

Trabajo final de Ingeniería Química

Diseño de una planta de producción de gas de síntesis a partir de gasificación de residuos de la producción azucarera.

Córdoba, Lucía

Levolle, Estefanía

Directores: Casteñer - García de la Mata - Marcovic - Soulé

Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Mar del Plata.

Diciembre 2019.



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

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

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



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

Agradecimientos: *A nuestras familias y amigos.*

1.1. Resumen ejecutivo	7
1.2. Introducción	8
1.3. Gas de síntesis	8
1.3.1. Propiedades y características	9
1.3.2. Aplicaciones	9
1.3.3. Ventajas y desventajas	10
1.3.4. Estado en la Industria	10
1.4. Proceso de producción de gas de síntesis	11
1.4.1. Biomasa	11
Biomasa residual seca	11
Biomasa residual húmeda	12
1.4.2. Gasificación de biomasa	12
1.4.3. Materias primas	14
1.4.4. Agentes oxidantes	16
Gasificación con aire	16
Gasificación con oxígeno	17
Gasificación con vapor de agua	17
1.4.5. Reactores	17
Gasificador de lecho fijo	18
Gasificador de lecho fluidizado	19
Gasificador de lecho arrastrado	19
1.4.6. Productos y subproductos	20
1.5. Cogeneración	21
1.5.1. Tipos de motores primarios	24
1.6. Industria y mercado	26
1.6.1. A nivel nacional	26
1.6.2. A nivel mundial	28
1.6.3. Precios de materias primas	28
1.6.4. Precios de productos	29
1.7. Marco legal	29
1.7.1. Ley Nacional 26.190 “Energía Eléctrica” (06/12/2006)	29
1.7.2. Ley Nacional 27.191 “Energía Eléctrica” (23/09/2015)	29
1.7.3. Ley Nacional 27.424 “Régimen de fomento a la generación distribuida de energía renovable integrada a la red eléctrica pública”	30
1.7.4. Ley Nacional 22.428 “Fomento a la conservación de los suelos”	30
1.8. Datos macro	31
1.9. Elección del proceso de producción	32
1.10. Justificación preliminar del proyecto	32
1.11. Bibliografía	33

2.1. Resumen ejecutivo	36
2.2. Gasificación: etapas, reacciones involucradas y materias primas	36
2.2.1. Descripción de etapas y reacciones químicas	36
2.2.2. Caracterización de las materias primas	38
2.3. Comparación con otras alternativas de producción	41
2.4. Análisis termodinámico	42
2.5. Variables relevantes y sus efectos	43
2.5.1. Efecto de la temperatura	43
2.5.2. Efecto de la presión	44
2.5.3. Efecto de la relación ER	44
2.5.4. Efecto de la velocidad superficial	44
2.6. Modelo de reacción	45
2.6.1. Verificación del modelo	48
2.6.2. Adaptación del modelo	53
2.6.3. Fuentes de error inherentes al modelo	64
2.7. Bibliografía	65
3.1. Resumen ejecutivo	66
3.2. Capacidad de producción	66
3.3. Tipo de reactor	67
3.3.1. Posibles reactores	67
3.3.2. Selección del tipo de reactor	69
3.3.3. Número de reactores y disposición	69
3.4. Caracterización del reactor	69
3.4.1. Material	69
3.4.2. Geometría	70
3.4.3. Espesor	74
3.4.4. Descarga de cenizas	75
3.5. Diseño térmico	75
3.5.1. Aislación del reactor	77
3.6. Sistema de control	80
3.6.1. Variables de control y manipuladas	82
3.6.2. Tipo de controlador e instrumentos de medición	82
3.7. Bibliografía	83
4.1. Resumen ejecutivo	85
4.2. Análisis de pre y post tratamiento	86
4.2.1. Pretratamiento de la materia prima	86

4.2.2. Post tratamiento del gas	87
4.3. Elección del motor primario para cogeneración	88
4.4. Caudales a separar	89
4.5. Secado	90
4.6. Separación de partículas y tar	91
4.6.2. Tar	91
4.6.3. Partículas	93
4.6.4. Elección del sistema de separación	95
4.7. Separación de trazas	96
4.8. Ciclón	96
4.9. Filtros de mangas	103
4.10. Torre spray y absorbedor	106
4.10.1. Torre spray	106
4.10.2. Torre de absorción	109
4.11. Biofiltro	112
4.12. Tratamiento del agua	115
4.13. Balance de masa global	116
4.14. Balances de masa para cada etapa	118
4.14.1. Pretratamiento materia prima	118
4.14.2. Sistema de gasificadores	118
4.14.3. Limpieza y acondicionamiento	119
4.15. Bibliografía	120
5.1. Resumen ejecutivo	122
5.2. Resumen de corrientes de la planta	122
5.3. Abastecimiento y almacenamiento de materias primas y productos	124
5.3.1. RAC y Bagazo	124
5.3.1.1. Abastecimiento de materia prima	124
5.3.1.2. Almacenamiento	125
5.3.2. Syngas	130
5.4. Equipos auxiliares	130
5.4.1. Limpieza del RAC	130
5.4.2. Molienda del bagazo y el RAC	131
5.4.3. Motor de combustión interna (MCI)	132
5.4.4. Transporte de sólidos	136
5.4.5. Transporte de fluidos	138

5.4.5.1. Tuberías	138
5.4.5.2. Bombas	139
5.4.5.3. Válvulas	140
5.4.5.4. Soplador de aire	140
5.5. Bibliografía	141
6.1. Resumen ejecutivo	143
6.2. Integración energética	143
6.2.1. Balance energético en el reactor	143
6.2.2. Análisis Pinch	144
6.2.3. Diseño de equipos de intercambio de calor	145
6.2.3.1. Primer intercambiador	146
6.2.3.2. Segundo intercambiador	147
6.2.4. Diseño de torre de enfriamiento	148
6.2.4.1. Selección del tipo de torre	148
6.2.4.2. Selección del relleno	150
6.2.4.3. Diseño del equipo	151
6.7. Resumen de consumos de la planta	154
6.8. Bibliografía	154
7.1. Resumen ejecutivo	155
7.2. Ingeniería de producción	155
7.2.1. Capacidad de la planta	155
7.2.2. Equipos a utilizar	156
7.2.3. Layout de la planta	156
7.2.4. Superficie de la planta	157
7.3. Plan de negocios	158
7.3.1. Impacto de la operación de la planta	158
7.3.2. Análisis FODA y matriz de estrategias	159
7.4. Estimación de costos de inversión (CapEx)	160
7.4.1. Terreno	162
7.4.2. Estimación de la Inversión Fija (IF)	162
7.4.2.1. Equipamiento	163
7.4.2.2. Factores de la inversión directa e indirecta	168
7.4.3. Estimación de la inversión en capital de trabajo e inversión total	171
7.5. Estimación de costos de operación (OpEx)	172
7.5.1. Costos variables	172
7.5.2. Costos fijos	175
7.5.3. Costos totales	177
7.6. Rentabilidad	178

7.6.1. Ingresos por ventas	178
7.6.2. Cuadro de fuentes y usos de fondos	179
7.6.3. Análisis de rentabilidad	181
7.6.4. Propuestas para mejorar la rentabilidad del proyecto	183
7.7. Cronograma	184
7.8. Bibliografía	185
8.1. Resumen ejecutivo	187
8.2. Distribución de los diferentes sectores de la planta	188
8.3. Organización y contenido del trabajo	188
8.4. Medio ambiente del trabajo	189
8.4.1. Ruido	189
8.4.1.1. Medidas	193
8.4.2. Iluminación	196
8.4.3. Carga térmica	196
8.4.4. Riesgo químico	202
8.5. Corrección del ambiente de trabajo	209
8.6. Condiciones infraestructurales y equipamiento	211
8.6.1. Vibraciones	211
8.6.2. Riesgo mecánico y eléctrico: seguridad en máquinas y equipos	211
8.6.2.1. Riesgo mecánico	212
8.6.2.2. Riesgo eléctrico	213
8.6.3. Elementos de protección personal	215
8.6.4. Protección contra incendios	217
8.6.4.1. Muros cortafuego	219
8.6.4.2. Extintores manuales	221
8.6.5. Colores y señales de seguridad	223
8.7. Tratamiento de efluentes y contaminación ambiental	225
8.8. Evaluación del impacto ambiental	226
8.9. Bibliografía	230
Conclusión general	232

Capítulo 1: Estudio preliminar

1.1. Resumen ejecutivo

Mediante el presente proyecto se pretende analizar la viabilidad de una planta productora de gas de síntesis y la capacidad de dicho gas en la producción de energía eléctrica y térmica. La planta satisfará la necesidad de reemplazar las fuentes convencionales de energía por fuentes renovables, lo cual se ha convertido en un punto importante a considerar para mitigar los problemas medioambientales que acarrea el uso de combustibles fósiles.

La idea central del proyecto es producir gas de síntesis mediante el proceso de gasificación de biomasa, utilizando como materia prima los residuos de caña de azúcar (RAC y bagazo), considerando el costo de los mismos como nulo. La mayor producción de desechos de caña en Argentina se encuentra en la provincia de Tucumán, motivo por el cual se decide localizar la planta en dicha provincia, en las cercanías de un ingenio.

El proceso de gasificación se realiza por medio de un gasificador downdraft, el cual se caracteriza por minimizar la producción de alquitranes, utilizando aire como agente oxidante. Finalmente, el gas obtenido debe ser acondicionado de manera tal de generar electricidad por medio de un motor primario.

Se procesará un caudal nominal de 1 tn/h de residuos con el fin de que sea un proyecto rentable.

En Argentina existe una legislación que contempla la existencia de un porcentaje de energía renovable con respecto al total de la energía provista. Para llevar a cabo este proyecto se tienen en cuentas las siguientes leyes:

- Ley Nacional 26.190/91 “Energía Eléctrica”
- Ley Nacional 27.424 “Régimen de fomento a la generación distribuida de energía renovable integrada a la red eléctrica pública”
- Ley Nacional 22.428 “Fomento a la conservación de los suelos”

1.2. Introducción

Los países en desarrollo actualmente realizan actividades en el contexto del desarrollo sustentable para mitigar el cambio climático, con la posibilidad de recibir el apoyo técnico y financiero de los países desarrollados.

La posición Argentina al respecto establece el apoyo a estrategias bajas en carbono en el contexto del desarrollo sustentable, entendido en sus dimensiones sociales, económicas y ambientales. Siguiendo esta línea, se pretende promover la valorización energética de subproductos de las actividades agropecuarias, forestales y de sus industrias asociadas. Se prevé que el reemplazo de combustibles fósiles para la generación de energía reducirá las emisiones de gases de efecto invernadero en 9,5 millones de toneladas de CO₂ equivalentes anuales de dos sectores importantes de la economía: el agropecuario y el energético, al mismo tiempo que se generan beneficios en materia de desarrollo sustentable.

La provisión de servicios energéticos modernos con el uso sustentable de la biomasa implica no sólo un impacto positivo en materia de mitigación sino también numerosas ventajas locales medioambientales y socioeconómicas derivadas de la disminución de la contaminación de cursos de agua, suelos, reducción de incendios, la generación de empleo, el fortalecimiento de la autarquía energética local y una mejora en la calidad de vida.

1.3. Gas de síntesis

El gas de síntesis, también conocido como gas pobre o syngas, se compone químicamente por una mezcla de hidrógeno (H₂), dióxido de carbono (CO₂), monóxido de carbono (CO), y metano (CH₄), en diferentes proporciones, y trazas de vapor de agua, nitrógeno (N₂), amoníaco (NH₃), sulfuro de hidrógeno (H₂S) y otros componentes, dependiendo la materia prima, el agente gasificante y las variables de operación.

Sus componentes principales y de mayor interés, y a los que se hace referencia cuando se habla de gas de síntesis, son el CO y el H₂, siendo los demás componentes residuales.

El gas de síntesis puede obtenerse a partir de una variedad de materias primas carbonosas, incluida la biomasa, por un proceso termoquímico que recibe el nombre de gasificación. En dicho proceso, ocurre una oxidación exotérmica parcial de la biomasa con condiciones de proceso optimizadas para la obtención de altos rendimientos de los productos gaseosos de interés.

1.3.1. Propiedades y características

El nombre gas de síntesis proviene de su uso como intermediario en la creación de gas natural sintético (GNS). Aunque posee menos de la mitad de densidad de energía que el gas natural, se trata de un gas de elevado valor comercial para el cual cada vez crece más el interés en su producción debido a sus múltiples usos, ya que se ha empleado, se emplea, como combustible o como producto intermedio para la producción de otros productos químicos.

La calidad del gas está asociada a su poder calórico y a la cantidad de alquitrán y particulado presente en el mismo. Durante la producción de gases la cantidad de alquitranes es mayor, conforme la temperatura y el tiempo de permanencia son menores.

En cuanto a su poder calorífico, el gas de síntesis obtenido por gasificación de biomasa seca, utilizando aire como agente gasificante, posee un valor que ronda entre 1000-1300 kcal/m³. Cuando el gasificador opera con oxígeno puro, la calidad energética del gas está entre 2390-4300 kcal/m³, más del doble de la obtenida al utilizar aire. Por otra parte, el uso de vapor de agua permite incrementar la calidad energética del gas por medio de ciertas reacciones cuyo equilibrio se favorece notablemente en presencia del agua.

1.3.2. Aplicaciones

El gas de síntesis puede ser utilizado como combustible para la generación tanto de energía eléctrica como de energía térmica. Además, es un intermediario clave en la industria química ya que se utiliza como materia prima para la síntesis de productos químicos como el ácido acético, amoníaco, fertilizantes, etc, o en la producción de diversos biocombustibles, como los denominados líquidos Fischer-Tropsch¹, hidrógeno, metanol, etanol y DME², donde el gas de síntesis obtenido debe pasar por distintos procesos de limpieza, reforma y, si fuera necesario, ajuste de composición, para entonces ser transformado en combustible en un reactor propio.

Aplicaciones térmicas

- El gas de síntesis puede quemarse directamente al aire libre, al igual que el gas licuado de petróleo (GLP), y utilizarse para cocinar, hervir agua, producir vapor y secar alimentos y otros materiales.

¹ Gasolina FT y diésel FT

² Dimetil éter

- Luego de la combustión puede mezclarse con la cantidad adecuada de aire para bajar su temperatura al nivel deseado para su uso en secadores industriales.
- Puede usarse como combustible en calderas para producir vapor o agua caliente.

Aplicaciones energéticas

El gas de síntesis puede utilizarse para generar potencia motriz para operar motores de combustible dual³. En general, la eficiencia de conversión de la gasificación es del 35% al 45%, mientras que la de la combustión es solo del 10% al 20%.

La electricidad generada se puede alimentar a la red o se puede utilizar para operaciones agrícolas, irrigación, refrigeración o almacenamiento en frío, y otras aplicaciones comerciales e industriales.

1.3.3. Ventajas y desventajas

En cuanto a las ventajas de la producción de gas de síntesis a partir de biomasa residual se destaca la utilización de una elevada cantidad de desechos sólidos como materia prima, disminuyendo de esta manera en gran medida los problemas que genera el complejo tratamiento de dichos residuos. Sin embargo, en el caso de la utilización de residuos agrícolas o forestales por ejemplo, debe tenerse en cuenta la reducción del stock de carbono en las tierras ya que si se deja una cantidad insuficiente de residuos puede generarse una importante deuda de carbono en los suelos.

Por otro lado, en el proceso de gasificación se alcanzan temperaturas muy elevadas del gas (alrededor de los 1400°C) razón por la cual deben tenerse en cuenta tanto factores de seguridad como también la resistencia de los materiales que conforman el reactor. Así mismo, cabe destacar que al enfriar el gas de síntesis se tienen numerosas ventajas en cuanto a la energía térmica obtenida y sus aplicaciones.

1.3.4. Estado en la Industria

Independientemente de las políticas y regulaciones cada vez mayores que limitan las emisiones de contaminantes y las preocupaciones sobre el precio y la disponibilidad de gas natural, petróleo o carbón, la demanda de producción de energía renovable a bajo costo, contribuyendo con la preservación del medio ambiente, es cada vez mayor. El gas de síntesis no sólo es capaz de producir energía renovable de manera eficiente, sino que

³ Funcionan con una mezcla de gas natural y diesel, con reemplazo de gas de hasta el 85% del diesel.

también apoya la producción de una amplia gama de productos químicos, fertilizantes, combustibles líquidos, entre otros.

En 2016, a nivel mundial, hubo aproximadamente 1.099 proyectos de gasificación con alrededor de 2.866 gasificadores, que se pretende que aumenten aún más durante 2018-2023 (el período de pronóstico). Se espera que factores como la disponibilidad de abundantes depósitos de carbón, la demanda de energía limpia, la falta de alternativas viables a la gasificación, el aumento de la participación del gobierno y la creciente generación de energía respetuosa con el medio ambiente complementen el mercado de gasificación durante el período previsto.

1.4. Proceso de producción de gas de síntesis

1.4.1. Biomasa

Con el nombre de biomasa se designa a un conjunto heterogéneo de materias orgánicas, tanto por su origen como por su naturaleza y composición, que puede emplearse para obtener energía. Esta fuente energética se basa en la utilización de la materia orgánica formada por vía biológica en un pasado inmediato o en los productos derivados de esta.

La biomasa como materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, tiene carácter de energía renovable porque su contenido energético procede en última instancia de la energía solar fijada por los vegetales en el proceso fotosintético.

La biomasa puede proporcionar energía mediante su transformación en materiales sólidos, líquidos y gaseosos. Los productos procedentes de la biomasa que se utilizan para fines energéticos se denominan, en general, biocombustibles y específicamente, a todos aquellos, generalmente sólidos y gases, que se aplican con fines térmicos y eléctricos.

Se denomina biomasa residual a aquella que se puede extraer de los residuos agrícolas y forestales, y de las actividades humanas. Desde el punto de vista energético, puede dividirse en dos grandes grupos:

Biomasa residual seca

Son los residuos que se generan en las actividades agrícolas o forestales, a partir de procesos de la industria agroalimentaria y de la industria de transformación de la madera. Se caracterizan por contener un porcentaje de humedad menor al 60%.

Este tipo se presta mejor a ser utilizada energéticamente mediante procesos *termoquímicos* o *fisicoquímicos*, que producen directamente energía térmica o productos secundarios en la forma de combustibles sólidos, líquidos o gaseosos.

Biomasa residual húmeda

Se le denomina a los vertidos biodegradables, es decir, las aguas residuales urbanas e industriales y los residuos ganaderos (principalmente purines⁴). Poseen un porcentaje de humedad que supera el 60%.

Este tipo de biomasa resulta especialmente adecuada para su tratamiento mediante *procesos químicos, físicos y bioquímicos*, obteniéndose combustibles líquidos y gaseosos.

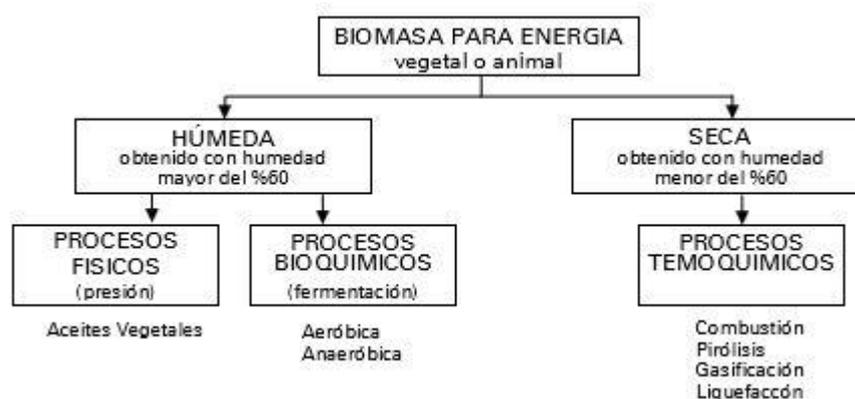


Figura 1.1. Procesos aplicados a la biomasa.

1.4.2. Gasificación de biomasa

La gasificación es un proceso de conversión termoquímica de la biomasa, realizado a elevadas temperaturas, mediante el cual las sustancias orgánicas (sólidas o líquidas) son convertidas en productos gaseosos, principalmente CO, H₂, CO₂ y vapor de agua, observándose también la formación de hidrocarburos livianos y otros compuestos volátiles y condensables como productos secundarios. Mientras que los constituyentes inorgánicos de la biomasa son descargados en forma de cenizas.

El proceso se puede llevar a cabo mediante la reacción del material orgánico con el oxígeno del aire o del vapor, o aún con oxígeno puro, pudiendo utilizarse reactores a presión atmosférica o presurizados. El calentamiento del gasificador se puede realizar de manera directa, por la oxidación parcial de la biomasa, o indirecta, por medio de mecanismos de

⁴ Los purines son cualquiera de los residuos de origen orgánico con capacidad de fermentar o fermentados que tienen impacto medioambiental.

intercambio de calor. En cuanto al reactor, pueden utilizarse gasificadores de lecho fijo, fluidizado o arrastrado.

El proceso de gasificación consta de 4 etapas consecutivas que ocurren dentro del reactor:

- **Secado:** el secado definitivo de la biomasa toma lugar al entrar al gasificador, donde a medida que la materia prima avanza por el reactor, recibe calor. Esta etapa se lleva a cabo sobre los 100°C, donde la humedad se remueve en forma de vapor, alcanzando luego la biomasa temperaturas cercanas a los 200°C, en donde los compuestos intracelulares son volatilizados.
- **Pirólisis:** luego del secado, a medida que continúa el calentamiento, la biomasa sufre pirólisis, la cual consiste en la quema completa de la biomasa sin suministrar oxígeno. Como resultado, la biomasa se descompone o se separa en sólidos, líquidos y gases, producto de la ruptura de las cadenas largas de hidrocarburos en otras más pequeñas. El carbón vegetal es la parte sólida, el alquitrán es la parte líquida y los gases de combustión forman la parte gaseosa.
- **Oxidación:** luego del proceso de descomposición se introduce el agente gasificante dentro del reactor de manera que ocurra la oxidación. La misma tiene lugar a aproximadamente 700-1400°C, donde el carbón o el combustible carbonizado sólido reacciona con el oxígeno presente para producir dióxido de carbono, vapor de agua y calor.
- **Reducción:** en esta etapa, a temperaturas más altas, y cuando no hay suficiente oxígeno, ocurren una serie de reacciones en las que se obtiene como producto hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y metano.

La cantidad y el poder calorífico del gas de síntesis obtenido depende de muchas variables, incluyendo materia prima, agentes gasificantes, variables operativas, diseño de gasificador y catalizadores.

Este proceso es en la actualidad muy empleado en la industria debido al valor agregado que posee este gas, a la eficiencia energética del proceso y al hecho de ser una tecnología amigable con el medio ambiente ya que reduce la emisión de gases de efecto invernadero (GEI) y elimina residuos, evitando emisiones de metano y contaminación de las napas.

La inversión inicial y el costo de producción de energía eléctrica para esta tecnología, en escalas de hasta 2 MW, la hacen competitiva comparada con otras energías renovables. A su vez, es una forma limpia de conversión de residuos en energía eléctrica o térmica, con

una eficiencia energética que puede alcanzar rendimientos del 20 al 30%, dependiendo de la planta, la calidad de la biomasa y del agente gasificante.

Los proyectos de gasificación de biomasa, al igual que otros destinados a la producción de energías renovables, pueden acceder a la certificación de bonos de carbono.⁵

1.4.3. Materias primas

El Gobierno de la República Argentina implementó, conjuntamente con la FAO, dos acciones puntuales en el marco del Proyecto TCP/ARG/3103, en 2009, con el objetivo estratégico de mejorar los conocimientos de la situación de la bioenergía, estimar su potencial y analizar las perspectivas para su desarrollo. El primer tramo: “Bioenergía: Desafíos para la Argentina”, permitió gestar un grupo de trabajo interinstitucional en la temática de la energía de biomasa y los biocombustibles, y comprobar que existe un gran potencial de recursos y residuos biomásicos disponibles en el país y aprovechables para uso energético. En paralelo, para profundizar el diagnóstico de la situación existente de dichos recursos y el potencial para su futuro desarrollo, se lanzó un segundo tramo: “Realización de WISDOM Argentina” con el objetivo principal de revisar las informaciones y datos estadísticos existentes y realizar una cuantificación inicial del potencial disponible de biomasa para uso energético. Para ello se utilizó la metodología “WISDOM” (Mapeo de Oferta y Demanda Integrada de Dendrocombustibles) desarrollado por la FAO. Esta metodología, permite identificar, cuantificar y localizar la producción y el consumo de biocombustibles, y otros eventuales recursos dendroenergéticos, dentro de un área geográfica específica y estimar su potencial.

En dicho proyecto, se estimaron los residuos anuales de biomasa disponibles por actividad y para cada provincia, los cuales se muestran en la Figura 1.2 como la totalidad de residuos por actividad en Argentina.

⁵ Los bonos de carbono son uno de los tres mecanismos propuestos en el Protocolo de Kioto para mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) en los países desarrollados y fomentar el desarrollo sostenible y la inclusión social en los países en desarrollo.

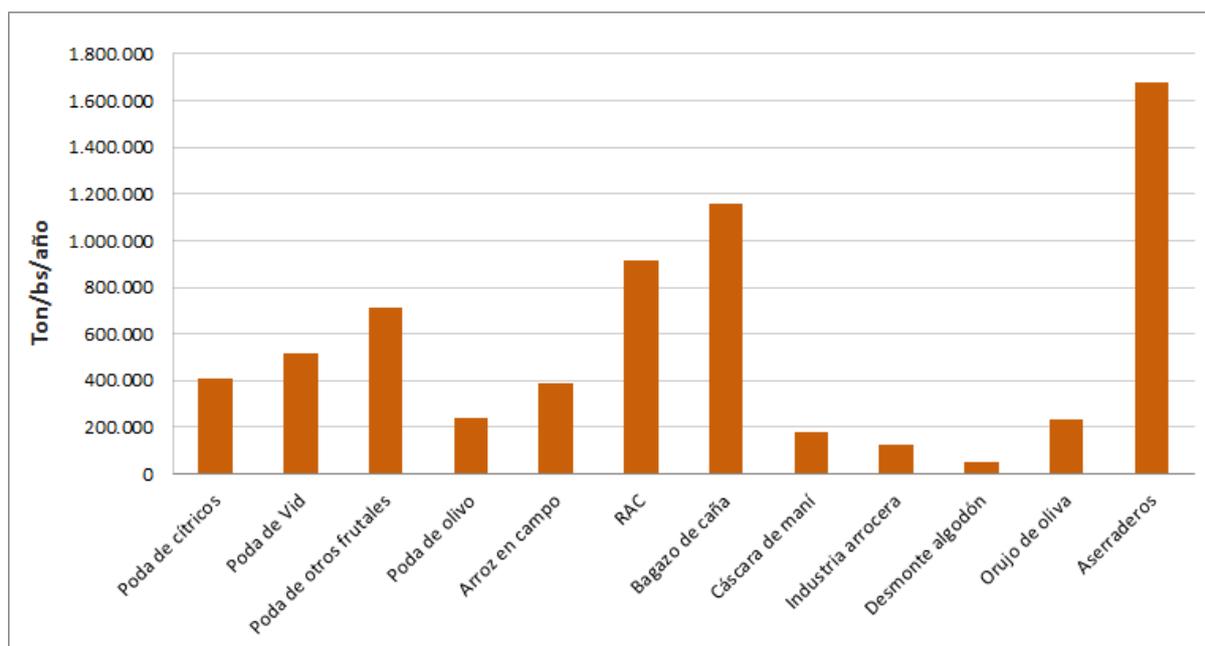


Figura 1.2 Residuos de biomasa en base seca por actividad en Argentina.⁶

Como puede observarse, la mayor cantidad de residuos generados provienen de los aserraderos, 1.677.411 tn/bs/año, y de las plantaciones de caña de azúcar, 1.155.971 tn/bs/año de bagazo y 916.172 tn/bs/año de RAC.

La caña de azúcar es uno de los principales cultivos de la Provincia de Tucumán, y a su vez, es uno de los cultivos con mayor capacidad de convertir la energía solar en biomasa. La biomasa aprovechable energéticamente de dicho cultivo son el bagazo, residuo fibroso de la molienda de la caña, y el RAC, residuo agrícola de cosecha.

Los residuos generados anualmente por la actividad cañera en Tucumán rondan en 697.359 toneladas de RAC y 881.011 de bagazo, en base seca. Si se toman en cuenta solo el bagazo y la paja, en los cañaverales se almacenan alrededor del equivalente a una tonelada de petróleo por cada tonelada de azúcar que puede producirse.

En la mayoría de los casos, luego de realizada la cosecha mecanizada de la caña, el RAC es quemado por los productores por provocar efectos negativos tales como:

- Dificultar el cultivo mecánico, la fertilización y el control selectivo de malezas a través del colchón de residuo.
- Demorar el brotado y generar discontinuidad del mismo, produciendo una disminución del rendimiento cuando las temperaturas son bajas y/o el suelo está muy húmedo luego de cosechar.
- Incrementar las poblaciones de plagas que se refugian y multiplican debajo del RAC.

⁶ Fuente: Proyecto TCP/ARG/3103 creado por el gobierno de la República Argentina y la FAO.

Sin embargo, al quemarlo se genera la pérdida del 48% del RAC, presentando una serie de inconvenientes como:

- Incremento de la necesidad de herbicidas.
- Pérdida de nutrientes del suelo y afectaciones a los microorganismos.
- Disminución de la porosidad del suelo y como consecuencia de esto menor infiltración del agua.
- Eliminación de los enemigos naturales de las plagas.

Además, con la quema se produce contaminación ambiental por la emisión de gases como CO, NO_x, N₂O y CH₄, generando como consecuencia, efectos adversos en la salud, aumentando en gran medida las afecciones del aparato respiratorio (asma, neumonía y bronquitis), problemas en la vista y suciedad en las ciudades cercanas.

Para evitar la quema y el desperdicio de residuos, teniendo en cuenta que un porcentaje de los mismos debe permanecer en la tierra, y aprovechando además que constituyen la mayor cantidad de residuos agrícolas generados en Argentina, **en el presente proyecto se optó por el uso de una mezcla de bagazo de caña de azúcar y RAC como materia prima, en una proporción 75% y 25% respectivamente..**

Teniendo en cuenta lo mencionado la planta se localizará en las cercanías de un ingenio azucarero en la provincia de Tucumán (Ingenio Santa Bárbara).

1.4.4. Agentes oxidantes

La presencia de distintos agentes oxidantes o gasificantes influye en la composición de los gases de reacción, lo que determinará su poder calorífico y sus aplicaciones potenciales como combustible o en procesos de síntesis química. Éstos se introducen para aportar calor y fluidizar el sólido. Es necesario que el agente gasificante escogido contenga el oxígeno necesario para la combustión parcial del residuo empleado.

Gasificación con aire

El oxígeno del aire permite una combustión parcial que aporta la energía para mantener la reacción de gasificación (procesos autotérmicos). Debido a la dilución del oxígeno por el nitrógeno atmosférico, el gas de síntesis resultante tiene un contenido energético bajo, que se estima entre 4 y 7 MJ/Nm³. Este gas puede emplearse como combustible en calderas, turbinas de gas o motores de combustión interna.

Gasificación con oxígeno

El gas de gasificación tiene un mayor contenido energético (10-15 MJ/Nm³) puesto que no se encuentra diluido en nitrógeno. Tiene el inconveniente del costo de la generación del oxígeno. Además de las aplicaciones descritas para la gasificación con aire, el gas de síntesis generado puede usarse, tras un tratamiento adecuado, en la producción de compuestos orgánicos.

Gasificación con vapor de agua

La presencia de vapor de agua permite enriquecer el gas de síntesis en H₂ y CO por lo que se puede aumentar ligeramente su contenido energético (10-20 MJ/Nm³). Además de su empleo como combustible, puede utilizarse en la síntesis de metanol, amoníaco o combustibles líquidos.

Si bien en el caso de la utilización de oxígeno y vapor de agua como agentes oxidantes se obtiene en ambos casos un gas con un alto poder calorífico, el empleo de los mismos implica un alto costo para su obtención en comparación con el uso de aire. Por lo tanto, la elección del agente gasificante se realiza desde el lado económico y **se opta por el uso de aire como oxidante para el proceso de gasificación.**

1.4.5. Reactores

El gasificador es esencialmente un reactor termoquímico donde tienen lugar una serie de procesos físicos y químicos complejos. La biomasa es secada, calentada, pirolizada, parcialmente oxidada y reducida en este reactor cuando ella fluye a través de él.

La gasificación de los materiales combustibles empleados se puede realizar en diferentes reactores, donde el tipo de gasificador condiciona la cinética de reacción, los rendimientos, la composición de los productos y la formación de especies contaminantes. Existen diversas clasificaciones para los distintos tipos de gasificadores, en función de: tipo de agente gasificante, tipo de contacto gas-sólido, dirección y velocidad relativa gas-sólido, presión de trabajo y forma de aportar el calor al reactor. Según esta última, los gasificadores se pueden dividir en dos grupos:

- **Directos:** Son aquellos en los que el calor necesario se consigue mediante combustión parcial de parte del combustible.

- **Indirectos:** Aquellos en los que el calor suministrado al reactor se aporta desde el exterior.

En cuanto al tipo de contacto existen tres categorías: los gasificadores de lecho fijo, los de lecho fluidizado y los de lecho arrastrado.

Gasificador de lecho fijo

Se caracteriza por un lecho de combustible que se mueve lentamente hacia abajo por acción de la gravedad mientras se gasifica, alimentándose el gas en sentido descendente (isocorriente o *Downdraft*) o ascendente (contracorriente o *Updraft*). Ambos tipos presentan el inconveniente de unos requisitos exigentes para el combustible (distribución de tamaño de partículas, humedad, etc.). Además, existe otro tipo de gasificador de lecho fijo llamado *Crossdraft*.

Los **gasificadores en isocorriente (*Downdraft*)** se caracterizan por generar un gas relativamente limpio de alquitranes y con una conversión de carbono elevada. La temperatura de salida es alta, debido a que el gas atraviesa la zona de oxidación antes de salir del reactor. Sin embargo, su capacidad específica es baja y su potencial de escalado, muy limitado. En estos gasificadores, sólido y gas se mueven en el mismo sentido, normalmente descendente. Este gasificador es de fácil construcción y operación. La principal ventaja de este tipo de gasificador es la de producir un gas relativamente limpio de alquitranes, aunque a una temperatura más alta que mediante el *Updraft*. Sin embargo, no es muy apto para trabajar con sólidos de humedad elevada, y la experiencia que se tiene de estos tipos de gasificadores acoplados a plantas de cierta potencia es escasa.

Los **gasificadores en contracorriente (*Updraft*)** presentan una eficiencia térmica elevada, al ser la temperatura de salida baja, pero con el inconveniente de la elevada carga de alquitranes en el gas producto. El exceso de alquitranes obliga a una exhaustiva limpieza del gas para su uso en determinadas aplicaciones, y por consiguiente puede volverse tecnológicamente complejo y económicamente costoso. Aunque son sustancialmente mayores que en el caso de los gasificadores en isocorriente, el potencial de escalado y la capacidad específica siguen siendo bajos. En el gasificador *Updraft*, el sólido y el gas se mueven en sentidos contrarios, donde el sólido normalmente va en sentido descendente y el gas ascendente. Este gasificador es de fácil construcción y operación. La baja temperatura de salida del gas, adecuada para combustión directa, es otra ventaja. Esta clase de gasificador ha sido probado principalmente en plantas de poca potencia.

Los **gasificadores *Crossdraft*** se diferencian de los anteriores en que el agente oxidante se introduce por un lateral del reactor y el syngas sale por el lateral contrario. En este caso, las etapas de gasificación suceden de manera concéntrica a la zona de entrada

del agente oxidante. Esto hace que se pueda funcionar con reactores a pequeña escala. En cuanto a la principal desventaja, es su alto contenido en alquitranes.

Gasificador de lecho fluidizado

Son aquellos en los que el agente gasificante circula por el interior de los mismos a una velocidad ascensional tal que un lecho de sólido inerte, que se añade a su interior, se encuentra en estado de fluidización, existiendo en el interior del gasificador una retromezcla que favorece la transferencia de materia y energía entre el combustible y el gas. El sólido pulverizado es mantenido en suspensión mediante el gas. En estas condiciones, el contacto sólido-gas, la uniformidad en temperatura y la conversión son mayores que en los reactores de lecho fijo. Se reduce a sí mismo la tendencia de las partículas a aglomerarse pudiendo adicionarse agentes gasificantes a diferentes niveles. Sin embargo, la complejidad de los equipos aumenta, produciéndose mayor desgaste debido a las mayores velocidades de los sólidos. En este tipo de gasificador, el carburante es fluidizado en una mezcla de vapor de agua y oxígeno o en el aire. Las partículas minerales se recuperan como cenizas. Tiene una alta capacidad específica frente a otros tipos de reactores, aunque el material usado como materia prima debe tener un tamaño de partícula muy reducido. Debido a la mejor transferencia de calor, los lechos fluidos permiten el procesamiento de una mayor cantidad de material combustible y una mayor producción de gases de reacción. Al ser la temperatura uniforme en todo el lecho, la reacción de gasificación tiene lugar, igualmente, de forma uniforme, lo que favorece la calidad de los gases generados.

Gasificador de lecho arrastrado

Funcionan, de manera aproximada, como calderas de carbón pulverizado. Operan en isocorriente con un tamaño de partícula muy fino, ya que los tiempos de residencia en el reactor son muy bajos. Las altas temperaturas de operación dan como resultado conversiones muy elevadas y concentraciones de alquitrán en el gas de salida prácticamente nulas. Sin embargo, es una tecnología sobre la que existe poca experiencia para la gasificación de biomasa.

En base a las características mencionadas para los distintos tipos de reactores se opta por la utilización de uno de lecho fijo debido a la simplicidad del mismo, lo que se traduce en una fácil construcción y operación del reactor. Entre los distintos gasificadores de este tipo la elección se basa en cuanto a la calidad del gas que se obtiene en cada uno de ellos. Finalmente, **se decide utilizar un reactor Downdraft** ya que en comparación con los

otros tipos de lecho fijo, los isocorriente producen un gas con una baja cantidad de alquitranes y son capaces de lograr además altas conversiones. A su vez, se debe tener en cuenta que la biomasa debe ingresar al reactor con un tamaño de partícula y un porcentaje de humedad adecuados, por lo que se le deberá realizar un pre-tratamiento. En cuanto a la elevada temperatura a la que se obtiene el gas, se propone un aprovechamiento térmico.

1.4.6. Productos y subproductos

Teniendo en cuenta que uno de los grandes desafíos en la actualidad es la reducción del empleo de combustibles fósiles mediante la utilización de biocombustibles, en el presente proyecto se optó por la **producción de gas de síntesis a partir de la gasificación de una mezcla de bagazo de caña y RAC, y su utilización como materia combustible para la producción de energía eléctrica y térmica a partir de cogeneración.**

Se presenta a continuación en la Figura 1.3 la evolución en los últimos años de la generación de energía eléctrica en Argentina a partir de biomasa.

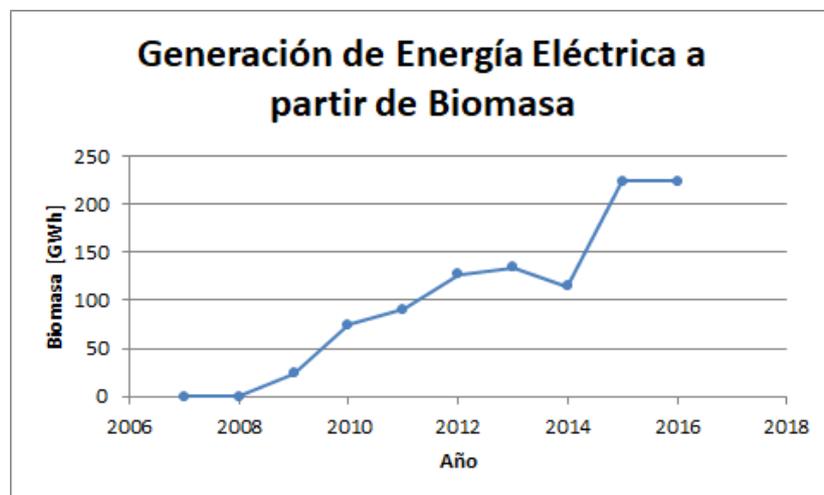


Figura 1.3. Generación de energía eléctrica a partir de biomasa en Argentina.⁷

Se puede observar la creciente demanda de biomasa como materia prima para la generación de energía eléctrica en Argentina en el transcurso de los últimos años. Si bien actualmente el porcentaje de energía generado a partir de fuentes renovables es muy bajo a comparación de la generada a partir de fuentes convencionales, se espera un progresivo aumento teniendo en cuenta las nuevas tecnologías a aplicar como también la concientización del uso de energías renovables.

⁷ Fuente: Ministerio de Energía y Minería (MINEM).

En cuanto al dióxido de carbono, obtenido como subproducto, éste posee varios usos como se observa en la siguiente figura:

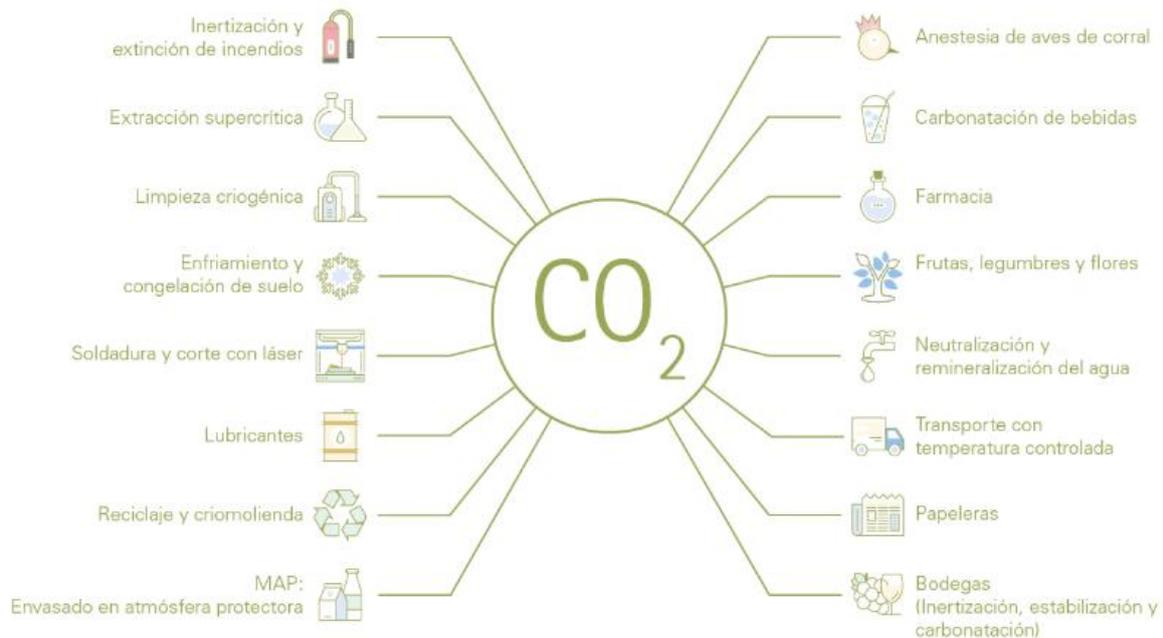


Figura 1.4. Usos del dióxido de carbono.

1.5. Cogeneración

La cogeneración o CHP por su siglas en inglés (Combinated Heat and Power), es la utilización de una misma fuente primaria para la generación simultánea de electricidad y cualquier tipo de energía térmica como vapor, gases calientes, agua caliente o frío. La principal ventaja de este tipo de generación es el mayor aprovechamiento de la fuente primaria utilizada como combustible comparado con los sistemas tradicionales, donde el combustible es utilizado para generar electricidad o calor, o frío de manera separada. El origen del combustible puede ser del tipo fósil como gas natural, carbón o diésel, o de origen renovable como biomasa, biogás, solar o gases residuales de un proceso productivo **[1.11]**.

La cogeneración no es una tecnología como tal, sino un sistema integrado de generación que debe ser adaptado a las necesidades del usuario final. Con la implementación de un sistema de cogeneración se puede aprovechar entre un 75% y un 90% de la energía de una fuente de combustible que, comparado con 60% de eficiencia en un sistema convencional tomando la energía eléctrica de la red y generando vapor con una caldera a gas, se obtendría un ahorro del 21% en el consumo energético, tal como se puede observar en la figura 1.5.

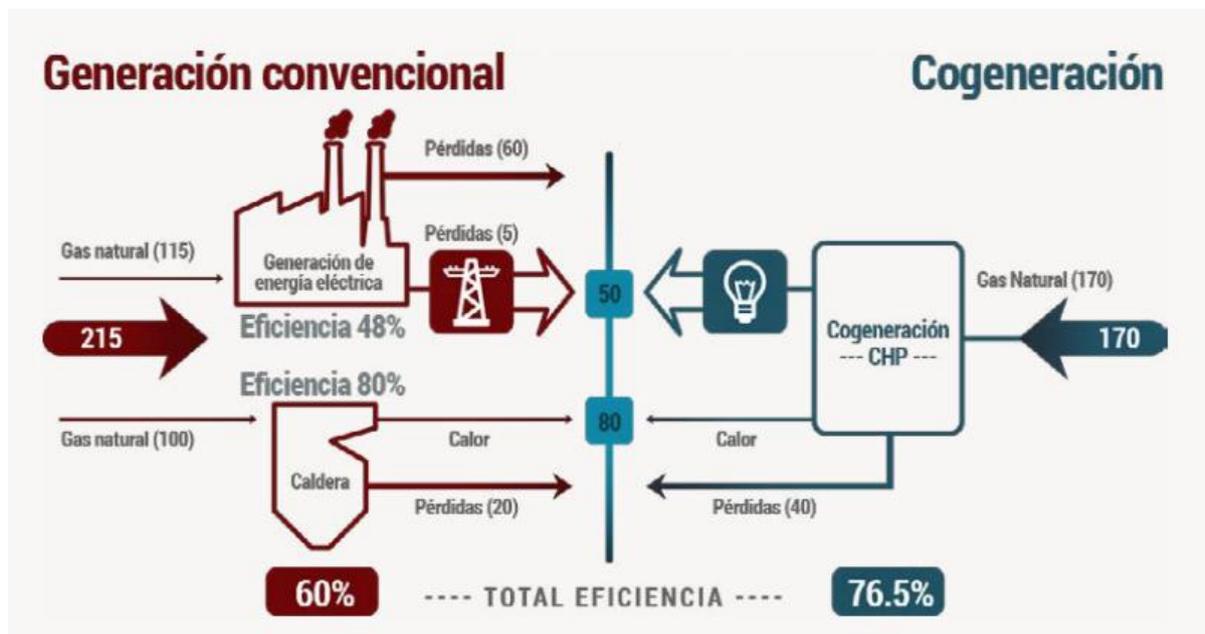


Figura 1.5. Comparación de eficiencia entre sistema convencional de generación eléctrica y térmica y sistema de cogeneración para gas natural.

Para generar 50 unidades de energía eléctrica y 80 unidades de energía térmica se necesitarían 215 unidades de combustible (para el ejemplo gas natural) en un sistema de generación convencional, o 170 unidades de combustible en un sistema de cogeneración.

Los sistemas de cogeneración están conformados básicamente por un motor primario, un generador eléctrico y un sistema de recuperación de calor. El motor primario es el encargado de convertir la energía del combustible en energía mecánica para mover un generador eléctrico como una turbina a gas, microturbina, turbina a vapor o un motor de combustión interna. Estas máquinas térmicas no pueden transformar toda la energía de combustión en energía mecánica, siempre existe un calor residual que, en la generación convencional, debe disiparse y se pierde, mientras que mediante la cogeneración puede aprovecharse para su utilización en la generación de calor o frío. El generador eléctrico convierte la energía mecánica del motor primario en energía eléctrica y generalmente viene acoplado al motor primario como un solo equipo. El sistema de recuperación de calor aprovecha el calor residual para el aprovechamiento térmico, ya sea generando agua caliente, vapor, aire caliente o frío. Los equipos usualmente utilizados en estos sistemas son calderas de recuperación de calor, intercambiadores de calor y chillers de absorción.

Dependiendo del uso inicial del combustible, ya sea para la generación eléctrica y luego generación térmica o viceversa, existen dos clases de sistema de cogeneración: cabeza o topping y cola o bottoming.

Cabeza o Topping: el combustible es utilizado inicialmente en el motor primario para la generación de energía eléctrica y luego mediante el sistema de recuperación de calor se genera la energía térmica como se observa en la Figura 1.6.

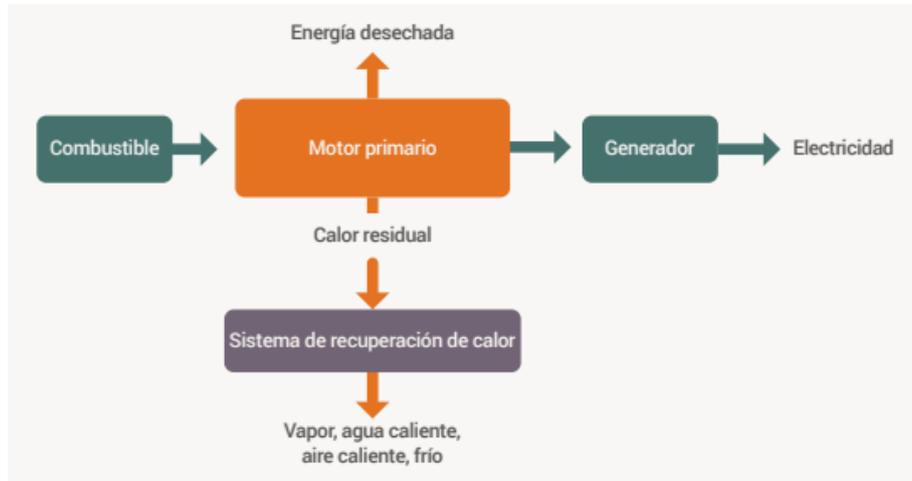


Figura 1.6.. Esquema de cogeneración de cabeza o topping.

Cola o Bottoming: el combustible es utilizado inicialmente para un proceso productivo de alta temperatura como en hornos o calderas de vapor y se aprovechan el calor residual para la generación eléctrica. Este tipo de cogeneración se encuentra normalmente en aplicaciones industriales dadas las altas temperaturas de sus procesos. En la Figura 1.7 se puede observar un esquema de este tipo de cogeneración.

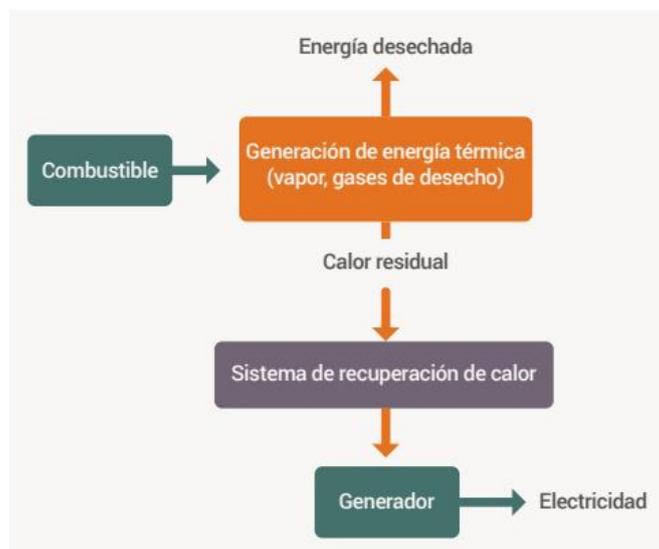


Figura 1.7. Esquema de cogeneración de cola o bottoming.

En el presente proyecto se opta por la cogeneración de cabeza, a partir de un motor primario.

1.5.1. Tipos de motores primarios

Turbina de vapor

Las turbinas de vapor convierten la energía térmica de un fluido caliente, generalmente vapor o un fluido orgánico, en energía mecánica que luego mueve un generador eléctrico. Las turbinas de vapor necesitan de una caldera donde se quema el combustible o donde se recupera calor de procesos y se genera el vapor para su funcionamiento.

Turbina a gas

Una turbina a gas incorpora un compresor de aire, una cámara de combustión, una turbina y un generador eléctrico. El compresor calienta y comprime el aire y luego es mezclado con el combustible en la cámara de combustión. La mezcla de aire y gas de combustión caliente acciona la turbina de expansión para producir suficiente energía al eje del generador y para el compresor también. Presentan un único nivel de temperatura en la corriente de gases efluentes, del orden de 450 a 550°C, el cual permite la obtención de vapor en una caldera de recuperación o frío en un chiller de absorción. Dado que el vapor es el principal vector térmico en la industria, las turbinas de gas tienen una amplia difusión.

Microturbina a gas

Una microturbina es una turbina a gas más pequeña con un diseño más simple. Al igual que la turbina a gas incorpora un compresor, un recuperador, una cámara de combustión, una turbina y un generador eléctrico, todo en un mismo contenedor que atenúa el nivel de ruido.

Motor de combustión interna

Los motores de combustión interna son una de las tecnologías más usadas para cogeneración, pueden operar con combustibles líquidos o gaseosos con eficiencias eléctricas entre el 30 y 45%. Los motores permiten una variedad de configuraciones por el número de circuitos para recuperación del calor:

- Enfriamiento del aire de combustión en sistemas turboalimentados (generalmente en torno a 40°C y no es utilizable en sistemas de cogeneración).
- Circuito de aceite (en torno a 70-80°C).
- Circuito de camisas del motor (en torno a 80-90°C).
- Gases de escape (entre 450-550°C; temperaturas más bajas en los sistemas turboalimentados).

Tabla 1.1. Ventajas y desventajas de los distintos tipos de motores primarios..

Motor primario	Ventajas	Desventajas
Turbinas de vapor	<ul style="list-style-type: none"> - Alta eficiencia de cogeneración. - Utiliza una variedad de combustibles líquidos, gaseosos o sólidos. - Alta confiabilidad. - Permite diferentes configuraciones de acuerdo a las necesidades del proceso. 	<ul style="list-style-type: none"> - Tiempo de arranque lento (horas). - Requiere de una caldera de alta presión y temperatura para la generación de vapor. - Altos costos de inversión para pequeñas capacidades.
Turbinas a gas	<ul style="list-style-type: none"> - Alta confiabilidad. - Bajas emisiones. - Arranque rápido. - Alto grado de calor aprovechable. - Mínimos requerimientos de refrigeración. 	<ul style="list-style-type: none"> - Se requiere combustible a alta presión. - Pierde mucha eficiencia a cargas parciales. - Pierde eficiencia eléctrica durante su vida útil. - La potencia eléctrica se ve afectada por las condiciones ambientales.
Microturbinas a gas	<ul style="list-style-type: none"> - Alta confiabilidad, pocas partes móviles. - Diseño compacto. - Bajas emisiones. - No requiere de refrigeración. 	<ul style="list-style-type: none"> - Combustible a alta presión. - Alto costo de inversión. - Pierde eficiencia eléctrica a lo largo de su vida útil. ambientales. - La potencia eléctrica se ve afectada por las condiciones ambientales. - Calor de baja temperatura. - Baja eficiencia eléctrica.
Motor de combustión interna	<ul style="list-style-type: none"> - Alta eficiencia eléctrica. - Opera a cargas parciales. - Arranque rápido. - Alto grado de temperatura en los gases de combustión. - Baja presión requerida en el suministro de combustible. 	<ul style="list-style-type: none"> - Altos costos de mantenimiento. - Bajo grado de temperatura en el sistema de refrigeración de agua y aceite. - Debe ser enfriado en caso de no utilizar su calor residual. - La potencia eléctrica se ve afectada por las condiciones ambientales.

1.6. Industria y mercado

1.6.1. A nivel nacional

El empleo de fuentes renovables para la generación de energía eléctrica se viene incrementando constantemente en los últimos años a nivel mundial, debido principalmente a que se espera a mediano plazo un agotamiento de las reservas de combustibles fósiles, y a políticas económicas y ambientales. La biomasa puede considerarse una fuente renovable para la obtención de bioproductos y energía eléctrica “limpia”.

La provincia de Tucumán, en razón de su actividad agroindustrial, ofrece buenas perspectivas para el aprovechamiento de biomásas. Para ello, en función del tipo de biomasa, es necesaria una tecnología adecuada para convertir la biomasa en forma eficiente, y una alternativa promisoriosa es la gasificación mediante desechos de caña de azúcar, bagazo y RAC. En dicha provincia, la generación de energía eléctrica limpia se realiza a partir del gas pobre obtenido mediante gasificación de las biomásas residuales sin sustancial aprovechamiento actual, como lo son los residuos de cosecha de caña, residuos de poda y renovación de citrus. Con estos residuos, en conjunto 1.229.208 toneladas en base seca por año, se podrían generar anualmente 774 GWh de energía eléctrica, un 27% de la energía eléctrica total consumida en la provincia.

Por otra parte, en Tucumán se realizó el proyecto “Incremento de la eficiencia energética de sistemas de producción de Bioelectricidad en la Industria Sucoalcoholera a partir de Biomásas Residuales: Bagazo pre-secado y Residuos Agrícolas de Cosecha (Biorac). Este estudio es el fin de un trabajo de investigación realizado por la EEAOC⁸ para generar, en el sector azucarero, otra salida más al proceso industrial de la caña de azúcar y, a la vez, ayudar al medio ambiente usando un residuo de cosecha que no se quemará en el campo y permitiendo el ahorro de combustibles en las fábricas azucareras. Este proyecto lanzado en el año 2015 está funcionando en el ingenio Santa Bárbara, y la institución tucumana es la cabeza del desarrollo y el seguimiento de este importante proyecto.

