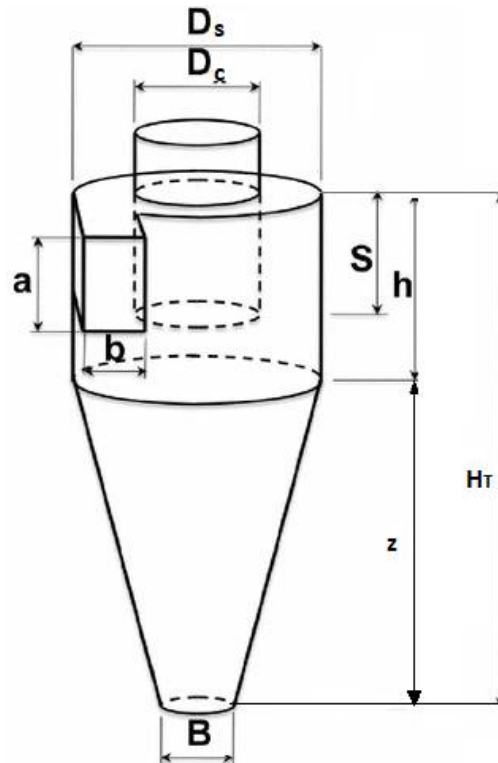


Figura 1: esquema del ciclón.^[4]

5.1.2 Diseño del ciclón

Los ciclones se diseñan habitualmente de tal modo que se satisfagan ciertas limitaciones bien definidas de caída de presión. Para instalaciones ordinarias que operan más o menos a la presión atmosférica, las limitaciones del ventilador dictaminan, casi siempre, una caída de presión máxima permisible correspondiente a una velocidad de entrada al ciclón dentro del intervalo de 15,2 a 27,4 m/s. Por

consiguiente, los ciclones se suelen diseñar para una velocidad de entrada de 22 m/s, aunque no es necesario apegarse estrictamente a este valor.

En la separación de partículas, la eficiencia de recolección puede cambiar sólo en una cantidad relativamente pequeña mediante una variación en las condiciones operacionales. El factor de diseño primario que se utiliza para controlar la eficiencia de recolección es el diámetro del ciclón. Un ciclón de diámetro más pequeño que funciona a una caída de presión fija alcanza la eficiencia más alta. Sin embargo, los ciclones de diámetro pequeño requieren varias unidades en paralelo para lograr una capacidad especificada. En tales casos, los ciclones individuales descargan el polvo en una tolva receptora común. El diseño final implica llegar a un término medio entre la eficiencia de recolección y la complejidad del equipo. Se acostumbra diseñar un solo ciclón para una capacidad particular, recurriendo a varias unidades en paralelo sólo cuando la eficiencia de recolección prevista es inadecuada para una sola unidad.

Cuando se reduce el diámetro del ducto de salida del gas se incrementa tanto la eficiencia de recolección como la caída de presión. Al aumentar la longitud del ciclón, casi siempre se observa un incremento en la eficiencia de recolección.

Un ciclón operará bien si el receptor de polvo es hermético. Es probable que la causa individual más importante para un funcionamiento deficiente del ciclón sea la fuga de aire hacia la salida de polvo del mismo. Una fuga ligera de aire en este punto provocará una reducción muy notable en la eficiencia de recolección, sobre todo cuando se trata de polvos finos.

En la parte inferior del cono se coloca generalmente una tolva para recibir el material particulado colectado; la tolva debe tener el volumen suficiente que evite la apertura frecuente del dispositivo de descarga, ya que la entrada de aire por la parte inferior del ciclón puede generar resuspensión de material colectado.

Para la extracción continua del polvo recolectado se acostumbra usar una válvula rotatoria de estrella, una válvula de doble cierre, compuertas deslizantes manuales, tornillos sin fin y válvulas de contrapeso. En la figura 2 se observan algunos de estos dispositivos.^[4]

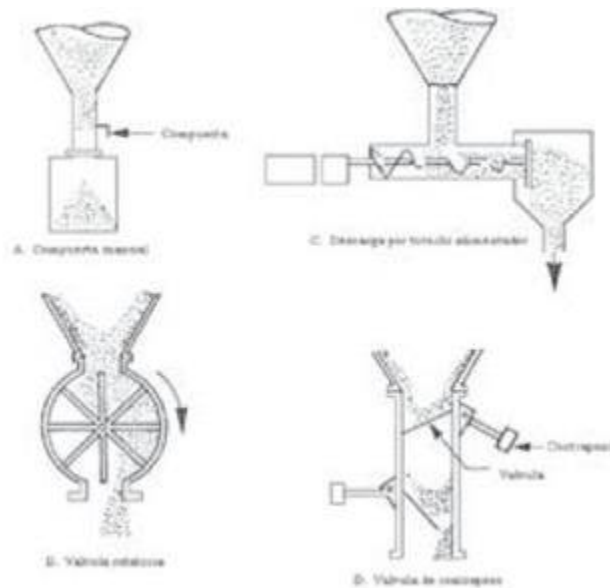


Figura 2: sistemas de descarga en un ciclón.^[4]

En cualquier caso, es esencial proporcionar la suficiente capacidad de descarga y recepción para evitar que el material recogido se acumule dentro del ciclón.

El procedimiento general de diseño es el siguiente:

- Seleccionar el tipo de ciclón, dependiendo del funcionamiento o necesidades requeridas.
- Obtener un estimativo de la distribución de tamaño de las partículas en la corriente gaseosa a ser tratada.
- Calcular el diámetro del ciclón para una velocidad de entrada de alrededor de 20 m/s, y determinar las otras dimensiones del ciclón con las relaciones establecidas para las familias de ciclones con base en el diámetro (tablas 1 a 3).
- Estimar el número de ciclones necesarios para trabajar en paralelo.
- Calcular la eficiencia del ciclón y, si se requiere, seleccionar otro tipo de ciclón.
- Calcular la caída de presión del ciclón y, si se requiere, seleccionar otro tipo de ciclón.

Los ciclones generalmente tienen como parámetros de diseño el diámetro del ciclón, la caída de presión y la velocidad de entrada y velocidad de saltación, que se muestran en la tabla 4.^[4]

Tabla 4: parámetros de diseño para los ciclones de entrada tangencial.^[4]

Parámetro	Valor
Diámetro del ciclón (<i>DC</i>)	< 1.0 m
Caída de presión	< 2488.16 Pa
Relación de velocidades (<i>V_i/V_S</i>)	< 1.35
Velocidad de entrada	15.2 - 27.4 m/s

Para diseñar un ciclón o sistema de ciclones en paralelo que satisfaga a un proceso es necesario conocer la distribución de partículas en el gas producto del gasificador. En este caso particular, se encontró en bibliografía la distribución de partículas para un caso similar al analizado. La misma se muestra en las tablas 5 y 6.

Tabla 5: distribución de tamaño de partículas.^[3]

Tamaño de las partículas de gas (μm)	Porcentaje en el gas (%)
más de 1000	1,7
1000 - 250	24,7
250 - 102	23,7
102 - 75	7,1
75 - 60	8,3
menos de 60	34,5

Tabla 6: distribución de tamaño de partículas menores a 60 μm .^[3]

Tamaño de las partículas de gas (μm)	Porcentaje en el gas (%)
60 - 50	12
50 - 30	17
30 - 10	26
10 - 5	45

En la tabla 7 se puede apreciar el intervalo de eficiencia de separación para las diversas familias de ciclones:

Tabla 7: eficiencia de remoción para las distintas familias de ciclones.^[3]

Familia de ciclones	Eficiencia de remoción (%)		
	PST	PM 10	PM 2,5
Convencionales	70 – 90	30 – 90	0 – 40
Alta eficiencia	80 – 99	60 – 95	20 – 70
Alta capacidad	80 – 99	10 – 40	0 – 10

Sabiendo que un 45% de las partículas menores a 60 μm son entre 10 y 5 μm , se opta por utilizar un ciclón de alta eficiencia. Además, colocar una serie de tuberías para unificar las 3 corrientes de syngas que salen de cada reactor tendría una complejidad considerable. Esto es porque el gas está a muy alta temperatura (1.148 K) y además tiene gran cantidad de partículas que dañarían los caños. Sería necesario para este tramo entonces un material de tubería muy resistente y, en consecuencia, costoso. Debido a esto se justifica la utilización de 3 ciclones en paralelo, uno para cada salida de reactor, en lugar de uno más grande.

Para realizar el diseño entonces se decidió utilizar un sistema de tres ciclones en paralelo ubicados inmediatamente a la salida de cada uno de los tres gasificadores empleados. De esta manera, se conoce el flujo de gas producto que ingresará a cada ciclón, en condiciones de salida del reactor (4.349 m^3/h). Se procede a suponer D_c , siempre debajo de 1 m (ver tabla 4), y analizar, con las relaciones de la tabla 1, el cumplimiento de las condiciones de la tabla 4. Se compararon los distintos tipos de ciclones de alta eficiencia y se selecciona un ciclón Swift, ya que para un mismo D_c este generaba la menor caída de presión. Las ecuaciones y cálculos utilizados son los presentes en 5.1.3 y 5.1.4. Al iterar, se encuentra que el diámetro más conveniente es 0,8 m, ya que el diámetro de corte (mínimo tamaño de partículas que separa) es menor a 10 μm , pero no se excede la caída de presión máxima ni la velocidad de entrada máxima.

Entonces, con los dos valores que fijamos (tipo de ciclón y D_c) se pueden determinar las demás dimensiones del ciclón según las relaciones establecidas para la familia de ciclones Swift expuestas en la tabla 1. Los cálculos y resultados se exponen en la tabla 8 y se esquematizan en la figura 3.

Tabla 8: cálculos y resultados de las dimensiones del ciclón

Altura de entrada al ciclón (a)	$a = D_c * 0,44$	$a = 0,31 \text{ m}$
Ancho de entrada al ciclón (b)	$b = D_c * 0,21$	$b = 0,15 \text{ m}$
Área del ducto de entrada	$a * b$	$0,046 \text{ m}^2$
Altura de salida del ciclón (S)	$S = 0,5 * D_c$	$S = 0,35 \text{ m}$

Diámetro de salida del ciclón (D_s)	$D_s=0,4 \cdot D_c$	$D_s=0,28 \text{ m}$
Altura parte cilíndrica del ciclón (h)	$h=1,4 \cdot D_c$	$h=0,98 \text{ m}$
Altura total del ciclón (H)	$H=3,9 \cdot D_c$	$H=2,73 \text{ m}$
Altura parte cónica del ciclón (z)	$z=2,5 \cdot D_c$	$z=1,75 \text{ m}$
Diámetro salida del polvo (B)	$B=0,4 \cdot D_c$	$B=0,28 \text{ m}$

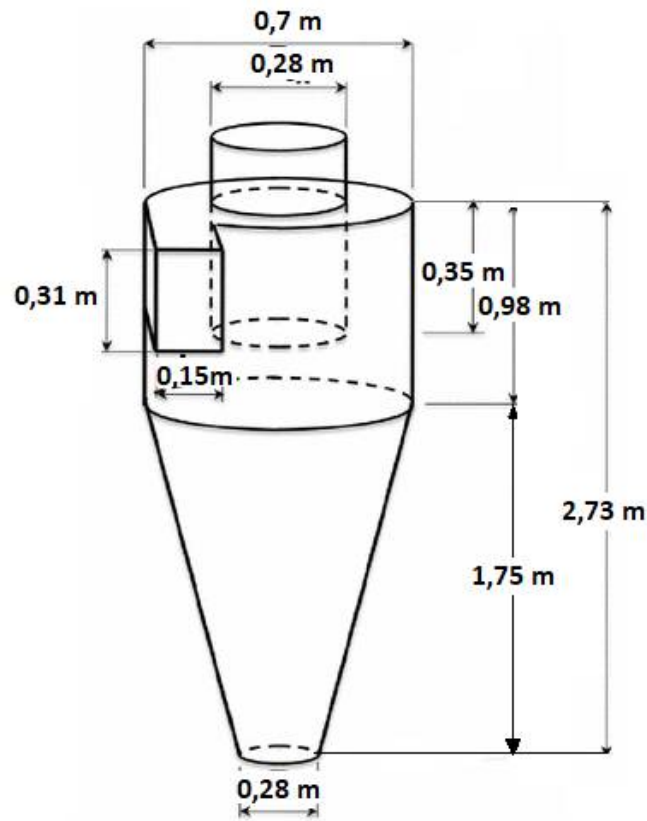


Figura 3: dimensiones del ciclón

Los valores obtenidos corresponden a un ciclón. Se utilizarán tres equipos, cada uno con dichas dimensiones.

5.1.3 Eficiencia del ciclón

Para calcular la eficiencia del ciclón se requiere calcular primero si hay o no resuspensión, ya que de presentarse resuspensión en el ciclón, la ecuación de Leith y Licht estaría sobrestimando la eficiencia del ciclón.

Para hallar la relación de velocidades se requiere primero estimar la velocidad equivalente y luego la velocidad de saltación.

- Velocidad equivalente:
$$W = \sqrt[3]{\frac{4 * g * \mu * (\rho_p - \rho)}{3 * \rho^2}}$$

$$W := \sqrt[3]{\frac{4 * 9.8 * 4.6 * 10^{-5} * (2000 - 0.294)}{3 * 0.29^2}} = 2.427 \frac{m}{s}$$

siendo

ρ_p : densidad de la partícula^[3] (kg/m³)

ρ : densidad del gas (kg/m³)

μ : viscosidad del gas (Pa*s)

g: gravedad (m/s²)

Las propiedades del gas fueron calculadas a partir de realizar un cálculo ponderado de densidades y viscosidades de cada componente a la temperatura de operación.

- Velocidad de saltación:
$$V_s = \frac{4,913 * W * K_b^{0,4} * D_c^{0,067} * \sqrt[3]{V_i^2}}{\sqrt[3]{1 - K_b}}$$

$$V_s = \frac{4,913 * 2.427 * 0,21^{0,4} * 0,7^{0,067} * \sqrt[3]{\frac{4053.9}{3600 * 0.046}}}{\sqrt[3]{1 - 0,21}}$$

$V_s = 56,88 \text{ m/s}$

siendo

W: velocidad equivalente (m/s)

Dc: diámetro de ciclón (m)

Kb: relación b/Dc=0,21

Vi: velocidad de entrada al ciclón $\left[\frac{Q}{\text{Área ducto de entrada}} \right]$ (m/s)

- Relación entre velocidades: $\frac{V_i}{V_s} = \frac{24.48}{56.88} = 0,43$

Como dicha relación es menor a 1,35, no hay resuspensión del material particulado.

Como ya estamos seguros de que no hay resuspensión de las partículas, procedemos a calcular la eficiencia del ciclón. Para ello se necesita determinar el factor de configuración, el tiempo de relajación y el exponente de vórtice.

Cuando tenemos un ciclón de una familia de ciclones estandarizados, el factor de configuración G es común para cada familia de ciclones y puede leerse de las tablas 1 a 3. Aunque tenemos un ciclón Swift que tiene un factor de configuración de 698,65, se hará todo el procedimiento necesario para hallarlo.

- Volumen del ciclón evaluado sobre la salida: $V_{sc} = \frac{\pi}{4} * (S - \frac{a}{2}) * (Dc^2 - Ds^2)$
 $V_{sc} = \frac{\pi}{4} * (0,35 - \frac{0,31}{2}) * (0,7^2 - 0,28^2)$
 $V_{sc} = 0,063 \text{ m}^3$

- Longitud natural del ciclón: $L = 2,3 * Ds * \sqrt[3]{\frac{Dc^2}{a*b}}$
 $L = 2,3 * 0,28 * \sqrt[3]{\frac{0,7^2}{0,31*0,15}}$
 $L = 1,42 \text{ m}$

- Condición: $L < H - S$
 $1,42 < 2,73 - 0,35$
 $1,42 < 2,38$

Ya que cumple la condición, calculamos el volumen evaluado sobre la longitud natural del ciclón.

- Factor de dimensiones lineales: $K_L = D_C - (D_C - B) * \frac{S+L-h}{z}$
 $K_L = 0,7 - (0,7 - 0,28) * \frac{0,35+1,42-0,98}{1,75}$
 $K_L = 0,5$

- Volumen del ciclón evaluado sobre la longitud natural:

$$V_R = \frac{\pi}{4} * D_C^2 * (h - S) + \frac{\pi}{12} * D_C^2 * (L - h + S) * \left[1 + \frac{K_L}{D_C} + \left(\frac{K_L}{D_C} \right)^2 \right] - \frac{\pi}{4} * D_S^2 * L$$

$$V_R = 0,38 \text{ m}^3$$

- Factor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón: $K_C = \frac{(V_{SC} + \frac{V_R}{2})}{D_C^3}$
 $K_C = 0,74$
- Relación entre la altura de entrada y el diámetro del ciclón: $K_a = \frac{a}{D_C}$
 $K_a = 0,44$
- Relación entre la base de entrada y el diámetro del ciclón: $K_b = \frac{b}{D_C}$
 $K_b = 0,21$
- Factor de configuración: $G = \frac{8 * K_C}{(K_b * K_a)^2}$
 $G = 698,65$
- Exponente de vórtice: $n = 1 - (1 - 0,67 * D_C^{0,14}) * \left(\frac{T}{283}\right)^{0,3}$
 $n = 0,448$
- Tiempo de relajación: $Ti = \frac{\rho_P * D_{pi}}{18 * \mu}$

Siendo D_{pi} el diámetro promedio para cada rango (m)

- Eficiencia fraccional por intervalos de tamaño (ecuación de Leith y Litch): $ni = 1 - e^{(-2 * \left(\frac{G * Ti * Q * (n+1)}{D_C^3}\right)^{0,5}}$

siendo Q el caudal de gas circulante (m³/s)

- Eficiencia total: $n_T = \sum ni * mi$

siendo mi el porcentaje de partículas de determinado rango

En la tabla 9 se muestran los tiempos de relajación, la eficiencia fraccional y la eficiencia total para cada rango de tamaño de partículas a fin de calcular la eficiencia total del ciclón.

Tabla 9: Cálculo de la eficiencia del ciclón.

Tamaño (µm)	mi (%)	Dpi (µm)	Ti (s)	ni	ni*mi
1.000-250	26,4	625	0.939	1	26,4
250-102	23,7	176	0.074	1	23,65
102-75	7,1	88,5	0.019	1	6,965
75-60	8,3	67,5	0.011	0.999	7,985
60-50	4,1	55	0.0073	0,998	3,86
50-30	5,8	40	0.0038	0,992	5,2
30-10	9	20	0.00096	0,95	6,74
10-5	15,6	7,5	0.00013	0,781	7,77
Eficiencia total (%)					96%

En la tabla se muestra cómo a mayor diámetro de partícula mayor es la eficiencia del proceso. Para aquellos diámetros menores a 10 µm no se obtiene una separación tan eficiente. Por lo tanto, será necesario utilizar otro método de separación para las partículas más pequeñas.

5.1.4 Caída de presión en el ciclón

Para calcular la caída de presión se debe calcular el número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón, que se puede hallar con la siguiente ecuación:

$$N_H = \frac{K \cdot a \cdot b}{D S^2}$$

En donde K es una constante, que toma el valor de 16 para entrada tangencial. Por tanto,

$$N_H = \frac{16 \cdot 0,31 \cdot 0,15}{0,28^2}$$

$$N_H = 9,24$$

La caída de presión es un parámetro importante debido a que se relaciona directamente con los costos de operación. La caída de presión en un ciclón puede deberse a las pérdidas a la entrada y salida, pérdidas de energía cinética y fricción en el ciclón.

Las eficiencias de remoción en un ciclón se pueden aumentar al incrementar las velocidades de entrada pero esto también incrementa las caídas de presión. A mayor pérdida de presión aumentan los requerimientos de potencia en el ventilador y, por lo tanto, mayor consumo de energía. Existen diferentes ecuaciones para calcular la pérdida de presión en un ciclón. Las pérdidas de presión menores a 2.488,16 Pa son generalmente aceptadas.

Una de las ecuaciones para calcular la pérdida de presión en un ciclón es la desarrollada por Shepherd y Lapple, siendo esta:

- Caída de presión: $\Delta P = \frac{1}{2} * \rho * Vi^2 * N_H$
 $\Delta P = 828,79 Pa^{[4]}$

5.1.5 Composición a la salida del ciclón

A partir del caudal de sólidos presentes en la corriente gaseosa proveniente del gasificador y teniendo en cuenta la eficiencia del ciclón se calcula la cantidad de char que contendrá la corriente de salida de este equipo.

En la salida de cada gasificador se obtiene un caudal de gas de 1.108,8 kg/h, de los cuales 3,34 kg/h son char, dividiendo en 3 el char calculado en el capítulo 3. Siendo la eficiencia del ciclón 96 %, se calcula el caudal de char que egresa en la corriente gaseosa del ciclón.

$$W_{char} = 3,34 * (1 - 0.96) = 0,13 \text{ kg char /h} = 138,5 \text{ mg/Nm}^3$$

Cabe destacar que en este equipo no hay remoción de ningún otro contaminante. Los óxidos metálicos presentes aún no condensaron a la temperatura del ciclón (1.148 K) por lo que no se removerán.

5.2 Venturi

5.2.1 Funcionamiento del Venturi

En un lavador Venturi se identifican tres zonas: zona convergente, garganta y zona divergente. Este tipo de lavador presenta la siguiente forma:

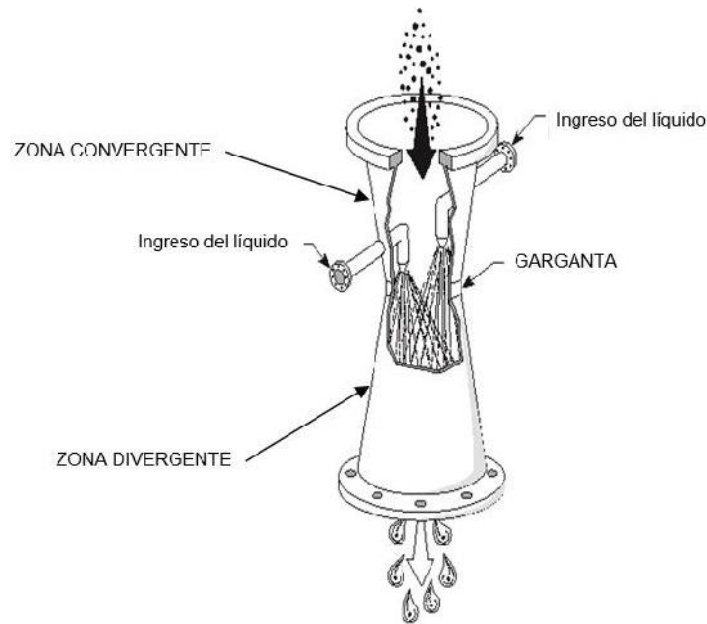


Figura 4: identificación de zonas de un lavador Venturi^[5]

El gas cargado con partículas ingresa a la zona convergente, donde debido al cambio gradual en la sección transversal por donde fluye se producirá un incremento en la velocidad del gas, hasta alcanzar un valor máximo en la zona que se conoce como garganta.

Para llevar a cabo la captación de partículas se inyecta agua en la zona donde se encuentra el gas, y por lo tanto las partículas alcanzan su mayor velocidad, produciéndose así el rompimiento de la tensión superficial del agua y dando lugar a la formación de pequeñas gotas del líquido. Esto resultará en el contacto físico entre las gotas del líquido de lavado y las partículas, de manera que éstas últimas serán removidas de la descarga gaseosa. La velocidad relativa entre las gotas del líquido de lavado y las partículas a removerse es el parámetro más importante en todo lavador de gases destinado a la remoción de partículas. Esto se debe a que los mecanismos físicos por los cuales las partículas son capturadas en las gotas del líquido dependen directamente de dicha velocidad.

Los mecanismos de colección que intervienen en un lavador de partículas, cualquiera sea su tipo, son: impacto inercial, intercepción y difusión. De éstos, el principal mecanismo de remoción es el impacto inercial. Este mecanismo tiene lugar cuando las partículas tienen la inercia suficiente para abandonar la trayectoria de flujo del gas que las transporta, de manera que mientras el gas se desvía alrededor de las gotas del líquido, las partículas impactan contra la superficie de las gotas. Las partículas con diámetro mayor a $10\ \mu\text{m}$ son colectadas comúnmente por este mecanismo.

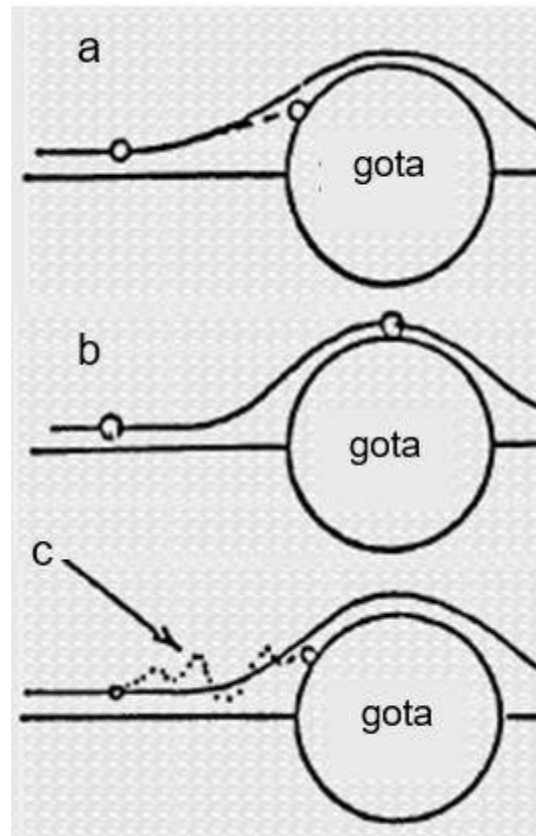


Figura 5: mecanismos de colección: a. Impacto inercial; b. Intercepción; c. Difusión ^[5]

Las partículas que siguen la trayectoria de las líneas de flujo del gas, no serán atrapadas por impacto inercial, sino que cuando pasan muy cerca de las gotas se produce el contacto superficial entre ambas provocando que queden adheridas. A este mecanismo de colección se lo conoce como intercepción y predomina para partículas de $0,1 \mu\text{m}$ a $10 \mu\text{m}$.

Partículas menores a $0,1 \mu\text{m}$ de diámetro, e inclusive aquellas menores a $0,5 \mu\text{m}$ están sujetas al mecanismo de difusión, el cual se lleva a cabo por el movimiento browniano de las partículas, causado por colisiones aleatorias con las moléculas del gas, de manera que cuando la trayectoria de las gotas y de las partículas coincide, éstas últimas quedarán atrapadas.

A mayor velocidad relativa entre las gotas del líquido de lavado y las partículas, mayores serán las posibilidades de que se lleve a cabo la captación de partículas, pues los mecanismos de impacto inercial e intercepción son beneficiados con el aumento de dicha velocidad. Los principales parámetros que influyen sobre el desempeño de un lavador Venturi son:

- Distribución de tamaño de partícula y cantidad de material particulado

- Temperatura, humedad y flujo de la corriente gaseosa
- Velocidad del gas y caída de presión
- Relación líquido a gas
- Tamaño de las gotas del líquido
- Tiempo de residencia

La distribución de tamaño de partícula determinará la eficiencia global de colección que tiene el aparato, pues partículas de tamaño diferente no serán colectadas con la misma eficiencia debido al predominio de un determinado mecanismo de colección (impacto inercial, intercepción o difusión) para un determinado tamaño de partícula.

Parámetros como el flujo del gas, su temperatura y su humedad, determinarán la cantidad del líquido de lavado que se evaporará. A mayor evaporación, mayor será la cantidad del líquido que debe inyectarse para tratar el gas. El flujo del gas determinará el tamaño que debe tener el lavador.

Como ya se había mencionado, la velocidad del gas influye sobre la eficiencia de colección de un lavador húmedo, especialmente porque a mayor velocidad relativa entre las partículas y las gotas del líquido, mayor será la acción de los mecanismos de impacto inercial e intercepción en la captación de partículas. Por otro lado, al aumentar la velocidad significa que habrá también un aumento en la caída de presión, lo cual determina que debe haber un equilibrio razonable entre ambas variables.

La relación líquido–gas representa el volumen de líquido que debe inyectarse para tratar un volumen determinado de gas, mientras mayor es dicha relación, se puede esperar también una mayor eficiencia de colección en el lavador.

Se podría pensar que un mayor diámetro en las gotas del líquido de lavado sería beneficioso para el desempeño de un lavador de gases; sin embargo a mayor tamaño de las gotas, menor es el área superficial disponible para la captación de partículas. Por otro lado, un tamaño muy reducido provocaría que la corriente gaseosa acelere rápidamente las gotas a la velocidad del gas, reduciendo de esta forma la velocidad relativa e inclusive arrastrando el líquido de lavado fuera de la cámara. Por ello el diámetro adecuado de las gotas del líquido fluctúa entre 500 μm y 1000 μm .

Por último, la longitud de la garganta y de la zona divergente del lavador Venturi deberá ser tal que permita el contacto suficiente entre las gotas y las partículas, por lo menos hasta que las gotas sean aceleradas hasta la velocidad del gas. Una vez que las gotas del líquido de lavado y las partículas alcanzan la misma velocidad, los principales mecanismos de colección (impacto inercial e intercepción) reducen su acción drásticamente.

5.2.2 Diseño del lavador Venturi

Antes de proceder al diseño del dispositivo, se presentan a continuación las ecuaciones y conceptos fundamentales requeridos para diseñar un lavador de partículas tipo Venturi.

Eficiencia de colección

Las partículas por lo general presentarán diversos diámetro, de manera que al distribuirlas por rangos, las partículas correspondientes a cada uno de esos rangos representarán un porcentaje de la masa total del muestreo, obteniéndose así la distribución de tamaño de partícula. Tal distribución aporta con información indispensable para el diseño de equipos de control de partículas.

Debido a que la eficiencia de remoción de un determinado equipo de control varía de un rango a otro, es necesario expresar tal eficiencia para cada uno de los rangos. Por ello, para una distribución de tamaño de partícula con j rangos, la eficiencia global de colección η_0 será igual a la sumatoria de las eficiencias fraccionales de cada rango:

$$\eta_0 = \sum n_j * m_j$$

donde

η_j =eficiencia de colección para el j -ésimo rango

m_j =masa en porcentaje del j -ésimo rango

De esta forma, la cantidad total de material particulado que puede removerse con el equipo de control está relacionada con su eficiencia global por medio de la siguiente relación:

$$\eta_0 = \frac{m_i - m_0}{m_i} * 100$$

donde m es el flujo másico de la carga de partículas, y los subíndices i y 0 se refieren a los valores a la entrada y salida del equipo.

La penetración P_t se define como la fracción de partículas de un diámetro específico que no son capturadas y que por lo tanto logran atravesar el equipo de remoción. Este parámetro se relaciona con la eficiencia de remoción por medio de:

$$P_t = 1 - \eta$$

Parámetro de impacto

Un valor importante en el diseño de lavadores de partículas es el número de impacto o parámetro de impacto K_p , que se define como:

$$K_p = \frac{2 * x_s}{d_d}$$

donde x_s es la distancia de parada de una partícula proyectada en un aire estacionario y d_d es el diámetro de una gota del líquido de lavado que se encuentra en su trayectoria también en estado estacionario.

El número de impacto K_p describe el comportamiento del impacto inercial, el cual es el principal mecanismo de colección en lavadores húmedos; si K_p es grande entonces un buen número de partículas impactarán las gotas del líquido, en cambio si K_p es pequeño, las partículas tenderán a seguir las líneas de flujo alrededor de las gotas.

Se puede demostrar que para partículas en el régimen de Stokes ($Re \leq 1$), el reemplazo de la distancia x_s en la ecuación anterior da origen a la siguiente ecuación:

$$K_p = \frac{K_c * \rho_p * d_p^2 * V_p}{9 * \mu_g * d_d} = \frac{d_a^2 * V_p}{9 * \mu_g * d_d}$$

donde:

K_c : factor de corrección de Cunningham

ρ_p : densidad de partícula, g/cm³

d_p : diámetro físico de partícula, cm

V_p : velocidad de partícula (igual a la del gas), cm/s

d_d : diámetro de las gotas, cm

μ_g : viscosidad del gas, Poise

d_a : diámetro aerodinámico de partícula, cm

El factor K_c se utiliza para incluir los efectos de deslizamiento en partículas muy pequeñas, de tamaño cercano a la trayectoria media libre de las partículas del gas. Esto se da comúnmente en partículas menores a 5 μm .

Formación de las gotas en un lavador Venturi

Los lavadores Venturi son dispositivos que proveen por sí mismos la formación de las gotas de líquido, pues la energía requerida para la atomización del líquido de lavado la proveerá la corriente gaseosa acelerada en la garganta del dispositivo. Esta atomización neumática de doble fluido (gas y agua), puede presentarse en dos formas: atomización tipo gota y atomización tipo nube.

La primera se lleva a cabo cuando por medio de toberas de diámetro interno menor a 1 mm, el líquido es inyectado en la corriente gaseosa que fluye a gran velocidad, resultando así el rompimiento de la tensión superficial del agua y la formación de pequeñas gotas, mientras que para la segunda se utiliza toberas de mayor tamaño, generando diminutas gotas agrupadas en forma de una pequeña nube.

