

PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A PARTIR DE RESIDUOS DE LA COSECHA DE CAÑA DE AZÚCAR

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL DE MAR DEL PLATA

Autores

Ares, María Valeria

Marini, María Lucía

Año 2020



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/).

PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A PARTIR DE RESIDUOS DE LA COSECHA DE CAÑA DE AZÚCAR

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL DE MAR DEL PLATA

Autores

Ares, María Valeria

Marini, María Lucía

Año 2020

ÍNDICE

Capítulo 1: Investigación preliminar y estudio de mercado	2
Capítulo 2: Análisis del sistema de reacciones	28
Capítulo 3: Diseño del sistema de reactores	56
Capítulo 4: Pre y post tratamiento	74
Capítulo 5: Diseño del sistema de purificación	88
Capítulo 6: Equipos auxiliares e integración energética	113
Capítulo 7: Análisis económico	150
Capítulo 8: Seguridad e Higiene	175
Conclusión	197
Apéndice	199

PRÓLOGO

La gran mayoría de los residuos industriales y agrícolas que genera nuestra sociedad son de naturaleza orgánica y por lo tanto, susceptibles de generar energía. Los residuos de naturaleza orgánica son, por definición, de carácter renovable. Así pues, hay una estrecha relación entre el residuo orgánico, la generación de energía y la sostenibilidad.

Lo que en la actualidad conocemos como combustibles fósiles, hace millones de años, no era más que biomasa. Lamentablemente, el tesoro energético gestado hace millones de años va a ser consumido por nuestra sociedad en poco más de un siglo y medio. Y todo ello porque el modelo de vida que tenemos, y por ende la obtención y el consumo de energía, es completamente insostenible en el horizonte de pocas décadas.

Mientras los residuos susceptibles de producir energía van a parar a vertederos y generan grandes cantidades de gases de efecto invernadero de manera poco controlada, gastamos a un ritmo desaforado los combustibles fósiles. El modelo es tan absurdo que no solamente va a acabar con la biodiversidad, sino que puede llegar a extinguir a la propia especie humana.

Bajo el marco del Acuerdo de París y con el fin de paliar el cambio climático, Argentina presentó en el 2016, un plan ambicioso de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, donde se compromete a reducir sus emisiones globales de gases en 15% para el 2030.

Como ciudadanas comprometidas con el medio ambiente, creemos que en este desafío que asumió el país, es fundamental el rol de cada uno de nosotros. En este contexto es que se plantea el siguiente proyecto de investigación, que busca analizar la factibilidad de construir una planta de producción de gas de síntesis a partir de los residuos de la cosecha de caña de azúcar para la generación de energía eléctrica.

1

INVESTIGACIÓN PRELIMINAR Y ESTUDIO DE MERCADO

ÍNDICE

Introducción	3	Gasificación	14
La biomasa como fuente de energía	4	Postratamiento	15
Gas de síntesis	5	Generación de energía eléctrica	15
Aplicaciones del gas de síntesis	6	Ubicación de la planta	17
Evolución histórica de la gasificación	7	Capacidad de producción de la planta	18
Selección del agente gasificante	10	Capacidad de diseño de la planta	19
Selección del tipo de gasificador	11	Marco legal	22
Proceso de producción	13	Justificación del proyecto	24
Pretratamiento	14	Bibliografía	25

RESUMEN

En el primer capítulo se explica el desarrollo histórico y la teoría básica del funcionamiento del proceso de gasificación. Hoy en día, la gasificación es considerada una tecnología económicamente competitiva, térmicamente eficiente y respetuosa con el medio ambiente. Posteriormente, se analiza y selecciona con criterio los siguientes factores:

Materia prima: Residuos de la cosecha de la caña de azúcar (RAC)	Sistema de recuperación de energía: Motor de combustión interna
Agente gasificante: Aire	Capacidad de producción de la planta: 0,8 ton RAC /h
Ubicación de la planta: Departamento de Leales-Tucumán	Capacidad de diseño de la planta: 1 ton RAC/h
Producción de syngas estimada: 2408 Nm ³ /h	Tipo de gasificador: Lecho fijo- Downdraft

El gas de síntesis obtenido a partir de gasificación de biomasa se utiliza para generación de energía eléctrica mediante un motor de combustión interna, en búsqueda de abastecer la energía necesaria para el funcionamiento de la planta y vender el excedente restante a un precio de U\$S 150 el MWh (Programa RenovAr).