Se prevé que la energía eléctrica entregada a la red se incremente por año en un 16,7%, con el empleo del secado de bagazo y el aprovechamiento del 10% de RAC; cálculos preliminares estiman que, cuando se llegue a procesar el 100% del RAC de la molienda, este incremento podría llegar al 57%.

En la planta piloto de la EEAOC se realizan experiencias de aprovechamiento energético del RAC, mediante tecnología de gasificación, en un reactor de lecho fluido

⁸ Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombes.

donde se produce la combustión incompleta de la biomasa, convirtiendo este residuo sólido en un combustible gaseoso, empleando aire como agente gasificante. Los gases generados, luego de la limpieza, se queman en un motogenerador para producir energía eléctrica. Estas experiencias son fundamentales para el escalado de un gasificador piloto industrial.

El proyecto impacta positivamente en el sector mediante: la introducción en el mercado de una nueva fuente de biomasa (RAC) con fines energéticos; la incorporación de una nueva tecnología de aprovechamiento de biomasa en el NOA (secado de bagazo y gasificación de RAC) para la generación de energía eléctrica (EE); mejoras en la eficiencia de generación de EE y el aprovechamiento de los recursos renovables de la región; creación de una nueva alternativa económica rentable para cañeros (venta de RAC) que evite la quema de esta biomasa; disminución de las enfermedades causadas por la quema de caña; y disminución de los cortes de energía por efecto de la quema de caña en áreas cercanas a líneas de alta tensión.

Entre otros casos de mayor difusión del uso energético del RAC se encuentra el Ingenio Ledesma. En 2012 reemplazó 15 millones de metros cúbicos de gas natural, lo que representa un 10% del gas que es consumido anualmente por la empresa. Por otra parte, gracias al aprovechamiento de la fibra, hidroelectricidad de usinas hidroeléctricas y este proyecto de biomasa, en ese momento, el 40% de la energía que utilizó Ledesma fue renovable.

- Cada 3 toneladas de biomasa se pueden reemplazar 1.000 m³ de gas.
- 40.000 toneladas de biomasa se procesaron en el 2012 en Ledesma.
- Durante el 2012 hubo 10% de reducción efectiva en el consumo de energías fósiles en Ledesma.

Finalmente, un caso más actual sobre la utilización de bagazo para la obtención de energía, en la provincia de Tucuman, fue en La Compañía Azucarera Los Balcanes que puso en marcha en Julio del 2018, una nueva caldera que generará energía en la usina La Florida. La caldera, de 260 toneladas, producirá hasta 45 megavatios y permitirá que la planta deje de consumir gas natural.

Según explicaron fuentes de la empresa, la obra es la más grande de la Argentina que se alimenta a partir del bagazo de caña de azúcar. Para concretar el proyecto fue necesario traer tecnología de Brasil, pero el resto de la construcción de la planta fue hecha con mano de obra tucumana.

1.6.2. A nivel mundial

A nivel internacional, numerosos países como Brasil, Cuba, Australia, México, entre otros, vienen empleando el RAC como fuente de energía alternativa. En México la bioenergía representa 8% del consumo de energía primaria. Los principales bioenergéticos empleados son el bagazo de caña para la generación eléctrica o térmica en la industria azucarera.

La Agencia Internacional de la Energía (AIE) ha desarrollado diversos proyectos sobre biomasa a través de su división IEA Bioenergy. Esta calcula que el 10% de la energía primaria mundial procede de los recursos asociados a esta fuente, incluidos los relacionados con biocombustibles líquidos y biogás.

Según la FAO la biomasa podría ser el vector energético que permitiera el desarrollo de los países pobres, evitando que el aumento del consumo energético asociado a este desarrollo pusiera en peligro el medio ambiente y la seguridad de abastecimiento energético de nuestra sociedad.

Considerando las 10 mayores plantas del mundo en el 2016, Finlandia, con el mayor consumo de energía per cápita de Europa, con 1.490 toneladas de biomasa sólida, tiene un total de siete centrales, aunque cabe mencionar que la mayor planta es Británica. Polonia y Estados Unidos, con una planta cada uno, completan esta clasificación, en la que no se han tenido en consideración las plantas híbridas.

1.6.3. Precios de materias primas

Según datos brindados por el Centro Azucarero Argentino [1.19] en el año 2006 se molieron cerca de 500.000 toneladas de caña en el ingenio Santa Bárbara. A partir de un estudio realizado por la FAO [1.19] se estimó el porcentaje de RAC que puede ser recolectado, y por ende reutilizado, luego de la cosecha y el porcentaje de bagazo que se obtiene como residuo en los ingenios por tonelada de caña molida. Siendo el residuo de bagazo y del RAC un 6,6% y 5,75% de la cantidad de caña molida respectivamente, se propone operar con un caudal de biomasa de manera de aprovechar esos residuos y obtener un costo nulo de materia prima.

1.6.4. Precios de productos

En cuanto a la energía eléctrica, se seleccionará un precio de venta de acuerdo a los precios adjudicados por el Programa RenovAr⁹ a proyectos en función de su ubicación y la potencia instalada. Por lo tanto, el precio de venta se definirá en secciones posteriores.

1.7. Marco legal

Dada la extensión de leyes vigentes en la República Argentina, se mencionan a continuación las de mayor importancia para el presente proyecto [1.9]:

1.7.1. Ley Nacional 26.190 “Energía Eléctrica” (06/12/2006)

La Ley 26.190 declara de interés nacional la generación de energía eléctrica a partir del uso de fuentes de energía renovables con destino a la prestación de servicio público, como así también la investigación para el desarrollo tecnológico y fabricación de equipos con esa finalidad.

Define como fuentes renovables de energía a las fuentes no fósiles idóneas para ser aprovechadas de forma sustentable en el corto, mediano y largo plazo, tales como: energía eólica, solar térmica, solar fotovoltaica, geotérmica, mareomotriz, undimotriz, de las corrientes marinas, hidráulica, biomasa, gases de vertedero, gases de plantas de depuración, biogás y biocombustibles.

Establece como objetivo lograr una contribución de las fuentes de energía renovables hasta alcanzar el ocho por ciento (8%) del consumo de energía eléctrica nacional, al 31 de diciembre de 2017.

Promueve la realización de nuevas inversiones en emprendimientos de producción de energía eléctrica, a partir del uso de fuentes renovables de energía en todo el territorio nacional, entendiéndose por tales la construcción de las obras civiles, electromecánicas y de montaje, la fabricación y/o importación de componentes para su integración a equipos fabricados localmente y la explotación comercial.

1.7.2. Ley Nacional 27.191 “Energía Eléctrica” (23/09/2015)

La Ley 27.191 presenta modificaciones a la Ley 26.190.

⁹ Programa de abastecimiento de energía eléctrica a partir de fuentes renovables.

Establece que todos los usuarios de energía eléctrica de la República Argentina deberán alcanzar la incorporación mínima del ocho por ciento (8%) del total del consumo propio de energía eléctrica, con energía proveniente de las fuentes renovables, al 31 de diciembre de 2017, y del veinte por ciento (20%) al 31 de diciembre de 2025. El cumplimiento de estas obligaciones deberá hacerse en forma gradual, de acuerdo con el siguiente cronograma:

1. Al 31 de diciembre de 2017, deberán alcanzar como mínimo el 8% del total del consumo propio de energía eléctrica.

2. Al 31 de diciembre de 2019, deberán alcanzar como mínimo el 12% del total del consumo propio de energía eléctrica.

3. Al 31 de diciembre de 2021, deberán alcanzar como mínimo el 16% del total del consumo propio de energía eléctrica.

4. Al 31 de diciembre de 2023, deberán alcanzar como mínimo el 18% del total del consumo propio de energía eléctrica.

5. Al 31 de diciembre de 2025, deberán alcanzar como mínimo el 20% del total del consumo propio de energía eléctrica.

1.7.3. Ley Nacional 27.424 “Régimen de fomento a la generación distribuida de energía renovable integrada a la red eléctrica pública”

La presente ley tiene por objeto fijar las políticas y establecer las condiciones jurídicas y contractuales para la generación de energía eléctrica de origen renovable por parte de usuarios de la red de distribución, para su autoconsumo, con eventual inyección de excedentes a la red, y establecer la obligación de los prestadores del servicio público de distribución, sin perjuicio de las facultades propias de las provincias.

1.7.4. Ley Nacional 22.428 “Fomento a la conservación de los suelos”

La Ley Nacional de Fomento a la Conservación del Suelo se destino al otorgamiento de subsidios a los productores agropecuarios que se reunieron bajo la forma de consorcio, para sufragar parte de los gastos que fuesen necesarios para llevar a cabo un plan de conservación de suelos, aprobado por la autoridad de aplicación pertinente constituida en las provincias que previamente hubieran adherido al régimen legal.

A continuación se detallan los principales objetivos:

a) Promover la educación, compromiso y difusión para formar en la población y en los productores rurales en particular, la debida conciencia acerca de la gravedad que reviste el problema de la degradación de los suelos.

b) Alentar la libre participación de los productores agropecuarios en consorcios voluntarios conservacionistas, a través del reconocimiento del rol protagónico de los productores agropecuarios en la conservación y mejoramiento de los suelos de sus campos.

c) Adoptar a nivel nacional y provincial medidas de fomento financiero, crediticio y tecnológico para estimular a los productores a desarrollar una acción conservacionista de los suelos que cultivan.

1.8. Datos macro

- Es posible recolectar en promedio entre 3,75 y 13 toneladas de RAC por hectárea de caña cosechada.
- Si la humedad promedio del RAC es de 25% después de transcurridos tres días de secado natural, el valor aproximado de su calor de combustión será de 11825 kJ/Kg (2824 Kcal/Kg).
- El bagazo representa el 30 % de los tallos verdes de caña molidos, siendo el residuo fibroso del proceso de molienda y se obtiene con un 50 % de humedad. La cantidad de bagazo producida es de 4,5 millones de toneladas equivalentes a 693 millones de Nm³ de gas natural. La EEAOC ha estimado un potencial para generar energía eléctrica con bagazo de 2.046 GWh (1 tonelada de caña de azúcar produce 100 Kwh) equivalente a aproximadamente un 2% de la demanda nacional de electricidad.
- El RAC potencial promedio de la caña de azúcar en Tucumán es de un 22% de la caña cosechada (11% de hoja y 11% de despunte). El contenido promedio de humedad es de un 40% y disminuye a un 15% con secado natural a campo en unos quince días.
- Una tonelada de RAC seco (10% de humedad) equivale energéticamente a 1,45 toneladas de bagazo y a 223 Nm³ de gas natural.
- Considerando una zafra¹⁰ de 170 días la cantidad de RAC recolectable disponible sería de 7.000 toneladas por día, equivalente a 1.561.000 Nm³ de gas natural, superior al consumo diario de los ingenios de Tucumán, de 1.000.000 Nm³.
- El balance energético del RAC varía entre 21 y 23 (la energía producida es 21-23 veces mayor que la energía consumida).

¹⁰ La zafra es la recolección de la caña de azúcar por temporada.

- El RAC seco disponible para Tucumán es de 1,2 millones de toneladas en promedio equivalentes a 1,74 millones toneladas de bagazo ó 268 millones de Nm³ de GN.
- El consumo total de gas natural por los ingenios es 160 millones de Nm³ y el neto es de 80 millones de Nm³.

1.9. Elección del proceso de producción

Finalmente, en el presente proyecto se propone la cogeneración a partir de la gasificación de una mezcla de bagazo de caña y RAC (75% y 25% en masa respectivamente) en un reactor de lecho fijo downdraft utilizando aire como agente oxidante.

De acuerdo a la cantidad de residuos aprovechables de bagazo y RAC **se propone procesar un caudal nominal de biomasa de 1.000 kg/h**, de manera que no implique un costo de materia prima, como se mencionó anteriormente.

Como ya se mencionó, la planta se ubicará en la provincia de Tucumán en la localidad Ingenio Santa Bárbara, perteneciente al departamento Río Chico.

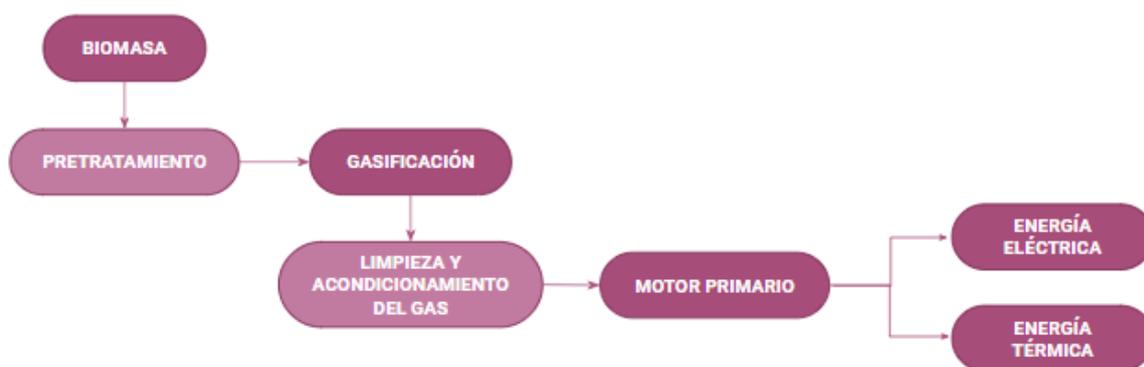


Figura 1.8 Diagrama en bloques del proceso de producción.

1.10. Justificación preliminar del proyecto

La viabilidad del presente proyecto se basa en la necesidad de reemplazar las fuentes de energía convencionales por las renovables. En la actualidad, Argentina ha implementado políticas para la promoción y el uso de biocombustibles teniendo como objetivo el cuidado del medio ambiente como también el aumento de actividades económicas en diferentes sectores. Además, este asunto ha cobrado también una considerable relevancia a contexto mundial.

El impacto que podría tener la investigación del tema es prometedor ya que a través de la concientización y la motivación que se genera año a año se espera una participación positiva de otros países de la región respecto al uso de energías renovables.

1.11. Bibliografía

- [1.1] Banco Alemán Berenberg. <https://www.berenberg.de/en/>
- [1.2] *Biomass Gasification* (Apunte de la cátedra).
- [1.3] Cerdá, E. (2012), *Energía obtenida a partir de biomasa*, Universidad Complutense de Madrid.
- [1.4] Conde García, Alexander; Marín Calleja, Urko. Producción y procesos del gas de síntesis. España. <https://es.scribd.com/document/332154601/312306029-Produccion-y-Procesos-Del-Gas-de-Sintesis-pdf>
- [1.5] Compañía Administradora del Mercado Mayorista Eléctrico.
<http://portalweb.cammesa.com/default.aspx>
- [1.6] El Residuo Agrícola de la cosecha de Caña (RAC) tiene potencial agronómico y energético. <https://www.lagaceta.com.ar/nota/774164/actualidad/residuo-agricola-cosecha-cana-rac-tiene-potencial-agronomico-energetico.html>
- [1.7] Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombres (2015). Tucuman, Argentina. <http://www.eeaoc.org.ar/contenidos/11/15/25>
- [1.8] Informes de cadenas de valor. (2016). Argentina
https://www.economia.gob.ar/peconomica/docs/Complejo_Azucar.pdf
- [1.9] Información legislativa y documental. <http://www.infoleg.gob.ar/>
- [1.10] Ing. Jorge Luis Reyes Montiel; M.Sc. Raúl Perez Bermúdez; M.Sc. Jesús Betancourt Mena. (AÑO) Uso de la biomasa cañera como alternativa para el incremento de la eficiencia energética y la reducción de la contaminación ambiental. Cuba.
<http://www.cubasolar.cu/biblioteca/Ecosolar/ecosolar05/HTML/articulo01.htm>
- [1.11] Guía para la evaluación de elegibilidad de financiación de proyecto de eficiencia energética. Cogeneración de energía. Sitio web:
<http://scioteca.caf.com/bitstream/handle/123456789/1300/GUIA%20-%20Cogeneracio%CC%81n%20de%20Energi%CC%81a.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- [1.12] Ismael Sánchez López. (2014). Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación. España.
<http://www.conama11.vsf.es/conama10/download/files/conama2014/CT%202014/1896711942.pdf>
- [1.13] J. Arauzo, F. Bimbela, J. Ábrego, J.L. Sánchez, A. Gonzalo (2014) Introducción a las tecnologías de aprovechamiento de biomasa
- [1.14] Ministerio de Producción y Trabajo, Agroindustria, PROBIOMASA,
<http://www.probiomasa.gob.ar/sitio/es/>

[1.15] Roque Fernando Caro, Estudio de Potencial de Mitigación. (2015). Estudio de Potencial de Mitigación. Argentina. <https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/7.-cana-de-azucar.pdf>

[1.16] Salvador A.R. (2010), *Aprovechamiento de la biomasa como fuente de energía alternativa a los combustibles fósiles*, Universidad Complutense de Madrid.

[1.17] Secretaría de agroindustria. (2006).

https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/marco_normativo/

[1.18] Secretaría de Energía, *Energías Renovables 2008 - Energía Biomasa*,

https://www.energia.gov.ar/contenidos/archivos/publicaciones/libro_energia_biomasa.pdf

[1.19] Centro azucarero. Argentina. <http://centroazucarero.com.ar/>

Capítulo 2: Análisis cinético de reacción

2.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se justificó la viabilidad del proceso de gasificación de biomasa por las ventajas que presenta en comparación con otras alternativas como la gasificación de carbón y la combustión.

Se determinó que previo a ingresar al reactor la materia prima debe pasar por una etapa de pretratamiento de manera de reducir su humedad a un valor del 15% y reducir su tamaño a 2 cm para llevar a cabo una gasificación eficiente.

Mediante variables termodinámicas se verificó la factibilidad del proceso, pese a observar la presencia de una reacción no espontánea (metanación).

Para la obtención de la composición del gas de salida se adoptó el modelo cinético propuesto por Giltrap para la gasificación de la biomasa con aire como agente oxidante, el cual analiza únicamente la zona de reducción. A partir del mismo se obtuvo la evolución de la composición del gas de síntesis y la temperatura en función del largo de la zona de reducción, como también la variación de presión y velocidad superficial del gas en el lecho. Las variables de operación fueron definidas en función del poder calorífico del gas y la conversión del char. Se definió operar a presión atmosférica con una temperatura de 1200 K al inicio de la zona de reducción y una relación ER igual a 0,25. La velocidad superficial del gas se definió como 1,4 m/s. Se obtuvo de esta manera la composición del gas como porcentajes molares: 19,4% de CO, 2,3% de CH₄, 24,2% de H₂O, 13,3% de CO₂, 8,6% de H₂ y 32,4% de N₂. Además, se definió la altura de la zona de reducción en 50 cm, siendo el diámetro de la misma de 65,7 cm.

2.2. Gasificación: etapas, reacciones involucradas y materias primas

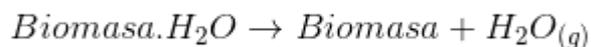
2.2.1. Descripción de etapas y reacciones químicas

En la gasificación, en un principio el combustible sólido pasa por una etapa de secado donde se calienta perdiendo humedad y se seca. Luego, al ir incrementándose la temperatura, la biomasa sufre una descomposición a componentes más simples, donde la materia volátil presente en el sólido se libera, dejando atrás el carbón junto con la ceniza, la

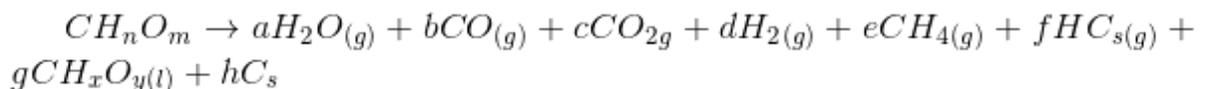
cual contiene materia mineral inorgánica no combustible. Esta etapa se conoce como pirólisis o desvolatilización. En consecuencia, en la etapa de oxidación, al agregar el agente gasificante, la presencia de oxígeno y el aporte de calor da como resultado la oxidación de los compuestos volátiles y el carbón. El grado de oxidación dependerá de la cantidad de oxígeno disponible para el proceso. Dicha cantidad debe ser la necesaria para que ocurra una combustión parcial de la materia carbonosa y volátil, liberándose calor y obteniendo dióxido de carbono y vapor de agua como productos principales de la oxidación. Por último, los productos de la oxidación experimentan un proceso de reducción, obteniendo productos finales que contienen cantidades sustanciales de monóxido de carbono e hidrógeno y pequeñas cantidades de metano (syngas).

A continuación, se detallan las reacciones involucradas en cada una de las etapas de la gasificación.

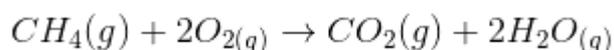
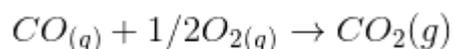
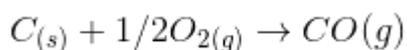
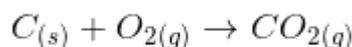
Secado:



Pirólisis:

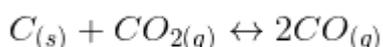


Oxidación:



Reducción:

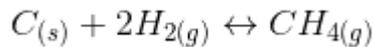
(1) Gasificación por CO₂



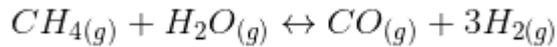
(2) Gasificación por vapor



(3) Metanación



(4) Reformado de metano



Cabe destacar que las etapas de pirólisis y oxidación son rápidas y pueden suceder en simultáneo dependiendo la configuración del reactor, mientras que la reducción es la etapa más lenta.

2.2.2. Caracterización de las materias primas

El tamaño del material influye en el tiempo de calentamiento y en la difusión de los reactivos hacia y desde la partícula. Este debe ser homogéneo y lo suficientemente pequeño para que las reacciones se produzcan a una velocidad adecuada. 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). Sin embargo, si el tamaño es excesivamente pequeño, la biomasa se puede atascar en los conductos o ser arrastrada junto con las cenizas volantes al exterior del reactor antes de tiempo.

Cada gasificador precisa de un determinado tamaño de partícula que, en general, no debe ser inferior a 2-3 mm de diámetro. Los tamaños adecuados para un reactor Downdraft son de unos 20 a 100 mm, aunque se recomienda no sobrepasar los 51 mm. Por ende, se propone un tamaño de partícula comprendido entre 2 y 5 cm. **[2.1]**

En cuanto a la humedad de la biomasa para la gasificación, la misma debe rondar entre 10 y 15%, no menos, ya que si está más seca que su punto de equilibrio tiende a recuperar humedad al contacto con el aire ambiente. La humedad facilita la formación de hidrógeno pero reduce la eficiencia térmica. Para un Downdraft el máximo permitido de humedad es del 25%.

Por otro lado, en cuanto a las cenizas de la biomasa, la cantidad de las mismas debe ser lo más reducida posible ya que estas absorben calor, ensucian filtros, erosionan los conductos, etc.

RAC

Los residuos agrícolas cañeros (RAC) son los residuos que permanecen en el suelo una vez realizada la cosecha de la caña de azúcar. Están compuestos por hojas secas, hojas verdes y cogollo, en una proporción de 7, 8 y 7% respectivamente. Las hojas secas presentan un contenido de celulosa similar al de los tallos de caña, pero con mayor contenido de sílice. Su contenido de fibra seca está alrededor de 90%. Su forma alargada y estrecha, con cierta resistencia a la flexión, hace que su presencia en un bulto de caña adquiera mayor volumen. Se puede reducir su tamaño con facilidad en molinos de martillo o de cuchilla. Las hojas verdes poseen un contenido de fibra seca de alrededor del 35%, y el contenido de sus jugos tiende a parecerse al del cogollo. Tiene las características morfológicas de las hojas secas. El cogollo tiene una longitud que puede variar entre los 10 y los 30 cm con una constitución física similar al tallo de caña, pero su jugo es rico en azúcares y pobre en sacarosa.

El porcentaje de humedad presente en los RAC puede determinarse mediante una correlación **[2.2]** que tiene en cuenta la tendencia a la disminución de la humedad en función de los días que los residuos permanecen en el suelo una vez realizada la cosecha:

$$\%W = 1,2 X^2 - 14,7 X + 59,6 \quad (2.1)$$

Donde:

$\%W$: porcentaje de humedad presente en los RAC;

X : número de días desde la fecha inicial de la cosecha.

Si se considera como humedad promedio de los residuos agrícolas cañeros un 25%, después de haber transcurrido tres días de secado natural, se puede tener un valor aproximado de su calor de combustión inferior, el cual es 11.825 kJ/Kg.

Bagazo

El bagazo es el residuo lignocelulósico fibroso remanente de los tallos de caña, obtenido a la salida del último molino del tándem azucarero, constituyendo un conjunto heterogéneo de partículas de diferentes tamaños que oscilan entre 1 y 25 mm, presentando una fracción promedio de aproximadamente 20 mm. Desde el punto de vista físico, el bagazo integral se compone de 45% de fibra, 2-3% de sólidos solubles y 50% de humedad aproximadamente, mientras que desde el punto de vista químico, se compone de 46,6% de celulosa, 25,2% de hemicelulosas (pentosanos) y 20,7% de lignina. Las hemicelulosas

abarcan un conjunto de polisacáridos diferentes, cuya composición tiene como características comunes: solubilidad en solventes, reactividad frente a los ácidos y descomposición en azúcares y furfural. Estas propiedades las diferencian, analíticamente, del resto de los componentes químicos del bagazo. La lignina, tercer componente en importancia cuantitativa del bagazo, entre 20 y 22%, representa un conjunto de polímeros amorfos, reticulares, de altos pesos moleculares y naturaleza fenólica.¹¹

En cuanto al calor específico de combustión del bagazo, el superior se encuentra entre 19.000-19.900 kJ/kg (CECS) y el inferior entre 17.500-18.900 kJ/kg (CECI).

A continuación, en la Tabla 2.1, se detalla la composición química de cada materia prima por separado.

Tabla 2.1. Composición química del bagazo y los residuos agrícolas cañeros.¹²

Elementos químicos	Bagazo (%)	RAC (%)
Carbono	47,00	48,28
Hidrógeno	6,50	5,55
Oxígeno	44,00	45,61
Cenizas	2,50	9,50
Azufre	0,00	0,13
Nitrógeno	-	0,43

Luego, teniendo en cuenta que la materia prima a utilizar en el proceso se compone de una mezcla de bagazo y RAC, 75 y 25% respectivamente, se calcula la composición química de dicha mezcla y se detalla a continuación en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Composición química de una mezcla 75% bagazo - 25% RAC.

Elementos químicos	Mezcla Bagazo - RAC
Carbono	47,32
Hidrógeno	6,26
Oxígeno	44,4
Cenizas	4,25

¹¹ Fuente: Huang et al. (2016), Peduzzi et al. (2016); Kiran y Muthukumar (2017).

¹² Centro de Estudios de Termoenergética Azucarera (CETA), Cuba.

Azufre	0,0325
Nitrógeno	0,1075

En base a lo mencionado, se concluye que las materias primas antes de ingresar al gasificador deben recibir un pre-tratamiento de molienda y secado de manera de lograr un contenido de humedad comprendido entre el 10 y 25% uniforme en toda la biomasa, como también una uniformidad en el tamaño de las partículas de la misma, entre 2 y 5 cm. Se propone entonces una reducción de la humedad a un 15% y de las partículas a un tamaño de 2 cm.

2.3. Comparación con otras alternativas de producción

La gasificación es un proceso de conversión mucho más limpio que otros procesos, como la combustión, ya que genera su propio combustible a partir de biomasa en lugar de quemarlo, evitando que se creen contaminantes, como SO_x , NO_x y partículas, que ocurren a temperaturas más altas que las típicas de la gasificación. De hecho, ciertas reacciones están relacionadas con los procesos de incineración, y pueden entenderse mejor comparando las reacciones químicas de los dos procesos: la combustión conlleva una oxidación completa para la generación de calor y una mayor concentración de gases contaminantes en comparación con la gasificación donde, debido a la presencia limitada de oxígeno, la combustión se limita a elevar las temperaturas requeridas para iniciar las reacciones químicas para la generación de gas de síntesis.

Si bien una planta de combustión es capaz de aceptar un rango más amplio de variedad de biomasa y niveles de humedad, hay un mayor volumen de gases de combustión que deben tratarse en los procesos de limpieza convencionales posteriores a la combustión, además del costo del tratamiento de las cenizas y los desechos.

Otra ventaja de la gasificación sobre la combustión es que para un caudal determinado de combustible procesado, el volumen de gas obtenido de la gasificación es mucho menor. La reducción del volumen de gas, precisa de equipos o dispositivos más pequeños y por lo tanto resultan menores los costos generales. Para pequeñas potencias, una unidad compuesta por un generador de gas y un motor de encendido por compresión es menos costosa que una que incluye una caldera, el condensador, turbina de vapor, etc. Por lo tanto, la gasificación proporciona una opción atractiva para ubicaciones remotas. **[2.3]**

Por otro lado, la comparación de gasificación de biomasa con gasificación de carbón arroja la conclusión de que los biocombustibles oxigenados no son combustibles ideales

para los gasificadores desde un punto de vista exergético¹³. Sin embargo, esto es puramente conclusión teórica de los modelos, basada en el equilibrio termodinámico y el 100% de conversión de carbono, lo que no implica que la biomasa sea menos atractiva que el carbón como combustible de gasificación. Aparte de la composición de la materia orgánica en un combustible, hay muchos otros factores que deben tenerse en cuenta, como las cenizas, el contenido de azufre y nitrógeno de la biomasa y la alta reactividad de la biomasa en comparación con la de carbón. En la práctica, a la misma temperatura, la gasificación de biomasa puede tener una mayor conversión de carbono que la gasificación del carbón, lo que significa que las restricciones cinéticas pueden superar a la ventaja termodinámica del carbón sobre la biomasa.

A partir de análisis energéticos desarrollados en una planta azucarera de cogeneración, se puede plantear la posibilidad de usar un sistema de gasificación del bagazo y el RAC en lugar de uno de combustión directa. Dentro de las ventajas que se pueden encontrar a partir de la gasificación, sobre la combustión, se obtuvo que: el gas presenta mejores propiedades de combustión respecto al sólido; necesita menor cantidad de aire estequiométrico; produce menor contaminación ambiental; el gas producido es fácil de almacenar y tiene un número mayor de aplicaciones

2.4. Análisis termodinámico

Realizar un análisis termodinámico permite determinar si una reacción es factible de acuerdo a los requerimientos de energía del sistema en cuestión. Para analizar los aspectos termodinámicos de las reacciones de gasificación dadas en la sección 2.2.1, se consideraron las entalpías de reacción y constantes de equilibrio halladas en bibliografía a una temperatura de operación de 1200 K [2.4]. Cabe destacar que el análisis se realiza para las reacciones involucradas en la etapa de reducción.

Para determinar la espontaneidad de las reacciones se calcula la energía de Gibbs a partir de la constante de equilibrio de cada reacción, a la temperatura de operación, mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta G = -RT \ln(K_{eq}) \quad (2.2)$$

Siendo:

¹³ La exergía es una propiedad termodinámica de una sustancia en un entorno que permite determinar el potencial de trabajo útil de una determinada cantidad de energía que se puede alcanzar por la interacción espontánea entre un sistema y su entorno.

$$T = 1200 \text{ K y } R = 8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}}$$

En la Tabla 2.3 se muestran las constantes de equilibrio, entalpías y energías libres de reacción para cada etapa de reducción.

Tabla 2.3. K_{eq} , ΔH y ΔG de reacción para las reacciones de reducción a $T=1200 \text{ K}$.

Reacción	K_{eq}	$\Delta H \text{ [J/mol]}$	$\Delta G \text{ [J/mol]}$
(1)	57,09	168.611	-40.352
(2)	39,77	135.791	-36.746
(3)	$1,608 \cdot 10^{-2}$	-91.171	41.206
(4)	2473	227.017	-77.951

Se observa que la reacción (3) es exotérmica mientras que las reacciones (1), (2) y (4) son endotérmicas. Además, al analizar la energía libre de reacción se puede ver que la reacción (3) no es espontánea.

Una reacción cuya energía libre de Gibbs es positiva (endergónica) puede transcurrir cuando los productos de ella desaparecen rápidamente debido una reacción espontánea (exergónica) subsiguiente. La concentración de los productos de la reacción endergónica debe mantenerse siempre baja para que la reacción, habiendo alcanzado el estado de transición, se vea rápidamente involucrada en un proceso exergónico hasta un estado final más estable. La reacción de metanación resulta endergónica; sin embargo, el metano generado en dicha reacción participa en la reacción de reformado de metano, reacción exergónica. Ello resulta beneficioso para la factibilidad de la reducción.

2.5. Variables relevantes y sus efectos

2.5.1. Efecto de la temperatura

Se analizaron los efectos de la variación de la temperatura en cuanto al aumento del poder calorífico del gas de síntesis. Según los trabajos realizados por Inayat [2.1] y Karmakar [2.5], al aumentar la temperatura se observa un aumento de las concentraciones de H_2 y CO y una disminución de las concentraciones de CH_4 y CO_2 . Esto puede explicarse

por el principio de Le Chatelier, donde altas temperaturas favorecen la formación de productos en una reacción endotérmica.

2.5.2. Efecto de la presión

Los gasificadores de lecho fijo trabajan generalmente a presión atmosférica. Un aumento de presión va en contra de las reacciones de gasificación, aumentando la cantidad de alquitranes y de hidrocarburos. Las presiones elevadas incrementan la concentración de metano y dióxido de carbono producidos, mientras que las concentraciones de H_2 y CO disminuyen (Higman y col, 2003; Klass, 1998). **[2.6]**

2.5.3. Efecto de la relación ER

La relación de equivalencia ER se define como la relación entre los moles de aire que se suministran como agente oxidante para una combustión parcial del char y los moles de aire estequiométricos necesarios para una combustión completa del mismo.

Valores bajos de ER se traducen en una combustión incompleta y por ende una gasificación incompleta, obteniéndose una baja conversión del char y un bajo poder calorífico y además una excesiva obtención de partículas sólidas. Por otro lado, valores altos de ER se aproximan a una combustión completa, obteniéndose de esta manera una alta conversión y un bajo contenido de partículas pero al mismo tiempo un bajo poder calorífico ya que abundan los productos de combustión, CO_2 y H_2O .

2.5.4. Efecto de la velocidad superficial

La velocidad superficial (V_s) de un gasificador se define como la relación entre la tasa de producción de gas (m^3/s) y el área de la sección transversal del reactor (m^2).

La velocidad superficial de un gasificador controla la tasa de producción de gas, el contenido de energía del gas, la tasa de consumo de combustible, la potencia de salida y la tasa de producción de carbón y alquitrán. Si bien es la medida más importante del rendimiento del reactor, generalmente no se reconoce ni se discute.

A bajas V_s las partículas se calientan lentamente a la temperatura de pirólisis y permanecen esencialmente isotérmicas; la reacción de pirólisis sucede de manera muy lenta provocando altos rendimientos del char y elevadas cantidades de alquitranes sin quemar. Por otra parte, a altas V_s el proceso de pirólisis es muy rápido, disminuyendo la

cantidad de carbón y gases calientes en la zona de combustión en comparación con bajos valores de velocidad (Bhavanam y Sastry, 2011). [2.7]

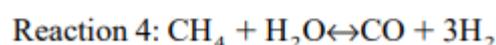
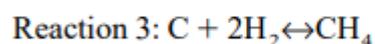
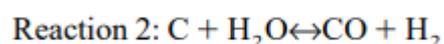
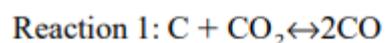
2.6. Modelo de reacción

Los modelos cinéticos tienen en cuenta la cinética química de las reacciones principales y los fenómenos de transferencia entre fases, estimando la composición de cada especie en cualquier punto del espacio y tiempo de un sistema. Por otro lado, los modelos de equilibrio proporcionan la mayor conversión posible de cada especie, independientemente del tamaño del sistema y el tiempo necesario para alcanzar el equilibrio. Estos modelos no requieren detalles de la geometría del sistema ni estiman el tiempo necesario para alcanzar ese equilibrio. Luego, se optó por el uso de un modelo cinético para poder definir una estructura preliminar de reactores.

Luego de una búsqueda bibliográfica y un análisis de los distintos modelos cinéticos, se observó que en su mayoría el análisis se centra en la zona de reducción debido a la complejidad que implica tener en cuenta todas las reacciones que ocurren en el proceso de gasificación. Se optó finalmente por el modelo propuesto por Giltrap [2.2] debido a la simplicidad matemática del mismo, y a que el análisis lo realiza para un reactor downdraft usando aire como agente oxidante, al igual que lo propuesto en este proyecto.

Giltrap plantea un estado estacionario para predecir la composición del syngas y la temperatura dentro del gasificador. El modelo fue desarrollado específicamente para la zona de reducción del reactor, suponiendo que todos los productos de pirólisis se craquean por completo, debido a que el número de posibles productos de pirólisis junto con todas las reacciones y productos intermediarios posibles incrementarían en gran medida la complejidad del modelo. Se asume además que el carbón sólido en forma de char está presente en toda la zona de reducción.

Las reacciones consideradas en el modelo son las siguientes:



Para las velocidades de reacción se consideró una dependencia con la temperatura del tipo de Arrhenius obteniéndose:

$$r_1 = A_1 \exp\left(\frac{-E_1}{RT}\right) \cdot \left(P_{\text{CO}_2} - \frac{P_{\text{CO}}^2}{K_2}\right) \quad (1)$$

$$r_2 = A_2 \exp\left(\frac{-E_2}{RT}\right) \cdot \left(P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}}{K_3}\right) \quad (2)$$

$$r_3 = A_3 \exp\left(\frac{-E_3}{RT}\right) \cdot \left(P_{\text{H}_2}^2 - \frac{P_{\text{CH}_4}}{K_4}\right) \quad (3)$$

$$r_4 = A_4 \exp\left(\frac{-E_4}{RT}\right) \cdot \left(P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^3}{K_5}\right) \quad (4)$$

Donde los valores de los factores pre-exponenciales y las energías de activación fueron tomados de Wang and Kinoshita (1993) [2.8], multiplicando en este caso los factores pre-exponenciales por un factor llamado “Factor de reactividad del char” (C_{RF}), que representa la reactividad relativa de diferentes tipos de char.

Tabla 2.4. Factores pre-exponenciales y energías de activación para cada reacción.

Reacción	A [1/s]	Ea [J/mol]
r_1	$3,616.10 \times C_{\text{RF}}$	77.390
r_2	$1,517.10^4 \times C_{\text{RF}}$	121.620
r_3	$4,189.10^{-3} \times C_{\text{RF}}$	19.210
r_4	$7,301.10^{-2} \times C_{\text{RF}}$	36.150

A continuación en la Tabla 2.5 se detallan las velocidades netas de producción de las distintas especies gaseosas teniendo en cuenta las velocidades de reacción de las reacciones (1) a (4).

Tabla 2.5. Velocidades netas de producción de las diferentes especies gaseosas.

Especie	R_x [mol/m ³ s]
N ₂	0
CO ₂	- r_1
CO	$2r_1 + r_2 + r_4$
CH ₄	$r_3 - r_4$

H ₂ O	-r ₂ - r ₄
H ₂	r ₂ - 2r ₃ + 3r ₄

Giltrap modela un reactor downdraft de lecho cilíndrico de área uniforme con una variación despreciable a lo largo del radio de las propiedades del lecho y del gas. Por otro lado, consideró la variación de presión y de la velocidad superficial del gas a lo largo del lecho.

A continuación se expresan las ecuaciones correspondientes al balance de masa por componente, el balance de energía, el balance de cantidad de movimiento y la variación de presión aplicados al sistema para la resolución del modelo.

Balance de masa por componente

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

Balance de energía

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

Balance de cantidad de movimiento

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

Variación de presión

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

Se obtiene de esta manera un conjunto de 9 ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden. Este sistema se resuelve de manera numérica.

Para las capacidades caloríficas se tomaron los valores hallados en bibliografía [2.9] para cada componente en función de la temperatura como se muestra en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6. Capacidades caloríficas en función de la temperatura para cada componente gaseoso.

Componente	C_p [J/mol.K]
N ₂	$R.(3,28 + 0,593.10^{-3}T + 0,04.10^5T^{-2})$
CO ₂	$R.(5,457 + 1,045.10^{-3}.T - 1,157.10^5.T^{-2})$
CO	$R.(3,376 + 0,557.10^{-3}.T - 0,031.10^5.T^{-2})$
CH ₄	$R.(1,702 + 9,081.10^{-3}.T - 2.164.10^{-6}.T^2)$
H ₂ O	$R.(3,47 + 1,45.10^{-3}.T - 0,121.10^5.T^{-2})$
H ₂	$R.(3,249 + 0,422.10^{-3}.T + 0,083.10^5.T^{-2})$

Donde R representa la constante universal de gases ideales en unidades de J/(mol.K).

2.6.1. Verificación del modelo

A continuación se procede a verificar el modelo propuesto por Giltrap de manera de verificar los resultados planteados en el mismo, para luego adaptarlo a las condiciones necesarias.

Teniendo en cuenta que el gas en la parte superior de la gasificación proviene tanto del agente oxidante (aire) como de la pirólisis del combustible, Giltrap introduce una variable llamada "fracción de pirólisis" (f_p) la cual representa la fracción efectiva del gas inicial que proviene de dicha zona y de las reacciones de craqueo. Este valor depende de la proporción de materia volátil en el combustible, la velocidad a la que el aire ingresa al sistema y la cinética relativa de las reacciones de pirólisis, craqueo y combustión. Sin embargo, para definirlo utiliza la concentración de nitrógeno a la salida del reactor (ya que este no participa significativamente en las reacciones) teniendo en cuenta que los reactores Downdraft que utilizan aire como gasificante producen típicamente un gas que contiene 50% de N₂¹⁴. Luego, de la Figura 2.1 obtiene un valor de f_p igual a 0.5.

¹⁴ Porcentaje de volumen de gas seco.

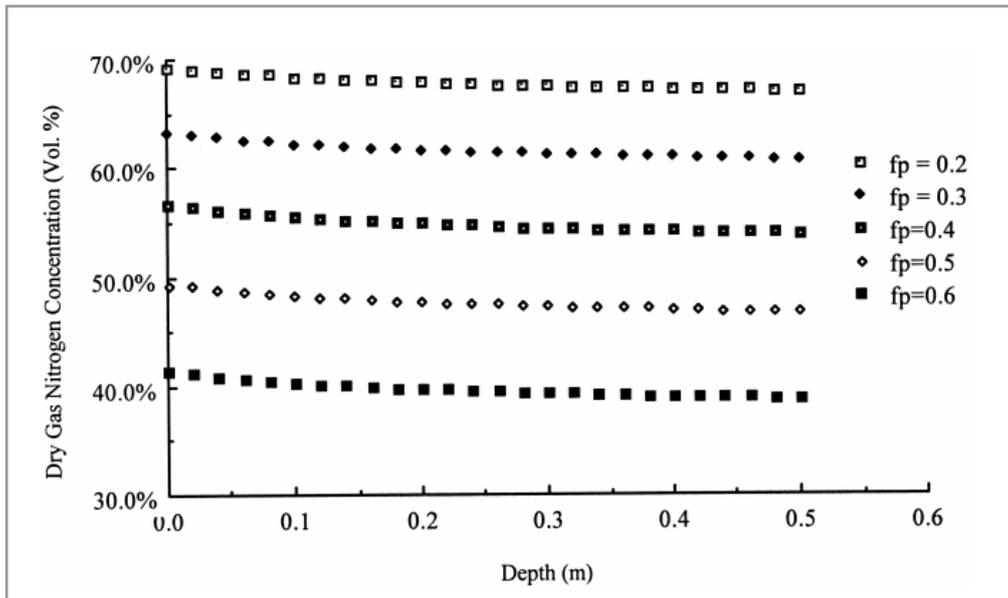


Figura 2.1. Concentración de N_2 a lo largo del gasificador como porcentaje del volumen de gas seco para diferentes fracciones iniciales de pirólisis.

Por otro lado, Giltrap supone que los productos de pirólisis se craquean en una cantidad equivalente de CO , CH_4 y H_2O . Tomando como fórmula empírica de la biomasa $CH_{3,03}O_{1,17}$ obtiene por un balance atómico que cada mol de gas de pirólisis contiene 0,341 mol de CO , 0,277 mol de CH_4 y 0,382 mol de H_2O , suponiendo una materia prima seca. Además, asume que todo el oxígeno que ingresa en el aire (agente gasificante) es consumido por las reacciones de combustión con el char, obteniéndose CO_2 , mientras que el nitrógeno que ingresa permanece inerte. Luego, conociendo el valor de f_p , la composición del gas de pirólisis, y sabiendo que 1 mol de aire contiene 0,79 moles de N_2 y 0,21 moles de O_2 , se determinan las concentraciones del gas que ingresa a la zona de reducción las cuales se detallan más adelante en la Tabla 2.8.

Para definir la temperatura y el C_{RF} tuvo en cuenta el estudio realizado por Senelwa (1997) que encontró que la temperatura promedio justo debajo de las entradas de aire cuando se gasifica biomasa es de 1228 K, por lo que Giltrap propone para su modelo una temperatura inicial de la zona de reducción de 1200 K. Por otra parte, la temperatura de salida encontrada en Senelwa (1997) para una longitud de lecho de 0,275 m fue de 1034 K. Comparando esto con los resultados en la Figura 2.2, un C_{RF} del orden de 1000 produce un resultado similar.

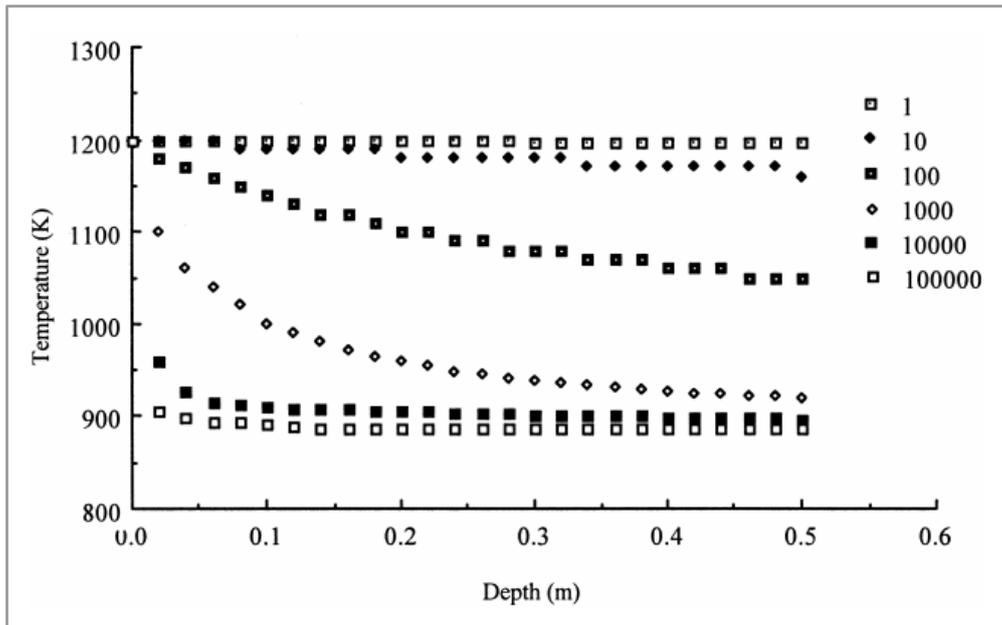


Figura 2.2. Perfil de temperatura a lo largo del lecho del gasificador a medida que varía el valor de C_{RF} .

Teniendo en cuenta que los resultados experimentales indican que la reactividad del char depende tanto de la biomasa como del grado de "quemado" experimentado por el carbón (Graboski, 1981), Giltrap igualmente define un C_{RF} constante e igual a 1000 a lo largo del lecho, destacando que puede introducirse un error asumiendo tal suposición.

A continuación en las Tablas 2.7 y 2.8 se muestran los parámetros utilizados en la simulación del modelo de Giltrap y la concentración inicial del gas que ingresa a la zona de reducción respectivamente. Cabe destacar que las propiedades del gas (μ y ρ) y las características del lecho (ϵ y D_p) fueron obtenidas de bibliografía ya que no se informan en el modelo.

Tabla 2.7. Parámetros utilizados en la simulación del modelo de Giltrap.

Parámetro	Valor	Unidades
Longitud del lecho	0,275	m
Porosidad del lecho (ϵ)	0,38	-
D_p del lecho	0,02	m
Densidad gas (ρ_g)	0,18	kg/m ³
Viscosidad gas (μ_g)	$29,7 \cdot 10^{-6}$	kg/m.s
Velocidad superficial gas (V_s)	1	m/s

Temperatura inicial (T_0)	1200	K
Presión inicial (P_0)	1	atm
Humedad biomasa	0	%
C_{RF}	1000	-
f_p	0,5	-

Tabla 2.8. Concentración inicial del gas de la simulación del modelo de Giltrap.

Componente	y_i (mol _i / mol gas)	C_i (mol _i / m ³)
CO	0,1705	1,73
CH ₄	0,1385	1,41
H ₂ O	0,191	1,94
CO ₂	0,105	1,07
H ₂	0	0
N ₂	0,395	4,01

Para el cálculo de las concentraciones de cada componente se afectó la fracción molar de cada uno de ellos por la concentración total inicial del gas obtenida por medio de la ecuación de gases ideales, la cual resultó igual a 10,16 mol/m³.

Por medio de la ecuación de Van't Hoff se obtiene la funcionalidad de las constantes de equilibrio con la temperatura haciendo uso de los valores de K_{eq} y ΔH obtenidos de bibliografía los cuales se muestran en la Tabla 2.3.

$$K1(T) := 57.09 \cdot e^{\frac{-168611}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1200} \right)} \quad K2(T) := 39.77 \cdot e^{\frac{-135791}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1200} \right)}$$

$$K3(T) := 0.016 \cdot e^{\frac{91171}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1200} \right)} \quad K4(T) := 2473 \cdot e^{\frac{-227017}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1200} \right)}$$

Luego, se resuelve el sistema de 9 ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden haciendo uso de la función Runge Kutta en Mathcad y se muestran a continuación los resultados y su comparación con los resultados predichos por el modelo.

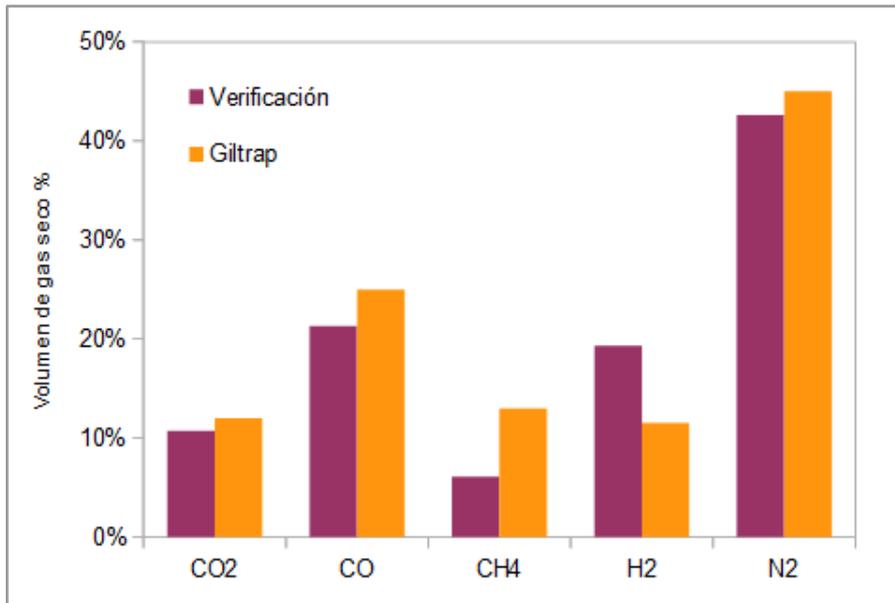


Figura 2.3. Composición del gas producto predicha por modelo en comparación con la obtenida en la verificación.

En la Figura 2.3 se observa que la concentración obtenida al verificar el modelo propuesto difiere en mayor medida, con respecto a la predicha por Giltrap, para el H₂ y el CH₄, mientras que para los demás componentes se obtiene una concentración similar. Esta diferencia se puede deber a la falta de especificaciones del modelo en las condiciones iniciales. A su vez se tienen también en cuenta los resultados predichos por otros modelos con lo que Giltrap hace una comparación. Esto se muestra en la Figura 2.4.

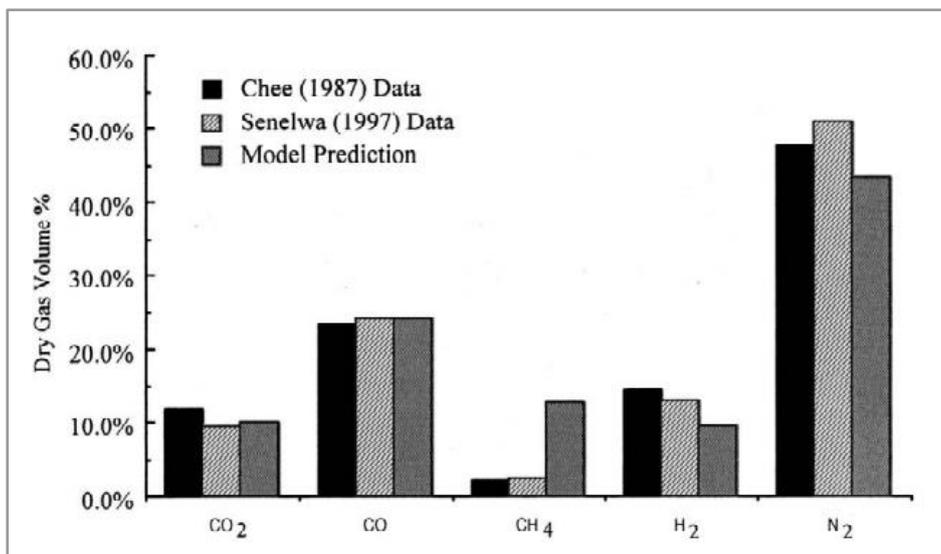


Figura 2.4. Composición del gas producto predicho por el modelo comparado con resultados experimentales.

Se puede notar que las concentraciones obtenidas en la verificación del modelo para H_2 y CH_4 se asemejan más a las obtenidas por Chee (1987) y Senelwa (1997).

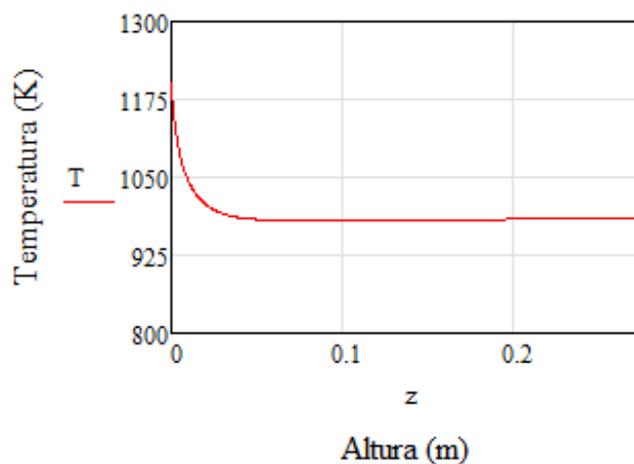


Figura 2.5. Temperatura en función de la altura de la zona de reducción.

Comparando el perfil de la Figura 2.5 con el que se muestra en la Figura 2.2 se observa que se llega a un perfil de temperatura similar.

2.6.2. Adaptación del modelo

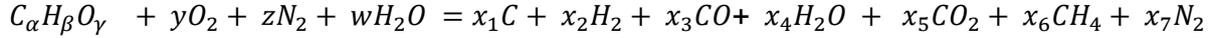
El char es el residuo carbonoso que se forma durante el calentamiento de una biomasa con contenido en carbono. La reactividad del char (C_{RF}) depende de su contenido de carbono y minerales, del modo en que se genera y de la estructura de los poros. Tanto el char como su reactividad son propios de cada biomasa. **[2.10]**

Como no se encontró información sobre el C_{RF} para el caso de la biomasa utilizada, se asumieron las mismas suposiciones que Giltrap y se utilizó el valor empleado en el modelo, es decir, $CRF = 1.000$, teniendo en cuenta además que la materia prima utilizada en el modelo tiene similares características al bagazo y el RAC.

A continuación, se procede a definir las condiciones iniciales y de operación para nuestro proceso. Cabe destacar que los parámetros del lecho y la densidad y viscosidad del gas se tomaron iguales tanto para el modelo de Giltrap como para la verificación, no afectando el cambio de dichos valores a la solución.

Condiciones iniciales y condiciones de operación

Para la determinación de las condiciones iniciales de nuestro proceso se utilizó el método y las suposiciones realizadas por Wang y Kinoshita (1993), que establecen la siguiente reacción general para la pirólisis y oxidación de la biomasa:



Donde $C_{\alpha}H_{\beta}O_{\gamma}$ es la representación química de la biomasa (BM), la cual se aproximó a $C_{3,4}H_{4,1}O_{3,3}$ (Inayat 2012) correspondiente a las frutas de palma aceitera, ya que poseen una composición muy similar a la del bagazo y el RAC. Mientras que w , z , x e y son los números molares de varios componentes.