En este trabajo se considera la atomización tipo gota, aunque se producirá un amplio rango de tamaño de las gotas. Es posible predecir un diámetro promedio utilizando la ecuación de Nukiyama-Tanasawa. A éste, se lo conoce como diámetro de Sauter y se calcula por medio de:

$$d_d = \frac{58600}{V_g} * \left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{0,5} + 597 * \left(\frac{\mu_L}{(\sigma * \rho_L)^{0,5}}\right)^{0,45} * \left(1000 * \frac{Q_L}{Q_g}\right)^{1,5}$$

donde

d_d : diámetro medio de Sauter para las gotas, μm

V_g : velocidad del gas, cm/s

σ : tensión superficial del líquido, dinas/cm

ρ_L : densidad del líquido, g/cm^3

μ_L : viscosidad del líquido, poise

Q_L : flujo volumétrico del líquido, m^3/s

Q_g : flujo volumétrico del gas, m^3/s

Penetración

Aunque se han desarrollado varias ecuaciones para predecir la penetración y por lo tanto la eficiencia de colección en un lavador de partículas tipo Venturi, una de las más completas es la que desarrolló Calvert (1972), para la cual tomó en cuenta aspectos tales como el tamaño de las gotas, el parámetro de impacto, la concentración de las gotas a través de la garganta del Venturi y el cambio continuo de velocidad entre las partículas y las gotas.

Por lo tanto, la penetración para un diámetro de partícula dado se calcula por medio de:

$$P_t = e^{\left(\frac{Q_L * V_g * \rho_L * d_d}{55 * Q_G * \mu_G} * (-0,7 - K_p * f' + 1,4 * \ln\left(\frac{K_p * f' + 0,7}{0,7}\right) + \frac{0,49}{0,7 + K_p * f'}\right) \frac{1}{K_p}}\right)$$

donde

K_p :parámetro de impacto

f' : factor empírico

Los demás parámetros y sus unidades son los mismos de las ecuaciones anteriores; el diámetro de Sauter d_d debe estar en cm y el factor f' se puede tomar como 0,25 para partículas hidrofóbicas y 0,50 para partículas hidrofílicas.^[5]

Sin embargo, a partir de datos experimentales, Hesketh^[6] encontró que un lavador Venturi es esencialmente 100% eficiente para partículas mayores a 5 μm y que la penetración para partículas menores a ese valor se relaciona con la caída de presión (en el agua) a través del dispositivo por medio de la siguiente relación:

$$P_t = 3,47 * \Delta P - 1,43$$

Debido a que la primer ecuación está en función de K_p , que es característico del mecanismo de impacto inercial, consideramos conveniente hacer uso de la segunda ecuación para partículas menores a 5 μm , por lo cual la penetración se determinará por medio de las dos ecuaciones anteriores de acuerdo al diámetro aerodinámico que se analice.

Caída de presión en un lavador Venturi

Es importante conocer la caída de presión a través del dispositivo, pues de ello dependerá la demanda de energía requerida para mover el gas a través del dispositivo. En este trabajo, para calcular la caída de presión se utilizará la siguiente relación:

$$\Delta P = 2 * \rho_L * V_G^2 * \left(\frac{Q_L}{Q_G}\right) * (1 - X^2 + \sqrt{X^4 - X^2})$$

donde ΔP es la caída de presión en dinas/cm², y los demás factores y sus unidades son los mismos que en las ecuaciones anteriores. El valor de X debe ser calculado por medio de:

$$X = \frac{3 * l_t * C_D * \rho_G}{16 * d_a * \rho_L} + 1$$

donde

X :longitud adimensional de la garganta

l_t :longitud de la garganta, cm

C_D :coeficiente de arrastre para las gotas en función del diámetro de Sauter

Los demás factores y sus unidades son los mismos de las ecuaciones anteriores, incluido d_d que es el diámetro medio de Sauter. Por lo general, en un lavador Venturi las condiciones son tales que el número de Reynolds está entre 10 y 500, en ese rango el valor de C_D puede calcularse con:

$$C_D = \frac{24}{Re_D} + \frac{4}{Re_D^{1/3}}$$

A su vez, la longitud de la garganta l_t debe ser suficiente para proveer la eficiencia de remoción deseada, sin embargo, si es demasiado larga, existirá un desperdicio de energía innecesario en el dispositivo. La longitud óptima de la garganta puede calcularse como:

$$l_t = \frac{2 * d_d * \rho_L}{C_D * \rho_G}$$

Al diseñar un lavador de partículas Venturi, algunos parámetros deben ser seleccionados arbitrariamente por el diseñador. Sin embargo existen valores óptimos que son sugeridos para asumir valores indispensables en el diseño:

Tabla 10: valores sugeridos de parámetros a suponer para el diseño del lavador Venturi^[5]

Velocidad del gas en la garganta

$V_G > 4575$ cm/s	Alta eficiencia de remoción de PM
$2000 < V_G < 2300$ cm/s	Absorción y remoción de PM simultáneas

Relación Líquido – Gas

$0.26 < L/G < 2.6$ l/m ³	Remoción de PM
$5.5 < L/G < 11$ l/m ³	Absorción de gases y remoción de PM

Caída de presión

$10 < \Delta P < 150$ in H ₂ O	Inferior en aplicaciones de absorción
---	---------------------------------------

Dimensiones típicas

Área de entrada / Área de la garganta = 4:1
Ángulo de convergencia = 12.5°
Ángulo de divergencia = 3.5°

Para el diseño del lavador se plantean los siguientes parámetros geométricos del equipo:

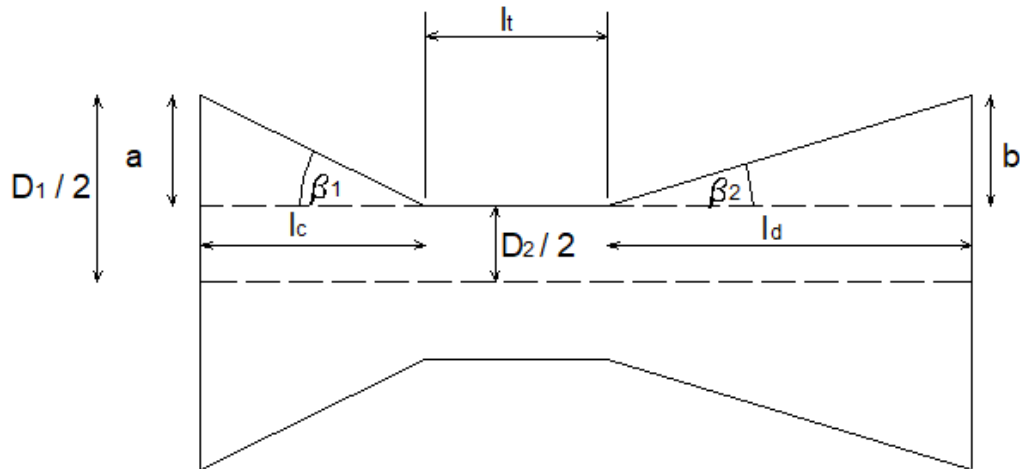


Figura 6: parámetros geométricos del lavador Venturi^[5]

Para dimensionar el lavador Venturi, primero debemos asumir una velocidad adecuada en la garganta. Por ello de la tabla 10 asumimos que $V_G = 4.600 \text{ cm/s}$. Además, conociendo el valor del flujo molar del gas, la temperatura y la presión se obtiene un caudal de gas de $4.053,9 \text{ m}^3/\text{h}$ (obtenido en el capítulo 3). Con este valor y la velocidad supuesta se obtiene el diámetro de garganta D_2 :

$$G = V_G \cdot A_2 \quad A_2 = 0,024 \text{ m}^2$$

$$A_2 = (\pi/4) \cdot D_2^2 \quad D_2 = 17,6 \text{ cm}$$

La relación de área de garganta con el área de entrada, según los valores sugeridos es 4:1. Utilizando esta relación se obtiene el área de la zona convergente y su diámetro:

$$A_1/A_2 = 4 = D_1^2/D_2^2 \quad D_1 = 35 \text{ cm}$$

Debido a que el ángulo de convergencia (β_1) sugerido es $12,5^\circ$, entonces la longitud de la zona convergente se encuentra de la manera siguiente, obteniendo el parámetro a de la figura anterior:

$$a = \frac{D_1}{2} - \frac{D_2}{2} \quad a = 8,8 \text{ cm}$$

Por lo tanto, la longitud de la zona convergente l_c se calcula como

$$I_c = \frac{a}{\operatorname{tg}(\beta_1)} = 39,8 \text{ cm}$$

El diámetro del ducto en la zona divergente se asume también como 36 cm para mantener la relación de áreas sugerida también con la salida. Conociendo el diámetro a la salida, la longitud de la zona divergente se calcula de manera similar a la de la zona convergente:

$$I_D = \frac{b}{\operatorname{tg}(\beta_2)} = 144 \text{ cm}$$

Para hallar la eficiencia de colección global del lavador de partículas es necesario hacer el análisis para cada rango de tamaño de partícula. Antes de hacer los cálculos se debe asumir el factor L/G, por lo cual a partir de los valores sugeridos se escoge $1,02 \text{ l/m}^3$ ($0,00102 \text{ m}^3 \text{ líquido/m}^3 \text{ gas}$).^[5]

Entonces:

$$Q_L = 0,00102 \text{ m}^3 \text{ líquido/m}^3 \text{ gas} \cdot Q_G$$

$$Q_L = 0,00102 \text{ m}^3 \text{ líquido/m}^3 \text{ gas} \cdot 1,12 \text{ m}^3 \text{ gas/s}$$

$$Q_L = 1,1 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (17,4 \text{ gpm})$$

Considerando que habiendo pasado por el intercambiador de calor, la temperatura de entrada del gas es de 350°C teniendo en cuenta la limitación superior de temperatura de 400°C ^[7] para este tipo de lavadores, las propiedades del gas son:

$$\rho_G = 6,5 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^3\text{[8]}$$

$$\mu_G = 2,75 \times 10^{-4} \text{ poise}\text{[8]}$$

Por otro lado, el agua que ingresa se tomará de un tanque de recirculación que pasa el agua por una torre de enfriamiento y entra al Venturi a 25°C . Las propiedades del agua a esta temperatura son:

$$\rho_L = 0,997 \text{ g/cm}^3\text{[8]}$$

$$\mu_L = 8,91 \times 10^{-3} \text{ poise}\text{[8]}$$

$$\sigma = 72,8 \text{ dinas/cm}\text{[9]}$$

Con estas propiedades el diámetro promedio de las gotas es:

$$d_d = \frac{58600}{v_g} * \left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{0,5} + 597 * \left(\frac{\mu_L}{(\sigma * \rho_L)^{0,5}}\right)^{0,45} * \left(1000 * \frac{Q_L}{Q_g}\right)^{1,5}$$

$$d_d = 136,89 \mu\text{m}$$

Por lo tanto tomando el diámetro aerodinámico promedio de cada rango, se obtiene cada parámetro de impacto, el valor de penetración correspondiente (con $F = 0,5$) y así la eficiencia fraccional^[5]:

Tabla 11: parámetros obtenidos para diferentes rangos de partícula

Dpi (μm)	mi (%)	Kp	Pt	n	n fraccional
625	26,4	530.400	0,133	0,86	22,9
176	23,65	42.060	0,133	0,86	20,5
88,5	6,96	10.630	0,133	0,86	6,0
67,5	7,98	6.186	0,134	0,86	6,9
55	3,86	4.107	0,135	0,86	3,3
40	5,2	2.172	0,135	0,86	4,5
20	6,74	543,1	0,141	0,85	5,7
7,5	7,7	76,4	0,171	0,83	6,4
Eficiencia total (%)					76,3%

Conociendo la eficiencia global del equipo, la carga de partículas en los gases a la salida del lavador será:

$$C_o = C_i \cdot (1 - 0,763)$$

C_i corresponde a la concentración de partículas presentes antes del Venturi. Esta es $138,5 \text{ mg/Nm}^3$ de char que el ciclón no pudo eliminar.

$$C_o = 138,5 \text{ mg/m}^3 * (1 - 0,763) = 32,81 \text{ mg/Nm}^3 = 0,032 \text{ kg/h}$$

En cuanto a los metales alcalinos, a la temperatura de operación del Venturi ya se encuentran condensados, por lo que estarán en forma de partículas de 5 micrones, según se analizó en el capítulo 3. Antes del Venturi hay $12.964,4 \text{ mg/Nm}^3$ de óxidos en cada reactor, entonces se calcula:

$$C_o = 12.965,4 \text{ mg/m}^3 * (1 - 0,763) = 3.072,8 \text{ mg/Nm}^3 = 2,96 \text{ kg/h}$$

Como se observa, hasta esta parte del tren de purificación, no se alcanzaron las concentraciones de óxidos metálicos exigidas por el motor. Debido a esto se cuenta con un filtro de mangas al final de la limpieza del gas, que buscará reducir estas concentraciones a valores aceptables. Sin embargo, el char, al multiplicar su flujo másico por 3 resulta 0,096 kg/h, mientras que la limitación exigía 0,115 kg/h.

Es común que en un lavador de partículas tipo Venturi las gotas del líquido de lavado sean arrastradas junto con la corriente gaseosa que se quiere limpiar. Esto producirá una disminución en la eficiencia de remoción calculada, pues las gotas que viajen junto con el gas estarán cargadas con el material particulado que se quería remover.

Para solucionar este problema usualmente se debe diseñar, junto con el lavador Venturi, una cámara de separación del líquido de lavado; para ello se puede utilizar la misma configuración e inclusive las mismas ecuaciones que en un ciclón. También es posible eliminar el arrastre del líquido utilizando cierto tipo de rellenos conocidos como “eliminadores de niebla”, los cuales son baffles o mallas especialmente diseñadas para producir el impacto de las pequeñas gotas en superficies que desvían el flujo, produciendo así la separación del líquido que ha sido arrastrado.^[5] En este caso, optamos por utilizar un eliminador de niebla debido a que la composición de agua en el gas de salida no es significativa y el uso de un ciclón implicaría un costo económico mayor.

El eliminador de niebla previamente mencionado tendrá un relleno de anillos Pall ya que son de fácil acceso en el mercado. Cabe aclarar que este equipo no fue diseñado por lo que para los cálculos no se tomó en cuenta el secado, aunque debido a la baja concentración del agua, los resultados no se vieron modificados.

Para hallar la caída de presión a través del dispositivo, primero evaluamos el número de Reynolds en función del diámetro promedio de las gotas del líquido de lavado

$$Re_D = \frac{\rho_G * V_g * d_d}{\mu_G} = 148,8$$

Por lo tanto el coeficiente de arrastre para las gotas es:

$$C_D = 0,916$$

Con el valor anterior, es posible calcular la longitud óptima de la garganta de la manera siguiente:

$$l_t = 45,613 \text{ cm}$$

Finalmente la caída de presión a través del dispositivo resulta:

$$\Delta P = 16.780 \text{ dinas/cm}^2 = 1.678 \text{ Pa}$$

El valor obtenido está debajo de la caída de presión máxima cuyo rango es entre 5 y 20 kPa^[10] por lo que se concluye que el diseño es adecuado.

Finalmente, el lavador Venturi necesario tendrá las siguientes dimensiones:

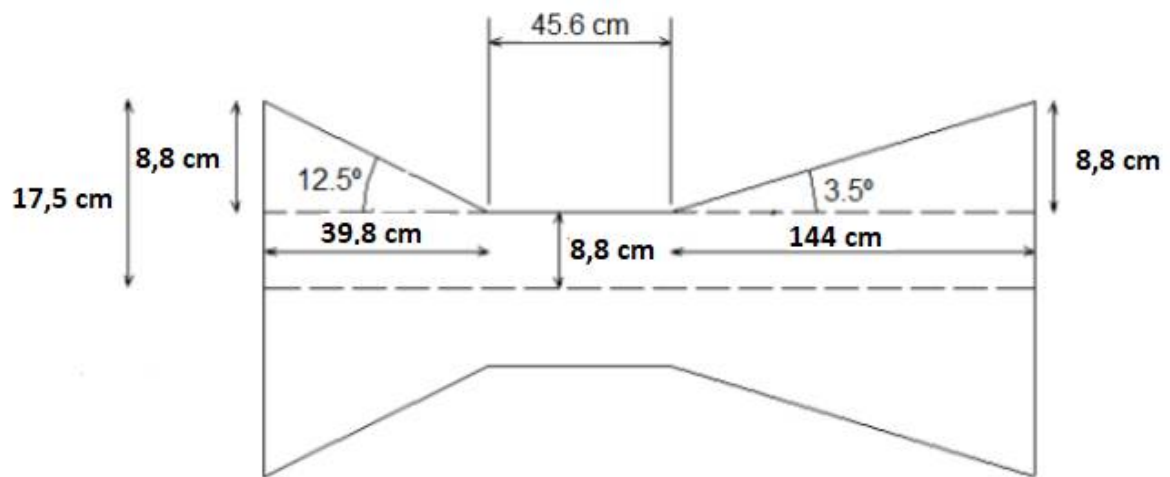


Figura 7: dimensiones del lavador Venturi diseñado

El lavador tendrá una eficiencia del 76,3% y una caída de presión de aproximadamente 0,02 atm. Además, el caudal de líquido necesario será de 3,96 m³/h.

5.2.3 Agua del lavador Venturi y composición de salida

Simulando el lavador Venturi en UNISIM design R451 como un absorbedor de una única etapa, es posible obtener datos acerca de la composición del gas de salida. Esto es importante ya que, a pesar de que el objetivo del equipo es arrastrar las partículas, el agua además se lleva consigo parte de algunos compuestos del gas, como el amoníaco, monóxido, dióxido y nitrógeno. Para esto se debe contar con una serie de parámetros para ingresar al simulador:

- La temperatura de salida del intercambiador de calor de la línea del gas de síntesis, la cual se define en 350°C debido a que es un valor cercano al límite superior de temperatura operativa del

lavador^[7]. Este intercambiador será diseñado posteriormente en el capítulo de integración energética.

- Se plantea la operación del equipo a presión atmosférica. Dado que las caídas de presión en los equipos son muy pequeñas, esto no generará grandes diferencias en cuanto a resultados. Luego en el capítulo 6 se determinarán los equipos auxiliares necesarios para lograr la operación a esta presión, o presiones cercanas.
- El flujo másico de gas a la entrada de cada Venturi es de 1.108,8 kg/h menos la cantidad de char eliminada por el ciclón, es decir 1.105,7 kg/h a la salida de cada uno de los gasificadores. Este gas pasa por el ciclón que solo separa char (se separan 3,11 kg/h) y por el intercambiador, donde no pierde masa.
- Las composiciones del gas de síntesis son aquellas obtenidas por el gasificador utilizando el modelo de Giltrap (desarrollado en el capítulo 2).
- En cuanto al agua utilizada en el lavador, su caudal ya está definido en el diseño realizado (3,96 m³/h). Por otro lado la temperatura del agua de ingreso se fija en 25°C. Un valor más bajo generará dificultades en la torre de enfriamiento necesaria para recircular el agua. En cuanto a la torre de enfriamiento, si bien no será diseñada en este capítulo (será diseñada en el capítulo de integración energética junto con el intercambiador), es conveniente analizar la temperatura de bulbo húmedo del aire en la zona donde operará la planta, con el fin de conocer el valor mínimo que puede alcanzar el agua en la torre de enfriamiento. Este valor es el mínimo que puede alcanzar el agua al enfriarse en la torre de enfriamiento. Para obtener este valor se considera la máxima temperatura que se alcanza en la zona de la planta y la humedad relativa. La temperatura máxima que se alcanza es de 35°C^[11] y la humedad relativa máxima es 40%^[11]. Con estos dos datos, se ingresa a una carta psicrométrica y se obtiene así la temperatura de bulbo húmedo:

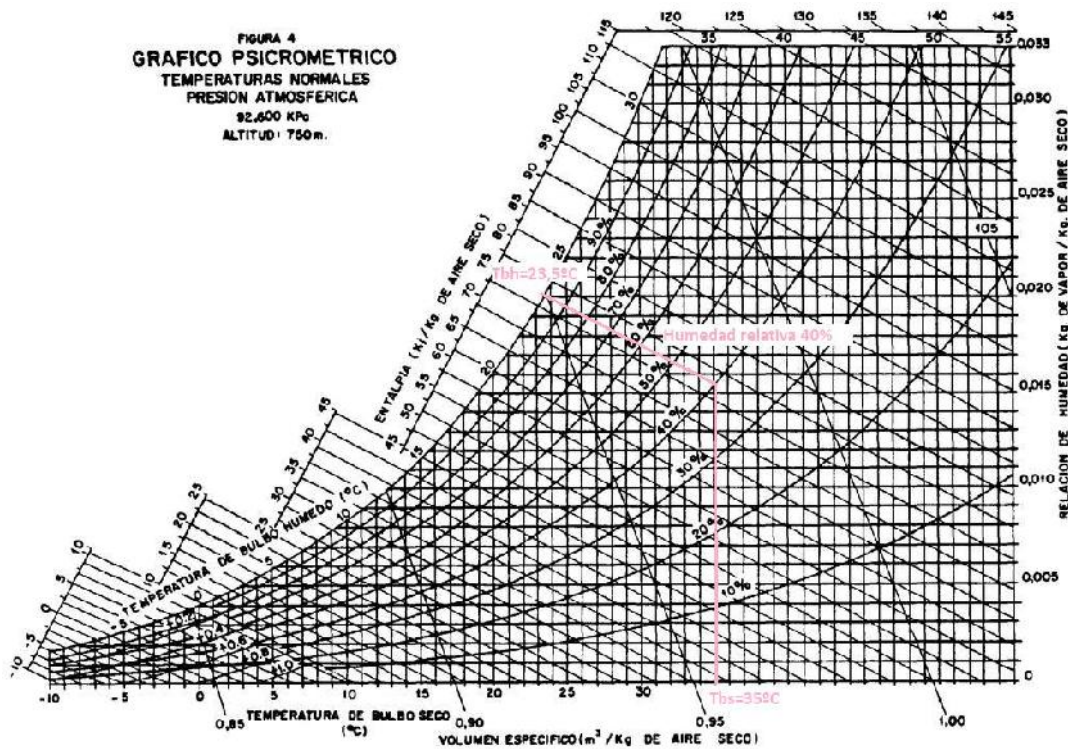


Figura 8: carta psicrométrica del aire^[12]

Como se observa, la temperatura de bulbo húmedo es de 23,5°C, por lo que es posible enfriar el agua a 25°C en la torre de enfriamiento.

El agua a utilizar en el lavador Venturi no será agua pura. En cambio lo que se propone para tener un menor gasto de agua es unificar la corriente de salida del Venturi y la del posterior absorbedor y, antes de la torre de enfriamiento, hacerla pasar por un desorbedor. Este equipo es necesario ya que tanto en el absorbedor como en el Venturi, el agua arrastra amoníaco y otros compuestos que reducirán la eficiencia del fluido para los procesos de lavado y absorción. Dado que entonces, las corrientes del absorbedor y el Venturi serán mezcladas.

Primero que nada, dado que UNISIM no trabaja con sólidos, se presentan las masas de char y óxidos que permanecen en el gas luego del Venturi, utilizando la eficiencia obtenida para este en el apartado anterior:

$$m_{\text{Char}} = 0,13 \text{ kg/h}$$

$$m_{\text{óxidos metálicos}} = 4,15 \text{ kg/h}$$

Ahora, para el resto de los compuestos, se plantea el diseño en UNISIM. Cabe aclarar que esto es necesario ya que, si bien el Venturi tiene el objetivo de eliminar partículas, también puede arrastrar parte

del gas y así cambiar su composición. Como flujo másico de syngas se coloca la masa total de cada línea de este, sin considerar las partículas sólidas.

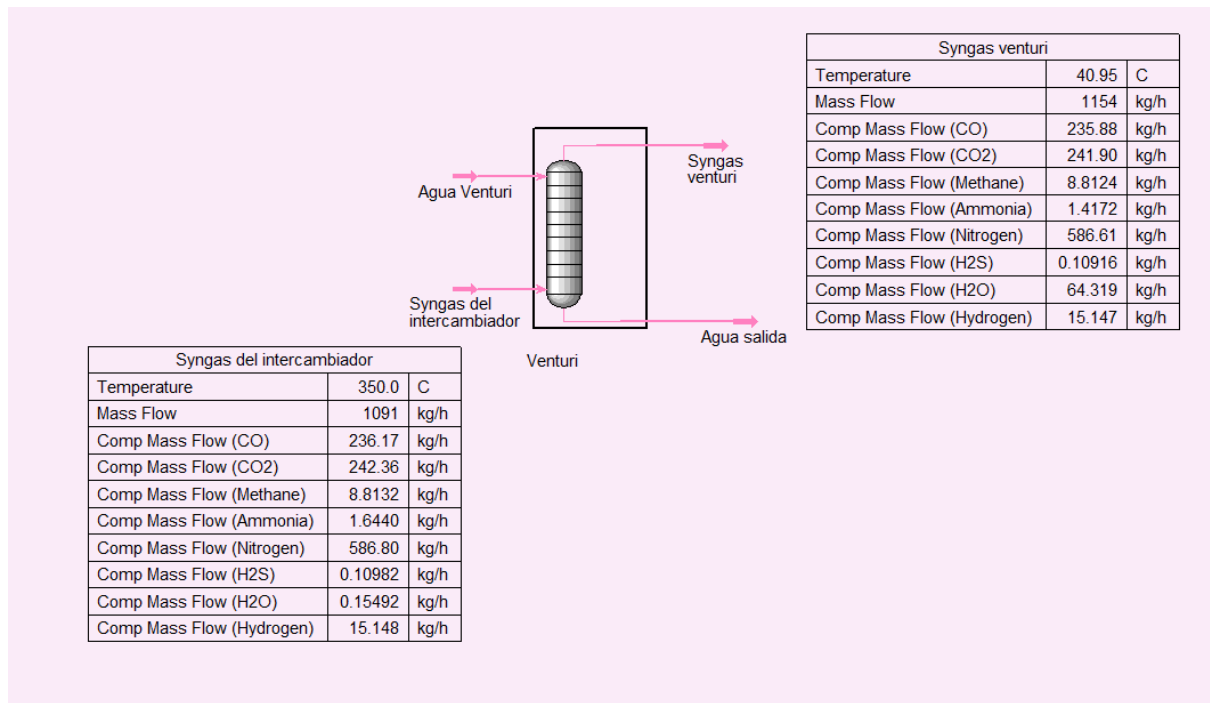


Figura 9: diseño del lavador venturi en UNISIM

Se observa que, como se esperaba, el agua del lavador arrastra cantidades pequeñas de CO, CO₂, CH₄, N₂ e H₂ y cantidades considerables de NH₃ y H₂S. Esto se debe a que el agua tiene mayor afinidad con estos últimos que el gas en el que están. De esta manera se verifica lo mencionado en el capítulo 3: el lavador Venturi elimina NH₃ pero su eficiencia es baja. De la misma forma que antes, la masa de syngas a la salida del Venturi es solo considerando los gases, la masa total incluyendo las partículas resulta:

$$m_{\text{syngas}} = 1.154 \text{ kg/h} + 0,13 \text{ kg/h} + 4,15 \text{ kg/h} = 1.158,3 \text{ kg/h}$$

5.3. Torres de absorción y desorción

5.3.1 Tipos de torres de absorción

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. Estas operaciones requieren la transferencia de masa de una sustancia en la corriente gaseosa

al líquido. Cuando la transferencia de masa sucede en la dirección opuesta, es decir, del líquido al gas, la operación se conoce como desorción.

Respecto de las operaciones gas-líquido, el propósito del equipo es permitir el contacto íntimo de los dos fluidos, con el fin de que se lleve a cabo la difusión interfacial de los componentes. La rapidez de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases; por lo tanto, la naturaleza y grado de dispersión de un fluido en el otro son de la mayor importancia. De modo general, el equipo puede clasificarse según que su acción principal sea dispersar el gas o el líquido, aun cuando en muchos aparatos las dos fases se dispersan.

Dispersión del gas

En este grupo se incluyen aparatos como tanques de burbujeo y agitados mecánicamente y los diferentes tipos de torres de platos, en los cuales la fase gaseosa se dispersa en burbujas o espumas. Las torres de platos son los aparatos más importantes del grupo, puesto que establecen contacto a contracorriente en varias etapas; sin embargo, los tanques de contacto más sencillos tienen muchas aplicaciones.

Las torres de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas, tal como lo muestra esquemáticamente la figura 10. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino, fluye a través de cada plato y a través de un conducto, al plato inferior. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos. Cada plato en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen los fluidos en contacto íntimo, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan. El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre sólo depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio. Con el fin de que la eficiencia de etapas o platos sea elevada, el tiempo de contacto debe ser largo (de tal forma que se permita que suceda la difusión) y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande; además, se requiere que la turbulencia sea de intensidad relativamente alta para obtener elevados coeficientes de transferencia de masa. Con el fin de que el tiempo de contacto sea prolongado, la laguna líquida sobre cada plato debe ser profunda, de tal modo que las burbujas de gas tarden un tiempo relativamente largo para ascender a través del líquido.

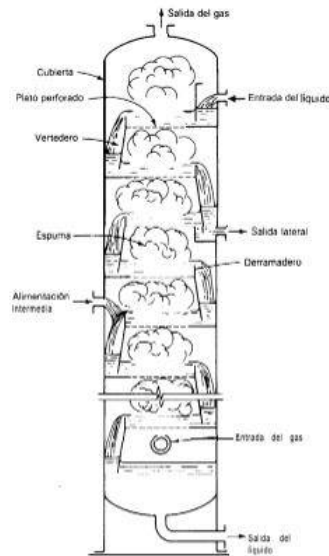


Figura 10: esquema de una torre de platos.^[13]

Dispersión del líquido

En este grupo están incluidos los aparatos en que el líquido se dispersa en películas finas o gotas, como en las torres de paredes mojadas, atomizadores o torres de atomizador, las diferentes torres empacadas y similares. Las torres empacadas son las más importantes del grupo.

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande, como se muestra en la figura 11. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande, pero no en el sentido microscópico. De todas maneras, la superficie específica de empaque es casi siempre más grande que la superficie interfacial líquido-gas.
- Poseer las características deseables del flujo de fluidos. Esto generalmente significa que el volumen fraccionario vacío en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación.

- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
- Tener bajo precio.

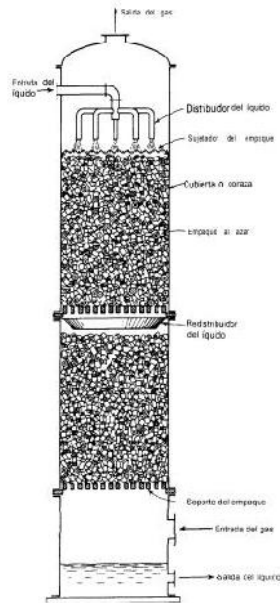


Figura 11: esquema de una torre rellena.^[13]

Los siguientes criterios pueden ser útiles al considerar la elección entre una torre de platos y una torre rellena:

- Caída de presión del gas. Generalmente, las torres empacadas requerirán una menor caída de presión.
- Retención del líquido. Las torres empacadas proporcionarán una retención del líquido sustancialmente menor. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; los tiempos cortos de retención son esenciales.
- Relación líquido-gas. En las torres de platos se trabaja con los valores muy bajos de esta relación. En las torres empacadas son preferibles los valores altos.
- Enfriamiento del líquido. Las espirales de enfriamiento se construyen más fácilmente en las torres de platos. El líquido puede eliminarse más rápidamente de los platos, para pasarlo a través de enfriadores y regresarlo, que de las otras torres empacadas.
- Corrientes laterales. Son eliminadas más fácilmente de las torres de platos.

- Sistemas espumantes. Las torres empacadas operan con menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas.
- Corrosión. Cuando se tienen problemas complicados de corrosión, las torres empacadas son probablemente las menos costosas.
- Presencia de sólidos. Ninguno de los tipos de torres es muy satisfactorio.
- Limpieza. La limpieza frecuente es más fácil con las torres de platos.
- Fluctuaciones grandes de temperatura. Los empaques frágiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Los platos o empaques de metal son más satisfactorios.
- Carga sobre la base. Las torres empacadas de plástico son menos pesadas que las torres de platos, las que a su vez son más ligeras que las torres de cerámica o empacadas de metal. En cualquier caso, debe diseñarse la carga sobre la base considerando que la torre puede llenarse accidental y completamente de líquido.
- Costo. Si no hay otras consideraciones importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.^[13]

Teniendo en cuenta estos criterios y las recomendaciones provistas por el programa de simulación a utilizar para diseñar el equipo, se definirá el tipo de torre a emplear en la siguiente sección.

5.3.2 Diseño y simulación del absorbedor y desorbedor

Utilizando el simulador UNISIM se procede a simular el equipo absorbedor al cual le ingresa el gas (que previamente pasó por el ciclón y el lavador Venturi) y un líquido que debe absorber eficientemente el amoníaco presente en el gas. En este caso se utiliza agua, ya que el amoníaco es más afín a este fluido que al gas por lo que será fácilmente arrastrado en la torre. Cabe aclarar que, a modo de reducir desperdicios de agua, la corriente de salida de agua es tratada en un desorbedor (junto con el agua del Venturi) con el fin de reducir su composición de amoníaco y que vuelva a utilizarse en el absorbedor. Además de pasar por un desorbedor deberá pasar por una torre de enfriamiento para que esté nuevamente en condiciones de operación adecuadas.