Por último, se enumeran las razones por las cuales se considera conveniente instalar una planta para la producción de syngas. Dentro de ellas se destacan los bajos costos de la materia prima, el desarrollo de la industria local y el aprovechamiento de los residuos agrícolas.

Introducción

En las últimas décadas, el crecimiento económico, el desarrollo industrial y las modernas tecnologías han aportado un nuevo grado de confort y bienestar a nuestras vidas, ocasionando un aumento del consumo de bienes y servicios. Sin embargo, este crecimiento económico se logró a expensas del agotamiento de los recursos naturales.

Ya por el 1972, el Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT) estableció el alerta global sobre el colapso al que se enfrentaría la humanidad si se continuaba con el ritmo exponencial en el consumo desmesurado de recursos. Hoy, cuarenta y ocho años después, podemos observar que la situación se agudizó, a tales extremos, que se encuentra en riesgo el futuro del planeta.

La forma en que se produce y consume la energía actualmente no es sostenible. Las fuentes de generación con mayor peso en las matrices energéticas son los combustibles fósiles, siendo el petróleo, carbón y gas natural los principales contribuyentes al cambio climático. Desde 1970 aproximadamente, el planeta se encuentra en déficit. Esto significa que la huella ecológica es mayor que la biocapacidad.

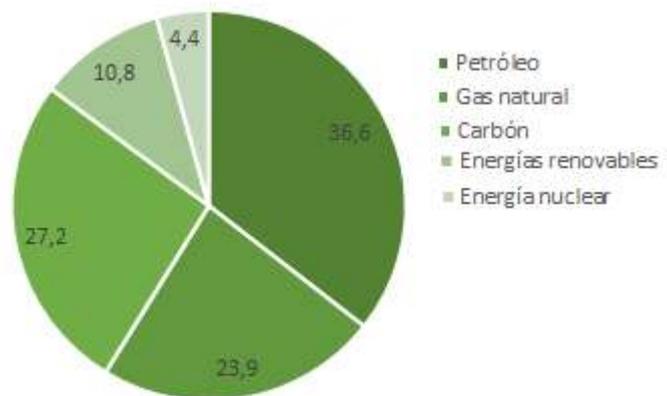


Figura 1.1 Contribución de las fuentes de energía en el mundo

En este contexto y ante la necesidad de una disminución drástica de emisiones de gases de efectos invernadero, el mundo en general enfrenta un gran desafío en la incorporación de fuentes limpias y renovables.

El carácter renovable y no contaminante que tiene la biomasa y el papel que puede jugar al momento de generar empleo y activar la economía de algunas zonas rurales, hacen que la generación de energía a partir de materia orgánica sea considerada una clara opción futuro.

La biomasa como fuente de energía

El término biomasa se refiere a toda la materia orgánica. Su origen puede ser muy diverso, desde árboles y plantas hasta desechos de animales. Algunos ejemplos pueden ser las provenientes de la agricultura (residuos de maíz, café, arroz), de aserraderos (podas, ramas, aserrín, cortezas) y de los residuos urbanos (aguas negras, basura orgánica y otros).

La utilización de biomasa para la generación de energía presenta ciertas ventajas con respecto a los combustibles fósiles:

- Desde el punto de vista ambiental, el aprovechamiento energético de la biomasa no contribuye al aumento de los gases de efecto invernadero, dado que el balance de emisiones de CO₂ a la atmósfera es nulo. El CO₂ generado en la combustión de la biomasa es

reabsorbido mediante la fotosíntesis en el crecimiento de las plantas necesarias para su producción y, por lo tanto, no aumenta la cantidad de CO₂ presente en la atmósfera. Al contrario, en el caso de los combustibles fósiles, el carbono que se libera a la atmósfera es el que está fijo a la tierra.

- En economías de orientación agrícola, como es el caso de Argentina, el uso apropiado de la biomasa ofrece una alternativa tentadora para reducir los costos de operación por concepto de insumos energéticos. Además, es una solución para los problemas higiénico-ambientales que, en muchos casos, presentan los desechos orgánicos.
- La energía a partir de biomasa se puede producir en cualquier lado revitalizando las economías rurales, proveyendo energía en forma independiente y segura; logrando así importantes beneficios ambientales. Las comunidades rurales pueden ser, entonces, energéticamente autosuficientes en un alto grado puesto que pueden tener un uso racional de los residuos y administrar inteligentemente la biomasa disponible en la localidad.
- Mejora el aprovechamiento de tierras con poco valor agrícola y que, en ocasiones, se abandonan por la escasa rentabilidad de los cultivos tradicionales.