Asumiendo que las cantidades iniciales de H_2 y CO son cero y que la cantidad de nitrógeno permanece constante, Wang presenta el siguiente sistema de ecuaciones para determinar las condiciones iniciales correspondientes al inicio de la zona de reducción:

$$x_{2,0} = 0 ; x_{3,0} = 0 ; x_{7,0} = z$$

$$x_{1,0} + x_{5,0} + x_{6,0} = \alpha \quad (2.3)$$

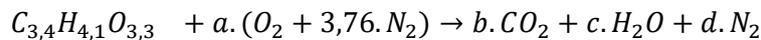
$$2x_{4,0} + 4x_{6,0} = \beta + 2w \quad (2.4)$$

$$x_{4,0} + 2x_{5,0} = 2y + \gamma + w \quad (2.5)$$

$$x_{4,0} = \lambda x_{5,0} + w \quad (2.6)$$

Donde $x_{i,0}$ es la cantidad inicial de cada especie (mol_i / mol BM seca); z e y son función de la relación ER; w se obtiene a partir de la relación humedad / biomasa (base seca); y λ denota la relación de formación de vapor de $H_2O:CO_2$, la cual se asume igual a 1, basándose en el supuesto de que se producen las mismas cantidades de CO_2 y H_2O (además de la humedad en la materia prima y el vapor que ingresa como agente gasificante w) en las zonas previas a la reducción.

Para determinar la cantidad de moles de aire que se corresponden a un cierto valor de ER, se calcula la cantidad de moles de aire teórico necesarios para una combustión completa de la biomasa de la siguiente manera:



$$C \rightarrow b = 3,4$$

$$H \rightarrow 2c = 4,1 \Rightarrow c = 2,05$$

$$O \rightarrow 3,3 + 2a = 2b + c \Rightarrow a = 2,775$$

$$\text{Moles aire teórico} = 2,775 \cdot (1 + 3,76) = 13,21$$

De la definición de ER se obtiene entonces que:

$$\text{Moles aire} = ER \times \text{Moles aire teórico}$$

Se debe tener en cuenta que dichos moles son por mol de biomasa seca. Luego, se obtienen los valores z e y según:

$$z = 0,79 \times 13,21 \times ER$$

$$y = 0,21 \times 13,21 \times ER$$

Para obtener el valor de w se tiene en cuenta la humedad con la que ingresa la biomasa al reactor (15%), el peso molecular del agua y el de la biomasa (97,7 g/mol):

$$w = \frac{0,15 \cdot 1000 \cdot \text{kgBM}/18}{0,85 \cdot 1000 \cdot \text{kgBM}/97,7} = 0,958$$

Sin embargo, para obtener finalmente los valores de los $x_{i,0}$ mediante la resolución del sistema de ecuaciones dado es necesario conocer la relación ER. Por lo tanto, en primer lugar, se procede a definir las condiciones de operación. Para ello, se propone variar distintos parámetros dejando los demás fijos y analizar en cada caso tanto el poder calorífico del gas obtenido como la conversión del carbono en el reactor. El poder calorífico del gas se obtiene de la sumatoria de los poderes caloríficos de los distintos gases obtenidos, afectados por sus respectivas fracciones másicas; los gases que aportan energía son el CO, el CH₄ y el H₂, siendo sus poderes caloríficos 10.096, 50.020 y 121.000 kJ/kg respectivamente. Mientras que la conversión del carbono se obtiene a partir de la cantidad del mismo que ingresa en la biomasa y la cantidad que no reacciona, la cual se obtiene a partir de un balance de masa entre la entrada y la salida de la zona de reducción del reactor.

Cabe destacar que los parámetros tales como el diámetro de partícula y porosidad del lecho y la densidad y viscosidad del gas se asumen como constantes a lo largo de la zona de reducción.

En primer lugar se fijaron los parámetros que se muestran en la Tabla 2.9 y se varió la longitud del lecho en la zona de reducción.

Tabla 2.9. Parámetros que se fijan al variar la longitud del lecho.

Parámetros fijos	Valor	Unidades
T_0	1.200	K
P_0	1	atm
V_s	2	m/s
ER	0,25	-

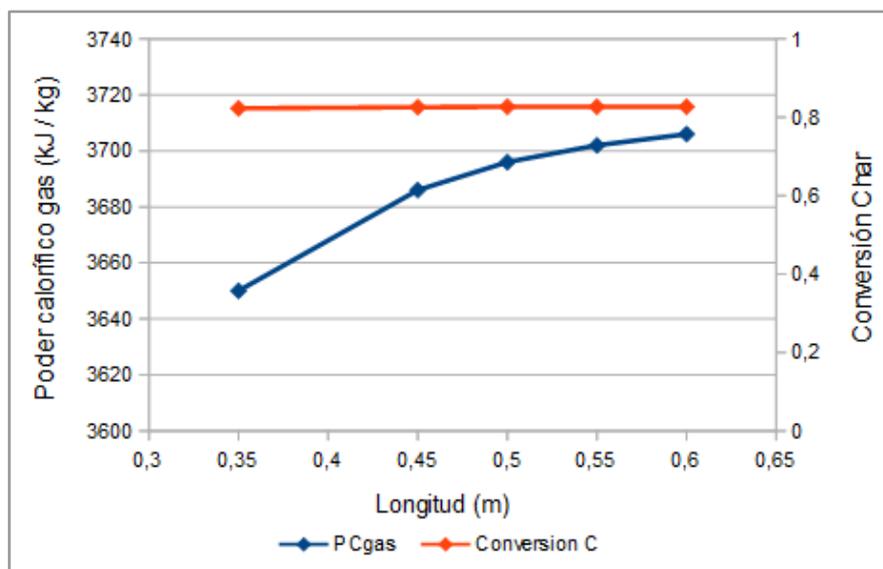


Figura 2.6. Poder calorífico y conversión en función de la longitud del lecho.

Se puede ver que la conversión se mantiene constante, mientras que el poder calorífico del gas aumenta a medida que se incrementa la longitud. Sin embargo, este aumento es menos significativo conforme aumenta la misma. Por este motivo, se propone fijar la longitud de la zona de reducción en 50 cm para luego analizar los demás parámetros.

En segundo lugar se fijaron los parámetros que se muestran en la Tabla 2.10 y se varió la velocidad superficial del gas V_s .

Tabla 2.10. Parámetros que se fijan al variar la velocidad superficial del gas.

Parámetros fijos	Valor	Unidades
T_0	1.200	K
P_0	1	atm
L_R	50	cm
ER	0,25	-

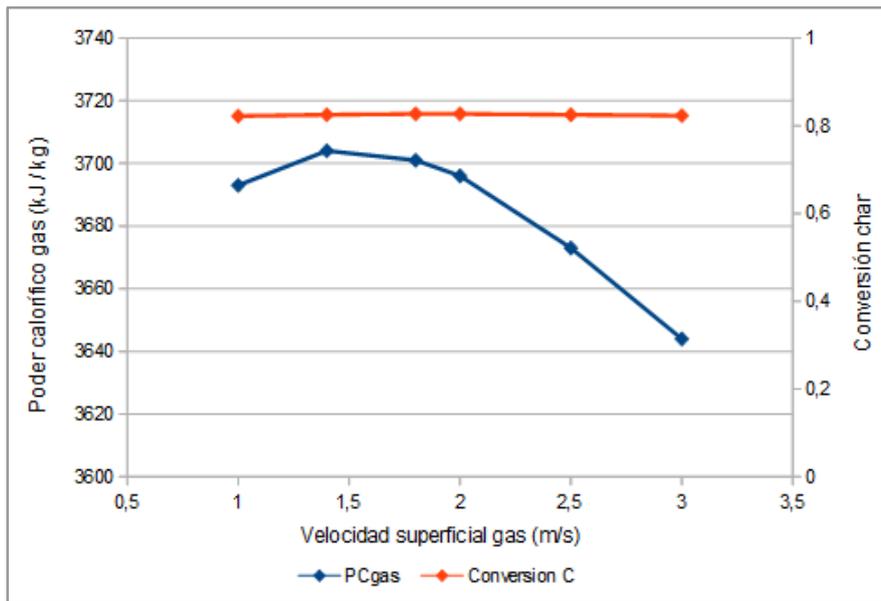


Figura 2.7. Poder calorífico y conversión en función de la velocidad superficial del gas.

Se puede ver que la variación de la velocidad superficial no afecta de manera significativa la conversión. En el caso del poder calorífico se obtiene una gran disminución del mismo a bajas y altas velocidades, obteniéndose un máximo para una velocidad cercana a los 1,5 m/s. En consecuencia, se opta por operar con una velocidad superficial del gas de 1,4 m/s.

En tercer lugar se fijaron los parámetros que se muestran en la Tabla 2.11 y se varió la temperatura inicial de la zona de reducción T_0 .

Tabla 2.11. Parámetros que se fijan al variar la temperatura.

Parámetros fijos	Valor	Unidades
V_s	1,4	m/s
P_0	1	atm
L_R	50	cm
ER	0,25	-

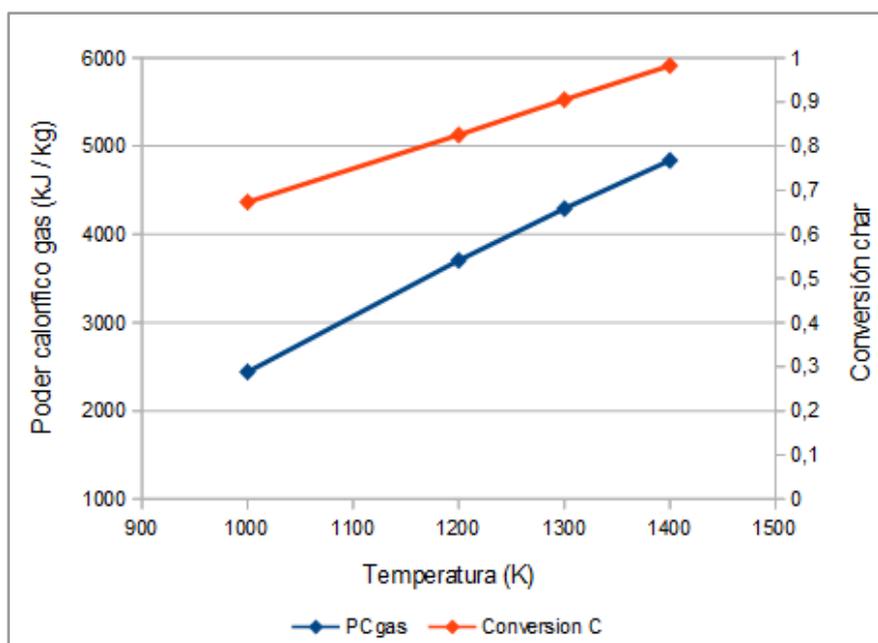


Figura 2.8. Poder calorífico y conversión en función de la temperatura.

Se observa claramente un aumento lineal tanto de la conversión como del poder calorífico con el aumento de la temperatura inicial de la reducción. Sin embargo, debe tenerse en cuenta el costo que implica una operación a tan altas temperaturas como también el uso de materiales que las resistan. Se opta entonces por operar a una temperatura de 1200 K de manera de lograr una conversión por encima del 80%.

En cuarto lugar se fijaron los parámetros que se muestran en la Tabla 2.12 y se varió la presión inicial de la zona de reducción P_0 .

Tabla 2.12. Parámetros que se fijan al variar la presión.

Parámetros fijos	Valor	Unidades
T_0	1.200	K
ER	0,25	-
L_R	50	cm
V_s	1,4	m/s

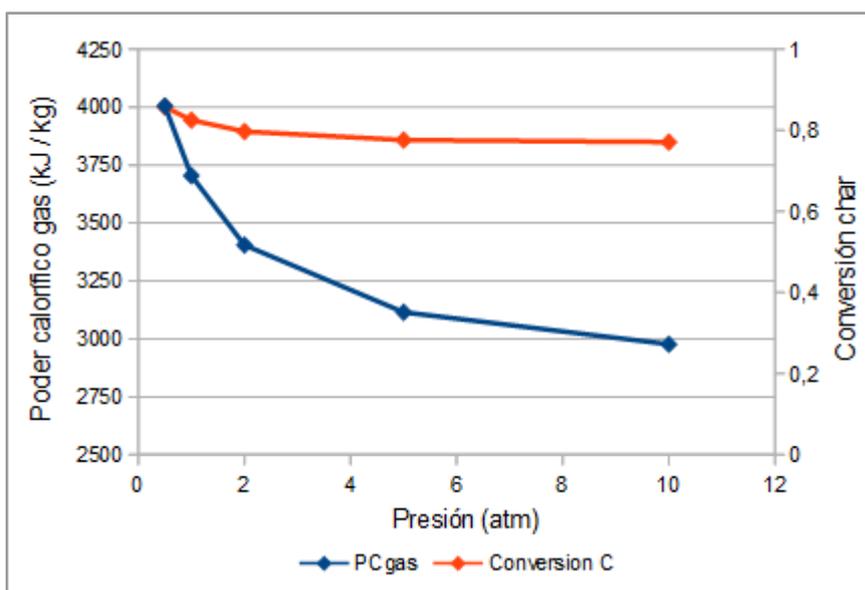


Figura 2.9. Poder calorífico y conversión en función de la presión.

Se observa cómo a medida que la presión de operación supera a la presión atmosférica, tanto el poder calorífico del gas como la conversión disminuyen. Esto se debe a que, como ya se mencionó, un aumento de presión incrementa la concentración de CO_2 y CH_4 mientras que las concentraciones de CO y H_2 disminuyen. Si bien el metano tiene un elevado poder calorífico, el mismo se obtiene en una proporción muy baja, por lo que su aumento no es significativo en comparación con la disminución del monóxido y el hidrógeno.

En quinto lugar se fijaron los parámetros que se muestran en la Tabla 2.13 y se varió la relación ER.

Tabla 2.13. Parámetros que se fijan al variar la relación ER.

Parámetros fijos	Valor	Unidades
T_0	1.200	K
P_0	1	atm
L_R	50	cm
V_s	1,4	m/s

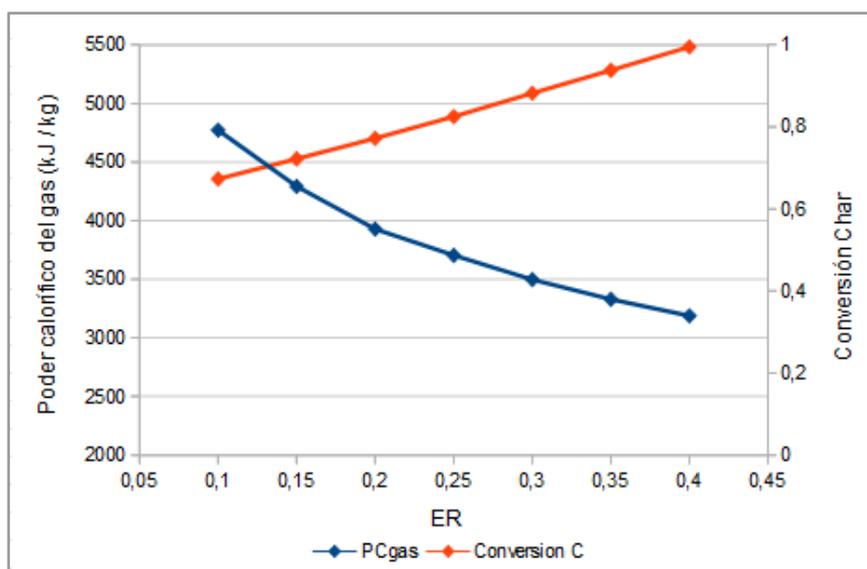


Figura 2.10. Poder calorífico y conversión en función de la relación ER.

Se puede ver como un aumento de la relación ER aumenta significativamente la conversión, debido a que la reacción de combustión se completa con el aumento del oxígeno que ingresa con el aire. En consecuencia, se obtiene un mayor porcentaje de productos de combustión, CO_2 y H_2O , y un menor porcentaje de CO , H_2 y CH_4 , lo que explica a su vez la disminución del poder calorífico. Por el contrario, un valor muy bajo de ER provoca una gasificación incompleta; si bien se observa que se obtiene un poder calorífico alto, la conversión es muy baja, obteniéndose un exceso de partículas sólidas. Finalmente, se opta por operar con una relación ER igual a 0,25 de manera de obtener una conversión por encima del 80%.

Se resumen a continuación en la Tabla 2.14 los parámetros y las condiciones de operación elegidas para el proceso.

Tabla 2.14. Parámetros y condiciones de operación.

Parámetro	Valor	Unidades
Longitud del lecho (reducción)	0,5	m
Porosidad del lecho (ϵ)	0,38	-
D_p del lecho	0,002	m
Densidad gas (ρ_g)	0,18	kg/m^3
Viscosidad gas (μ_g)	$29,69 \cdot 10^{-6}$	kg/m.s

Velocidad superficial gas (V_s)	1,4	m/s
Temperatura inicial (T_0)	1200	K
Presión inicial (P_0)	1	atm
Humedad biomasa	15	%
Relación ER	0,25	-
C_{RF}	1000	-

Una vez definidas las condiciones de operación se obtienen los valores de los $x_{i,0}$. Para el cálculo de las concentraciones iniciales de los compuestos gaseosos a partir de sus respectivos $x_{i,0}$ se toma la capacidad nominal, es decir, un caudal de biomasa de 1.000 kg/h, lo que equivale a 2,417 mol/s de biomasa seca. Se calculan los moles de gas al inicio de la gasificación según:

$$\frac{\text{moles gas}}{s} = \sum x_{i,0} \times \frac{\text{moles BM seca}}{s} = 16,76$$

Se obtiene entonces a partir de la ecuación de gases ideales el caudal volumétrico de gas:

$$V_0 = \frac{\text{moles gas} \times R \times T_0}{P_0} = 1,65 \text{ m}^3/s$$

Finalmente, se calculan las concentraciones iniciales de los gases al inicio de la gasificación según:

$$C_i = \frac{\text{moles BM seca} \times x_{i,0}}{V_0}$$

Tabla 2.15. Concentración inicial del gas al comienzo de la gasificación.

Componente	$x_{i,0}$ (mol _i / mol BM seca)	C_i (mol _i / m ³)
CO	0	0
CH ₄	0,244	0,357
H ₂ O	2,52	3,691
CO ₂	1,562	2,288
H ₂	0	0
N ₂	2,609	3,82
C	1,594	-

Resultados obtenidos

Al igual que como se hizo en la verificación del modelo de Giltrap, se resuelve el sistema de 9 ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden haciendo uso de la función Runge Kutta en Mathcad y se muestran a continuación los resultados obtenidos.

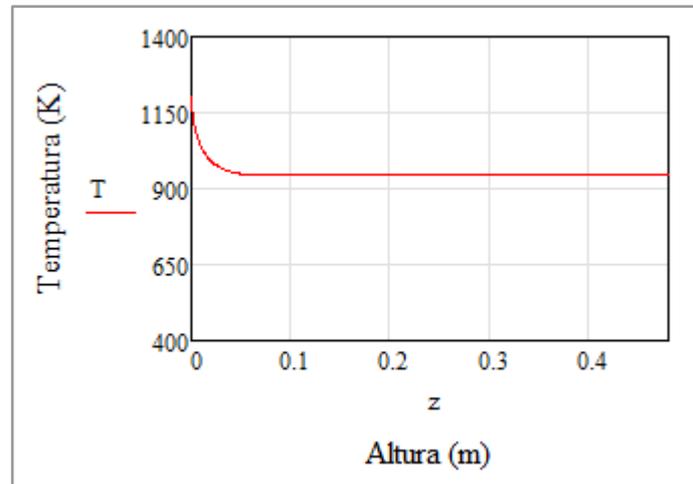


Figura 2.11. Temperatura en función de la altura de la zona de reducción.

Se observa que la evolución de la temperatura se corresponde a la obtenida en la Figura 2.2 para el valor de C_{RF} propuesto.

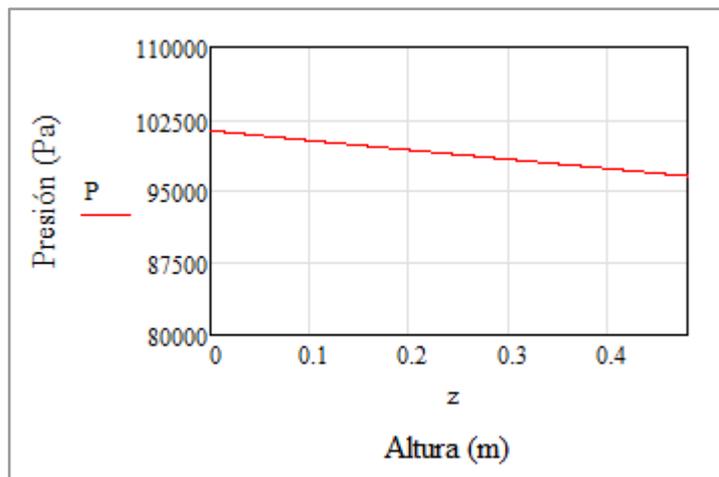


Figura 2.12. Presión en función de la altura de la zona de reducción.

En cuanto a la presión, la disminución de la misma a lo largo de la zona de reducción es paulatina. Se concluye que la caída de presión en dicha zona es baja.

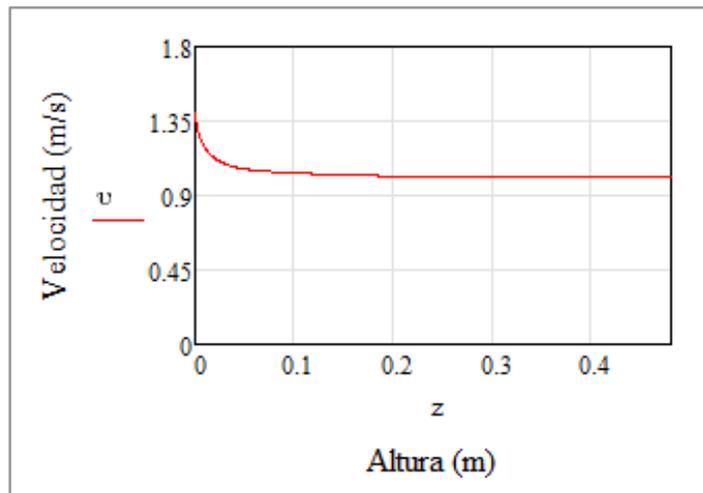


Figura 2.13. Velocidad en función de la altura de la zona de reducción.

En el caso de la velocidad superficial del gas, se observa una disminución de la misma a lo largo del lecho, lo cual puede adjudicarse a la caída de presión en el mismo.

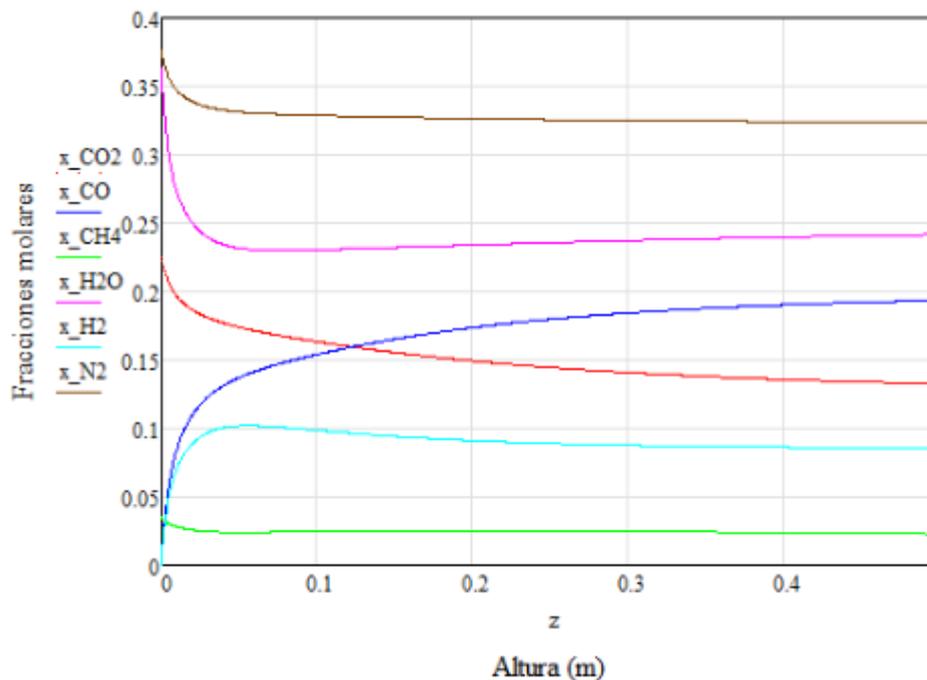


Figura 2.14. Composición del gas en función de la altura de la zona de reducción.

Los resultados que se muestran en la Figura 2.14 son dados en fracciones molares de manera de independizarnos del caudal de materia prima y/o de la cantidad de reactores a utilizar. Se muestran a continuación los valores obtenidos al finalizar la gasificación.

Tabla 2.16. Composición del gas de salida.

Componente	Fracción molar (X_i)	Fracción másica (W_i)
CO	0,194	0,215
CH ₄	0,023	0,015
H ₂ O	0,242	0,173
CO ₂	0,133	0,231
H ₂	0,086	0,007
N ₂	0,324	0,36

Se calcula el poder calorífico del gas de salida de la siguiente manera:

$$PC_{gas} = W_{H_2} \cdot 121000 \frac{kJ}{kg} + W_{CH_4} \cdot 50020 \frac{kJ}{kg} + W_{CO} \cdot 10096 \frac{kJ}{kg} = 3722 \frac{kJ}{kg}$$

Para el cálculo de la conversión total en el reactor, se calcula la cantidad de C que ingresa con la biomasa y la cantidad del mismo que no reacciona. El cálculo se realiza para un caudal de biomasa de 1000 kg/h, luego:

$$C_{entra} = \frac{mol/s \text{ BM seca} \times \alpha \times PM}{1000} = \frac{2,417,3,4,12}{1000} = 0,099 \text{ kg/s}$$

De un balance de masa entre la entrada y la salida de la zona de gasificación, se obtiene la cantidad de C sin reaccionar:

$$C_{sale} = (entra - sale)_{gasificación} = 0,508 \text{ kg/s} - 0,491 \text{ kg/s} = 0,017 \text{ kg/s}$$

Finalmente, se obtiene la conversión según:

$$x = \frac{C_{entra} - C_{sale}}{C_{entra}} = 0,828$$

Se asume un área constante para la zona de reducción, la cual resulta:

$$\text{Área} = \frac{V_0}{V_{S0}} = \frac{1,65 \text{ m}^3/\text{s}}{1,4 \text{ m/s}} = 1,178 \text{ m}^2$$

Luego, se obtiene el valor del diámetro de la zona de reducción a partir del área:

$$D_R = \sqrt{\frac{4 \cdot \text{Área}}{\pi}} = 1,225 \text{ m}$$

Cabe destacar que tanto el valor del área como el diámetro de la zona de reducción son válidos para un reactor que opera con un caudal de biomasa de 1.000 kg/h.

2.6.3. Fuentes de error inherentes al modelo

A la hora de aplicar el modelo, se debe tener en cuenta:

- El modelo elegido fue desarrollado con madera como materia prima, mientras que el caso propuesto es bagazo y RAC.
- El valor de CRF se considera constante cuando en realidad tiene una dependencia con la temperatura y el tipo de biomasa.
- Como las expresiones dadas para las velocidades de reacción no tienen consistencia en unidades, se consideró a las presiones parciales como las concentraciones de los componentes en unidades de mol/m³.
- Por falta de detalle en el modelo las condiciones iniciales utilizadas en el mismo pueden tener diferencias con las calculadas.

2.7. Bibliografía

[2.1] Mendivil, Muñoz, Morales, Juarez, Ruiz. Renewable and sustainable energy reviews. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers

[2.2] D.L. Giltrap, R. McKibbin, G.R.G Barnes, 2003, A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier

[2.3] Quispe Chanampa, Carlos Nicolas (2010). Análisis energético de un sistema de cogeneración con ciclo combinado y gasificación para la industria azucarera. Repositorio Institucional Pichua. Perú. Sitio web:

https://pirhua.udep.edu.pe/bitstream/handle/11042/1387/IME_155.pdf?sequence=1&isAllowed=y (Pág 82)

[2.4] Donald D. Wagman, John E. Kilpatrick,² William J. Taylor,² Kenneth S. Pitzer,³ and Frederick D. Rossini, 1945, https://nvlpubs.nist.gov/nistpubs/jres/34/jresv34n2p143_A1b.pdf

[2.5] Karmakar M. K., Datta A.B, 2011, Generation of hydrogen rich gas through fluidized bed gasification of biomass.

[2.6] Lopez Sanchez Ismael. (2014). Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basados en la gasificación. España. Sitio web:

<http://www.conama11.vsf.es/conama10/download/files/conama2014/CT%202014/1896711942.pdf>

[2.7] Prandey Mukesh, Mangre Mohandas. (2019). Downdraft fixed bed biomass gasifier. Sitio web: <http://bosajournals.com/csp/images/pdf/files/46CSP.pdf>

[2.8] Y. Wang and C.M. Kinoshit.. 1993, Kinetic model of biomass gasification

[2.9] Smith, Van Ness. (1996) Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química. Quinta edición. Mc Graw Hill. México.

[2.10] Proyecto cinético de la gasificación de char de lodo de depuradora en mezclas de CO₂ y H₂O. Gasificación de char. Pág 2. Sitio web:

<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20317/fichero/2.+GASIFICACION%20C3%93N+DE+CHAR.pdf>

Capítulo 3: Diseño del sistema de reactores

3.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo, se eligió el tipo y la cantidad de gasificadores a usar, especificando sus dimensiones y materiales para su construcción, teniendo en cuenta las condiciones de operación.

Resultó conveniente la utilización de tres gasificadores de doble garganta, colocados en paralelo con un caudal de diseño de entrada de biomasa a cada reactor de 244,32 kg/h. Para el cálculo de las dimensiones del gasificador se utilizó un mecanismo obtenido de bibliografía, adaptándolo a las dimensiones obtenidas en el capítulo 2. Se obtuvo una altura total para cada gasificador de 4,91 m con un diámetro de 3,64 m, correspondiente a la zona más ancha.

Como material de construcción de los reactores se utiliza acero inoxidable 310S ya que resiste las altas temperaturas de operación y resulta económico a comparación de otros materiales. De acuerdo al código ASME se obtuvo que los reactores deben tener un espesor de 3,2 mm como mínimo.

Como material de aislamiento se optó por la utilización de mantas de fibra cerámica, resultando necesario un espesor de 56 cm para lograr que la temperatura de la pared exterior del aislante sea de 30°C y la temperatura de la pared de cada reactor sea de 1.160 K de manera que el rendimiento del reactor no se vea afectado por las pérdidas de calor.

Como sistema de control se propuso colocar en puntos estratégicos termopares, un manómetro y un capacitor de nivel para medir temperatura, presión y nivel de materia prima respectivamente a la entrada de cada gasificador.

3.2. Capacidad de producción

En cuanto a la capacidad de una planta de proceso, la capacidad de producción nominal no coincide con la capacidad de diseño instantánea. La capacidad de producción se define en función de un estudio del mercado, mientras que la capacidad de diseño surge de la capacidad de producción afectada por un valor que se conoce como Efectividad Global del Proceso de diseño (EGP).

Los principales factores que determinan la EGP son:

- Disponibilidad: son las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles. Este factor tiene en cuenta tanto las paradas de mantenimiento programadas como las imprevistas, además de factores externos tales como un corte de energía eléctrica, corte de agua, etc. Para este factor se toma entonces un valor de referencia igual al 95%.
- % Producto conforme: se refiere al producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido. Los factores que lo afectan son, por ejemplo, la calidad de las materias primas, los desvíos de proceso, las fallas en equipos, etc. En este caso se suele tomar un valor de referencia del 99%.
- Performance: es la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar. Dentro de los factores que afectan la performance están: disponibilidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, capacitación, limitaciones externas, etc. Este factor depende también de la madurez de la operación, y suele considerarse un valor de referencia del 85%.

Luego, la Efectividad General del Proceso se define como:

$$EGP = 95\% \cdot 99\% \cdot 85\% = 80\%$$

Teniendo en cuenta que en el Capítulo 1 se definió operar con un caudal de biomasa nominal de 1 tn/h, y considerando un valor de **EGP de 80%**, el caudal instantáneo resulta igual a **1,25 tn/h de biomasa**.

3.3. Tipo de reactor

Como se mencionó en capítulos anteriores, se optó por el uso de un reactor tipo Downdraft que opere en forma continua.

3.3.1. Posibles reactores

Existen dos grandes grupos de gasificadores de lecho fijo tipo Downdraft:

- Sin garganta o núcleo abierto

Están especialmente diseñados para gasificar materiales finos con baja densidad aparente, que permitan la permeabilidad del aire a través de ellos. El cuerpo del reactor está abierto al medio ambiente y tanto materia prima como aire son alimentados por la parte superior del gasificador.

➤ Con garganta

Son una mejora del gasificador de flujo descendente. 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. Dentro de los gasificadores con garganta existen los de garganta simple y garganta doble (Imbert).

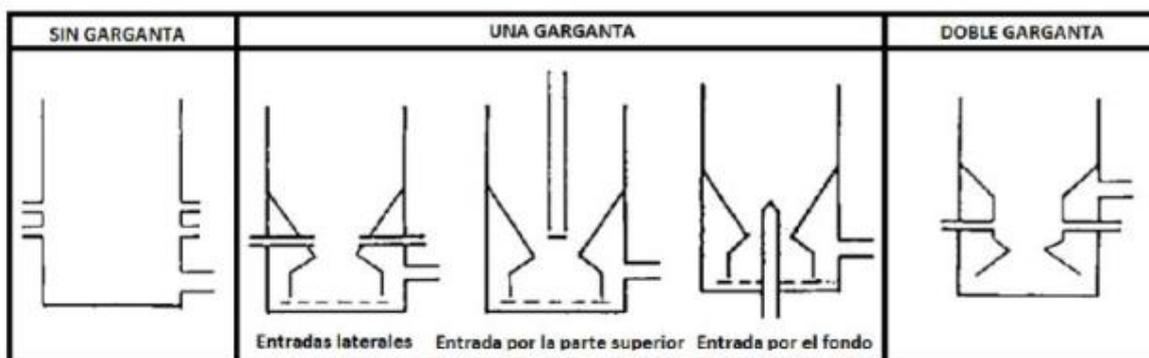


Figura 3.1. Tipo de gasificadores de lecho fijo downdraft.

El diámetro de la garganta tiene un efecto en la eficiencia de conversión del gasificador; diámetros de garganta pequeños dan una mayor eficiencia de conversión que grandes diámetros. Esto se debe a que las gargantas con diámetros más grandes disminuyen la temperatura y la velocidad de reacción debido al efecto divergente.

El ángulo de la garganta también afecta la eficiencia de conversión del gasificador, dando una mayor eficiencia de conversión los ángulos pequeños que los grandes, debido al efecto divergente de estos últimos. Sin embargo, los ángulos pequeños requieren largas zonas de reducción (Siva Kumar et al., 2008).

Entre el diseño de simple y doble garganta el objetivo es el mismo para ambos, lográndose una mayor eficiencia para el Imbert, ya que la concentración y el intercambio de calor es aún mayor. Por otra parte, si bien ambos presentan inconvenientes en cuanto al angostamiento del reactor, ya que limita el rango de formas de la biomasa, esta limitación es mayor para el de doble garganta.

En cuanto al diseño del reactor sin garganta, este tiene una serie de ventajas con respecto a los de garganta ya que la parte superior abierta permite que el combustible se alimente más fácilmente y además permite el fácil acceso a instrumentos para medir las condiciones dentro del lecho. Sin embargo, se obtienen mayores pérdidas de calor y eficiencias menores.

3.3.2. Selección del tipo de reactor

De acuerdo a lo mencionado en la sección anterior, si bien presentan limitaciones en cuanto al tamaño de la biomasa y su construcción es más compleja, se opta por el uso de un gasificador Downdraft tipo Imbert ya que en los mismos se obtienen mayores eficiencias a comparación de los otros diseños. Además, se propuso reducir el tamaño de la biomasa a 2 cm, encontrándose dentro del rango dado para los Downdraft, por lo que no se presentarán inconvenientes en ese sentido.

3.3.3. Número de reactores y disposición

La bibliografía indica que para un reactor del tipo Downdraft, el máximo de flujo a tratar, por restricciones físicas y de fluidodinámica, es de 350 kg/hr (en un caso muy optimista, 380 kg/hr). Esto es debido a que si se sigue aumentando la carga, los diámetros de la zona de combustión y de contracción deben ser mucho mayores para permitir el paso de la biomasa, lo que implica que el flujo de oxidante que se requiere no sea capaz de llegar al centro del equipo efectivamente. Por lo tanto, comienzan a haber fallas operacionales y no idealidades dentro del reactor, obteniendo una menor conversión. **[3.1]**

Como en nuestro caso se trata un flujo de materia prima de 862,32 kg/h, se opta por un arreglo de 3 gasificadores en paralelo. Si bien el hecho de utilizar 3 equipos de menor tamaño implica una mayor inversión económica que en el caso de un solo reactor de mayor tamaño, se hace esta elección de manera de obtener la mayor conversión posible.

3.4. Caracterización del reactor

Para caracterizar a los reactores se determinan aspectos tales como el material para la construcción de los mismos, la geometría y el espesor.

3.4.1. Material

Para la selección del material adecuado para la construcción del gasificador, se deben considerar aspectos tales como la presión y la temperatura de operación, la presencia de sustancias corrosivas y abrasivas, y los costos de construcción.

Teniendo en cuenta que en nuestro caso se trabaja a presión atmosférica y a muy altas temperaturas y con sustancias corrosivas, se decide utilizar como material de los reactores acero inoxidable. Los aceros inoxidables están divididos en diferentes grupos:

ferríticos, martensíticos y austeníticos, siendo este último grupo los más utilizados por la amplia variedad de propiedades que tienen.

El acero inoxidable austenítico más común es el tipo 304 y a partir de este, por medio de la adición de Cr y Ni, se obtienen los diferentes tipos de aceros austeníticos 309, 309S, 310, y 310S. Estos últimos presentan mejoras en las propiedades mecánicas, soldabilidad, resistencia a altas temperaturas y la resistencia a la corrosión.

En experimentos de exposición a cenizas sintéticas a altas temperaturas se estableció como el acero tipo 310S presentó una baja pérdida de peso en comparación a otros aceros convencionales como el 316 y de resistencia como el 310. Además, los aceros tipo 310S presentan buena resistencia a la corrosión y oxidación a altas temperaturas de servicio del orden de 1200°C. **[3.2]**

Por lo tanto, **se opta como material de construcción de los reactores el acero 310S** teniendo en cuenta que los mismo operarán a temperaturas de hasta 930°C aproximadamente.

3.4.2. Geometría

Para el dimensionamiento del gasificador se optó por utilizar el método presentado en el documento "*Handbook of downdraft gasifier*" **[3.3]**, el cual se basa en propiciar el paso de los gases y las cenizas que se van formando dentro de un gasificador downdraft de doble garganta.

A continuación se presenta un esquema del reactor en donde se detallan las variables a estimar.

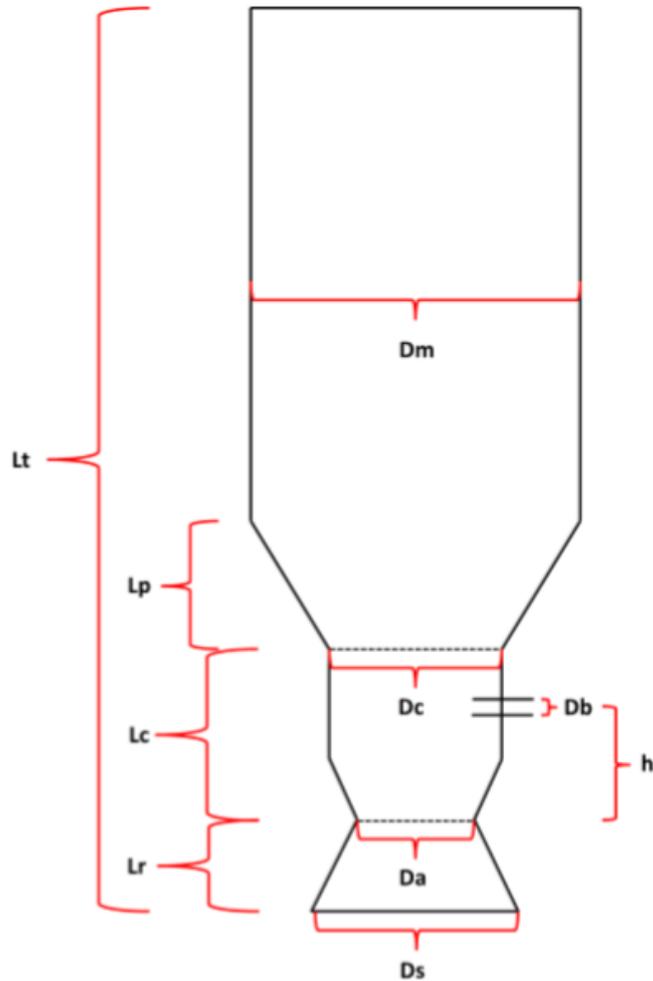


Figura 3.2. Esquema para el dimensionamiento del reactor.

Para el diseño del equipo, definen el parámetro hl (hearth load), relacionado con la velocidad superficial del gas V_s , como el flujo volumétrico de gas de síntesis producido por unidad de área en la parte más estrecha del equipo. Este parámetro debe encontrarse entre dos valores límite de manera de no afectar el rendimiento del reactor ya que valores superiores dan lugar a unas caídas extremas de presión en la zona de reducción del equipo, mientras que a valores inferiores la temperatura en la zona caliente se reduce tanto que resulta inevitable la producción de alquitrán:

$$0,4 \leq \frac{F_{gp}}{\pi \left(\frac{D_a}{2}\right)^2} \leq 0,9 \quad (3.1)$$

Donde F_{gp} es el caudal volumétrico del syngas en m^3/h y D_a el diámetro de la zona de reducción.

En nuestro caso, tanto el caudal del syngas como el diámetro y la altura de la zona de reducción, se obtuvieron en el Capítulo 2 a partir de la adaptación del modelo cinético, siendo $F_{gp} = 1.706,4 \text{ m}^3/h$ a la entrada de la zona de reducción y $F_{gp} = 1.569,6 \text{ m}^3/h$ a la salida, y $D_a = 65,7 \text{ cm}$. De esta manera, el parámetro hl resulta igual a 0,5 y 0,46 para la entrada y la salida de la gasificación respectivamente, encontrándose dentro del límite establecido.

Además, se debe tener en cuenta que en la resolución del modelo cinético se consideró el diámetro en la zona de reducción como constante a lo largo de dicha sección, resultando entonces entonces $D_a = D_s$.

Conociendo el valor de D_a se obtiene el diámetro de combustión D_c y el diámetro de la zona de secado y pirólisis D_m mediante las siguientes relaciones:

$$1,8 \leq \frac{D_c}{D_a} \leq 2,1 \quad (3.2)$$

$$3,4 \leq \frac{D_m}{D_a} \leq 7,7 \quad (3.3)$$

Utilizando para el cálculo el valor promedio de los límites se obtiene que $D_c = 128,12 \text{ cm}$, y $D_m = 364,6 \text{ cm}$.

El área total de inyección de agente oxidante está relacionado directamente al área transversal de la zona de contracción, lo que permite estimar el diámetro de las boquillas D_b a partir de D_a , mediante la siguiente expresión:

$$0,03 \leq \frac{n \cdot \pi \cdot \frac{D_b^2}{4}}{\pi \cdot \frac{D_a^2}{4}} \leq 0,08 \quad (3.4)$$

Dónde n es el número de boquillas requeridas, el cual se relaciona con el requerimiento de gasificante del proceso y, por ende, con el flujo másico a tratar.

A continuación en la Tabla 3.1 se muestra la relación entre el flujo másico de materia prima y el número de boquillas.

Tabla 3.1. Número de boquillas requeridas en un reactor downdraft.

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

Se puede notar que el número de boquillas es siempre impar. De esta manera se evita que dos boquillas queden enfrentadas, y por ende, que los flujos de gasificante no ingresen en una misma dirección en sentido opuesto.

Se requiere entonces de 9 boquillas para cada reactor. Con dicho valor, se calcula a partir de la Ecuación (3.4) el valor del diámetro de las boquillas que resulta ser $D_b = 5,14 \text{ cm}$

La distancia h , que corresponde a la distancia entre la contracción y el ingreso de gasificante, está relacionada también con el valor del diámetro D_a , y es optimizada de modo de asegurar las reacciones de combustión antes de llegar a la zona de gasificación. La misma se estima a partir de la siguiente expresión:

$$0,7 \leq \frac{h}{D_a} \leq 1,2 \quad (3.5)$$

Luego, tomando el valor promedio de los límites se obtiene $h = 62,4 \text{ cm}$.

Por otro lado, la altura de cada sección del equipo depende de la altura de la zona de reducción, L_r , la cual se obtiene de la fórmula:

$$0,65 \leq \frac{2 \cdot L_r}{D_a + D_s} \leq 1 \quad (3.6)$$

Sin embargo, en nuestro caso, la altura de la zona de reducción se obtuvo mediante el modelo cinético utilizado en el Capítulo 2, la cual se definió con un valor de $L_r = 50 \text{ cm}$, encontrándose dentro del rango establecido por la Ecuación 3.6.

Los valores del largo de la zona de combustión (L_c), largo total (L_t) y el largo de la zona de pirólisis y secado (L_{p+s}) se obtienen a partir de las siguientes relaciones:

$$1,4 \leq \frac{L_c}{L_r} \leq 1,6 \quad (3.7)$$

$$0,2 \leq \frac{L_r + L_c}{L_t} \leq 0,35 \quad (3.8)$$

$$L_{p+s} = L_t - L_c - L_r \quad (3.9)$$

Considerando en todos los casos el valor promedio de los límites de las ecuaciones utilizadas, en la Tabla 3.2 se resume los valores obtenidos para las dimensiones de cada gasificador.

Tabla 3.2. Dimensiones de los gasificadores.

Parámetro	Valor (cm)
Lc	75
Lp+s	366
Lt	491
Lr	50
Da	65,7
Ds	65,7
Dc	128,1
Dm	364,6
h	62,5
n	9
Db	5,1

3.4.3. Espesor

Para la selección del espesor de las paredes de los reactores se utilizó la norma del Código ASME. Luego, el espesor puede estimarse según la siguiente expresión **[3.4]**:

$$t_c = \frac{P_c \cdot R_{int,c}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_c} + C.A.$$

Siendo:

t_c : espesor de las paredes del cilindro (mm)

P_c : presión interna del cilindro (1 atm)

$R_{int,c}$: radio interno del cilindro (se toma el mayor de 182,3 cm)

S: es el esfuerzo a la tensión del material a la temperatura de operación (25464 psi = 1732,72 atm) **[3.2]**

E: factor de soldadura (0,85)

C.A.: tolerancia de corrosión (2 mm)

Por consiguiente, se obtiene que el espesor mínimo de las paredes del reactor debe ser de 3.2 mm. Sin embargo, se deben buscar formatos y espesores standard de fabricación de láminas de acero inoxidable para la selección final del espesor, dependiendo también del área de la lámina.

3.4.4. Descarga de cenizas

Las cenizas producidas dentro de los gasificadores, se extraerán mediante un sistema conformado por una malla y un recolector de ceniza. La malla debe tener orificios de aproximadamente 0,5 mm para retener las partículas de combustible mayores y dejar pasar las partículas menores al sistema de recolección (Reed & Das, 1988).

El sistema de recolección de cenizas se encontrará 50 mm por debajo de la parrilla. Para la extracción de las cenizas del reactor se contará con una válvula sellada que sólo permitirá el paso de las mismas hacia otro colector de cenizas, el cual sólo podrá ser vaciado cuando la válvula se encuentre cerrada. De esta manera se evitan pérdidas de calor en la extracción de las partículas sólidas obtenidas en los reactores.

3.5. Diseño térmico

En el proceso de gasificación en lecho fijo equicorriente, el gas que abandona la zona de oxidación circula hacia la zona inferior cruzando el carbón generado durante el proceso, sin la posibilidad de precalentar por convección la biomasa que ingresa por la parte superior del reactor.

En la siguiente figura, se muestran los flujos de calor en un lecho estacionario en equicorriente en donde el frente de reacción está estacionario y la biomasa y el vapor de agua avanzan hacia él. [3.5]

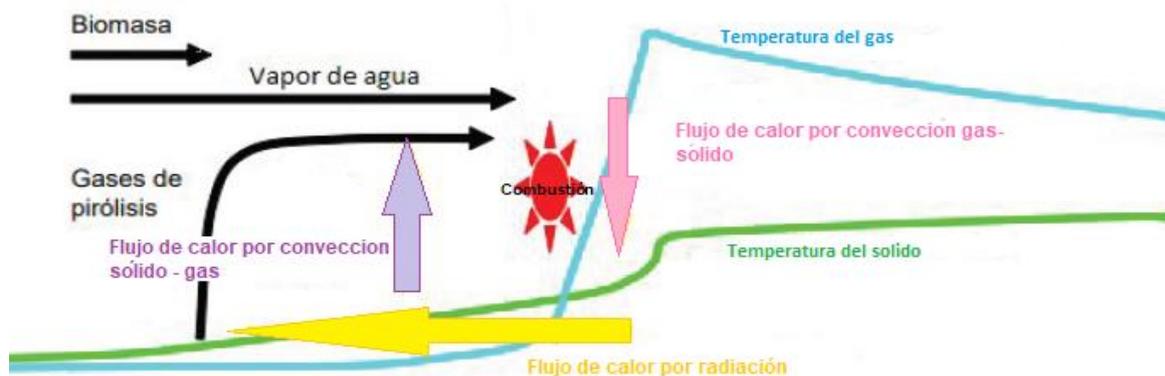


Figura 3.3. Esquema de los principales flujos de calor intervinientes en el proceso de gasificación.

Para que en un proceso de combustión el frente de llama avance sobre la biomasa es necesario que exista un flujo de calor emanando de la zona oxidación (zona exotérmica) hacia la biomasa fresca, donde se están produciendo las reacciones de secado y pirólisis (endotérmicas). Sin embargo, esta transferencia de calor no se puede producir por convección ya que el flujo de gases calientes va en dirección contraria, por lo tanto, los únicos mecanismos son los de conducción (muy lento) y radiación, que son los responsable de que el frente avance a la velocidad que lo hace.

Los procesos de flujo, transferencia de masa y transferencia de calor en gasificadores de lecho fijo son complejos. La biomasa y el carbón producido experimentan un proceso de trituración mientras que toman lugar las distintas etapas del proceso de gasificación. Al mismo tiempo, las partículas cambian su diámetro, forma y porosidad, variando la fracción libre del lecho e incrementando la pérdida de carga en el mismo. La transferencia de masa ocurre por difusión y convección, mientras que la transferencia de calor ocurre por conducción, convección y radiación en las fases de gas y de sólido. El proceso de transferencia de calor en lechos fijos es ilustrado en la Figura 3.4, siendo una combinación de lo siguiente:

1. Conducción a través de las partículas sólidas.
2. Conducción entre las partículas sólidas que están en contacto físico directo.
3. Radiación entre las partículas sólidas.
4. Convección desde las partículas sólidas hacia el gas.
5. Radiación desde las partículas sólidas hacia el gas.
6. Conducción a través del gas.
7. Radiación debido a la emisión del gas
8. Mezcla de fluido.
9. Conducción desde las partículas sólidas hacia la pared.
10. Radiación desde las partículas sólidas hacia la pared.
11. Convección desde las partículas sólidas hacia la pared.
12. Radiación desde el gas hacia la pared.

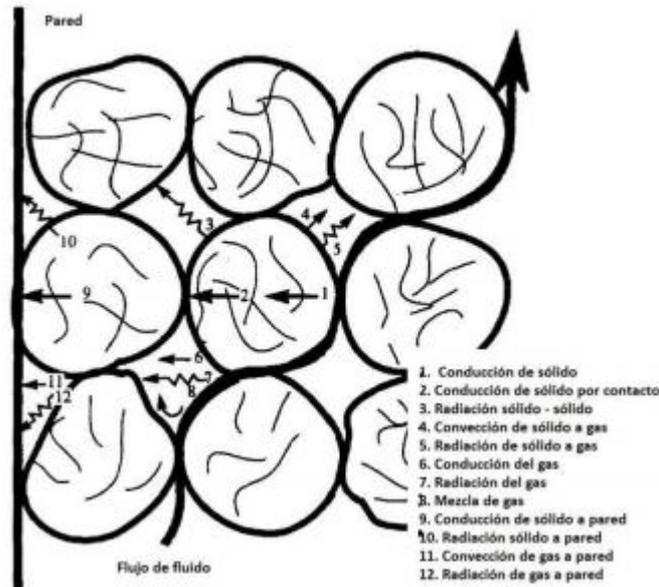


Figura 3.4. Mecanismos de transferencia de calor en lechos empacados.

3.5.1. Aislación del reactor

Teniendo en cuenta que los gasificadores trabajarán a temperaturas muy elevadas, en especial en la zona de oxidación y reducción, si se permite al sistema eliminar calor a los alrededores, esto podría representar un beneficio para el proyecto debido a que el gas en un tratamiento posterior debe enfriarse. Sin embargo, esto afectaría en gran medida el rendimiento del reactor como también el control del sistema, y además, no sería seguro para los operarios. Por lo tanto, se concluye que es imprescindible aislarlos térmicamente.

El cálculo de la aislación se traduce en la determinación del espesor de la pared de aislante para que soporte una determinada pérdida de calor del equipo, teniendo en cuenta el radio crítico de aislante.

Se desprecian los mecanismos de transferencia de calor en el lecho y los gases y se asume que la temperatura de la pared interna de los reactores (en contacto con los gases) será igual a la temperatura más alta de los gases dentro del reactor, siendo esta la condición más desfavorable de trabajo. Dado que los reactores serán construidos de un material conductor como es el acero, se asume que la temperatura de la pared interna del reactor es igual a la externa, es decir, se desprecia el perfil de temperatura en el espesor del mismo, y se consideran las pérdidas de calor hacia los alrededores. Para realizar esta estimación, se consideró lo siguiente:

$$Q_{alrededores} = h \cdot A_{reactor} \cdot (T_{gases} - T_{\infty}) \quad (3.10)$$

Siendo:

- h : coeficiente de transferencia de calor entre el reactor y los alrededores
- T_{∞} : temperatura de los alrededores.

Como temperatura del aire de los alrededores se consideró una temperatura promedio de 15°C, teniendo en cuenta que se ubican los reactores dentro de la planta. Luego, para el cálculo del coeficiente de transferencia se utilizó la siguiente correlación para convección libre de flujo externo sobre placa plana vertical correspondiente a flujo turbulento:

$$h = Ra^{1/3} \cdot 0.1 \cdot \frac{k(\text{aire})}{L}$$

Donde la conductividad del aire se toma como 0,024 W/mK.

El coeficiente de transferencia por convección natural resulta igual a 8,158 W/m²K.

Luego, se calcula por medio de la Ecuación (3.10) el calor que se transfiere a los alrededores en la zona de mayor temperatura de manera de tomar el caso más conservador. Por ende, para el cálculo se tiene en cuenta el diámetro de la garganta del reactor (D_a) y la altura del mismo (L_t). De esta manera, el calor transferido hacia los alrededores sin aislante resulta $Q = 75.224 \text{ W}$.

Para la aislación del reactor se opta por un material refractario ya que este tipo de materiales son capaces de mantener su resistencia y estructura a altas temperaturas. Se decide utilizar mantas de fibra cerámica, las cuales están compuestas por fibras cerámicas refractarias entrelazadas en múltiples direcciones. Este tipo de aislantes es ampliamente utilizado en la industria debido a la gran variedad de ventajas que posee, tales como:

- Alta resistencia a la corrosión
- Baja densidad y buena resistencia a la manipulación y tracción
- Muy baja conductividad y capacidad térmica
- Alta resistencia a los choques térmicos
- Excelente estabilidad térmica y química
- Brindan aislación acústica
- Funcionan como barrera de protección contra incendios

Se selecciona la manta “HP” comercializada por la empresa Refwool® la cual resiste temperaturas de trabajo continuo de 1100°C y posee una conductividad de 0,12 W/m.K a una temperatura promedio de 600°C.¹⁵

¹⁵ Sitio web: <http://www.refwool.com.ar/>

Teniendo en cuenta que el aislante tomará una forma cilíndrica, se estimó el radio crítico del mismo de acuerdo a los calores involucrados:

$$\dot{Q} = \frac{T_1 - T_\infty}{R_{\text{ais}} + R_{\text{conv}}} = \frac{T_1 - T_\infty}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi Lk} + \frac{1}{h(2\pi r_2 L)}}$$

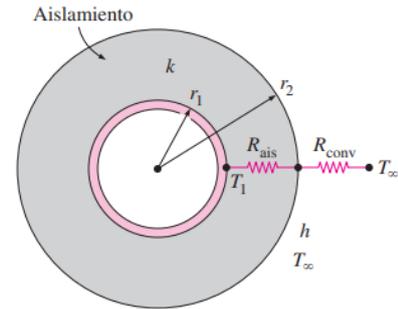


Figura 3.5. Tubo cilíndrico aislado expuesto a la convección desde la superficie exterior y la red de resistencias térmicas asociada con él. [3.6]

Al derivar la expresión anterior respecto de r_2 e igualarla a cero, se obtiene que la máxima pérdida de calor tiene lugar cuando el radio crítico (r_2) es igual a la razón de la conductividad térmica del aislante al coeficiente de superficie de transferencia de calor. Finalmente, el radio crítico resulta igual a 0,015 m. Se observa que éste es menor al radio más chico del gasificador, el de la garganta, por lo tanto, el espesor del aislante dependerá únicamente de las pérdidas de calor que se permitan.

A continuación en la Figura 3.6 se muestra la variación de la temperatura externa del aislante y la temperatura de la pared del reactor en función del espesor del aislante.