Para la simulación del equipo se deberá insertar el absorbedor en UNISIM y definir las corrientes de entrada con sus respectivas características:

- Entrada del gas: dado que esta corriente es la que sale del lavador Venturi, no podrán manipularse los valores de caudal y temperatura.
- Entrada de agua: se opta por considerar una temperatura del agua de 25°C, para ser conservadores debido a que a menores temperaturas la eficiencia de las torres de enfriamiento se ven reducidas. El caudal se determinará iterando y analizando que a la salida del equipo, el syngas

tenga la cantidad de amoníaco determinada en el capítulo 3, de 0,384 kg/h, para cumplir la legislación. Cabe aclarar que en UNISIM se diseñará una de las 3 líneas en paralelo del tren de purificación, por lo que la limitación a alcanzar de amoníaco es 0,128 kg/h.

Una vez fijadas las entradas a la torre, se coloca un número de etapas teóricas de 10, como un primer valor. Al correr el programa se obtienen valores de caudal y temperatura de las dos corrientes de salida (gas de síntesis con menos amoníaco y agua con amoníaco). Si bien otros compuestos son arrastrados por el agua (como monóxido y nitrógeno) se presta mayor atención al amoníaco ya que es la especie que cuenta con una limitación de emisión cercana a la concentración en el proceso.

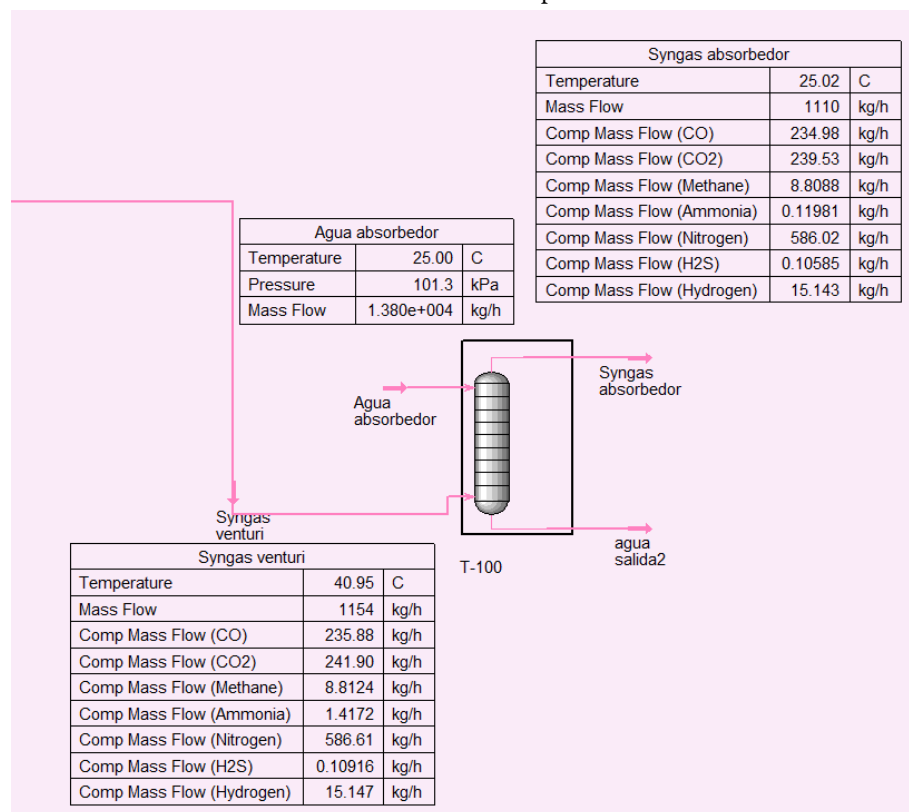


Figura 12: diseño de absorbedor en UNISIM.

Se diseña entonces, para cumplir con la cantidad de amoníaco presente en el syngas, una torre de absorción de 20 etapas teóricas, con un caudal de agua a 25°C de 13,8 m³/h. Para la torre diseñada, usando la función del programa “Tray Sizing” se obtienen dos posibilidades: torre rellena o de platos. La torre rellena propuesta por el programa usa anillos Pall metálicos de 1 ½ pulgadas, tiene un diámetro de 0,762 m y una altura de 9,22 m. Por otro lado la torre de platos es de 0,457 m de diámetro y 12,2 m de altura. Dado que la altura de la torre de platos propuesta es mucho mayor que la de la torre rellena, y en cambio los diámetros no varían mucho, por una cuestión de practicidad del equipo se escoge la torre rellena a presión atmosférica. Además, con la herramienta “Tray sizing” se determinó la caída de presión de la

torre, que resultó de 1,627 kPa. Cabe aclarar que el número de platos y el agua necesaria se determinaron buscando alcanzar un flujo másico de amoníaco de 0,12 kg/h.

Por último, el agua utilizada en el absorbedor para remover amoníaco debe ser tratada en un desorbedor para recuperarla y reutilizarla. El aire a utilizar en el desorbedor será luego liberado a la atmósfera una vez que haya limpiado el agua. Cabe destacar que no se ha encontrado en bibliografía valores máximos permisibles para la emisión de este contaminante a la atmósfera. Sin embargo, ahondando en regulaciones ambientales, se encontró que la concentración máxima permisible ponderada en el tiempo a la cual puede estar expuesto un trabajador en una jornada laboral de 8 horas es de 25 ppm.^[14] Este valor supera ampliamente la concentración que podríamos llegar a emitir, por lo cual no se tomará en cuenta ninguna limitación respecto a la liberación de aire con amoníaco a la atmósfera.

Sin embargo, a la hora de diseñar el desorbedor se deben setear algunos parámetros como por ejemplo el caudal de aire a emplear. Al no tener limitaciones ambientales, se selecciona este valor de forma tal que haya una diferencia apreciable de concentración de amoníaco en el agua a la entrada y salida del desorbedor, para justificar su implementación. Se intentará que este caudal sea tan pequeño como sea posible, siempre teniendo en cuenta que el agua a la salida del desorbedor volverá a ingresar al absorbedor y al Venturi y esta deberá tener la capacidad de remover tanto amoníaco como sea necesario para cumplir con la limitación de emisión de NO_x previamente mencionada.

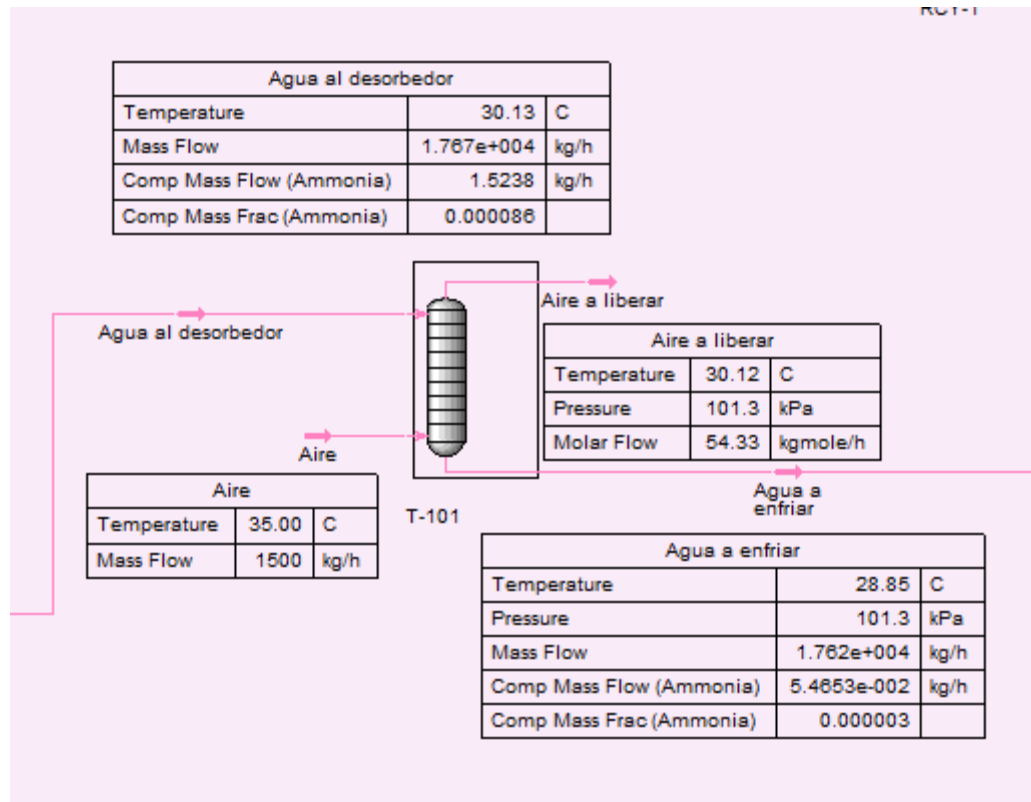


Figura 13: desorbedor diseñado por UNISIM.

Antes del desorbedor se coloca un mixer, el cual unificará las corrientes de agua que salen del Venturi y del absorbedor. Luego el desorbedor será una torre rellena a presión atmosférica de 10 etapas teóricas, 0,61 m de diámetro y 4,3 m de altura. Se tratará de una torre con anillos Pall metálicos de 1 ½ pulgadas.

Luego del desorbedor, las corrientes de agua unidas pasarán por una torre de enfriamiento, de la cual saldrán a 25°C. De allí se llevarán a un splitter donde se dividirán nuevamente, y cada corriente será recirculada a su equipo.

5.4 Filtro de mangas

5.4.1 Funcionamiento del filtro de mangas

El filtro de mangas es la última unidad de limpieza del gas antes de ingresar al motor. Los filtros de mangas tienen la capacidad de mantener las eficiencias de recolección por encima del 99%, incluyendo materia particulada de diámetro aerodinámico menor o igual a 10 μm (MP10) y materia particulada de diámetro aerodinámico menor o igual a 2.5 μm (MP2.5). Por esto se asumirá que todas las partículas que estaban en el gas fueron retenidas y que el gas que ingresa al motor está completamente limpio.^[3]

La separación del sólido se efectúa haciendo pasar el aire con partículas en suspensión mediante un ventilador, a través de la tela que forma la bolsa, de esa forma las partículas quedan retenidas entre los intersticios de la tela formando una torta filtrante. De esta manera la torta va engrosando con lo que aumenta la pérdida de carga del sistema. Para evitar que el caudal disminuya se procede a efectuar una limpieza periódica de las mangas.

Los filtros de mangas constan de una serie de bolsas con forma de mangas, normalmente de fibra sintética o natural, colocadas en unos soportes para darles consistencia y encerrados en una carcasa de forma y dimensiones muy similares a las de una casa. El gas sucio, al entrar al equipo, fluye por el espacio que está debajo de la placa a la que se encuentran sujetas las mangas y hacia arriba para introducirse en las mangas. A continuación el gas fluye hacia afuera de las mangas dejando atrás los sólidos. El gas limpio fluye por el espacio exterior de los sacos y se lleva por una serie de conductos hacia la chimenea de escape.

Contienen además una serie de paneles para distribuir el aire, dispositivos para la limpieza de las mangas y una tolva para recoger las partículas captadas.

La característica principal que diferencia unos tipos de filtros de mangas de otros es la forma en que se lleve a cabo su limpieza. Esto además condiciona que los filtros sean continuos o discontinuos. - continuos: la limpieza se realiza sin que cese el paso del gas por el filtro - discontinuos: es necesario aislar temporalmente la bolsa de la corriente de gas.

En este caso la limpieza se efectúa mediante impulsos de aire comprimido a través de un programador de ciclos con variación regulable de tiempo y pausa.

Para una correcta efectividad en un sistema de filtración de polvo hay que tener en cuenta las características del polvo a tratar, grado de humedad, temperatura, espacio disponible y otros factores específicos.

La limitación más importante que se da en los filtros de mangas es la debida a la temperatura, ya que se debe tener en cuenta el material del que está constituida la tela para conocer la temperatura máxima que se puede aplicar.^[15]

La temperatura de funcionamiento de los filtros de tela, es función de las características de de las fibras con las cuales están hechos los tubos o camisas.^[3] En la tabla 12 se muestran las limitaciones de los filtros de mangas en función de la temperatura y su resistencia química. Se utiliza una tela de polipropileno ya

que cumple con los requerimientos necesarios y pese a que no tolera altas temperaturas, el límite es mayor al del gas a tratar por lo que se puede utilizar.

Tabla 12: Filtros de mangas y sus características.^[3]

Fibra	Nombre genérico	Propiedades de la Fibra					Temperatura °F	
		Resistencia tracción	Resistencia abrasión	Resistencia química		resistencia combustión	continuo	Sobre tensiones
				Ácidos	Álcalis			
Algodón	Celulosa fibra natural	Buena	Media	Mala	excelente	Si	180	225
Polipropileno	Propileno	Excelente	Buena	Excelente	excelente	SI	190	190
Vidrio	Vidrio	Excelente	Mala	Buena	Mala	No	500	550
Nylon	Poliamida	Excelente	Excelente	Mala	excelente	Si	200	250
Dacron	Poliéster	Excelente	Excelente	Buena	Justo	Si	275	325
Orlón	Acrílico	Media	Media	Muy Bueno	Justo	Si	240	260
Microtaia	Acrílico	Media	Media	Muy Bueno	Justo	Si	250	280
Lana	Proteína fibra natural	Mala	Media	Justo	Mala	No	200	250
Nomex	Poliamidas aromáticas	Muy Bueno	Muy Bueno	Justo	Muy Bueno	No	400	425
Teflón	Fluorocarbono	Justo	Mala	Excelente	excelente	No	450	500

5.4.2 Diseño del filtro de mangas

Para modelar este equipo se realiza el siguiente esquema de cálculo:

La velocidad máxima de filtración en filtros limpiados por pulsos de aire a presión y para partículas en suspensión muy pequeñas, como es en este caso, está comprendida entre 2,1 – 2,5 (m/min). Se toma una velocidad de filtración 2,1 (m/min) del lado más conservador, por tanto $V = 2,1 \text{ m/min}$, es decir $V=0,035 \text{ m/s}$.

De esta velocidad y el caudal de gas que ingresa a este equipo se obtiene el área neta de filtración necesaria.

Para el caudal de gas entrante se toma el total que proviene de los 3 absorbedores (1.112,5 Kg/h en cada uno) y mediante el peso molecular ponderado (0,032 Kg/mol gas de síntesis) y la ley de los gases ideales se obtiene el caudal volumétrico de gas (1.053,3 m³/h). Expresado en segundos resulta 0.29 m³/s.

$$A_n = \frac{Q_{gas} (m^3/s)}{V(m/s)} = 8,36 \text{ m}^2$$

Las dimensiones típicas de las mangas se encuentran en 5 – 6 pulgadas de diámetro (12,7-15,2 cm) y 8– 20 pies (2,44 - 6,1 m) de longitud. Se selecciona una manga de 3,5 m de longitud y 0,15 m de diámetro, por tanto, el área de la manga, supuesta con geometría cilíndrica es

$$A_m (m^2) = \pi * D_{manga} (m) * L_{manga} (m)$$

$$A_m (m^2) = \pi * 0,15 m * 3,5 m$$

$$A_m = 1,65 m^2$$

$$N_{mangas} = \frac{A_n}{A_m} = \frac{8,36 m^2}{1,65 m^2} = 5 mangas^{[16]}$$

Como la forma de limpieza es por pulsos de aire y este es un método discontinuo es necesario poner el doble de dichas mangas para que actúen cuando las otras están siendo limpiadas.

5.4.3 Caída de presión en el filtro de mangas

Para estimar la caída de presión en estos equipos es necesario contar con parámetros obtenidos experimentalmente que no se pueden extraer de bibliografía ni calcular por correlaciones semi-empíricas.

Es importante conocer dicha variable debido a que da un indicio de cuándo es necesario limpiar o cambiar el filtro ya que se encuentra saturado. Por lo tanto se medirá la presión del gas de síntesis a la entrada y a la salida del filtro y la diferencia obtenida es la caída de presión que se genera. Además se utilizará una señal luminosa que indica la colmatación del filtro para su posterior lavado o cambio.

Para los cálculos posteriores, se estima un caída de presión en el filtro de 1,75 kPa, por valores de bibliografía^[17].

5.5 Caudales, composiciones y condiciones de cada corriente

Si bien durante el diseño de cada equipo se presentaron las composiciones de salida de los mismos, apuntando al cumplimiento de los requerimientos establecidos previamente, es importante tener un seguimiento de cómo varían las corrientes a lo largo del tren de purificación. Para esto, se utilizarán los datos de UNISIM en conjunto con los datos obtenidos del diseño de los equipos separadores de partículas.

A continuación se presentan los 3 equipos simulados en UNISIM, donde puede observarse la utilización de mezcladores, separadores y reciclos con el fin de aprovechar lo más posible el agua tanto para el lavador Venturi como el absorbedor.

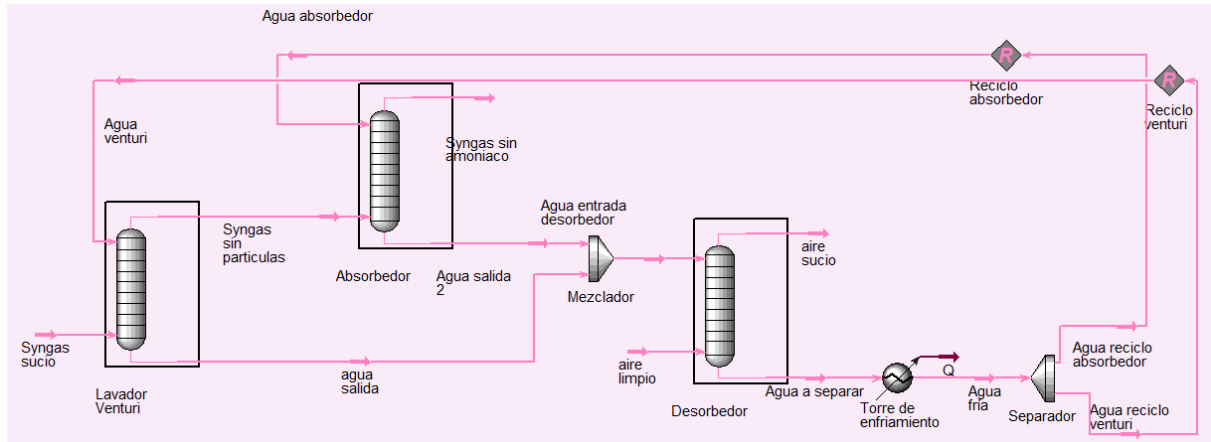


Figura 14: esquema de los equipos simulados en UNISIM Design.

Como se observa, las dos corrientes de agua de salida de los equipos se mezclan y luego ingresan al desorbedor. Luego del mismo el agua se enfría (se coloca un enfriador para simular la reducción de temperatura que realizará la torre de enfriamiento) y se separa para recircular a cada equipo el correspondiente caudal. A este diagrama le falta el ciclón (previo al lavador Venturi) y luego un filtro de mangas al final, unido a la salida del absorbedor. Los flujos y condiciones de cada una de las corrientes presentes se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 13: tabla de caudales, composiciones y condiciones de cada corriente.

GASIFICADOR			VENTURI		
<i>Salida gasificador</i>			<i>Salida Venturi</i>		
T	1148 K		T	41,13 °C	
P	1 atm		P	1 atm	
Syngas útil	1.091,2 kg/h		Syngas útil	1.153,3 kg/h	
H ₂ O	0,155 kg/h		H ₂ O	64,977 kg/h	
CO ₂	242,75 kg/h		CO ₂	241,91 kg/h	
CH ₄	8,827 kg/h		CH ₄	8,812 kg/h	
H ₂	15,17 kg/h		H ₂	15,15 kg/h	
CO	236,54 kg/h		CO	235,89 kg/h	
N ₂	587,74 kg/h		N ₂	586,61 kg/h	
Char	3,34 kg/h		Char	0,032 kg/h	
Óxidos metálicos	12,49 kg/h		Óxidos metálicos	2,96 kg/h	
H ₂ S	0,11 kg/h		H ₂ S	0,109 kg/h	
NH ₃	1,64 kg/h		NH ₃	1,42 kg/h	
Total	1.108,8 kg/h		Total	1.157,9 kg/h	
CICLÓN			ABSORBEDOR		
<i>Salida ciclón</i>			<i>Salida absorbedor</i>		
T	1148 K		T	25°C	
P	1 atm		P	1 atm	
Syngas útil	1.091,2 kg/h		Syngas útil	1.109,3 kg/h	
H ₂ O	0,155 kg/h		H ₂ O	24,93 kg/h	
CO ₂	242,75 kg/h		CO ₂	239,5 kg/h	
CH ₄	8,827 kg/h		CH ₄	8,8 kg/h	
H ₂	15,17 kg/h		H ₂	15,14 kg/h	
CO	236,54 kg/h		CO	234,9 kg/h	
N ₂	587,74 kg/h		N ₂	586,02 kg/h	
Char	0,13 kg/h		Char	0,032 kg/h	
Óxidos metálicos	12,49 kg/h		Óxidos metálicos	2,96 kg/h	
H ₂ S	0,11 kg/h		H ₂ S	0,106 kg/h	
NH ₃	1,64 kg/h		NH ₃	0,12 kg/h	
Total	1.105,6 kg/h		Total	1.112,6 kg/h	
FILTRO DE MANGAS			FILTRO DE MANGAS		
<i>Salida filtro de mangas</i>			<i>Salida filtro de mangas</i>		
T	1148 K		T	25°C	
P	1 atm		P	1 atm	
Syngas útil	1.091,2 kg/h		Syngas útil	1.109,3 kg/h	
H ₂ O	0,155 kg/h		H ₂ O	24,93 kg/h	
CO ₂	242,75 kg/h		CO ₂	239,5 kg/h	
CH ₄	8,827 kg/h		CH ₄	8,8 kg/h	
H ₂	15,17 kg/h		H ₂	15,14 kg/h	
CO	236,54 kg/h		CO	234,9 kg/h	
N ₂	587,74 kg/h		N ₂	586,02 kg/h	
Char	0,0032 kg/h		Char	0,0032 kg/h	
Óxidos metálicos	0,0296 kg/h		Óxidos metálicos	0,0296 kg/h	
H ₂ S	0,106 kg/h		H ₂ S	0,106 kg/h	
NH ₃	0,12 kg/h		NH ₃	0,12 kg/h	
Total	1.109,6 kg/h		Total	1.109,6 kg/h	

En la tabla se omite el intercambiador que está entre el ciclón y el Venturi, debido a que aquí se unen las corrientes de los tres gasificadores (luego de sus ciclones), se enfría el syngas, y luego vuelven a separarse para ingresar a los Venturi.

Si bien pueden apreciarse varios cambios en las composiciones de las corrientes a lo largo del tren de purificación, el poder calorífico del syngas no se ve modificado de manera apreciable. Esto se debe a que el monóxido de carbono, hidrógeno y metano solo disminuyeron su caudal por ser arrastrados por corrientes auxiliares en muy poca medida.

A la salida del filtro de mangas se obtienen composiciones de amoníaco, char y óxidos metálicos que son de suma importancia para determinar si el tren de purificación es suficiente para llevar al gas a las condiciones requeridas por el motor y por las legislaciones presentes. Como se mencionó, el amoníaco está presente en 0,12 kg/h en cada corriente del tren de purificación, es decir un total de 0,36 kg/h, mientras que la limitación es de 0,384 kg/h, como se calculó en el capítulo 3. Por otro lado, el char también cumple la legislación, dado que su caudal es mucho menor a los 0,115 kg/h. Finalmente los metales alcanzan en total 0,088 kg/h. Este valor es cercano a la limitación de 0,115 kg/h, pero dado que se tomó un valor máximo 20% más exigente (ver capítulo 3), el flujo másico aún está lejos de la limitación real.

Cabe aclarar que para estos cálculos, dado que no se obtuvo la eficiencia del filtro de mangas, se considera, dado que su eficiencia es de 99-99,9%^[18], un 99% de eficiencia para ser conservadores.

5.6 Tratamiento de residuos

El char eliminado en el tren de purificación tiene una marcada cantidad de carbono. En la siguiente tabla se presentan porcentajes de composición de diferentes muestras de char proveniente de gasificación de biomasa:

Tabla 14: composiciones de muestras de char

	A	B	C	D	E	F
C (% wt _{dry})	68.63	83.39	48.03	87.58	78.97	91.39
H (% wt _{dry})	0.33	0.98	0.89	0.98	0.68	0.72
N (% wt _{dry})	0.83	0.23	0.25	1.98	0.20	0.26
Ash (% wt _{dry})	27.84	13.54	49.52	8.68	22.20	4.20

Este subproducto también cuenta con una alta porosidad. Debido a estas dos características, en el capítulo 2 se resaltó la similitud entre el char y el carbón activado. Se mencionarán a continuación los procesos de producción de ambas especies.

El carbón activado se produce a partir de cualquier material orgánico con carbono. Carbón, madera, petróleo, etc. Actualmente, el 50% del carbono activado producido involucra alguna clase de biomasa como precursora (cáscaras de fruta, residuos agrícolas, etc.) debido a su bajo contenido de materiales inorgánicos y alta porosidad.

Durante la producción, las materias primas sufren un primer proceso de carbonización. En esta parte, el material pierde metanol, agua y dióxido de carbono, y se descompone aumentando su porosidad. Dado que la red de porosidad obtenida no está completamente desarrollada en esta etapa, se necesita una posterior activación. Esta puede ser térmica o química. La activación química puede lograrse a través de la co-carbonización del precursor con hidróxido de sodio o de potasio. Durante la activación térmica los precursores son primero carbonizados bajo un proceso de pirólisis entre 400 y 600°C por 1-2 horas. Luego se gasifica el producto con dióxido de carbono o agua para seguir desarrollando su porosidad. Un proceso de gasificación incluye muchos de los mismos procesos: secado, pirólisis, gasificación de char y combustión de char.

Se han realizado muchos estudios donde se analiza la utilización del char para la absorción. Por ejemplo, Kilpimma et al. utilizó “char activado” para remover nitratos y fosfatos de soluciones acuosas. El char con este fin fue activado tanto térmica como químicamente para analizar los resultados, pero el proceso más efectivo fue el de activación térmica con dióxido de carbono. Al salir de la gasificación en un reactor downdraft a 1000° C (condiciones similares a las analizadas en este proyecto), el área específica del char era de 52 m²/s. Luego de la activación con CO₂ que se realizó a 600-800°C, se logró un área específica de 152-590 m²/s.^[19]

Debido a los diferentes estudios presentes en bibliografía, se cree posible la utilización del char generado en el proceso, como carbón activado. Se propone solamente la recolección del char en esta instancia pero, una vez definidos todos los equipos de la planta, se analizará la posibilidad de activar este char con el dióxido de carbono presente a alta temperatura en el motor de combustión interna. De esta manera se aprovecharía la energía térmica liberada por el motor.

5.7 Bibliografía capítulo 5

^[1]Chin, L.F.B., (2011). *Studies of Syngas Cleaning Technologies Suitable for Power Generation from Biomass Oil Palm Shells*. Curtin University.

^[2]Ley 5965, Decreto 3395, Anexo IV, Tabla D. Normativa vigente concordada, efluentes gaseosos. Disponible en [<http://www.sanmartin.gov.ar/uploads/1431456939-OPDS-Ley-Pcial.5965-Efluentes-Gaseosos.pdf>].

^[3]Cuba Arroyo, C. G., (2011). *Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona. Barcelona, España.

^[4]Echeverry Londoño, C. A., (2006). *Diseño óptimo de ciclones*. Universidad de Medellín. Medellín, Colombia. http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-33242006000200011#tb2

^[5]Disponible en <https://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/14630/3/CAP%C3%8DTULO%20CUATRO.doc>. Última vez visitado el 06 de julio de 2019.

^[6]Hesketh, H.E., (1974). *Fine Particulate Collection Efficiency Related to Pressure Drop, Scrubbant and Particle Properties, and Contact Mechanisms*. Journal of Air Pollution Control Association.

^[7]Disponible en <https://www3.epa.gov/ttnchie1/mkb/documents/fventuri.pdf>. Última vez visitado el 06 de julio de 2019.

^[8]Cengel, Y. A., (1998). *Heat transfer: a practical approach*. Boston, Massachusetts. WBC McGraw-Hill.

^[9]Torres-Papaqui, J. P. *Tensión superficial*. Departamento de Astronomía, Universidad de Guanajuato, México.

^[10]Laurencet, L. C. y Ashenafi, D., (2012). *Syngas Treatment Unit for Small Scale Gasification - Application to IC Engine Gas Quality Requirement*. Journal of Applied Fluid Mechanics.

^[11]Disponible en <https://es.weatherspark.com/y/28745/Clima-promedio-en-Rojas-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>. Última vez visitado el 06 de julio de 2019.

^[12]Disponible en <https://todocarta.net/otros/psicrometrica>. Última vez visitado el 06 de julio de 2019.

^[13]Treybal, R.E.(1981). “*Mass Transfer Operation*”

^[14]Ley 19.587. Ley de Higiene y Seguridad en el trabajo.

^[15]Grupo Emison.Barcelona, España. Disponible en <http://www.emison.com/1183.htm>. Última vez visitado el 10 de julio de 2019.

^[16]Hurtado Melo, Sergio. Filtro De Mangas. p. 121-127. Disponible en <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20229/fichero/3.+Anexos+del+Proyecto%252FAnexo8.+Filtro+de+Mangas.pdf>

^[17]L Coq, L., Duga, A. (2012). *Syngas treatment unit for small scale gasification application to IC engine gas quality requirement*. Journal of applied fluid mechanics. 5(1), p 95-103.

^[18]Donoso Baquerizo, O.A, (2010): Pruebas experimentales en un filtro de mangas tipo pulse jet de laboratorio de calidad del aire de la FIMCP. Escuela Superior Politécnica del Litoral. Guayaquil, Ecuador.

^[19]Benedetti, V., Patuzzi, F., & Baratieri, M. (2017). Characterization of char from biomass gasification and its similarities with activated carbon in adsorption applications. Applied Energy.

Capítulo 6: equipos auxiliares e integración energética

Objetivo del capítulo

En este capítulo se comprueba el balance energético en el reactor y se define la temperatura de ingreso del agente gasificante en base a dicho balance. Para esto se consideran el calor disponible generado por la combustión, el calor necesario para el resto de las reacciones y el calor perdido por los alrededores.

Se realiza el análisis PINCH de las corrientes de proceso y se selecciona el sistema de intercambio de calor más eficiente. Se utiliza el syngas para calentar el agente gasificante a su temperatura de ingreso obtenida por el balance energético. También se requiere un intercambiador adicional con agua para el syngas, con el fin de que este alcance la temperatura requerida para los equipos posteriores. Ambos intercambiadores son diseñados.

Se plantea la reutilización del agua en corrientes de equipos de lavado e intercambiadores y se diseñan las torres de enfriamiento correspondientes, atendiendo a las condiciones del aire externas y la máxima capacidad de enfriamiento.

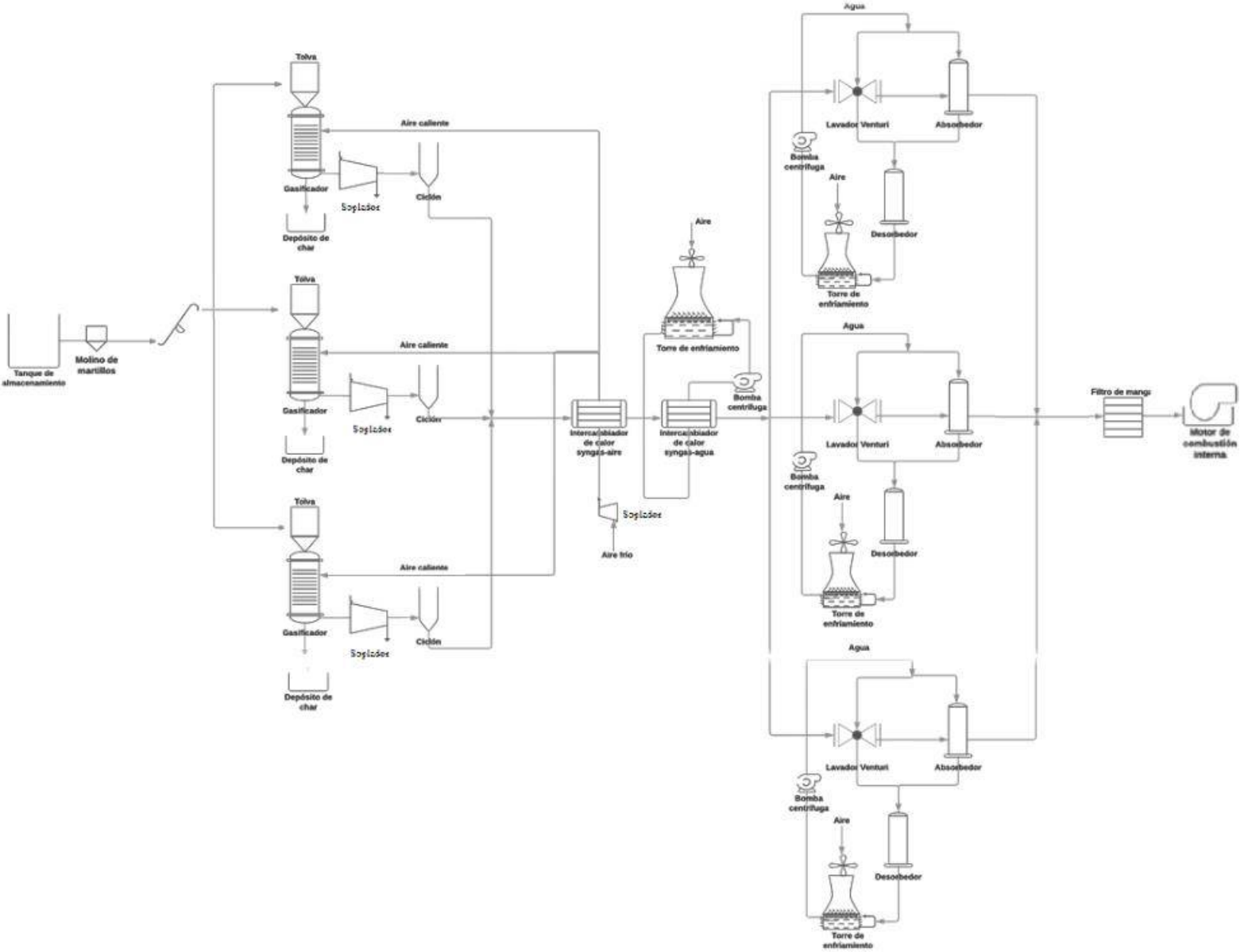
Por otro lado, se analizan los equipos auxiliares necesarios para el transporte de sólidos, fluidos de proceso y fluidos auxiliares y las potencias consumidas por las mismas. Otros equipos auxiliares son necesarios para impulsar diferentes corrientes, y estos consumos también fueron considerados. Se definen tamaños, colores y materiales de cada tubería en cada tramo en base a las velocidades máximas sugeridas por bibliografía. Se define el motor de combustión interna a utilizar

Finalmente, se resumen las condiciones de presión y temperatura de cada corriente a lo largo de la planta y se adicionan todos los consumos de los equipos analizados. Se suma un 20% de consumos no considerados y se obtiene el consumo total de la planta. Se calcula la energía producida por el syngas en el motor, con su eficiencia. Con estos valores se determina que la planta se autoabastecerá energéticamente y el resto de la energía generada se inyectará en la red con el plan RenovAR.