No obstante, algunas desventajas de la utilización de biomasa como fuente de energía que se deben destacar son:

- Los biocombustibles proporcionan una menor energía que los combustibles fósiles a cantidades iguales, por lo que se necesita mucha más materia prima para igualar estos niveles energéticos.
- Al necesitar mayores superficies de cultivo se produce la pérdida de las áreas forestales, consumidoras de CO₂. En su origen, la idea era utilizar los restos de las actividades agrícolas, pero con su fomento se propició que se destruyesen espacios naturales para crear estas plantaciones.
- Como ocurre con todas las actividades relacionadas con la agricultura, se necesitan grandes cantidades de agua para el riego de las especies vegetales.
- Debido a las impurezas inorgánicas que presenta, requiere sistemas de pretratamiento para su uso como recurso energético.

A pesar de las desventajas mencionadas anteriormente, la biomasa supone una fuente alternativa muy atractiva para la producción de combustibles y productos químicos debido a su versatilidad, su naturaleza renovable y su bajo impacto ambiental.

Desde el punto de vista energético resulta conveniente dividir la biomasa en dos grandes grupos: biomasa húmeda y biomasa seca. La biomasa seca resulta adecuada para su tratamiento en procesos termoquímicos, mientras que la biomasa húmeda suele ser utilizada en procesos bioquímicos y físicos. (*Figura 1.2*)

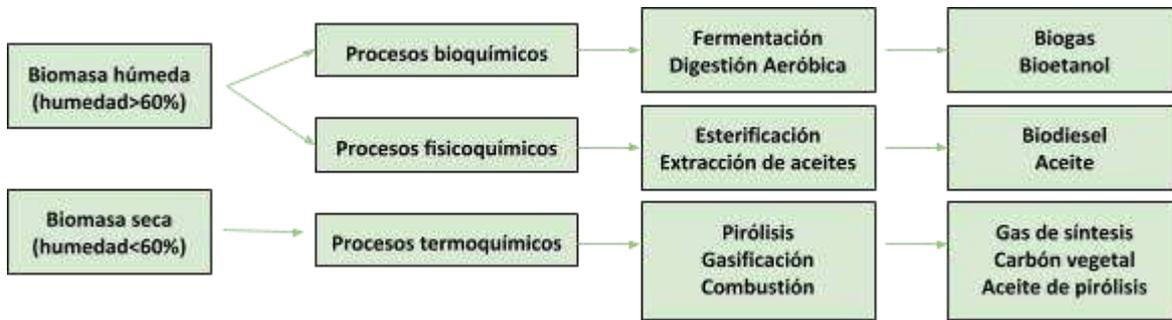


Figura 1.2. Productos generados de diferentes procesos a partir de biomasa.

Gas de síntesis

El gas de síntesis, también conocido como *syngas*, se obtiene a partir de la gasificación. La gasificación es un proceso termoquímico en el que se convierte mediante oxidación parcial a temperatura elevada, una materia prima (generalmente sólida) en un gas con un moderado poder calorífico. Este gas contiene principalmente monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), hidrógeno (H₂), metano (CH₄), pequeñas cantidades de otros hidrocarburos más pesados, agua (H₂O) y nitrógeno (N₂) (cuando se usa aire como agente gasificante). Además, posee diversos compuestos no deseados como pequeñas partículas carbonosas, cenizas y alquitranes. El CO, el H₂ y el CH₄ son los componentes que principalmente confieren poder calorífico al gas.

La composición del gas varía según: ¹

- La composición de la materia prima
- El tamaño y la densidad de la biomasa triturada
- El agente gasificante
- La relación agente gasificante/biomasa
- La temperatura a la cual se lleven a cabo las reacciones
- El tipo de gasificador utilizado

Este gas se puede utilizar de forma mucho más flexible (como materia prima de procesos químicos o como combustibles en calderas, motores, turbinas o pilas de combustible).

Aplicaciones del gas de síntesis

En las Figuras 1.3 y 1.4 se muestran las principales aplicaciones del gas de síntesis. La producción de amoníaco es la aplicación más demandada; seguida, en segundo lugar, por la utilización del hidrógeno para las refinerías; y en tercer lugar, la producción de metanol.

¹ Castells, X., et al. (2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España. Editorial Díaz de Santos.