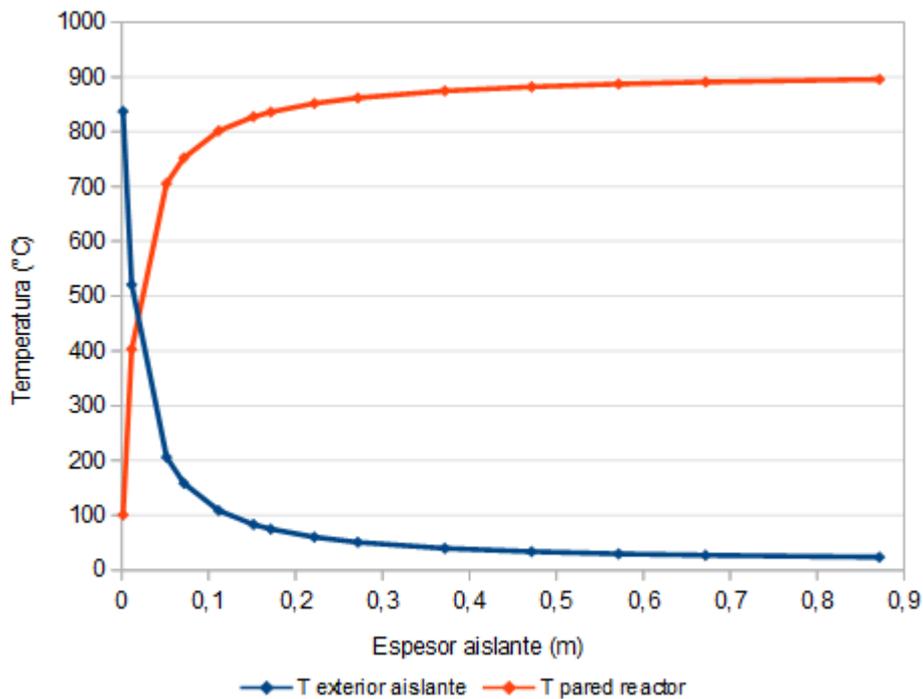


Figura 3.6. Temperaturas del exterior del aislante y la pared del reactor en función del espesor de aislante.

Se observa la gran capacidad de aislación a los pocos centímetros agregados de aislante. Para definir el espesor del mismo se tiene en cuenta tanto la temperatura exterior del aislante, por una cuestión de seguridad, como la temperatura de la pared del reactor, ya que, como se analizó en el Capítulo 2, una disminución de la temperatura en la zona de gasificación provoca una disminución del rendimiento, logrando una menor conversión y obteniendo un gas con menor poder calorífico.

Se opta por aislar los reactores con un espesor de aislante de 56 cm, de manera de obtener una temperatura exterior del aislante de 30°C y una temperatura en la pared del reactor de 887°C (1160 K). De esta manera, las pérdidas de calor equivalen a 3,32 kW.

3.6. Sistema de control

A lo largo del proceso de producción debe controlarse que los resultados obtenidos, las variables involucradas y/o las condiciones de operación se establezcan dentro de los límites teóricos desarrollados. Esto es esencial para obtener la producción deseada, así como para garantizar que tanto los equipos, como los dispositivos y todos los elementos involucrados en el proceso no sufran daños. Para ello, se emplean sistemas de control, los cuales se encargan de administrar, ordenar, dirigir o regular el comportamiento de otro sistema. Los sistemas de control deben ser estables y robustos frente a perturbaciones y errores en los modelos, así como eficientes evitando comportamientos bruscos en variables de operación.

Un sistema de control involucra la determinación de un valor deseado para una variable a controlar, la realización de una medición de manera de detectar desviaciones, y el establecimiento de medidas correctivas a través de una variable manipulada.

Durante el funcionamiento del gasificador, el mismo está sujeto a perturbaciones o influencias externas inevitables tales como cambios en la composición de las materias primas, cambios en la calidad del producto, cambios en la calidad del vapor suministrado, etc. Estas perturbaciones obligan a ejercer una vigilancia continua sobre el proceso y a actuar constantemente sobre el mismo con la intención de corregir las desviaciones que se detecten. [3.7]

El diseño del sistema de control para el equipo con elevado grado de integración es una tarea compleja que debe incluir las siguientes etapas:

1. Definir los objetivos de control.

- Asegurar la estabilidad de nuestro proceso, acercándonos al óptimo.
- 2. Identificar las variables que pueden ser medidas y las que pueden ser manipuladas.
 - Medidas: temperatura, nivel, presión.
 - Manipuladas: caudal de aire y de alimentación.
- 3. Especificar la instrumentación.
- 4. Diseño del sistema de control.

3.6.1. Variables de control y manipuladas

En nuestro sistema, las variables a controlar y manipular son las que se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Variables de control y manipuladas.

Variable de control	Valor deseado	Variable manipulada
Nivel de ingreso de materia prima	-	Caudal de alimentación
Temperatura en la garganta	Aproximadamente 1200 K	Caudal de aire
Presión en la garganta	Aproximadamente 1 atm	Corte de suministros frente a valor crítico
Temperatura de salida del gasificador	Aproximadamente 900 K	Caudal de aire

La variable más importante a seguir es la temperatura de la zona de combustión debido a que es la más alta, por lo que es importante en términos de seguridad, y a su vez es la que define el resto de las etapas, por lo que es relevante en términos de producción. Esta variable no puede bajar más de cierto valor, de lo contrario, puede generarse una baja en la calidad del producto y dejar material sin reaccionar, ni tampoco debe sobrepasar un límite de temperatura ya que puede significar que hay un exceso de aire y afecte negativamente la composición del syngas, además de que puede generar daños al equipo y los alrededores.

Es de suma importancia el control de la presión interna del equipo debido a que una acumulación excesiva de gases dentro del reactor, o una obstrucción, provocaría un ascenso de la presión interna, lo que podría generar que, en el peor de los casos, la resistencia del material ceda y explote el equipo. Por otro lado, también es importante mantener la presión baja de manera que se desplacen los equilibrios químicos hacia la producción de gases, propiciando la desaparición de material sólido y las reacciones de

gasificación. El lazo de control que se debe establecer en este caso es más bien de seguridad, donde al superar un valor límite, se debe detener tanto la alimentación de aire y de vapor como de materia prima de modo no seguir aumentando la presión interna; es decir, se debe apagar el equipo.

3.6.2. Tipo de controlador e instrumentos de medición

En este tipo de procesos se suelen utilizar controladores tipo PID (Proporcional Integral Derivativo), ya que actúan de manera rápida y permiten llevar a cabo la acción de control de manera suavizada. Las principales características de este tipo de controladores son:

- El control proporcional provee una salida, cuya magnitud es proporcional a la desviación entre la variable medida y el valor deseado.
- El control integral tiende a reducir el efecto de oscilación del control proporcional actuando sólo, ayudando a llevar la variable medida a su valor deseado de forma más rápida, minimizando la integral del error.
- El control derivativo también tiende a reducir el efecto del control proporcional, estimando la pendiente de la variable medida con el tiempo y maximizándolo en comparación al valor deseado.

Medidores de temperatura

Los instrumentos que utilizaremos para medir la temperatura de nuestro proceso son los termopares.



Figura 3.7. Termopar de aislamiento mineral.

La pareja de materiales metálicos que utilizaremos es un termopar Cromel(+)/Alumel(-), que tiene un rango de utilización de -270°C hasta 1370°C , con una precisión 0.75% y adecuación a las condiciones del proceso.

Medidores de presión y volumen

Para el caso de la medición de presión se hará uso de un manómetro.

En el caso de la de alimentación se debe cuantificar la biomasa. Al ser una medición de sólidos no se puede usar un sensor de nivel, en este caso, se agrega un sensor capacitivo que mida la altura de la carga y se lo ubica en la parte superior de la tolva, en la

parte superior al gasificador. Se podría hacer uso de un agitador para que equilibre la carga y no se produzca una acumulación en un solo lado de la tolva, de manera de conseguir una medición adecuada. **[3.8]**

Controladores de presión y temperatura.

Se utilizará un presostato y un termostato para el control de la presión y temperatura respectivamente. Estos aparatos cierran o abren un circuito eléctrico dependiendo del valor medido y mediante una válvula solenoide se efectúa la apertura o cierre de la válvula que se encuentra en la línea de control.

Para controlar el nivel de sólido se utiliza un interruptor de nivel de sonda vibratoria que opera mediante el uso de dos elementos piezoeléctricos integrados en la sonda. El primer elemento piezoeléctrico es activado por la señal de pulso creada a partir del circuito para el transporte de la energía de vibración, y el otro elemento piezoeléctrico recibe la vibración y la transmite a la señal eléctrica de salida. Mientras que el material hace contacto con la sonda, la vibración decaerá y la señal de detección será enviada mediante un relé.

La sonda vibratoria proporciona un control de nivel de sólidos fiable y libre de mantenimiento. Sólo un montaje simple y procedimiento de calibración mantienen un ahorro en el monitoreo de la instalación. Este dispositivo puede soportar cargas laterales fuertes y electricidad estática.**[3.9]**

3.7. Bibliografía

[3.1] Belmar Castello Angelo Michelle. 2014. Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa. Memoria para optar al título de ingeniero civil químico. Santiago de Chile

[3.2] Garcia Fernandez, Luis Eduardo. (2011). Obtención de gas combustible a partir de gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo. Magister en Ingeniería Mecánica. Universidad Nacional de Colombia. Pág 60.

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

[3.4] Planta de Producción de Acetato de Vinilo. Manual de cálculos. apartado 11. Universidad autónoma de Barcelona. España. https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v11.pdf (página 18)

[3.5] Estrada Martínez, Carlos Augusto. 2015. Modelado unidimensional y multi partícula del proceso de gasificación de biomasa lignocelulósica en una planta industrial, TESIS DOCTORAL, Universidad de Valladolid. (página 43)

[3.6] Cengel Yunus A. 2007. Transferencia de calor y masa. México. Mc Graw Hill (página 157)

[3.7] TAMAYO ALBAN, MARCO VINICIO. 2012. "INGENIERÍA CONCEPTUAL, BÁSICA Y DE DETALLE PARA LA CONSTRUCCIÓN Y AUTOMATIZACIÓN DE UN GASIFICADOR TIPO

DOWNDRAFT O FLUJO CONCURRENTES DE 10 KW DE POTENCIA". TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO. ESCUELA POLITÉCNICA DEL EJÉRCITO. Sangolquí

[3.8] Vidaurre, Sergio Azcona. 2011. PROYECTO PILOTO DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE GASIFICACIÓN EN COMUNIDADES AMAZÓNICAS AISLADAS. Titulación: INGENIERO TÉCNICO INDUSTRIAL MECÁNICO. Pública Universitas Navarrensis

[3.9] Asilec. Sitio web: <http://www.asilec.cl/solidos.html>

Capítulo 4: Análisis de pre-post tratamientos - Elección y diseño del sistema de separación

4.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se desarrollaron los sistemas de separación a aplicar para controlar las emisiones a la atmósfera de gases contaminantes y para que el syngas producido cumpla con los requerimientos de un motor de combustión interna.

Se propuso el secado natural del bagazo para disminuir su humedad del 50% al 15% en un período de 3 meses. En el caso del RAC el mismo se recolecta con una humedad cercana al 15% por lo que no requiere una etapa de secado.

Para la separación de las partículas del gas se utiliza un ciclón de 75,3 cm de diámetro que opera con una velocidad del gas de 25 m/s y eficiencias de 90 y 70% para las cenizas y el char respectivamente. A la salida del mismo se obtienen 6,45 kg/h de partículas por lo que el gas ingresa a un filtro de mangas para eliminar las partículas más finas, obteniéndose un caudal de 0,063 kg/h a la salida, cumpliendo con el límite del motor. Antes de ingresar al filtro de mangas, la temperatura del gas es disminuida a 110°C, evitando la condensación del tar.

Para la separación del tar se utiliza una torre spray de 0,6 m de altura y 0,46 m de diámetro y para la separación del amoníaco un absorbedor de 2,76 m de altura y 0,76 m de diámetro. El gas ingresa a la torre spray a 110°C y luego a la torre de absorción a 49°C. Ambas torres operan a presión atmosférica con caudales de agua (a 26°C) de 5.000 y 14.000 kg/h respectivamente. En el absorbedor se utiliza un relleno de anillos tipo Pall de metal AISI 304 y a la salida del mismo el gas, a 26°C, cumple con los límites de humedad, tar y NH₃ establecidos.

Finalmente, para la eliminación del H₂S se utiliza un biofiltro que elimina el 98% del contaminante, siendo la composición del mismo en el gas a la salida de 0,0048 kg/h, cumpliendo con los requisitos del motor.

El agua utilizada en las torres es tratada, enfriada y recirculada hacia las torres. El tratamiento consta de dos filtros de carbón activado granular en serie, para la eliminación de los alquitranes, el NH₃ y las posibles trazas de H₂S y otros contaminantes. Estos filtros tienen la ventaja de ser regenerados y reutilizados.

Finalmente se plantea el balance de masa global del proceso y los balances de masa en distintas etapas del mismo.

4.2. Análisis de pre y post tratamiento

4.2.1. Pretratamiento de la materia prima

La biomasa con un contenido de humedad superior al 30% hace que la ignición se dificulte y reduce el valor calorífico del gas producido debido a la necesidad de evaporar la humedad adicional antes de que se produzca la gasificación. Además, hay una reducción de la temperatura alcanzada en la zona de oxidación, lo que resulta en el craqueo incompleto de los hidrocarburos liberados de la zona de pirólisis. Por consiguiente se obtiene una menor producción de gas con un mayor contenido de tar.

Como ya se mencionó en capítulos anteriores, el contenido de humedad máximo aceptable en el reactor Downdraft es del 25%, por lo que se propuso disminuir la humedad de ambas materias primas de manera que ingresen a los reactores con una humedad del 15%.

En cuanto al RAC, se dejará secar el mismo en el suelo una vez realizada la cosecha durante un periodo de 6 días. Utilizando la correlación (2.1) mencionada en el Capítulo 2, se estimó que el RAC se recolectará con un contenido de humedad del 14,6%.

En el caso del bagazo, el mismo se obtiene con una humedad del 50%, por lo que debe pasar por una etapa de secado antes de ingresar al reactor.

Por otra parte, antes de gasificar la biomasa, es necesario someterla a un proceso previo de preparación que facilite el proceso de reacción entre ella y el agente gasificante. Como ya se ha visto, se recomienda operar los reactores Downdraft con un tamaño de partícula menor a los 51 mm, por lo que se optó reducir la biomasa a un tamaño comprendido entre 2 y 5 cm, de manera de evitar atascamientos en los conductos o que la misma se arrastre con las cenizas. Para ello se propone una etapa de molienda, la cual tiene dos objetivos fundamentales:

- Homogeneizar la entrada de biomasa en el gasificador, de manera que éste reciba un flujo de energía constante.
- Disminuir la granulometría de la biomasa para aumentar su superficie específica. Una mayor área de superficie de las partículas favorece los procesos de transferencia de masa y calor, aumentando la eficiencia de la reacción de gasificación. De esta manera se produce la aceleración de la reacción y se

disminuye la cantidad de biomasa que no reacciona. Además, se desfavorece la producción de tar y char.

Cabe destacar que el RAC antes de ingresar a la molienda debe someterse a un cribado de manera de eliminar posibles objetos tales como piedras o tierra. Se considera para esta etapa un porcentaje de pérdida del 1%.

4.2.2. Post tratamiento del gas

En el Capítulo 2 se obtuvo por medio de un modelo cinético la composición del gas de síntesis al finalizar la gasificación. Sin embargo, dicho modelo no contempla la formación de partículas (char y cenizas), tar ni trazas.

La cantidad de partículas y tar se obtuvo mediante un balance de masa en los reactores, resultando un caudal de 52,78 kg/h para la producción total de gas. Mientras que para las trazas se asumió que a la salida de los gasificadores se obtiene amoníaco (NH_3) y ácido sulfúrico (H_2S), y se estimó su cantidad con el porcentaje de nitrógeno y azufre contenido en la biomasa, resultando 0,957 kg/h y 0,253 kg/h de NH_3 y H_2S respectivamente en el total del gas producido.

De bibliografía [4.1] se obtuvo como valor típico de producción de tar en reactores Downdraft 1 g/ Nm^3 . Se asume entonces dicha producción para cada reactor, resultando el contenido total de alquitranes en el gas de 3 g/ Nm^3 .

La depuración y el acondicionamiento del gas de síntesis son necesarios de manera de eliminar los gases contaminantes a niveles suficientemente bajos para cumplir con la normativa medioambiental, como también para cumplir con la tolerancia del sistema de conversión del gas en energía. Tanto las partículas como el tar pueden provocar diversos daños a los equipos por los que circula el gas, principalmente en el motor primario que se utilice para la cogeneración.

Los límites de emisión de contaminantes presentes en efluentes gaseosos se obtuvieron de bibliografía [4.2], siendo los mismos:

- Dióxido de Azufre (SO_2) máximo: 500 mg/ Nm^3
- Óxidos de nitrógeno (NO_x) máximo: 450 mg/ Nm^3
- Sulfuro de hidrógeno (H_2S) máximo: 7,5 mg/ Nm^3

4.3. Elección del motor primario para cogeneración

Previo a definir los métodos de separación se debe elegir el motor primario para la generación de energía eléctrica de manera de conocer los requisitos de calidad que debe poseer el gas. En el Capítulo 1 se hizo mención de los mismos y se describieron sus ventajas y desventajas.

Si bien una de las ventajas de las turbinas de vapor es su alta eficiencia en la cogeneración, esto es para potencias eléctricas elevadas (>5 MWe), ya que para potencias pequeñas (<1 MWe) el rendimiento térmico se ve afectado notablemente. Además, el coste de inversión y mantenimiento son muy elevados, y se requiere de una caldera a alta presión. Por su parte, las turbinas de gas son también utilizadas a grandes escalas y requieren de combustibles a alta presión.

Las microturbinas a gas junto con los motores de combustión interna se perfilan como las tecnologías de transformación más idóneas en sistemas de generación a pequeña escala. Sin embargo, las microturbinas poseen una baja eficiencia eléctrica y es necesaria la compresión del gas, lo que a su vez implica mayores costos.

Finalmente, si bien los costos de operación y mantenimiento son elevados, se opta por el uso de un motor de combustión interna (MCI) ya que poseen una alta eficiencia eléctrica y ofrecen una de las mejores posibilidades en el uso de la biomasa para cogeneración.

A continuación, se detallan en la Tabla 4.1 los requisitos de calidad del gas para el motor primario seleccionado, los cuales deben tenerse en cuenta al momento de realizar las separaciones. Por otra parte, se debe tener en cuenta también la temperatura de admisión del gas al motor, la cual debe ser menor a los 40°C, de manera de aumentar la densidad del syngas.

Tabla 4.1. Requisitos de calidad del gas para un motor de combustión interna. [4.3]

	Unidad	Motor CI
Partículas	mg/Nm ³	<50
Tamaño partículas	µm	<10
Tar	mg/Nm ³	<100
Metales alcalinos	mg/Nm ³	-
Ácidos	mg/Nm ³	<50

Vapor de agua	%mol	<2
---------------	------	----

4.4. Caudales a separar

Como se mencionó anteriormente, el bagazo debe someterse a un proceso de secado para pasar de un 50% a un 15% de humedad antes de ingresar al sistema de reactores. Para ello, el caudal de agua a eliminar es de 384,56 kg/h.

Por otra parte, en el Capítulo 3 se definió el empleo de 3 reactores en paralelo con un caudal de ingreso de biomasa de 287,44 kg/h a cada uno de ellos, obteniendo una producción total de gas de 1.560 kg/h, cuya composición se detalla en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Composición del syngas producido.

Componente	Flujo (kg/h)
Monóxido de carbono	327,7
Dióxido de carbono	352,78
Hidrógeno	10,36
Metano	22,21
Nitrógeno	548
Agua	262,98
Sulfuro de hidrógeno	0,253
Amoníaco	0,957
Partículas	33,43
Tar	1,35

En el caso de las partículas, por falta de información se asume que la cantidad obtenida en la gasificación es un 70% de cenizas y un 30% de char. Para el caso de las partículas de char, de densidad 200 kg/m^3 , se considera que son arrastradas en su totalidad con la corriente de gas, mientras que para las partículas de cenizas, cuya densidad es 2.000 kg/m^3 , se considera que un 50% es arrastrada con el gas y el 50% restante se obtiene en el depósito de cenizas. De esta manera, se obtiene en el gas un caudal de partículas de 33,43

kg/h (15,43 kg/h char y 18 kg/h cenizas), mientras que en el depósito de cenizas se obtiene un caudal de 18 kg/h.

Siendo el flujo volumétrico del gas producido (sin tener en cuenta las partículas) igual a 4.710 m³/h (676°C y 1 atm), se obtiene dicho flujo en condiciones normales de presión y temperatura (0°C y 1 atm) resultando éste igual a 1.354,6 Nm³/h.

Teniendo en cuenta los requisitos de la Tabla 4.1 y los valores límite de emisión para NO₂, SO₂ y H₂S para plantas de combustión (450, 500 y 7,5 mg/Nm³ respectivamente), se calculan las composiciones límite de contaminantes que debe poseer el syngas para que este ingrese al motor sin dañarlo y para que los gases de combustión cumplan con la norma. Para ello, se asume que tanto el NH₃ como el H₂S se transforman por completo en NO₂ y SO₂ luego de la combustión, y se calcula estequiométricamente la cantidad máxima de amoníaco y sulfuro de hidrógeno en el gas para cumplir con los valores límite de emisión de óxidos mencionados. Por otra parte, para el cálculo del flujo de agua se tiene en cuenta tanto el flujo volumétrico del gas producido como su concentración, la cual se corresponde con 16,24 mol/m³ (1 atm y 949 K).

Tabla 4.3. Composiciones límite de contaminantes en el gas que ingresa al MCI.

Componente	Flujo (kg/h)
Partículas	0,07
Tar	0,14
Sulfuro de hidrógeno	0,01
Amoníaco	0,23
Agua	27,53

4.5. Secado

El secado es la fase más costosa de las transformaciones previas. Existen dos formas de secado distintas: secado natural y secado forzado. El secado natural es ideal para zonas con clima mediterráneo o continental y cuando la humedad de la materia prima es elevada (>30%). Por el contrario, el secado forzado es mucho más costoso y sólo es necesario para algunos usos finales como la producción de pellets.

Secado natural

Dadas las condiciones climáticas del lugar en donde se localizara la planta (Departamento Río chico, provincia Tucuman[4.4]) no es necesario el empleo de un secado forzado de la biomasa y bastará con su apilado durante unos 2 o 3 meses. Durante este tiempo y con un coste directo muy bajo se puede reducir el contenido en humedad presente a menos de un 10%. [4.5]

Dada la similitud entre la composición de la madera y el bagazo, se adapta el estudio realizado en Valdivia (Chile) para el análisis del secado natural de madera al secado natural de bagazo. Se considera como factores de estudio, la altura de la pila de biomasa, el uso de una cubierta semipermeable y los cambios climáticos.

Al estudiar la pérdida de humedad en pilas de biomasa de uno y dos metros de altura, expuestas al aire libre, cubiertas y descubiertas por un material impermeable, se concluye que es favorable el uso de cubierta, ya que cumple su función de aislamiento durante el invierno sin afectar la velocidad de secado durante la temporada de verano, siendo la altura recomendada de las pilas de 1,5 m. Esta cobertura se la puede usar durante dos periodos de secado y su costo es de aproximadamente menos de un dólar el metro cuadrado Wetzel et al. (2017). Por otro lado, Kofman y Kent (2009) recomienda no almacenar la madera durante dos períodos completos de verano, porque la ganancia de energía se reduce de un período a otro producto de la degradación por hongos, con la pérdida de la integridad del material. En este estudio, las pérdidas de podredumbre no fueron evaluadas. Sin embargo, se observa en general que no mostraron signos de pudrición después de un año de almacenamiento. [4.6]

Los resultados obtenidos indican que el secado natural es un método factible en las condiciones climáticas planteadas, para obtener un contenido de humedad deseable para el suministro de bagazo para centrales eléctricas de mediana y gran escala.

4.6. Separación de partículas y tar

4.6.2. Tar

Los alquitranes se pueden clasificar en cinco clases según su composición química, solubilidad y capacidad de condensación, tal como se indica en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Clasificación de alquitranes, propiedades y compuestos representativos.

Clase	Propiedades	Compuestos representativos
I	Muy pesados, no pueden ser detectados por cromatografía gaseosa (CG).	Determinado restando la fracción de alquitrán detectable por GC del alquitrán gravimétrico total.
II	Contienen heteroátomos. Altamente solubles en agua.	Piridina, fenol, cresoles, quinolina, isoquinolina, dibenzofenol.
III	Hidrocarburos ligeros con un solo anillo. No generan problemas con respecto a la condensabilidad y solubilidad.	Tolueno, etilbenceno, xilenos, estireno.
IV	Poliaromáticos ligeros (2-3 anillos). Condensan a baja temperatura incluso a muy baja concentración.	Indeno, naftaleno, metilnaftaleno, bifenilo, acenaftaleno, fluoreno, fenantreno, antraceno.
V	Poliaromáticos pesados (>4 anillos). Condensan a altas temperaturas en bajas concentraciones.	Fluoranteno, pireno, criseno, perileno, coroneno.

La selección de un tratamiento eficaz para la eliminación o conversión del tar, es una cuestión clave para una aplicación exitosa del syngas. Sin embargo, pese a conocerse lo los problemas que acarrea la presencia de alquitranes en el gas producto, no se cuenta con información bibliográfica suficiente en dicho aspecto para la correcta eliminación del mismo, sino que se trata de una manera más general.

Se asumirá para el cálculo que **el tar generado en el proceso de gasificación está compuesto en iguales proporciones (en masa) por fenol, naftaleno y pireno**, pertenecientes a las clases 2, 4 y 5 respectivamente.

Métodos de eliminación

Los métodos de eliminación de alquitrán se pueden clasificar en dos tipos, según la ubicación donde se elimine el alquitrán: si ocurre en el propio gasificador se conoce como *método primario*, y si ocurre fuera del gasificador se conoce como *método secundario*.

Entre los métodos primarios se encuentran el uso de materiales aditivos o catalizadores, la selección de los parámetros de operación del equipo, y la optimización del diseño del gasificador. Estos métodos permiten alcanzar concentraciones de alquitranes tan bajas como 50 mg/Nm³, aptas para el uso del gas en motores de combustión interna. La intención del desarrollo de estos métodos es evitar en la medida de lo posible la necesidad de tratamiento posterior del gas producido.

En el presente proyecto uno de los principales motivos de la selección del reactor tipo Downdraft, además de su simple diseño, fue la obtención de un gas con baja concentración de alquitranes. Además, la alta temperatura de operación en la zonas de

oxidación y combustión (aproximadamente 900°C) favorecen el craqueo térmico del tar. De esta manera, si bien es necesario el tratamiento del gas, se debe reducir una menor concentración de alquitranes.

Por su parte, los métodos secundarios se llevan a cabo una vez que el gas combustible ha salido del gasificador, y pueden a su vez clasificarse en métodos físicos o químicos. Entre los métodos químicos se encuentra el craqueo térmico y el craqueo catalítico de los alquitranes, y entre los físicos, los métodos varían según el tratamiento del gas por vía húmeda o vía seca, los cuales se clasifican en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Clasificación de sistemas mecánicos/físicos de limpieza de gases.

Tratamiento	Equipos
Seco	Ciclón, separadores de partículas rotativos (RPS), precipitadores electrostáticos (ESP), filtros de bolsa, filtros deflectores, filtros de cerámica, filtros de tela / tubo, filtros de lecho de arena, adsorbedores, etc.
Húmedo	Torres de pulverización, depurador de columnas empaquetadas (torre de lavado), depuradores de choque, depuradores venturi, precipitadores electrostáticos húmedos, ciclones húmedos, etc.

4.6.3. Partículas

Distribución de tamaño de partículas

Se aproximó la distribución de tamaños de partículas de cenizas a la obtenida en un proceso de pirólisis de carbón pulverizado mediante un sistema de análisis de tamaño de partículas. Dicha distribución es la que se muestra a continuación.

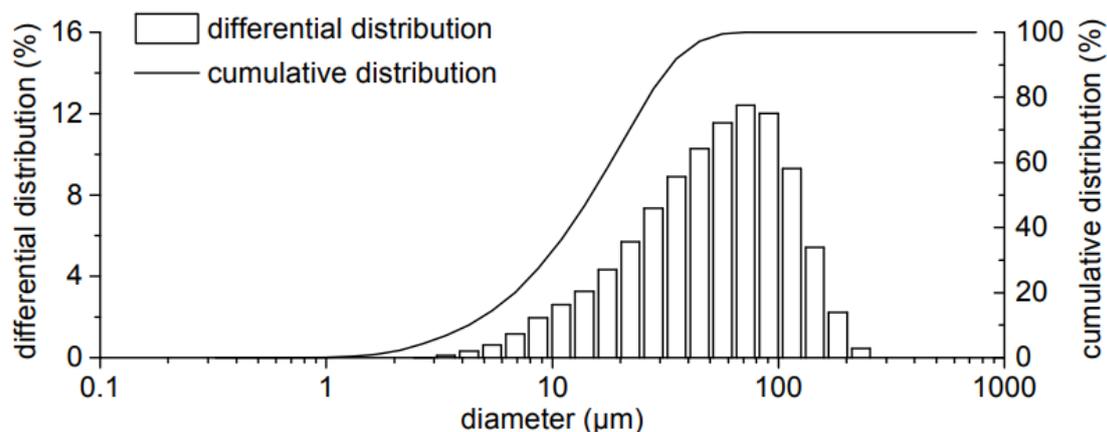


Figura 4.1. Distribución del diámetro de partículas de cenizas. [4.7]

Teniendo en cuenta la información obtenida de la Figura 4.1, se calculó el flujo de partículas según su tamaño.

Tabla 4.6. Flujo de partículas de cenizas de distintos diámetros.

Dp (μm)	(%)	Flujo (kg/hr)	Dp (μm)	(%)	Flujo (kg/hr)
3-4	0,4	0,123	25-30	9	2,775
4-5	0,7	0,216	30-40	10,2	3,145
5-6	1,2	0,37	40-50	11,5	3,546
6-8	2	0,617	50-60	12,2	3,762
8-10	2,5	0,771	60-80	12	3,7
10-13	3,3	1,017	80-100	9,2	2,837
13-16	4,3	1,326	100-130	5,4	1,665
16-20	6	1,85	130-160	2,3	0,709
20-25	7,3	2,251	160-200	0,5	0,154

Para el caso de partículas de char no se encontró en bibliografía una distribución del tamaño de las mismas.

Los métodos de eliminación de partículas son comunes a los métodos mecánicos/físicos mencionados en la Tabla 4.5 para la eliminación de alquitranes.

4.6.4. Elección del sistema de separación

Para la elección del sistema de separación se tuvo en cuenta el sistema propuesto por el Energy Research Institute. El mismo se basa en eliminar las partículas, los alquitranes y el agua en el orden correcto y a la temperatura adecuada, de manera de simplificar el manejo de los contaminantes capturados. La relación entre la temperatura del gas y cada operación se muestra en la Figura 4.2.

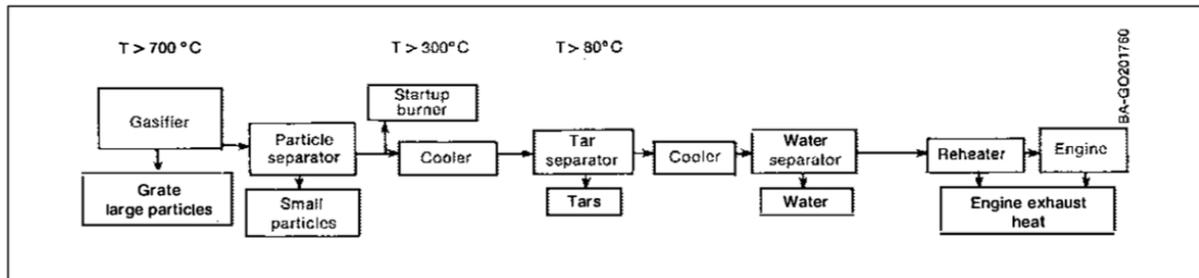


Figura 4.2. Relación esquemática de la temperatura del gas para la eliminación de contaminantes.¹⁶

Entre los equipos de separación vistos se propone la utilización de un ciclón a la salida de los gasificadores ya que estos tienen la capacidad de trabajar a elevadas temperaturas, pudiendo llegar a sobrepasar los 1000°C, dependiendo únicamente de los materiales del ciclón. De esta manera se evita que se produzcan fenómenos no deseados en su interior, tales como la condensación de agua, la acumulación de tar u otros contaminantes que podrían llegar a corroer las paredes interiores del ciclón. Estos equipos son simples y económicos y además son adecuados para separar partículas con diámetros mayores de 5 µm. Sin embargo, en el caso que la cantidad de partículas en el gas a la salida del ciclón aún sea elevada, ya que el mismo separará más eficientemente las partículas de mayor tamaño, se propone la utilización de un filtro de mangas, el cual posee una alta eficiencia para eliminar partículas de entre 2 y 30 µm.

Para la eliminación del tar, y para asegurarse de arrastrar las posibles partículas no eliminadas por el ciclón, **se optó por emplear una torre spray**. Este tipo de torres son utilizadas normalmente en operaciones a gran escala para eliminar algún contaminante de los gases. Son además muy sencillas y económicas, no requieren de mantenimiento y poseen una baja pérdida de carga en el gas.

¹⁶ Fuente: REED, TBDA y DAS, Agua. Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems. Biomass Energy Foundation, 1988.

4.7. Separación de trazas

Si la separación de las trazas no se realiza previo a la combustión del gas de síntesis en el motor, al quemar el gas se producen óxidos de azufre y nitrógeno, SO_x y NO_x . Generalmente es más económico eliminar el H_2S y NH_3 del gas de síntesis que sus respectivos óxidos. Además, cuanto antes se separen dichos compuestos del syngas, se evita el posible daño a otros equipos.

Se propone entonces la utilización de una torre de absorción, luego de haber pasado el gas por la torre de lavado, para la separación del NH_3 con agua. Mientras que para la separación del sulfuro de hidrógeno se propone la utilización de un biofiltro con relleno de cortezas de pinos, para eliminarlo a partir de un proceso biológico.

A la hora de seleccionar la torre de absorción se decidió utilizar una torre rellena. La cual tiene menor pérdida de carga, que una torre de platos.

4.8. Ciclón

Dentro de los parámetros fundamentales de operación de un ciclón se encuentran la velocidad del gas, el caudal de gas y la caída de presión.

Los **caudales típicos de gas para unidades de un solo ciclón son de 0,5 a 12 m^3/s** , mientras que para mayores caudales algunos autores recomiendan la utilización de multiciclones. Por otro lado, comúnmente se acepta que **el rango de velocidades de operación que asegurará una correcta eliminación de las partículas está comprendido entre los 15 y los 30 m/s**, experimentando severas pérdidas de rendimiento al alcanzar valores considerablemente inferiores o superiores, tal como se observa en la Figura 4.3.

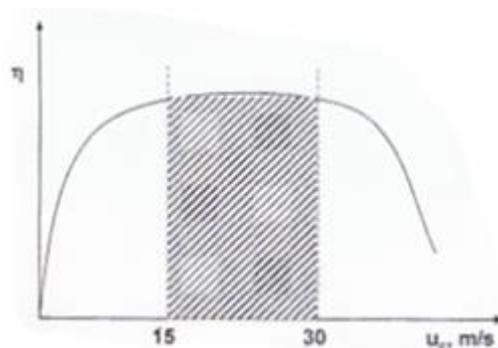


Figura 4.3. Rendimiento de un ciclón según velocidad del gas.¹⁷

¹⁷ Fuente: Mujumdar (2006).

La caída de presión es otro parámetro importante debido a que relaciona directamente los costos de operación, y además, tiene influencia en la eficiencia total. La caída de presión puede deberse a las pérdidas en la entrada y la salida, y 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; cuanto mayores son, aumentan los requerimientos de potencia en el ventilador y, por lo tanto, se exige un mayor consumo de energía.

En la Figura 4.4 se muestra la eficiencia total de la separación y la caída de presión en función del caudal de gas utilizado.

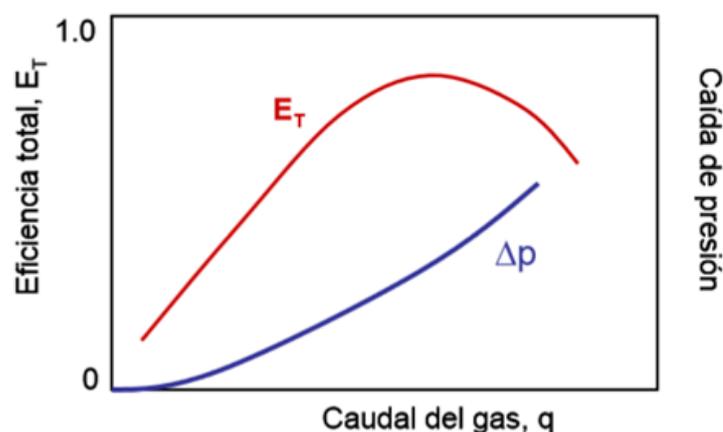


Figura 4.4. Eficiencia de separación total y caída de presión vs. caudal de gas.

Para operar de manera óptima los ciclones no se debe seleccionar un caudal en exceso ya que la eficiencia total cae abruptamente. **Se recomienda operar con una caída de presión entre 50-150 mm de agua.** Dentro de este rango la eficiencia de separación aumenta. Por otra parte, si el caudal es demasiado bajo no se forman adecuadamente los vórtices y el ciclón se comporta prácticamente como un sedimentador por gravedad.

Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son los ciclones de alta eficiencia, los ciclones convencionales y los ciclones de alta capacidad. Los márgenes de la eficiencia de remoción para los ciclones están con frecuencia basados en las tres familias de ciclones, tal como se muestra en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7. Intervalo de eficiencia de remoción para las diferentes familias de ciclones. [4.8]

Familia de ciclones	Eficiencia de remoción		
	PST ¹⁸	PM 10 ¹⁹	PM 2.5 ²⁰
Convencionales	70 - 90	30 - 90	0 - 40
Alta eficiencia	80 - 99	60 - 95	20 - 70
Alta capacidad	80 - 99	10 - 40	0 - 10

Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de las partículas pequeñas que los ciclones convencionales; pueden remover partículas de 5 μm con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes. Sin embargo, los ciclones de alta eficiencia tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas a través del ciclón.

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.

Teniendo en cuenta los requisitos en cuanto a partículas en un motor de combustión interna (MCI) dados en la Tabla 5.1 **se opta por el uso de un ciclón de alta eficiencia a la salida de los reactores** para evitar en la mayor medida el daño del motor. Dentro de la familia de ciclones de alta eficiencia se encuentran distintos tipos de los cuales se elige la configuración Swift.

La Figura 4.5 indica las principales dimensiones del ciclón de entrada tangencial. El diámetro del ciclón identifica la dimensión básica de diseño, todas las demás dimensiones simplemente son una proporción del diámetro del ciclón.

¹⁸ PST: partículas suspendidas totales.

¹⁹ PM10: partículas menores de 10 micrómetros.

²⁰ PM2.5: partículas menores de 2,5 micrómetros.

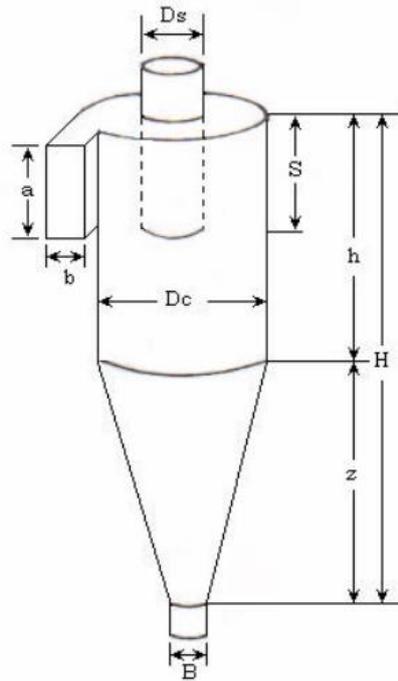


Figura 4.5. Dimensiones del ciclón.

A continuación, en la Tabla 4.8 se presenta un resumen de las características del ciclón Swift de alta eficiencia.

Tabla 4.8. Características de los ciclones Swift de alta eficiencia. [4.8]

Dimensiones	Nomenclatura	Ciclón Swift
Diámetro del ciclón	D_c/D_c	1,0
Altura de entrada	a/D_c	0,44
Ancho de entrada	b/D_c	0,21
Altura de salida	S/D_c	0,5
Diámetro de salida	D_s/D_c	0,4
Altura parte cilíndrica	h/D_c	1,4
Altura parte cónica	z/D_c	2,5
Altura total del ciclón	H/D_c	3,9
Diámetro salida partículas	B/D_c	0,4
Factor de configuración	G	698,65
Nº cabezas de velocidad	N_H	9,24

N° de vórtices	N	6,0
----------------	---	-----

Para determinar el diámetro del ciclón, D_c , es necesario determinar el área de entrada al ciclón, la cual a su vez depende del flujo de entrada y de la velocidad del syngas. Teniendo en cuenta el rango de velocidades de gas mencionado, **se seleccionó una velocidad de gas de 25 m/s**. Luego, el diámetro del ciclón se calcula según:

$$D = \sqrt{\frac{A_e}{\frac{a}{D_c} \times \frac{b}{D_c}}} \quad [m]$$

Siendo A_e el área de entrada al ciclón, la cual se calcula según:

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

Donde:

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

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

Luego, teniendo en cuenta que el flujo de syngas a la salida de cada reactor es de $0,436 m^3/s$ a 949 K y 1 atm, el cual es menor al caudal mínimo típico mencionado para unidades de un solo ciclón, se propone entonces la utilización de un ciclón a la salida de los 3 gasificadores. De esta manera, el caudal que ingresa al mismo resulta igual a $1,308 m^3/s$.

Se calculan las medidas del ciclón y se muestran a continuación en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9. Medidas del ciclón Swift de alta eficiencia.

Dimensión	Valor (cm)
D_c	75,3
a	33,1
b	15,8
S	37,7
D_s	30,1
h	105,4
z	188,2

H	293,7
B	30,1

Para el cálculo de la caída de presión se tiene en cuenta la ecuación desarrollada por Shepherd y Lapple (1940):

$$\Delta P = \frac{1}{2} \times \rho \times V_i^2 \times N_H$$

Donde:

ρ = Densidad del gas (kg/m³)

V_i = Velocidad de entrada del gas al ciclón (m/s)

N_H = Número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón

Luego, teniendo en cuenta que la densidad del gas es 0,324 kg/m³ (676°C y 1 atm), la velocidad de entrada es de 25 m/s y el N_H para la configuración Swift es 9,24, se obtiene una caída de presión de 935,6 Pa (95,4 mm H₂O) la cual se encuentra dentro del rango recomendado. A partir de la caída de presión obtenida y el caudal volumétrico de gas que ingresa al ciclón, **se obtiene que la potencia necesaria es de 1,22 kW.**

El análisis de la eficiencia para la captación de distintos tamaños de partícula se realiza como si el material particulado obtenido en el syngas fuera ceniza y char de forma separada, ya que las densidades de dichos productos de la gasificación son muy diferentes; la densidad del char corresponde a 200 kg/m³ y la densidad de las cenizas es de 2000 kg/m³, ambos valores propuestos por Milnes (1988).

Una de las variables que define la operación del ciclón es el diámetro crítico (d_c) para el char y las cenizas. Este diámetro representa el tamaño mínimo que es capaz de capturar el ciclón y puede calcularse según:

$$d_{c_i} = \sqrt{\frac{9\mu_{Syngas} \cdot b}{\pi N_e V_e \rho_i}} \times 10^6 \text{ } [\mu m]$$

Donde N_e es el número de vórtices, el cual se calcula según:

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

Y ρ_i representa la densidad del char o de las cenizas según sea el caso.

Reemplazando, se tiene que el diámetro crítico para el char es de 18,4 μm y para la ceniza es de 5,8 μm . Esta variable toma importancia en el análisis de la eficiencia de separación de las partículas, la cual se calcula según:

$$\varepsilon = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{p_i}}{PM}\right)^2}$$

Donde PM representa el tamaño del material particulado que se desea analizar. Se calculan las eficiencias para distintos PM y se muestran los resultados en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10. Eficiencias de captura para diferentes tamaños de material particulado.

PM	Cenizas	Char
PM 3	20,9%	2,6%
PM 5	42,3%	6,4%
PM 10	74,6%	22,7%
PM 15	86,8%	39,8%
PM 20	92,1%	54%
PM 25	94,8%	64,7%
PM 30	96,4%	72,5%
PM 40	97,9%	82,5%
PM 50	98,7%	88%
PM 60	99,1%	91,4%
PM 80	99,5%	95%
PM 100	99,7%	96,7%
PM 130	99,8%	98%

Se puede ver que el ciclón posee eficiencias por encima del 80% para diámetros mayores a 10 μm para el caso de las cenizas, mientras que para el char resulta mucho menos eficiente, alcanzando porcentajes de separación mayores al 80% para diámetros de partícula mayores a 40 μm .

Teniendo en cuenta los valores de caudal de partículas de cenizas de diferentes tamaños que se muestran en la Tabla 4.6 y los valores de eficiencia en función del tamaño de las mismas dados en la Tabla 4.10, se define una eficiencia global para las cenizas del 90%, puesto que la mayor cantidad de partículas posee un tamaño que ronda entre los 30 y 80 μm . En el caso de char, al no tener la distribución de tamaños se define una eficiencia global del 70%. Luego, se obtiene en el gas de salida del ciclón un caudal de 6,43 kg/h de partículas (72% char y 28% cenizas).

Finalmente, como aún la cantidad de partículas en el gas está lejos del límite, **se utilizará un filtro de mangas a la salida del ciclón**. Se debe tener en cuenta que previo a ingresar al filtro, el gas debe pasar por un intercambiador de calor de manera de disminuir su temperatura a un valor tal que el material filtrante pueda trabajar en continuo sin dañarse y que además se evite la condensación del tar de manera de no estropear el filtro.

4.9. Filtros de mangas

Estos filtros son capaces de recoger altas cargas de partículas resultantes de procesos industriales de diversos sectores, con eficiencias superiores al 99%.

Su funcionamiento se basa en la separación de partículas sólidas en suspensión haciendo pasar el gas a través de telas con forma de mangas con la ayuda de un ventilador. Las partículas más gruesas chocan directamente contra la tela depositándose en una tolva que se encuentra en el fondo del equipo, mientras que las partículas finas quedan retenidas en la superficie del tejido a medida que el gas pasa a través de las mangas. En consecuencia se va formando una torta filtrante, principal responsable de la alta eficiencia del equipo ya que funciona como una barrera con poros. Sin embargo, con el tiempo esta torta se va engrosando aumentando la pérdida de carga del sistema. Por lo tanto, para evitar que el caudal de gas disminuya se debe efectuar una limpieza periódica de las mangas.

Las mangas, normalmente de fibra sintética o natural, se encuentran dentro de una carcasa colocadas en soportes para darles consistencia. El gas sucio ingresa al equipo por debajo de los soportes atravesando las mangas desde su interior hacia el exterior, dejando atrás los sólidos. Luego, el gas ya limpio fluye por el espacio exterior de las mangas y se dirige por una serie de conductos hacia la chimenea de escape donde continúa su recorrido en el proceso.

La temperatura máxima de operación está determinada por el tipo de tela y se encuentra alrededor de los 260°C. La mayoría de la energía requerida por el sistema es utilizada para vencer la caída de presión ocasionada en las mangas; los valores típicos de caída de presión se encuentran aproximadamente en el rango de 1,25 a 5 kPa.

Estos equipos cuentan además con una serie de paneles para distribuir el gas, dispositivos para la limpieza de las mangas y una tolva para recoger las partículas captadas.

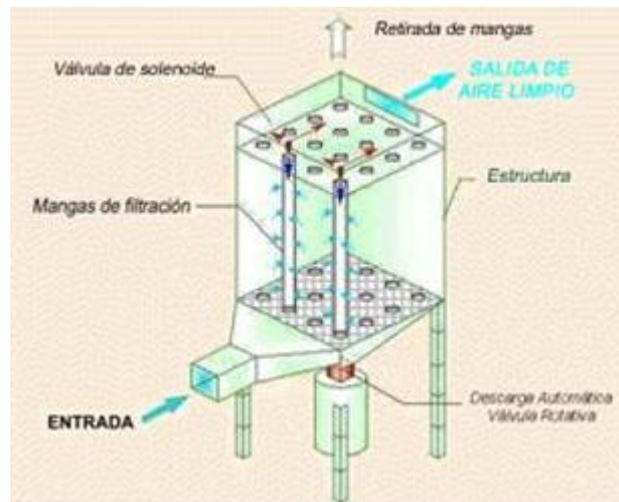


Figura 4.6. Filtro de mangas.

Tejido filtrante

La elección del tejido filtrante depende del tipo de polvo a retener, el nivel de emisión deseado y la temperatura de operación.

La limitación más importante es 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. Para fibras naturales la temperatura máxima de trabajo está alrededor de los 90°C, sin embargo, se ha avanzado en el desarrollo de telas hechas a base de vidrio y fibras sintéticas que han aumentado la temperatura máxima aplicable hasta rangos de 230 a 260°C. Existen también fibras de cerámica que permiten trabajar hasta alrededor de los 500 y 600°C.

No es usual disponer de medios filtrantes con poros tan pequeños como para retener todas las partículas que transporta el gas, debido a que los diámetros de las mismas pueden llegar a ser extraordinariamente pequeños. Por lo tanto, la filtración no comienza a efectuarse de manera efectiva hasta que no se han acumulado una cierta cantidad de partículas sobre la superficie de la bolsa en forma de torta filtrante.

Dado que la temperatura de operación estará entre los 100 y 200°C de manera de evitar la condensación del tar, se utiliza como material filtrante fibra sintética, ya que su temperatura máxima de operación en continuo es de 230°C.

Sistema de limpieza

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; en los continuos la limpieza se realiza sin que cese el paso del

gas por el filtro mientras que en los discontinuos es necesario aislar temporalmente la bolsa de la corriente de aire.

Se utiliza el sistema de limpieza en continuo por medio de *aire inverso*, el cual consiste en la introducción, en contracorriente y durante un breve periodo de tiempo, de un chorro de aire a alta presión mediante una tobera conectada a una red de aire comprimido. El chorro de propulsión actúa periódicamente mediante un controlador automático de secuencia y el polvo es recogido en el fondo de la tolva el cual se descarga mediante un transportador de tornillo helicoidal y una válvula rotativa.

Este mecanismo de limpieza se denomina también chorros pulsantes o 'jet pulse' y se caracteriza por tratar altas concentraciones de polvo con elevada eficiencia y por aplicarse en mezclas de difícil separación mediante una unidad compacta y económica.

Parámetros de diseño

Los dos parámetros fundamentales a considerar en el diseño de un filtro de mangas son la velocidad del gas y la pérdida de carga. La velocidad del gas debe ser bastante reducida, por lo que se considera flujo laminar.

La velocidad a la que los gases pasan por la tela normalmente está entre 0,005 y 0,03 m/s, de manera de evitar una excesiva compactación de la torta de sólidos con la consiguiente elevación de la pérdida de carga, como también para impedir la rotura local del lecho filtrante, lo que permitiría el paso de partículas grandes a través del filtro.

Para mantener una velocidad aproximadamente constante se debe aumentar la presión a medida que aumenta el espesor de la torta. Para realizar esto, se dispone de un ventilador o un soplante, que se encarga de impulsar el gas.

Se obtuvo de bibliografía [4.9] un equipo que se adapta a las condiciones necesarias, cuyas características se muestran en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11. Características de filtro de manga.

Filtro de mangas Emison®	
Tipo de tela	Fibra sintética
Caudal de operación (m ³ /h)	1.000 - 2.200
Ancho x Alto x Fondo (cm)	100 x 440 x 100
Temperatura máxima (°C)	200

Para tener en cuenta el consumo del equipo, se obtuvo de bibliografía [4.10] la potencia de un filtro de mangas que opera con un caudal de $3.400 \text{ m}^3/\text{h}$, mayor al necesario, la cual resulta de $1,1 \text{ kW}$.

Finalmente, tomando como eficiencia del filtro un 99% , a la salida del mismo el caudal de partículas en el gas es de $0,063 \text{ kg/h}$, cumpliendo con el requisito de entrada al MCI.

4.10. Torre spray y absorbedor

El diseño de la torre spray y la torre de absorción se realizó en el simulador Unisim Design. Se decide operar ambas torres a presión atmosférica, no justificándose operacionalmente ni económicamente los costos adicionales que acarrea una operación a una presión mayor a la atmosférica.

En ambas torres se utiliza inicialmente agua de servicio, la cual luego será tratada y recirculada a la torre a una temperatura de 26°C . Tanto la torre spray como la de absorción operarán en contracorriente.

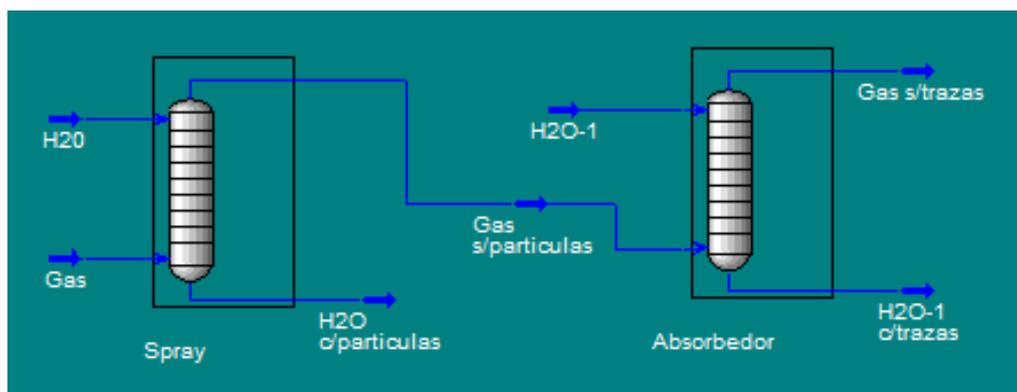


Figura 4.7. Esquema de la torre spray y el absorbedor.

4.10.1. Torre spray

Como ya se mencionó, previo a ingresar el gas al filtro de mangas se disminuye su temperatura al valor más bajo posible, es decir, al cual se evite la condensación de los alquitranes. La temperatura de condensación de los mismos depende de su concentración en el gas: a menores concentraciones menor es la temperatura a la cual condensarán. Habiendo verificado en Unisim el estado del gas a distintas temperaturas, se decide

disminuir su temperatura a 110°C, de manera de que la condensación de los alquitranes se de en la torre spray.

La torre se simuló como una torre de platos con un único plato, y se analizaron las variables de proceso y su efecto en la eficiencia de separación del tar.

Se varió el caudal másico de agua obteniéndose una mayor separación de los alquitranes totales al aumentar dicho flujo, tal como se muestra en la Figura 4.8.

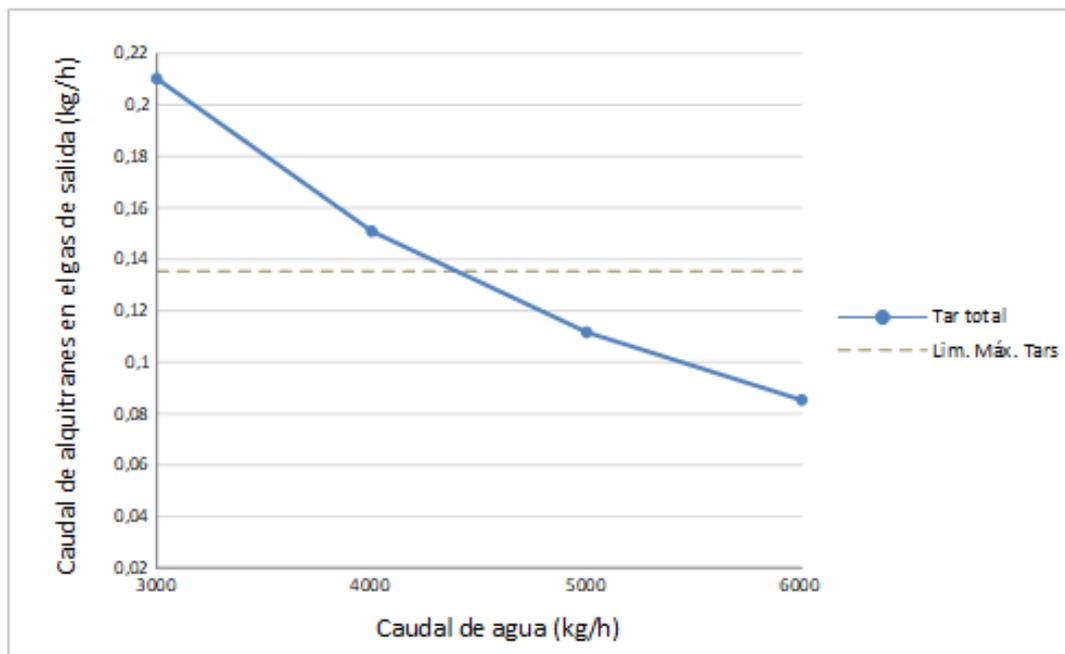


Figura 4.8. Variación del caudal de tar en el gas de salida en función del caudal de agua.

La línea punteada que se observa en la Figura 4.8 representa el caudal másico máximo permisible de tar en el gas para su posterior uso en el motor.

Se decide entonces operar la torre con un caudal másico de agua de 5.000 kg/h, cumpliendo con el límite mencionado. Cabe mencionar que si bien a mayores caudales se logra una mayor separación del tar, se debe tener en cuenta que el agua absorbe a su vez parte del amoníaco presente en el gas, realizándose tal separación en la torre de absorción.