6.1 Esquema de la planta

A continuación se presenta un diagrama del ordenamiento de la planta

Figura 1: esquema de la planta.



6.2 Manejo de energía

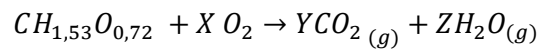
6.2.1 Análisis energético en el gasificador

En el capítulo 2, una de las hipótesis que propone el modelo^[1] es que la temperatura de entrada a la reducción debe ser de 1.200 K. Para corroborar que esto efectivamente se cumple, se realiza un análisis

energético dentro del reactor para determinar con exactitud todas las temperaturas involucradas en el proceso. Cabe destacar que debe tenerse en cuenta una pérdida de calor, calculada en el capítulo 4, desde el reactor a los alrededores a pesar de contar el equipo con aislamiento térmico. De esta manera, se procede a calcular el calor disponible y el calor necesario presentes en el reactor hasta la zona de reducción.

Calor disponible

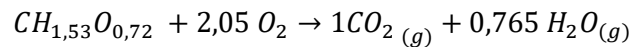
La única etapa de este proceso que genera energía es la oxidación. Sin embargo, la biomasa no sufre una combustión completa debido a la falta de oxígeno. Para calcular el calor disponible proveniente de esta reacción se requiere saber la relación entre el oxígeno que ingresa al reactor, y el oxígeno estequiométrico necesario para que la combustión sea completa. Para esto, primero se debe determinar el factor estequiométrico del oxígeno en la combustión completa del marlo de maíz.



Haciendo un balance atómico para el hidrógeno y el oxígeno:

$$\begin{aligned} 1 &= Y \\ 1,53 &= 2 * Z \\ 0,72 + 2 * X &= 2 * Y + Z \end{aligned}$$

Resolviendo las tres ecuaciones en simultáneo se obtiene:



Ahora, como se sabe que el aire que ingresa tiene una relación molar con la biomasa húmeda de 2 (determinado en el capítulo 2) se obtienen los moles de oxígeno ingresados por mol de biomasa al reactor.

Tabla 1: cálculo de moles de oxígeno ingresados por mol de biomasa.

Masa Biomasa útil húmeda	PM _{biomasa}	Moles biomasa	Relación molar aire - biomasa	Moles aire	% O ₂ molar	Moles O ₂	Moles oxígeno/Moles biomasa
1.000 kg/h	24,3 kg/kmol	41.088,1 mol/h	2	82.176,2 mol/h	0,21	17.256,9 mol/h	0,419

Con estos dos valores, se obtiene:

$$\%combustión = (0,419/2,05) * 100\% = 20,46\%$$

Esta proporción en la que ocurre la combustión completa. El calor disponible entonces se calcula como:

$$Q_{disponible} = \Delta H_{combustión} * W_{marlo\ de\ maíz\ seco} * \frac{\% \text{ combustión}}{100}$$

Donde:

$$\Delta H_{combustión} = 18.700 \text{ kJ/kg}^{[2]}$$

$$W_{marlo\ de\ maíz\ seco} = 899 \text{ kg/h}$$

$$\%_{combustión} = 0,2046$$

Resolviendo se obtiene un calor disponible de 3.439.591,98 kJ/h, es decir 955,44 kW. A este valor hay que restarle el calor que se pierde a los alrededores. Este calor se determinó en el capítulo 4 al calcular la temperatura de la pared externa del material aislante del gasificador.

$$Q_{disponible\ real} = 955,44 \text{ kW} - 8,649 \text{ kW} = 946,79 \text{ kW}$$

Calor necesario

Para este apartado se toman en cuenta los procesos que consumen energía. Dentro de estos se encuentran la pirólisis y la cantidad de energía necesaria para elevar la temperatura de los reactivos a los 1.200 K. Se plantea de esta forma la siguiente expresión:

$$Q_{necesario} = Q_{calentar\ reactivos} + Q_{pirólisis}$$

- Calor de los reactivos:

Se calcula como la sumatoria de ambos reactivos, la biomasa y el agente gasificante. Por lo tanto resulta:

$$Q_{necesario/reactivos} = \Sigma G_i * Cp_i * (T_{salida} - T_{entrada})$$

Para realizar estos cálculos se toma por un lado la biomasa seca, por otro lado el agua y por último el agente gasificante.

$$Q_{biomasa} = 899 \text{ Kg/h} * 0,98 \text{ kJ/kg}^{[3]} * K * (1.200 - 298) = 794.680 \text{ KJ/Kg}$$

En el caso del agua se debe tener en cuenta que cuando ingresa se encuentra en estado líquido y como la temperatura final es 1.200 K, durante el proceso esta va a evaporarse.

$$Q_{agua} = G_{agua} * Cp_{agua}^L * (373 - T_{entrada}) + G_{agua} * \lambda_{vap\ agua} + G_{agua} * Cp_{agua}^G * (T_{salida} - 373)$$

$$Q_{agua} = 101 \frac{kg}{h} * 4,18 \frac{kJ}{kg * K} * (373 - 298)K + 101 \frac{kg}{h} * 2.257 \frac{kJ}{kg} + 101 \frac{kg}{h} * 2,009 \frac{kJ}{kg * K} * (1.200 - 373)$$

$$Q_{agua} = 427.426 \text{ kJ/kg}$$

Para el caso de agente gasificante se debe realizar una iteración en su valor de temperatura de entrada para que el calor disponible (teniendo en cuenta las pérdidas) resulte igual al necesario.

$$Q_{aire} = G_{oxígeno} * Cp_{oxígeno} * (T_{salida} - T_{entrada}) + G_{nitrógeno} * Cp_{nitrógeno} * (T_{salida} - T_{entrada})$$

$$Q_{aire} = 552,2 \frac{kg}{h} * 1,031 \frac{kJ}{kg * K} * (1.200 - T_{entrada})K + 1.817,7 \frac{kg}{h} * 1,057 \frac{kJ}{kg * K} * (1.200 - T_{entrada})$$

Cabe aclarar que las capacidades caloríficas de todos los compuestos a excepción de la biomasa se obtienen de las fórmulas presentes en el NIST^[4] evaluadas a una temperatura promedio de cada especie a lo largo del reactor.

- Calor de la pirólisis:

Para estimar el calor necesario para que se produzca la pirólisis, se obtuvo de bibliografía un valor de calor de pirólisis para biomasa que variaba entre 1-2 MJ/kg. Se decidió colocar un valor promedio de 1.500 kJ/kg.^[5]

$$Q_{pirólisis} = \Delta H_{pirólisis} * G_{biomasa\ seca}$$

$$Q_{pirólisis} = 1.500 \text{ kJ/kg} * 899 \text{ kg/h}$$

$$Q_{pirólisis} = 1.348.500 \text{ kJ/h}$$

Como ya se mencionó, para que cierre el balance de energía, el calor necesario debe ser igual al disponible. Para que esto sea posible se va variando la temperatura del aire de entrada al gasificador. A través de iteraciones se obtuvo un valor de temperatura de entrada del aire de 863,6 K. Al definir esta temperatura,

se puede calcular el $Q_{necesario}$, el cual tiene un valor de 946,79 kJ/h. De esta manera quedan ambos calores (disponible y necesario) iguales y cierra el balance energético.

$$Q_{necesario} = 946,79 \text{ kW}$$

$$Q_{necesario} + Q_{disponible} = 0 \text{ kW}$$

6.2.2 Análisis PINCH

El análisis “PINCH” se utiliza para identificar los costos energéticos, los objetivos de costo de capital de una red de intercambio de calor y para reconocer el punto “PINCH”. El procedimiento primero predice, antes que el diseño, los requerimientos mínimos de energía externa, área de la red y número de unidades para un proceso dado, en el punto “PINCH”. Posteriormente se diseña una red de intercambio de calor que satisfaga esos objetivos. Finalmente la red se optimiza mediante la comparación de costos energéticos y los costos fijos de las redes de tal manera que el costo total anual sea mínimo. Por lo tanto el objetivo primordial de un análisis “PINCH” es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso (maximizar la recuperación de calor del proceso al proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares).^[6]

En la planta propuesta se cuenta con dos corrientes de proceso: el gas de síntesis (corriente caliente a enfriar) y el agente gasificante (corriente fría a calentar). El primero sale a 1.148 K del gasificador y debe enfriarse a 623 K y el segundo se encuentra a 298 K y debe calentarse a 863,6 K.

Para realizar el análisis PINCH se recurre a una herramienta de cálculo “Online PINCH Analysis Tool”^[7]. Este programa requiere definir las dos corrientes (aire a calentar y syngas a enfriar) con sus rangos de temperatura deseados. Además deben especificarse el calor presente en cada corriente.

$$Q_{syngas} = 0,924 \text{ kg/s} * 1.290 \text{ kJ/kgK} * (1.148 \text{ K} - 623 \text{ K}) = 625,7 \text{ kW}$$

$$Q_{aire} = 0,662 \text{ kg/s} * 1.005 \text{ kJ/kgK} * (863,6 \text{ K} - 298 \text{ K}) = 376,23 \text{ kW}$$

Ingresando estos parámetros, el programa resuelve el siguiente diagrama:

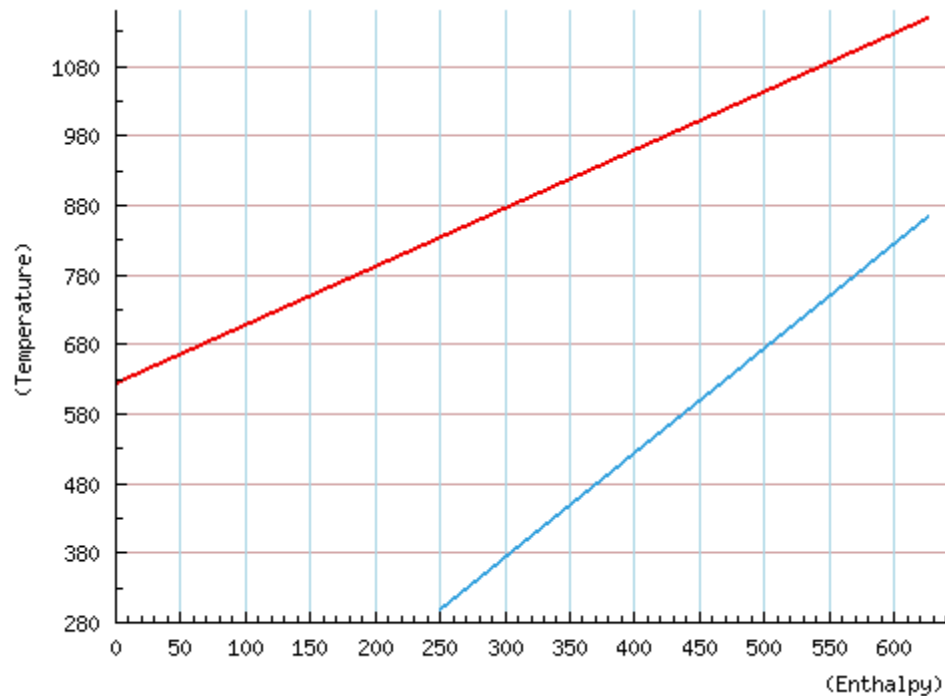


Figura 2: diagrama T vs Entalpía para la corriente caliente (roja) y la fría (azul).

La herramienta de cálculo además tiene la opción de calcular el punto PINCH. Al aplicar esta opción, el programa resuelve un valor sin sentido, lejos del rango de temperaturas que se está operando. Lo que nos indica este resultado es que no hay punto PINCH en este sistema. Esto se debe a que las curvas no se cruzan. Esto es un caso particular conocido como "problema umbral", donde una de las corrientes puede ser integrada completamente y no se necesita un tipo de servicio auxiliar. En los casos donde las curvas se cruzan, el ΔT mínimo surge de un balance porque al aumentar el ΔT mínimo en un problema PINCH, disminuye el tamaño de equipos pero aumentan los gastos de corrientes auxiliares. En este caso umbral no se tiene este balance porque las necesidades de auxiliares no varían, entonces el óptimo está dado maximizando el ΔT para el que no varían los requisitos de auxiliares (desplazando la curva fría a la derecha hasta el extremo de la curva caliente).

El gráfico entonces informa que es adecuado enfriar el syngas con el aire hasta 830 K aproximadamente (posteriormente se calculará exacto) y luego colocar un intercambiador de calor con agua auxiliar para enfriar el syngas a la temperatura final deseada.

6.4.3 Intercambiadores de calor

Se debe disminuir la temperatura del gas de síntesis desde la temperatura a la que sale del gasificador hasta la impuesta por el lavador Venturi (623 K). A tal fin y con el objetivo de aprovechar la corriente de aire

frío que debe calentarse para ingresar al reactor, se diseña un intercambiador de calor con ambas corrientes.

En el diseño de este intercambiador, se conocen las siguientes variables tanto para la corriente fría como para la corriente caliente:

Tabla 2: datos conocidos de las corrientes frías y calientes

	Corriente fría (aire)	Corriente caliente (syngas)
Caudal másico (kg/h)	2.382, 8	3.326,4
T_{entrada} (K)	293	1.148
T_{salida} (K)	863,6	-

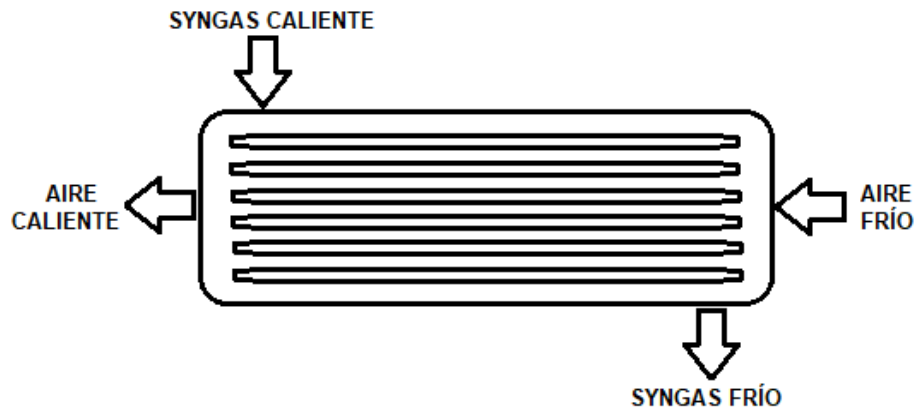


Figura 3: esquema del intercambiador de calor aire-syngas.

El calor intercambiado en este equipo es el mismo tanto para la corriente fría como para la caliente y se calcula a partir del caudal, la capacidad calorífica y la diferencia de temperaturas para cada una.

$$Q = Q_{\text{aire}} = Q_{\text{syngas}}$$

$$Q = W_i * Cp_i * \Delta T$$

Como de la corriente de aire se conocen todos los datos, se puede calcular el calor que se requiere para calentarlo hasta la temperatura deseada. Por lo tanto, sabiendo que el Cp del aire es de 1.005 J/KgK^[8]:

$$Q_{\text{aire}} = 1,344 * 10^6 \text{ KJ/h}$$

Como los calores intercambiados son iguales, puedo conocer entonces la temperatura de salida del syngas, conociendo su Cp que es de 1.290 J/Kg K, obtenido a partir de ponderar los Cp de cada uno de sus componentes acorde a su composición.^[4]

$$T_{\text{syngas salida}} = 834,8 \text{ K}$$

Esta temperatura es mayor a la impuesta por las especificaciones mecánicas del lavador Venturi, por lo que se deberá adicionar un segundo intercambiador de calor en serie a fin de lograr una temperatura de syngas de 623 K. Éste será diseñado más adelante y deberá contar con un fluido frío auxiliar ya que el caudal de aire fue usado en su totalidad en el intercambiador anterior.

Por último, como se conoce el calor intercambiado y las temperaturas de entrada y salida de ambas corrientes, utilizando la ecuación de diseño del intercambiador es posible calcular el área de transferencia del mismo.

$$Q = U * A * \Delta T_{ml}$$

El valor de U se toma como 15,2 W/m²K según bibliografía^[9] y el ΔT_{ml} resulta 399,1 K.

Entonces, el área requerida para el intercambiador aire-gas es de 61,54 m².

Para el segundo intercambiador, se opta por usar agua como fluido auxiliar. La información con la que se cuenta se resume en la siguiente tabla:

Tabla 3: datos conocidos de las corrientes fría y caliente.

	Corriente fría (agua)	Corriente caliente (syngas)
Caudal másico (Kg/h)	-	3.326,4
T _{entrada} (K)	298	834,8
T _{salida} (K)	318	623

La temperatura de entrada del agua se asume 25°C en función de la temperatura de bulbo húmedo del aire en la zona donde se encuentra radicada la planta (ver capítulo 5). Esto es así ya que al ser un fluido auxiliar deberá ser enfriado nuevamente en una torre de enfriamiento para poder volver a ingresar al intercambiador. En tanto a la temperatura de salida se fija en 45°C ya que un aumento por encima de este valor podría generar pérdidas por evaporación inaceptables posteriormente en la torre de enfriamiento.

Nuevamente, con las ecuaciones utilizadas en el intercambiador anterior se puede calcular el calor a remover de la corriente de syngas, ya que se conocen todas las variables involucradas.

$$Q_{\text{syngas}}=9,05 \cdot 10^5 \text{ KJ/h}$$

Como el calor a remover del syngas es el mismo que recibe el agua y se conoce su Cp y la variación de temperatura posible, se puede calcular el caudal de agua a utilizar en este intercambiador.

$$W_{\text{agua}}= 10.871 \text{ Kg/h} \approx 10,9 \text{ m}^3/\text{h}$$

Entonces, a partir de la ecuación de diseño y asumiendo un U de $132 \text{ W/m}^2\text{K}^{[10]}$ y un ΔT_{ml} de 417 K.

$$A=4,57 \text{ m}^2$$

6.2.4 Torres de enfriamiento

Las torres de enfriamiento son equipos de transferencia de calor y masa entre el aire atmosférico y el agua caliente procedente, en este caso, de equipos auxiliares o intercambiadores de calor.

El aire entra a la torre por el fondo y sale por la parte superior, el agua caliente se bombea hacia la parte superior de la torre y se rocía en esta corriente de aire; el propósito del rociado es exponer una gran área superficial de agua al aire. Cuando las gotas de agua caen bajo influencia de la gravedad, una pequeña fracción del agua se evapora y enfría el agua restante. La temperatura y el contenido de humedad del aire aumentan durante el proceso. El agua enfriada se acumula en el fondo de la torre y es reutilizada en los equipos correspondientes; el agua de reemplazo debe añadirse al ciclo para sustituir el agua perdida por la evaporación y por el arrastre de agua.^[11]

Dentro de las torres de enfriamiento, se distinguen dos tipos de arreglos, los de tiro natural y los de tiro mecánico. Las torres de tiro mecánico pueden ser del tipo de tiro forzado o inducido, en las primeras el aire se empuja en la torre mediante un ventilador en el fondo. Estas torres están sujetas particularmente a la recirculación del aire caliente y húmedo que es descargado, dentro de la toma del ventilador, debido a la baja velocidad de descarga lo que reduce la efectividad de la torre. El tiro inducido, con el ventilador en la parte superior, evita esto y además permite una distribución interna más uniforme del aire. Por lo tanto, se utilizan normalmente este tipo de torres. .^[12]

Para calcular la temperatura de salida del agua de la torre de enfriamiento se debe conocer la temperatura de bulbo húmedo del aire a utilizar. Esta se calcula a partir de la carta psicrométrica como fue mostrado

en el capítulo anterior. Para ser conservativo se trabaja en la peor situación, tomando que la temperatura del ambiente es 35°C , a la cual le corresponde una temperatura de bulbo húmedo de $23,5^{\circ}\text{C}$. Siguiendo este plan conservativo se espera que la torre enfríe agua hasta 25°C para luego ser recirculada en los equipos que corresponda.

La cantidad de torres a utilizar queda definida por la cantidad de equipos que requieren agua auxiliar y los caudales a enfriar. En este caso, se requiere una torre de enfriamiento para el intercambiador que utiliza agua como fluido frío y tres torres más que tratarán en conjunto el agua utilizada tanto en el lavador Venturi como en el absorbedor para cada línea del tren de purificación.

La temperatura de entrada de agua para la torre posterior al intercambiador de calor es de 45°C . Este valor fue fijado en el diseño del intercambiador con el fin de evitar grandes pérdidas de agua por evaporación en la torre de enfriamiento.

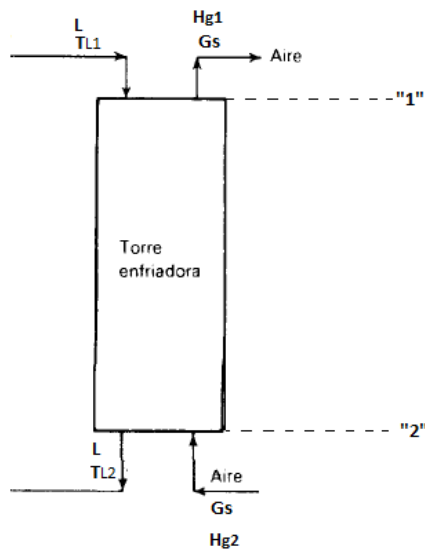


Figura 4: diagrama del a torre de enfriamiento.^[12]

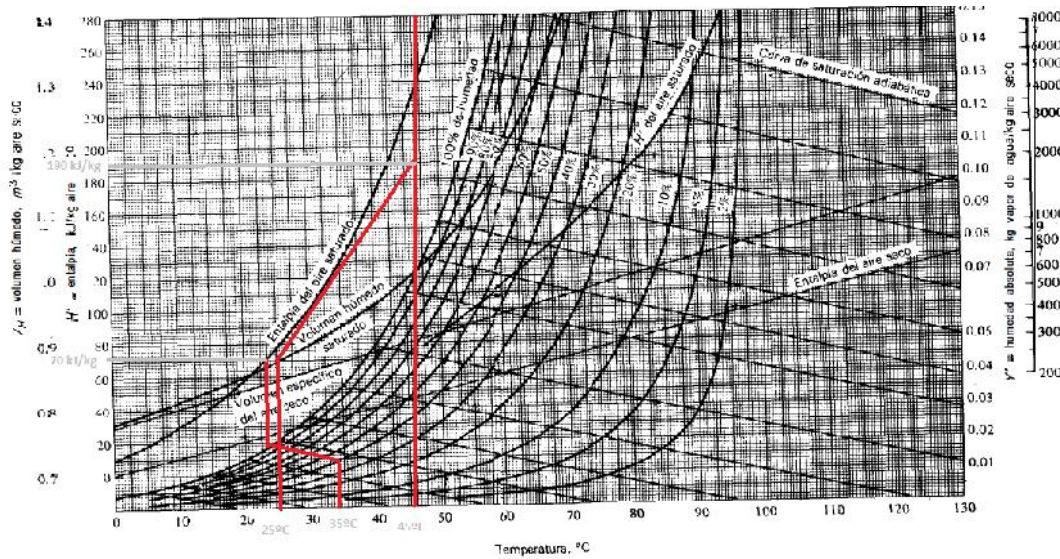


Figura 5: carta psicrométrica con línea de operación de la torre.^[12]

A partir de hacer un balance en dicha torre se obtiene un caudal mínimo de aire necesario:

$$L * Cp_L * (T_{L1} - T_{L2}) = G_S * (H_{G1} - H_{G2})$$

$$\frac{L * Cp_L}{G_S} = \frac{(H_{G1} - H_{G2})}{(T_{L1} - T_{L2})}$$

Se conoce el caudal de agua a enfriar, y el cp del agua (4,18 KJ/kg). También las temperaturas de entrada y salida del líquido (45 y 25) °C respectivamente. Para calcular la entalpía de gas a la entrada se ingresa a la carta psicrométrica con la temperatura de bulbo seco y la humedad relativa determinadas en el capítulo 5. El valor de H_{G2} resulta 70 kJ/kg. Con la temperatura T_{L2} y H_{G2} se ubica un punto de operación. Luego teniendo en cuenta el requisito de temperatura de entrada de agua de 45°C (T_{L1}) se busca la máxima pendiente que se corresponde con el mínimo caudal de agua necesario para lograr el enfriamiento sin cruzar el equilibrio. Esto genera un valor de H_{G1} de 190 kJ/kg.

Así se obtiene el siguiente valor:

$$G_S = 7.593,7 \text{ kg/h}$$

Estimamos el caudal real como 1,5 veces el mínimo. Así se necesita 11.390,5 kg/h de aire para enfriar hasta los 25°C al agua del intercambiador agua/syngas.

En tanto, la temperatura de la mezcla de aguas en el tren de purificación que ingresa a la torre es de 28,5 °C, según arroja la simulación en UNISIM Design. Se estima el caudal de aire necesario para esa torre de la misma forma que para la anterior. Se marca el primer punto de operación con $H_{G2} = 70 \text{ kJ/kg}$ (considerando la temperatura del aire de entrada de 35°C y humedad 40%) y $T_{L2} = 25^\circ\text{C}$. Luego se une con $T_{L1} = 28,5^\circ\text{C}$ con la máxima pendiente posible sin cruzar el equilibrio. De esta manera se lee un $H_{G1} = 90 \text{ kJ/kg}$. Resolviendo nuevamente el balance:

$$L * Cp_L * (T_{L1} - T_{L2}) = Gs * (H_{G1} - H_{G2})$$

$$\frac{L * Cp_L}{Gs} = \frac{(H_{G1} - H_{G2})}{(T_{L1} - T_{L2})}$$

Así se obtiene un caudal mínimo de 14.321 kg/h. Tomando la misma consideración de utilizar 1,5 veces el mínimo se necesita un caudal de 21.481,72 kg/h.

6.3 Transporte y almacenamiento de sólidos

La planta recibe parte de su materia prima (marlo de maíz) de los residuos de la planta María Eugenia de Monsanto, por lo que requerirá de camiones que transporten dichos residuos a la planta con cierta frecuencia. Dado que se requiere 1,034 ton/h de biomasa para operar la planta se estima debido a posibles paros o cortes de ruta, que deben tenerse disponibles en la planta materia prima suficiente para 7 días (operando 24 hs), es decir 173,7 ton. Dado que esta materia prima no debe mantenerse en un ambiente controlado ni bajo condiciones específicas, es posible almacenarla en una reserva de la siguientes características:



Figura 6: depósito de mazorca de maíz.^[13]

Cabe aclarar que, a diferencia del almacenamiento de la figura, el tanque planteado estará bajo techo, para evitar que se humedezca la materia prima y se aumente la humedad de la misma durante precipitaciones.

Conociendo las dimensiones de un marlo de maíz promedio (diámetro 4 cm y longitud 25 cm)^[14] y su peso promedio (200 g)^[14] podemos obtener su densidad que resulta $636,94 \text{ kg/m}^3$. Conociendo que se requiere almacenar 173,7 toneladas de biomasa entonces se requerirá un volumen de depósito de $272,7 \text{ m}^3$. Dado que los marlos de maíz no tienen un empaquetamiento perfecto, sino que dejan espacios vacíos entre sí, se estima un volumen de $327,3 \text{ m}^3$, adicionando un 20%.

Una vez llegados los camiones con biomasa a la planta, estos deben descargar los marlos hacia una cinta transportadora de tipo rodillo que llevará la materia prima hacia el almacenamiento. Esta cinta transportadora tiene un consumo de potencia máxima de 3 kW y soporta hasta 3.000 kg de peso^[15]. Luego, al retirar la materia prima, se requiere de una cinta de las mismas características para llevarla al siguiente equipo.



Figura 7: descarga de camión con materia prima hacia cinta transportadora de rodillo.^[16]



Figura 8: cinta transportadora de rodillo.^[17]

Luego del almacenamiento, los marlos deben ser triturados. Para esto, en el capítulo 3 se planteó la utilización de un molino de martillos, dado que la humedad de la materia prima es de 10,1% lo que no genera problemas en este tipo de equipos. Los marlos entonces son llevados en una cinta de rodillo hasta el molino de martillos donde se procesan hasta convertirlos en partículas de 3 mm, con un consumo de 30 kW.^[18]



Figura 9: molino de martillos^[19]

Una vez que la materia prima sale de la trituradora ya no puede transportarse con rodillos, sino que será necesario otro tipo de cinta apta para transportar polvos. Esta cinta es de cangilones y lleva a la materia prima triturada desde la salida de la trituradora hasta la altura de entrada de las tolvas que alimentan los gasificadores.



Figura 10: cinta de cangilones^[20]

Se requiere, entonces, de una sola cinta de cangilones ya que se elevará toda la materia prima junta. Esta cinta tiene un consumo de potencia de 1,5 HP para elevar aproximadamente 1.200 kg/h de polvo.^[21]

Una vez que la materia prima triturada está a la altura de la entrada de las tolvas de cada reactor se debe dividir el caudal de marlo en tres partes para que este llegue a cada una de dichas tolvas. Para esto se utilizará una tecnología de transporte tipo fastback muy utilizada en la industria alimenticia. Consta de una cinta transportadora con forma de medio tubo que realiza un movimiento de vaivén provocando que las partículas sólidas avancen. Al mismo tiempo, la cinta cuenta con 3 tramos de cilindros completos con agujeros. Estos cilindros rotan al mismo tiempo con ciertos desfases entre sí generando que en todo momento uno de los cilindros tenga el agujero en el punto más bajo de la cinta transportadora para que el sólido caiga por dicho agujero hacia una cinta transportadora inferior que dirige a las partículas hacia la tolva. Luego de un tiempo, cuando rotan los cilindros, será otro el agujero por el que pasará el sólido y otra la tolva que se estará alimentando. De esta manera, entonces, el sólido llega a todas las tolvas en igual proporción.



Figura 11: sistema de transporte tipo Fastback.^[22]

Cabe aclarar que si bien esta tecnología está mayormente utilizada en la industria alimenticia y por lo tanto es de acero inoxidable, para nuestro uso no es necesario un material tan costoso y se buscará un material como cintas de plástico. Al consultar a una trabajadora de PepsiCo, se mencionó que el consumo de cada cinta de 5 m es de 2 HP. El equipo se estima que tendrá una cinta principal (por donde pasa toda la materia prima) de 20 metros, y cada una de las 3 cintas que reciben un tercio del marlo triturado serán de 5 metros. Esto resulta en un consumo total de 14 HP o 10,5 kW.

Como ya se mencionó, sobre cada reactor hay una tolva cuya función es regular el caudal de entrada de sólido para obtener el caudal deseado (344,6 kg/h) y mantenerlo constante. El sistema usado es la tolva DSH cuya tecnología controla la caída de polvo durante la transferencia de materiales granulares secos.



Figura 12: tolva DSH.^[23]

A medida que la tolva se llena se aplica un pequeño grado de agitación natural que ayuda a excluir el aire del material transferido. En el momento de la carga, transferencia o evacuación, el sistema de supresión de polvo DSH concentra los materiales secos en una sólida y firme columna en movimiento, que descarga directamente en el interior de cualquier contenedor.^[24]

La tolva a utilizar debe ser gravimétrica, la cual cuenta con un sistema electrónico que está compuesto por celdas de carga de gran capacidad para soportar las sobrecargas provocadas por los saltos en transporte. Estas celdas de carga censan el peso que es leído por un indicador electrónico. Los sensores de peso (celdas de carga) están colocados en el eje y en la lanza en los carros de dos ruedas, y entre el chasis y la tolva.^[25]

6.4 Transporte de fluidos

6.4.1 Agente gasificante

El agente gasificante se utiliza principalmente para la oxidación de la biomasa dentro del gasificador. Sin embargo, además se utiliza para enfriar el gas de síntesis que sale del gasificador para posterior tratamiento. La cantidad de aire ingresada al intercambiador y luego al reactor es de 82.176,2 mol/h. En condiciones normales estos moles corresponden a 30,6 m³/min de aire. Dado que el intercambiador operará a presión atmosférica, se opta por utilizar un soplador para ingresar el aire a presión ligeramente

mayor. Buscando en catálogos, se ingresa con el caudal a impulsar y la presión que se busca incrementar. Se propone un soplador Tsurumi Pump RSR2-200KS^[26] el cual impulsa un caudal máximo en condiciones de 20°C y 1 atm de 34,24 m³/min. El caudal de aire de la corriente en esas condiciones es de 32,9 m³/min por lo que es un soplador adecuado. El soplador elegido incrementa la presión del aire en 0,1 atm consumiendo 8,82 kW. Si bien las pérdidas de presión dentro del intercambiador de calor no se calculan, se sabe que no son muy altas por lo que se considera que este aumento de presión permite que el aire permanezca sobre la presión atmosférica incluso luego de pasar por este equipo. De esta manera podrá ingresar al gasificador sin necesidad de otro equipo que lo impulse.