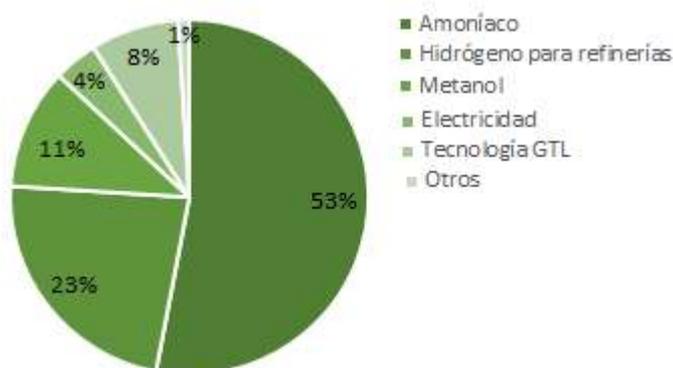


Figura 1.3. Principales aplicaciones del gas de síntesis

Las principales aplicaciones del amoníaco se orientan a la producción de fertilizantes, cuya utilización ha crecido enormemente en Argentina en los últimos años. Se espera que seguirá con esa tendencia, fuertemente influenciada por la industria agrícola-ganadera. Por su parte, los hidrotratamientos, aunque principalmente la hidrosulfuración, han crecido en el último tiempo debido a las restricciones ambientales con respecto al contenido de azufre en los combustibles.

El metanol es muy importante como materia prima para la industria química como así también en la industria del combustible. Dentro de la industria química, se generan diversos productos como ácido acético, etileno, formaldehído y olefinas. Por otro lado, dentro de la industria del combustible, se destaca la producción del gas natural sintético. Una de las principales ventajas de este combustible es que pueden utilizar las infraestructuras diseñadas para el gas natural, tanto de almacenamiento como de consumo.

Otra importante aplicación del gas de síntesis es la producción de hidrocarburos líquidos por el proceso de Fischer-Tropsch (FT), como eslabón clave en el proceso global de GTL (gas-to-liquid). El proceso de FT es una reacción química catalítica en la que el monóxido de carbono y el hidrógeno en el gas de síntesis se convierte en una mezcla de hidrocarburos de diversos pesos moleculares. Estos van desde los gases hasta las ceras pasando por la gasolina, el kerosén y el gasoil.

Asimismo, el gas de síntesis, se puede utilizar como combustible directo para la generación de energía. Las distintas opciones que se tienen en cuenta son:

- Generación eléctrica a partir de motores a gas: la obtención de energía eléctrica se produce gracias a los alternadores acoplados a los motores.
- Generación eléctrica a partir de turbina de gas: proceso similar al anterior pero en este caso utilizando una turbina de gas modificada según las características del gas obtenido.
- Generación eléctrica con ciclo combinado (GICC): en el proceso con ciclo combinado se genera electricidad en dos etapas. En la primera, una turbina de gas conectada a un alternador se encarga de la producción eléctrica a partir del gas del gasificador. En la segunda etapa, se aprovechan los gases de escape de la misma turbina para generar vapor con una caldera que posteriormente pasará a través de una turbina de vapor con un alternador

acoplado. GICC también ofrece la capacidad de capturar dióxido de carbono antes de la combustión, proporcionando un medio eficiente, económico y comercialmente viable para reducir este gas de efecto invernadero en comparación con una planta de carbón tradicional.

Como subproducto de la generación de gas de síntesis a partir de biomasa, se obtienen cenizas y alquitranes. Las cenizas, se pueden considerar como un residuo o bien valorizarse usándose como materia prima para la construcción, para la producción de fertilizantes, para la fabricación de vidrio, etc. Es decir que idealmente no se generan residuos, se trata entonces de una economía circular perfecta. En caso de que los subproductos no sean aprovechables, se habrá conseguido de todos modos, minimizar considerablemente el volumen de residuo mientras se inertiza y se aprovecha su contenido energético.