En cuanto a las partículas remanentes que quedaron en el gas luego de su paso por los ciclones, se obtuvo de bibliografía el porcentaje de separación de las mismas en una torre de lavado, el cual se define como el 90% [5.2]. De esta manera, se reduce el caudal de partículas en el gas a 0,22 kg/h, el cual, si bien sigue estando por encima del límite, se asume que es separado en la torre de absorción.

Valores obtenidos

A continuación se muestran en las Tablas 4.12, 4.13 y 4.14 las dimensiones y caída de presión de la torre spray, las variables de operación y la composición del gas de salida respectivamente.

Tabla 4.12. Dimensiones y caída de presión de la torre spray.

Torre spray	
Altura de la torre (m)	0,61
Diámetro de la torre (m)	0,46
ΔP (Pa)	573

Teniendo en cuenta que el caudal volumétrico del gas que ingresa a la torre spray es de $1.901 \text{ m}^3/\text{h}$, a partir de la caída de presión se obtiene que **la potencia necesaria para impulsar el gas es de 0,3 kW**.

Tabla 4.13. Variables de operación de la torre spray.

Torre Spray		
	Entrada	Salida
Presión (atm)	1	1
Caudal de agua (kg/h)	5.000	5.157,2
Caudal de gas (kg/h)	1.528,8	1.369,6
Temperatura del agua ($^{\circ}\text{C}$)	26	49
Temperatura del gas ($^{\circ}\text{C}$)	110	49

Tabla 4.14. Composición del gas de salida de la torre spray.

Componente	Flujo (kg/h)
Monóxido de carbono	327,19
Dióxido de carbono	352,08
Hidrógeno	10,36

Metano	22,21
Nitrógeno	547,76
Agua	108,54
Sulfuro de hidrógeno	0,25
Amoníaco	0,83
Partículas	0,22
Tar	0,11

4.10.2. Torre de absorción

Luego de la torre spray el gas que se obtiene a la salida ingresa directamente a la torre de absorción, la cual se diseña para eliminar la cantidad de trazas de amoníaco necesaria para que, luego de la combustión del gas en el MCI, la eliminación a la atmósfera del óxido formado sea menor al límite establecido por la ley.

Se utilizará como relleno anillos tipo Pall debido a que este tipo de relleno proporciona una mayor capacidad y menores caídas de presión a comparación de otros rellenos, tales como los anillos Raschig o los rellenos tipo montura. En cuanto al material, estos anillos son fabricados en polipropileno y distintos tipos de metales. Se decide utilizar anillos tipo Pall de metal AISI 304 debido a que el gas ingresa por encima de los 100°C y para evitar además posibles corrosiones. La disposición de los mismos será al azar ya que, si bien se obtiene una mayor caída de presión con esta disposición, es la opción más económica.[4.11]

Se analizaron las variables de proceso y su efecto en la eficiencia de la separación. Se varió tanto el caudal másico de agua que ingresa a la torre como el número de platos de la misma, y se observó que tanto al aumentar el caudal de agua como el número de platos de la torre se obtiene una mayor separación de las trazas. Esto se muestra a continuación en la Figura 4.9.

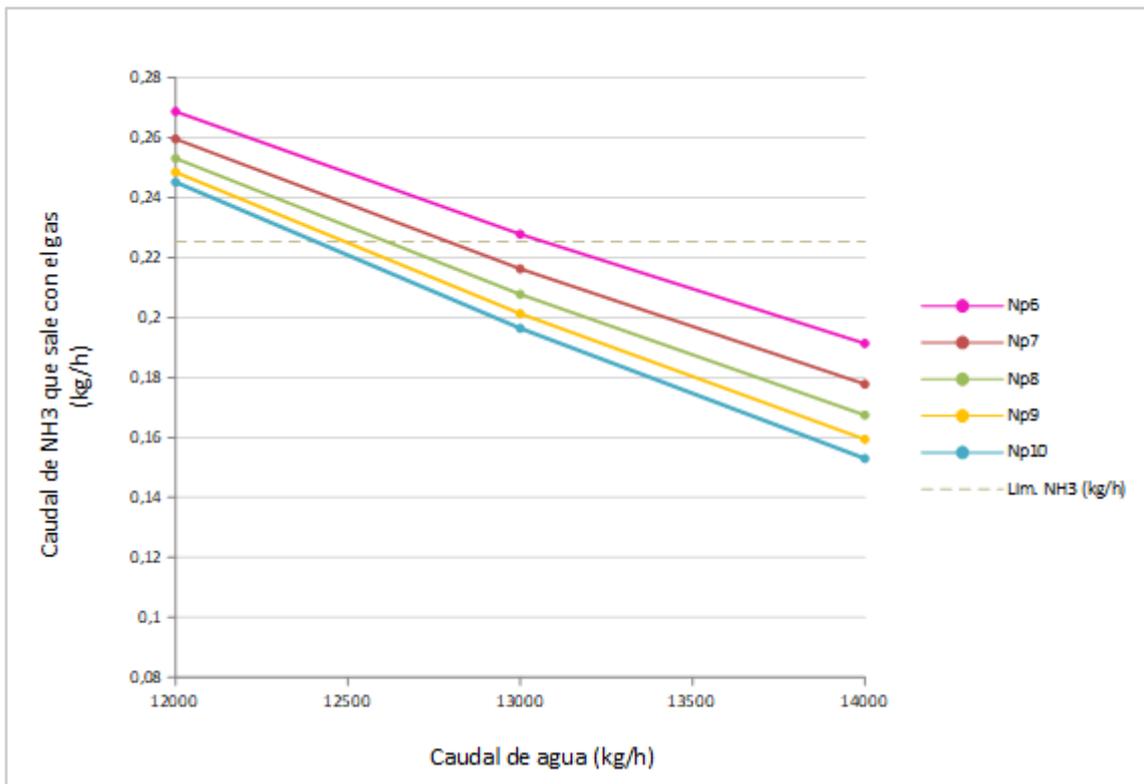


Figura 4.9. Variación del caudal de NH₃ en el gas de salida en función del caudal de agua y número de platos.

La línea punteada que se observa en la Figura 4.9 representa el límite máximo de amoníaco permitido en el gas para cumplir con las emisiones de su respectivo óxido luego de la combustión del gas.

Se observa que un aumento del caudal de agua tiene un mayor impacto que un aumento en el número de platos. Si bien se busca operar con el menor caudal de agua posible debido a que en una etapa posterior la misma debe ser tratada, se opta por operar con un caudal de entrada de agua de 14.000 kg/h y con 6 platos, cumpliéndose con el límite establecido de NH₃.

Valores obtenidos

A continuación se muestran en las Tablas 4.15, 4.16 y 4.17 las dimensiones de la torre de absorción, las variables de operación y la composición del gas de salida respectivamente.

Tabla 4.15. Dimensiones de la torre de absorción.

Torre de absorción	
N° de platos teóricos	6
Altura de la torre (m)	2,76
Diámetro de la torre (m)	0,76
HETP ²¹ (m)	0,46
ΔP (Pa)	376,6

Teniendo en cuenta que el caudal volumétrico del gas que ingresa a la torre de absorción es de 1.371 m³/h, a partir de la caída de presión se obtiene que **la potencia necesaria para impulsar el gas es de 0,14 kW.**

Tabla 4.16. Variables de operación de la torre de absorción.

Torre Absorción		
	Entrada	Salida
Presión (atm)	1	1
Caudal de agua (kg/h)	14.000	14.087,9
Caudal de gas (kg/h)	1.369,6	1.281,5
Temperatura del agua (°C)	26	30
Temperatura del gas (°C)	49,73	26

Tabla 4.17. Composición del gas de salida de la torre de absorción.

Componente	Flujo (kg/h)
Monóxido de carbono	326
Dióxido de carbono	349
Hidrógeno	10,36
Metano	22,2
Nitrógeno	547,2

²¹ Altura equivalente de plato teórico.

Agua	26,3
Sulfuro de Hidrógeno	0,24
Amoníaco	0,19
Tar	0,0

Se observa que el gas a la salida de la torre de absorción cumple con la composición límite de agua para su uso en el motor de combustión interna.

4.11. Biofiltro

El último tratamiento que se le realiza al gas previo a la entrada al motor es para eliminar las trazas de sulfuro de hidrógeno que posee. Como ya se mencionó, se utilizará un biofiltro con el fin de eliminarlas.

La eliminación de contaminantes mediante biofiltros es un proceso biológico en el que se utilizan microorganismos que se alimentan de dichos contaminantes, depurando así el gas. Los microorganismos se adhieren a la superficie de un lecho, desarrollando una biopelícula que contiene además agua y nutrientes. Los contaminantes se absorben en la biopelícula y los microorganismos los degradan a dióxido de carbono y agua, que luego son desabsorbidos y eliminados a la atmósfera. Este tipo de procesos está pensado para trabajar en continuo de manera que los microorganismos puedan alimentarse siempre y no morir por falta de sustrato. Se esquematiza de la siguiente manera:



El biofiltro propiamente dicho conforma la estructura porosa e inerte que sirve de soporte de los cultivos bacterianos que realizan la depuración. A medida que el gas lo atraviesa, los contaminantes y nutrientes son incorporados por los microorganismos presentes en el biofiltro, transformando los contaminantes en compuestos inocuos. Generalmente, si es necesario, se le realiza un pretratamiento al gas a depurar de manera de que la temperatura y la humedad del mismo brinden las condiciones óptimas para el tratamiento biológico posterior.

La eficiencia de depuración es muy elevada, superior al 95% para la reducción de olores, y superior al 98% para la eliminación del H_2S . Estas eficiencias se alcanzan desde el primer día de funcionamiento dado que se inoculan microorganismos específicos para cada caso concreto [4.12].

En muchos casos, la biofiltración es la opción más económica y la más efectiva, y que, hoy en día, es de uso generalizado, con preferencia a la filtración sobre carbón activado, la cual resulta muy costosa.

Condiciones

Se deben crear y mantener una serie de condiciones fisicoquímicas, indispensables para un buen funcionamiento de estos procesos biológicos. Las condiciones deben ser tales que permitan la proliferación de la microbiota sobre el material del lecho. Los parámetros esenciales son la temperatura, el pH, la humedad y la cantidad de nutrientes [4.13].

➤ Humedad

Los niveles de humedad deben estar entre el 40 o 60% del peso del material para que se mantenga la biopelícula donde viven los microorganismos. A condiciones de baja humedad se utilizan se puede humidificar el gas o bien regar el lecho. Se debe tener en cuenta que el gas a la salida del absorbedor aún cuenta con un porcentaje de humedad. En el caso de ser necesario puede ser humidificado con un sistema de nebulización de agua, cámara de humidificación, etc.

➤ Temperatura

En general, los microorganismos más habituales en un biofiltro son mesófilos, los cuales pueden crecer en un rango de temperatura entre 15 y 45°C y tienen un crecimiento óptimo entre los 30-40°C, por ello la temperatura del lecho debe mantenerse en estos valores. En el caso del syngas, el mismo se encuentra a una temperatura de 26°C, por lo que podría no ser necesario elevar su temperatura.

➤ pH

El nivel de pH debe oscilar entre 6 y 8. Sin embargo, en algunos casos para el tratamiento de emisiones que contienen compuestos de azufre el rango de pH se sitúa entre 1 y 2. Por otra parte, en varias ocasiones los microorganismos al eliminar los contaminantes desprenden al medio sustancias ácidas que hacen disminuir el pH y dificultan las propias condiciones de vida de la población microbiana. En dichos casos, se debe neutralizar el pH del medio.

➤ Nutrientes

Además del contaminante, para el desarrollo de la población, es necesario añadir al lecho nitrógeno, potasio y fósforo en una proporción adecuada mediante fertilizantes. Cabe destacar que las cenizas obtenidas en procesos de gasificación de biomasa son utilizadas en varias oportunidades como fertilizantes, por lo que podría hacerse uso de las mismas.

Elección del material filtrante

Se decide utilizar corteza de pino como medio filtrante ya que posee una alta eficiencia y vida útil. Además, tiene una gran porosidad interna, llegando al 43% del volumen total de la partícula. El tamaño de poro de este tipo de corteza es idóneo para facilitar la absorción de moléculas odoríferas y otros contaminantes, por ello se suele usar como componente o “capa activadora” en sistemas de biofiltración multicapa. Son extremadamente estables, sufriendo una muy delgada alteración física y microbiológica de sus propiedades a lo largo del tiempo, por lo que no existe prácticamente compactación del lecho a largo plazo.

El rendimiento y vida útil del biofiltro, es función del tipo de contaminante y de su carga másica. Se recomienda como tiempo de uso fiable del material de relleno, entre 3-5 años dependiendo de las condiciones de operación. Tras este periodo el material usado puede ser simplemente compostado sin ningún tratamiento especial.

Se seleccionó un biofiltro de la marca Emison® de bibliografía [4.14], el cual se adecúa a las condiciones necesarias de operación (1.159 m³/h). Los biofiltros incluyen ventilador de aspiración, humidificador y sistema de riego manual. Opcionalmente el sistema de riego puede ser automático en función de la humedad del lecho.

Tabla 4.18. Parámetros del biofiltro.

Modelo BF-1.500	
Caudal de operación (Nm ³ /h)	1.500
Ancho - Largo - Alto (m)	2 x 3 x 1,5
Depósito	Polietileno
Material filtrante	Corteza de pino
Estructura	Acero inoxidable

Para tener en cuenta el consumo del equipo, se obtuvo de bibliografía [4.15] la potencia necesaria para el caudal de operación, la cual resulta de 0,5 kW.

Finalmente, para una eficiencia del filtro del 98%, se obtiene una corriente de sulfuro de hidrógeno en el gas de 0,0048 kg/h, cumpliendo con los límites establecidos.

4.12. Tratamiento del agua

Para la separación de los contaminantes presentes en el agua proveniente de las torres se propone el uso de filtros de carbón activado granulado, de manera de luego reutilizar el agua en el proceso y cerrar el circuito. El agua se utiliza para la eliminación del tar y el amoníaco del gas, por lo que el análisis se enfoca en dichos contaminantes. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que la misma contiene trazas de la mayoría de los componentes del syngas.

El reciclado del carbón activado granulado (CAG) no solo ofrece rentabilidad inicial, si se compara con el carbón nuevo, sino que también suprime los gastos de eliminación por incineración o en vertederos, además de constituir una acción ecológicamente responsable. La reactivación se refiere a los medios a través de los cuales el carbón agotado se recicla y se utiliza como nuevo.

El CAG posee características de reactivación infinitas ya que sólo es necesario un 10 % de carbón activado virgen para poder recuperar el carbón agotado a su capacidad de adsorción original. El carbón reactivado ofrece un gran número de beneficios económicos y ecológicos, como por ejemplo:

- Reduce gastos ya que es un 40 % más barato que el carbón nuevo.
- Finaliza la cadena de custodia de los contaminantes adsorbidos, reduciendo los riesgos para los clientes.
- Elimina los gastos de manipulación y desecho final del carbón agotado.
- Permite la solicitud de créditos ambientales para la reducción de desechos ya que se considera un recurso recuperado.
- Permite alcanzar objetivos de sustentabilidad ya que solo produce un 20 % de los gases que contribuyen al efecto invernadero, comparado con la producción de carbón nuevo.

Se propone utilizar dos filtros en serie de carbón activado granulado, uno para la separación de los alquitranes y a continuación uno para la separación del amoníaco. Se encontró en bibliografía [4.16] que la marca NORIT® comercializa diversos tipos de rellenos de CAG entre los cuales uno se caracterizan por su eficiencia en la separación de NH_3 y H_2S y otro por sus excelentes propiedades de adsorción para la remoción de impurezas orgánicas del agua.

Tabla 4.19. Rellenos de carbón activado granulado.

Nombre del producto	Separación
NORIT® GAC 816	Alquitranes
NORIT® PROTECT G1220 ABEK	NH ₃ , H ₂ S y otras trazas

Teniendo en cuenta que los caudales de operación para ambos filtros son de 19,25 m³/h se encontró en bibliografía [4.17] un equipo que separa contaminantes orgánicos del agua, entre otros, y cumple con los requisitos necesarios. A continuación en la Tabla 4.20 se muestran los parámetros del equipo de manera de tener una estimación para los dos filtros propuestos.

Tabla 4.20. Parámetros de los filtros.

Filtro de carbón activado granulado	
Diámetro x Altura (m)	1,07 x 1,83
Volumen (m ³)	0,9
Caudal de operación (m ³ /h)	17,5 - 26,2
Caudal de retrolavado (m ³ /h)	21,9
Temperatura de servicio (°C)	2 - 38

4.13. Balance de masa global

Para realizar un balance de masa global preliminar de la planta se asume que las separaciones son totales, es decir, que se separan completamente los componentes que afectan el funcionamiento del motor.

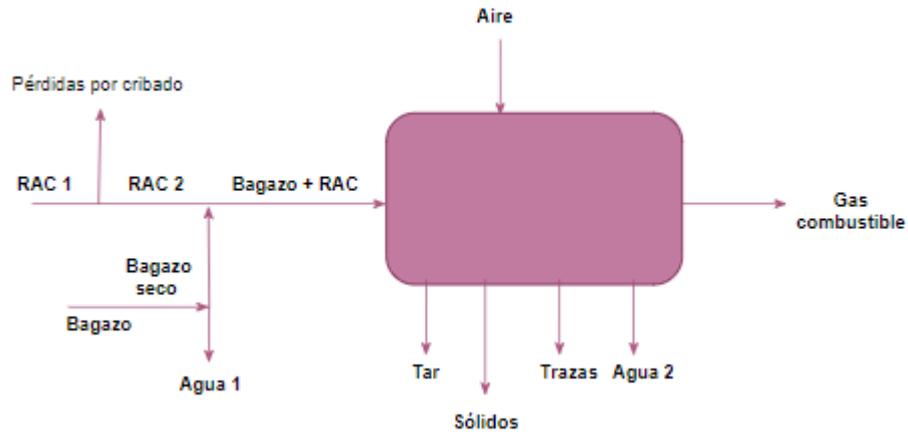


Figura 4.10. Diagrama del balance global de la planta.

Tabla 4.21. Características de las corrientes del balance de masa global.

Corriente	Caudal (kg/h)	Composición (kg/h)
RAC 1	312,5	RAC (b.s) = 266,87 Agua = 45,63
RAC 2	309,38	RAC (b.s) = 264,21 Agua = 45,17
Bagazo	937,5	Bagazo (b.s) = 468,75 Agua = 468,75
Bagazo seco	552,94	Bagazo (b.s) = 468,75 Agua = 84,19
Agua 1	384,56	-
Bagazo + RAC	862,32	RAC (b.s) = 264,21 Bagazo (b.s) = 468,75 Agua = 129,36
Aire	714,49	-
Tar	1,35	Fenol = 0,45 Naftaleno = 0,45 Pireno = 0,45
Sólidos	51,43	-
Trazas ²²	1,21	H ₂ S = 0,253 NH ₃ = 0,957
Agua 2	262,98	-
		CO ₂ = 352,78

²² El caudal de trazas debe sumarse al de la corriente "Bagazo + RAC" debido a la manera en que fueron estimadas.

Gas combustible	1.261	CO = 327,7 CH ₄ = 22,21 H ₂ = 10,36 N ₂ = 548
-----------------	-------	---

4.14. Balances de masa para cada etapa

Al igual que el balance de masa global, se realizan balances de masa por etapas asumiendo separaciones totales.

4.14.1. Pretratamiento materia prima

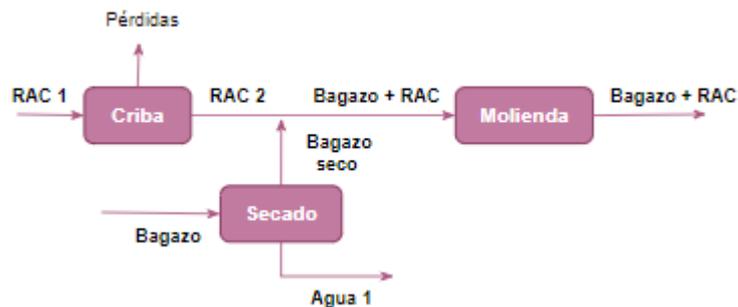


Figura 4.11. Diagrama del pretratamiento de materia prima.

En este caso, los valores de las corrientes son los que figuran en la Tabla 4.21 para el balance global.

4.14.2. Sistema de gasificadores



Figura 4.12. Diagrama del sistema de gasificadores en paralelo.

Tabla 4.22. Características de las corrientes del balance en los reactores.

Corriente	Caudal (kg/h)	Composición (kg/h)
Bagazo + RAC	862,32	RAC (b.s) = 264,21 Bagazo (b.s) = 468,75 Agua = 129,36
Aire	714,49	-
Sólidos	18	-
Gas	1.560	CO ₂ = 352,78 CO = 327,7 CH ₄ = 22,21 H ₂ = 10,36 N ₂ = 548 H ₂ S = 0,253 NH ₃ = 0,957 H ₂ O = 262,98 Tar = 1,35 Sólidos = 33,43

4.14.3. Limpieza y acondicionamiento



Figura 4.13. Diagrama del sistema de limpieza y acondicionamiento del gas.

Tabla 4.23. Características de las corrientes del balance del post-tratamiento.

Corriente	Caudal (kg/h)	Composición (kg/h)
Gas	1.560	CO ₂ = 352,78 CO = 327,7 CH ₄ = 22,21 H ₂ = 10,36 N ₂ = 548 H ₂ S = 0,253 NH ₃ = 0,957 H ₂ O = 262,98 Tar = 1,35 Sólidos = 33,43
		Fenol = 0,45

Tar	1,35	Naftaleno = 0,45 Pireno = 0,45
Agua	262,98	-
Sólidos	33,43	-
Trazas	1,21	H ₂ S = 0,253 NH ₃ = 0,957
Gas combustible	1.261	CO ₂ = 352,78 CO = 327,7 CH ₄ = 22,21 H ₂ = 10,36 N ₂ = 548

4.15. Bibliografía

[4.1] “An overview of advances in biomass gasification” *Energy & Environmental Science*, Volume 9, Number 10, October 2016, pp. 2927-3304.

[4.2] Decreto N° 3395/96. Reglamento de la Ley N° 5965 . 1996. Argentina

[4.3] Anis, S., & Zainal, Z. A. (2011). Tar reduction in biomass producer gas via mechanical, catalytic and thermal methods: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15 (5), 2355–2377.

[4.4] Cedar LAke Ventures. Weather Spark. Estados Unidos.

<https://es.weatherspark.com/y/27917/Clima-promedio-en-Simoca-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o#Sections-Humidity>

[4.5] Cueva Rivera, Helena (2016). Estudio de viabilidad técnica y económica de una planta de gasificación de biomasa para obtener gas de síntesis. Trabajo fin de grado. Universidad de Leon y Escuela superior y técnica de ingenieros de minas. España Pág 27.

[4.6] Labbé Rodrigo, Carey Patricio, Trincado Guillermo, Thiers Oscar. 2018.Secado natural de biomasa forestal: efecto de la altura y cobertura del apilado en la provincia de Valdivia, Chile. *Revistas electrónicas UACH*. 449-456 pág.

[4.7] Du, X., Li, Y., Qi, B. (2007). Experimental Research of Coal Dust Removal System at High Temperature. *CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS*, 61, 1021-1026.

[4.8] Echeverri Londoño, C.A. (2006). *Diseño óptimo de ciclones*. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, 5 (9), 123-139.

[4.9] Emison. Sitio web: <http://www.emison.com>

[4.10] Arcometz. Sitio web: <http://www.arcomet7.com/producto/filtro-de-mangas/>

[4.11] Anillos tipo pall relleno para torres. Sitio web: <http://www.besora.com.ar/AnillosPall.pdf>

[4.12] Feria virtual, interempresas. (2019) Sitio web:

<http://www.interempresas.net/Agua/FeriaVirtual/Producto-Sistemas-de-biofiltracion-58469.html>

[4.13] Issuu. Sitio web: https://issuu.com/bures-profesional/docs/cat_leg_bures_cast

[4.14] Yu Tong. China. <http://www.chinadrier.es/1-mesh-belt-dryer-1.html>

[4.15] Fernandez, Sergio. (2010) Evaluación de los costes de construcción y operación de un biofiltro. Tesis de grado. Universidad autónoma de Barcelona. España (pág 43)

[4.16] Cabot. Argentina.

Sitio web: <http://www.cabotcorp.com.ar/solutions/products-plus/activated-carbon/powdered>

[4.17] Estrucplan. Argentina.

<https://estrucplan.com.ar/producciones/contenido-tecnico/p-efluentes-liquidos-y-gaseosos/folletos-informativos-de-tecnologia-de-aguas-residuales-de-la-epa-extraccion-de-amoniaco-por-arrastre-de-aire/#>

Capítulo 5: Equipos auxiliares

5.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se propuso el almacenamiento de la cantidad necesaria de materia prima para 1 semana de producción en dos silos de 1.150 y 491 m³, para el RAC y el bagazo respectivamente.

Se seleccionaron los equipos auxiliares necesarios para el pretratamiento de la biomasa (criba y molino), para el transporte de sólidos y fluidos, y el motor.

Para el transporte de sólidos desde los silos hacia la criba, molino y gasificadores se utilizarán un total de 6 tornillos sinfín. Cada reactor contará con una tolva de alimentación.

Se dimensionaron las cañerías de acero AISI 304 y SCH40 necesarias para el transporte de los fluidos dentro de la planta. Para la impulsión del agua en el circuito se dispone de 3 bombas centrífugas horizontales y para el ingreso del aire a los gasificadores se utilizan 3 sopladores de aire.

En base al poder calorífico del gas (5.334 kJ/Nm³) y el caudal del mismo (1.058,2 Nm³/h) se obtuvo la potencia capaz de ser entregada por el gas, la cual resultó igual a 1.568,2 kW. A partir de la misma se seleccionó un motor generador de 1.500 rpm con una eficiencia eléctrica del 38,9%, resultando la potencia generada igual a 610 kW.

5.2. Resumen de corrientes de la planta

A continuación se muestra en la Figura 6.1 el diagrama de la planta con las corrientes correspondientes, las cuales se describen en la Tabla 6.1.

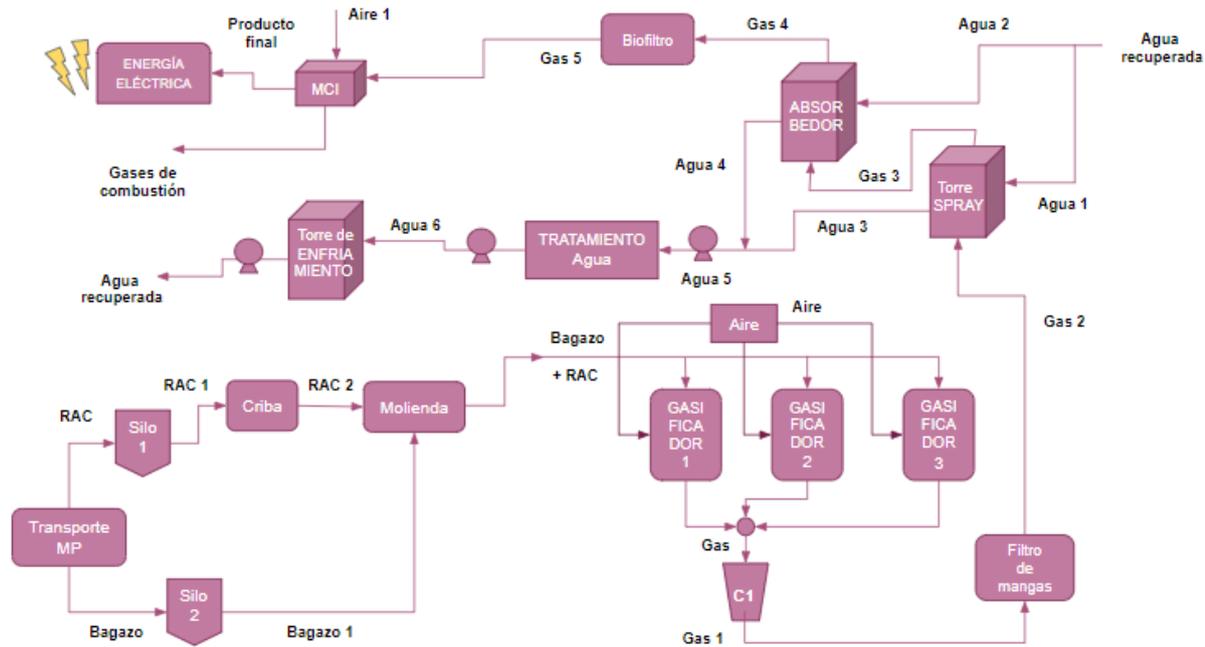


Figura 5.1. Diagrama de la planta.

Tabla 5.1. Descripción de corrientes de la planta.

Corriente	Estado	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Caudal (kg/h)	Procedencia
RAC 1	Sólido	15	101,3	312,5	Silo 1
RAC 2 ²³	Sólido	15	101,3	309,38	Criba
Bagazo 1	Sólido	15	101,3	552,94	Silo 2
Bagazo + RAC	Sólido	15	101,3	862,32	Molienda
Aire ²⁴	Gas	15	101,3	714,49	-
Gas ²⁵	Gas	676	101,3	1.560	Reactores
Gas 1	Gas	110	101,3	1.533	Ciclón 1
Gas 2	Gas	110	101,3	1.526,6	Filtro de mangas
Agua 1	Líquido	26	101,3	5.000	Torre de enfriamiento
Agua 2	Líquido	26	101,3	14.000	Torre de enfriamiento
Gas 3	Gas	49	101,3	1.369,6	Torre Spray
Gas 4	Gas	26	101,3	1.281,5	Torre de absorción

²³ Se asume un 1% de pérdidas de materiales indeseables.

²⁴ Aire total que ingresa a los 3 gasificadores; ingresan las mismas proporciones en masa a cada reactor.

²⁵ Gas total obtenido a la salida de los 3 reactores.

Agua 3	Líquido	49	101,3	5.159,2	Torre Spray
Agua 4	Líquido	29,9	101,3	14.087,9	Torre de absorción
Agua 5	Líquido	35	101,3	19.247,1	Torres
Agua 6²⁶	Líquido	35	101,3	19.237 ²⁷	Tratamiento agua
Agua recuperada	Líquido	26	101,3	19.237	Torre de enfriamiento
Gas 5	Gas	26	101,3	1.281,2	Filtro H ₂ S
Aire 1	Gas	15	101,3	1.688,43	-
Gases de combustión	Gas	500	101,3	2.930	MCI

5.3. Abastecimiento y almacenamiento de materias primas y productos

5.3.1. RAC y Bagazo

Tanto el Bagazo como el RAC deben ser transportados desde el Ingenio hasta la planta, donde serán almacenados, para luego realizar sus respectivos tratamientos. Este transporte se efectúa por medio de camiones.

5.3.1.1. Abastecimiento de materia prima

Camiones

La biomasa será transportada hasta la planta por medio de camiones medianos de 12 tn. La descarga puede ser tanto por el dorso como lateral. Se utilizan distintos sistemas para voltear los acoplados o inclinarlos de forma tal que la carga caiga por la parte trasera. En el caso del camión volcador, la tarea se simplifica considerablemente y no se requiere ninguna maquinaria extra. **[5.1]**

²⁶ Se asume que durante el tratamiento de agua la misma mantiene su temperatura.

²⁷ Caudal de agua asumiendo que sale pura del tratamiento.



Figura 5.2. Chasis de descarga trasera (izquierda) y chasis volcador bilateral (derecha).

Palas Mecánicas

Constan de una base o plato giratorio y un brazo que en el extremo tiene una cuchara o pala. Las palas mecánicas pueden ser a nafta, diesel o eléctricas, y con ruedas u oruga. Se utilizan para la manipulación de grandes cantidades de materiales en trozos para carga, descarga y apilado de los mismos.



Figura 5.3. Pala mecánica.

En el caso del bagazo, una vez transportado a la planta se distribuye en el terreno de forma tal de formar filas de 1,5 m de alto y 3 m de ancho aproximadamente con el fin de lograr un secado natural con una humedad de alrededor del 15%. Para ello se necesita una superficie mínima de 6.930 m². Una vez seco, la recolección se realiza con retro palas, para luego ser llevadas al silo en camiones.

5.3.1.2. Almacenamiento

Se hace un análisis de diferentes métodos para el almacenamiento con la finalidad de mantener la materia prima en buen estado y en un lugar adecuado para ser fácilmente transferida hacia el proceso de transformación de la misma.

La biomasa cañera es un combustible de densidad energética baja, y consecuentemente se requiere almacenar un gran volumen de la misma para finalmente alimentar a cada uno de los gasificadores.

Cualquier método empleado en el almacenamiento de esta biomasa debe minimizar el crecimiento y desarrollo de los agentes biológicos que provocan deterioro e importantes pérdidas del material almacenado. También deben tenerse en cuenta las características inherentes a cada material, lo que sugiere que las condiciones y métodos de almacenamiento óptimos no sean los mismos para cada uno de ellos y por lo tanto deben analizarse las diferencias de cada tipo de biomasa para decidir si es apropiado que sean mezclados antes de almacenarse o no.

Se señalan las ventajas y las desventajas de cada método de almacenamiento por densificación de la biomasa como el peletizado, el briqueteado y el empacado, así como los métodos de almacenamiento a granel a cielo abierto o en silos.

Almacenamiento en briquetas



Figura 5.4. Briquetas.

Tabla 5.2. Ventajas y desventajas del almacenamiento en briquetas.

Ventajas	Desventajas
Presentan bajas humedades y alta compactación	Elevado porcentaje de fibras dañadas
Se inhiben los efectos degradativos de los microorganismos	Altos costos de inversion y operacion
Se simplifica la manipulacion y transportacion	Mayor consumo de energía
Se reduce el área de almacenamiento	-

Almacenamiento en pellets



Figura 5.5. Pellets.

Tabla 5.3. Ventajas y desventajas del almacenamiento en pellets.

Ventajas	Desventajas
Ahorro de transportación	Es una opción costosa
Se reduce el área de almacenamiento	Alto consumo de energía
Se incrementa el valor calorífico de la biomasa	Se genera polvillo en su manipulación
Son más fáciles de transportar	-
Humedades por debajo del 10%	-
Pueden almacenarse en silos y están disponibles durante todo el año	-

Almacenamiento en pacas

El almacenamiento en pacas húmedas consiste en densificar la biomasa con humedades cercanas a 50% en unas prensas empacadoras de base rectangular que pueden formar pacas de distintos tamaños.



Figura 5.6. Pacas.

Tabla 5.4. Ventajas y desventajas del almacenamiento en pacas húmedas.

Ventajas	Desventajas
Facilita y disminuye los costos de transporte	Elevados costos de operación
Se favorece el secado natural del bagazo de un 50% hasta un 20%	Afectaciones a la salud humana por bagazosis
-	Elevadas pérdidas del material
-	Peligros de autocombustión

Se ha comprobado que al secar el bagazo hasta un 20% de humedad para almacenarlo, el contenido total de esporas²⁸ se reduce a la mitad, el conteo de bacterias y actinomicetos²⁹ disminuyen en un 80% y los microorganismos termófilos responsables, fundamentalmente de la degradación de la celulosa, aparecen en muy poca cantidad.

En el sistema típico de almacenamiento en pacas pre-secadas el bagazo proveniente del ingenio generalmente parcialmente desmedulado y con una humedad de alrededor del 50%, se lo debe secar, hasta alcanzar una humedad final entre 20 y 30% para luego finalmente ser compactado en pacas de gran tamaño.

Tabla 5.5. Ventajas y desventajas del almacenamiento en pacas secas.

Ventajas	Desventajas
Menores índices de pérdidas de fibras	Elevados costos de inversión y de operación
Mayor conservación y calidad del material combustible almacenado	Mayor consumo de combustible
Formación de pacas de mayor tamaño	-
Menores requerimientos de área de almacenamiento	-
Mejores facilidades de manejo	-
Mayores niveles de mecanización	-
Menores riesgos para la salud de los trabajadores	-

²⁸ Una espora es una célula reproductiva producida por las plantas (hongos, musgos, helechos) y por algunos protozoarios y bacterias.

²⁹ Los actinomicetos son un filo y clase de bacterias Gram positivas. La mayoría de ellas se encuentran en el suelo, jugando un importante rol en la descomposición de materia orgánica, como la celulosa y quitina. Estas bacterias renuevan las reservas de nutrientes en la tierra y son fundamentales en la formación de humus.

Los métodos compactados son notables por hacer un mejor uso del área de almacenamiento y mejoran la manipulación de la biomasa, pero también requieren un costo superior para la adquisición del equipamiento tecnológico.

Almacenamiento a granel

El método de almacenamiento a granel si se tiene un tamaño de partícula relativamente grande resulta positivo, ya que favorece la aireación y disipación del calor de la pila. Las partículas pequeñas tienen mayor superficie específica incrementando la absorción de agua y la proliferación de hongos en la superficie de la pila. Si este almacenamiento se encuentra a cielo abierto, en zonas muy lluviosas, requiere protección de la pila con mantas plásticas. **[5.2]**

Habiendo analizado los distintos tipos de almacenamiento, se optó por un almacenamiento a granel. La biomasa, una vez transportada a la planta se almacenará en grandes silos metálicos que cuentan con un sistema mecanizado para el manejo de la misma. Esto hace posible la alimentación, el acomodo y la descarga de la materia prima. Es un método costoso en cuanto a inversiones iniciales, pero tiene como ventajas tanto la facilitación del manejo de la biomasa como su protección.

El tipo de silos seleccionados cuenta con un sistema de ventilación, permitiendo un buen acondicionamiento y conservación del material, entre otros aspectos. Dicho proceso de aireación consiste en el movimiento forzado de aire a través de la biomasa. Es una técnica fundamental para mantener la calidad de la biomasa durante su almacenamiento dado que permite:

1. Mantener lo más baja posible la temperatura del granel. Limita el desarrollo de los insectos, dado que reduce su actividad metabólica. Asimismo, reduce la actividad metabólica de los hongos y del propio material, favoreciendo el almacenamiento prolongado.
2. Mantener uniforme la temperatura del granel. Limita el desarrollo de hongos e insectos debidos a la formación de focos localizados de humedad en el granel. **[5.3]**

La finalidad principal de la aireación es enfriar y mantener fría la biomasa. Los caudales de aire necesarios son bajos y el aire debe estar más frío que el material.

Como ya se explicó en el capítulo anterior el bagazo necesita de un periodo de 3 meses para llegar a perder la humedad necesaria, se dispondrá de una organización tal que solo se deba almacenar el bagazo seco necesario para una semana de producción. En

cuanto al RAC, se propone también el almacenamiento de la cantidad necesaria para una semana de producción.

Dicha disposición nombrada del bagazo consta de la cantidad necesaria para la producción dividida en doce semanas. En cuanto se consume una la producción de una semana ese espacio es llenado por bagazo húmedo nuevamente.

Tabla 5.6. Capacidad y dimensión de los silos. [5.4]

Silo	Capacidad necesaria (m ³)	Dimensión
Silo 1 (RAC)³⁰	1.300	D = 19,10 m H = 5,41 m Capacidad = 1.550 m ³
Silo 2 (Bagazo)³¹	476,4	D = 6.80 m H = 17.82 m Capacidad = 491 m ³

5.3.2. Syngas

Se analizó la posibilidad de almacenar el gas de manera momentánea antes del ingreso al motor, de manera de asegurar un caudal constante. Pero dicho proceso no se considero pues resultaba muy costoso, ya que para almacenar un cierto volumen se requería de un tanque demasiado grande y el tiempo de residencia del gas era muy bajo.

5.4. Equipos auxiliares

5.4.1. Limpieza del RAC

Se debe tener en cuenta que al recolectar el RAC del suelo luego de la cosecha, es posible la presencia de materiales indeseables como piedras, piezas de gran tamaño, etc. Estos materiales producen graves problemas en las instalaciones de molienda, por lo que es necesaria su eliminación.

En el caso de las piezas de gran calibre, su presencia puede originar atascos del flujo en tolvas, transportadores, etc, por lo que su eliminación debe realizarse al comienzo

³⁰ Densidad del Rac (15% humedad) 40 kg/m³ [5.7]

³¹ Densidad de Bagazo seco (15% humedad) 60 kg/m³[5.8]

del proceso productivo. Generalmente, basta con disponer de cribas vibrantes o zarandas inclinadas para separar este tipo de piezas del resto. [5.5]

En consecuencia, para la eliminación de estos materiales se coloca una criba de discos previo al ingreso de la biomasa al molino. A medida que el material pasa por la criba, es agitado y mezclado por los discos; las fracciones más pequeñas se desprenden en lugar de permanecer atrapadas en el material fibroso. Esta enérgica acción de desplazamiento mediante sacudidas elimina el mayor porcentaje posible de las fracciones no deseadas.

Se seleccionó una criba de discos de la marca Jeffrey Rader [5.6]. Los discos giratorios de esta criba eliminan y hacen circular el material sobredimensionado continuamente, como se muestra en la Figura 5.7. Las aberturas de la superficie de contacto se mantienen despejadas y constantes para que la separación sea precisa. Rara vez es necesario detener el flujo del material para destapar la unidad. La potencia va desde 3 a 7,5 HP de acuerdo a la cantidad de ejes, considerándose para este caso un valor intermedio.

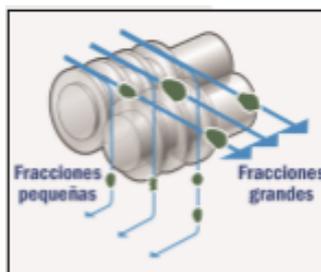


Figura 5.7. Esquema básico de funcionamiento de la criba de discos.

5.4.2. Molienda del bagazo y el RAC

Dado a que al reactor se ingresa la biomasa con un tamaño de 20 mm, con el fin de obtener una ganancia energética, la misma requiere un proceso previo de reducción granulométrica.

Los equipos más empleados para efectuar esta operación son molinos de cuchillas, de martillos o de tambor. Estos últimos dos suponen un mayor coste de inversión, pero tienen un gasto de electricidad inferior.

Los molinos de cuchillas son ideales para la trituración de materiales blandos a medio-duros, frágiles, fibrosos y resistentes o sensibles a la temperatura. Como en nuestro caso se trata de materiales fibrosos, se optó por dicho tipo de molino.

El producto es triturado por fuerzas de corte y de cizallamiento. Se trata de una máquina rotativa con dos o más filas de cuchillas montadas sobre un eje llamado flecha. Una de esas filas debe ser montada sobre un rotor fijo, y las cuchillas pasan dentro de una cámara de molienda con milímetros de separación. La biomasa es cortada en el paso por

las cuchillas, y el ciclo se repite varias veces hasta que el material tiene el tamaño adecuado para pasar a través de una lamina perforada.



Figura 5.8. Sistema de cuchillas.

Al RAC proveniente de la criba y al bagazo proveniente del silo se los ingresa por medio de una tolva al molino. Teniendo en cuenta que la capacidad del molino debe ser de 862,32 kg/h (309,38 kg/h de RAC y 552,94 kg/h de bagazo), se buscó en bibliografía un molino capaz de cumplir con los requerimientos necesarios.

Tabla 5.7. Características técnicas del molino [5.9].

Molino de cuchillas MCV 9060	
Capacidad nominal (kg/h)	450 - 900
Tolva de alimentación (cm)	90x60
Tamaño final de partícula	2 cm
Potencia (HP)	60
Peso estimado (kg)	2.000
Material	Acero al carbón

5.4.3. Motor de combustión interna (MCI)

Previo a elegir el motor se debe determinar el PCI del syngas para lo cual se requiere conocer tanto el valor del poder calorífico de los componentes que confieren energía al gas como la composición de este último. Estos valores se muestran a continuación en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8. Poder calorífico y porcentaje en el gas de los compuestos que aportan energía.

Componente	PCI (kJ/Nm ³)	% en el gas
H ₂	10.770	10,9%
CO	12.616	24,65%
CH ₄	35.843	2,93%

Se obtiene entonces a partir de dichos valores el poder calorífico del gas según:

$$\begin{aligned}
 PCI_{gas} &= PCI_{CO} \times [CO] + PCI_{H_2} \times [H_2] + PCI_{CH_4} \times [CH_4] \\
 &= 5.334 \text{ kJ/Nm}^3 \text{ syngas}
 \end{aligned}$$

En cuanto al motor, es difícil encontrar uno que se adapte perfectamente al syngas con una eficiencia óptima debido a que la mayoría de los existentes en el mercado funcionan con gasolina y han sido diseñados para operar con este combustible. No obstante, si se hacen las modificaciones requeridas es posible seleccionar un motor que podría operar con syngas sin mayores problemas. Sin embargo, en dicho caso, se debe tener en cuenta que esto conlleva a una reducción de su potencia. Por lo tanto, para seleccionar un MCI con el cual se obtenga la máxima potencia cuando se opera con gas pobre, se deben tener en cuenta las consideraciones explicadas según la FAO (1993):

- Potencia requerida.
- Cantidad de la mezcla syngas-aire que ingresa al cilindro.
- Eficiencia del motor.
- Velocidad del motor.
- Número de cilindros del motor.
- Calidad del syngas.
- Adaptación del sistema de admisión y regulación aire-syngas.

Luego de una búsqueda bibliográfica se encontró que la marca “Siemens” comercializa una amplia gama de motores, entre los cuales se encuentra la serie SGE S, que incluye motores capaces de ser alimentados con gas de síntesis como combustible.

Dentro de la serie S se encuentran los motores SL. Este tipo de motores resultan Ideales para generación de energía, cogeneración / trigeneración, accionamiento mecánico y aplicaciones marinas. Proporcionan una solución excelente cuando son alimentados con gas natural, gas de vertedero y alcantarillado, gas de combustión, gas de pozo y gas de síntesis, lo que lo hace una opción rentable tanto en implementación como en servicio.

Serie S: motores SL



Figura 5.9. Motor generador.

Conociendo entonces el poder calorífico y el flujo de syngas que ingresa al motor (1.058,2 m³/h) se calcula la potencia según:

$$Pot = 5334 \frac{kJ}{Nm^3 gas} \cdot 0,294 \frac{Nm^3 gas}{s}$$

$$Pot = 1.568,2 kW$$

De acuerdo a la potencia calculada se hizo selección del motor Siemens SGE-36SL el cual se caracteriza a continuación en la Tabla 5.9.

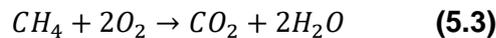
Tabla 5.9. Características técnicas del motor. [5.10]

Motor Siemens SGE-36SL	
Velocidad (rpm)	1500
Relación de compresión	11,6:1
Consumo de combustible (kW)	1.568
Energía eléctrica (kW)	610
Eficiencia eléctrica (%)	38,9
Ancho / Largo / Alto (m)	1,66 / 2,59 / 2,26
Peso (kg)	4.200

Se calcula entonces la energía eléctrica capaz de generar con el gas, haciendo uso de la potencia que brinda el mismo y la eficiencia eléctrica (38,9%) del motor. De esta manera:

$$\text{Energía eléctrica generada} = 610 kW$$

Por otra parte, para obtener el caudal de gases de combustión, se calcula a continuación de manera teórica la cantidad de aire requerida para la combustión completa del syngas teniendo en cuenta las reacciones de combustión de los componentes que aportan PCI a dicho gas:



De las reacciones anteriores se determina la relación molar O_2 / gas combustible:

- Para el CO: $1/2 = 0,5$ (2 moles de CO reaccionan con un mol de O_2)
- Para el H_2 : $1/2 = 0,5$ (2 moles de H_2 reaccionan con un mol de O_2)
- Para el CH_4 : $2/1 = 2$ (1 mol de CH_4 reacciona con 2 moles de O_2)

Asumiendo que se trata de gases ideales, las relaciones molares se consideran iguales a las volumétricas. Luego, teniendo en cuenta que la concentración en volumen de O_2 en aire es del 21%, se calcula la cantidad de aire requerida de la siguiente manera:

- Para el CO: $0,5/0,21 = 2,38 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ CO}$
- Para el H_2 : $0,5/0,21 = 2,38 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ H}_2$
- Para el CH_4 : $2/0,21 = 9,52 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ CH}_4$

Multiplicando los valores anteriores por la concentración de cada compuesto en el gas:

- Para el CO: $2,38 \times 0,2465 = 0,59 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ gas}$
- Para el H_2 : $2,38 \times 0,109 = 0,26 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ gas}$
- Para el CH_4 : $9,52 \times 0,2933 = 0,28 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ gas}$

Teniendo en cuenta un exceso de aire del 5%, **el volumen total de la mezcla aire-syngas resulta igual a $2,19 \text{ m}^3$** , siendo el volumen de aire necesario igual a $1,19 \text{ m}^3 \text{ aire} / \text{m}^3 \text{ gas}$.

Luego, para el caudal volumétrico de $1.159 \text{ m}^3/\text{h}$ de syngas que ingresa al motor se obtiene que el caudal de aire necesario es de $1.379 \text{ m}^3/\text{h}$.

Finalmente, a partir de las reacciones de combustión 5.1, 5.2 y 5.3 se calcula el flujo y la composición de los gases de combustión a la salida del motor (asumiendo una combustión completa), teniendo en cuenta tanto el nitrógeno y el vapor de agua del syngas como el nitrógeno del aire a la entrada del mismo. Se obtiene de esta manera un flujo de gases de combustión de $95,97 \text{ kmol/h}$ (68,3% N_2 , 9,85% H_2O y 21,85% CO_2), lo que equivale a 2.930 kg/h .

Teniendo en cuenta que la temperatura de los gases de escape de un motor de combustión interna está entre 450°C y 550°C , se toma una temperatura de salida de los

gases de combustión de syngas de 500°C. Asumiendo que los mismos salen a presión atmosférica, el flujo volumétrico resulta igual a 6.088 m³/h.

5.4.4. Transporte de sólidos

Para organizar el transporte interno de una planta industrial es necesario considerar aspectos técnicos y económicos, que serán los determinantes en la elección de equipo de transporte a utilizar. En esta instancia los aspectos económicos no se analizan.

Dentro de los aspectos técnicos se encuentran:

- Las características (naturaleza) del material a transportar, tales como tamaño, peso específico, dureza, abrasividad, humedad, temperatura, etc.
- Distancia y dirección del transporte (vertical, horizontal, oblicua).
- Cantidad horaria a transportar.
- Forma de almacenamiento de los materiales.
- Lugar donde se realiza el transporte (abierto o cerrado).
- Seguridad de operarios (de la planta en general y que atienden el equipo de transporte en particular).
- Forma y lugar de carga y de descarga del equipo de transporte.

Existen diversos sistemas para llevar a cabo el transporte de sólidos. Entre los más importantes se encuentran la descarga por gravedad, tornillos sinfín, inyección neumática y cinta transportadora.

Para poder utilizar alimentación por gravedad en el gasificador, es necesario que la presión interna sea levemente inferior a la atmosférica. De otra forma, los gases calientes saldrían por la canaleta de alimentación. Uno de los inconvenientes que presenta este tipo de alimentación es que no se distribuye uniformemente. Además, no permite medir ni controlar la tasa de alimentación por lo que hay que incorporar algún otro sistema previo.

Un tornillo sinfín permite dosificar y puede ser usado cuando la presión interior es mayor a la atmosférica agregando un sello. Para lograr una distribución uniforme se le puede anexar un soplador de aire. Se suelen utilizar tornillos de paso variable, o distintos diámetros o múltiples tornillos con el fin de evitar la compactación de la biomasa en su interior y un posible atasco.

En el caso de las cintas transportadoras, estas no son recomendables para sólidos muy finos o granulares ya que estos se pueden volar.

En base a lo anterior se optó como transporte de la biomasa a la criba, el molino y los gasificadores tornillos sin fin. Estos consisten en un eje de acero sobre el cual se desarrolla una espiral, que gira dentro de un canal (Figura 5.10). El eje es propulsado por un motor y el acople se produce a través de engranajes o cadenas. Este transportador se utiliza para el movimiento de materiales abrasivos y no abrasivos, en horizontal o en oblicuo con una pendiente que no supere los 30°. [5.11]

Cálculo de la potencia del transporte tornillo

$$W \text{ (mCV)} = \frac{Q \cdot L \cdot Pe \cdot f}{270\eta} + \frac{Q \cdot Pe \cdot H}{270}$$

Donde:

Q = capacidad del sistema en m³/h.

L = longitud del tornillo sin fin.

Pe = peso específico del material transportado en kg/m³.

f = factor de valor 1,2.

H = altura vertical recorrida por el tornillo sin fin.

η = rendimiento mecánico, 0,3 por defecto.

Las potencias calculadas fueron convertidas a kW teniendo en cuenta que 1 CV = 0,746 kW.

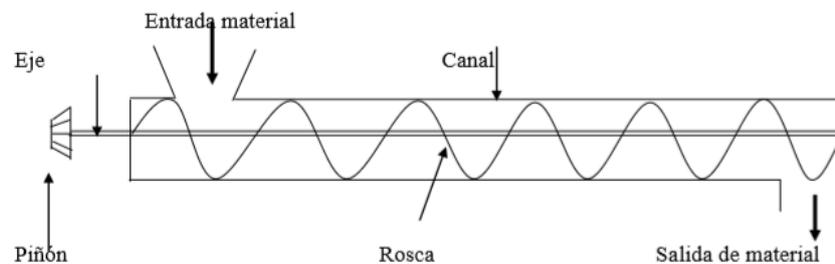


Figura 5.10. Esquema de un transportador de tornillo.

Tabla 5.10. Transporte de sólidos por medio de tornillos. [5.12]

Corriente	Capacidad necesaria (m ³ /h)	Altura (m)	Largo (m)	Potencia (kW)
RAC 1	1,9	2	5	0,019
RAC 2	1,87	2	5	0,019
Bagazo 1	9,22	2	10	0,064
Bagazo + RAC	11,09	5	20	0,26

Se propone un total de 6 tornillos sinfín: dos para el transporte del RAC hacia la criba y luego hacia el molino; uno para el transporte del bagazo hacia el molino; y finalmente 3 tornillos que transporten la mezcla de bagazo y RAC correspondiente a cada gasificador.

Como el transporte de sólidos entre los equipos se realiza con tornillos sin fin, las pérdidas de material son prácticamente nulas, por lo que no se tienen en cuenta.

Alimentación a los reactores

Se propone ingresar la materia prima a los reactores por medio de tolvas, de manera de facilitar su caída. Como en bibliografía se encontraron tolvas que superan en gran medida la capacidad requerida, se propone diseñarlas de manera que cumplan con dicha capacidad, 287,44 kg/h.

5.4.5. Transporte de fluidos

5.4.5.1. Tuberías

Tabla 5.11. Transporte de fluidos.

Corriente	Caudal (kg/h)	Caudal (m ³ /h)	Diám. Nom. y espesor	Velocidad (m/s)	Material
Aire ³²	238,16	194,5	D = 2 " esp = 3,91 mm	26,65	Acero AISI 304
Gas ³³	520	1.570	D = 6 " esp = 7,11 mm	23,9	Acero AISI 304
Gas 1	1.533	1.901	D = 6 " esp = 7,11 mm	28,9	Acero AISI 304
Gas 2	1.526,6	1.901	D = 6 " esp = 7,11 mm	28,9	Acero AISI 304
Agua 1	5.000	4,97	D = 1½ " esp = 3,68 mm	1,21	Acero SCH 40
Agua 2	14.000	13,91	D = 2½ " esp = 5,16 mm	1,22	Acero SCH 40
Gas 3	1.369,6	1.371	D = 5 " esp = 6,55 mm	30	Acero AISI 304
Gas 4	1.281,5	1.159	D = 5 " esp = 6,55 mm	25,4	Acero AISI 304

³² Aire que ingresa a cada gasificador.

³³ Gas a la salida de cada reactor.

Agua 3	5.159,2	5,21	D = 1½ " esp = 3,68 mm	1,27	Acero SCH 40
Agua 4	14.087,9	14,04	D = 2½ " esp = 5,16 mm	1,23	Acero SCH 40
Agua 5	19.247,1	19,25	D = 3 " esp = 5,49 mm	1,17	Acero SCH 40
Agua 6	19.237	19,24	D = 3 " esp = 5,49 mm	1,17	Acero SCH 40
Agua recuperada	19.237	19,24	D = 3 " esp = 5,49 mm	1,17	Acero SCH 40
Gas 5	1.281,3	1.159	D = 5 " esp = 6,55 mm	25,4	Acero AISI 304
Gases de combustión	2.930	6.088	D = 12 " esp = 10,31 mm	23,17	Acero AISI 304

5.4.5.2. Bombas

Se utilizará un total de 3 bombas de manera de impulsar el agua dentro del circuito cerrado por el que circula: una bomba para impulsar la corriente "Agua 5" proveniente de las torres hacia los filtros utilizados para el tratamiento del agua; una para impulsar el agua tratada, "Agua 6", hacia la torre de enfriamiento; y una para impulsar el agua recuperada hacia las torres nuevamente. Todas las bombas deberán operar con un caudal de agua de 19,25 m³/h y ser capaces de elevar dicho caudal a la altura de las torres. Luego de buscar en bibliografía se seleccionó un modelo de bomba de la marca Grundfos® que cumple con las condiciones necesarias.



Figura 5.11. Bomba centrífuga horizontal Grundfos CM-15-2.

Tabla 5.12. Características de las bombas.

Bomba CM-15-2 Grundfos® [5.13]	
Caudal máximo (m ³ /h)	22,3
Máxima temperatura (°C)	90 (6 bar) - 40 (10 bar)
Altura manométrica (metros de columna de agua)	20
Potencia (kW)	2,2

5.4.5.3. Válvulas

Dentro de las principales válvulas que se encuentran en el sistema está la válvula reguladora de aire, la cual se encarga de regular el aire a una determinada presión requerida. Esta se encuentra a la entrada y salida de la torre spray, a la salida del absorbedor, y a la salida del tanque de almacenamiento

Tabla 5.13. Valores a los que se regula la válvula reguladora de aire

Sector	Presión a la que se regula (atm)
Previo a la entrada del gas a la torre spray	1
Salida del gas de la torre spray	1
Salida del gas del absorbedor	1
Salida del tanque de almacenamiento del gas	1

En cada descarga de gas se encontrará una válvula de alivio, la cual descomprime el exceso de presión.