Al diseñar el soplador en UNISIM, fijando la corriente de entrada con sus condiciones (aire a presión atmosférica y 35°C) y el consumo de 8,82 kW, devuelve como corriente de salida al aire a 38,5°C esto genera que en el intercambiador no se alcance la temperatura calculada de syngas de 834,8 K y por lo tanto es probable que cambien las dimensiones del reactor agua-syngas. Sin embargo, dado que posteriormente se analizará el soplador necesario en la corriente de syngas, no se rediseñará este intercambiador hasta no saber a qué temperatura estará efectivamente el gas.

Además de definir los equipos necesarios para impulsar el aire, deben determinarse las tuberías a utilizar para cada corriente y tramo. Para esta corriente el color debe ser azul según la normalización.^[27] Se considera una instalación de baja/media presión y como tal se utiliza una tubería de hierro galvanizado para evitar problemas de corrosión. La unión entre cañerías y accesorios se realiza a partir de roscas mecánicas.^[28]

El tamaño de las cañerías se define a partir del caudal volumétrico de aire (a cada presión y temperatura) y la velocidad máxima recomendada para gases que es de 20 m/s, según la norma UNE 60670-6.^[29] De esta manera, si se analiza el caudal volumétrico del aire a 1,1 atm y 38,5°C (0,56 m³/s) resulta en un diámetro interno de 189 mm. Utilizando la herramienta “Pipe Sizing” de UNISIM sobre la corriente de aire definida se encuentra que la tubería correspondiente será Schedule 40 N8 THK 8,1 de hierro galvanizado como se mencionó previamente. Esta tubería es de diámetro interno 202,7 mm, diámetro nominal 203,2 mm y espesor de pared 8,179 mm.

Una vez que el aire sale del intercambiador se encuentra 863,6 K y debe ser transportado hacia los gasificadores. Para esto debemos contar con una cañería de un material con una resistencia térmica considerable. El caudal de aire en volumen varía debido al cambio de temperatura por lo que el diámetro de la tubería deberá ser mayor. Por esto se requiere a la salida del intercambiador una tubería S40 N14 TH K11 de diámetro interno 336,5 mm, diámetro nominal 355,6 mm y espesor de 11,1 mm. El acero inoxidable 316 soporta temperaturas de hasta 1.199 K^[30] por lo que se considera apropiado para este tramo. Además, para redistribuir el aire a los 3 reactores se colocará un accesorio que trifurca la corriente.



Figura 13: accesorio unificador de corrientes.^[31]

Estas corrientes más pequeñas requerirán tuberías de S40 N8 THK 8179 en el mismo acero inoxidable 316, que tienen un diámetro interno de 202,7 mm, diámetro nominal de 203,2 mm y espesor de 8,179. Esta línea de cañería también será pintada de azul, dado que sigue siendo aire a presión media/baja.^[27]

6.4.2 Syngas

El gas de síntesis sale por la parte superior de cada uno de los gasificadores. El caudal del mismo es en las condiciones de salida de cada reactor de $1.126 \text{ m}^3/\text{s}$. Considerando nuevamente que la velocidad máxima permisible por las tuberías para gases es de 20 m/s ^[29] UNISIM devuelve una tubería S40 N12 THK1031 con diámetro nominal 304,8 mm, diámetro interno 303,2 mm y espesor 10,31 mm. En cuanto al material de la tubería, este debe ser capaz de soportar temperaturas altas debido a que en el tramo que se está analizando el gas se encuentra a 1.148 K. Según bibliografía el acero inoxidable 310(S) soporta temperaturas de hasta 1.422 K ^[30], por lo que sería recomendable para este tramo.

Antes de ingresar al primer equipo del tren de purificación, el ciclón, deben analizarse las caídas de presión de todos los equipos posteriores. La suma de las caídas calculadas en el capítulo 5 (provenientes del ciclón, Venturi, absorbedor y filtro de mangas) es de 5.883,79 Pa. Esto significa que la caída de presión total del syngas en el tren (despreciando caídas de tuberías e intercambiadores) es de 0,058 atm. Debido a esto, se opta por colocar un soplador antes del cada ciclón que incremente la presión del syngas a alrededor de 1,1 atm para mantener un margen de seguridad y evitar llegar a la salida del tren de purificación a presión

debajo de la atmosférica. En el caso más probable de que se llegue a dicho lugar con más presión, se colocará una válvula reguladora para llevar al gas a 1 atm. Se propone un soplador de biogas de la empresa TMC Fluid Systems modelo 1020 BIO^[32]. Este lleva al syngas a 1,1 atm con un consumo de 16,4 kW. Al diseñar el equipo en UNISIM y colocar como corriente de entrada al syngas se obtiene que el mismo sale del soplador a 912 °C en lugar de la temperatura previa de 875°C. Por esto, y por el aumento en la temperatura del aire por su soplador, deberá recalcularse el intercambiador de agua-syngas. Deben mantenerse tanto la temperatura del aire a la entrada del reactor (ya que de esa manera cierra la integración energética del reactor) como la temperatura de entrada del gas al Venturi, debido a la limitación por temperatura del equipo. Al recalcular se obtiene la siguiente tabla, repitiendo los procedimientos explicados anteriormente:

Tabla 4: datos recalculados de intercambiadores

Intercambiador aire-syngas		A=55,95 m²	
	Caudal másico	T_{entrada}	T_{salida}
<i>Corriente fría (aire)</i>	2.382,8 kg/h	311 K	863,6 K
<i>Corriente caliente (syngas)</i>	3.326,4 kg/h	1185 K	876,6 K
Intercambiador syngas-agua		A=5,31 m²	
<i>Corriente fría (agua)</i>	13.016 kg/h	298 K	318 K
<i>Corriente caliente (syngas)</i>	3.326,4 kg/h	876,6 K	623 K

Luego del soplador colocado, el gas se encuentra a 1,1 atm y 912,4°C. En estas condiciones el caudal volumétrico de syngas es menor que el de la corriente previa al soplador, por lo que sigue siendo conveniente la utilización de la tubería S40 N12 THK1031 de acero inoxidable 310(S).

Luego de los ciclones, cada corriente de syngas tiene la misma temperatura que antes (912,4°C) y, restando la caída de presión del equipo calculada en el capítulo 5, se obtiene una presión de 1,09 atm. Debido a que no varían mucho las condiciones del gas, se mantiene la tubería S40 N12 THK 1031 nuevamente en el mismo material. El syngas luego tiene que atravesar un intercambiador de calor syngas/aire para el cual se deben unificar todas las corrientes de syngas provenientes de cada ciclón. Para esto debe utilizarse nuevamente un accesorio de acero inoxidable 310 (S) que unifique las tres corrientes y que cuente con una salida de un diámetro mayor para mantener la condición de velocidad máxima recomendada. Con las condiciones mencionadas y el caudal de syngas unificado se obtiene de UNISIM una tubería S40 N20 THK 1506 de diámetro nominal 508 mm, diámetro interno 463,5 mm y espesor 15,06 mm.

Posterior al accesorio será necesario un tramo de S40 N20 THK 1506 de acero inoxidable 310(S) hasta ingresar al intercambiador de calor con aire.

Al salir del primer intercambiador, el syngas debe ingresar a un segundo intercambiador que utiliza agua como fluido auxiliar. Para el tramo intermedio, el syngas está a 1,09 atm y 876,6 K. Se mantiene el tamaño de diámetro interno ya que si bien el caudal volumétrico disminuye al modificarse las condiciones del syngas, este no varía lo suficiente y mantener la cañería sólo implica una velocidad de 15 m/s en lugar de la máxima permisible que es 20 m/s. En tanto al material, se utiliza acero inoxidable 316 dado que la temperatura bajará en el primer intercambiador hasta 876,6 K, que es un valor menor a la temperatura soportada por el 316.

Luego del segundo intercambiador, el caudal de gas de síntesis ahora a 350°C vuelve a separarse en 3 líneas para el posterior tratamiento. Para esto, a la salida del segundo intercambiador se coloca una tubería de acero inoxidable 316 de S40 N14 THK 1110. Seguido de este tramo de cañería se coloca un accesorio similar al de la figura 13 en acero inoxidable 316 y luego tres líneas del mismo material S40 N8 THK 8179 con 202,7 mm de diámetro interno, 203,2 de diámetro nominal y 8,179 mm de espesor. Estas 3 líneas se interrumpen por los distintos equipos de limpieza del gas (lavador Venturi, absorbedor) que van enfriando el gas al mismo tiempo que lo limpian. Primero el gas atraviesa un lavador Venturi. Luego de este, el syngas se encuentra a 41°C y una presión de 1,07 atm (caída de presión del Venturi de 0,02 atm). En estas condiciones, la tubería deberá ser nuevamente S40 N8 THK 8179 en el mismo acero inoxidable 316. Luego del absorbedor el syngas tiene una presión de 1,05 atm (caída de 0,02 atm) y una temperatura de 25°C. Para este tramo se utiliza nuevamente el mismo tipo y material de tubería.

Las corrientes de syngas luego de los absorbedores se unen en una única corriente. Para esto se utiliza un accesorio que las unifica y la tubería de salida de este accesorio hasta la entrada al filtro debe ser de S40 N12 THK1013 de acero inoxidable. Del filtro sale el syngas a igual temperatura que antes (25°C) y con 1,033 atm de presión (caída del filtro 0,017 atm). Nuevamente se mantiene la tubería anterior hasta alcanzar el motor. Dado que para operar el motor de combustión interna es necesario que la presión sea de 1 atm, se regula esta presión con una válvula. En cuanto a los colores de cada tramo del syngas el color será amarillo, dado que se trata de un combustible.^[27]

El syngas finalmente ingresa al motor de combustión interna. Este motor se elige buscando que sea apto tanto para el tipo de combustible como para su caudal. Las especificaciones de los motores son dadas en un parámetro “maximum continuous rating” y corresponde a los kW efectivos máximos que genera el equipo. Es “efectivo” debido a que a la energía eléctrica generada por el combustible se afecta por la eficiencia propia del motor. Primero se buscan motores aptos para el uso de biogas. Se encuentran 3 opciones en la marca CAT aptos para biogas, donde el parámetro de generación eléctrica máximo varía. Se calcula entonces este parámetro para el syngas. El caudal de gas de síntesis en CNPT es de 2.894 Nm³/h y su poder calorífico es 4,97 MJ/Nm³. Multiplicando estos valores y afectando por 0,401 (eficiencia del

motor) se obtienen 1.602,12 ekW. El límite del motor G3520C de CAT^[33] es apto hasta 2.050 ekW, por lo que se elige este motor.



Figura 14: motor de combustión interna CAT G3520C

6.4.3 Agua

Será necesario utilizar agua para enfriar y limpiar el syngas proveniente de la gasificación. Por un lado, se enfriará en un intercambiador de calor con agua, luego del intercambiador aire-syngas y luego se limpiará en un lavador Venturi y un absorbedor.

En todos estos equipos el agua estará trabajando en un rango entre 25 y 45 °C, por lo que no se necesita una cañería que resista mucha temperatura pero sí que no se corroa fácilmente. Por lo tanto se van a utilizar tuberías de PVC que es lo comúnmente utilizado para agua, ya que son más económicas que las de acero e igualmente resistentes a la corrosión^[34]. Como se está tratando de agua fría, deberán ser de color verde.^[27]

Para calcular el diámetro necesario de cañería, se obtiene de bibliografía la velocidad máxima de flujo de líquidos, obteniéndose un valor promedio de 2 m/s.^[35] Luego es necesario conocer también el flujo que está pasando por la misma, dependiendo de la zona de la planta donde se este analizando. Para los 3 equipos mencionados se supone que el diámetro de cañería es igual a la entrada y salida de cada uno debido a que el cambio en el flujo de agua es despreciable dentro de los mismos.

Para los tramos de cañería que transportan agua hacia y desde el intercambiador de calor, como se ve en la tabla 4, el agua necesaria es de aproximadamente 13 m³/h. Por lo tanto, el diámetro de cañería a utilizar es de 48 mm. Según los diámetros disponibles comercialmente, se utiliza una cañería de 63 mm^[36] de diámetro nominal.

Para el lavador Venturi, según los resultados arrojados por el simulador UNISIM Design, el caudal necesario de agua es de $4 \text{ m}^3/\text{h}$ como fue mencionado en el capítulo 5. De esta manera, el diámetro necesario es de 27 mm y, nuevamente, según las medidas comerciales, se utilizará una cañería cuyo diámetro nominal sea de 32 mm.^[36]

Por otro lado, para el absorbedor será necesario un caudal de $13,8 \text{ m}^3/\text{h}$ como fue calculado en el capítulo 5. De esta manera se calcula un diámetro necesario de 49 mm. Por lo tanto se necesitará, al igual que con el lavador Venturi, uno con diámetro nominal de 63 mm.^[36]

Por último las corrientes de agua provenientes del absorbedor y del lavador serán unidas para pasar por la misma torre de enfriamiento, para poder acondicionarlas y volver a pasar por el ciclo. Para unir esas corrientes se utiliza un accesorio tipo T. Así, se debe calcular un último diámetro de cañería necesario, el cual se corresponde con el de salida de este accesorio. El flujo que circula por este será la suma de los caudales de ambas corrientes, es decir, $17,8 \text{ m}^3/\text{h}$. Entonces, el diámetro necesario es de 56 mm. Comercialmente se encuentran disponibles cañerías de diámetro nominal de 63 mm^[36], que será el que se va a emplear. Este diámetro se utilizará entonces para la entrada y la salida de la torre de enfriamiento. Luego, esta corriente se debe volver a bifurcar para obtener el flujo adecuado en cada uno de los equipos. Para realizar este control, se pondrá nuevamente un accesorio tipo T con dos válvulas, una en cada línea.

Por otro lado, será necesario el uso de bombas para impulsar el agua durante todo el proceso. Se utilizarán bombas centrífugas ya que es lo industrialmente utilizado para agua^[37]. Para elegir la bomba correcta en cada zona de la planta se analizó el caudal a manejar y la cantidad de metros que debe ser impulsada. En este caso serán necesarias 4 bombas principales: una bomba para impulsar el agua que se utiliza como fluido auxiliar en el intercambiador y otras 3 colocadas en cada una de las 3 líneas de operación en el tren de purificación. Estas últimas se ubicarán a la salida de las torres de enfriamiento, que tratan los caudales provenientes tanto del absorbedor como del lavador Venturi.

Se calcula para cada una:

- Intercambiador de calor agua/syngas:
El caudal de agua a tratar en este equipo es $13 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo tanto se opta por utilizar una bomba “CM10-4 A-R-A-E-AVBE- 96935485” de Grundfos.^[38] Para dicha bomba se muestran las curvas características que permiten estimar cuántos metros es capaz de impulsar el líquido y la potencia que consume.

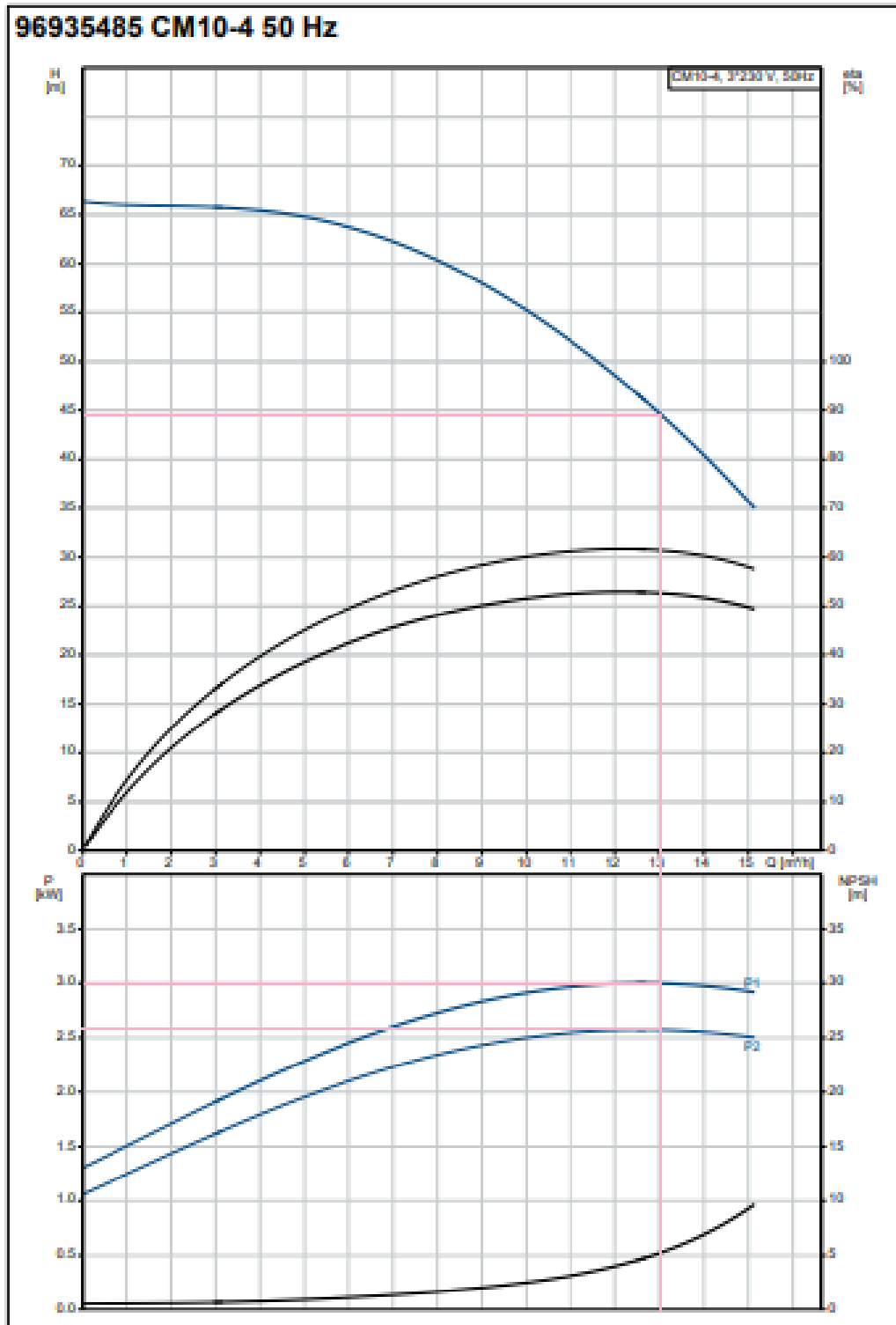
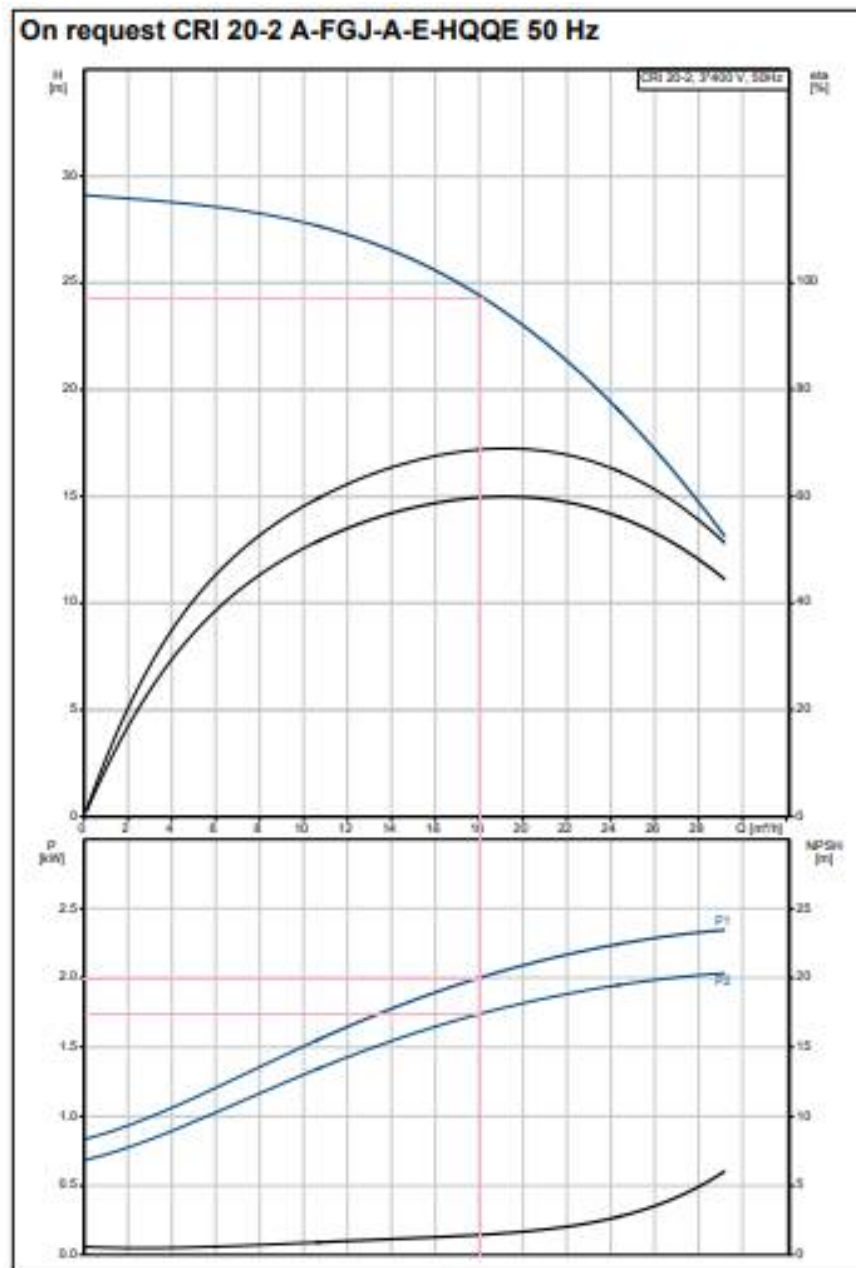


Figura 15: curvas características de la bomba “CM10-4 A-R-A-E-AVBE- 96935485” de Grundfos.^[38]

Del gráfico se observa que para el caudal a tratar la bomba impulsa aproximadamente 45 metros de agua. Teniendo en cuenta que un intercambiador promedio mide alrededor de 6 m de largo, se considera que esta bomba será útil. Se observa además que consume una potencia de 2,75 kW.

- Torre de enfriamiento

El caudal de agua a tratar en este equipo es $17,8 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo tanto se opta por utilizar una bomba “CRI 20-2 A-FGJ-A-E-HQQE 96500525” de Grundfos.^[39]



Figura

16: curvas características “CRI 20-2 A-FGJ-A-E-HQQE 96500525” de Grundfos.^[39]

Para este caudal, la bomba tira aproximadamente 25 metros de agua. Este valor resulta suficiente en nuestro caso, tomando en cuenta que el absorbedor mide 9 metros, el desorbedor mide 4,3 metros y el lavador venturi 2 m aproximadamente, y se van a ubicar cerca de la torre por lo que no tiene demasiado tramo de cañería. Si bien las torres de enfriamiento no son diseñadas, se

considera que el excedente de 25 m es suficiente para suplir dicha torre y los tramos de cañería. Se ve además que gasta 1,75 kW aproximadamente.

A lo largo de este capítulo y del capítulo 5, se diseñaron los equipos necesarios para la planta. Uno de los recursos que se requerirán en mayor cantidad en la producción del syngas es el agua. El requerimiento entre todos los equipos resulta de 66,4 m³/h. Este valor es muy alto, y debido a esto, en todos los equipos que requieren la utilización de agua se plantea un circuito de re-acondicionamiento para poder utilizarla en varios ciclos. Sin embargo, debido a las pérdidas por evaporación, al aumento de la concentración de sólidos disueltos, etc, hay un límite en la cantidad de ciclos que puede recircularse el mismo agua. Al no conocer exactamente el diseño de los intercambiadores, absorbedores, etc, no será posible determinar exactamente la cantidad de ciclos máximos. Esta cantidad de ciclos máxima puede deberse a limitaciones físicas por evaporación de agua, o a limitaciones químicas por concentraciones altas de sólidos. La limitación química sólo podrá determinarse en operación, según las condiciones a las que operen los equipos involucrados y las características de los mismos. Sin embargo, puede estimarse como limitación física que, torres de enfriamiento más viejas generan pérdidas por evaporación de 0,2% por ciclo. Esto significaría una reposición total de agua por hora de 0,13 m³/h. Además, en bibliografía se encuentra que el agua con este porcentaje de evaporación, podrá utilizarse durante 5-10 ciclos. Se concluye que el método de reutilización de agua es conveniente, ya que a pesar de necesitar reposición, de todas formas se requerirá menos agua que en caso de no reutilizarla. ^[40]

Se plantea el consumo del mismo agua durante 8 ciclos, para tomar un valor medio. De esta forma se utilizan 66,4 m³/h divididos en los 8 ciclo, es decir, 8,3 m³/h. El consumo por hora de agua neto resulta de 8,43 m³/h, adicionando el agua de reposición necesaria. Una vez transcurridos los 8 ciclos, deberá desecharse el agua, y alimentar con 66,4 m³/h.

6.4.4 Aire auxiliar

A lo largo de la planta será necesario utilizar aire tanto para las torres de enfriamiento de agua como para los desorbedores. Por un lado en las torres de enfriamiento, si bien no se diseñaron, se plantea utilizar tiro inducido. Esto significa que el aire debe ser impulsado por algún medio. Para esto suelen utilizarse ventiladores. Los ventiladores a utilizar dependerá del caudal que puedan manejar y de la presión a la que llevarán al mismo. Los requeridos son:

- Para la torre de enfriamiento de agua del intercambiador agua-syngas, se requerirá un ventilador que pueda impulsar 155 m³/min de aire. Se propone un ventilador de marca FENK modelo BSB 3 ¼^[41], que procesa hasta 180 m³/min y consume 2,2 kW. Este ventilador genera un aumento de presión de 0,0014 atm. En UNISIM al diseñar resuelve que la corriente de salida tendrá una

temperatura de 35,3°C, por lo que se desprecia este cambio de temperatura en el aire que se considera a 35°C para tomar el caso más conservador y, por tanto, no se recalcula la torre.

- Para las 3 torres iguales en cada tren de purificación serán necesarios ventiladores que impulsen 293,5 m³/min. Se propone un ventilador de marca FENK modelo BSB 4 ½^[41]. Este ventilador impulsa un máximo de 402 m³/min y consume 11,1 kW. El incremento en la presión es de 0.007 atm y por eso el cambio de temperatura en el aire, al igual que en el ítem anterior, es despreciable.

Por otro lado, para el caso de los desorbedores también será necesario impulsar el aire con ventiladores. Como fue calculado en el capítulo 5 se necesitan 1.500 kg/h de aire, considerando una densidad del aire a temperatura ambiente de 1,2 kg/m³ se obtiene un caudal volumétrico de 1.250 m³/h, es decir 20,83 m³/min. Se propone usar un ventilador de marca FENK modelo BSB 2^[41], que procesa hasta 30 m³/min y consume 0,19 kW. Este sistema genera un aumento de presión de 0,0015 atm, de esta forma se produce un cambio de temperatura en el aire, que se considerará despreciable.

A continuación, se resumen en tablas los datos de presión, temperatura y caracterización de tuberías.

Tabla 5: resumen de presiones y temperaturas para todas las corrientes.

	Corriente	Presión	Temperatura
Agente gasificante	Antes del intercambiador aire-syngas	Antes del soplador	1 atm 308 K
		Después del soplador	1,1 atm 311 K
	Después del intercambiador aire-syngas	1,1 atm	863,6 K
Syngas	Entre la salida del reactor y el soplador	1 atm	1148 K
	Entre el soplador y el ciclón	1,1 atm	1185 K
	Entre el ciclón y el intercambiador aire-syngas	1,09 atm	1185 K
	Entre el intercambiador aire-syngas y el intercambiador agua-syngas	1,09 atm	876,6 K
	Entre el intercambiador agua-syngas y el lavador Venturi	1,09 atm	623 K
	Entre el lavador Venturi y absorbedor	1,07 atm	314 K
	Entre el absorbedor y el filtro de mangas	1,05 atm	298 K
	Entre filtro de mangas y válvula	1,033 atm	298 K
	Entre válvula y motor	1 atm	298 K
Agua auxiliar	Agua auxiliar para el intercambiador agua-syngas	Salida torre de enfriamiento y entrada intercambiador	- 298 K
		Salida intercambiador y entrada torre de enfriamiento	- 318 K
	Agua auxiliar para lavador venturi	Entrada al lavador	- 298 K
		Salida del lavador	- 314 K
	Agua auxiliar para absorbedor	Entrada absorbedor	- 298 K
		Salida absorbedor	- 300 K
	Desorbedor	Entrada	- 303 K
		Salida	- 301 K
	Torre de enfriamiento del agua auxiliar para venturi y absorbedor	Entrada torre de enfriamiento	- 301 K
		Salida torre de enfriamiento	- 298 K
Aire auxiliar	Aire atmosférico	1 atm	308 K
	Aire auxiliar a la entrada de la torre de enfriamiento del intercambiador de calor	1,0014 atm	308 K
	Aire auxiliar a la entrada del desorbedor	1,0015 atm	308 K
	Aire auxiliar a la entrada de la torre de enfriamiento de agua del lavador Venturi y el desorbedor	1,007 atm	308 K

Tabla 6: resumen de tuberías para todas las corrientes

	Corriente	Material	Diámetro Nominal	Color	Nombre	
Agente gasificante	Antes del intercambiador aire-syngas	Hierro galvanizado	203,2 mm	Azul	S40 N8 THK 8,1	
	Después del intercambiador aire-syngas	Antes el accesorio	Acero inoxidable 316	355,6 mm	Azul	S40 N14 TH K11
		Luego del accesorio	Acero inoxidable 316	203,2 mm	Azul	S40 N8 THK 8,1
Syngas	A la salida del reactor hasta el soplador	Acero inoxidable 310 (S)	304,8 mm	Amarillo	S40 N12 THK1031	
	Desde el soplador hasta el ciclón	Acero inoxidable 310 (S)	304,8 mm	Amarillo	S40 N12 THK1031	
	Desde el ciclón hasta intercambiador aire-syngas	Antes del accesorio	Acero inoxidable 310	304,8 mm	Amarillo	S40 N12 THK1031
		Luego del accesorio	Acero inoxidable 310	508 mm	Amarillo	S40 N40 THK1031
	Entre intercambiador aire-syngas e intercambiador agua-syngas	Acero inoxidable 316	508 mm	Amarillo	S40 N40 THK1031	
	Entre el intercambiador agua-syngas y el lavador venturi	Antes del accesorio	Acero inoxidable 316	355,6 mm	Amarillo	S40 N14 THK 1110
		Luego del accesorio	Acero inoxidable 316	203,2 mm	Amarillo	S40 N8 THK 8179
	Entre lavador venturi y absorbedor	Acero inoxidable 316	203,2 mm	Amarillo	S40 N8 THK 8179	
	Entre absorbedor y filtro de mangas	Antes del accesorio	Acero inoxidable 316	203,2 mm	Amarillo	S40 N8 THK 8179
		Luego del accesorio	Acero inoxidable 316	304,8mm	Amarillo	S40 N12 THK1031
Entre el filtro de mangas y el motor de combustión interna	Acero inoxidable 316	304,8 mm	Amarillo	S40 N12 THK1031		
Agua auxiliar	Agua auxiliar para el intercambiador agua-syngas (en todo el ciclo de enfriamiento)	PVC	63 mm	Verde		
	Agua auxiliar para lavador venturi	PVC	32 mm	Verde		
	Agua auxiliar para absorbedor	PVC	63 mm	Verde		
	Agua auxiliar a desorber y enfriar (proveniente del venturi y absorbedor)	PVC	63 mm	Verde		

6.5 Potencias generadas y consumidas

Una vez analizados todos los equipos que consumen potencia en la planta, se resumen en la siguiente tabla dichos consumos. Se debe tener en cuenta que si bien en la realidad todas las corrientes requerirán de equipos para impulsar los fluidos, en el cálculo de potencia requerida de la planta solo se especifican los consumos de aquellos que sean fundamentales. En tanto a los demás equipos, se asume que requieren de una potencia aproximadamente igual al 20% de la potencia total consumida.

Tabla 7: potencia consumida por los equipos de la planta.