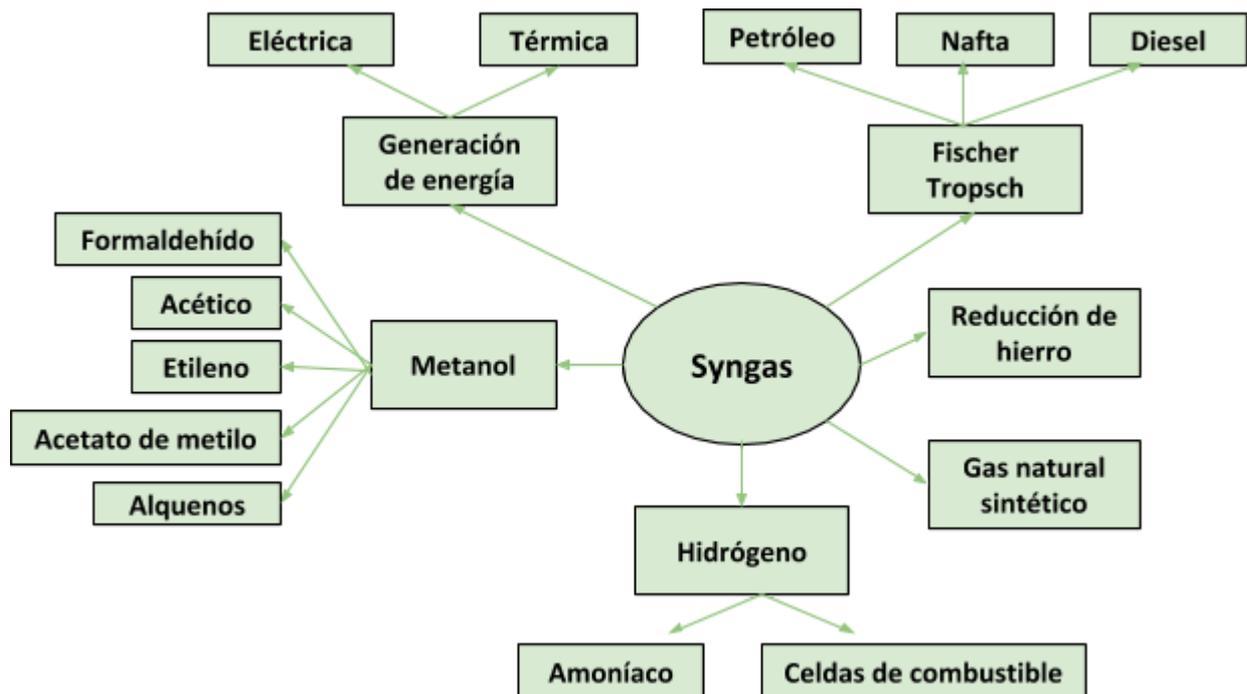


Figura 1.4. Productos generados a partir del gas de síntesis.

Evolución histórica de la gasificación

La gasificación es una vieja tecnología con grandes perspectivas de futuro. Efectivamente, la gasificación del carbón, sólidos carbonosos y materiales líquidos se ha estado utilizando desde hace más de doscientos años y fue extensivamente utilizada desde finales del siglo XIX y durante el siglo XX.

El verdadero impulso para el desarrollo de la tecnología de los gasificadores fue la escasez de gasolina durante la Segunda Guerra Mundial. La utilización de los gasificadores de carbón mineral alcanzó su auge en esta época, cuando se empleaban en el mundo casi un millón de gasificadores.

Después de la guerra, el interés en los procesos de gasificación de carbón disminuyó, condenando al olvido a la tecnología de los gasificadores. Desde ese momento se empezaron a utilizar otras fuentes energéticas más intensivas (con un mayor poder calorífico). Por este motivo, el uso de la biomasa fue

bajando hasta mínimos históricos que coincidieron con el uso masivo de los derivados del petróleo y con unos precios bajos de estos productos.

Sin embargo, después de la doble crisis de los combustibles, de 1973 y 1979, se puso en evidencia el efecto nocivo de los elevados costos del petróleo para la economía de los países en desarrollo importadores de petróleo. Como resultado de ello, y sumado a la aparición de regulaciones medioambientales cada vez más restrictivas, se produjo un aumento del interés por las fuentes de energías renovables. Dentro de estas se encuentra la biomasa, en forma de madera o residuos agrícolas, por ser la más fácilmente disponible.

Oportunidades y perspectivas de futuro

Si se compara con otras tecnologías, la gasificación posee muchos atributos positivos, lo que contribuye a estimular el mercado actual. Se trata de la única tecnología de conversión energética que ofrece simultáneamente flexibilidad y ventajas tanto en la alimentación como la tipología del producto. Todas las materias primas que contienen carbono incluyendo residuos peligrosos, residuos sólidos urbanos, fangos de depuradora, etc., pueden ser gasificados tras su preparación para producir gas de síntesis limpio para su posterior procesado. Debido a esta capacidad para utilizar materias primas a bajo costo la gasificación es la tecnología más adecuada para muchas aplicaciones industriales.

En primer lugar, la gasificación, comparada con los sistemas de combustión y pirólisis, es una tecnología de mayor eficiencia y menor impacto ambiental. El volumen de gases producidos en la gasificación y la concentración de contaminantes es mucho menor, con lo cual, los sistemas de depuración son más pequeños y actúan de manera más eficiente.