Antes de la entradas de agua en las torres se coloca una válvula reguladora de caudal.

5.4.5.4. Soplador de aire

Para ingresar el aire a los gasificadores se propone el uso de un soplador en cada gasificador. Teniendo en cuenta que a cada uno de ellos se ingresa un caudal de aire de 194,5 m³/h, se halló en bibliografía el modelo que se muestra a continuación de la marca Leister®.

Tabla 5.14. Parámetros del soplador [5.14]

Soplador Silence	
Flujo de aire (L/min)	4.700 / 6.000
Potencia (kW)	0,25
Frecuencia (Hz)	50/60
Tamaño (mm)	280,5 x 289 x 280

Si bien el rango de caudal de operación que se informa para el equipo excede el necesario (3.242 L/min), se toma como estimación para el consumo eléctrico de los mismos.

5.5. Bibliografía

[5.1] Balestra, Sebastián (2012). Tesis de grado en Ingeniería Industrial. Utilización de la biomasa para la generación de energía eléctrica en Corrientes. Instituto tecnológico de Buenos Aires. Argentina

[5.2] Rodriguez Fernandez, Juan ; Hernandez Perez, Jose Alberto. Almacenamiento de la biomasa cañera con fines energéticos. Instituto Cubano de Investigaciones de la Caña de Azúcar. Cuba

[5.3] Bioternutricionanimal. Argentina.

<http://www.bioter.com.ar/almacenamiento-de-granos-en-silos-metalicos/>

[5.4] Silos Cordoba (2017) Silos de almacenaje. Catálogo general. Argentina

[5.5] Romero, Javier. PROCESOS DE TRANSFORMACIÓN FÍSICA DE LA BIOMASA RESIDUAL Y LESIONES OCASIONADAS AL OPERAR ASTILLADORAS. Anexo 6. Universidad de Castilla- La Mancha. España . Pág 88-89

[5.6] Terra Source global (2014) Criba de discos (RDS) Jeffrey Rader. Canadá

[5.7] Mathier Diego, Saleme Pablo, Bragachini Mario, Sánchez Federico, Bragachini Marcos, Méndez Jose. La caña de azúcar como cultivo energético. Ministerio de agricultura, ganadería y pesca. Presidencia de la Nación. Argentina

[5.8] Peña Cristina, Mitrani Raul, Correa Jorge, Cadenas Alfonso y Munilla Maribel. Capitulo 2. Bagazo

[5.9] Veyco Molinos y mezcladores. Molino de cuchillas serie MCV. México.
<http://molinosmezcladoras.com/molinos-de-cuchillas.html>

[5.10] Siemens. (2019) Sitio web:

<https://new.siemens.com/global/en/products/energy/power-generation/gas-engines/sl-engines.html>

[5.11] Industrial 72.02. Transporte de sólidos

[5.12] Jsproputec. Sitio web:

<https://jsproputec.com/es/productos/la-bomba-de-dos-tornillos/especificaciones-tecnicas/>

[5.13] Grundfos (2019) Bomba centrífuga horizontal K 30/100 de 1,5 hp para elevación hasta 29 mts. Argentina.

[5.14] Leister. (2016). Argentina. Sitio web:

<http://leister.com.ar/leister-ar/aplicaciones/aplicaciones-industriales-con-aire-caliente/silence/>

Capítulo 6: Integración energética

6.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se realizó un balance energético dentro del gasificador el cual demostró que no es necesario calentar el aire a la entrada de los gasificadores.

De manera de aprovechar la energía térmica asociada a la disminución de la temperatura del syngas de 676 a 110°C y la energía de los gases de combustión que se obtienen a la salida del motor se propuso el calentamiento de agua a 80°C. Se obtiene un caudal de agua de calefacción de 10.137 kg/h, para el cual es necesario el uso de dos intercambiadores de calor de 33,7 y 95,7 m².

Para la reducción de la temperatura del agua utilizada en las torres spray y de absorción de 35 a 26°C se diseñó una torre de enfriamiento de tiro inducido a contracorriente con un relleno laminar de PVC. La altura de la misma resultó de 4 m y con un área transversal de 2 m². El caudal de aire necesario es de 4,33 kg/s y el de agua de reposición de 291,5 kg/h.

Finalmente, de capítulos anteriores y de datos obtenidos en bibliografía se obtuvo el consumo total de la planta correspondiente a los equipos y la iluminación, el cual resulta de 173,14 kW.

6.2. Integración energética

6.2.1. Balance energético en el reactor

Al momento de diseñar el sistema de reactores en el Capítulo 4, se consideró que los mismos debían operar de manera adiabática de modo de no afectar el rendimiento del reactor. Se asumió además que el calor necesario para dar lugar a las reacciones endotérmicas y para lograr una temperatura de 1200 K al inicio de la gasificación era provisto por el calor de las reacciones exotérmicas. Sin embargo, esto debe verificarse, teniendo en cuenta además que si bien se aíslan los reactores, hay una pequeña pérdida de calor hacia los alrededores.

Mediante la reacción dada en la sección 2.6.2 correspondiente al Capítulo 2, la cual resume las reacciones previas a la gasificación, se calculó la entalpía de la misma a partir

de las entalpías de formación de cada compuesto a una temperatura promedio, dada por la temperatura a la que ingresa la biomasa (15°C) y la temperatura que se debe alcanzar (1200 K). Los valores de entalpía de los gases en función de la temperatura se obtuvieron a partir de Nist³⁴, mientras que la entalpía de formación de la biomasa se obtuvo de bibliografía, tomando un valor de -99.665 J/mol [6.1]. De esta manera, el valor de entalpía de reacción resultó igual a -858.900 J/mol, correspondiente a un valor de -596,64 kW para un caudal de biomasa seca de 0,695 mol/s.

Luego, se calculó el calor requerido para lograr una temperatura de 1200 K al inicio de la gasificación teniendo en cuenta los siguientes calores: el calor necesario para evaporar el agua que ingresa con la biomasa, para el cual se utilizó el calor de vaporización ($\lambda=2466,1$ kJ/kg) y el flujo de agua (0,012 kg/s); el calor necesario para elevar la temperatura de los gases a 1200 K, calculado a partir de las capacidades caloríficas en función de la temperatura (Tabla 2.6) y los caudales molares de los mismos; y las pérdidas de calor hacia los alrededores calculadas en el Capítulo 4 (3,32 kW). Se obtiene entonces que el calor requerido es 152,7 kW.

Como el calor requerido es menor en módulo que el calor disponible, se concluye que no se necesita una fuente de calor adicional para llegar a las condiciones necesarias. Por lo tanto, el aire que ingresa a los reactores como agente oxidante, lo hará a la temperatura del medio, es decir, a 15°C.

6.2.2. Análisis Pinch

El análisis Pinch es una metodología que se lleva a cabo con el fin de optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. Este análisis se realiza sobre las corrientes de proceso que deben ser enfriadas o calentadas de manera de conocer las posibilidades de integración energética, lo que contribuye a reducir al mínimo el requerimiento de corrientes de servicio, las cuales representan un costo económico adicional.

Para efectuar dicho análisis es necesario realizar el siguiente procedimiento:

1. Identificación de las corrientes frías, calientes y de servicio en el proceso.
2. Descripción de las condiciones de operación de las corrientes de proceso.
3. Elección de un valor de ΔT mínimo.
4. Elaboración de las curvas compuestas combinadas.

³⁴ National Institute of Standards and Technology. Sitio web: <https://www.nist.gov/>

En el siguiente diagrama (Figura 6.1) se muestran las corrientes de proceso que deben intercambiar calor. Las corrientes calientes, las cuales deben enfriarse, se simbolizan con la letra “C”, mientras que las corrientes frías, las cuales deben calentarse, se simbolizan con la letra “F”.

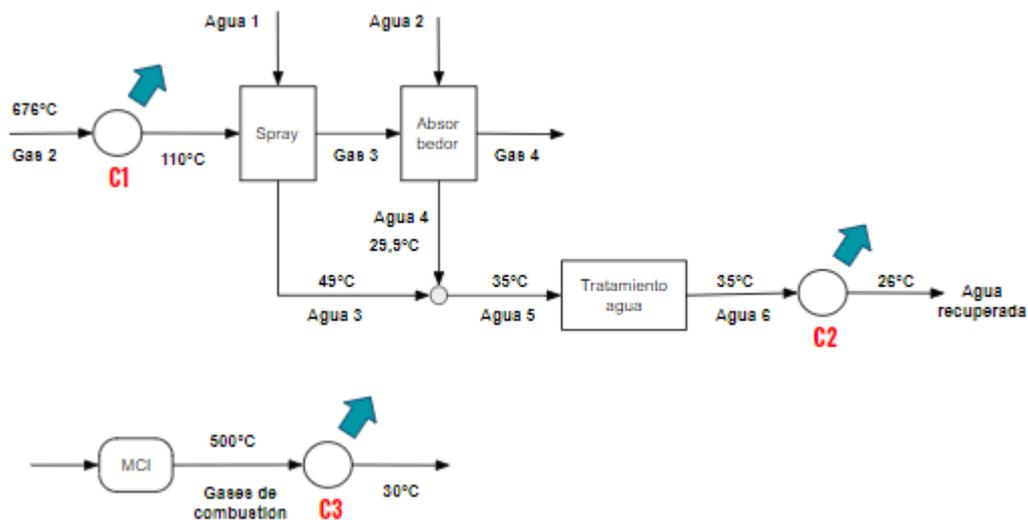


Figura 6.1. Diagrama de las corrientes que deben intercambiar calor.

Aunque para la corriente “Agua 6”, proveniente del tratamiento del agua de la torre Spray y la torre de absorción, se plantea utilizar una torre de enfriamiento para su reutilización, se tuvo en cuenta en el análisis de las corrientes. De todas formas, se observa a simple vista que en el proceso no se cuenta con corrientes que deban calentarse, si no que solo se tienen corrientes a las cuales se les debe reducir su temperatura. Por lo tanto, se concluye que realizar el análisis Pinch para este proceso no tiene sentido alguno.

Como corriente auxiliar se propone el calentamiento de agua de servicio a 80°C, la cual luego se puede comercializar. Cabe destacar que en nuestro proyecto se optó por el secado natural del bagazo, por lo que otra opción podría ser la utilización de esa energía para el secado forzado del mismo.

6.2.3. Diseño de equipos de intercambio de calor

En la Tabla 6.1 se resumen los intercambiadores a utilizar con sus respectivas corrientes.

Tabla 6.1. Corrientes en cada intercambiador.

Intercambiador	Corriente Caliente	Corriente fría
Primero	Gas 2 (C1)	Agua de servicio
Segundo	Gases de combustión (C3)	Agua de servicio

6.2.3.1. Primer intercambiador

En este intercambiador se propone el calentamiento de agua de servicio con la corriente de syngas que sale del segundo ciclón a una temperatura por encima de la requerida.

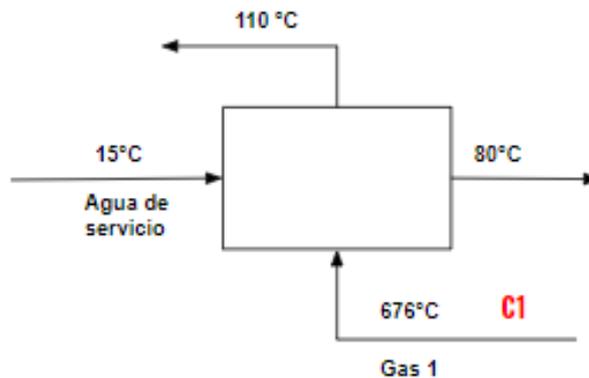


Figura 6.2. Diagrama del primer intercambiador.

En primer lugar se calcula el calor a intercambiar por las corrientes según:

$$Q = W \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (6.1)$$

Donde:

W : Flujo másico en kg/h.

C_p : Capacidad calorífica promedio entre la temperatura de entrada y de salida de cada corriente en kJ/kg°C.

ΔT : diferencia entre la temperatura de salida y de entrada de cada corriente.

Para el gas, el calor a intercambiar resulta:

$$Q = 1.533 \frac{kg}{h} \times 1,4035 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \times (676 - 110)^\circ C$$

$$Q = 1.217.786,07 \frac{kJ}{h} = 338,27 \text{ kW}$$

El calor que gana el agua es igual al calor que pierde la corriente de gas. De esta manera, se calcula el caudal de agua necesario para que la misma salga a 80°C según:

$$Q = W_1 \times 4,187 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \times (80 - 15)^\circ C$$

$$W_1 = 4474,6 \frac{kg}{h}$$

Luego, para el cálculo del área necesaria para el intercambio de calor se aplica la siguiente ecuación de diseño:

$$Q = U \cdot A \cdot DMLT \quad (6.2)$$

Donde:

U: Coeficiente global de transferencia de calor.

A: Área de intercambio de calor necesaria.

DMLT: diferencia de temperatura media logarítmica.

Donde la diferencia de temperatura media logarítmica se calcula según:

$$DMLT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

En este caso DMLT resulta igual a 272,82°C.

El coeficiente de transferencia *U* se obtiene de bibliografía teniendo en cuenta que el fluido frío es agua y el caliente es un gas [6.2]. Para este caso el valor sugerido se encuentra entre 15-250 W/°C.m².

Luego, tomando un valor promedio de *U*=132,5 W/°C.m² se calcula el área de transferencia necesaria para el intercambio, resultando:

$$\text{Área} = 33,7 \text{ m}^2$$

6.2.3.2. Segundo intercambiador

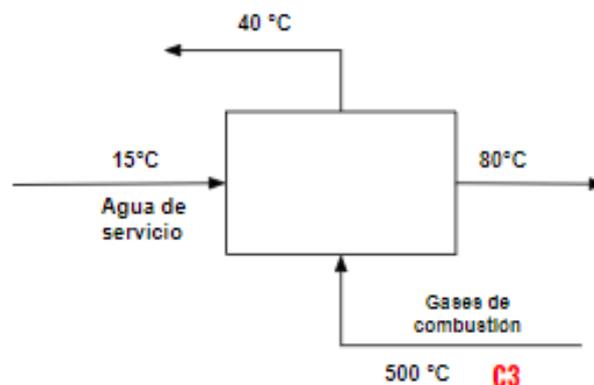


Figura 6.3. Diagrama del segundo intercambiador.

En el segundo intercambiador se propone el calentamiento de agua de servicio con los gases de combustión del motor.

Se calcula el calor a intercambiar (Ecuación 6.1) para una temperatura de salida de los gases de 30°C, de manera de mantener una fuerza impulsora.

$$Q = 2.930 \frac{kg}{h} \times 1,119 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \times (500 - 30)^\circ C$$
$$Q = 1.540.974,9 \frac{kJ}{h} = 428 kW$$

A partir de dicho calor se calcula el flujo de agua necesario para el intercambio según:

$$Q = W \cdot 4.187 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \cdot (80 - 15)^\circ C$$
$$W = 5.662,12 \text{ kg/h}$$

En este caso, la diferencia de temperatura media logarítmica es igual a 121,54°C.

El coeficiente de transferencia U se obtiene de bibliografía teniendo en cuenta que el fluido frío es agua y el caliente es un gas **[6.2]**. Para este caso el valor sugerido se encuentra entre 15-250 W/°C.m².

Luego, tomando un valor promedio de U=132,5 W/°C.m² se calcula el área de transferencia necesaria para el intercambio mediante la Ecuación 6.2, resultando:

$$\text{Área} = 95,7 \text{ m}^2$$

6.2.4. Diseño de torre de enfriamiento

Dado que para la limpieza y acondicionamiento del gas se utilizan caudales de agua relativamente altos, se propuso reutilizarla, teniendo en cuenta que la misma luego de someterse a un tratamiento para eliminar los contaminantes y los sólidos, debe ingresar a una torre de enfriamiento para disminuir su temperatura.

6.2.4.1. Selección del tipo de torre

Las torres se clasifican principalmente en dos tipos:

➤ **Torres de circulación natural**

Este tipo de torres a su vez se clasifica en atmosféricas o de tiro natural.

Atmosféricas: el movimiento del aire depende del viento y del efecto aspirante de las boquillas aspersoras. Se usan en pequeñas instalaciones y depende de los vientos predominantes para el movimiento del aire. Actualmente están en desuso.

Tiro natural: el flujo de aire necesario se obtiene como resultado de la diferencia de densidades entre el aire más frío del exterior y el aire húmedo del interior de la torre. Utilizan chimeneas de gran altura para lograr el tiro deseado. Son capaces de enfriar grandes caudales de agua.

➤ **Torres de tiro mecánico**

Se trata de torres compactas, con una sección transversal y una altura de bombeo pequeñas en comparación con las torres de tiro natural. En estas torres se puede controlar de forma precisa la temperatura del agua de salida, y se pueden lograr valores de acercamiento muy pequeños.

Tiro forzado: el aire se fuerza por un ventilador situado en el fondo de la torre y se descarga por la parte superior. Se suelen operar a contracorriente. Son más eficientes que las torres de tiro inducido, puesto que la presión dinámica convertida a estática realiza un trabajo útil. Además, el aire que se mueve es aire frío de mayor densidad que en el caso de tiro inducido, por lo que tendrá una duración mayor que en el caso de tiro inducido, ya que el ventilador trabaja con aire frío y no saturado, menos corrosivo que el aire caliente y saturado de la salida. Sin embargo, 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.

Tiro inducido: el aire se succiona a través de la torre mediante un ventilador situado en la parte superior de la torre. En este caso, no hay recirculación de aire caliente y húmedo, y además se permite una distribución interna más uniforme del aire. Estas torres pueden ser de flujo a contracorriente o de flujo cruzado.

Flujo en contracorriente: el aire se mueve verticalmente a través del relleno, de manera que los flujos de agua y de aire tienen la misma dirección pero sentido opuesto. De esta manera, el agua más fría se pone en contacto con el aire más seco, lográndose un máximo rendimiento. Sin embargo, la elevada velocidad con la que entra el aire hace que exista el riesgo de arrastre de suciedad y cuerpos extraños dentro de la torre. La resistencia del aire que asciende contra el agua que cae se traduce en una gran pérdida de presión estática y en un aumento de la potencia de ventilación en comparación con las torres de flujo cruzado.

Flujo cruzado: el aire entra a los lados de la torre fluyendo horizontalmente a través del agua que cae. Las corrientes de aire laterales se unen en un pasaje interno y dejan la

torre por el tope. Estas torres requieren más aire, sin embargo tienen un costo de operación más bajo que las torres a contracorriente; el mantenimiento es menos complicado debido a la facilidad con la que se pueden inspeccionar los distintos componentes internos de la torre. Además, su altura es menor que las torres de flujo a contracorriente, ya que la altura total de la torre es prácticamente igual a la del relleno.

En primer lugar, se considera utilizar una torre de tiro mecánico ya que la misma involucra como principal mecanismo de transferencia de calor y masa la convección forzada, mientras que las torres de tiro natural sólo involucran convección natural, que presenta menores coeficientes de transferencia que con convección forzada. Se propone el uso de una torre de tiro inducido ya que, como se mencionó, no existe recirculación de aire caliente y húmedo y además, permite una distribución interna más uniforme del aire. Por último, se decide operar en contracorriente para lograr una mayor eficiencia pese a las mayores caídas de presión que se obtienen, en comparación con flujo cruzado.

6.2.4.2. Selección del relleno

El relleno cumple dos funciones: proporcionar una superficie de intercambio de calor lo más grande posible entre el agua y el aire, y además, retardar el tiempo de caída del agua, asegurando una mayor duración del proceso de intercambio de calor, lo que se traduce en un aumento de calor cedido del agua al aire. El intercambio de calor se produce debido a dos mecanismos: la transmisión de calor por convección y la transferencia de vapor desde el agua al aire, con el consiguiente enfriamiento del agua debido a la evaporación.

El relleno debe ser de un material de bajo costo y de fácil instalación. Es importante que presente poca resistencia al paso del aire y que además proporcione una distribución uniforme del agua y del aire. Además, la relación entre la superficie y el volumen del mismo debe ser lo más grande posible.

Los rellenos se los puede clasificar de tres maneras:

- Relleno por salpicadura o goteo.
- Rellenos laminares o de película.
- Rellenos mixtos.

Sin embargo, los dos tipos de relleno utilizados hoy en día para torres de enfriamiento son los de tipo salpicadura y tipo laminar. Cualquiera de estos tipos de relleno puede ser usado tanto en configuraciones de flujo cruzado como de flujo en contracorriente.

Los **relenos por salpicadura** provocan que el agua fluya en forma de cascada a través de varios niveles sucesivos. Al chocar con cada listón o rejilla el agua se va fraccionando en pequeñas gotas, cuya superficie constituirá el área de intercambio de calor. Estos relenos son más utilizados en procesos donde el agua arrastra sedimentos lo cual afecta el funcionamiento de la torre. Por otro lado, los **relenos laminares** distribuyen el agua en una película fina que fluye por su superficie y por consiguiente ponen una gran superficie de agua en contacto con la corriente de aire dentro de un volumen dado. Para conseguir dicho objetivo, se realizan grupos de láminas onduladas, generalmente de PVC o polipropileno, colocadas de forma paralela y a cierta distancia formando cubos para favorecer su apilado.

Finalmente, en base a los mencionado, se decide utilizar un relleno tipo laminar de PVC, ya que el uso de estos relenos permite alcanzar una cantidad dada de enfriamiento dentro de una torre más pequeña de lo que requeriría si se utilizara un relleno por salpicadura. Además, el PVC no sufre daños por corrosión, por lo que alarga la vida útil del relleno.

6.2.4.3. Diseño del equipo

Para la realización del diseño de la torre de enfriamiento, se cuenta con los siguientes datos:

Tabla 6.2. Datos para el diseño de la torre de enfriamiento.

Temperatura de bulbo seco del aire en Santa Bárbara	30°C
Humedad relativa	60%
Temperatura de bulbo húmedo (Tbh2)	23,5°C
Entalpía del aire de entrada (HG1)	72 kJ/kg aire seco
Coeficiente de transferencia (Ky.a)	1,2 kg/s.m ³
Caudal de agua (L)	5,34 kg/s
Temperatura de entrada del agua (TL2)	35°C
Temperatura de salida del agua (TL1)	26°C
Cp del agua a temperatura promedio	4,178 kJ/kg°C

Se tomó la temperatura de bulbo seco y la humedad relativa como el promedio de los máximos registrados en la temporada de verano de los años 2018 y 2019 según bibliografía [6.3].

El valor del coeficiente de transferencia $Ky.a$ se aproximó al valor obtenido experimentalmente para la torre de enfriamiento que funciona en la Planta Piloto de la Facultad de Ingeniería de la UNMdP, teniendo en cuenta que dicha torre es de tiro inducido y opera a contracorriente con un relleno tipo laminar de PVC, semejante a la torre que se quiere diseñar.

Por otro lado, en el diseño de torres de enfriamiento comúnmente se especifica que la diferencia entre la temperatura de salida del agua y la temperatura de bulbo húmedo del aire entrante debe estar entre 2,5 y 5 °C [6.4]. En este caso se tomó una diferencia de 2,5°C y se definió a partir de ella la temperatura de salida del agua TL1.

Teniendo en cuenta los balances de masa y energía para una torre rellena:

Balance de masa

$$L + dL + G \cdot Y' = G \cdot (Y' + dY') + L$$

$$dL = G \cdot dY'$$

Balance de energía

$$L \cdot Cp \cdot (TL2 - TL1) = G \cdot (HG2 - HG1)$$

Para la resolución de los mismos se considera que el aire sale saturado y que el calor específico del agua se mantiene constante a lo largo de la torre.

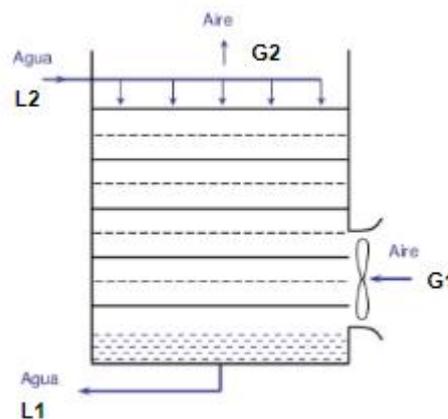


Figura 6.4. Esquema de torre de tiro inducido a contracorriente.

Sólo se tiene información del punto de operación "1" (HG1, TL1) y la temperatura TL2, por lo tanto, se procede a hallar la pendiente máxima de la recta de operación ($L \cdot Cp / G$), correspondiente al mínimo caudal de aire necesario. Treybal [6.4] recomienda utilizar un caudal de aire que sea un 25% mayor al mínimo.

Utilizando el diagrama psicrométrico se halló que la pendiente máxima corresponde a 6,44, resultando el caudal mínimo de aire igual a 3,46 kg/s. Luego, teniendo en cuenta lo recomendado por Treybal, **el caudal de aire a ingresar a la torre es de 4,33 kg/s**, y la entalpía del aire de salida resulta $H_{G2} = 118,4$ kJ/kg.

Dado que la diferencia de temperatura del agua entre la entrada y la salida es menor a 10 °C, se estima N_{TOG} analíticamente según:

$$N_{TOG} = \frac{H_{G1} - H_{G2}}{(H_G^* - H_G)_{ML}}$$

El valor de N_{TOG} obtenido es de 4,3. Por otro lado, el valor de H_{TOG} se determina según:

$$H_{TOG} = \frac{G1'}{K_y \cdot a}$$

Donde $G1'$ corresponde al flujo másico de aire que ingresa a la torre, es decir, el caudal másico por unidad de área.

Y la altura total de la torre de enfriamiento se obtiene de la siguiente expresión:

$$Z = H_{TOG} \cdot N_{TOG}$$

Se observó en catálogos comerciales variedad de torres de sección cuadrada con alturas que suelen ser el doble del ancho y largo de las mismas. Teniendo en cuenta esto para el cálculo de la torre, se obtiene que el valor de H_{TOG} corresponde a 0,9 m y **la altura de la torre a construir resulta igual a 4 m, con un largo y ancho igual a 2 m.**

Por otro lado, se debe tener en cuenta un caudal de agua de reposición de manera de compensar las pérdidas por evaporación y por posible arrastre. Luego, a las pérdidas por evaporación se le suma un 10% por el arrastre de gotas, y se calcula según:

$$M = 1,1 \cdot G_s \cdot (Y2' - Y1')$$

Donde $Y2'$ e $Y1'$ se obtienen del psicrométrico y representan las humedades absolutas del aire de salida y de entrada respectivamente. Luego, el caudal de agua de reposición resulta igual a 0,081 kg/s, lo que equivale a 291,5 kg/h. Cabe destacar que se contará con un tanque de abastecimiento de agua de 5 m³ con el fin de almacenar agua para reposición.

Debido a que no se encontraron las curvas de caída de presión en función del caudal para el relleno utilizado ni para rellenos similares, la potencia del ventilador se estimó como la obtenida para una torre de enfriamiento de similares características, la cual resulta ser de 113 kW. **[6.5]**

6.7. Resumen de consumos de la planta

A continuación se resumen los consumos de los equipos de la planta. Al total de los mismos se le agrega un 5% de manera de considerar un gasto en la iluminación de la planta.

Tabla 6.3. Resumen del consumo eléctrico de la planta.

Equipo	Consumo (kW)
Criba de discos	3,91
Molino de cuchillas	44,74
Bombas	6,6
Tornillos sinfín	0,88
Sopladores de aire	0,75
Torre de enfriamiento	113
Torre spray	0,3
Torre de absorción	0,14
Ciclón	1,22
Filtro de mangas	1,1
Biofiltro	0,5
Consumo TOTAL = 173,14 kW	

6.8. Bibliografía

[6.1] Ariza Gordillo Gerardo, Rodriguez Foredo Andres Carlos (2010). Gasificación adiabática del bagazo de caña de azúcar usando aire-vapor. Sitio web: <https://www.redalyc.org/pdf/1210/121022658007.pdf>

[6.2] Cao, Eduardo. Intercambiadores de calor

[6.3] Meteored. Sitio web: <https://www.meteored.com.ar/>

[6.4] Treybal. Operaciones de transferencia de masa.

[6.5] Zelsio, equipamiento industrial. Sitio web:

<http://www.refrigeracionzelsio.es/torres-de-refrigeracion/1263-teva-tva-10.html>

Capítulo 7: Análisis económico

7.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo, se realizó el análisis económico de la planta, cuya capacidad de producción es de 5.270 MW/año de energía eléctrica. Considerándose una vida útil del proyecto de 10 años.

La inversión fija total a realizar es de US\$ 5.583.824, de la cual US\$ 1.700.939,3 corresponden a inversión en equipos y US\$ 17.500 al terreno.

Los costos totales corresponden a 940.827 US\$/año, es decir que producir un 1 MW de energía eléctrica cuesta 178,5 US\$/MW.

Para el cálculo de los ingresos por ventas, se consideró la producción de energía eléctrica y la obtención de agua caliente la cual luego se vende al mercado zonal. El precio de la energía eléctrica es de 116,5 US\$/MW y del agua caliente es de 4,23 US\$/m³. Para una capacidad de producción del 100%, los ingresos por ventas corresponden a US\$ 977.210,6 por año.

Para el análisis de la rentabilidad económica, se realizó un cuadro de usos y fuentes, obteniéndose flujos de caja positivos. Para evaluar la rentabilidad del proyecto se utilizaron diferentes métodos, primero se calculó el valor presente el cual resultó negativo, luego se calculó la TIR la cual resultó de un 1.29% y por último se calculó el tiempo de repago, resultando de 9 años aproximadamente, siendo este mayor a la mitad de los años considerados como vida útil. Finalmente el proyecto, según los métodos nombrados, resulta ser no rentable, por lo que se plantean una serie de alternativas para mejorar la rentabilidad.

7.2. Ingeniería de producción

7.2.1. Capacidad de la planta

En la planta de gasificación se tratan en continuo 312,5 kg/h de RAC y 552,94 kg/h de bagazo, el equivalente a 7.477,4 tn/año de biomasa, operando las 24 horas del día y realizando una parada de planta de 5 días en el año para limpieza e inspección. La capacidad de producción es de 9.144.576 Nm³/año, capaz de generar 5.270 MW/año.

7.2.2. Equipos a utilizar

A continuación se muestran en la Tabla 7.1 los principales equipos a utilizar.

Tabla 7.1. Equipos principales de la planta.

Equipo	Cantidad
Silo Rac	1
Silo Bagazo	1
Criba de discos	1
Molino de cuchillas	1
Gasificadores	3
Ciclones	2
Torre Spray	1
Torre de absorción	1
Torre de enfriamiento	1
Biofiltro	1
Motor generador	1
Intercambiador 1	1
Intercambiador 1	1
Filtro de osmosis inversa	1
Filtro de manga	1

7.2.3. Layout de la planta

El layout es la disposición de máquinas, equipos, materiales, personal y servicios auxiliares que permite fabricar un producto a un costo suficientemente adecuado.

En la Figura 7.1 se muestra aproximadamente las distribuciones de las distintas áreas de trabajo.

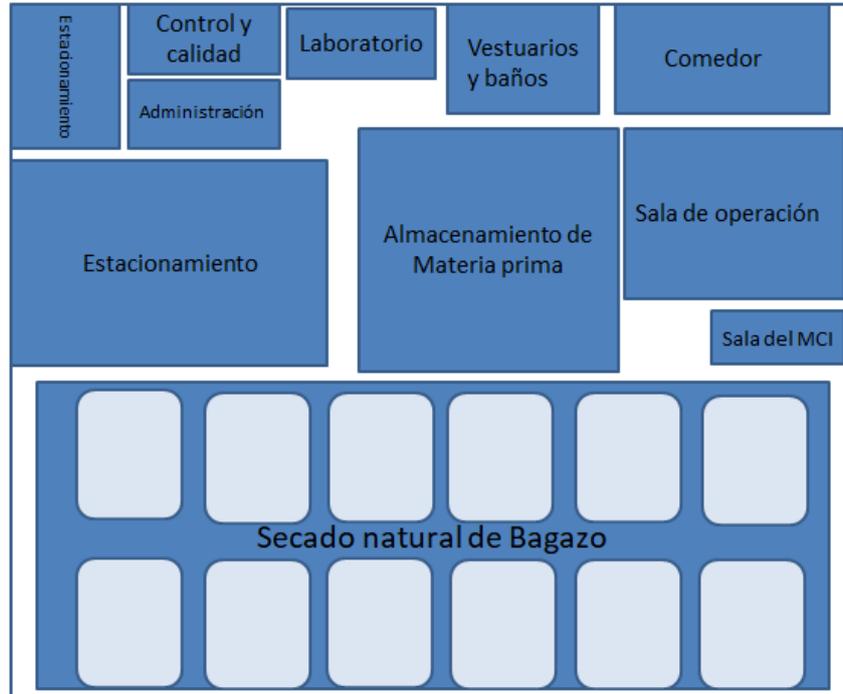


Figura 7.1. Layout propuesto para la planta.

7.2.4. Superficie de la planta

Para la determinación de la superficie total de la planta, se realizó la suma de las áreas parciales de los principales equipos. Sin embargo, este área no considera instalaciones adicionales (laboratorio, oficinas administrativas, estacionamientos, vestuarios de personal, comedor, etc.), como tampoco el área necesaria para el secado natural de bagazo y la separación entre equipos.

Tabla 7.2. Superficie ocupada por los principales equipos.

Equipo	Superficie (m ²)
Silo Bagazo ³⁵	36,3
Silo Rac ³⁶	286,52
Criba de discos	4,6
Molino de cuchillas	1
Gasificadores	31,32
Ciclones	0.44

³⁵ Almacenando una semana de Bagazo de caña.

³⁶ Almacenando una semana de Rac.

Torre Spray	0,16
Torre de absorción	0,46
Torre de enfriamiento	4
Motor generador	5,73
Filtro de mangas	1
Biofiltro	6
Filtros de carbón activado	0,9
ÁREA TOTAL = 378,43 m²	

Luego, el área que ocupan los principales equipos resulta igual a 378,43 m².

Por otro lado, teniendo en cuenta que se almacena en el silo la cantidad necesaria de bagazo seco para una semana de producción, y que además, el tiempo de secado natural del mismo es de 3 meses, se propone utilizar un terreno para el secado de la cantidad necesaria de bagazo para 3 meses de producción, formando 12 pilas de 1,5 m de altura. De esta manera, cada pila se compone de la cantidad necesaria para una semana de producción, por lo que reponiendo cada semana la pila de bagazo utilizada, nos aseguramos de darle el tiempo necesario de secado. Finalmente, conociendo la densidad del bagazo con un 50% de humedad (70 kg/m³), se concluye que el área del terreno necesaria para el secado es de 18.000 m².

7.3. Plan de negocios

7.3.1. Impacto de la operación de la planta

Residuos sólidos

Tanto los alquitranes, como las cenizas que se generan en el proceso de gasificación pueden ser conducidos al vertedero. Hay que destacar la reducción del sólido que debe ser vertido, ya que se utiliza un gasificador que genera una mínima producción de alquitranes, por lo cual se reducirá el impacto actual.

Emisiones de gases

La emisión de gases a la atmósfera derivada del proceso de gasificación es prácticamente nula, ya que precisamente es el gas producto de la oxidación parcial el que se conduce a los motores para su utilización como combustible. En condiciones normales de funcionamiento se dejará escapar el mínimo posible a la atmósfera, y sólo en momentos de emergencias se dejará escapar por la válvula de seguridad y se quemará en una antorcha.

Por otro lado, tanto las emisiones en caso de emergencia como los gases de la combustión en los motores no incrementan la cantidad de CO₂ en la atmósfera, ya que el proceso está diseñado para que los valores emitidos sean dentro de los límites permitidos.

Agua residual

En el lavado del gas se genera una corriente de agua residual contaminada con alquitranes y partículas sólidas. Entre otros compuestos puede contener ácido acético, fenoles y compuestos orgánicos. Dicha agua se la trata dentro de la planta para su reutilización.

Ruidos

La contaminación acústica de la planta puede ser producida principalmente por el funcionamiento, de las máquinas para el pretratamiento de la materia prima, de las bombas y del motor. Se recomienda la utilización de materiales y medidas que minimicen este factor.

[7.1]

7.3.2. Análisis FODA y matriz de estrategias

Tabla 7.3. Matriz para análisis FODA.

	Internos	Externos
P	FORTALEZAS <ul style="list-style-type: none">• Se emplea un residuo fácil de gestionar, renovable y competitivo en el mercado con otros combustibles (combustibles fósiles).• A lo largo de la cadena de transformación de este recurso, se generan nuevos puestos de trabajo en el sector rural y ayuda en el mantenimiento de los ya	OPORTUNIDADES <ul style="list-style-type: none">• Capacidad para tratar otro tipo de biomasa y residuo• Crecimiento económico de la región.• Reducción de los incendios por quema de el residuo en el campo.• Se trata de un sector en crecimiento y con

O S I T I V O	<p>existentes.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Se trata de una energía renovable y sostenible y su empleo reduce las emisiones de contaminantes a la atmósfera • Contribuye a reducir la dependencia de los combustibles fósiles • Mejora de la actividad industrial de la zona • Revalorización energética de un residuo • Empleo de un recurso regional • Coste del recurso 0 (actualmente). • Reciclado del recurso • Pre-tratamiento de la biomasa mínimo • Elevada cantidad de residuo disponible en región. 	buenas expectativas
N E G A T I V O	<p style="text-align: center;">DEBILIDADES</p> <ul style="list-style-type: none"> • Disponibilidad estacional, marcada por las temporadas de cosecha del recurso. • Almacenamiento de superficie elevada, para abastecer la demanda anual • Con el tiempo varían las características energéticas de la biomasa • Inversión inicial elevada • Costes anuales importantes • Es necesario un volumen de almacenamiento significativo • Biomasa con contenido en humedad alto, necesita tiempo para secarse 	<p style="text-align: center;">AMENAZAS</p> <ul style="list-style-type: none"> • Proceso de producción poco divulgado • En fases de mejora de la tecnología para abaratar el proceso • Lentitud de los permisos administrativos

7.4. Estimación de costos de inversión (CapEx)

Los costos de inversión se corresponden con el capital necesario para la construcción de la planta. A continuación se presenta una tabla donde se describen las distintas clases de estimación de costos y sus características.

Tabla 7.4. Características de la estimación de costos para las distintas clases.

Clase de estimación	Avance de ingeniería	Uso de la estimación	Precisión esperada
Clase 5	0% a 2%	-	Desde: -20 a -50% Hasta: 30 a 100%
Clase 4	1% a 15%	Estudio de factibilidad	Desde: -15 a -30% Hasta: 20 a 50%
Clase 3	10% a 40%	Autorización de presupuesto / Control de costos	Desde: -10 a -20% Hasta: 10 a 30%
Clase 2	30% a 75%	Oferta para licitación / Control detallado de costos	Desde: -5 a -15% Hasta: 5 a 20%
Clase 1	65% a 100%	Oferta para licitación / Compra de equipos y materiales	Desde: -3 a -10% Hasta: 3 a 15%

En el presente proyecto, para la estimación de los costos de inversión, se utilizará una clase de estimación tipo 4 y posteriormente se realizará un estudio de factibilidad.

Se define la Inversión Total (IT) como la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios. La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes: la Inversión Fija Total (IFT) y la Inversión en Capital de Trabajo (IW).

$$IT = IFT + IW$$

La IW 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. El monto de este capital varía dentro de límites muy amplios, dependiendo de la modalidad del mercado al cual va dirigida la producción, de las características del proceso y las condiciones establecidas por la procedencia y disponibilidades de las materias primas.

La 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 y se define como la suma entre la Inversión Fija (IF) y el valor del terreno.

$$\text{IFT} = \text{IF} + \text{terreno}$$

Dónde la IF se divide a su vez en componentes directos y componentes indirectos. Estos componentes se estiman por separado y su magnitud varía considerablemente según la naturaleza del proyecto.

7.4.1. Terreno

Se obtuvo de bibliografía el costo por hectárea correspondiente a la zona donde se localizara la planta, el cual se corresponde con un valor de US\$ 3.500 [7.3]. Teniendo en cuenta tanto el área requerida para el secado natural del bagazo (20.000 m² teniendo en cuenta los pasillos, lo que equivale a 2 ha), como el área necesaria para la construcción de la planta, se considera un terreno de 5 ha, con un costo del mismo de US\$ 17.500, incluidos los servicios.

7.4.2. Estimación de la Inversión Fija (IF)

Para la estimación de la IF se utiliza el método de Chilton (1949). Este es un método de estimación por factores, mediante el cual puede extrapolarse la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso (con instalación) y determinar una estimación de la inversión fija con un error de 10-15% del valor real.

El punto de partida en este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso, denominada IE. Mientras que otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados. Luego, la inversión fija puede estimarse por aplicación de factores experimentales a la inversión básica IE, según:

$$\text{IF} = \text{IE} \cdot (1 + \sum f_i) + \text{IE} \cdot (1 + \sum f_i) \cdot \sum f_{li}$$

Donde el primer término se corresponde con los componentes de la inversión directa y el segundo con los componentes de la inversión indirecta. Luego:

$$\text{IF} = \text{IE} \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{li})$$

Donde:

- 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.

7.4.2.1. Equipamiento

A continuación se detallan los costos correspondientes a los principales equipos de la planta. Se debe tener en cuenta además el costo de instalación de los mismos, el cual es función de la complejidad del equipo y del tipo de planta donde se lo instala, variando desde el 20 al 55% del valor de compra del equipo.

Para la corrección temporal de los costos de equipos de procesos, se utiliza el índice de costos correspondiente al año 2018 como valor actual [7.4]. Para unificar la moneda se utiliza el dólar, y se lo considera \$60,50; según Banco Nación para la fecha 21 octubre 2019.

Balanza para camiones

El costo de una balanza para camiones es **\$456.300** según un sitio de venta de equipos para el agro [7.3].

$$\text{Costo balanza para camiones} = \text{US\$ } 7.542$$

Lona para secado natural

De estudios realizados en Chile [7.27] se estimó el precio de la lona para cubrir el bagazo húmedo durante el secado natural, teniendo en cuenta la superficie necesaria en este caso.

$$\text{Costo lona} = \text{US\$ } 24.405$$

Silos de RAC y bagazo

Se utilizarán 2 silos para almacenar la materia prima, un silo para el bagazo seco cuya capacidad debe ser de 476,4 m³ y otro para el RAC de capacidad de 1.299,4 m³. Dado que no se encontró el precio de los silos para las capacidades necesarias, se estimó su costo a partir de los datos de otros silos de diferente tamaño [7.3], corrigiéndolos con un factor de capacidad de 0,67.

Tabla 7.5. Costo de los silos a diferentes capacidades.

Silo	Capacidad (tn)	Costo (US\$)
Silo 1 (RAC)	52	3.509,6
Silo 2 (Bagazo)	28,6	2.350,4

Costo total de silos = US\$ 5.860

Criba de discos

En el pretratamiento de la materia prima uno de los costos de inversión corresponde al equipo de limpieza del RAC mediante una criba de discos. Sin embargo, al no encontrar el costo de la misma, se lo estimó como el correspondiente a una criba vibratoria, la cual cumple con la capacidad necesaria. El costo de la misma fue de US\$ 38.042.

Se tuvo en cuenta un costo adicional del 30% al hallado, considerando la mayor complejidad del equipo seleccionado frente al utilizado para estimar el costo. [7.14]

Costo criba de discos = US\$ 49.455

Molino de cuchillas

El costo del molino de cuchillas se estimó en función de valores encontrados para un equipo de trituración [7.14]. Realizando la corrección temporal y la corrección por capacidad resultando se obtiene:

Costo molino de cuchillas = US\$ 27.725

Gasificadores

El costo de cada gasificador tipo downdraft para una capacidad de 287.44 kg/h de biomasa es de US\$ 89.015 [7.14].

Costo total gasificadores = US\$ 267.045

Aislante del gasificador

Cada plancha de aislante tiene un área de 0,6 m². Para cada gasificador se necesitan 20.26 m², lo que equivale a 34 planchas. Para un total de 3 gasificadores se obtiene de bibliografía [7.16] el costo del aislante:

Costo del aislante: US\$ 1.008

Filtro de mangas

El costo del filtro de mangas incluye los costos del ventilador, válvula manual de descarga, válvula automática de limpieza y cuadro eléctrico. [7.15]

Costo filtro de manga U\$S 25.332

Filtros de Carbón activado

Se estimó el valor de cada filtro como un filtro de gravedad, el cual cumple las dimensiones necesarias, resultando el costo para el año 2014 de U\$S 93.700 [7.6]. Con la corrección temporal el costo de ambos filtros resulta:

Costo de Filtros de carbón activado U\$S 195.927

Ciclón

El valor de un ciclón para una capacidad de 2,77 ft³/min en el año 2004 es de U\$S 6.400 [7.6]. Luego, el valor actualizado resulta:

Costo ciclón = US\$ 6.692

Torre Spray

El valor de la torre spray, se obtuvo sobreestimando la dimensión de la misma [7.14]. Se realizó la corrección por índice temporal resulta:

Costo torre Spray = US\$ 48.026

Torre de absorción

El costo de la torre de absorción de similares dimensiones a la utilizada, según la página de estimación de equipos Mc Graw Hill, para el 2018. [7.14]

Costo torre de absorción = US\$ 92.847

Torre de enfriamiento

El valor de la torre de enfriamiento de tiro inducido, para un caudal de agua de 19,22 m³/h es de US\$ 6.072 según [7.17].

Costo torre de enfriamiento = US\$ 6.072

Biofiltro

Se utiliza como ya se dijo un biofiltro, el cual tiene un costo de [7.15]:

$$\text{Costo biofiltro} = \text{US\$ } 12.038$$

Intercambiadores de calor

Los valores de los costos de intercambiadores de calor se muestran en la Tabla 7.6 de acuerdo a su capacidad. [7.6]

Tabla 7.6. Costos de intercambiadores.

Intercambiador	Área (m ²)	Costo en 2014 (U\$S)	Costo actual (U\$S)
Intercambiador 1	33,7	23.400	24.465
Intercambiador 2	95,7	51.600	53.948

$$\text{Costo total intercambiadores} = \text{US\$ } 21.751$$

Motosopladores de aire

Utilizando el estimador de precios de la firma de ingeniería estadounidense Matches [7.6], se determinó que el valor de cada motosoplador para la capacidad de 194.5 m³/h es de US\$ 1.000 para el año 2014, teniendo en cuenta la actualización temporal y que cada gasificador cuenta con un motosoplador el costo resulta:

$$\text{Costos de motosopladores} = \text{US\$ } 3.136$$

Motosoplador del ciclón

Utilizando el estimador de precios de la firma de ingeniería estadounidense Matches [7.6], se determinó que el valor del motosoplador para la capacidad de 4.710 m³/hr es de US\$ 3800 para el año 2014, teniendo en cuenta la actualización temporal el costo resulta:

$$\text{Costo motosoplador} = \text{US\$ } 3.973$$

Bombas

El precio individual de las bombas que se utilizan tiene un costo según tienda Grundfos de US\$ 2.058 [7.7]

$$\text{Costo total bombas} = \text{US\$ } 6.174$$

Motor generador

El valor del motor utilizado para la generación de energía eléctrica resultó [7.16]

Costo motor generador = US\$ 238.128

Tanque de abastecimiento de agua

Según el mercado nacional, el costo de un tanque vertical de 5 m³ es de \$109.569 [7.8].

Costo del tanque de abastecimiento de agua = US\$ 1.811

Tolvas

Considerando 3 tolvas con fondo atornillados, para la capacidad necesaria de 1.11 m³, el costo de cada una es de US\$ 11.000 . [7.6]

Costo total tolvas = US\$ 33.000

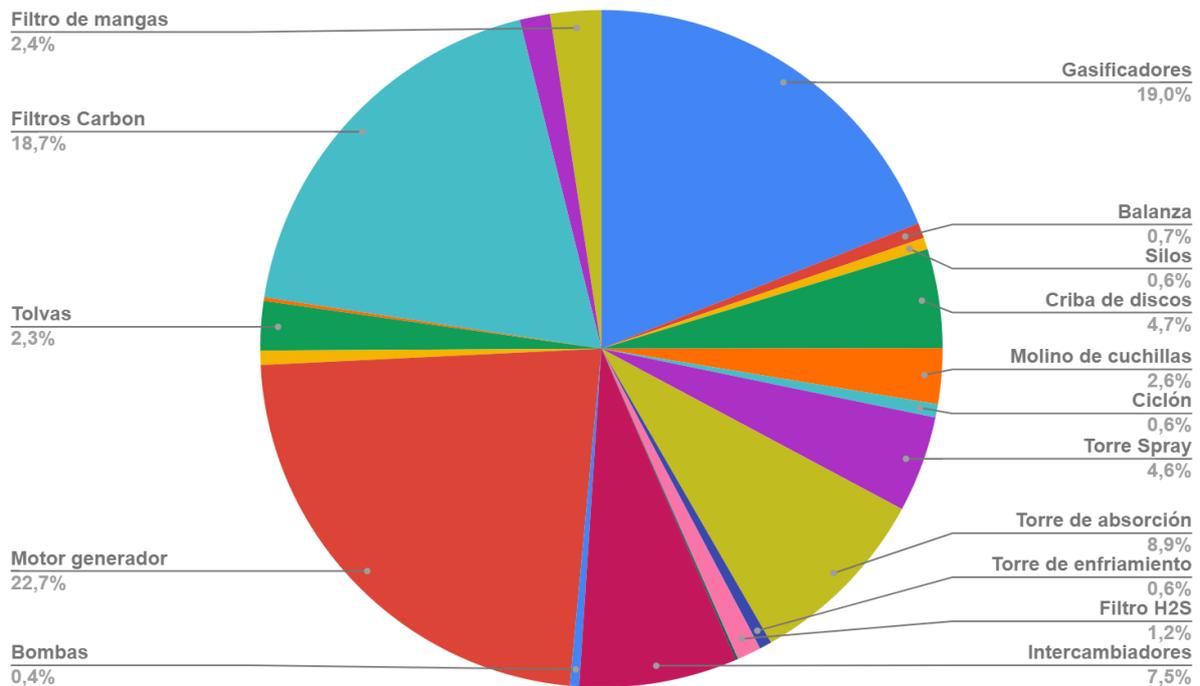


Figura 7.2. Distribución de la inversión en equipos.

Inversión en equipos e instalación

Finalmente para obtener la inversión en equipos, se suman los precios de los principales equipos del proceso. En cuanto a la instalación, se considera a la ingeniería como compleja, es decir, al costo de cada equipo se le adiciona un 37,5% correspondiente a una instalación compleja. Mientras que para tener en cuenta el costo de transporte, se adiciona un 25% del valor del equipo.

$$IE = \text{US\$ } 1.700.939,4$$

7.4.2.2. Factores de la inversión directa e indirecta

Los factores de Inversión Directa (f_i) son: tuberías de proceso, instrumentación, edificios de fabricación, plantas de servicios y conexiones entre unidades. Los mismos se obtienen a partir de los valores dados por la Tabla 7.7.

Tabla 7.7. Factores para estimar la inversión directa por el método de Chilton (1949).

Valor del equipo instalado de proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
Tuberías de proceso	f1
Proceso de sólidos	0,07 - 0,10
Proceso mixto	0,10 - 0,30
Proceso de fluidos	0,30 - 0,60
Instrumentación	f2
Control poco automatizado	0,02 - 0,05
Control parcialmente automatizado	0,05 - 0,10
Control complejo, centralizado	0,10 - 0,15
Edificios de fabricación	f3
Construcción abierta	0,05 - 0,20
Construcción semiabierta	0,20 - 0,60
Construcción cerrada	0,60 - 1,00
Plantas de servicios	f4
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
Conexiones entre unidades	f5
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 (ID)	ID = IE.(1 + Σfi)
-------------------------------	--------------------------

Tuberías de proceso

Para la estimación de este factor se tiene en cuenta tanto el transporte de sólidos como el de fluidos (líquidos y gases), por lo que se selecciona el factor correspondiente a un proceso mixto. Como hasta el momento no se ha incluido un valor para el transporte de los mismos, se toma el valor más alto del rango.

$$f1 = 0,3$$

Instrumentación

Debido a que se requieren operar diferentes lazos de control automático de diferentes variables como temperatura, presión, caudal o nivel, se opta por un tipo de control complejo y centralizado, y se toma un valor intermedio del rango.

$$f2 = 0,125$$

Edificios de fabricación

En este factor se incluyen 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) de la planta. Debido a que estos requieren una construcción cerrada, aunque por otro lado el secado de materia prima se realiza al aire libre por ejemplo, se opta por una construcción semiabierta.

$$f3 = 0,4$$

Plantas de servicios

Los servicios se estima que serán provistos por las empresas proveedoras de los mismos en la zona donde se instalará la planta.

$$f4 = 0$$

Conexiones entre unidades

Se considera que las unidades del proceso están separadas ya que, por cuestiones de seguridad y de tamaño, es conveniente separar las diferentes subplantas.

$$f5 = 0,1$$

La suma de los factores de inversión directa resulta:

$$\Sigma f_i = 0,925$$

Luego, a partir de dicho valor se obtiene el valor de la inversión directa:

$$ID = IE.(1 + \Sigma f_i) = \text{US\$ } 3.274.308,3$$

Por otro lado, los factores de inversión indirecta (f_{li}) son: ingeniería y construcción, factores de tamaño y contingencias. Los mismos se obtienen a partir de los valores dados por la Tabla 7.8.

Tabla 7.8. Factores para estimar la inversión indirecta por el método de Chilton (1949).

Factores experimentales como fracción de la ID	
Ingeniería y construcción Ingeniería inmediata Ingeniería compleja	f11 0,20 - 0,35 0,35 - 0,50
Factores de tamaño Unidad comercial grande Unidad comercial pequeña Unidad experimental	f12 0,00 - 0,05 0,05 - 0,15 0,15 - 0,35
Contingencias De la compañía Variaciones imprevistas Procesos exploratorios	f13 0,10 - 0,20 0,20 - 0,30 0,30 - 0,50
Factor de inversión indirecta	f1 = $\Sigma f_{li} + 1$
Inversión fija (IF)	IF = ID.f1

Ingeniería y construcción

Estos gastos corresponden tanto al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante su construcción, como también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos, etc. Se toma el valor mínimo para el rango correspondiente a una ingeniería compleja.

$$f_{11} = 0,35$$

Factores de tamaño

Teniendo en cuenta el tamaño de los equipos y la producción, se considera a la planta como una unidad comercial pequeña. Se toma el valor intermedio del rango.

$$f_{I2} = 0,1$$

Contingencias

Se considera el valor intermedio del rango correspondiente a variaciones imprevistas, que puedan ocurrir en la operación.

$$f_{I3} = 0,25$$

La suma de los factores de inversión indirecta resulta:

$$\Sigma f_{Ii} = 0,7$$

Luego, a partir de la inversión directa y el factor de inversión indirecta se obtiene la inversión fija:

$$IF = ID \cdot (\Sigma f_{Ii} + 1) = \text{US\$ } 5.566.324$$

Finalmente, la inversión fija total resulta:

$$IFT = IF + \text{terreno} = \text{US\$ } 5.583.824$$

7.4.3. Estimación de la inversión en capital de trabajo e inversión total

Existen variados métodos para la estimación del capital de trabajo. Entre ellos, se sugiere tomarlo como el 10-20% de la inversión fija total. En general, el 10% es una estimación aproximada para industrias químicas y alimenticias, que puede tenerse en cuenta en ausencia de otros datos. Por lo tanto, en este caso se estima finalmente como el 10% de la inversión fija total.

$$IW = 0,1 \cdot IFT = \text{US\$ } 558.382,4$$

Luego, la inversión total, definida como la suma entre la inversión fija total y la inversión en capital de trabajo resulta:

$$IT = IFT + IW = \text{US\$ } 6.142.206,5$$

7.5. Estimación de costos de operación (OpEx)

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación o una pieza de un equipo en producción.

Estos costos, para un determinado período de tiempo, se dividen en dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción, y los costos fijos, que son independientes de la producción.

7.5.1. Costos variables

Materias primas

Como se mencionó en el capítulo 1, sección 1.6.3, el costo de la materia prima se considera nulo.

$$\text{Costo de materia prima} = 0 \text{ US\$/año}$$

Envases

En este caso no se considera un costo de envase ya que la energía eléctrica producida se inyecta directo a la red.

$$\text{Costo de envase} = 0 \text{ US\$/año}$$

Mano de obra

Para estimar la cantidad de operarios para mano de obra se utiliza el método de Henry Wessel que relaciona las etapas identificables en el proceso y la producción. Se considera una etapa, y se utiliza el gráfico de la Figura 7.3 para determinar las horas-hombre por día y etapa.