Equipo	Función	Caudal a procesar	Capacidad unitaria	Cantidad a instalar	Consumo total (kW)
Cinta de rodillos	Transporte de marlos enteros	1.034 kg/h	Hasta 3 ton	2 (tramo camión-almacenamiento y almacenamiento-molino)	6
Molino de martillos	Triturado de marlos a partículas de 3mm	1.034 kg/h	1000-1500 kg/h	1	30
Cinta de cangilones	Elevar marlo triturado	1.034 kg/h	1.200 kg/h	1	1,12
Sistema flashback	Dividir el caudal de materia prima en 3 para ingresar a los reactores	1.034 kg/h	Sin especificar	1 cinta vaivén con 3 separadores de caudal + 3 cintas transversales	10,5
Soplador Tsurumi Pump RSR2-200KS	Impulsar al aire a 1,1 atm para ingresarlo al intercambiador y luego al reactor	32,9 m ³ /min	34,24 m ³ /min	1	8,82
Soplador TMC Fluid Systems 1020 BIO	Impulsar syngas a 1,1 atm	1,126 m ³ /s	1,17 m ³ /s	3	16,4
Bomba Grundfos CM 10-4 A-R-A-E-AVBE- 96935485	Bombear agua al intercambiador agua/syngas	13 m ³ /h	Disponible hasta 15 m ³ /h	1	2,75
Bomba Grundfos CRI 20-2 A-FGJ-A-E-HQQE 96500525	Bombear agua desde la torre de enfriamiento a lavador y absorbedor	17,8 m ³ /h	Disponible hasta 30 m ³ /h	3	5,25
Ventilador FENK BSB 3 ¼	Impulsar aire a la torre de enfriamiento del agua del intercambiador syngas/agua	155 m ³ /min	180 m ³ /min	1	2,2
Ventilador FENK BSB 4 ¼	Impulsar aire a las torres de enfriamiento del agua proveniente de los venturi y el absorbedores	293,5 m ³ /min	402 m ³ /min	3	33,3
Ventilador FENK BSB 2	Impulsar aire a desorbedores	20,83 m ³ /min	30 m ³ /min	3	0,57
Subtotal					116,91
Adicionales	20% de la potencia total				23,39
Total					140,3

Por otro lado, en esta instancia es necesario definir si la potencia que genera el gas de síntesis producido será capaz de abastecer a la planta. Para ello, se calcula la potencia eléctrica como:

Poder calorífico del gas de síntesis=4,97 MJ/Nm³

Caudal de gas de síntesis limpio medido en CNPT= 2.894 Nm³/h

Eficiencia del motor=40,1%

$$Potencia\ generada = 4,97\ MJ/Nm^3 * 2.894\ Nm^3/h * 0,401 = 5.767,6\ MJ/h = 1.602,1\ kW$$

De esta potencia generada en el motor, 140,3 kW se requieren para abastecer a los equipos de la planta (más un 20% de equipos no diseñados). De esta manera se concluye que la energía eléctrica disponible para inyectar a la red es 1.461,8 kW.

6.6 Bibliografía capítulo 6

^[1]Giltrap D, McKibbin R, Barnes G (2003) A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Ener* 74(1):85–91]

^[2]Corn Cobs for Biofuel Production.[Disponible en <https://farm-energy.extension.org/corn-cobs-for-biofuel-production/>] Ultima vez visitada 30/11/19

^[3]Chandrasekar V. , Tyagi, S.K., Tushir, S.,Mann, S.(2018) *Physical and thermal properties of corn cob blended mud cup*. Agricultural Structures and Environmental Control division, Ludhiana, Punjab.

^[4]National Institute of Standards and Technology. (2008). NIST Chemistry WebBook. Disponible en [\[http://webbook.nist.gov/\]](http://webbook.nist.gov/)

^[5]Radlein,D.,Quignard.A., (2013)*A Short Historical Review of Fast Pyrolysis of Biomass.Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP Energies nouvelles*.68 (4), pp 765-783

^[6]Material provisto por la cátedra de la asignatura “Trabajo Final” de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata en el año 2019.

^[7][Disponible en http://www.uic-che.org/pinch/pinch_report.php]

^[8]Disponible en [\[http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/fis/calorespec.pdf\]](http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/fis/calorespec.pdf). Última vez visitado el 5 de septiembre de 2019

^[9]Cuba Arroyo, C.G. (2011). *Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona. [Disponible en <https://upcommons.upc.edu/handle/2099.1/11591>]

^[10]Cao, E. (2004). *Transferencia de calor en ingeniería de procesos*. Nueva librería.

^[11]Carranza Alvarado, J. L, et al. (2014). *Torres de enfriamiento*. Operaciones Unitarias II.

[12]Treybal, R.E.(1981). “*Mass Tranfer Operation*”

[13]Disponible en [<https://thumbs.dreamstime.com/b/almacenamiento-del-ma%C3%ADz-para-el-113498333.jpg>]. Última vez visitado el 30 de agosto de 2019.

[14]Maíz dulce. Disponible en [http://www7.uc.cl/sw_educ/agronomia/manual_poscosecha/archiv/prodc10.html]. Última vez visitado el 30 de agosto de 2019.

[15][Disponible en [https://www.schwingshandl.com/fileadmin/bilder/produkte/Technische_Datenblaetter/Technische_Daten_EN/EN-SCHWINGSHANDL-Conveyor-systems-up-to-3000kg.pdf]

[16]Imagen disponible en [https://permastructo.com/images/gallery/dump_truck_conveyor.jpg]. Última vez visitado el 03 de septiembre de 2019.

[17]Imagen disponible en [http://www.hope-group.com/index_en.php?action=product_detail&cid=6&sid=16&id=20]. Última vez visitado el 03 de septiembre de 2019.

[18] Disponible en [<https://spanish.alibaba.com/product-detail/New-Condition-Corn-Cobs-Hammer-Mill-60225337157.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.60.1f714b4b6HLP5b>]. Última vez visitado el 05 de septiembre de 2019.

[19]Imagen disponible en [<https://spanish.alibaba.com/product-detail/ce-approval-rice-husk-hammer-mill-machine-corn-hammer-mill-maize-grinding-hammer-mill-60454019967.html>]. Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[20]Imagen disponible en [https://www.alibaba.com/product-detail/rice-mill-bucket-elevator_60541796593.html]. Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[21]Disponible en [<https://es.slideshare.net/AngelHuerta10/proyecto-elevador-de-canjilones>] Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[22] Imagen disponible en [<http://www.heatandcontrol.com/EQviewer.asp?id=306>] Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[23] Imagen disponible en [<https://dshsystems.com/>]. Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[24] Disponible en [<http://itema.es/es/p/productos/tolva-supresora-de-polvo-dsh-2-11>]. Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[25] Disponible en [<https://www.basculasmagris.com.ar/2017/04/para-tolvas-autodescargables/>]. Última vez visitado el 09 de septiembre de 2019.

[26] [Disponible en https://pdf.directindustry.es/pdf-en/tsurumi-pump/rsr-ks/30418-686069-_3.html]

[27] Disponible en [http://www.etpcba.com.ar/Documentos/Nivel_Medio/Especialidades/Industrias_de_los_Alimentos/Anexos/IRAM_2507_IDENTIFICACION_C.pdf]. Última vez visitado el 10 de septiembre de 2019.

[28] Material provisto por la cátedra de la asignatura “Laboratorio de operaciones unitarias” de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata en el año 2018.

[29] Diponible en [https://temariosformativosprofesionales.files.wordpress.com/2012/11/une_60670-42005-gas.pdf]. Última vez visitado el 10 de septiembre de 2019.

[30] [Disponible en <http://www.ssina.com/composition/temperature.html>]. Última vez visitado el 10 de septiembre de 2019.

[31] [Disponible en <https://www.summitracing.com/int/parts/stw-mc4175-300/overview/>]. Última vez visitado el 12 de septiembre de 2019.

[32] [Disponible en https://tmcfuidsystems.com/images/PDFFilesNew/BioGas_Blower.pdf]

[33] [Disponible en https://www.cat.com/en_ID/products/new/power-systems/electric-power/gas-generator-sets/18483554.html]

[34] Disponible en [<https://www.hidrotec.com/blog/tipos-de-tuberias-de-agua/>]. Última vez visitado el 3 de septiembre de 2019.

[35] Disponible en [<https://www.ugr.es/~aulavirtualpfcicq/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>]. Última vez visitado el 3 de septiembre de 2019.

^[36]Disponible en [<http://www.cuita.upv.es/dira/Imagenes/files/Hidra/PVC.pdf>]. Última vez visitado el 9 de septiembre de 2019.

^[37]Disponible en [<https://insumosmaquinas.com.ar/bombas-de-agua/>]. Última vez visitado el 3 de septiembre de 2019.

^[38]Disponible en [https://www.lenntech.com/uploads/grundfos/96935485/Grundfos_CM10-4-A-R-A-E-AVBE.pdf]. Última vez visitado el 12 de septiembre de 2019

^[39][Disponible en https://www.lenntech.com/uploads/grundfos/96500525/Grundfos_CRI-20-2-A-FGJ-I-E-HQQE.pdf]

^[40][Disponible en <https://www.suezwatertechnologies.com/handbook/chapter-31-open-recirculating-cooling-systems>]

^[41][Disponible en http://www.fenk.com.ar/productos/otros/ventiladores-de-centrifugos/?gclid=CjwKCAiA8qLvBRAbEiwAE_ZzPerZXso9pg-FW9x-7Jy6Zp4Fiy4LFOTEB90GrRoUq0n-5hoReWTjBoCbYsQAvD_BwE]

Capítulo 7: análisis económico del proyecto

Objetivo del capítulo

En este capítulo, el objetivo general es el análisis económico del proyecto. Para ello, se analiza en un primer lugar el costo de inversión, teniendo en cuenta los equipos principales, el terreno y factores para el resto de las componentes de la inversión fija, fija total y total.

A continuación se estiman los costos de operación clasificándolos en variables y fijos. A partir de estos, y teniendo en cuenta los ingresos por ventas, es posible elaborar el cuadro de fuentes y usos de fondos, con el cual es posible evaluar la rentabilidad del proyecto. El mismo resulta no rentable, a pesar de tener un tiempo de repago menor a la mitad del tiempo del proyecto (20 años).

Por último se realizará un cronograma del proyecto y un análisis de alternativas.

7.1 Estimación del costo de inversión (CapEx)

A partir de una investigación de mercado es posible establecer la cantidad de productos a vender, ya sean bienes industriales o servicios. Como consecuencia de ello, el estudio de mercado fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial/empresa de servicios a instalar, lo que se relaciona directamente con la inversión. Esta última, puede definirse como la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios. De esta forma se analizan en primera instancia los costos de inversión directa e indirecta, los cuales son calculados a partir del método de estimación por factores.

La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes:

- Inversión fija total (IFT): 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. Representa la suma del valor de todos los activos de la planta.
- Inversión en capital de trabajo (IW): también llamado "capital de giro", comprende las disponibilidades de capital 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. 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.

La inversión total (IT) se define como la suma de las dos partes mencionadas:

$$IT = IFT + IW$$

La inversión fija total se obtiene de la suma del terreno y la inversión fija:

$$IFT = IF + terreno$$

Para estimar la inversión fija de un proyecto existen distintos métodos, que varían desde una aproximación rápida y simplificada hasta un cálculo detallado y preparado con exactitud a partir de un diagrama de flujo.

En este caso, se utiliza el método de Chilton, denominado Método de los Factores, con el cual se puede extrapolar la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso instalados y, de esta forma, estimar la inversión fija con un error del 10-15%. El punto de partida de este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación, lo que se denomina IE. Los otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados, por lo que la inversión fija se puede estimar a partir de la aplicación de factores experimentales a la inversión básica IE. El cálculo se realiza con la siguiente ecuación:

$$IF = IE \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli)$$

Dónde:

IF = inversión fija (sin terreno) del sistema completo.

IE = valor de los equipos principales instalados.

fi = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones.

fli = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión, contingencias.^[1]

7.1.1. Equipamiento

A continuación se detalla el costo de cada uno de los equipos, incluyendo su importación, nacionalización e instalación.

En el caso en que la información sobre el precio de los equipos o de plantas similares corresponda a períodos anteriores, se deben hacer modificaciones debido al cambio de las condiciones económicas a través del tiempo. Esta actualización puede realizarse mediante el uso de los índices de costos.

Un índice de costos consiste en un número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un tiempo dado y el precio del mismo bien en un tiempo llamado "base". Si se conoce el precio pasado en una fecha determinada, el precio presente se puede calcular de la siguiente manera:

$$\text{Valor a tiempo presente} = \text{Valor a tiempo base} \cdot \frac{\text{Índice a tiempo presente}_{[1]}}{\text{Índice a tiempo base}}$$

Existen publicaciones internacionales, como las que se muestran en la revista Chemical Engineering, que muestran regularmente varios indicadores económicos. En el caso de ser necesario estimar el costo de equipos a tiempo presente, debe utilizarse el Índice para equipos de Procesos (Marshall & Swift Equipment Cost Index). Este es un índice promedio ponderado del precio de los equipos sin instalar en ocho diferentes industrias de procesos. El "índice a tiempo presente" corresponde al factor en el año 2018, el cual es 1638,2^[2] mientras que el "índice a tiempo base" dependerá del año de publicación del precio encontrado. Se utiliza el factor del año 2018 y no el año actual debido a que estos índices son estimados anualmente y nos encontramos en el transcurso del 2019.

A continuación se detalla cada uno de los equipos que serán considerados en la IE:

Cinta de rodillos

La cinta de rodillos será necesaria en todo el transporte de materia prima previa al molino de martillos. Por un lado, desde la descarga del camión hasta la parte superior del tanque de almacenamiento serán necesarios 8,52 m de cinta. Un tramo horizontal de 0,75 m y luego un tramo de 7,77 m con una inclinación de 40° para elevar la materia prima 5,65 m de altura para ingresarla al tanque. Esta altura fue determinada en base a las necesidades de marlo de la planta para operar 24 hs durante 7 días. Esto resultó en 327,3 m³ por lo que se optó por dimensionar el tanque en 5,65 m x 7,6 m x 7,6 m.

Por otro lado, se necesitan 5 m de cinta horizontal para acercar la materia prima al molino de martillos y luego 2,5 m de cinta con inclinación de 40° para elevarla a la entrada del molino que tiene una altura de 1,6 m^[3]. Además se adicionan 0,73 m horizontales para que la materia prima efectivamente ingrese al molino.

Finalmente la longitud necesaria de cinta de rodillos es de 16,75 m. Dado que el precio es de 198 USD/pie al año 2018^[4] y serán necesarios 55 pies, el costo total será de 11.080 USD.

Costo de cinta de rodillos=11.080 USD

Molino de martillos

Para el molino de martillos el fabricante establece un rango de precio de entre 980 y 2.000 USD para el año 2018^[5]. Dado que también presenta un rango de capacidad de 300 a 2.000 kg/h, y el que se requiere es entre 1.000 y 1.500 kg/h, se aproxima al extremo de 2.000 USD.

Costo de molino de martillos=2.000 USD

Cinta de cangilones

La cinta de cangilones se coloca con el fin de elevar la materia prima ya triturada hasta la altura de entrada a la tolva de cada gasificador. Esta altura surge en el cálculo realizado en el capítulo 4 al diseñar el reactor que es de 4 m, adicionándole la tolva que se estima de 3 m de altura, y ubicado a medio metro del piso, se obtiene una altura total de 7,5 m. Además, el caudal que debe soportar es de 1,5 m³/h ya que se eleva la materia prima previo a la trifurcación del caudal. Se encuentra un proveedor cuya cinta de cangilones cumple con estos requerimientos y tiene un precio al año 2018 de 15.000 USD^[6].

Costo de cinta de cangilones=15.000 USD

Sistema FastBack

El sistema FastBack es el encargado de trifurcar el caudal de marlo de maíz triturado para ser ingresado a las tolvas y luego a los gasificadores. Dado que es un sistema comúnmente usado en la industria alimenticia, se contactó a la empresa PepsiCo que facilitó el precio del equipo construido en acero inoxidable. Sin embargo, dada la naturaleza de nuestro proceso, un material como el acero inoxidable resulta innecesario y costoso. Se opta por adquirir el mismo sistema en plástico, considerando que su precio será la mitad del provisto por PepsiCo ya que no se encontró otro valor en bibliografía. El precio, entonces, resulta de 10.000 USD. Cabe destacar que se deben colocar 4 de estos sistemas para poder distribuir el caudal a los reactores, por lo que el costo total será de 40.000 USD. Se considera que este es el precio al año 2018.

Costo de sistemas FastBack=40.000 USD

Tolvas

Se requiere colocar 3 tolvas por sobre los gasificadores para controlar que el flujo que ingresa a los mismos sea constante. Cada tolva deberá procesar 333 kg/h de marlo de maíz triturado ya que se

colocan de forma posterior a la trifurcación del caudal. De bibliografía se obtiene que el precio de cada tolva de 18 ft³ en el año 2014 es de 10.900 USD^[7]. Actualizando este valor al año 2018 y contemplando que se requieren 3 tolvas, el costo será de 34.188 USD.

Costo de tolvas=34.188 USD

Gasificadores

Los gasificadores que se requieren son equipos muy específicos en tanto a dimensiones y materiales. Por lo tanto, no se pudo encontrar en bibliografía datos que se correspondan a este tipo de equipos puntuales. Para realizar una estimación, se considera un reactor encamisado y agitado de acero al carbono (A36) que será de una complejidad similar al necesario. El precio de este reactor en el año 2014 es de 193.200 USD^[7]. Llevando este valor al año 2018 y considerando que se requieren 3 gasificadores, el costo resulta en 605.974 USD.

Costo de gasificadores=605.974 USD

Ciclones

Serán necesarios 3 ciclones que soporten un caudal de 2.894,6 Nm³/h. Estos ciclones debido a la temperatura del gas (1.148 K) deberán ser de acero tipo acero inoxidable 310(s). Para un ciclón con estas características se encuentra un proveedor que lo ofrece en un rango de precios de 1.800-5.500 USD para el año 2018 y un rango de capacidades de 750 a 7.790 m³/h^[8]. El costo del equipo requerido entonces es de 2.930 USD cada uno. Dado que se requieren 3 equipos el total será de 8.790 USD.

Costo de ciclones= 8.790 USD

Soplador

En primera instancia se requiere el uso de un soplador para impulsar el agente gasificador que será utilizado como fluido frío en el intercambiador de calor aire-syngas. Este soplador debe impulsar 32,9 m³/min con un incremento de presión de 0,2 atm. Se encuentra el precio de un equipo con estas características en 2014 de 15.200 USD^[7]. Para el año 2018 el precio resulta 15.892 USD tomando en cuenta también su instalación.

Por otro lado, se requieren 3 sopladores para impulsar al syngas por cada una de las líneas del tren de purificación. El caudal a tratar por cada una es $1,126 \text{ m}^3/\text{s}$. Se encuentra así un equipo que cumple con estas condiciones con un precio de 25.800 USD^[7] en 2014. Corrigiendo para 2018 se obtiene un total de 80.922 USD finales.

Costo de sopladores= 96.814 USD

Ventilador

En primer lugar se requiere un ventilador para impulsar al aire a la torre de enfriamiento de agua del intercambiador syngas-agua. En este se requiere un caudal de aire de $155 \text{ m}^3/\text{min}$. Se requiere entonces un equipo cuyo precio es 9.100 USD^[7] a 2014. Teniendo en cuenta que se analiza en el año 2018 se obtiene un precio final de 9.514 USD.

Por otro lado se necesitan 3 equipos iguales, para cada una de las líneas del tren de purificación, que impulsen el aire dentro de la torre de enfriamiento donde se enfría el agua proveniente del Venturi y del absorbedor. Cada uno de estos tienen un precio a 2014 de 17.500 USD^[7]. Corrigiendo para 2018 se obtiene un precio total de 54.889 USD.

Por último se requiere un ventilador para la entrada de aire de cada una de las torres de desorción (3). Estas procesan un caudal de aire de $20,83 \text{ m}^3/\text{min}$. En 2014 se obtiene un precio para dicho equipo de 5.700 USD^[7]. En 2018 resulta en total para todo el tren de 17.878 USD.

Costo de ventiladores =82.281 USD

Intercambiadores de calor

Por un lado se requiere un intercambiador de calor aire-syngas. Este equipo, según los cálculos realizados en el capítulo 6, deberá contar con un área de intercambio de $602,24 \text{ ft}^2$. Para realizar una estimación del precio, se selecciona un intercambiador de tubo y coraza de tubos U fijos fabricado en acero al carbón, cuyo precio al año 2014 es de 32.700 USD^[7]. Llevado al año 2018, el costo resulta de 34.188 USD.

Luego de este equipo se requiere un intercambiador de calor agua-syngas para llevar el gas a las condiciones de entrada al tren de purificación. Nuevamente, a partir de los cálculos realizados en el Capítulo 6, el área del equipo debe ser de $57,2 \text{ ft}^2$. Para estimar el costo, se elige un intercambiador que utiliza agua como fluido frío realizado de acero al carbón cuyo precio en el año 2014 es de 2.100 USD^[7]. Actualizando el precio al año 2018 resulta en un costo de 2.196 USD.

Costo de intercambiadores de calor=36.384 USD

Bombas

Durante todo el proceso se requieren 4 bombas. La primera se utiliza para impulsar el agua en el intercambiador agua-syngas y las otras 3 se encuentran en el tren de purificación, a la salida de cada torre de enfriamiento, a fin de impulsar el agua que utiliza estos equipos.

Para la bomba correspondiente al agua que ingresa al intercambiador, cuyo caudal es de 13 m³/h, se obtiene un precio unitario de 2.571 USD^[10] al año 2018.

En el caso de las necesarias para impulsar el agua desde la torre de enfriamiento hacia el tren de purificación se obtiene un precio de 2.939 USD^[11] cada una en 2018. En total resulta 8.817 USD.

Costo de bombas=11.388 USD

Lavadores Venturi

Para el tren de purificación se requiere de 3 lavadores Venturi, uno por cada línea. Cada uno de ellos debe procesar un caudal de syngas de 1.186,6 ft³/min y gracias a un estimador de costos se obtiene que el precio unitario al año 2014 es de 21.400 USD^[7]. El costo total al año 2018 será de 67.121USD

Costo de lavadores Venturi=67.121 USD

Absorbedores y desorbedores

En el tren de purificación se utiliza un absorbedor en cada una de las líneas. Luego, el agua utilizada como fluido auxiliar en cada absorbedor, deberá atravesar un desorbedor para recuperarla y así ser recirculada. Por lo tanto, se requieren 3 absorbedores y 3 desorbedores. Las dimensiones de estos equipos surgen del simulador UNISIM Design. Cada absorbedor/desorbedor será una torre rellena de anillos Pall de 1 ½ inches. Para el caso del absorbedor tiene una longitud de 9,22 m y un diámetro de 0,76 m. Gracias a un estimador de precios se obtiene el costo unitario al año 2002 que resulta de 25.000 USD^[12]. Por tanto, el costo al año 2018 de los 3 equipos es de 112.062 USD. Por otro lado el desorbedor tiene una altura de 4,3 m y un diámetro de 0,61 m. Al año 2002 se obtiene un precio de 16.000 USD. Esto se corresponde a un precio a 2018 para los 3 equipos de 71.720 USD.

Costo de absorbedores y desorbedores=183.782 USD

Torres de enfriamiento

El intercambiador de calor agua-syngas requiere de una torre de enfriamiento para disminuir la temperatura del agua a fin de ser reutilizada como fluido auxiliar frío. Esta torre deberá procesar un caudal de agua de 13 m³/h y tiene un precio al año 2002 de 2.000 USD^[12]. Entonces, al costo al año 2018 resulta de 2.988 USD.

Por otro lado, como se mencionó, cada línea del tren de purificación requiere de una torre de enfriamiento a fin de acondicionar el agua auxiliar para su reutilización. Cada torre procesa un caudal de agua de 17,8 m³/h y acorde al estimador de costos, cada torre tiene un precio de 2.300 USD^[12] al año 2002. Por lo tanto, el costo al año 2018 de los 3 equipos es de 10.310 USD.

Costo de torres de enfriamiento= 13.298 USD

Filtro de mangas

Acorde al estimador de costos, el precio al año 2014 de un filtro de mangas capaz de procesar 2.952 m³/h de syngas es de 47.000 USD. Por lo tanto, el costo al año 2018 resulta de 49.139 USD^[7].

Costo filtro de mangas=49.139 USD

Motor de combustión interna

Una vez que el syngas egresa el tren de purificación ingresará a un motor de combustión interna a fin de generar energía eléctrica. Según bibliografía y sabiendo que el syngas es capaz de generar 1.602,1 KW, el costo del motor al año 2005 es de 150.000USD^[13]. Entonces, en el año 2018 el costo de este equipo resulta de 201.749 USD.

Costo de motor de combustión=201.749 USD

Si se suma la totalidad de los valores anteriores se obtiene el valor total de la inversión de equipos principales.

Inversión en equipos=1.458.987 USD

En la figura 1 se muestra en un gráfico de torta la distribución de la inversión en los distintos tipos de equipos.

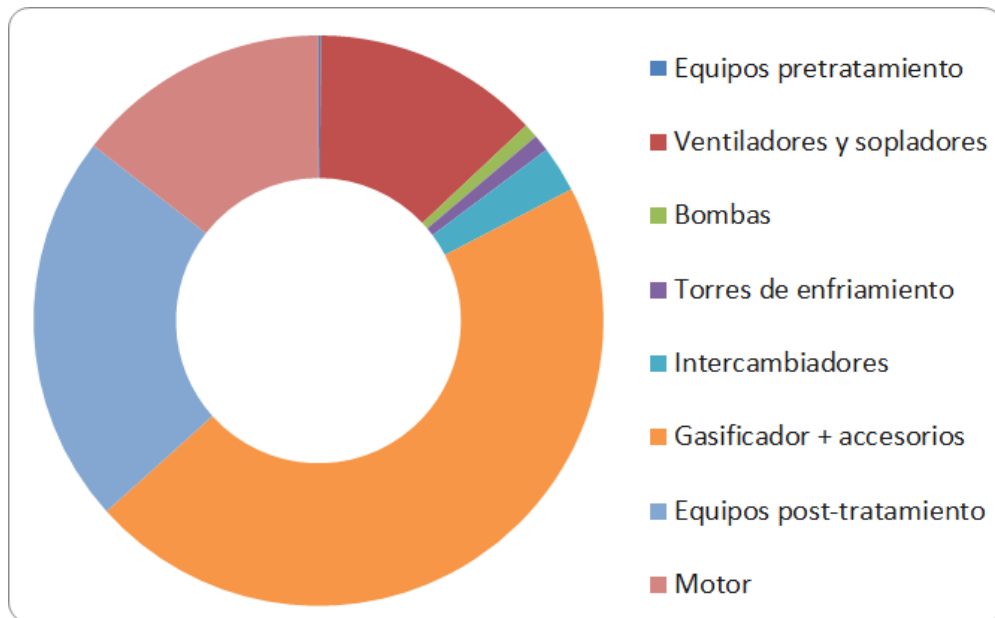


Figura 1: distribución de la inversión en equipos principales.

A partir de estos resultados, se puede ver que gran parte de los costos de inversión en equipos corresponden al costo de los gasificadores (más del 40%).

Dado que cada uno de los equipos anteriormente descritos posee una instalación con diferente grado de complejidad, se plantea un valor promedio el cual se adiciona al costo de equipos. Este resulta del 25%^[1] obteniendo una inversión en equipos instalados de:

Inversión en equipos instalados=1.823.734 USD

7.1.2 Terreno

La adecuada ubicación de la planta industrial es tan importante para su éxito posterior como lo es la elección del proceso mismo. El fin perseguido en cualquier problema sobre situación o ubicación de fábricas, es la elección del lugar que permitirá reunir los materiales necesarios, realizar los procesos de fabricación y entregar el producto a los clientes con el costo total más bajo posible.

En forma general, algunos factores a considerar para la elección del son:

- Disponibilidad de materia prima y envases.
- Zonas de consumo o mercados.
- Suministro de energía y de combustibles.
- Suministro de agua.
- Ubicación geográfica.
- Infraestructura existente y necesidades de completarla.
- Beneficios otorgados exclusivamente por la elección de la localización.
- Importancia de la empresa en y para la región donde se localiza.

A partir de estas consideraciones, se elige ubicar la planta en las afueras de la localidad de Rojas, sobre la ruta 31 en el km 83 a 2 km del Río Rojas y a 6 km de la planta María Eugenia de Bayer. El terreno elegido cuenta con los siguientes beneficios:

- Cercanía a la planta María Eugenia, cuyos residuos son materia prima de la planta a instalar. De esta manera se reducen los costos de transporte de la misma.
- Los requerimientos energéticos de la planta pueden cubrirse con parte de la energía generada por el gas de síntesis, por lo que no se necesitan servicios auxiliares.

Teniendo en cuenta los tamaños de los equipos y las superficies requeridas para oficinas y demás construcciones auxiliares, se estima que se requerirá un terreno de cuatro hectáreas. El valor de la hectárea en la región de la Pampa Húmeda se obtuvo a partir de la página “Apertura Negocio” la cual da un rango entre 14.000 y 15.500 USD/ha^[14]. Por lo tanto se toma un valor de 15.000 USD/ha Multiplicando este valor por 4, se estima el costo final del terreno requerido.

Costo de terreno = 60.000 USD

7.1.3 Estimación de Inversión Fija

Para poder estimar la inversión fija, se utiliza el método de estimación por factores explicado anteriormente. 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. Los mismos se obtienen de la tabla 1:

Tabla 1: factores para estimación de inversión fija^[1]

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
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>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
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>	f_5
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
Inversión directa	IE (1+ $\sum f_i$)

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{i1}
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{i2}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{i3}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_i = \sum f_{ij} + 1$
Inversión fija	$I_F = I_E (1+ \sum f_i) f_i$

Los factores de Inversión Directa (f_i) son:

- Tuberías de Proceso: dado que los compuestos utilizados a lo largo de la planta se encuentran tanto en fase gas como líquida y sólida, las tuberías de procesos necesarias serán mixtas.

$$f_1 = 0,2$$

- Instrumentación: debido a que se requieren operar diferentes lazos de control automático de diferentes variables como temperatura, presión, caudal o nivel, de modo de obtener un producto dentro de especificación frente a diferentes perturbaciones o cambios en valores deseados, se opta por un tipo de control complejo, aunque no se ve la necesidad de que se encuentre completamente centralizado, por lo que se toma el valor menor del rango.

$$f_2 = 0,1$$

- Edificios de fabricación: este componente incluye los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios (obras civiles, el proceso, oficinas, administración, talleres de mantenimiento) conectados con la planta. Debido a que estos requieren una construcción cerrada, aunque algunos equipos de la planta pueden encontrarse al aire libre, se opta por una planta semi abierta.

$$f_3 = 0,4$$

- Plantas de servicios: debido a que la electricidad y el gas requeridos serán provistos internamente y no existen requerimientos de agua elevados, se considera nulo este factor.

$$f_4 = 0$$

- Conexiones entre unidades: se considera que existe una única unidad de proceso por lo que este factor es nulo.

$$f_5 = 0$$

La suma de los factores de inversión directa es:

$$\sum f_i = 0,7$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión directa:

$$ID = IE * (1 + \sum f_i) = 3.100.348 \text{ USD}$$

Los factores de inversión indirecta (f_{li}) son:

- Ingeniería y construcción: estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante su construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos, etc. Debido a que la planta requiere un meticuloso diseño ingenieril, se considera al proyecto como de ingeniería compleja.

$$f_{l1} = 0,35$$

- Factores de tamaño: teniendo en cuenta que los equipos son de gran tamaño (como el caso de los gasificadores principalmente), se considera que la planta a instalar es una unidad comercial grande.

$$f_{l2} = 0,025$$

- Contingencias: para este rubro se tiene en cuenta sólo un monto para posibles imprevistos que surjan en la operación.

$$f_3 = 0,2$$

La suma de los factores de inversión indirecta es:

$$\Sigma f_{Li} = 0,575^{[1]}$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión fija

$$IF = ID * (1 + \Sigma f_{Li}) = 4.883.048 \text{ USD}$$

Sumando el valor del costo del terreno se obtiene la inversión fija total:

$$IFT = IF + \text{terreno} = 4.943.048 \text{ USD}$$

7.1.4 Capital de trabajo e inversión total

Existen diversos métodos para la estimación del capital de trabajo. En este caso se estimará como los costos totales (excluidos los de depreciación) para los primeros 3 meses de producción (los cuales se detallarán en la sección siguiente).

De esta manera, se obtiene el capital de trabajo y, con el mismo, la inversión total.

$$IW = 1.463.426 \text{ USD}$$

$$IT = IFT + IW = 6.406.473 \text{ USD}$$

7.2 Estimación del costo de operación (OpEx)

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto, operación o una pieza de un equipo de producción.

Se componen de dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción, como el costo de materia prima, y los costos fijos, que son independientes de la producción, cuya estimación se realiza a continuación.

7.2.1 Costos variables

Materias primas

La materia prima utilizada para la producción de syngas en esta planta en particular, es el marlo de maíz. Dado que se trata de un desperdicio de otra planta, se considerará que el mismo no posee costo. Además, se considera, a falta de datos reales, que el costo de flete correrá por cuenta del proveedor (planta María Eugenia).

Costo de materias primas = 0 USD/año

Envases

Dado que el producto final es energía eléctrica a ser inyectada a la red eléctrica en el plan RenovAr, no se tienen costos de envase ni empaquetamiento.

Costo de envases = 0 USD/año

Mano de obra y supervisión

Incluye los sueldos de obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. Para estimarlo se requiere conocer el precio de la hora-hombre y el número de horas hombre para el período de tiempo que se está realizando el cálculo. Luego, a partir de eso se calcula la cantidad de personal. Al valor básico de la hora hombre deben adicionarse las cargas sociales, vacaciones, ropa de trabajo, salario familiar y seguro. Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales las etapas identificables en el proceso y la producción. En la figura 2 se representa en abscisas la capacidad de planta expresada en toneladas/día y en ordenadas los requerimientos de mano de obra por día y etapas de proceso.