En segundo lugar, el combustible que se obtiene con la gasificación puede ser empleado en una amplia variedad de aplicaciones con equipos convencionales diseñados para gases combustibles debidamente adaptados, de manera que es posible transportarlo a una cierta distancia del lugar de generación.

En tercer lugar, la eliminación de azufre y nitrógeno y otros contaminantes a partir del gas reductor, que sale del gasificador, es mucho más fácil que a partir de los gases de combustión. Esto conlleva a que las emisiones de azufre y óxidos de nitrógeno sean inferiores, en un orden de magnitud, a las emisiones correspondientes de los procesos de combustión convencional. Además, repercute en una reducción de costos en los equipos de prevención de la contaminación.

En cuarto lugar, si el objetivo es la generación de electricidad, el rendimiento global utilizando un gas sintético es muy superior en la gasificación que en la combustión.

Por último, a diferencia de los procesos de combustión, a igual cantidad de material usado, las cenizas y escorias obtenidas como subproducto de la gasificación también han demostrado no ser tan peligrosas. Como se ha señalado anteriormente, las cenizas pueden depositarse en vertederos sin costos añadidos al tratamiento, o bien, pueden usarse como materiales de construcción o ser

procesados posteriormente para obtener productos de valor añadido llevando a una planta de descargas cero.²

De todas las tecnologías avanzadas en estado desarrollo (gasificación, combustión y pirólisis), las tecnologías basadas en la gasificación son las únicas, según Stiegel y Maxwell³ (del Departamento de Energía de EE.UU), que tienen el potencial de cumplir los siguientes objetivos con costos de producción iguales o inferiores a los del mercado actual:

- Tener una eficiencia térmica superior al 60%
- Tener costos de inversión inferiores a 1000 U\$S/kWe
- Emitir muy poco o nada de azufre, óxidos de nitrógeno y otros contaminantes atmosféricos
- Utilizar fuentes que contienen carbono para producir una amplia y variada gama de productos especializados
- Capturar y secuestrar dióxido de carbono

Todas las características señaladas hacen prever buenas perspectivas de futuro para la gasificación en un entorno marcado por una mayor competitividad en el mercado eléctrico y regulaciones cada vez más estrictas en cuanto a emisiones de gases con efecto invernadero.

Selección de la materia prima

La materia prima seleccionada, en base al análisis de residuos agrícolas en Argentina, es el residuo agrícola de la cosecha (RAC) de la caña de azúcar. Se limitó la búsqueda a los desechos agrícolas debido a que se intenta buscar una alternativa ecológica frente a materiales que no tienen ningún fin por sí mismos, de forma de darle una utilidad a la biomasa desechada.

La caña de azúcar es un cultivo cuyos tallos son aprovechados en las fábricas para separar de ellos la sacarosa y los azúcares reductores con el fin de producir azúcar y etanol. Luego de realizada la cosecha de la caña, quedan en el lote hojas y cogollos (denominados en su conjunto residuos agrícolas de cosecha). Aproximadamente el 52% de estos residuos se dejan en el suelo para mejorar la fertilidad y la porosidad de la tierra. Sin embargo, el 48% del RAC restante es quemado, en la mayoría de los casos, por provocar los siguientes efectos negativos⁴:

- Dificulta el cultivo mecánico, la fertilización y el control selectivo de malezas a través del colchón de residuo.
- Demora el brotado y genera discontinuidad del mismo, produciendo una disminución del rendimiento cuando las temperaturas son bajas y/o el suelo está muy húmedo luego de cosechar.
- Incrementa las poblaciones de plagas que se refugian y multiplican debajo del RAC.
- Riesgo de incendio después de la cosecha.

² Catells, X, et al. (2005) *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España. Editorial Díaz de Santos.

³ Stiegel, G. J y Maxwell, R. C. (2001). *Gasification technologies: the path to clean, affordable energy in the 21th century, Fuel processing technology*. Estados Unidos. pp 79-97.

⁴ Mathier, D., Saleme, P., Sánchez, F., Bragachini, M., Méndez, J. (2013). *La caña de azúcar como cultivo energético*. Tucumán, Argentina.

La quema de estos residuos produce graves problemas socio-ambientales: liberación de partículas y compuestos como CO, NO_x, SO₂, dioxinas, furanos y otros que afectan el medioambiente (contribuyen principalmente al calentamiento global y la lluvia ácida) y a la salud (son causa de enfermedades respiratorias y visuales).