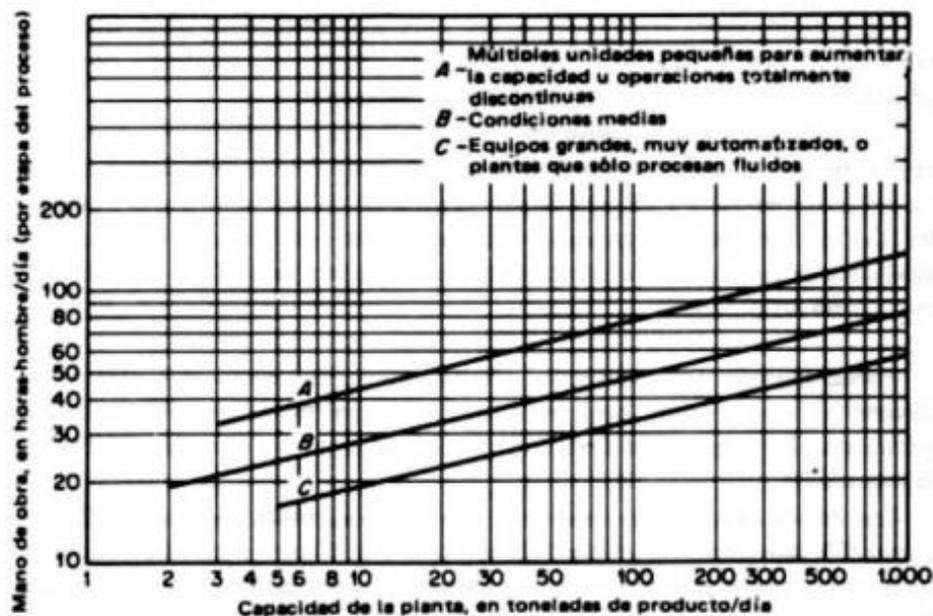


Figura 7.3. Requerimientos de mano de obra en función del proceso y la capacidad de la planta.

Para dicha estimación se toma como capacidad de la planta el flujo de syngas generado que ingresa al motor, lo que se corresponde con 30 tn/día. De esta manera, utilizando la línea C correspondiente a procesos continuos automatizados, se determina un valor de 24 horas-hombre por día. Este valor corresponde a una jornada laboral de 8 horas. Se considera además 1 operario adicional por turno y, de manera de cubrir un franco semanal para cada operario se consideran dos jornadas adicionales de 8 horas cada día.

Finalmente, se concluye que se necesita el equivalente a 14 operarios al día, es decir, 112 horas-hombre por día. Considerando un precio de la hora-hombre de \$162³⁷, más el equivalente a un 35% correspondiente a las cargas sociales, y teniendo en cuenta que la planta opera 360 días al año, el costo de mano de obra resulta:

$$\text{Costo de mano de obra} = 145.751,8 \text{ US\$/año}$$

Supervisión

Comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La cantidad de trabajo de este tipo está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. En este caso, se considera que la planta requiere una baja supervisión, por lo que se estima como un 10% de la mano de obra directa.

³⁷Escala salarial Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQuP) correspondiente a Julio de 2019. <https://federacionquimica.org.ar>

Costo de supervisión = 14.575,2 US\$/año

Servicios

Debido a que la electricidad consumida será producida a través de cogeneración mediante el empleo del motor de combustión interna, el costo de dicho servicio se considera nulo.

En el caso del agua, se tiene en cuenta el agua de reposición que se utiliza en la torre de enfriamiento, que se corresponde con un caudal de 295 kg/h. Se toma para la estimación el costo del agua en la provincia de Buenos Aires según [7.10], cuyo valor es de 11,1 \$/m³. Luego, el costo de la misma resulta igual a 468 US\$/año.

Cabe destacar que no se tiene en cuenta el costo del agua de servicio que se utiliza en los intercambiadores para la obtención de agua a 80°C, ya que la misma se utilizará como producto de venta, siendo el costo neto nulo.

Costo de servicios = 468 US\$/año

Mantenimiento

Incluye los costos de materiales, mano de obra y supervisión, empleados en rutinas o reparaciones incidentales, y la revisión de equipos y el establecimiento. Se estima como un 2% de la inversión fija.

Costo de mantenimiento = 111.326,5 US\$/año

Suministros

Incluye los materiales usados por la planta, excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen en este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. Se estima como un 0,5% de la inversión fija.

Costo de suministros = 27.831,6 US\$/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. Debido a que no se necesita un control de calidad

para el producto, se estima como un 2% de la mano de obra directa, incluyendo las cargas sociales.

Costo de laboratorio = 2.915 US\$/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 US\$/año

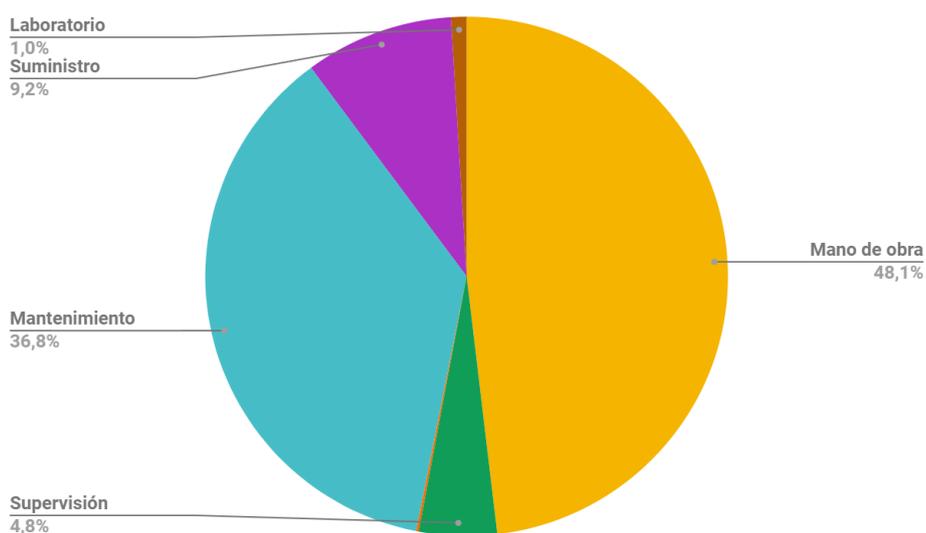


Figura 7.4. Distribución de los costos variables.

Costos variables totales = 302.867,7 US\$/año

Si se divide por la producción de 5.270,6 MW/año de energía eléctrica:

Costos variables unitarios = 57,5 US\$/MW

7.5.2. Costos fijos

Depreciación

La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad, lo que se define como depreciación. Entre los diversos métodos para estimarla, en este caso

se opta por el método de línea recta, el cual resulta el más simple de aplicar y el más ampliamente utilizado. En este método, la depreciación anual se toma como constante. Considerando un valor residual (L) correspondiente al 10% de la inversión fija y una vida útil del proyecto de 10 años:

$$D = 0,1.(IF - L)$$

Costo de depreciación = 500.969,2 US\$/año

Impuestos

Estos costos corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Las plantas situadas en regiones menos pobladas pagan menos impuestos que las situadas en ciudades, por lo tanto, se estiman los impuestos como el 1% de la inversión fija.

Costo de impuestos = 55.663,2 US\$/año

Seguros

Normalmente se incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (perdidas parciales, totales), jornales caídos, entre otros. Se estima como un 0,5% de la inversión fija.

Costo de seguros = 27.831,6 US\$/año

Financiación

Como el proyecto se financia con capital propio, el costo de financiación es nulo.

Costo de financiación = 0 US\$/año

Ventas y distribución

Incluye salarios y gastos generales de oficinas de ventas, gastos de transporte, servicios técnicos de venta, etc. Se lo estima como el 1% de las ventas anuales al 100% de producción. El cálculo de las ventas anuales se detalla en la sección 7.6.1.

Costo de ventas y distribución = 9.772,1 US\$/año

Dirección y administración

Incluye los costos de todos los servicios adyacentes a la planta de producción pero que no están en relación directa con ella, como por ejemplo, los salarios y gastos generales

de la administración de la empresa, gastos de insumos y servicios, etc. Contempla además los gastos de dirección de la empresa. Se estima como un 30% de la mano de obra.

Costo de dirección y administración = 43.725,6 US\$/año

Investigación y desarrollo

Incluyen salarios y jornales de todo el 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. En este proyecto no se tiene en cuenta un costo de investigación y desarrollo.

Costo de investigación y desarrollo = 0 US\$/año

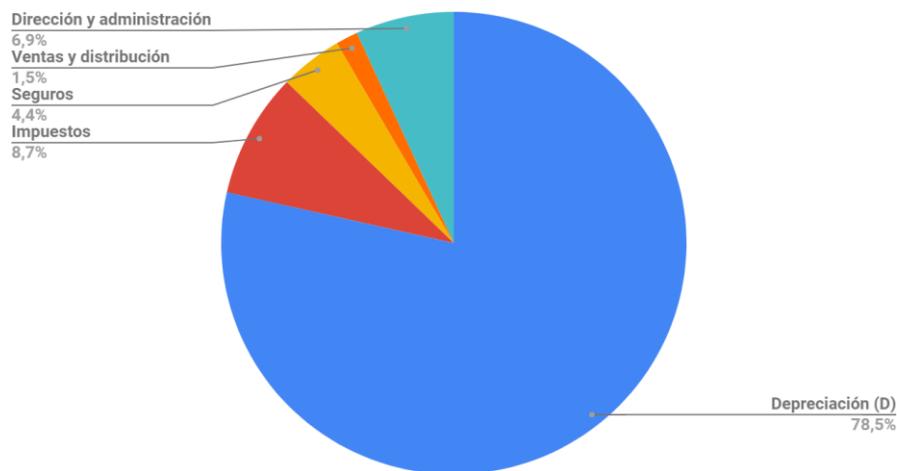


Figura 7.5. Distribución de los costos fijos.

Costos fijos totales = 637.961,7 US\$/año

Si se divide por la producción de 5.270,6 MW/año de energía eléctrica:

Costos fijos unitarios = 121 US\$/MW

7.5.3. Costos totales

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables. A continuación en la Figura 7.6 se muestra la distribución de los costos fijos y los costos variables a modo de comparación.

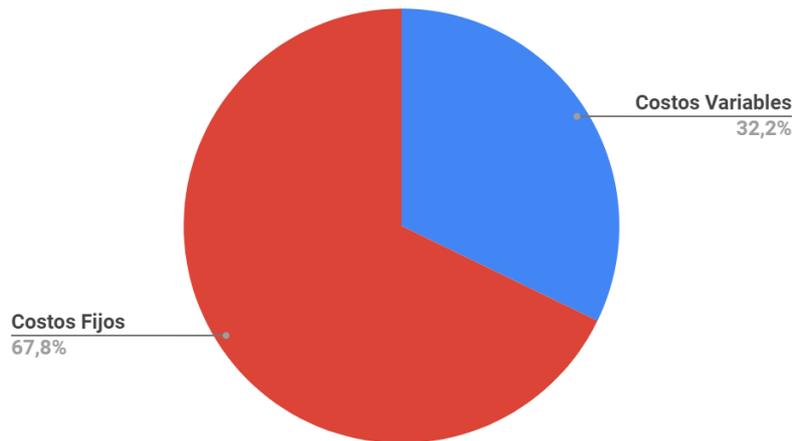


Figura 7.6. Comparación de los costos fijos y los costos variables.

Costos totales = 940.829,4 US\$/año

Si se divide por la producción de 6.725,8 MW/año de energía eléctrica:

Costos totales unitarios = 178,5 US\$/MW

7.6. Rentabilidad

7.6.1. Ingresos por ventas

En primer lugar se debe analizar el precio de venta de los productos generados, de modo de poder cuantificar los ingresos por ventas.

En el caso de la energía eléctrica, se tuvieron en cuenta los precios adjudicados por el Programa RenovAr³⁸ para la generación a partir de biomasa, siendo el precio promedio ponderado de 116,5 US\$/MW para los proyectos existentes en toda la Argentina, mientras que el precio adjudicado a un proyecto en la provincia de Tucumán (2 MW) es de 145,86 US\$/MW [7.11]. Finalmente, al ser análogo al presente proyecto, como precio de venta de la energía eléctrica generada se consideró el precio adjudicado al proyecto vigente en la provincia de Tucumán.

³⁸ Programa de abastecimiento de energía eléctrica a partir de fuentes renovables.

Por otra parte, para obtener el precio del agua de calefacción (agua a 80°C) se hizo el cálculo mediante el uso de una página web³⁹, en donde se tiene en cuenta tanto el costo del agua (11,1 \$/m³) como el costo de la energía eléctrica (4 \$/kWh) [7.12]. Se obtiene que el costo de calentamiento de 15 a 80°C es de 302,25 \$/m³, lo que equivale a 5 US\$/m³.

Finalmente, siendo la potencia extra generada de 428,2 kW y el caudal de agua de calefacción de 10,14 m³/h, teniendo en cuenta que la planta opera las 24 horas diarias durante 360 días al año, se obtiene que el ingreso por ventas es de 977.210,7 US\$/año.

Tabla 7.9. Ingreso por ventas según capacidad de producción.

Capacidad	Ingreso por ventas (US\$/año)
70%	684.047,5
80%	781.768,5
90%	879.489,6
100%	977.210,7

7.6.2. Cuadro de fuentes y usos de fondos

Si bien el Flujo de Caja (FC) o el Beneficio Neto (BN) no son una medida de la rentabilidad del proyecto, se utilizan para el análisis de la misma. La evaluación se facilita mediante la integración de los datos en un cuadro de fuentes y usos de fondos, en donde se muestra el origen o fuente de los fondos y su destino final. Se considera que tanto el activo fijo como el activo de trabajo son afrontados en su totalidad con capital propio.

Se considera la siguiente evolución anual de la capacidad de producción en la duración de 10 años del proyecto: 70% en el primer año, 80% en el segundo, 90% en el tercero y finalmente a partir del cuarto año un 100% de la capacidad de producción. Se tuvo en cuenta además una tasa impositiva del 35%.

Beneficios por Generación Distribuida de Energías Renovables

Se define como Generación Distribuida (GD) al uso de fuentes renovables, como el sol, el viento, el agua en cauces de río, la biomasa, y otros, para generar energía eléctrica

³⁹ Fuente: <https://www.calculartodo.com/dinero/coste-agua-caliente.php>

destinada al autoconsumo, y a su vez inyectar el excedente de energía a la red de distribución.

Con el objetivo de fomentar el régimen de Generación Distribuida de Energías Renovables, la ley nacional N° 27.424 establece beneficios promocionales para los usuarios. Uno de ellos es un Certificado de Crédito Fiscal (CCF), el cual se otorga en forma de bono electrónico a favor del usuario y se verá reflejado en su cuenta de AFIP, pudiendo ser utilizado para el pago de impuestos nacionales como el impuesto a las ganancias y el impuesto al valor agregado (IVA), entre otros, en el momento que lo desee, durante los 5 años posteriores a la obtención. El monto de dicho certificado es de \$30.000 por kW instalado, hasta un máximo de \$2.000.000 por instalación. **[7.11]**

Luego, siendo la potencia instalada de 610 kW el monto equivaldría a \$18.300.000, por lo que finalmente se contaría con un beneficio de \$2.000.000. En consecuencia, dicho monto se tuvo en cuenta a partir del primer año de producción de la planta para el pago de impuestos, de manera tal de anularlos año a año hasta llegar a la suma del beneficio.

Tabla 7.10. Cuadro de fuentes y usos de fondos.

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Fuentes											
Capital propio (IT)	6.142.206										
Financiado	0										
Ventas	0	684.047	781.769	879.490	977.211	977.211	977.211	977.211	977.211	977.211	977.211
Total (a)	6.142.206	684.047	781.769	879.490	977.211	977.211	977.211	977.211	977.211	977.211	977.211
Usos											
Activo fijo (IFT)	5.583.824										
Activo de trabajo (IW)	558.382										
Costos producción	0	786.788	808.048	829.309	850.570	850.570	850.570	850.570	850.570	850.570	850.570
Total (b)	6.142.206	786.788	808.048	829.309	850.570	850.570	850.570	850.570	850.570	850.570	850.570
BNAI = (a) - (b)	0	-102.740	-26.280	50.180	126.641	126.641	126.641	126.641	126.641	126.641	126.641
Depreciación	0	500.969	500.969	500.969	500.969	500.969	500.969	500.969	500.969	500.969	500.969
BN	0	33.723	-17.082	32.617	82.316	82.316	82.316	82.316	82.316	82.316	82.316
FLUJO DE CAJA	0	467.246	483.887	533.586	583.286	583.286	583.286	583.286	583.286	583.286	583.286

7.6.3. Análisis de rentabilidad

Existen y se utilizan diversos métodos que permiten evaluar la rentabilidad de un proyecto. Los criterios para la evaluación de la misma pueden clasificarse según tengan en cuenta, o no, al valor temporal del dinero. A los primeros se los conoce como dinámicos, mientras que a los segundos como estáticos.

A continuación se definen y calculan distintos factores económicos para luego realizar el análisis de rentabilidad.

Tasa de retorno sobre la inversión original (i_{IO})

Se calcula como el beneficio neto anual (considerado como el valor del Beneficio Neto Promedio), dividido la inversión total inicial, dando como resultado el porcentaje de la tasa de retorno.

$$BNp = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n BNj$$

Siendo n el número de años de vida útil del proyecto.

$$i_{IO} = \frac{BNp}{I_T} = 0,91 \%$$

El valor temporal del dinero no se considera ya que se utiliza el beneficio neto promedio, no su secuencia en el tiempo.

Tasa de retorno sobre la inversión promedio (i_P)

Debido a la depreciación de los equipos durante su vida útil, a menudo es conveniente referir la tasa de retorno sobre la inversión promedio estimada durante la vida útil del proyecto. Su cálculo se basa en considerar la depreciación de los equipos durante su vida útil.

$$I_P = \frac{1}{n} \sum_{k=0}^n VL_k$$

Siendo I_P la inversión promedio y VL_k el valor de libros en el año k .

$$i_P = \frac{BNp}{I_P + I_W} = 1,67 \%$$

Tanto este método como el anterior dan valores puntuales que son aplicables a un año en particular o para algún año promedio elegido. No tienen en cuenta la inflación ni el valor temporal del dinero.

Valor presente (VP)

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Supone igualdad de oportunidades para la re-inversión de los flujos de caja a una tasa de interés pre-asignada. El valor presente es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos de caja anuales de fondos y la inversión inicial total.

$$VP = -I_r + \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j}$$

$$VP = -3.708.378US\$$$

Donde i representa la tasa de interés, la cual se toma como la tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA), a la cual se le da un valor de 0,2.

Tasa interna de retorno (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero. Esta tasa es equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión.

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+TIR)^j} - IT = 0$$

$$TIR = 1,38 \%$$

Tiempo de repago (n_R)

Representa el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto.

En este caso, como los flujos de caja varían de un año a otro, el tiempo de repago se determina de manera gráfica.

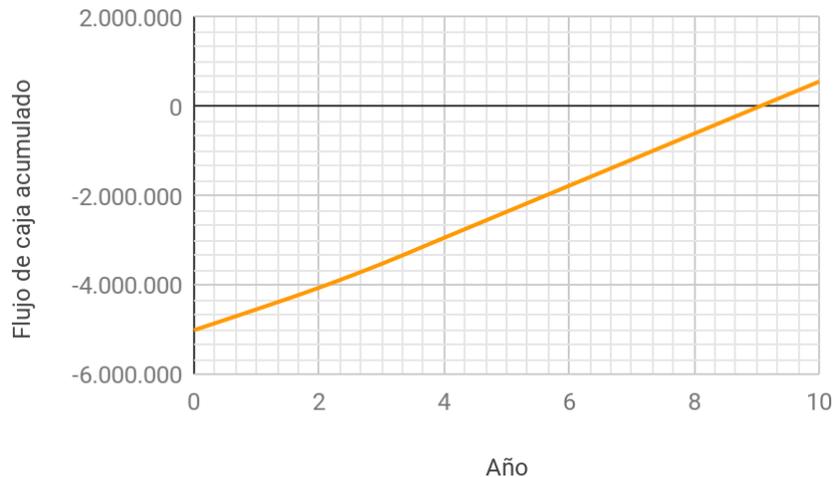


Figura 7.7. Tiempo de repago.

Al partir de la inversión fija depreciable (IF_d), el tiempo de repago se determina cuando la curva corta el eje de abscisas. Luego, se concluye que n_R es igual a 9 años aproximadamente.

Si bien analizando individualmente los factores mencionados se puede determinar que un proyecto no es rentable, la inversa no se cumple. Por ejemplo, en el caso que el valor presente de negativo el proyecto se rechaza, mientras que si da positivo se debe continuar con el análisis. Una manera de analizar la rentabilidad es utilizar una combinación de dos métodos: uno estático y uno dinámico. Generalmente la combinación más utilizada es el tiempo de repago (n_R) junto con el valor presente (VP) o la tasa interna de retorno (TIR). En el caso de que haya inversiones posteriores al inicio del proyecto se utiliza la primera combinación.

Luego, para el presente proyecto se obtuvo un valor de VP negativo, lo que nos indica que el proyecto no es rentable y será rechazado, por lo que no hace falta continuar con el análisis.

7.6.4. Propuestas para mejorar la rentabilidad del proyecto

Se analizan las variables que afectan la economía del proyecto, y se plantean alternativas de mejora en la rentabilidad.

Se plantea la posibilidad de aumentar el beneficio obtenido aumentando los ingresos por ventas y/o disminuyendo los costos totales. Un aumento del ingreso puede darse por dos motivos: un aumento de la cantidad de producción y/o un aumento del precio de venta. En el caso de los costos totales, teniendo en cuenta que los más representativos son la

mano de obra y mantenimiento y los costos por depreciación, para la disminución de los mismos se puede plantear como alternativa la utilización de equipos más económicos, disminuyendo la inversión fija. Las opciones más viables a priori son aumentar la capacidad de producción y el aprovechamiento de subproductos.

- Aumento de producción: En el presente proyecto se propuso la utilización de reactores de lecho fijo Downdraft con doble garganta, sin embargo, los mismos no son adecuados para producciones a gran escala. Como se mencionó en el Capítulo 3, el reactor elegido presenta inconvenientes al trabajar con caudales mayores a 350 kg/h, por lo tanto, un aumento de producción vendría aparejado con un aumento del número de reactores, o bien, preferentemente, con un cambio del tipo de reactor por uno de lecho fluidizado (burbujeante o circulante). Si bien con estos últimos se obtiene un gas con mayor contenido de alquitranes, los costos en la mejora del proceso de limpieza y los costos adjudicados a equipos de mayor capacidad se compensan con un mayor ingreso por ventas.
- Aprovechamiento de subproductos: Entre los subproductos aprovechables se encuentra el CO₂. Una de las alternativas que se propone es la captación del mismo antes de ingresar el syngas al motor, de manera de aumentar además el poder calorífico del gas. Sin embargo, se debe tener en cuenta que esto conlleva una ampliación de la planta, lo que requiere un análisis más detallado para determinar si es factible extraerlo del proceso y acondicionarlo para su posterior venta como producto.

7.7. Cronograma

Los cronogramas son 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, 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.

Tabla 7.11. Cronograma de ejecución del proyecto.

Actividad	Meses															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Ingeniería básica	■	■	■													
Ingeniería de detalle			■	■	■											
Adquisición del terreno	■															
Acondicionamiento del terreno		■	■													
Construcción obra civil		■	■	■	■											
Compra de equipos					■	■										
Recepción de equipos						■	■									
Instalación de equipos e interconexiones							■	■								
Instalación de servicios industriales								■	■							
Compra de mobiliarios									■	■						
Instalación de mobiliarios										■	■					
Recepción de materia prima											■	■				
Capacitación de personal												■	■	■		
Puesta en marcha														■	■	
Inicio de producción																■

7.8. Bibliografía

[7.1] Ingeniería básica de una planta de gasificación de lodo seco de EDAR. Pág 69.

[7.2] Rivera Cueva, Helena. (2016). Estudio de viabilidad técnica y económica de una planta de gasificación de biomasa para obtener gas de síntesis. Grado en Ingeniería de la energía. Universidad de León. España. Pág 110

[7.3] Agroads. (2005-2019) <https://www.agroads.com.ar>

[7.4] Report- Inventory Index Factors. January 2018

[7.5] Alibaba (1999-2019) <https://spanish.alibaba.com>

[7.6] Matche (2014) <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>

- [7.7] Grundfos, Lista de precios (2019). Argentina
- [7.8] Sodimac (2019) <https://www.sodimac.com.ar>
- [7.10] Aguas Bonaerenses S.A.. Argentina. <https://www.aguasbonaerenses.com.ar/>
- [7.11] Argentina. <https://www.argentina.gob.ar/energia>
- [7.12] Edet S.A. Argentina. <https://www.edetsa.com/edet>
- [7.13] Labbé Rodrigo, Carey Patricio , Trincado Guillermo, Thiers Oscar. (2018) Secado natural de biomasa forestal: efecto de la altura y cobertura del apilado en la provincia de Valdivia, Chile.Chile.
- [7.14] Mc Graw Hill. Equipment Cost. Sitio web: <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>
- [7.15] Emison. Sitio web: <https://www.emison.com>
- [7.16]Sullair Argentina. Sitio web:
<https://www.sullairargentina.com/equipos/grupos-electrogenos/diesel/333/sullair-c1100-d5>
- [7.17] Refrigeración Zelsio. Sitio web: <http://www.refrigeracionzelsio.es/104-torres-de-refrigeracion>
- [7.18] El universo del gas. Argentina. Sitio web:
https://udg.mercadoshops.com.ar/MLA-631269831-papel-aislante-fibra-ceramica-no-es-carton-calor-hasta-1200-_JM?quantity=1

Capítulo 8: Seguridad, Higiene y Saneamiento ambiental

8.1. Resumen ejecutivo

El objetivo de este capítulo es identificar qué aspectos y/o situaciones pueden ser focos de accidentes o enfermedades, o generar situaciones de riesgo para el trabajador, el medio ambiente o la población, a la hora de poner en funcionamiento la planta.

Se analizan temáticas tales como ruido, iluminación carga térmica, riesgo químico, riesgo mecánico y eléctrico, riesgo de incendio, contaminación, corrección del ambiente por ventilación y tratamiento de efluentes. Se proponen soluciones que sean factibles de poner en práctica para poder evitar o disminuir el riesgo, y a su vez representen de manera real el abordaje de las diversas temáticas.

Según el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, la seguridad en el trabajo se describe como el conjunto de técnicas y procedimientos que tienen por objeto eliminar o disminuir el riesgo de que se produzcan los accidentes de trabajo, mientras que la higiene industrial se define como el conjunto de procedimientos destinados a controlar los factores ambientales y las tensiones laborales que pueden afectar la salud en el ámbito de trabajo y provocar las enfermedades profesionales. Se entiende por salud al completo bienestar físico, mental y social.

Existen múltiples aspectos a tener en cuenta para el desarrollo e implementación de normas de seguridad en plantas de generación de energía eléctrica a partir de gas de síntesis, enfocadas a la operación diaria, que pueden sintetizarse en los siguientes tópicos:

➤ Tipos de riesgo: toxicidad y grado de inflamabilidad de gases. Existe peligro para la vida y salud al trabajar con gases tales como monóxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno, entre otros

➤ Situaciones peligrosas: fugas de gases, atmósferas peligrosas y explosivas, riesgos mecánicos, eléctricos, de ruido y calor, de conducta inadecuada y de eventos naturales.

➤ Cadena de seguridad: análisis y evaluación de riesgo, medidas técnicas de seguridad, materiales, tuberías de gas, automatización y control de instalaciones eléctricas.

➤ Medidas organizacionales de seguridad: proyecto de combate de incendios y señalización.

➤ Protecciones individuales de seguridad: protección de manos y pies, facial, ocular, auricular, corporal y respiratoria. Uniformes para operación, equipos auxiliares, equipos de ventilación, extracción y equipos de protección colectiva.

➤ Medidas de seguridad operacional: documentos obligatorios, rutina operacional y manejo de sustratos.

8.2. Distribución de los diferentes sectores de la planta

Se divide la totalidad de la planta en diferentes sectores, tal como se indica a continuación:

- Sala de operación
- Sector exterior: circulación de camiones, almacenamiento de materia prima y secado natural del bagazo
- Sala del motor generador
- Sector cubierto: comedor, baños, vestuarios, oficinas
- Laboratorio

8.3. Organización y contenido del trabajo

En la planta estarán presentes un total de 4 operarios por cada turno de 8 horas, por lo que se propone en un principio que los mismos estén dispersos en 4 sectores distintos de la sala de operación. En el caso del sector exterior, solo se necesitará la presencia de operarios 1 día a la semana, cuando se recibe la materia prima, por lo que dicho día dos operarios se encontrarán en el exterior mientras que los otros dos se encargarán de los distintos sectores de la sala de operación.

En las secciones siguientes se analizarán los distintos riesgos a los que se exponen los operarios y se definirá si es necesaria la rotación de los mismos, o la toma de descansos.

8.4. Medio ambiente del trabajo

En el medio ambiente del trabajo el operario se expone a factores físicos, químicos, biológicos y ergonómicos. En este caso, se analizará la influencia de factores físicos y químicos tales como el ruido, la iluminación, la carga térmica y el riesgo químico.

8.4.1. Ruido

El sonido, es una sensación audible producida por una perturbación física en un medio (el aire por ejemplo) y la acústica es la ciencia del sonido incluyendo su producción, propagación y recepción. A todo sonido desagradable se lo denomina ruido, en donde se combinan los aspectos físicos del fenómeno con apreciaciones personales al juzgar a un ruido como muy intenso, inoportuno al llevar información no deseada, impedir la comunicación, causar enfermedades, ocasionar en las personas trastornos físicos o emocionales de índole muy diversa y compleja.

En el plano ocupacional, el ruido puede causar molestia o disminuir la concentración y la eficiencia en el trabajo, interferir con las señales de alarma aumentando los riesgos de accidentes, u ocasionar un daño temporal o permanente a la audición. El daño temporario suele asociarse a accidentes laborales, que provocan un trauma agudo en el oído, que puede recuperarse con el tiempo según la magnitud de la lesión, mientras que el daño permanente se va adquiriendo a través de los años de exposición a ruido ocupacional, y constituye una de las enfermedades profesionales más frecuentes en el trabajo denominada hipoacusia perceptiva inducida por ruido.

Otro factor a tener en cuenta para disminuir los daños es el tiempo de exposición, cuanto más prolongado sea el ruido en numerosos ambientes industriales, este puede ocasionar un daño a la audición, el cual es irreversible.

La hipoacusia es una disminución de la capacidad auditiva que afecta al oído y existen diferentes tipos y grados de pérdida auditiva. Los grados de hipoacusia hacen referencia al nivel de pérdida que se presenta, el cual se mide en decibelios (dB). Esta medida representa el nivel de sonido mínimo a los que puede oír una persona. Se considera audición normal al nivel de audición que se sitúa dentro del umbral de entre 0 y 20 dB,

mientras que a partir de los 20 dB se considera como hipoacusia, catalogándose de la siguiente manera:

- *Hipoacusia leve*: incluye pérdidas auditivas de entre 20 y 40 dB. Quienes la padecen presentan dificultades para oír sonidos lejanos o suaves, susurros, o entablar conversaciones en ambientes ruidosos.
- *Hipoacusia moderada*: se refiere a una pérdida auditiva de entre 40 y 70 dB. A estos niveles puede representar un obstáculo para mantener conversaciones normales, incluso en ambientes tranquilos.
- *Hipoacusia severa*: pérdida auditiva que oscila entre los 70 y 90 dB. Sólo se perciben voces fuertes emitidas a distancias cercanas. A partir de este nivel de hipoacusia, y en adelante, se puede denominar a la patología como sordera.
- *Hipoacusia profunda*: la pérdida de audición supera los 90 dB. Únicamente se pueden llegar a escuchar ruidos ambientales muy fuertes, y la pérdida de escucha de la palabra hablada es total.
- *Anacusia*: es la pérdida total de la audición. **[8.1]**

En la Tabla 8.1 se muestran los valores máximos permisibles dados por el Decreto N° 351/79 (Anexo V) de la Ley 19.587 vigente actualmente en Argentina. Se considera como valor máximo permisible sin protección durante jornadas laborales de 8 horas diarias un nivel sonoro de 85 dB, denominado *Valor Límite Umbral*.

Tabla 8.1. Valores máximos admisibles para el ruido.

Duración por día (hs)	Nivel de presión acústica (dBA)
24	80
16	82
8	85
4	88
2	91
1	94

Estos valores son de aplicación a la duración total de la exposición por día de trabajo, con independencia de si se trata de una exposición continua o de varias exposiciones de corta duración.

En el Artículo 87 del Decreto N° 351/79 se considera que cuando el nivel sonoro continuo equivalente (Leq) supere en el ámbito de trabajo los valores establecidos por la Tabla 8.1, este debe reducirse adoptando las correcciones que se enuncian a continuación, y en el orden que se detalla:

- Procedimientos de ingeniería, ya sea en la fuente, en las vías de transmisión o en el recinto receptor.
- Protección auditiva al trabajador.
- De no ser suficientes las correcciones indicadas precedentemente, se procederá a la reducción de los tiempos de exposición.

El nivel de presión acústica se debe determinar por medio de un sonómetro que se ajuste, como mínimo, a los requisitos de la especificación de las normas nacionales o internacionales. El sonómetro deberá disponer de un filtro de ponderación frecuencial A y respuesta lenta.

En este caso, se estima el nivel de ruido en el ambiente laboral en los diferentes sectores teniendo en cuenta el ruido generado por los distintos equipos. Estos valores se obtienen de bibliografía y se detallan a continuación en la Tabla 8.2.

Tabla 8.2. Ruido generado por los equipos de la planta.

Equipo	Ruido generado (dBA)
Motor generador [8.5]	221 ⁴⁰
Soplador [8.6]	73
Molino [8.7]	80
Bomba 1 [8.8]	60
Bomba 2	60
Bomba 3	60
Criba	90 ⁴¹

Se considera despreciable el ruido generado por los demás equipos instalados en la planta.

Se estima el tiempo máximo admisible de exposición para cada equipo a partir de la siguiente ecuación:

⁴⁰ 92 dBA corresponden al ruido del motor y 129 dBA corresponden al ruido de escape.

⁴¹ Valor estimado basándose en el ruido generado por una criba de muy baja capacidad (70 dBA).

$$T_{m\acute{a}x} = \frac{T_c}{2 \cdot \exp[(L_i - 85)/3]}$$

Donde $T_{m\acute{a}x}$ se obtiene en h/día, T_c representa el tiempo de exposición diario (8 horas) y L_i representa el nivel de ruido generado por cada equipo.

En los cálculos que se realizan se tienen en cuenta todas las exposiciones al ruido en el lugar de trabajo que alcancen o sean superiores a los 80 dBA, ya que para valores menores el tiempo máximo de exposición resulta mayor a 24 horas. Luego, los valores obtenidos se muestran a continuación en la Tabla 8.3.

Tabla 8.3. Tiempo máximo admisible de exposición para los equipos.

Equipo	Tiempo máx. de exposición (h)
Motor generador	$1,8 \cdot 10^{-13}$
Molino	25,4
Criba	2,52

Se observa que en el caso del motor la exposición es prácticamente nula, por lo que como principal medida se debe aislar adecuadamente la sala donde se encuentra.

Cuando la exposición diaria al ruido se compone de dos o más períodos de exposición a distintos niveles de ruidos, se debe tomar en consideración el efecto global, en lugar del efecto individual de cada período. A partir de los valores de tiempos máximos de exposición para cada equipo y el tiempo de exposición a los mismos (8 horas), se calcula el riesgo de pérdida auditiva (riesgo higiénico) para cada sector de la planta según la siguiente expresión:

$$Riesgo = \Sigma \left(\frac{T_{exposición}}{T_{m\acute{a}x}} \cdot n^{\circ}equipos \right)$$

Si la sumatoria es mayor que la unidad, entonces la exposición global sobrepasa el valor límite umbral, por lo que existe riesgo higiénico.

Por otra parte, se calcula también el nivel sonoro continuo equivalente (Leq) en cada sector de la planta. Este indicador permite describir la contaminación acústica en cierta localización: muestra el nivel de ruido acumulado a lo largo de un período de tiempo, y estandarizado con respecto a dicho intervalo. Se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$Leq = 10 \cdot \log \left[\frac{1}{T} \sum_{i=1}^n (T_i \cdot 10^{0,1 \cdot L_i}) \right]$$

Donde n es el número de equipos en cada sector, T es la jornada laboral de 8 horas y T_i es el tiempo resultante de la división de la jornada laboral en N intervalos donde L_i permanece constante. En este caso, T y T_i se toman iguales.

Los cálculos se realizan teniendo en cuenta que los equipos se distribuyen en distintos sectores de la sala de operación, en donde se encuentra un operario por sector (4 operarios en total), de la siguiente manera:

- Pre-tratamiento materia prima (criba y molino)
- Producción de gas (gasificadores y ciclones)
- Acondicionamiento del gas (torre spray, torre de absorción y filtro)
- Tratamiento de agua (torre de refrigeración y filtros)

En el caso del motor generador, el mismo se sitúa en una sala aparte, en la cual no se encuentra ningún operario fijo debido al bajo tiempo máximo de exposición. De todas maneras el motor tendrá un mando a distancia, mediante un panel de control.

A continuación en la Tabla 8.4 se muestran los valores correspondientes al riesgo higiénico y nivel sonoro continuo equivalente obtenidos para cada sector de la planta.

Tabla 8.4. Riesgo higiénico y nivel de ruido

Sector	Riesgo higiénico	Leq (dBA)
Pre-tratamiento	3,17	90,4
Sala del motor	$4,43 \cdot 10^{13}$	221

En el resto de los sectores no existe riesgo higiénico, ya que el nivel de ruido es inferior a 80 dBA.

8.4.1.1. Medidas

Procedimientos de ingeniería

El equipo que más ruido transmite es el motor, por lo que se opta por aislar acústicamente la sala donde se encuentra de manera de reducir en la mayor medida posible el riesgo higiénico en dicho sector y también se lo aísla físicamente, de los sectores donde haya personal.

La aislación acústica se logra agregando materiales aislantes que tienen la propiedad de absorber las ondas sonoras, disminuyendo el paso del ruido. Estos materiales poseen un elevado coeficiente de absorción acústica en gran parte del espectro de

frecuencias audibles por el oído humano, ya que pueden absorber un rango de 20 Hz a 20 KHz. Los aislantes más utilizados generalmente son: lana mineral, lana de vidrio y materiales antivibratorios.

Se propone para la construcción de la sala del motor un suelo flotante compuesto por losa de hormigón, aislamiento de poliuretano proyectado y mortero. Esta combinación brinda una reducción acústica de 56 dBA [8.2]. El poliuretano proyectado es un aislante acústico que presenta una buena adherencia a todos los materiales utilizados en construcción en general

Para el caso de las paredes, se propone construirlas con una capa de bloques de arcilla expandida y otra capa de ladrillo caravista. Los bloques de arcilla proporcionan una reducción de 56 dBA [8.2] mientras que los ladrillos caravista reducen el nivel de ruido en 47 dBA [8.15].

De esta manera, se logra reducir el nivel de ruido de la sala del motor en 159 dBA, obteniéndose un valor de Leq de 62 dBA.

Protección auditiva a operarios

En el caso de la sala de operación, se opta por la utilización de protección auditiva al operario que se encuentre en el sector de pre-tratamiento, aunque por cuestiones de seguridad se dispondrá de protección auditiva para todos los operarios que se encuentren en la sala.

Entre los tipos de atenuación del ruido se encuentran:

Atenuación convencional

El grado de reducción del ruido que proporcionan los dispositivos de atenuación convencionales es el mismo independientemente del nivel del ruido. Estos están diseñados para brindarle al operario un grado coherente de atenuación durante el día laboral.

Atenuación que depende del nivel

El grado de reducción del ruido de los protectores auditivos que dependen del nivel varía según el nivel del ruido. Este tipo de protector brinda un mayor grado de reducción del ruido a altos niveles de ruido y es particularmente eficaz para lo siguiente:

- *Condiciones variables del ruido:* Facilitan a los empleados a mantener su atención en la situación sin tener que quitarse los protectores auditivos.
- *Ruidos de impulsión:* Sonidos fuertes y cortos.

Atenuación uniforme

Los sonidos de baja frecuencia (graves) se reducen casi la misma cantidad que los sonidos de alta frecuencia (agudos) para ofrecer una calidad de sonido más natural.

Originalmente diseñados para la conservación auditiva ocupacional. La mayoría de los dispositivos de protección auditiva de atenuación uniforme brindan un grado de reducción de ruidos más bajo en general y pueden ser una buena elección para los empleados con exposiciones al ruido más bajo.

Luego, se opta por la utilización de tapones auditivos como los que se muestran en la Figura 8.1, los cuales poseen una espuma dermatológicamente segura, blanda y autoajutable que proporciona máxima comodidad (baja presión) con excelente atenuación. Los cuales pueden utilizarse en aquellas industrias y puestos de trabajo donde exista riesgo de exposición a ruido, humedad o calor. Brindan protección adecuada en la mayoría de las situaciones donde existe presencia de un ruido molesto permitiendo oír la voz humana



Figura 8.1. Protectores auditivos para los operarios

La forma cónica del protector en espuma amarillo brillante, mejora el ajuste en el canal auditivo y proporciona mayor comodidad al operario. Su superficie lisa no molesta el canal auditivo y evita acumulación de suciedad. Están diseñados con un apropiado tiempo de expansión para lograr un ajuste seguro en el canal auditivo. El color naranja brillante, ofrece mayor visibilidad para una fácil identificación de uso del protector. El Nivel de Reducción de Ruido (NRR) para estos protectores es de 32 dB. **[8.4]**

Para determinar en cuanto atenúan el ruido, se calcula el NRR efectivo que es el nivel de reducción de ruido en unidades de dBA mediante la siguiente ecuación, obtenida de la norma OSHA:

$$NRR_{efectivo}[dBA] = 0,5 \cdot [NRR(dB) - 7]$$

$$NRR_{efectivo}[dBA] = 12,5$$

Se obtiene entonces una exposición al ruido por parte de los operarios en el sector de pre-tratamiento de 77,9 dBA (Leq).

Finalmente, se logra la reducción del riesgo higiénico por debajo de 1, cumpliéndose con una exposición al ruido en todas las zonas menor a 85 dBA.

8.4.2. Iluminación

Los factores esenciales en las condiciones que afectan a la visión del trabajador son la distribución de la luz y el contraste de luminancias. Por lo que se refiere a la distribución de la luz, es preferible tener una buena iluminación general en lugar de una iluminación localizada, con el fin de evitar deslumbramientos. La distribución de la luz de las luminarias también puede provocar un deslumbramiento directo y, en un intento por resolver este problema, es conveniente instalar unidades de iluminación local fuera del ángulo prohibido de 45 grados. Por esta razón los accesorios eléctricos deben distribuirse lo más uniformemente posible con el fin de evitar diferencias de intensidad luminosa. El deslumbramiento puede ser tanto directo como reflejado, y los trabajadores que sufren los efectos del deslumbramiento constante y sucesivamente pueden sufrir fatiga ocular, así como trastornos funcionales, aunque en muchos casos ni siquiera sean conscientes de ello.

De acuerdo al Decreto N° 351/79 para asegurar una uniformidad razonable en la iluminancia de un establecimiento, se exige una relación no menor de 0,5 entre sus valores mínimo y medio:

$$E \text{ mínima} \geq 1/2 . E \text{ media}$$

Donde E representa la exigencia.

Considerando como clase de tareas visuales tareas intermitentes ordinarias y fáciles, con contrastes fuertes, para el trabajo en general en la planta, del Anexo IV del Decreto se obtiene que la iluminancia media debe ser de 300 lux⁴². Luego, para garantizar una uniformidad razonable en la iluminación de la planta, la exigencia mínima de iluminancia debe ser igual o mayor a 150 lux.

Se propone utilizar para la iluminación de la planta lámparas tipo Led. Si bien las mismas poseen una baja intensidad para emitir luz, para alcanzar la intensidad luminosa necesaria se pueden agrupar varios Led. Además, su vida útil es de 25.000 horas, lo que las destaca dentro de los otros tipos de lámparas.

8.4.3. Carga térmica

La existencia de condiciones térmicas elevadas o abatidas en el ambiente laboral constituye frecuentemente una fuente de problemas que se traducen en quejas por falta de confort, bajo rendimiento en el trabajo y, en ocasiones, riesgos para la salud.

⁴² Unidad derivada del Sistema Internacional de Unidades para la iluminancia o nivel de iluminación.

El riesgo de **estrés por condiciones térmicas elevadas** para una persona expuesta a un ambiente caluroso depende de la producción de calor de su organismo como resultado de su actividad física y de las características del ambiente que le rodea, que condiciona el intercambio de calor entre el ambiente y su cuerpo. Cuando el calor generado por el organismo no puede ser emitido al ambiente, se acumula en el interior del cuerpo y la temperatura de éste tiende a aumentar, pudiendo producirse daños irreversibles. Los efectos de un ambiente térmico elevado sobre el hombre son los siguientes:

- Pérdida de atención
- Trastornos gástricos
- Deshidratación
- Calambres de calor
- Golpe de calor

En el caso de **estrés térmico por frío**, este es proporcional a la velocidad de pérdida de calor del cuerpo a través de la piel, por radiación y convección. Cuando la vasoconstricción (constricción de los vasos sanguíneos) deja de ser adecuada para mantener el equilibrio térmico del cuerpo, el escalofrío se convierte en un mecanismo importante para aumentar la temperatura corporal causando una producción de calor metabólico varias veces mayor que la del estado de reposo. Los efectos de un ambiente térmico abatido sobre el hombre son los siguientes:

- Principios de congelamiento
- Pérdida de voluntad
- Pérdida de habilidad manual
- Congelamiento parcial o total

El cuerpo humano necesita mantener su equilibrio térmico interno: normalmente, la temperatura central normal es de aproximadamente 36,7°C, y algunas extremidades pueden estar en alrededor de 25°C. La temperatura del cuerpo resulta entonces de un equilibrio dinámico entre su producción de calor y el intercambio de calor con el ambiente por intermedio de distintas vías. El balance térmico general resulta:

$$Q_{\text{radiación}} + Q_{\text{conducción}} + Q_{\text{convección}} + Q_{\text{metabólico}} - \text{Evaporación} = 0$$

Para la valoración del riesgo por estrés térmico se tiene en cuenta un umbral de selección basado en la Temperatura Globo y Bulbo Húmedo (TGBH). La medida TGBH proporciona un índice útil del primer orden de la contribución ambiental del estrés térmico. Esta medida se ve afectada por la temperatura del aire, el calor radiante y la humedad. Sin embargo, como medida de aproximación, no tiene en cuenta la totalidad de las interacciones

entre una persona y el medio ambiente y no puede considerar condiciones especiales como el calentamiento producido por una fuente de radiofrecuencia/microondas. Se utiliza para discriminar rápidamente si es o no admisible la situación de riesgo de estrés térmico, y se define como:

- En el interior de edificaciones o en el exterior, sin radiación solar

$$TGBH = 0,7.TBH + 0,3.TG$$

- En el exterior con radiación solar

$$TGBH = 0,7.TBH + 0,2.TG + 0,1.TBS$$

Siendo:

- TBH: temperatura de bulbo húmedo
- TG: temperatura de globo
- TBS: temperatura de bulbo seco

Dado que la medida TGBH es solamente un índice del medio ambiente, los criterios de selección deben ajustarse también a las contribuciones de las demandas del trabajo continuo y al uniforme de trabajo, así como al estado de aclimatación⁴³.

Del Decreto N° 351/79 (Anexo II) se obtiene la información dada por las Tablas 8.5 y 8.6. Se asume que los trabajadores se encuentran aclimatados y disponen de un uniforme de trabajo de verano.

Tabla 8.5. Adiciones a los valores TGBH para algunos conjuntos de ropa.

Tipo de ropa	Adición al TGBH (°C)
Uniforme de trabajo de verano	0
Buzos de tela (material tejido)	+ 3,5
Buzos de doble tela	+ 5

Tabla 8.6. Valores máximos de exposición de TGBH (°C) según régimen y exigencias de trabajo.⁴⁴

Régimen de trabajo	Exigencias de trabajo			
	Ligero	Moderado	Pesado	Muy pesado
Trabajo continuo	29,5	27,5	26	-
75% trabajo - 25% descanso	30,5	28,5	27,5	-

⁴³ Proceso por el cual un organismo se adapta fisiológicamente a los cambios en el medio ambiente, que en general tienen relación directa con el clima.

⁴⁴ Valores correspondientes para un trabajador aclimatado.

50% trabajo - 50% descanso	31,5	29,5	28,5	27,5
25% trabajo - 75% descanso	32,5	31	30	29,5

Otra variable a tener en cuenta para la valoración del riesgo por estrés térmico es la cantidad de calor producido por el organismo por unidad de tiempo. Para estimarla se utiliza el dato del consumo metabólico (M), que es la energía total generada por el organismo por unidad de tiempo (potencia), como consecuencia de la tarea que desarrolla el individuo, despreciando en este caso la potencia útil (debido a que el rendimiento es muy bajo) y considerando que toda la energía consumida se transforma en calorífica.

Se propone a continuación en la Tabla 8.7 una herramienta de cuantificación del gasto energético en la que se determina un valor de M según la posición y movimiento del cuerpo, el tipo de trabajo y el metabolismo basal. Este último se considera de 1 kcal/min como media para la población laboral, y debe añadirse siempre. **[8.3]**

Tabla 8.7. Valores para la estimación del consumo metabólico.

Metabolismo basal		1 kcal/min	
Posición y movimiento del cuerpo		(kcal/min)	
Sentado		0,3	
De pie		0,6	
Andando		2 - 3	
Subida de una pendiente andando		+ 0,8 por m de subida	
Tipo de trabajo	Media (kcal/min)	Rango (kcal/min)	
Trabajo manual	Ligero	0,4	0,2 - 1,2
	Pesado	0,9	
Trabajo con un brazo	Ligero	1	0,7 - 2,5
	Pesado	1,7	
	Ligero	1,5	

Trabajo con dos brazos	Pesado	2,5	1,0 - 3,5
Trabajo con el cuerpo	Ligero	3,5	2,5 - 15,0
	Moderado	5	
	Pesado	7	
	Muy pesado	9	

Por otra parte, la Resolución 295/03 proporciona la siguiente información sobre la relación del gasto energético producto del consumo metabólico con el tipo de actividad que se esté realizando.

Tabla 8.8. Clasificación de actividades según el gasto energético.

Actividad	Gasto energético (GE)
Descanso	GE < 100 kcal/h
Ligera	101 < GE < 200 kcal/h
Moderada	201 < GE < 300 kcal/h
Pesada	301 < GE < 400 kcal/h
Muy pesada	GE > 401 kcal/h

Para realizar el análisis se consideran las dos condiciones extremas, es decir, el día más caluroso y el día más frío del año, tanto para el interior de la planta como para el exterior. Como ya se mencionó, se asume que los trabajadores se encuentran aclimatados y utilizan uniformes de trabajo de verano.

En el caso del día más caluroso del año, se toma un promedio de los últimos dos años y se obtiene una temperatura de 30°C y una humedad del 60% (datos utilizados en el cálculo de la torre de enfriamiento).

➤ **Exterior de la planta**

TBS = 30°C

TBH = 23,5°C (se obtiene del psicrométrico)

TG = 32°C (aproximadamente 2°C más que TBS)

Se obtiene entonces un valor de TGBH de 26°C.

Luego, se calcula el gasto energético de los operarios que se encuentran en el exterior de la planta a partir de los datos proporcionados por la Tabla 8.7. Se considera el gasto generado por el metabolismo basal para ambos operarios. En el caso del operario que está en el camión (operario 1) se considera que está sentado y hace un trabajo ligero con dos brazos, mientras que para el operario que se encuentra acomodando las pilas de bagazo (operario 2) se considera que está de pie y realizando un trabajo ligero con el cuerpo.

$$\begin{aligned} \text{Consumo metabólico (Op 1)} &= 1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 0,3 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 1,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 2,8 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 168 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \\ &= 195 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Consumo metabólico (Op 2)} &= 1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 0,6 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 3,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 5,1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 306 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \\ &= 356 \text{ W} \end{aligned}$$

A partir de la Tabla 8.8 se clasifica la actividad del operario 1 como ligera y la del operario 2 como pesada. Luego, teniendo en cuenta esto y que el índice TGBH resulta igual a 26°C, con el uso de la Tabla 8.6 se define para los operarios un régimen de trabajo continuo para ambos. Los mismos deberán contar con la vestimenta y abrigo adecuados

➤ **Interior de la planta**

Se considera que en el interior de la planta la temperatura es 5°C menor a la del exterior y el porcentaje de humedad se mantiene igual al del exterior. Luego:

$$\text{TBS} = 25^\circ\text{C}$$

$$\text{TBH} = 19,5^\circ\text{C} \text{ (se obtiene del psicrométrico)}$$

$$\text{TG} = 27^\circ\text{C} \text{ (aproximadamente } 2^\circ\text{C más que TBS)}$$

Se obtiene entonces un valor de TGBH de 21,75°C.

Se calcula el gasto energético de los operarios que se encuentran en el interior de la planta a partir de los datos de la Tabla 8.7 considerando que los mismos se encuentran andando y realizando un trabajo ligero con ambas manos.

$$\text{Consumo metabólico} = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 2,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 1,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 300 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 349 \text{ W}$$

A partir de la Tabla 8.8 se clasifica la actividad como moderada. Luego, teniendo en cuenta esto y que el índice TGBH resulta igual a 21,75 °C, con el uso de la Tabla 8.6 se define para los operarios un régimen de trabajo continuo.

En el caso del día más frío del año, se toma también un promedio de los últimos dos años y se obtiene una temperatura de 2°C.

➤ **Exterior de la planta**

En este caso además se debe tener en cuenta la velocidad promedio del viento, la cual resulta de 16 km/h con rachas de hasta 70 km/h.

El gasto energético de los operarios es el mismo que el obtenido para el día más caluroso del año, realizando el operario 1 una actividad ligera y el operario 2 una pesada.

$$\text{Consumo metabólico (Op 1)} = 168 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 195 \text{ W}$$

$$\text{Consumo metabólico (Op 2)} = 306 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 356 \text{ W}$$

De acuerdo al anexo II del Decreto N°351/79 se obtiene que la temperatura equivalente de enfriamiento es de -5°C para vientos de 16 km/h y de -16°C para vientos de 70 km/h. Para ambos casos se obtiene que la situación es poco peligrosa, por lo que el trabajo se realiza sin interrupciones con el abrigo adecuado para protegerse del frío, el viento y la lluvia.

➤ **Interior de la planta**

En este caso, se considera que la planta está calefaccionada y la temperatura en el interior es de 15°C. Luego, como la temperatura es mayor a 10°C, no se requiere análisis. De todas formas, se dispone de abrigo adicional para los operarios.

8.4.4. Riesgo químico

Los polvos generados en las operaciones mecánicas, como en el cribado, la molienda, y además en la descarga de cenizas y char del gasificador, en general sedimentan por acción de la gravedad, pero existe la posibilidad de que queden suspendidos en el aire por la agitación del polvo depositado.

Por otra parte, en cuanto al syngas generado y a los gases de escape del motor generador, existe posibilidad de fugas repentinas de los mismos tanto en el gasificador como en las cañerías y los demás equipos por los que circulan.

Se describe a continuación los efectos de las distintas sustancias peligrosas involucradas en el proceso. **[8.10]**

Sustancias peligrosas

➤ **Metano**

Es un gas inodoro e incoloro. Es más liviano que el aire, por lo que tiende a ascender. No se considera tóxico y no es peligroso en áreas bien ventiladas. Una chispa puede encender el metano acumulado en un espacio cerrado, causando una explosión y fuego.

➤ **Monóxido de carbono**

Bajo condiciones ambientales es un gas incoloro, inodoro venenoso. Actúa en la sangre, ocasionando daños al sistema nervioso central. Puede ser fatal incluso con oxígeno a niveles adecuados y puede formar mezclas explosivas con el aire.

➤ **Dióxido de carbono**

Es inodoro e incoloro. Es más pesado que el aire. El peligro principal es que puede generar una deficiencia de oxígeno y provocar asfixia. Elevados valores de dióxido de carbono afectan el ritmo respiratorio

➤ **Amoniaco**

Gas corrosivo a baja presión, dañino si se inhala. Ocasiona quemaduras en los ojos, piel y tracto respiratorio. Puede causar daños renales y al sistema respiratorio. Se caracteriza por el olor picante e irritante.

➤ **Sulfuro de hidrógeno**

Gas tóxico e inflamable bajo presión. Puede ser fatal si se inhala. Puede ocasionar daños al tracto respiratorio y al sistema nervioso central. Puede causar irritación ocular. El gas neutraliza el sentido del olfato. Los síntomas pueden ser retardados. Bajo condiciones ambientales tiene olor a huevo podrido.

➤ **Naftaleno**

Sólido inflamable, nocivo en caso de ingestión, se sospecha que provoca cáncer. Muy tóxico para los organismos acuáticos, con efectos nocivos duraderos.

➤ **Pireno**

Vapores muy inflamables. Provoca irritación ocular grave. Puede provocar somnolencia o vértigo. Puede provocar defectos genéticos. Puede provocar cáncer.

➤ **Fenol**

Tóxico en caso de ingestión, contacto con la piel o inhalación. Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves. Se sospecha que provoca defectos genéticos. Puede provocar daños en los órganos tras exposiciones prolongadas o repetidas. Tóxico para los organismos acuáticos, con efectos nocivos duraderos

➤ **Óxido de nitrógeno**

Gas venenoso, oxidante y corrosivo a alta presión. El producto puede ser fatal si se inhala. Puede ocasionar lesiones pulmonares. Puede causar quemaduras en ojos y pies. Los síntomas pueden ser retardados. Acelera vigorosamente la combustión. Bajo condiciones ambientales, este es un gas con un olor picante e irritante

➤ **Dióxido de azufre**

Gas tóxico y corrosivo bajo presión. Dañino si se inhala. Puede ocasionar quemaduras en los ojos, piel y tracto respiratorio. Bajo condiciones ambientales, este gas es incoloro tiene un olor que genera sensación de asfixia.

➤ **Polvo de Carbón⁴⁵**

Se calienta espontáneamente en grandes cantidades; puede inflamarse.