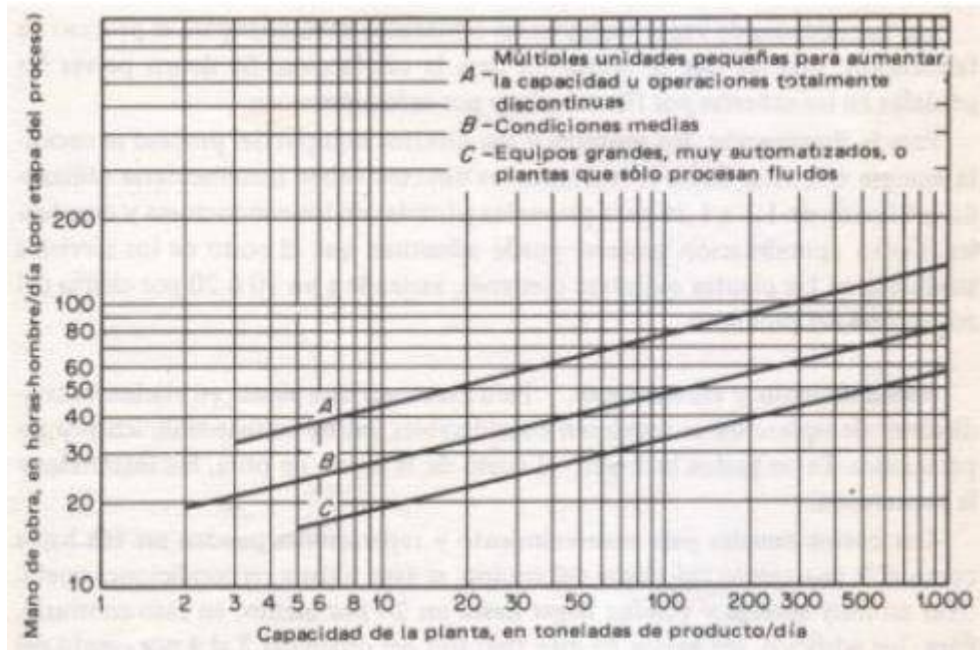


Figura 2: gráfico de Henry Wessel.^[1]

Luego, la capacidad de diseño de nuestra planta de syngas es $48,24 \text{ Nm}^3/\text{min}$, es decir, $69.470,4 \text{ Nm}^3/\text{día}$. Como la densidad del syngas es $1,165 \text{ kg/m}^3$ en las condiciones de producción (1 atm y 25°C), entonces, en toneladas se tiene $80,93 \text{ ton/día}$. Para ingresar al gráfico, se considera que los equipos son grandes y muy automatizados (curva C). Luego, tenemos 30 hora-hombre/día por etapa de proceso. Como se cuenta con 3 líneas de proceso, luego, se tienen 3 etapas de proceso y por tanto 90 hora-hombre/día.

Estipulando que se trabajan turnos de 8 horas por día y que la planta opera las 24 horas, se requieren 3 turnos de 4 empleados cada uno. Es decir, un total de 24 empleados. Considerando, además, que cada empleado trabaja 6 días a la semana, se requerirán 2 empleados más para cubrir los francos, generando un total de 14 empleados.

Considerando que el sueldo de un operario de planta es de $409,5 \text{ USD}^{[15]}$ mensual, al agregar cargas sociales del 35 % se obtiene un neto de $552,8 \text{ USD}$, se tiene por año un gasto total de 6.634 USD anual por empleado (teniendo en cuenta el aguinaldo). Por lo tanto para los 14 empleados de la planta, el gasto total es 92.875 USD .

Después de todo este proceso, se calcula el monto anual correspondiente a sueldos de los operarios. En cuanto a los costos de supervisión, se estima del 10-25% de MO con cargas sociales^[1]. Por lo tanto se obtiene lo siguiente:

Costo de mano de obra directa = 92.875 USD/año

Costo de supervisión = 9.288 USD/año

Servicios

Dado que una parte del syngas generado se destina al abastecimiento de energía eléctrica y térmica de la planta, no se considerará un costo adicional por servicios. El único costo que se debe agregar es el del agua auxiliar. Para estimarlo se toma como base una factura de AySA (Agua y Saneamientos Argentinos)^[16], el cual consta de un costo fijo y costos adicionales que depende de la cantidad de agua que se utiliza por mes. En nuestro caso como se necesitan 8,43 m³/h (ver capítulo 6), por mes serán necesarios: 5.0976 m³/h. Así se obtiene un costo total de 23.040 USD.

Costo de servicios = 23.040 USD/año

Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. En caso de no contar con información detallada de las horas hombre y el gasto en repuestos para el mantenimiento, este rubro del costo puede estimarse anualmente como un porcentaje de la Inversión Fija. Este porcentaje suele encontrarse entre 3 y 4%. Se estima entonces como un 3,5% de la inversión fija.

[1]

Costo de mantenimiento = 170.907 USD/año

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 es este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. Se estima como un 0,5 al 1% de la IF^[1]. Se toma un 0,75% que es el valor promedio. Los costos de suministros se muestran a continuación.

Costo de suministros = 36.623 USD/año

Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Se estima de un 2-20% de la mano de obra con cargas sociales. Se toma el valor medio (11%) incluyendo las cargas sociales.^[1] Los costos de laboratorio se muestran a continuación.

Costo de laboratorio = 10.216 USD/año

Regalías y patentes

Debido a la naturaleza de la planta y de los productos generados, no se considera costo de regalías y patentes.

Costo de regalías y patentes = 0 USD/año

Costos variables totales

Sumando todas las categorías anteriores, se obtiene el costo variable total, a partir del cual se puede obtener el costo variable unitario dividiendo el número anterior por la producción anual en MWh. Es decir, como se calculó en el capítulo 6, se obtiene 1.461,8 kW disponibles para inyectar a la red eléctrica. Por lo tanto anualmente se cuenta con 12.805,37 MWh.

Costo variable total = 342.948 USD/año

Costo variable unitario = 26,782 USD/MWh

En la figura 3 se puede observar gráficamente la distribución de los costos variables.

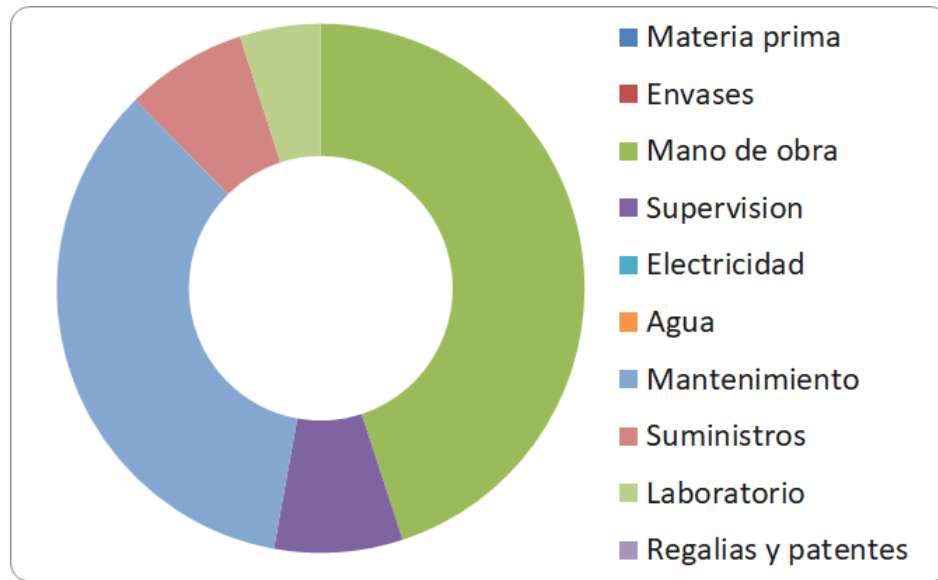


Figura 3: distribución de los costos variables.

7.2.2 Costos fijos

Depreciación

La mayoría de los bienes va perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. El costo de depreciación representa esta disminución de valor. Se elige el método de la línea recta, dado que es el método utilizado por el gobierno argentino para los impuestos.

$$D = \frac{1}{20} * (IF - L) = 0,05 * IFD$$

Siendo la vida útil de la planta 20 años e IFD corresponde a la inversión fija depreciable que es el valor de la inversión fija menos el valor residual L, tomado en este caso como el 10 % de la inversión fija que es lo utilizado comúnmente para plantas químicas^[1].

Costo de depreciación =219.737 USD/año

Impuestos y seguros

Los costos de impuestos corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, ya que las plantas situadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Este costo se puede estimar entre el 1 al 2% de la

Inversión fija, por lo que se utiliza un promedio de 1,5%. Los costo de seguros dependen del tipo de proceso e incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales, totales), jornales caídos, entre otros. Normalmente el monto anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la Inversión fija. Se estima como un 0,75% de la inversión fija. En conjunto, el porcentaje total considerando ambos costos es del 2,25%.^[1]

Costo de impuestos y seguros = 109.869 USD/año

Financiación

El proyecto se financia únicamente con capital propio, por lo que no posee costos de financiación.

Costo de financiación= 0 USD/año

Ventas y distribución

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. Se calcula como el 1% de los ingresos por ventas anuales.^[1]

Costo de ventas y distribución = 16.417 USD/año

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. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa. Se estima como un 20% del costo de mano de obra directa.^[1]

Costo de administración y dirección = 18.575 USD/año

Investigación y desarrollo

Los gastos de investigación y desarrollo incluyen salarios generales y 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. Dado que tanto

la planta como el proceso en sí es innovador y nunca antes realizado en la región, no se considera que en los años proyectados se dedique capital a la investigación.^[1]

Costo de investigación y desarrollo = 0 USD/año

Costos fijos totales

Sumando todas las categorías anteriores se obtiene el costo fijo total, a partir del cual se puede obtener el costo fijo unitario dividiendo el número anterior por la producción anual en MWh. En la figura 4 se puede observar gráficamente la distribución de los costos variables.

Costos fijos totales = 364.597 USD/año

Costo fijo unitario = 28,47 USD/ MWh

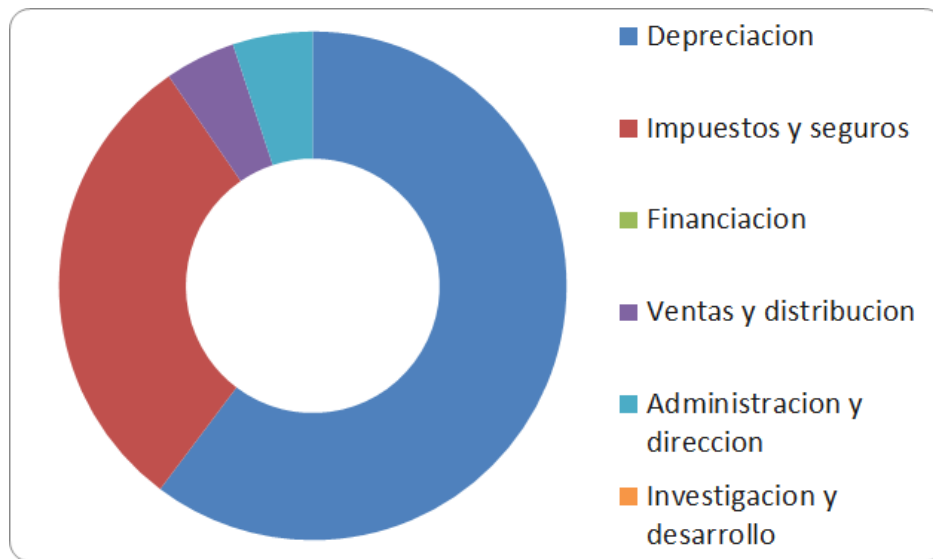


Figura 4: distribución de los costos fijos de producción

7.2.3 Costos de operación totales

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables. A continuación, se muestran los costos de operación totales y unitarios, junto con la distribución de costos fijos y variables en la figura 5.

Cotos de operación totales = 707.546 USD/año

Costo total unitario = 55,26 USD/ MWh

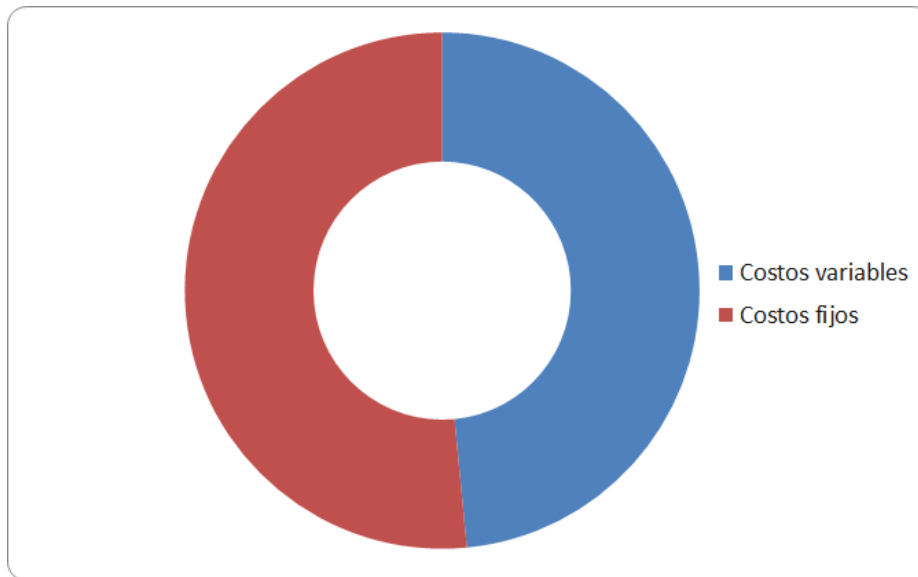


Figura 5: distribución de los costos variables y fijos

7.3. Rentabilidad

Ya analizados los costos de inversión (CapEx) y de operación (OpEx), es necesario ahora realizar un análisis de rentabilidad del proyecto. Esto equivale a analizar si los ingresos generados superan a los costos y, en caso de suceder esto, en cuanto tiempo la ganancia logra amortizar la inversión realizada.

7.3.1 Ingresos por ventas

En un primer lugar, es necesario analizar los precios de venta del producto generado, de modo de poder cuantificar los ingresos por ventas. En el capítulo 6 se determinó la energía eléctrica producida por la planta y la que queda disponible para inyectar luego de proveer a la misma de energía suficiente para llevar a cabo las operaciones. Esta última es de 1.602,1 kW. Estos equivalen a 13.842,14 MWh/año.

Por otro lado, analizando los datos del programa RenovAr, se obtiene que para la zona del norte de Buenos Aires, el precio para la energía eléctrica obtenida a partir de biomasa es de 128,1 USD/MWh^[17]. De esta manera, el ingreso por ventas será:

$$\text{Ingresos por venta} = 1.641.648 \text{ USD/año}$$

7.3.2 Cuadro de fuentes y usos de fondos

Tabla 2: cuadro de usos y fondos

	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
FUENTES										
Capital propio	6,406,473.36									
Creditos	0.00									
Ingresos por ventas	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18
Total (a)	8,048,121.54	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18
USOS										
Activo fijo	4,943,047.85									
Activo de trabajo	1,463,425.51									
Costos de produccion	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66
Total (b)	7,114,019.01	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66
BNAl [(a)-(b)]	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52
Impuestos	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01
BN	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51
Depreciacion	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15
FLUJO DE CAJA	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67

	AÑO 11	AÑO 12	AÑO 13	AÑO 14	AÑO 15	AÑO 16	AÑO 17	AÑO 18	AÑO 19	Año 20
FUENTES										
Capital propio										
Creditos										
Ingresos por ventas	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18
Total (a)	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18	1,641,648.18
USOS										
Activo fijo										
Activo de trabajo										
Costos de produccion	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66
Total (b)	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66	707,545.66
BNAl [(a)-(b)]	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52	934,102.52
Impuestos	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01	373,641.01
BN	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51	560,461.51
Depreciacion	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15	219,737.15
FLUJO DE CAJA	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67	780,198.67

7.3.3 Tasa interna de retorno

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.^[1]

$$VP = \sum \frac{FC_j}{(1-TIR)^j} - IT = 0^{[1]}$$

$$TIR = 0,111$$

7.3.4 Tiempo de repago

El tiempo de repago representa el mínimo periodo de tiempo teóricamente aceptable para poder recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujo de caja del proyecto.

$$Tiempo\ de\ repago = \frac{inversión\ fija\ depreciable_{[1]}}{Flujo\ de\ caja}$$

$$Tiempo\ de\ repago = 5,71\ años$$

7.3.5 Análisis de rentabilidad

Las inversiones de capital se realizan con la expectativa de obtener una rentabilidad anual, conjuntamente con la recuperación de la inversión de capital en un corto período de tiempo. Pero siempre existe la posibilidad que se produzcan pérdidas. Este hecho es lo que se denomina el "riesgo" que acompaña a toda inversión. En general, cuando el riesgo del proyecto es mayor, se debe considerar el logro de una mayor tasa de retorno y la recuperación de la inversión en un menor tiempo. En la siguiente tabla, se muestra la tasa de rentabilidad mínima aceptable en función del grado de riesgo del proyecto analizado^[1]:

Tabla 3: tabla de tasas de rentabilidad mínimas aceptables^[1]

Tipo de proyecto	Grado de riesgo	iM (%)
Proyectos cortos, Modificación de plantas existentes, Capital de trabajo, Tierra	Bajo	10-15
Equipos específicos Proyectos de mediano plazo Instrumentación automática	Moderado	15-25
Nuevas instalaciones para un nuevo producto	Alto	25-50 o más

El producto a vender con el proyecto es energía eléctrica. Debido a esto, se considera a la planta como un proyecto de riesgo moderado. Debido entonces a que la TIR es menor al 15%, el proyecto es no rentable.

Por otro lado, una medida de rentabilidad del proyecto es el tiempo de repago. Si este es menor a la mitad del tiempo de duración del proyecto, el mismo se considera rentable. Por esta razón, si se analiza este

aspecto, el proyecto propuesto es rentable. Sin embargo, como la TIR no cumple con el mínimo aceptable, no es rentable.

7.4 Cronograma

Los cronogramas consisten en herramientas sencillas y accesibles que permiten fijar los tiempos de ejecución de las fases de un proyecto. Generalmente se realizan durante la última etapa de la planificación del proyecto, cuando ya se han definido los lineamientos principales, como los objetivos que se pretenden alcanzar, los recursos a utilizar y los gastos iniciales. Estos cronogramas se muestran esquemáticamente a partir de diagramas de Gantt.

A continuación se presenta el cronograma de la planta productora de syngas, donde se desarrollan las metas a corto y mediano plazo, de modo de organizar la gestión y realizar una proyección razonable de los tiempos de consecución del proyecto. El cronograma propuesto de acciones será para los primeros dos años (24 meses) de realización del proyecto:

Tabla 4: cronograma de actividades

Etapas del proyecto /Meses	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Desarrollo del proyecto - Fase inicial (Ing. Básica)	■											
Desarrollo del proyecto - Fase intermedia (Ing. Básica)		■										
Desarrollo del proyecto - Fase final (Ing. De detalle)				■								
Obras civiles					■							
Compra de equipos						■						
Montaje eléctrico							■					
Montaje de equipos								■				
Reclutamiento y selección del personal							■					
Aprobación de organismos pertinentes									■			
Capacitación del personal									■			
Pruebas y puesta en marcha										■		

7.5 Análisis de alternativas

Dado que el proyecto no es rentable, se considera que es debido a los altos costos de producción frente al bajo precio de venta de la energía eléctrica en el país.

Por lo tanto, una alternativa posible para aumentar los flujos de caja sería la venta de productos secundarios como puede ser el char. Dado que el proceso no está muy lejos de ser rentable, sino que solo la TIR es de 11% cuando debería ser de 15-25%, se considera que la venta de este producto, luego de un proceso de activación explicado en el capítulo 5, como “char activado” podría generar la rentabilidad del proyecto.

7.6 Bibliografía capítulo 7

^[1]Apuntes de cátedra de Ingeniería Económica de la Facultad de Ingeniería, UNMDP (2018).

^[2]Índice para equipos de proceso Marshall & Swift. [Disponible en https://www.freestonacad.org/wp-content/uploads/2018/01/2018-BPP-Index_ServiceLife_Depreciation.pdf]

^[3]Disponible en [<https://spanish.alibaba.com/product-detail/New-Condition-Corn-Cobs-Hammer-Mill-60225337157.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.60.1f714b4b6HLP5b>]

^[4]Disponible en [<https://www.bastiansolutions.com/blog/project-planning-how-much-does-conveyor-cost/>]

^[5]Disponible en [<https://spanish.alibaba.com/product-detail/New-Condition-Corn-Cobs-Hammer-Mill-60225337157.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.60.1f714b4b6HLP5b>]

^[6]Disponible en [https://www.alibaba.com/product-detail/Automatic-Inclined-Lifting-Screw-Feeder-Conveyor_512818664.html?spm=a2700.7724857.normalList.128.7e1ed2a0w6SHfZ]

^[7]Disponible en [<http://www.matche.com/default.html>]

^[8]Disponible en [https://www.alibaba.com/product-detail/Large-Airflow-Industrial-cyclone-dust-Separator_60822583525.html?spm=a2700.7724857.normalList.24.5ad43ac8gutgCN&cs=p]

^[10] Disponible en [<https://afonsocamacho.com/es/inicio/1113-bomba-centrifuga-multicelular-horizontal-compacta-de-aspiracao-axial-cm10-4-a-r-a-e-avbe-f-a-a-n-grundfos.html>]

^[11][Disponible en <https://product-selection.grundfos.com/product-detail/product-detail.html?custid=GPS&lang=ENU&productnumber=96500525&qcid=732174510>]

^[12]H.P. Loh, et.al.*Process Equipment Cost Estimation Final Report*. Department of energy United States of America. Enero, 2002.

^[13]Disponible en [http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/apendiceA.pdf]

^[14] Disponible en [<https://www.apertura.com/realstate/Cuanto-cuesta-la-hectarea-de-campo-en-cada-region-de-la-Argentina-20160919-0003.html>]

^[15] Disponible en [https://www.glassdoor.com.ar/Sueldos/operario-sueldo-SRCH_KO0,8.htm]

^[16] [Disponible en https://www.aysa.com.ar/media-library/usuarios/conoce_tu_factura/2019-09_No_Residencial_Medido.pdf]

^[17] Ministerio de Energía y Minería Presidencia de la Nación. Disponible en [<https://www.minem.gob.ar/www/833/25871/precios-adjudicados-del-programa-renovar>]

Capítulo 8: Sistema de gestión ambiental

Objetivo del capítulo

Se presentan ventajas energéticas, económicas y medioambientales del proceso. Se mencionan luego los impactos del proyecto sobre el ambiente tanto en la fase de montaje como en la fase de funcionamiento de la planta. Se describen los principales impactos y se realiza una valoración de los más importantes. Se mencionan medidas correctivas que ya están presentes en el proyecto y medidas a implementar adicionales.

8.1 Justificación ambiental del proyecto

Toda actividad humana tiene efectos sobre el ambiente. Esos efectos se consideran impactos cuando modifican el ambiente o la calidad de vida de la población en forma significativa. Un proyecto puede tener impactos positivos como la generación de empleo, la disponibilidad de nuevos bienes y servicios, la conexión de zonas que antes estaban aisladas, la generación energía o acceso al agua potable. Pero también puede tener impactos negativos, como la generación de ruido, la alteración del tránsito, la remoción de vegetación nativa o la modificación del caudal de agua de los ríos.^[1]

Por lo tanto, resulta útil analizar qué impactos positivos y negativos implica la realización de una planta de producción de gas de síntesis a partir de biomasa.

La construcción de una planta de gasificación de lecho fijo downdraft se basa en el aprovechamiento de la biomasa para generar energía eléctrica, reduciendo el consumo de combustibles fósiles y las emisiones a la atmósfera de gases contaminantes. Así también presenta ventajas medioambientales, energéticas y socioeconómicas respecto a la combustión directa de la biomasa.

Dentro de las ventajas medioambientales, se pueden citar:

- El uso de la biomasa como combustible en la planta de gasificación para la generación de energía eléctrica contribuye a la reducción de emisiones de gases contaminantes a la atmósfera. La gasificación brinda la oportunidad de eliminar las partículas y otros contaminantes en la corriente del gas antes de su combustión.
- De cara al cumplimiento de los objetivos del Protocolo de Kioto^[2], es conveniente incrementar el uso de las energías renovables para la generación de energía eléctrica.

Dentro de las ventajas energéticas, se pueden citar:

- La biomasa constituye una fuente de energía renovable y limpia.

- El incremento de la biomasa como combustible, contribuye a la reducción de la dependencia energética de los combustibles fósiles y, por lo tanto, tiene efectos positivos para la seguridad de abastecimiento energético.

Dentro de las ventajas socioeconómicas, se pueden citar:

- La planta de gasificación constituye una fuente de investigación, promoción y desarrollo de la tecnología.
- Durante el montaje y funcionamiento de la planta de gasificación, se necesitará la contratación de personal.

8.2 Justificación de la ubicación del la planta

La adecuada ubicación de la planta industrial es tan importante para su éxito posterior como lo es la elección del proceso mismo. El fin perseguido en cualquier problema sobre situación o ubicación de fábricas, es la elección del lugar que permitirá reunir los materiales necesarios, realizar los procesos de fabricación y entregar el producto a los clientes con el costo total más bajo posible.

En forma general, algunos factores a considerar para la elección del son:

- Disponibilidad de materia prima y envases.
- Zonas de consumo o mercados.
- Suministro de energía y de combustibles.
- Suministro de agua.
- Ubicación geográfica.
- Infraestructura existente y necesidades de completarla.
- Beneficios otorgados exclusivamente por la elección de la localización.
- Importancia de la empresa en y para la región donde se localiza.

A partir de estas consideraciones, se elige ubicar la planta en las afueras de la localidad de Rojas, sobre la ruta 31 en el km 83 a 2 km del Río Rojas y a 6 km de la planta María Eugenia de Bayer. El terreno elegido cuenta con los siguientes beneficios:

- Cercanía a la planta María Eugenia, cuyos residuos son materia prima de la planta a instalar. De esta manera se reducen los costos de transporte de la misma.
- Los requerimientos energéticos de la planta pueden cubrirse con parte de la energía generada por el gas de síntesis, por lo que no se necesitan servicios auxiliares.

8.3 Impactos

Para la identificación de las acciones origen de los impactos medioambientales debidos a la planta de gasificación, se ha considerado las etapas de montaje y funcionamiento.

8.3.1 Fase de montaje

Las acciones que generan impactos negativos en la fase de montaje se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 1: acciones que generan impactos ambientales durante la fase de montaje

Fase de montaje
Acondicionamiento del terreno
Obras de infraestructura
Presencia de mano de obra
Transporte de equipos e instalación

Acondicionamiento del terreno

Primeramente, es necesario acondicionar el terreno. En el caso de esta planta, se han considerado 2 acciones como las más influyentes o con una potencial influencia en e impacto ambiental:

- Movimiento de terreno: esta acción hace referencia al impacto que puede tener la pérdida del suelo en el entorno debido a construcciones de cimientos, nivelado de la planta, creación y pavimentación de caminos.
- Movimiento de vehículos: esta acción hace referencia al impacto que pueda tener el paso de vehículos en el entorno, sobre todos aquellos afectados a la obra. Algunos de esos impactos son contaminación del ambiente y aumento del ruido.^[3]

Obras de infraestructura

Luego, se procede a realizar las obras de infraestructura principales, es decir, la construcción de la planta y ambientes auxiliares como pueden ser unidades sanitarias, oficinas, comedor, etc. Es importante tener en cuenta que las zonas limpias deben estar alejadas de las sucias. Esta fase tiene un impacto negativo, ya que debido a la utilización de maquinaria de gran porte, se liberan grandes cantidades de gases de efecto invernadero, además de que generan ruido y vibraciones en el suelo. Otro problema importante para el ambiente es el polvo que se genera y queda en el entorno.

Presencia de mano de obra

Para las fases anteriores es necesario contar con mano de obra capacitada para la construcción, tanto arquitectos, como maestro mayor de obra y albañiles. Por lo tanto esto representa un impacto positivo en la comunidad, ya que genera puestos de trabajo.

Transporte de equipos e instalación

Una vez realizada la construcción básica de la planta, se procede a colocar los equipos específicos del proceso, como el reactor, ciclones, etc. Para esto se necesitarán vehículos pesados para el transporte hasta la planta, los que generarán ruido y contaminación en el ambiente. Además, la colocación y las instalaciones de los equipos más grandes provocarán vibraciones.

8.3.2 Fase de funcionamiento

Las acciones que generan impacto en la fase de funcionamiento del planta de gasificación se muestran en la tabla 2:

Tabla 2: acciones que generan impactos en el ambiente durante la fase de funcionamiento

Fase de funcionamiento
Utilización de materia prima
Funcionamiento de equipos
Presencia de mano de obra
Consumo de agua
Movimiento de vehículos
Efluentes gaseosos, líquidos y sólidos

Utilización de materia prima

La materia prima utilizada es marlo de maíz, que lo obtendremos del residuo de la planta María Eugenia, de la empresa Bayer ubicado en las cercanías de esta planta. El marlo de maíz se consume a una razón de 1.000 kg/h. Los residuos agrícolas de este tipo suelen ser quemados. Además de ser una fuente de emisiones de metano (CH₄), monóxido de carbono (CO), óxidos del nitrógeno (NO_x), y óxido nitroso (N₂O) hacia la atmósfera, la quema de rastrojos genera inmovilización de nutrientes (nitrógeno, principalmente) por la flora bacteriana encargada de descomponer los rastrojos del cultivo previo^[4]. Al utilizar como materia prima los recursos que de otra forma serían quemados, se genera un impacto

positivo en el ambiente, mientras que se obtiene un bien muy valioso (gas de síntesis que producirá luego electricidad).

Funcionamiento de equipos

Algunos equipos al operar generan vibraciones como por ejemplo los sopladores, las bombas y los motores, entre otros, que genera tanto un impacto negativo en los empleados de la planta como en la edificación de la misma.

Presencia de mano de obra

La presencia de la planta supone la creación de un nuevo foco de trabajo en la zona, produciendo un aumento del empleo. Sin embargo, se genera un nuevo riesgo para los trabajadores en la planta por posibles accidentes de trabajo en caso de funcionamiento anómalo de los equipos de la planta. Por otro lado, se debe capacitar bien a los mismos para evitar una mala operación por parte de los operarios.

Consumo de agua

En tanto al consumo de agua y teniendo en cuenta que esta se toma del río aldeaño, se verán afectados los ecosistemas que coexisten en el mismo debido a la disminución de la calzada.

Movimiento de vehículos

Para el caso del movimiento de vehículos, como se mencionó en el apartado anterior, genera vibraciones y emisiones de gases de efecto invernadero.

Efluentes gaseosos

Se trata de un proceso sin grandes emisiones a la atmósfera. Este proceso permite un buen control en la combustión del gas, mejor que si se quemase la biomasa directamente, lo que repercute en una reducción efectiva de las emisiones de CO, óxidos de nitrógeno, dioxinas e inquemados.

La principal emisión de gases proviene de la combustión en el motor. Una vez que se alcanza el régimen permanente de la planta de gasificación, el motor-generator comienza la transformación de la energía química de la combustión en energía eléctrica.

Para calcular las emisiones asociadas, debe aplicarse un factor de emisión de CO₂ atribuible al suministro eléctrico (también conocido como mix eléctrico en gramos de CO₂/kWh) que representa las emisiones asociadas a la generación eléctrica conectada a la red nacional necesaria para cubrir el consumo.

Tabla 3: factor de emisión para diferentes combustibles^[5]

Combustible	Factor de emisión
Gas natural (m³)	2,15 Kg CO₂/Nm³ de gas natural
Gas butano (Kg) Gas butano (número de bombonas)	2,96 Kg CO₂/Kg gas butano 37,06 Kg CO₂/bombona (considerando 1 bombona de 12,5 Kg)
Gas propano (Kg) Gas propano (número de bombonas)	2,94 Kg CO₂/Kg gas propano 102,84 Kg CO₂/bombona (considerando 1 bombona de 35 Kg)
Gasoil (L)	2,79 Kg CO₂/L de gasoil
Fuel (Kg)	3,05 Kg CO₂/Kg de fuel
GLP genérico (Kg)	2,96 Kg CO₂/Kg de GLP genérico
Carbón nacional (Kg)	2,30 Kg CO₂/Kg de carbón nacional
Carbón de importación (Kg)	2,53 Kg CO₂/Kg de carbón de importación
Coque de petróleo (Kg)	3,19 Kg CO₂/Kg de coque de petróleo

La utilización de la biomasa pura como combustible tiene emisiones consideradas neutras, en el sentido de que el CO₂ emitido en la combustión ha sido absorbido previamente de la atmósfera. Por lo tanto, se aplicará a la biomasa pura un factor de emisión de cero (t CO₂/Nm³). A título informativo, a continuación se presenta una lista de materiales que se consideran biomasa pura con un factor de emisión de cero.