Toda esta biomasa que es quemada podría ser aprovechada para la generación de energía como una alternativa renovable. Así se logra diversificar la matriz energética del país y reducir los problemas mencionados anteriormente.

Según se observa en la *Figura 1.2*, para los procesos termoquímicos como la gasificación de biomasa es importante que la misma cuente con un contenido bajo de humedad. El problema con el elevado porcentaje de humedad en la biomasa es el costo energético asociado a su secado previo a la gasificación. En este sentido, el RAC es una materia prima interesante para la gasificación ya que presenta un contenido de humedad menor al 12% ⁵ y un contenido energético relativamente alto (17,2 MJ/kg) ⁵.

Selección del agente gasificante

Como bien se dijo con anterioridad, la composición y el poder calorífico del gas de síntesis, depende entre otras cosas, del agente gasificante que se utilice. Este puede ser tanto aire, oxígeno o vapor de agua.

La gasificación con vapor de agua u oxígeno, mejoran el rendimiento global y aumenta la proporción de hidrógeno en el syngas. Es el sistema más adecuado de producir syngas si se desea emplearlo como materia prima para producir metanol o gasolina sintética.

Si se gasifica con aire, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el resto de la biomasa sufre la reducción. No obstante, alrededor del 50% del syngas es nitrógeno y, en términos de poder calorífico, el gas ronda entre 3,3-7,1 MJ/Nm³.

*Tabla 1.1. PCI y producción de alquitranes según el agente gasificante utilizado.*⁶

Agente	PCI (MJ/Nm ³)	Producción de alquitranes (mg/m ³)
Aire	3,3-7,1	2-20
Oxígeno y vapor de agua	12,5-13	4-30
Vapor de agua	12,5-13,4	30-80

Si bien es más conveniente en términos energéticos utilizar oxígeno y/o vapor de agua como agente gasificante ya que genera un gas con un mayor poder calorífico, su producción es inasequible pues la

⁵ Cruz, M., Zamora Rueda, G., Golato, M., Paz, D. (2016). *Caracterización de biomosas regionales*. Argentina (Tucumán) y Brasil (Itajubá).

⁶ Cruz, M., Zamora Rueda, G., Golato, M., Paz, D. (2016). *Caracterización de biomosas regionales*. Argentina (Tucumán) y Brasil (Itajubá).

obtención de oxígeno y/o vapor de agua es costosa para la operación de una industria, haciendo el procesos económicamente (inclusive energéticamente) no rentable.

La gasificación del aire es la más estudiada y aplicada debido a que, no solo que el agente gasificante es más barato sino que, el proceso de reacción es más fácil y la estructura del reactor más simple. Por ello, se decide utilizar aire como agente gasificante para la producción del gas pobre. Con esta elección también se tiene la ventaja de una producción menor de alquitranes (líquido pegajoso con una temperatura de condensación baja) que es un producto indeseado en el proceso debido a que puede llevar a bloqueos en los equipos dificultando la operación.

En la siguiente tabla se presentan los valores de la composición del gas de síntesis esperados.

Tabla 1.2. Composición del gas de síntesis esperado utilizando aire como agente gasificante.⁷

Componente	%
N ₂	45-55
CO	13-30
H ₂	10-22
CO ₂	8-19
CH ₄	0.25-2.54

Selección del tipo de gasificador

Hay distintos tipos de reactores que se puede utilizar para la gasificación de biomasa. Sin embargo, muchas son tecnologías sobre las que existe poca experiencia.

Las dos grandes tecnologías existentes empleadas en la actualidad son los reactores de lecho fijo (Downdraft y Updraft) y de lecho fluidizado (Burbujeante o circulante) y en ellos se centrará el análisis para la selección del tipo de gasificador a utilizar.

La *Tabla 1.3* muestra una comparación entre los gasificadores de lecho fijo y los de lecho fluidizado.

⁷ Bilbao, R., García, P., Rodrigo, R., Lagraño, A.C. y Arauzo, J.(1990). *Desarrollo de gasificación en lecho móvil en corrientes descendientes para residuos lignocelulósicos*. Ingeniería Química, p.231.