Concentraciones máximas permisibles de contaminantes

Para realizar un análisis más profundo en cuanto a los riesgos químicos, se deben tener en cuenta los siguientes conceptos:

➤ *Concentración máxima permisible ponderada en el tiempo (CMP):* Concentración media ponderada en el tiempo para una jornada laboral de 8 hs/día y una semana de 40 hs, a la que se cree que pueden estar expuestos casi todos los trabajadores repetidamente día tras día, sin efectos adversos.

➤ *Concentración máxima permisible en cortos períodos de tiempo (CMP-CPT):* Concentración a la que se cree que los trabajadores pueden estar expuestos de manera continua durante un corto período de tiempo sin sufrir: 1) irritación, 2) daños crónicos o irreversibles en los tejidos o 3) narcosis⁴⁶ en grado suficiente para aumentar la probabilidad de lesiones accidentales, dificultad de salir por sí mismo de una situación de peligro o reducir sustancialmente la eficacia en el trabajo; siempre que no se sobrepase la CMP diaria.

Complementa al límite de la media ponderada en el tiempo cuando se admite la existencia de efectos agudos de una sustancia cuyos efectos tóxicos son, primordialmente, de carácter crónico.

La CMP-CPT se define como la exposición media ponderada en un tiempo de 15 minutos, que no se debe sobrepasar en ningún momento de la jornada laboral, aún cuando la media ponderada en el tiempo que corresponda a las ocho horas sea inferior a este valor

⁴⁵ Representa a las cenizas y el char.

⁴⁶ Sueño o adormecimiento producido por el uso de narcóticos.

límite. Las exposiciones por encima del CMP-CPT hasta el valor límite de exposición de corta duración, no deben tener una duración superior a 15 minutos ni repetirse más de cuatro veces al día. Debe haber por lo menos un período de 60 minutos entre repeticiones sucesivas de este rango.

➤ *Concentración máxima permisible-valor techo (CMP-C)*: Es la concentración que no se debe sobrepasar en ningún momento durante una exposición en el trabajo. En la práctica convencional de la higiene industrial, si no es posible realizar una medida instantánea, el CMP-C se puede fijar cuando las exposiciones son cortas mediante un muestreo durante un tiempo que no exceda los 15 minutos, excepto para aquellas sustancias que puedan causar irritación de inmediato.

Tabla 8.9. Concentraciones máximas permisibles

Sustancia	CMP	CMP-CPT / CMP-C
Metano	1000 ppm	-
Monóxido de carbono	25 ppm	-
Dióxido de carbono	5000 ppm	30000 ppm
Amoniaco	25 ppm	35 ppm
Sulfuro de hidrógeno	10 ppm	15 ppm
Naftaleno	10 ppm	15 ppm
Fenol	5 ppm	-
Óxido de Nitrógeno	25 ppm	-
Dióxido de Azufre	2 ppm	5 ppm
Polvo de Carbón	0,4 mg/m ³	-

Prioridad de evaluación de contaminantes

Una vez que se determina qué sustancias pueden generar un riesgo químico, en primer lugar, se definen prioridades de evaluación de las mismas. Se utiliza un método el cual asigna puntajes según los factores a analizar. Este método se realiza de manera arbitraria, basándose en lo que muestran las hojas de seguridad.

Tabla 8.10. Prioridad de evaluación de los contaminantes.

Parámetro	Contaminante										
	CH ₄	CO	CO ₂	NH ₃	H ₂ S	SO ₂	NO	Fenol	Pireno	Naftaleno	Cenizas
Vía de entrada o contacto	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	8
Toxicidad aguda	4	8	6	6	8	8	9	8	8	8	5
Toxicidad crónica	1	10	4	5	10	9	9	9	9	9	5
Factores físicos	1	10	6	5	10	7	8	9	9	9	6
Concentración	2	4	3	1	1	2	2	1	1	1	6
N° de trabajadores expuestos	3	3	3	3	3	1	1	3	3	3	1
Total	14	38	25	23	35	30	32	33	33	33	31

Se considera que el contaminante más peligroso y el que primero debe medirse es el monóxido de carbono, luego sulfuro de hidrógeno y alquitranes. Se colocan sensores de monóxidos, los cuales se activarán si hay una fuga, por ende si hay pérdida de monóxido, también será de los otros gases.

Tren de muestreo

Como primera medida, se debe determinar el Empleado de Mayor Riesgo (EMR). En general, el mejor método para su elección es la observación de trabajo del grupo buscando: el trabajador más próximo a la fuente, el que más tiempo está dentro del ambiente donde está el proceso que libera el contaminante, o el que posee hábitos de trabajo que lo exponen en mayor medida al contaminante.

Luego, si la evaluación del EMR cumple con los límites legales, entonces todos los demás trabajadores también lo cumplen. Por otro lado, si la evaluación no cumple con los límites legales, se deben muestrear el resto de los trabajadores del grupo.

La sala más peligrosa es la sala principal en el sector donde se encuentra el gasificador, por lo tanto, el operario que se encarga de la supervisión de la zona es el más afectado. También lo es la sala donde se encuentra el motor, pero esta se la aísla manejando el motor a distancia a través de un panel de control.

Otra variable a tener en cuenta es la ubicación del equipo de muestreo. Se pueden clasificar en muestreos de ambiente general y personal. Se considera la utilización de

muestreos personales, ya que la muestra es más representativa de la exposición real. A continuación en la Tabla 8.11 se muestran los diferentes métodos de muestreo de acuerdo al tipo de compuesto.

Tabla 8.11. Métodos de muestreo para los diferentes compuestos. [8.9]

Compuesto	Método	Técnica
Metano	Sensor infrarrojo no dispersivo	Sensor infrarrojo no dispersivo
Monóxido de carbono	Monóxido de carbono	Sensor electroquímico
Dióxido de carbono	Sensor infrarrojo no dispersivo	Sensor infrarrojo no dispersivo
Amoniaco	Gases orgánicos e inorgánicos por espectrometría extractiva FTIR	Espectrometría Infrarroja de Transformada de Fourier (FTIR)
Sulfuro de hidrógeno	Gases orgánicos e inorgánicos por espectrometría extractiva FTIR	Espectrometría Infrarroja de Transformada de Fourier (FTIR)
Naftaleno	Compuestos orgánicos volátiles, C1 a C10, método de recipiente	Cromatografía de gas, Espectrometría de masa
Pireno	Compuestos orgánicos volátiles, C1 a C10, método de recipiente	Cromatografía de gas, Espectrometría de masa
Fenol	Compuestos orgánicos volátiles, C1 a C10, método de recipiente	Cromatografía de gas, Espectrometría de masa
Óxido de Nitrógeno	Gases orgánicos e inorgánicos por espectrometría extractiva FTIR	Espectrometría Infrarroja de Transformada de Fourier (FTIR)
Dióxido de Azufre	Gases orgánicos e inorgánicos por espectrometría extractiva FTIR	Espectrometría Infrarroja de Transformada de Fourier (FTIR)
Polvo de carbón	Medidor de alto volumen	Medidor de alto volumen

Sensor infrarrojo no dispersivo (NDIR): Los componentes principales de un sensor son una fuente de infrarrojos, una cámara para la muestra o tubo de luz, un filtro de longitud de onda, y el detector de infrarrojos. El gas se bombea (o difunde) a la cámara de la muestra, y la concentración de gas se mide electro ópticamente por la absorción de una determinada longitud de onda en el infrarrojo (IR). La luz infrarroja se dirige cruzando la cámara de la muestra hacia el detector. El detector tiene un filtro óptico frente a él, que

elimina toda la luz, salvo la longitud de onda que pueden absorben las moléculas del gas seleccionado.

Espectroscopia infrarroja de transformada de Fourier (FTIR): es una técnica de medición que permite registrar espectros infrarrojos. Cuando la radiación IR pasa a través de una muestra, la muestra absorbe parte de la radiación y otra parte la transmite (se transmite). La señal resultante en el detector es un espectro que representa una 'huella digital' molecular de la muestra. La utilidad de la espectroscopía infrarroja surge porque diferentes estructuras químicas (moléculas) producen diferentes huellas espectrales.

Cromatografía de gases y espectrometría de masas (GC/MS): es un método de análisis elegido para moléculas más pequeñas y volátiles como bencenos, alcoholes y compuestos aromáticos, y moléculas simples como esteroides, ácidos grasos y hormonas. También se puede aplicar al estudio de muestras líquidas, gaseosas y sólidas. Su principal ventaja es su capacidad para separar mezclas complejas, cuantificar analitos y determinar niveles traza de contaminación orgánica..

Los *sensores electroquímicos* son dispositivos que proporcionan información sobre la composición de un sistema en tiempo real mediante el acoplamiento de una capa químicamente selectiva (el elemento de reconocimiento) a un transductor electroquímico. De esta manera, la energía química de la interacción selectiva entre la especie química y el sensor se transduce en una señal analíticamente útil.

Medido de alto volumen: es un método de referencia para estimar la exposición humana al material particulado. Los filtros de fibras de vidrio colocados en el equipo retienen partículas con diámetros hasta aproximadamente 100 µm.

Tiempo de muestreo

Una vez definido el equipo de muestreo a utilizar, se debe determinar por cuánto tiempo se tomarán muestras. Para el caso del metano, monóxido de carbono, fenol, óxido de nitrógeno y polvo de carbón se debe tomar durante la totalidad de la jornada para obtener un valor comparable con la CMP. Además, el dióxido de carbono, el amoníaco, el sulfuro de hidrógeno, el naftaleno y el dióxido de azufre presenta un valor admisible en cortos períodos de tiempo, por lo que se deben tomar muestras cortas de 15 minutos.

Valores límites umbral para mezclas

Cuando están presentes dos o más sustancias peligrosas que actúen sobre el mismo sistema de órganos, se deberá prestar atención primordialmente a su efecto combinado más

que al de cualquiera de dichas sustancias por separado. Los efectos de los distintos riesgos se deben considerar como aditivos.

$$\Sigma \left(\frac{C_i}{T_i} \right) = 1$$

Siendo:

C_i = Concentraciones atmosféricas halladas para cada sustancia componente de la mezcla.

T_i = CMP de cada una de las sustancias.

Es esencial analizar el ambiente, tanto cualitativa como cuantitativamente respecto a cada uno de los componentes presentes a fin de evaluar si se cumple o no este valor límite umbral calculado.

Medidas

Si se determina que se supera el límite admisible del contaminante:

- Se informa de esta situación a los trabajadores.
- Se implantan controles.
- Se establecen reconocimientos médicos específicos.
- Se vigila la exposición como mínimo una vez por mes.
- Se realizan informes técnicos pertinentes que sirvan de instrumento probatorio de la condición laboral evaluada

Para el operario encargado de retirar las cenizas del gasificador se le provee un respirador personal.

8.5. Corrección del ambiente de trabajo

La ventilación es el procedimiento más aceptado y difundido para la corrección de las condiciones del medio ambiente de trabajo. Una correcta ventilación contribuirá a mantener permanentemente en todo el establecimiento las condiciones ambientales y en especial la concentración adecuada de oxígeno y la de contaminantes dentro de los valores admisibles evitando también la existencia de zonas de estancamiento.

La ventilación mínima de cualquier establecimiento, determinada en función del número de personas, debe ser establecida por la Tabla 8.12 según el Decreto N° 351/79.

Tabla 8.12. Caudal de aire necesario en función de los m³ disponibles por persona.

Cantidad de personas	Cubaje del local (m ³ /persona)	Caudal de aire necesario (m ³ / h.persona)
1	3	65
1	6	43
1	9	31
1	12	23
1	15	18

El cubaje se define como volumen del lugar sobre cantidad de personas. En las áreas cubiertas siempre se encuentra un trabajador, en tanto que se tiene en cuenta sólo una persona.

$$\text{Volumen de sala de operación} = \text{Área} \cdot \text{Altura} = 80.7 = 560 \text{ m}^3$$

Se considera el cubaje del local al volumen de la sala de operación dividido la cantidad de operarios presentes en la misma. Teniendo en cuenta que en dicha sala se encuentran 4 operarios, se obtiene un valor de 140 m³ por persona. Luego, según lo establecido en la Tabla 8.12, el caudal de aire necesario por persona sería muy bajo, por lo que se concluye que no es necesario un sistema de ventilación.

De todas maneras, en ciertos casos, se debe tener en cuenta la implementación de ventilación localizada para extraer el aire contaminado directamente de la fuente, o bien, el uso de filtros personales (sección 8.4.4).

Ventilación localizada.

Como ya se mencionó, la ventilación localizada permite la extracción de caudales relativamente pequeños de aire contaminado directamente de la fuente. Para realizar una instalación de ventilación localizada adecuada se debe:

- Calcular el caudal de aire necesario.
- Proyectar la distribución del sistema de conductos y sus complementos.
- Elegir el tipo de ventilación.
- Realizar especificación del equipo de tratamiento del aire.

Cómo se desconocen los valores de concentración, ya que son valores experimentales, se plantea a continuación una solución general, teniendo en cuenta además la posibilidad de fugas en alguna etapa del proceso.

Como sistema de ventilación se recomienda un sistema de escape local y/o general para las exposiciones de empleados debajo de los límites legales. En general, se prefiere la ventilación de extractor local debido a que se puede controlar las emisiones del contaminante en su fuente, impidiendo la dispersión del mismo en el lugar general de trabajo. Se podría contar con extractores locales en la zona de los gasificadores y en la sala del motor generador.

8.6. Condiciones infraestructurales y equipamiento

8.6.1. Vibraciones

Todas las máquinas vibran y por lo tanto transmiten oscilaciones a las estructuras sobre las que están montadas (pisos, paredes, tuberías, etc). Una parte del ruido estructural se convierte, por radiación, en ruido aéreo. Por lo tanto, el correcto aislamiento de las vibraciones, además de proteger a los equipos que las generan, es una forma de atenuar los niveles de ruido, que son capaces de generar los distintos equipos. Con el aislamiento se pretende impedir que las vibraciones de una máquina pasen al suelo y se propaguen, y de esta manera evitar también que las vibraciones de otros equipos no se transmitan a alguna máquina sensible. El aislamiento es más efectivo cuando la estructura sobre la que reposa la máquina tiene suficiente masa y rigidez, ya que se evitan las resonancias y deformaciones indeseables.

Los equipos que pueden transmitir vibraciones son la criba, el molino y las bombas, en menor medida, y en mayor medida el motor generador. Por lo tanto, para reducir la transmisión de vibraciones de los mismos a la base, o viceversa, se pueden aplicar las siguientes acciones:

- Montaje del equipo sobre calzos antivibratorios.
- Preparación de una base adecuada en cuanto a masa y rigidez.
- Utilización de juntas flexibles en los sistemas de tuberías, siempre que sea posible.

8.6.2. Riesgo mecánico y eléctrico: seguridad en máquinas y equipos

Los peligros asociados a máquinas y equipos son principalmente mecánicos, pero pueden ser también eléctricos, biológicos, químicos y ergonómicos. Se analizarán en este caso tanto peligros mecánicos como eléctricos.

8.6.2.1. Riesgo mecánico

En cuanto a los **peligros mecánicos** existen tres aspectos generales asociados a las máquinas que podrían dar surgimiento al peligro: el punto o zona de operación (sitio donde el trabajo es realizado), el sistema de transmisión de fuerza motriz (poleas, correas, ejes, etc., que proporcionan fuerza al equipo), y otras partes en movimiento (incluye todas las partes de la máquina que se mueven mientras está trabajando).

Entre las técnicas para promover condiciones de seguridad en equipos se distinguen: la *seguridad intrínseca*, las *protecciones mecánicas* y los *dispositivos de seguridad*. La seguridad intrínseca consiste en evitar o reducir al máximo posible fenómenos peligrosos escogiendo convenientemente ciertas características en el diseño de la máquina ó equipo. Por otra parte, las protecciones mecánicas son barreras físicas que se acoplan a la máquina para brindar protección, mientras que los dispositivos de seguridad son aquellos que impiden que se inicie o se mantenga una fase peligrosa de la máquina, mientras se detecta o sea posible la presencia humana en la zona peligrosa. Estos últimos constituyen un sistema de protección que utiliza sistemas de eléctricos y mecánicos que pueden actuar tanto solos como asociados a un resguardo.

Para brindar condiciones de seguridad en equipos en la planta se opta por la utilización de resguardos, es decir, sistemas de protección mecánicos. Los mismos constituyen el sistema de protección más simple y, de acuerdo al Decreto N° 351/79, frente al riesgo mecánico, deberán reunir los siguientes requisitos:

- Constituir parte integrante de las máquinas.
- Actuar libres de entorpecimiento.
- No interferir, innecesariamente, al proceso productivo normal.
- No limitar la visual del área operativa.
- Dejar libres de obstáculos dicha área.
- No exigir posiciones ni movimientos forzados.
- Proteger eficazmente de las proyecciones.
- No constituir riesgo por sí mismos.

Los equipos a los que se les colocará resguardos son la criba de discos y el motor generador. En el caso de los demás equipos presentes en la planta se asume que no requieren de protección asociada a peligros mecánicos.

En el caso de la criba de discos se opta por utilizar un resguardo móvil, el cual puede ser articulado o guiado y es posible abrirlo sin utilizar herramientas. La finalidad consiste en cubrir la parte peligrosa de la máquina, para que ningún operario pueda ingresar su mano hacia el sector donde giran los discos.

En el caso del motor generador, se utilizará un resguardo móvil tipo cabina, de manera de evitar un posible contacto del operario con la máquina.

8.6.2.2. Riesgo eléctrico

Los **riesgos eléctricos** son aquellos capaces de ser producidos por instalaciones eléctricas, partes de las mismas, y cualquier dispositivo eléctrico bajo tensión, con potencial de daño suficiente para producir fenómenos de electrocución y quemaduras por la circulación de corriente eléctrica a través del cuerpo humano.

Los accidentes producto de un riesgo eléctrico pueden clasificarse en dos tipos: aquellos en que la corriente eléctrica circula por el cuerpo y aquellos en que no lo hace.

Entre los accidentes con circulación de corriente eléctrica a través del cuerpo se encuentran los siguientes:

- Lesión traumática por caídas
- Lesión traumática por contracciones musculares
- Violenta muerte por fibrilación ventricular
- Lesiones o muertes provocadas por quemaduras internas
- Muerte o lesiones permanentes provocadas por acción tóxica de quemaduras
- Lesiones permanentes por deterioro del tejido nervioso
- Muerte por efecto electrolítico debido a la circulación de corriente.

Entre los accidentes en los que no hay circulación de corriente a través del cuerpo se anotan los siguientes:

- Quemaduras provocadas por proyección de materiales fundidos
- Quemaduras por acción de un arco eléctrico
- Lesión o muerte provocada por incendio y explosión de equipos
- Puesta en marcha fuera de tiempo de máquinas u otros similares
- Lesión o muerte provocada por inflamación o explosión de líquidos volátiles o de explosivos, debido a chispas eléctricas.

En la Figura 8.3 se muestran los distintos factores que intervienen en los accidentes eléctricos.

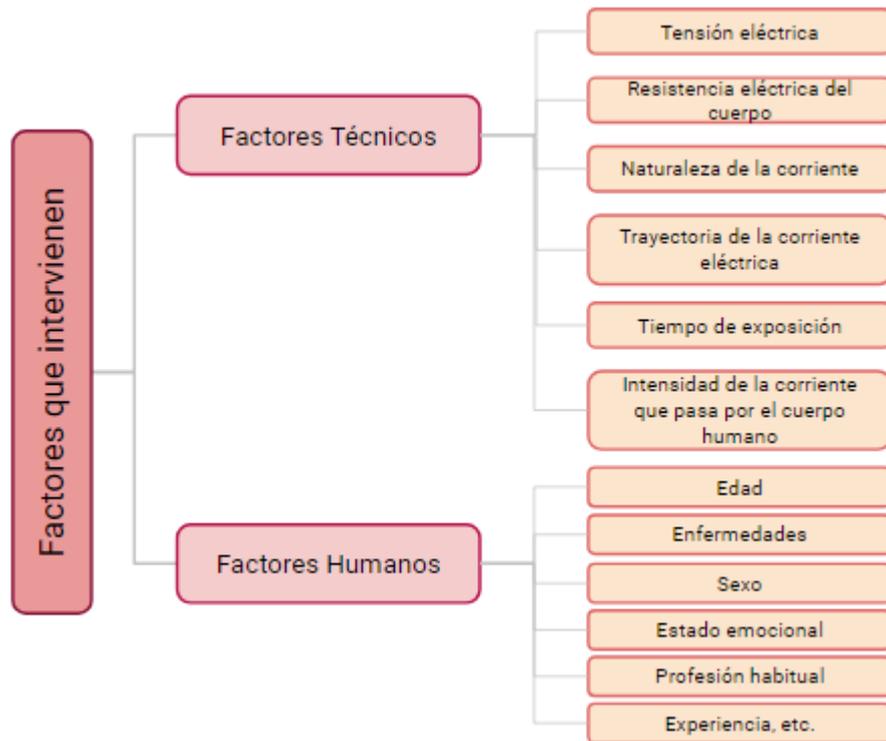


Figura 8.3. Factores que intervienen en accidentes eléctricos.

Entre los factores técnicos se describen:

- *Intensidad de corriente que pasa por el cuerpo humano*

Experimentalmente se ha demostrado que es la intensidad que atraviesa el cuerpo humano y no la tensión la que puede ocasionar lesiones en un accidente eléctrico. En este sentido se distingue el umbral de percepción y la intensidad límite. Se considera umbral de percepción el valor de la intensidad de corriente que una persona con un conductor en la mano comienza a percibir (ligero hormigueo). Para corriente alterna se ha fijado un valor de 1 mA. Mientras que la intensidad límite es la intensidad de corriente a la que la persona aún es capaz de soltar un conductor. El valor para la corriente alterna se ha fijado en 10 mA.

Rango de percepción: 1 a 3 mA

Rango de tetanización: 10 a 15 mA

Rango de asfixia por tetanización: 15 a 30 mA

Rango de fibrilación: mayor a 50 mA.

- *Trayectoria de la corriente eléctrica por el cuerpo humano*

Las consecuencias del accidente dependen de los órganos del cuerpo humano que atraviesa la corriente eléctrica a su paso por el (cerebro, corazón, pulmones).

Naturaleza de la corriente: una de las características tecnológicas de la corriente eléctrica es la frecuencia, la superposición de la frecuencia al ritmo nervioso y circulatorio

produce una alteración que se traduce en espasmos, sacudidas y ritmo desordenado del corazón (fibrilación ventricular).

Tiempo de exposición: la intensidad de corriente es la principal causante del daño por electrocución, sin embargo, a este valor hay que relacionarlo directamente con el tiempo de circulación por el cuerpo.

Resistencia eléctrica del cuerpo: la resistencia eléctrica del cuerpo humano depende de múltiples factores, la tensión aplicada, edad, sexo, estado de la superficie de contacto (humedad, suciedad), trayectoria de la corriente, alcohol en sangre, presión de contacto.

Tensión eléctrica: existe una tensión de contacto que genera una corriente de contacto que circula a través del cuerpo humano y una tensión de defecto debido a la diferencia de potencial que por un defecto de aislamiento entre dos masas (entre una masa y un elemento conductor y entre una masa y tierra) que genera una corriente de defecto.

Los tipos de contacto eléctrico generadores de accidentes pueden ser directos o indirectos. Los directos están asociados al contacto con un elemento habitualmente tensionado, mientras que los indirectos están asociados a la descarga dada por un elemento que no debiera estar tensionado o “cargado”.

Entre las medidas de seguridad utilizadas para controlar riesgos eléctricos se encuentran dos tipos: informativas y/o de protección. Las medidas informativas son aquellas que de algún modo previenen la existencia del riesgo (sección 8.5.5), mientras que las medidas de protección de la instalación son aquellas que protegen al operario frente a los accidentes eléctricos.

En cuanto a medidas de protección, se tiene en cuenta tanto la protección de los operarios como la de los equipos y la instalación. Para ello, la planta deberá poseer como mínimo una termomagnética, encargada de la protección de la instalación y los equipos ante sobrecargas y/o cortocircuitos; un disyuntor, encargado de proteger a las personas de accidentes por contacto directo e indirecto; y un guardamotor, encargado de la protección del motor generador contra cortocircuitos, sobrecargas y falta de fase. Además, todos los equipos deberán tener una correcta puesta a tierra.

8.6.3. Elementos de protección personal

Los elementos de protección personal juegan un rol fundamental en en la seguridad e higiene del operario, ya que se encargan de evitar el contacto directo con superficies, ambiente, y cualquier otro ente que pueda afectar negativamente su existencia, aparte de crear comodidad en el sitio de trabajo.

Vestimenta

El tipo de vestimenta a utilizar dependerá de la época del año. Se dispondrá para las épocas de calor de vestimentas de tela drill debido a su versatilidad y a su costo, y además, debido a su resistencia a la acción de pequeños elementos externos. Para las épocas de frío se dispondrá de vestimenta, tanto interior como exterior, de material aislante, ya que brindan una protección liviana contra el frío. Esta vestimenta se utilizará principalmente para los operarios que se encuentren en el exterior, que además contarán con una capa externa de material impermeable al viento y lluvia.

Se debe tener en cuenta que todos los tipos de vestimenta deben ajustar bien, no deben tener partes flexibles que cuelguen, roturas, bolsillos ni cordones.

Calzado

Se utilizarán zapatos de seguridad no conductores, los cuales se utilizan para trabajar en zonas donde exista riesgo eléctrico. Estos zapatos son fabricados de materiales con ausencia de todo tipo de metales, salvo en la punta protectora, la cual es correctamente aislada. La protección en la punta del zapato es fundamental para evitar los posibles daños por caídas de objetos pesados.

Manos

Tanto en el interior como el exterior de la planta los operarios dispondrán de guantes de tela para protección por rozaduras y cortes en trabajos livianos. Para el caso de los operarios que estén en el exterior, los guantes estarán reforzados con cuero. Se contará además con guantes térmicos para las épocas de frío.

Cabeza

Los operarios que trabajen en el interior de la planta utilizarán cascos de ala completa tipo D. Estos cascos son resistentes al fuego, son autoextinguibles y no conducen la electricidad. En el exterior, se utilizarán gorras con casquete plástico con visera, para proteger a los operarios del sol y la lluvia, y además, en épocas de frío, se utilizarán forros para la protección contra el frío.

Por otra parte, en el caso que haya operarios con el cabello largo, los mismos lo deberán tener recogido de manera tal de evitar posibles atascos.

8.6.4. Protección contra incendios

Se define al fuego como una reacción química de oxidación con emisión o desprendimiento de luz y calor. Para que la reacción de combustión se inicie se requieren tres elementos: un combustible, un oxidante y una energía de activación de la reacción. La unión de estos tres elementos, representados por el triángulo del fuego, y en proporciones adecuadas, dan origen al fuego.

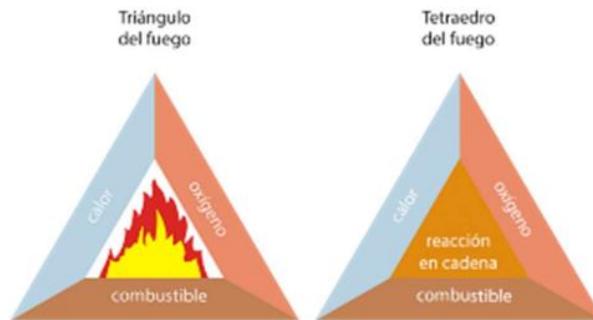


Figura 8.4. Triángulo y tetraedro del fuego.

Para que se produzca un incendio debe generarse suficiente calor como para vaporizar parte del combustible e inflamar el vapor que se mezcla con el oxígeno. Luego, para que la combustión se mantenga, el propio fuego debe generar suficiente calor como para vaporizar aún más combustible y que este vuelva a mezclarse con el oxígeno y se inflame. Esto genera todavía más calor, por lo que el proceso sigue una espiral de retroalimentación.

De la idea del tetraedro de fuego se derivan los métodos de extinción de incendio: reducir la cantidad de oxidante, retirar el combustible, trabajar sobre la reacción en cadena o la energía de activación.

Se muestra a continuación la clasificación de fuegos según el Decreto N°351/79.

- Clase A: toda aquella reacción de combustión que se origina a partir de un combustible sólido, y a menudo de tipo orgánico. Ej: Maderas, fibras, papel, cartón.
- Clase B: aparecen a partir de la combustión de gases, materiales líquidos con capacidad inflamable, o bien de sólidos con capacidad de licuarse. Ej: combustión metano, gas natural, alcohol, gasolina, cera o pintura, entre otros.
- Clase C: aquellos promovidos en aparatos eléctricos. Esta clasificación está asociada al riesgo adicional vinculado con la circulación de corriente eléctrica.
- Clase D: aquellas reacciones de combustión en las que el combustible es algún tipo de metal o polvo de metal inflamable. Ej: combustión del magnesio.

- Clase K: hacen referencia al fuego iniciado ante un combustible en forma de aceite o grasa, el cual es empleado en equipos de cocina. Aunque técnicamente podría corresponderse con los de clase B, se creó esta clase al ver que el comportamiento de las llamas y el tipo de elementos que pueden utilizarse para apagarlas son diferentes.

La primera etapa en el análisis de riesgos de incendios consiste en estudiar los siniestros más probables de ocurrir y los más graves entre los de ocurrencia menos probable.

Se define para el análisis el concepto de **Carga de Fuego (CF)**, el cual corresponde al peso en madera por unidad de superficie (kg/m^2) capaz de desarrollar una cantidad de calor equivalente a la de los materiales contenidos en el sector de incendio. Como patrón de referencia se considera madera con poder calorífico inferior de 18,41 MJ/Kg.

$$Cf = \frac{\sum P \times Pc}{4400 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times A}$$

Siendo:

Cf : Carga de fuego dada en kg/m^2

P : Cantidad de material contenido en el sector de incendio (kg)

Pc : Poder calorífico del material (kcal/kg)

A : Área del sector de incendio (m^2)

Y 4400 representa el poder calorífico de la madera en kcal/kg

Se deben clasificar además los distintos tipos de materiales según el riesgo asociado. A continuación se muestra la clasificación dada por el Decreto N° 351/79.

Tabla 8.13. Riesgos asociados al tipo de combustión del material.

Riesgo	Combustión del material
R1	Explosivo
R2	Inflamable
R3	Muy combustible
R4	Combustible
R5	Poco combustible
R6	Incombustible

R7	Refractario
NP (No Permitido)	-

En cuanto a la protección contra incendios existen distintas estrategias de control que contemplan la aplicación de medidas de prevención, técnicas de protección activa y pasiva, como también estrategias de actuación humana.

En este caso se implementarán **medidas de protección pasiva**, es decir, aquellas que controlan el crecimiento y propagación del fuego mediante el control de los materiales de construcción o a través de establecer barreras físicas para el movimiento de la llama o el humo, y **medidas de protección activa**, que son aquellas que toman acción física directa para reducir la velocidad de crecimiento del fuego o la migración del humo desde el punto de origen.

8.6.4.1. Muros cortafuego

Los muros cortafuego son una medida de protección pasiva. Son muros construidos con materiales de resistencia al fuego, similares a lo exigido al sector de incendio que divide. Estos deben cumplir con los requisitos de resistencia a la rotura por compresión, resistencia al impacto, conductibilidad térmica, relación, altura, espesor y disposiciones constructivas que establecen las normas respectivas.

Para obtener la resistencia de los muros se debe tener en cuenta el tipo de riesgo y la carga de fuego total en cada sector. Con ambos factores se determina la resistencia ingresando a la Tabla 8.14 o a la Tabla 8.15, según corresponda, dependiendo si el sector está ventilado o no. Dichas tablas se obtienen del Decreto N° 351/79 (Anexo VII) y se muestran a continuación.

Tabla 8.14. Resistencia de los muros en un sector sin ventilación.

Carga de fuego	Riesgo				
	R1	R2	R3	R4	R5
Hasta 15 kg/m ²	-	F 60	F 30	F 30	-
Desde 16 hasta 30 kg/m ²	-	F 90	F 60	F 30	F 30
Desde 31 hasta 60 kg/m ²	-	F 120	F 90	F 60	F 30
Desde 61 hasta 100 kg/m ²	-	F 180	F 120	F 90	F 60
Más de 100 kg/m ²	-	F 180	F 180	F 120	F 90

Tabla 8.15. Resistencia de los muros en un sector con ventilación.

Carga de fuego	Riesgo				
	R1	R2	R3	R4	R5
Hasta 15 kg/m ²	-	NP	F 60	F 60	F 30
Desde 16 hasta 30 kg/m ²	-	NP	F 90	F 60	F 60
Desde 31 hasta 60 kg/m ²	-	NP	F 120	F 90	F 60
Desde 61 hasta 100 kg/m ²	-	NP	F 180	F 120	F 90
Más de 100 kg/m ²	-	NP	NP	F 180	F 120

Se realiza el cálculo de resistencia para los distintos sectores de la planta, tales como la sala de operación, la sala cubierta (incluye baños, vestuarios, comedor y oficinas) y la sala donde se encuentra el motor generador.

Sala de operación

Tabla 8.16. Caracterización de los materiales que se encuentran en la sala principal [8.12].

Materiales	Riesgo	Carga de fuego (kg de madera/m ²)
Gas dentro de la cañerías	R2	5,65
Bagazo Seco + Rac	R4	272,34

El tiempo que deben resistir los muros es de 120 minutos, con ventilación natural.

Sala cubierta

Tabla 8.17. Caracterización de los sectores que se encuentran en la sala cubierta.

Sector	Riesgo	Carga de Fuego (kg de madera/m ²)
Vestuario	R3	24,9
Oficina	R3	21,8
Comedor	R3	16,6

Laboratorio	R3	27,16
-------------	----	-------

El riesgo más representativo es por presencia de materiales muy combustibles, y el tiempo de resistencia de los muros de la sala cubierta debe ser de 90 minutos. Considerando que hay ventilación mecánica.

Sala del motor generador

Tabla 8.18. Caracterización de los materiales que se encuentran en la sala del motor generador.

Materiales	Riesgo	Carga de Fuego (kg de madera/m ²)
Poliuretano [8.13]	R4	16,29
Cemento	R4	0,64
Ladrillos [8.14]	R4	15,2
Arcilla	R4	15,2

El riesgo más representativo es, riesgo de materiales combustibles. Con la carga de fuego predominante, se requiere de 30 minutos de resistencia al fuego (F30). Considerando ventilación natural.

8.6.4.2. Extintores manuales

Los extintores manuales son una medida de protección activa. Constituyen el equipamiento de extinción más difundido y utilizado en todo tipo de actividades. Para su selección es importante conocer la efectividad del agente extintor, a fin de poder comparar entre los diversos tipos disponibles en el mercado.

Según el Decreto N° 351/79 todo edificio deberá poseer matafuegos con un potencial mínimo de extinción equivalente a 1 A y 5 BC, en lugares accesibles y prácticos, distribuidos a razón de 1 cada 200 m² de superficie cubierta o fracción. La clase de estos elementos se debe corresponder con la clase de fuego probable.

El potencial extintor mínimo de los matafuegos para fuegos clase A y clase B (exceptuando fuegos líquidos inflamables que presenten una superficie mayor de 1 m²), responderán a lo establecido en la Tabla 8.19 y 8.20 respectivamente.

Tabla 8.19. Resistencia de los muros en un sector con ventilación.

Carga de fuego	Riesgo				
	R1	R2	R3	R4	R5
Hasta 15 kg/m ²	-	-	1 A	1 A	1 A
Desde 16 hasta 30 kg/m ²	-	-	2 A	1 A	1 A
Desde 31 hasta 60 kg/m ²	-	-	3 A	2 A	1 A
Desde 61 hasta 100 kg/m ²	-	-	6 A	4 A	3 A
Más de 100 kg/m ²	A determinar en cada caso				

Tabla 8.20. Resistencia de los muros en un sector con ventilación.

Carga de fuego	Riesgo				
	R1	R2	R3	R4	R5
Hasta 15 kg/m ²	-	6 B	4 B	-	-
Desde 16 hasta 30 kg/m ²	-	8 B	6 B	-	-
Desde 31 hasta 60 kg/m ²	-	10 B	8 B	-	-
Desde 61 hasta 100 kg/m ²	-	20 B	10 B	-	-
Más de 100 kg/m ²	A determinar en cada caso				

Teniendo en cuenta el riesgo del sector y las cargas de fuego para las distintas clases de fuego se obtiene para las diferentes salas los siguientes potenciales de extintores, según el decreto N° 351/79:

- *Sala de operación*: Clase A, a determinar según el caso. 6BC
- *Sala cubierta*: 1A5BC
- *Sala de motor*: 2A5BC

En el exterior donde se encuentra el bagazo secándose y los vehículos que trasladan materia prima se encontrarán hidrantes de agua, con sus respectivas mangueras y matafuegos de anhídrido carbónico. Este tipo de matafuegos descarga CO₂, el se expande produciendo nieve carbónica y asfixiando el fuego.

Dentro de las diferentes salas se contará con detectores de humo, los cuales funcionan como alarma que detecta la presencia de humo en el aire y emite una señal acústica avisando del peligro de incendio.

8.6.5. Colores y señales de seguridad

La función de los colores y señales de seguridad es atraer la atención sobre lugares, objetos o situaciones que puedan provocar accidentes u originar riesgos a la salud, así como indicar la ubicación de dispositivos o equipos que tengan importancia desde el punto de vista de la seguridad.

La aplicación de los colores de seguridad se hace directamente sobre los objetos, partes de edificios, elementos de máquinas, equipos o dispositivos, etc. Se explica a continuación los colores aplicables y su significado.

- *Rojo*: denota parada o prohibición e identifica además los elementos contra incendio.
- *Amarillo*: indica precaución o advertencia sobre riesgos en partes de máquinas que puedan golpear, cortar, electrocutar o dañar de cualquier otro modo, o riesgos en interior o bordes de puertas o tapas que deben permanecer habitualmente cerradas.
- *Verde*: indica condición segura. Se utiliza en elementos de seguridad general, excepto incendio.
- *Azul*: indica obligación. Se aplica sobre aquellas partes de artefactos cuya remoción o accionamiento implique la obligación de proceder con precaución.

Se indica a continuación las señales de seguridad que deben visualizarse en los distintos sectores de la planta.

Señales de prohibición

Se encontraran dentro de todas las salas y en el exterior de la planta.



**Prohibido fumar y encender
fuego**



**Entrada prohibida a
personas no autorizadas**

Señales de advertencia

Las señales de riesgo de manutención y riesgo de tropezar se encontrarán en el exterior, mientras que la de riesgo eléctrico estará cerca del generador. En la sala de operación, la sala del motor y en el laboratorio habrá señales de materias tóxicas e inflamables. Finalmente se encontrarán señales de peligro en la sala de operación y del motor.



Vehículos de manutención



Riesgo de tropezar



Riesgo eléctrico



Peligro en general



Materias tóxicas



Materiales inflamables

Señales de obligatoriedad

Las siguientes señales se encontrarán tanto en la sala de operación y la sala del motor como en el exterior. La protección a las vías respiratorias deberá ser usada cuando se encuentre cerca del gasificador, y del tratamiento de la materia prima.



Protección obligatoria de la cabeza



Protección obligatoria del oído



Protección obligatoria de los pies



Protección obligatoria de las vías respiratorias

Señales de primeros auxilios

Las siguientes señales se encontrarán dentro de todos los sectores de la planta.



Teléfonos de salvamento



Primeros auxilios

8.7. Tratamiento de efluentes y contaminación ambiental

Si bien en el presente proyecto se propone la utilización de biomasa residual como materia prima para la generación de energía renovable de modo de contribuir con el medio ambiente, en el proceso de gasificación de la misma se generan diferentes tipos de efluentes que se deben controlar, es decir, tratar antes de su eliminación, o bien, reutilizarlos.

Como ya se ha visto en los capítulos anteriores, en el acondicionamiento del gas de síntesis se genera una corriente de agua contaminada, la cual es tratada y en vez de ser eliminada como efluente es reutilizada en dicho proceso.

Efluentes sólidos

Como ya se ha visto, la gasificación de la biomasa genera residuos sólidos, char y cenizas, de los cuales el mayor porcentaje se recolecta en la descarga de los reactores y de los ciclones. Sin embargo, existe la posibilidad de reutilizar este material particulado de diversas maneras en lugar de desecharlo.

Diversos autores investigaron, e investigan, técnicas de inclusión de residuos naturales en las pastas de cemento y afirman que las fibras naturales son tan fuertes como las fibras sintéticas, responden a la necesidad del medio ambiente y además son rentables. Algunas de las fibras más analizadas para estos materiales de construcción son las cenizas de bagazo de caña de azúcar, las cenizas volantes, cenizas de cenicero de centrales termoeléctricas y cenizas de cascarilla de arroz, entre otras.

Las cenizas de caña de azúcar pueden ser consideradas como material alternativo en la producción de morteros y probablemente en concretos, puesto que mejoran diversas propiedades como la resistencia a la compresión con adiciones inferiores al 10%, resistencia a tracción por compresión diametral con adiciones del 3%, y reducción de la absorción capilar, previniendo el ingreso de agentes agresivos al mortero y, en particular, reduciendo el impacto ambiental causado por su inadecuada eliminación. **[8.16]**

Los investigadores Schettino y Holanda **[8.17]** caracterizaron las cenizas del bagazo de caña que fueron utilizadas para la producción de baldosas cerámicas, cuyas propiedades finales resultaron muy similares a las muestras patrón sin adición. Los resultados experimentales indicaron que los residuos de cenizas de bagazo de la caña de azúcar son ricos en partículas de cuarzo y tienen potencial para ser utilizados como materia prima alternativa para la producción de baldosas de cerámica.

Por otra parte, la aplicación de cenizas de biomasa residual al suelo, forestal y agrícola, ha demostrado ser beneficiosa, fundamentalmente por el alto contenido de nutrientes de estos residuos y por su capacidad para aumentar la disponibilidad de algunos nutrientes del suelo a las plantas. En las cenizas se mantienen elementos como potasio y fósforo (elementos fertilizantes), los cuales pueden ser transferidos a los suelos y cultivos vegetales. Sin embargo, estas cenizas no contienen, o presentan escasa concentración de nitrógeno, un nutriente imprescindible para el suelo. De todas formas, pueden combinarse con fuentes de nitrógeno para luego ser utilizadas como abono o fertilizantes.

Además, diversos tipos de cenizas de biomasa residual poseen pH alcalino atribuido a la presencia de hidróxidos y carbonatos de Ca, Mg y K, por lo que pueden reemplazar la cal o los fertilizantes sintéticos para aumentar el pH del suelo. En el caso de cenizas con pH bajo, pueden combinarse con hidróxido de calcio para neutralizar su pH y finalmente utilizarlas como fertilizantes para el suelo. **[8.18]**

Para determinar el tipo de reutilización, entre los recién mencionados, que se le puede dar a las cenizas generadas en el proceso de gasificación del presente proyecto, se recomienda realizar un estudio de las características de las mismas de manera de aprovechar su máximo potencial y darle rentabilidad.

8.8. Evaluación del impacto ambiental

Es un proceso de advertencia temprana que verifica el cumplimiento de las políticas ambientales. Es la herramienta preventiva mediante la cual se evalúan los impactos negativos y positivos que las políticas, planes, programas y proyectos generan sobre el medio ambiente, y se proponen medidas para ajustarlos a niveles de aceptabilidad.

El desarrollo de un Estudio de Impacto Ambiental para industrias de acuerdo a lo expresado en el Decreto N°1741/96 de la provincia de Buenos Aires comprende la realización de las siguientes tareas:

- Diagnóstico ambiental.
- Descripción operativa de la actividad.
- Evaluación de Impacto Ambiental.
- Cronograma de adecuaciones y monitoreo.
- Manual de gestión ambiental

Efectos de los contaminantes sobre las matrices ambientales

Los contaminantes en sus distintas formas (materia/energía) interactúan entre las denominadas matrices ambientales: aire, agua, suelo y biota. A continuación se muestra la interacción entre las distintas matrices con intercambios continuos entre ellas de materia y energía. Esta visión moderna promueve al hombre como parte del medio ambiente, además de incentivar a que las acciones ejecutadas por él, no sólo minimicen el daño hacia el resto de las esferas, sino también que se puedan ejercer acciones beneficiosas para todo el planeta.

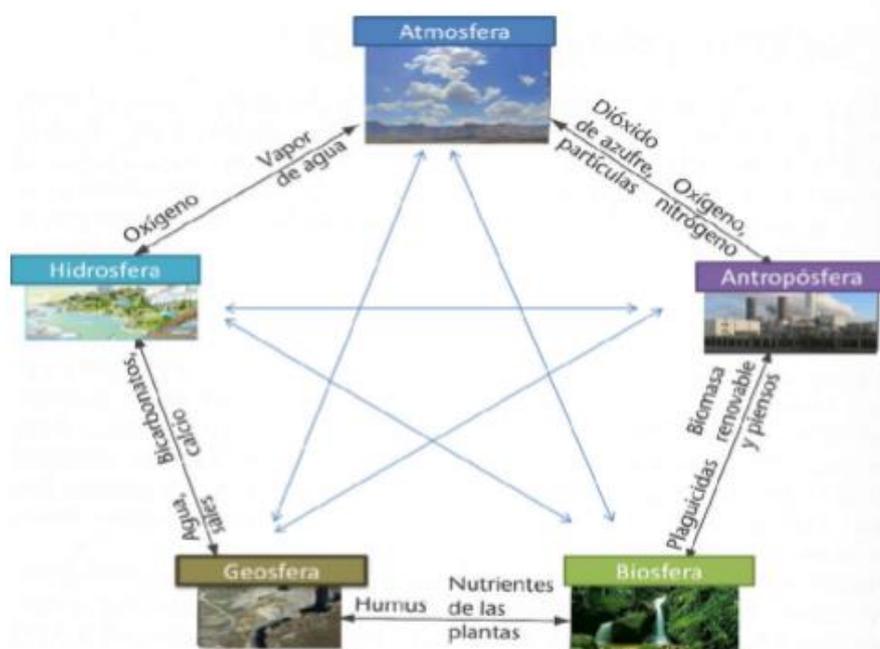


Figura 8.4. Interacción de las matrices ambientales.

Contaminación del aire

Se entiende por contaminación atmosférica la presencia en el aire de sustancias y formas de energía que alteran la calidad del mismo, de modo que implique riesgos, daño o molestia grave para las personas y bienes de cualquier naturaleza. Una primera clasificación de estas sustancias, atendiendo a cómo se forman, es la que distingue entre contaminantes primarios y contaminantes secundarios.

Contaminantes primarios

Sustancias contaminantes que son vertidas directamente a la atmósfera. Solo 6 de los contaminantes primarios causan más del 90% de la contaminación atmosférica ellos son:

- Dióxido de azufre (SO₂)

- Monóxido de carbono (CO)
- Óxidos de nitrógeno (NO_x)
- Amoníaco (NH₃)
- COV (VOC en inglés) compuestos orgánicos volátiles (excepto el metano CH₄)
Partículas (aerosoles)
- COPs (contaminantes orgánicos persistentes) entre ellos se incluye a los hidrocarburos aromáticos polinucleares, las dioxinas, los furanos. Estos se emiten en pequeñas cantidades a la atmósfera, pero ejercen su acción tóxica en la matriz agua, geosfera o biota en los que debido a su persistencia se van acumulando.

Contaminantes secundarios

Son aquellos que se producen por transformaciones y reacciones químicas y fotoquímicas (exposición a la luz solar) en la atmósfera, afectados por los vientos, luz solar, temperatura, humedad. Las principales alteraciones producidas por los contaminantes secundarios son el smog (contaminación fotoquímica), lluvia ácida y la disminución de la capa de ozono (CO, óxidos de nitrógeno, COVs).

Prevención y control de la contaminación industrial

La prevención de la contaminación implica el uso de materiales, procesos o prácticas que reducen o eliminan la generación de contaminantes o residuos en la fuente, es decir, en la misma industria. Al evitar los residuos, se eliminan los problemas del tratamiento y disposición, minimizando costos y pasivos ambientales para concentrarse en sus objetivos principales de brindar bienes o servicios.

La prevención de la contaminación incluye prácticas que se abocan a la reducción de:

- Materiales peligrosos
- Materiales no peligrosos
- Energía
- Agua

Incluye asimismo estrategias para proteger los recursos naturales a través de su conservación o uso más eficiente. Un programa de prevención de la contaminación, es un estudio detallado de las operaciones de una industria con la finalidad de minimizar todo tipo de residuos, el cual incluye:

- Reducir el riesgo de responsabilidad civil y penal.
- Disminuir los costos de producción/generación de servicios.

- Realzar la imagen de la empresa en la comunidad.
- Proteger la salud pública y el medio ambiente.

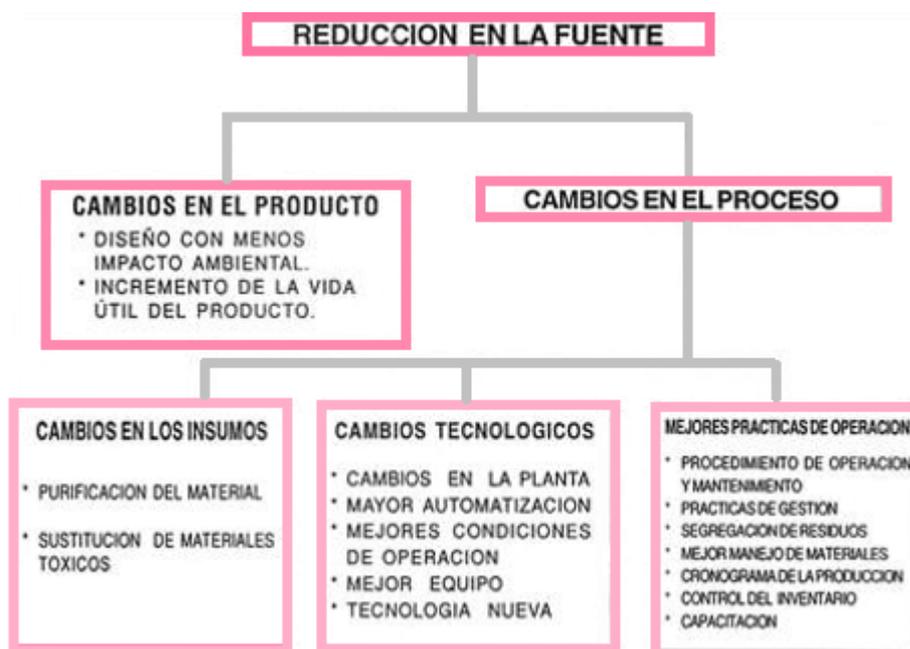


Figura 8.5. Diagrama de reducción en la fuente.

Categorización de industrias

Las industrias presentan un formulario denominado base de categorización. El Nivel de Categorización Ambiental (NCA) se calcula de la siguiente forma [8.11]:

$$NCA = Ru + ER + Ri + Di + Lo$$

Donde:

- *Ru*: Rubro.
- *ER*: Efluentes y residuos
- *Ri*: Riesgo
- *Di*: Dimensionalización
- *Lo*: Localización

Para la generación de energía eléctrica mediante fuentes de biomasa se define al *Ru* como Grupo 1, tomando un valor de 1. El *ER* se define como Tipo 0, tomando un valor de 0, ya que los residuos generados se reutilizan, y los gases que se eliminan son gases de combustión. En el caso de *Ri* se toma un valor de 3, teniendo en cuenta riesgos de explosión, incendio y por sustancias químicas. El factor *Di* toma un valor de 3 ya que la potencia instalada es mayor a 300 HP y la cantidad de personas presentes en la planta es

menor a 15. Por último, Lo toma un valor de 1 debido a que la planta se localiza en una zona industrial exclusiva y rural.

Se lee de la Resolución 1639/2007 el valor de cada uno de los parámetros y se calcula el NCA, resultando el un valor de 8 cuya categoría corresponde a la primera. La cual según la normativa vigente, resolución SAyDS N° 481/2011, se considera como actividad no riesgosa para el ambiente. [8.19]

8.9. Bibliografía

- [8.1] Sitio web: <https://www.usound.co/es/ayuda/tipos-de-hipoacusia/>
- [8.2] Soluciones de aislamiento acústico. Sitio web: <https://www.andimat.es/wp-content/uploads/soluciones-de-aislamiento-acustico-andimat-jun09.pdf>
- [8.3] Apuntes de cátedra: Seguridad e Higiene y Saneamiento ambiental (2019)
- [8.4] Sitio web: <https://multimedia.3m.com/mws/media/893637O/3m.pdf>
- [8.5] Siemens. Sitio web: <https://new.siemens.com/global/en/products/energy/power-generation/gas-engines/sl-engines.html>
- [8.6] Aerzen. Sitio web: <https://www.aerzen.com/es-ar/productos/producto/blower-units-delta-blower-generation-5/performance/gm-10-s-g5-dn-100-1.html#performance>
- [8.7] Mateu y Solé S.A. Manual de instrucciones Molino serie CB 53/71.
- [8.8] Catálogo bombas Grundfos Cm, Cme. Sitio web: <https://www.tiendagrundfos.com.ar/>
- [8.9] Center for disease control and prevention. Sitio web: <https://www.cdc.gov/niosh/nmam/chemicals.html>
- [8.10] Praxair. Hojas de seguridad. Sitio web: <http://www.praxair.com.mx/>
- [8.11] Ministerio de justicia y derechos humanos. Sitio web: <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/130000-134999/134704/norma.htm>
- [8.12] Sitio web: <https://www.redproteger.com.ar/carga%20de%20fuego.htm>
- [8.13] Asociación de la industria del poliuretano rígido. Sitio web: <https://aislaconpoliuretano.com/poliuretano-proyectado-construcciones-madera.htm>
- [8.14] Cámara industrial de la cerámica roja. Sitio web: <http://www.ceramicaraja.com.ar/pdf/ficha3-resistencia-al-fuego.pdf>
- [8.15] Poliuretano proyectado e inyectado. Sitio web: <https://www.aisla.org/PUR.pdf>

[8.16] A. Sarabia-Guarin, J. Sánchez-Molina y J.C. Leyva-Díaz (2017). *Uso de nutrientes tecnológicos como materia prima en la fabricación de materiales de construcción en el paradigma de la economía circular*. Respuestas, vol. 22 (1), pp. 6-16.

[8.17] M. A. Schettino, J. N. Holanda (2015). *Characterization of sugarcane bagasse ash waste for Its Use in Ceramic Floor Tile*. Procedia Materials Science, vol. 8, pp. 190-196.

[8.18] Q. L. María del Mar (2015). *Propuestas para la reutilización agrícola de las cenizas generadas en la obtención de energías renovables a partir de biomasa residual*. Tesis doctoral. Universidad de Granada.

[8.19] Argentina.gob.ar (2017) Seguro ambiental. Sitio web:

<https://www.argentina.gob.ar/ambiente/preservacion-control/seguro>

Conclusión general

Se logró diseñar de manera preliminar una planta de producción de gas de síntesis a partir del proceso de gasificación de biomasa.

Para lograr el objetivo del trabajo planteado, en primer lugar, se comenzó con una revisión del mercado nacional de manera de conocer los tipos de residuos generados a mayor escala que resulten aprovechables desde un punto de vista energético. En base a dicho estudio, se propuso la utilización de los residuos generados en la actividad azucarera, el bagazo de caña y los residuos agrícolas cañeros (RAC), y se decidió localizar la planta en la localidad de Ingenio Santa Bárbara, ubicada en el departamento de Río Chico de la provincia de Tucumán, dónde se encuentra la mayor producción de los mismos. En cuanto al producto final, energía eléctrica y térmica, la elección se basó desde el punto de vista ambiental, de manera de reducir las emisiones generadas por la utilización de combustibles fósiles.

Se analizó cómo influye en el proceso de obtención del syngas la materia prima, el tipo de reactor, el agente gasificante, las condiciones de operación y el producto final, siendo necesarios distintos tipos de pretratamiento de materia prima y post-tratamiento del gas en función a lo elegido. La elección del reactor, el agente gasificante y posteriormente el sistema de limpieza y acondicionamiento del gas se hizo en su gran mayoría desde un punto de vista económico.

Para poder completar la evaluación del proyecto se realizó un análisis económico. Cabe aclarar que dado la falta de costos de equipos se realizaron algunas estimaciones.

En primer lugar para la compra de los equipos se requirió de US\$ 1.700.939,4 y para la compra del terreno de 5ha US\$ 17.500. Considerando que donde se localizara la planta ya cuenta con servicios, y que el costo de la materia prima es nulo se obtuvo un costo total de 940.829,4 US\$/año, el cual en su mayoría se deben a costo mano de obra, costo de mantenimiento y depreciación. A partir de los cálculos realizados se llegó a que el motor genera 5.270,6 MW/año en donde 1.570,7 MW/año corresponden al consumo de los equipos lo que resulta una potencia de 3.699,9 MW/año dispuesta para la venta a un precio de 145,9 US\$/MW según bibliografía obtenida. Entonces se obtuvo un ingreso por ventas de electricidad de 539.666,3 US\$/año.

También se consideró el aprovechamiento del calor liberado durante el proceso a la salida de los ciclones y a la salida del MCI, para el calentamiento de agua de servicio a 80°C. Por año se obtuvieron 87.581,3 m³, los cuales generaron un ingreso por ventas de 437.544,4 US\$/año. Finalmente el ingreso por ventas totales resultó de 977.210,7 US\$/año.

Luego se realiza un análisis de rentabilidad por varios métodos, considerando un periodo de 10 años de producción, el cual no resultó rentable. Obteniéndose un tiempo de repago de 9 años. por lo que se planteó alternativas para mejorar la rentabilidad como por ejemplo producir más de lo propuesto, con lo que se generará más electricidad. Otra alternativa es el aprovechamiento de CO₂ como subproducto, el cual requiere un análisis económico adicional, ya que se requiere de otros equipos.