- Plantas y partes de plantas (paja, hojas, cultivos).
- Residuos, productos y subproductos de la biomasa (madera usada, desechos de agricultura, harina de animales).
- Fracciones de biomasa de materiales mezclados.
- Combustibles cuyos componentes y productos intermedios han sido obtenidos todos a partir de biomasa (bioetanol, biodiesel).^[5]

Como se mencionó en el Capítulo 3, el gas de síntesis generado contiene 0,36 kg/h de amoníaco. De no eliminar el NH_3 en el tren de purificación y suponiendo que todo el amoníaco presente en el syngas se convierte en NO_x , se emitirían a la atmósfera 13,8 Kg/h de dichos óxidos. Como el caudal de syngas que egresa del tren de purificación, medido en CNTP, es de 2.894 m³/h, la emisión de NO_x resulta de 4.773,2 mg/Nm³. La limitación para emisiones de óxidos de nitrógeno es, como ya se mencionó en capítulos anteriores, de 450 mg/Nm³ ^[6]. Este amoníaco se elimina antes del motor, para evitar un volumen de emisiones de óxidos de nitrógeno nocivas para el ambiente. Sin embargo se sabe gracias al simulador UNISIM Design que no es posible eliminarlo en su totalidad y que el syngas que ingresa al motor contiene 0,36 kg/h, es decir, se emitirían 0,97 Kg/h de NO_x . Considerando que el caudal de syngas en CNTP es el mismo, la emisión de NO_x es de 336,53 mg/Nm³. De esta manera, las emisiones de NO_x se encuentran dentro de los límites legales y no es necesario ningún tratamiento extra.

Otra emisión problemática en los motores al quemar gas de síntesis son los óxidos de azufre. Sin embargo, debido a la composición de la materia prima utilizada, en la gasificación se genera 114,2 mg/Nm³ de H_2S que, al ser quemado en el motor, genera 214,9 mg/Nm³ cantidad de SO_x . La limitación para la emisión de estos óxidos es de 500 mg/Nm³ ^[7], por lo que no representa un inconveniente.

En primera instancia, cabe destacar que si bien las cantidades de efluentes gaseosos emitidos a la atmósfera se encuentran dentro de los límites legales, estos no dejan de ser perjudiciales para el medio ambiente y las especies que viven en él. Dentro de los efectos adversos se puede mencionar que los óxidos de nitrógeno pueden producir daños sobre la salud humana (inflamación de las vías aéreas, afecciones de órganos, como hígado o bazo, o de sistemas, como el sistema circulatorio o el inmunitario, que propician a su vez infecciones pulmonares e insuficiencias respiratorias) y sobre el medio ambiente (acidificación y eutrofización de ecosistemas, afecciones metabólicas, limitación del crecimiento vegetal). Los procesos de acidificación pueden también afectar a las edificaciones. Por otra parte, los NO_x contribuyen igualmente de forma secundaria a la formación de partículas inorgánicas (por ser precursores del ácido nítrico, HNO_3 , y por tanto del nitrato, NO_3 en partículas), y también actúan como precursores de la formación de ozono (O_3), lo que potencialmente agrava las consecuencias mencionadas sobre la salud y el medio ambiente y conlleva efectos sobre el clima^[8]. Además, el dióxido de azufre es un gas irritante y tóxico que se forma por la combustión del sulfuro de hidrógeno. Afecta sobre todo las mucosidades y los

pulmones provocando ataques de tos si éste es absorbido por el sistema nasal. La exposición de altas concentraciones durante cortos períodos de tiempo puede irritar el tracto respiratorio, causar bronquitis, reacciones asmáticas, espasmos reflejos, parada respiratoria y congestionar los conductos bronquiales de los asmáticos. El líquido se evapora rápidamente lo que puede provocar congelación al contacto con la piel. Los efectos de los SO_x empeoran cuando el dióxido de azufre se combina con partículas o con la humedad del aire, ya que se forma ácido sulfúrico y produce lo que se conoce como lluvia ácida, provocando la destrucción de bosques, vida salvaje y la acidificación de las aguas superficiales. Además, los efectos sobre la salud del sulfuro de hidrógeno son las siguientes según su concentración:

- Concentraciones bajas - irritación de ojos, nariz, garganta o sistema respiratorio; los efectos pueden tardar en aparecer.
- Concentraciones moderadas - efectos más severos en los ojos y la respiración, dolor de cabeza, mareos, náusea, tos, vómitos y dificultad al respirar.
- Concentraciones altas - estado de shock, convulsiones, incapacidad para respirar, coma, muerte; los efectos pueden ser extremadamente rápidos (en pocos respiros)^{[9],[10]}.

Efluentes líquidos

Los efluentes líquidos de la planta de gasificación provienen de los aceites tanto del motor como de las bombas y otros equipos que requiera lubricación que debe cambiarse aproximadamente cada 750 horas de funcionamiento^[11]. Los aceites no se disuelven en el agua, forman películas impermeables que impiden el paso del oxígeno y afectan la flora y la fauna tanto en el agua como en tierra, esparcen productos tóxicos que pueden ser ingeridos por los seres humanos de forma directa o indirecta. Los hidrocarburos saturados que contienen no son biodegradables (en el mar el tiempo de eliminación de un hidrocarburo puede ser de 10 a 15 años). Además, 1L de aceite usado contamina 1.000 m³ de agua. El vertido de aceites usados en los cursos de aguas deteriora notablemente la calidad de las mismas, al ocasionar una capa superficial que impide la oxigenación de las aguas y produce la muerte de los organismos que las pueblan.

A estas dificultades debemos añadir los riesgos que implican las sustancias tóxicas contenidas en los aceites usados tales como: fenoles, aminas aromáticas, terpenos fosfatados y sulfonados di-alquil-ditiofosfato de cinc, detergentes, poli-isobutilenos, poliésteres, que durante el uso del aceite a temperaturas elevadas forman peróxidos intermedios que son muy tóxicos^[12].

Efluentes sólidos

El residuo sólido que se genera en la planta es principalmente char y partículas. Primero un total de 90,3 kg/h de char se deposita en el fondo de los gasificadores. Este char será llevado hacia un tanque de

almacenamiento por una cinta de cangilones ubicada directamente debajo de los reactores. Este tanque será de 54 m^3 para que pueda almacenarse el char generado en tres días de operación.

El resto del char generado en la gasificación ($10,03 \text{ kg/h}$) es arrastrado por el gas hacia el tren de purificación. De este char, $9,62 \text{ kg/h}$ se eliminan en los 3 ciclones y, al igual que el char proveniente de los gasificadores, se llevan en cinta de cangilones al tanque de almacenamiento de 54 m^3 . El resto del char que no se elimina continúa hacia el lavador Venturi.

En el lavador Venturi se separan $0,31 \text{ kg/h}$ de char del gas. Es importante distinguir que las condiciones del char que se extrae en el Venturi son diferentes a las del char proveniente tanto del reactor como del ciclón. Al extraerse con agua, el char sale con el caudal de salida de esta y se deposita en un tanque. A este tanque le ingresa continuamente caudal y, al no ser solo char, no podrá utilizarse una cinta como en los casos anteriores. Se opta por colocar un tanque de almacenamiento del cual se eliminará agua continuamente para ser enfriada en la torre de enfriamiento y recirculada al Venturi. Para que este agua no ingrese con char, se coloca la boquilla de salida de agua en una cierta altura. De esta manera, el agua podrá ser recirculada libre de char hasta el momento en que el nivel de char sedimentado alcance la boquilla. En este punto será necesario vaciar el tanque. Dado que el proceso es continuo, para retirar el char acumulado, será necesario contar con dos tanques de almacenamiento por cada lavador Venturi, a fin de no requerir una parada de planta cuando deba cerrarse la válvula de salida agua + char, y pueda simplemente redirigir este caudal hacia el segundo tanque. Se elige aleatoriamente dimensionar el tanque de almacenamiento de manera que sea necesario cambiarlo cada 750 horas de operación, para que coincida con las fechas de cambio de aceite del motor. Para esto, conociendo el agua + char que entran al tanque por hora, se determina un tanque de 32 m^3 . Al estar la boquilla a cierta altura, para comenzar la operación será necesario llenar con agua el tanque hasta este nivel (7 m), de manera de asegurar que exista el reflujo de agua. Sin embargo, cuando comienza a ingresar agua + char el nivel del agua en el tanque aumenta, teniendo un máximo cuando la altura de char es de 6 m (transcurridas las 750 horas), lo que implicaría que sea necesaria una altura de tanque de 13 m. Para evitar esta sobredimensión se decide colocar una segunda boquilla 2 m por encima de la primera a fin de eliminar este excedente de agua, y poder utilizarla como agua de reposición en la torre de enfriamiento. Al momento de realizar la limpieza, se deben cerrar la válvula que permite el ingreso de agua + char, y redirigirla al segundo tanque. El primer tanque se deja decantar el char y se abre la válvula inferior para vaciarlo, teniendo en cuenta que esta corriente contendrá algo de agua. Esta válvula se cerrará cuando comience a salir agua libre de char, controlado con un medidor de nivel. En la siguiente figura se esquematiza el tanque de almacenamiento de char descrito.

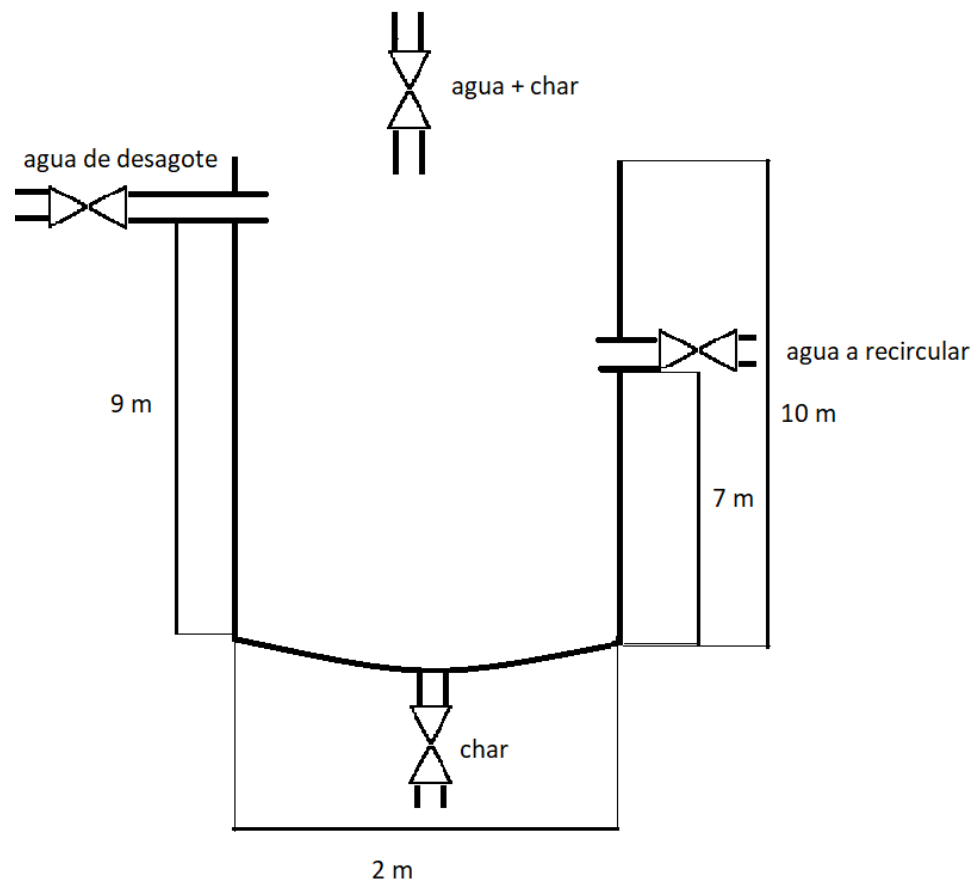


Figura 1: diagrama del tanque de almacenamiento de char y agua.

En última instancia, 0,1 kg/h de char remanente en la corriente de syngas se eliminan en el filtro de mangas. De este no sale un caudal fijo de char, sino que será retenido por el filtro. El char será extraído solo en el momento de cambio de filtro. Para esto, al igual que con los tanques de almacenamiento a la salida del Venturi, se tendrán disponibles dos filtros de mangas, evitando paradas de planta para limpieza o cambio de equipos. Los cambios de filtros de manga no se miden en tiempo, a diferencia de los equipos anteriores, sino que depende de la caída de presión en el mismo.

8.4 Identificación y valoración de los impactos ambientales

Tanto en las fases de montaje y funcionamiento se producirán impactos sobre el medio. El grado de afectación dependerá de la magnitud de las acciones y fragilidad del medio.

A continuación en la tabla 4 se muestran los impactos ambientales negativos más significativos.

Tabla 4: impactos negativos más significativos

Impacto	Descripción
Vertido de aceites de equipos	Cada 750 h de operación de los equipos es necesario cambiar el aceite de los mismos. Estos aceites no se disuelven en agua ni son biodegradables por lo que tienen un efecto muy negativo en el ambiente si son vertidos directamente.
Riesgos de accidentes	Los operarios dentro de la planta están expuestos a condiciones riesgosas. La planta opera a muy altas temperaturas y los equipos emiten ciertos contaminantes dañinos para los operarios
Alteración de la calidad acústica del medio	La exposición al ruido provoca problemas de salud en los trabajadores, como por ejemplo pérdida de audición. Además el ruido provoca accidentes de diferentes formas dentro de la planta: dificultando a los trabajadores escuchar y comprender correctamente las voces y las señales; ocultando el sonido de un peligro que se aproxima o de las señales de advertencia; distrayendo a los trabajadores; contribuyendo al estrés laboral que aumenta la carga cognitiva e incrementa la probabilidad de cometer errores ^[13]
Acumulación de residuos sólidos	Si bien el char y cenizas por sí mismo no contaminan el ambiente la acumulación de estos residuos genera un problema ya que será necesario deshacerse de los mismos.
Utilización de agua	Como agua auxiliar se utiliza agua potable la cual es un recurso no renovable que podría estar destinada al consumo de la población.
Consumo de energía eléctrica	Si bien la energía es autogenerado por la planta esta podría tener variaciones

8.5 Medidas preventivas y correctoras

Para eliminar o reducir los impactos de la planta en el ambiente, se buscarán medidas preventivas y correctoras para cada efecto. Si bien las medidas se concentrarán mayormente en los impactos más significativos mencionados en la tabla 4, se planificarán otras acciones adicionales sobre impactos no mencionados.

Vertido de aceites de equipos

El aceite usado se trata de un residuo de gran riqueza. En su composición aparecen importantes recursos materiales y energéticos, que permiten al aceite usado ser valorizado en su totalidad y utilizado como materia prima para la fabricación de nuevos productos.

Como todos los residuos aprovechables, el aceite usado exige unos requisitos previos. Debe ser correctamente extraído y almacenado y, una vez recuperado, es analizado en los centros de almacenamiento temporal o en centros de transferencia donde se determina su destino final para ser tratado a través de los siguientes procesos:

- **Regeneración:** el proceso consiste en eliminar el agua, aditivos, metales pesados y otros sedimentos del residuo para obtener una base lubricante válida para su reformulación en nuevo aceite lubricante, lo que contribuye a un notable ahorro de materias primas en la producción de nuevos aceites.
- **Valorización energética:** tratamiento físico-químico de descontaminación del aceite usado que posibilita su posterior uso como combustible industrial, aprovechando su poder calorífico en centrales térmicas de generación eléctrica, cementeras, papeleras, equipos marinos, etc., evitando con ello la utilización de otros combustibles tradicionales como el fuel oil.
- **Reciclado:** el aceite usado también se puede someter a un reciclado material, siendo válido para producir otros materiales como betún asfáltico que luego se usa para telas impermeabilizantes o en el asfaltado de carreteras, pinturas, tintas, fertilizantes o arcillas expandidas.

Con la gestión de aceites industriales usados se logran importantes beneficios ambientales y económicos como son el ahorro de materias primas. Con 3 L de aceite usado se obtienen 2 L de aceite nuevo, en comparación con los 140 L necesarios para obtener la misma cantidad a través del primer refino de petróleo^[14].



Figura 2: beneficios de reutilización de aceite usado.^[14]

Grandes empresas que generan muchas cantidades de aceite constantemente suelen enviar su aceite usado a empresas encargadas de procesar y transformar este residuo para poder reutilizarlo. Estas empresas se adaptan a las legislaciones del país de la planta que la contrata y ofrece la disposición final de este tipo de residuos. En Argentina la empresa líder en recolección y tratamiento de aceites usados es Bravo Energy. Sus principales clientes son encuentran ExxonMobile, Shell, John Deer y LAN, entre otras. El aceite usado recibido por la empresa se refina para obtener varios combustibles y fuentes de energía limpia para producir calefacción, energía para plantas de generación eléctrica, quemadores, calderas, diluyente para diesel en motores marinos, y para su refinación para obtener bases de lubricantes para motores.

Entonces, para evitar los efectos dañinos de los compuestos químicos a nuestras fuentes de agua, nuestro aire, tierra, planta, alimentos, animales y a la salud de la población, se propone la entrega de todo aceite usado por la planta a una empresa procesadora y transformadora de este residuo como por ejemplo Bravo Energy. Esta empresa tiene sede en la provincia de Santa Fe y se encarga de recolectar el aceite usado por sus clientes^[15].

Riesgo de accidentes

En cuanto a este impacto, más que una solución instantánea a implementar, es necesario llevar adelante medidas constantes. Todo el personal tiene responsabilidades asociadas a sus roles:

- Dirección de la empresa: cumplir legislaciones, establecer normas de seguridad, proveer elementos de protección personal e implementar capacitaciones en riesgos.
- Trabajadores: cumplir normas de higiene y seguridad de trabajo, asistir a exámenes de salud y capacitaciones, detectar riesgos e informar accidentes.
- Supervisión: inculcar hábitos seguros, controlar, detectar riesgos e investigar accidentes.
- Medicina laboral: efectuar exámenes de salud, y el seguimiento de accidentados.
- Área de Higiene y seguridad: controlar cumplimiento de normas, explicar funcionamiento de elementos de protección, elaborar reglamentaciones y textos.^[16]

Alteración de la calidad acústica del medio

La exposición a niveles de ruido intensos puede ser muy peligrosa, así como puede no revestir ningún peligro. La llave para resolver cuándo es peligroso está en el tiempo de exposición. Existen distintos criterios, como el “criterio de igual energía” (que se basa en la determinación de un índice de evaluación único y proporcional a la energía absorbida, sin importar la distribución del ruido en el tiempo) y el “igualdad de efectos” que considera que el oído humano experimenta una recuperación en los periodos de descanso. En el decreto 351/79 se mantiene en vigencia el criterio energético, pero con modificaciones como los límites admisibles para la jornada laboral: menor a 85 dB se puede trabajar sin protección hasta 8 horas diarias, entre 85 y 110 dB se puede trabajar con protección hasta 8 horas diarias o sin protección menos tiempo, 110 dB o más sí o sí con protección y a mayores de 135 dB no es admisible trabajar ni siquiera con protección.

El instrumento básico para medir el nivel de ruido al que está expuesto un trabajador es el decibelímetro. Este cuenta con distintas partes: micrófono (convierte las vibraciones en tensiones eléctricas que pasan a través del preamplificador), preamplificador (las tensiones eléctricas son acondicionadas), amplificador y ponderador de frecuencia y luego el detector convierte en valor eficaz o RMS que luego se verá en el indicador o display.

También existen medidores portátiles que se utilizan cuando la persona debe moverse constantemente o los niveles sonoros varían de forma impredecible. Se utiliza mayormente el dosímetro de ruido que posee un nivel sonoro umbral a partir del cual se comienza a acumular la dosis.^[16]

Dado que no es posible anticipar el nivel de ruido exacto al que será expuesto cada operario en la planta, se deberá planificar un estudio del ruido donde se tomarán mediciones a lo largo de la jornada laboral de un empleado y así analizar la necesidad de implementar elementos de protección personal y otras medidas. Sin embargo, de bibliografía podría estimarse un nivel de ruido aproximado por los equipos instalados. Por ejemplo, un soplador

con capacidad de 2.040 m³/h, similar al necesario para impulsar el aire para que ingrese al intercambiador genera 77 dB^[17], y uno con capacidad de 4.212 m³/h, similar al necesario para impulsar syngas genera 78 dB^[17]. Además, otro equipo que genera ruido considerable es el motor. A falta de un valor de ruido para el motor a gas de síntesis, se menciona que un motor diesel genera entre 84-89^[18] dB de ruido.

La ubicación de los equipos también aporta mucho a la mitigación de los efectos negativos del ruido, por lo que debe priorizarse la instalación de los que mayor ruido generan en áreas de servicio lejos de las áreas productivas, aislando la fuente de ruido.

Acumulación de residuo sólido

Para el caso de los efluentes sólidos, solo se tiene char y este no genera grandes impactos negativos en sí mismo. Sin embargo, como todo residuo, debe ser dispuesto. Por lo tanto, a modo de solucionar este problema, el char será vendido como un sustituto del carbón activado debido a que comparten muchas características que lo hacen un producto de valor, ya que puede utilizarse para absorber impurezas de diversos tipos. Las similitudes entre el char y el carbón activado fueron desarrolladas en el capítulo 5, así como los experimentos ya realizados para activar el char. El único tratamiento requerido para esta corriente sólida será la eliminación del agua arrastrada por el char a la salida de los tanques de almacenamiento posteriores a los lavadores Venturi, mediante un secador^[19]. Una vez hecho el secado, el char deberá activarse. Se propone seguir el proceso de activación térmica desarrollado por Kilpimma et al, donde se utiliza CO₂ a 600°C. Debido a que los gases de escape del motor de combustión interna contienen dióxido de carbono en su mayoría, y se liberan a más de 400°C^[20], estos gases podrían utilizarse para realizar la activación del char. Esto generaría un buen aprovechamiento de la energía térmica del motor, y una fuente adicional de ingresos por la venta del “char activado”.

Utilización de agua

Para reducir este impacto se opta por la reutilización del agua en un circuito abierto que implica una buena forma de mitigarlo. Esto implica usar el mismo agua repetidamente para los equipos que requieren la requieren, esto ahorra una gran cantidad de agua nueva comparada con la renovación en cada ciclo. Sin embargo, como se mencionó en el capítulo 6 serán necesarios luego de 8 ciclos renovar el agua por completo ya que deja de tener las propiedades necesarias para seguir trabajando eficientemente.^[21]

Consumo de energía eléctrica

Como se mencionó la energía que produce el motor de combustión interna es suficiente para autosustentar la planta y tener un remanente para ventas. Sin embargo será necesario controlar el consumo energético de producto

terminado para identificar cualquier variación. Por lo tanto, la planta tendría que tener acceso a la red eléctrica en caso de variaciones en la energía generada por el producto.

Medidas adicionales

Otras medidas que se pueden tomar a fin de prevenir y corregir los daños que genera la planta se enumeran a continuación:

- Limitar las operaciones de carga/descarga de materiales y en general todas aquellas actividades que puedan dar lugar a la emisión/movilización de polvo o partículas durante los períodos en los que el rango de velocidad del viento (vector dispersante) sea inferior a 10 km/h. Así, en la planificación diaria de estas actividades la dirección de obra debería incorporar como un factor más a tener en cuenta, la previsión meteorológica.
- La maquinaria deberá transitar por los caminos existentes, para minimizar la afección.
- En cuanto a las emisiones de vehículos y maquinaria pesada, éstas pueden ser reducidas mediante un adecuado mantenimiento técnico de las mismas (que asegure una buena combustión en el motor).
- Durante la fase de obras se asignará un responsable medioambiental que se encargue de vigilar y registrar las incidencias surgidas durante el desarrollo de las mismas
- Al finalizar la obra restituir las infraestructuras a su estado actual, retirando y gestionando correctamente todos los residuos. Se procederá a reponer o restaurar los caminos de acceso que puedan haberse visto afectados; el estado final de los mismos debe ser al menos el que existía previo a la afección por las obras.
- En la medida de lo posible deberá evitarse que los sólidos en suspensión sean vertidos a cauces de agua ya sean permanentes o de carácter estacional o que puedan ser arrastrados por las aguas en su curso natural.
- Minimizar al máximo posible el tiempo de funcionamiento de la maquinaria pesada y resto de vehículos y máquinas que supongan un aumento en los niveles acústicos.
- Se redactará un plan de limpieza de las instalaciones y zonas pavimentadas para evitar la contaminación del agua de lluvia y de los arrastres de materiales debidos al curso natural las aguas pluviales.^[22]

8.6 Programa de vigilancia ambiental (PVA)

El Programa de Vigilancia Ambiental (PVA) es un documento que incluye la información necesaria, la forma de obtenerla, interpretarla y almacenarla, para la realización del conjunto de análisis, toma de datos y comprobaciones, que permitan revisar la evolución de los valores que toman los parámetros ambientales y de los que se admitieron para la implantación del proyecto, tanto durante la fase de construcción como en la de funcionamiento. El presente PVA tiene como finalidad principal llevar a buen término las recomendaciones propuestas en el estudio de impactos, destinadas a la minimización y desaparición de las afecciones ambientales. Además debe permitir el seguimiento de la cuantía de ciertos impactos de difícil predicción, así como la posible

articulación de medidas correctoras in situ, en caso de que las planificadas se demuestren insuficientes, la detección de posibles impactos no previstos y estimación de la incidencia real de aquellas afecciones que se valoraron potencialmente en su momento.^[23]

Debido a que el proyecto se realizó en dos fases, el PVA se dividirá en dos.

8.6.1 PVA durante la fase de montaje

En esta fase el jefe de obra será el máximo responsable de la aplicación del PVA. A continuación se muestran la tabla 5 y tabla 6, donde se muestran los seguimientos de las medidas preventivas y seguimiento de las medidas correctoras.

Tabla 5: medidas preventivas en fase de montaje

Control de emisiones de partículas	Se controlará periódicamente el nivel de partículas en suspenso
Control de operaciones ruidosas	Se controlará que las obras se efectúen entre las 9 y 20 h
Control de áreas de materia prima	Las áreas de almacenamiento de biomasa deberán estar en zonas ventiladas y protegidas de la humedad
Control de la ubicación de almacenamiento de residuos	Las áreas de almacenamiento de residuos sólidos deberán estar en zonas ventiladas y protegidas de las condiciones climáticas adversas
Control de líneas eléctricas	Se controlará que se encuentre en buen estado, así como también se comprobará los elementos de seguridad del cuadro de control eléctrico

Tabla 6: medidas correctivas durante la fase de montaje.

Control de desmantelamiento de las instalaciones de la obra	Antes del acta de recepción, se realizará una visita de control para comprobar que las instalaciones de la obra han sido retiradas y desmanteladas.
Informes ordinarios	Recogerá observaciones relativas al funcionamiento de las acciones y dispositivos de protección ambiental. Será presentado mensualmente.

8.6.2. PVA durante la fase de funcionamiento

En esta fase el jefe de laboratorio será el máximo responsable de la aplicación del PVA. A continuación en la tabla 7 se muestra el seguimiento de las tareas en esta fase.

Tabla 7: medidas durante la fase de montaje

Buenas prácticas en obra mediante la planificación y el establecimiento de criterios de actuación que aseguren unas condiciones adecuadas de orden y limpieza
Control de ruido e insonorización de los equipos que así lo requieran
Detectores de CO debidamente calibrados e inspeccionados continuamente
Mediciones en continuo de partículas de: SO₂, NO_x, COT, PTS
Control de residuos y vertidos susceptibles a contaminar aguas y suelos

Adecuado diseño de los drenajes así como también su correcto mantenimiento y limpieza

A continuación en la tabla 8 se muestra los informes que se deberán presentar en esta fase:

Tabla 8: informes a presentar durante el funcionamiento

Informes ordinarios	Se presentarán semestralmente desde la firma de recepción de la obra. Recogerán las observaciones relativas al funcionamiento de las acciones y dispositivos de protección ambiental. Incluyen los análisis periódicos de aguas y todos los análisis realizados, especialmente cualquier medida correctora realizada
Informes especiales	Siempre que se detecte cualquier afección negativa al medio no prevista o superior a ella, se emitirá un informe con carácter urgente aportando toda la información útil para actuar eficazmente

8.7 Bibliografía capítulo 8

^[1]Disponible en [<https://www.argentina.gob.ar/ambiente/sustentabilidad/evaluacion-ambiental/impacto>]

^[2]Disponible en [<https://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpspan.pdf>]

^[3]Disponible en [<http://nulan.mdp.edu.ar/827/1/00507.pdf>]

^[4]Disponible en [https://www.ecured.cu/Residuo_agr%C3%ADcola]

^[5]Oficina Catalana de Cambio Climático. [Disponible en <http://www.caib.es/sacmicrofront/archivopub.do?ctrl=MCRST234ZI97531&id=97531>]

^[6]Ley 5.965, Decreto 3.395, Anexo IV, Tabla D. Normativa vigente concordada, efluentes gaseosos. Disponible en [<http://www.sanmartin.gov.ar/uploads/1431456939-OPDS-Ley-Pcial.5965-Efluentes-Gaseosos.pdf>].

^[7]Decreto N° 3395/96. Reglamento de la Ley N° 5965. La Plata, Buenos Aires, 6 de setiembre de 1996. Disponible en [[://www.opds.gba.gov.ar/sites/default/files/Decreto%203395%2096.pdf](http://www.opds.gba.gov.ar/sites/default/files/Decreto%203395%2096.pdf)].

^[8]Óxidos de nitrógeno. Ministerio para la transición ecológica, Gobierno de España. Disponible en [[://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/calidad-del-aire/salud/oxidos-nitrogeno.aspx](http://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/calidad-del-aire/salud/oxidos-nitrogeno.aspx)].

^[9]Óxidos de azufre. Ministerio para la transición ecológica, Gobierno de España. Disponible en [[://www.prtr.es.es/SOx-oxidos-de-azufre,15598,11,2007.html](http://www.prtr.es.es/SOx-oxidos-de-azufre,15598,11,2007.html)].

^[10](2007). Sulfuro de hidrógeno. United States Department of Labor. Disponible en [[://www.osha.gov/Publications/3300-10N-05-spanish-07-05-2007.html](http://www.osha.gov/Publications/3300-10N-05-spanish-07-05-2007.html)].

^[11]Disponible en [<http://lubrication-management.com/2017/05/25/cada-cuanto-debe-hacerse-un-cambio-de-aceite-en-motores-de-gas/>]

^[12]Disponible en [<http://www.euskalnet.net/depuroilsa/Riesgosmedioambiente.html#G>]

^[13]Disponible en [<https://osha.europa.eu/es/tools-and-publications/publications/factsheets/57>]

^[14]Disponible en [<https://www.sigaus.es/-que-se-hace-con-el-aceite-usado->]

^[15]Disponible en [<http://www.bravoenergy.com/es/que-hacemos>]

^[16]Material brindado por la cátedra de Seguridad,Higiene y Saneamiento Ambiental.(2018)

^[17][Disponible en <https://pdf.directindustry.com/pdf/roboschi/rotary-lobe-blowers/23555-892265.html#open>]

^[18][Disponible en <https://multimedia.3m.com/mws/media/888553O/noise-navigator-sound-level-hearing-protection-database.pdf>]

^[19]Benedetti, V., et al., (2017). *Gasification Char as a Potential Substitute of Activated Carbon in Adsorption Applications*. Faculty of Science and Technology, Free University of Bolzano, piazza Università 5. Italy

^[20][Disponible en <https://www.eve.eus/CMSPages/GetFile.aspx?guid=21ba308f-00f8-47e5-a047-d94afe75fddf>]

^[21][Disponible en <https://www.suezwatertechnologies.com/handbook/chapter-31-open-recirculating-cooling-systems>]

^[22]Disponible en https://www.nodo50.org/ecologistas.valladolid/IMG/pdf/esia_gasificacion_definitivo.pdf

^[23]Disponible en https://www.euskadi.eus/contenidos/documentacion/esia_wind_energy/es_doc/adjuntos/pva.pdf

Conclusión general del proyecto

Se logró diseñar una planta de producción de gas de síntesis destinado a la generación de energía eléctrica a partir del procesamiento de 1 ton/h de marlo de maíz. Se logra generar 1.602,1 kW de energía eléctrica para inyectar a la red eléctrica por medio del plan RenovAR.

Para lograr esto, se analizó en un primer momento el estado de la industria y posibles competidores, para determinar la factibilidad del proceso en cuestión. Se mencionó el contexto actual en el país y a nivel mundial. Se observó que la producción de syngas no está implementada en gran medida actualmente en el país y por lo tanto hay una gran oportunidad de inserción al mercado.

Se analizaron las etapas del proceso, desde el acondicionamiento de la materia prima como el tratamiento del gas producto. Se fijaron condiciones y parámetros del proceso a partir de un modelado matemático, buscando obtener el producto más beneficioso.

Posteriormente, se diseñaron tanto el reactor como los equipos de limpieza del gas. Para esto se estudiaron las posibles emisiones peligrosas del gas y las limitaciones legales de las mismas, además de los posibles elementos del gas que puedan dañar los equipos presentes. Para ciertos equipos fueron necesarias corrientes de agua, para las cuales se plantea un circuito con torres de enfriamiento, a modo de reducir el consumo de este recurso.

Se realizó un balance energético del reactor, a modo de definir condiciones de entrada de las materias primas, teniendo en cuenta las reacciones que ocurren y si son exo o endotérmicas. Con esto se encontró la necesidad de intercambiadores de calor que fueron diseñados de la forma más eficiente, siguiendo un análisis PINCH.

Se caracterizaron las corrientes en cada tramo, y las tuberías requeridas en cuanto a material, tamaño y color. Se determinan los equipos auxiliares destinados a impulsar fluidos y se consideraron los consumos de cada uno de ellos. Con esto pudo lograrse el autoabastecimiento eléctrico de la planta.

Como cierre del proyecto se realizó un análisis económico del mismo. Se estimó un CapEx de aproximadamente 6 millones de dólares. El costo operativo (OpEx) también se estimó a partir de factores y datos conocidos. A partir de estos valores y de los precios de venta de la energía eléctrica en la zona de la planta, fue posible realizar un análisis de rentabilidad. En función de los resultados, se determinó que la planta no es rentable tal como se plantea, pero se analiza un posible aprovechamiento un subproducto, que podría generar mayores ingresos.