Tabla 1.3. Comparación de reactores de lecho fijo y lecho fluidizado

Tipo de reactor	Lecho fijo		Lecho Fluidizado	
	Updraft(u)	Downdraft(d)	Burbujeante	Circulante
Disponibilidad y características técnicas	<ul style="list-style-type: none"> -Construcción simple y robusta -Mala transferencia de calor -Mala distribución de temperaturas -Posible aglomeración de cenizas en la parrilla -Baja pérdida de carga 		<ul style="list-style-type: none"> -Tecnología menos compleja, sin partes móviles -Buena transferencia de calor -Buena distribución de temperaturas -La operación suele ser más compleja que para un lecho fijo -Pérdida de carga alta 	
Experiencia	<ul style="list-style-type: none"> -Existen en operación muchos procesos para aplicaciones diversas -Simple, viable y probado para ciertos combustibles 		<ul style="list-style-type: none"> -Diseños comerciales disponibles -Seguros, viables, estables 	
Requerimientos de los eductos	<ul style="list-style-type: none"> -Pueden usarse materiales con alto contenido de cenizas -Se necesitan pellets (8-50mm) tan uniformes como sea posible. 		<ul style="list-style-type: none"> -Tolera amplia variación de calidad de combustibles -Amplia distribución de partículas (0.02-50mm) -Alto contenido de finos aceptable 	
Calidad de productos principales	<ul style="list-style-type: none"> -El gas producido tiene altos contenidos de alquitranes, aceites y fenoles (u) -El gas producido presenta bajo contenido de alquitranes y fenoles (d) 		<ul style="list-style-type: none"> -El gas producido tiene bajo contenido de alquitranes y fenoles normales 	
Eficiencia energética	<ul style="list-style-type: none"> -Se produce un gas relativamente limpio (d) -Para su uso en motores, requiere una limpieza a fondo del gas (u) -Alta eficiencia de la conversión del carbono 		<ul style="list-style-type: none"> -Alto contenido de polvo en la fase gas -Menor eficiencia en la conversión de carbono que para lecho fijo -Consumo elevado de energía para impulsar el agente gasificante 	

Los lechos fijos tienen una amplia distribución de temperaturas lo que puede favorecer la aparición de puntos calientes y fusión de cenizas. Asimismo, esta característica confiere a los lechos fijos una baja capacidad específica y hace que requieran largos periodos de puesta en marcha, al tiempo que limita su potencial de pasar a mayor escala de tamaño. Para plantas en las que se requiera una elevada potencia, la limitación de tamaño conlleva mayores costos de inversión debido a la necesidad de instalar varias unidades en cascada. Para evitar la aparición de canales de gas en el seno del lecho, el tamaño del sólido debe ser muy uniforme.

La principal ventaja del lecho fijo es la alta eficiencia en la conversión del carbono contenido en la alimentación y el bajo contenido de alquitranes y cenizas en el gas producido.

Los lechos fluidizados presentan una buena transferencia de masa y calor entre la fase sólida y gaseosa, con una mejor distribución de la temperatura, alta capacidad específica y rápido calentamiento en la puesta en marcha. Toleran bien amplias variaciones en la calidad del combustible y una amplia distribución de partículas. La desventaja de los lechos fluidizados es el alto contenido de polvo en el gas. Además del conflicto que hay entre las temperaturas requeridas para obtener una alta eficiencia de conversión y los bajos puntos de fusión de las cenizas. Es una tecnología bastante compleja e incluye agregar materiales inertes al sistema además de complejos sistemas de control.

En base al análisis anterior se prioriza que el gas producto esté relativamente limpio, con poco contenido de alquitranes y cenizas ya que es un punto muy importante cuando se trata de aplicaciones de motores o turbinas para generar electricidad. Por ende, se selecciona la tecnología downdraft para utilizar en el proyecto. Los gasificadores downdraft fueron desarrollados para convertir combustibles altamente volátiles en un gas de bajo contenido de alquitrán y, por lo tanto, han demostrado ser el diseño más exitoso para la generación de energía.⁸ También presentan un diseño simple (lo que reduce los costos de mantenimiento). Son de uso generalizado, por lo que se puede disponer fácilmente de datos sobre la operación y mantenimiento.

Como gran desventaja de la utilización de estos reactores está el hecho que el gas generado es un gas pobre (con un PCI inferior al generado al utilizar lecho updraft) y por lo tanto la generación de energía está limitada a unos pocos MW.

Proceso de producción

Tal como se ve en la *Figura 1.5* el esquema de funcionamiento de una instalación de gasificación básicamente se compone de cuatro etapas: pretratamiento de la biomasa, gasificación, acondicionamiento del gas y por último la generación de electricidad.



Figura 1.5. Diagrama del proceso de producción de gas de síntesis para la generación de energía eléctrica.

⁸Solar Energy Research Institute (en contribución con U.S. Department of Energy). Handbook of biomass downdraft gasier and engine system. Washington, EE.UU. Marzo de 1988. p30.

Pretratamiento

El acondicionamiento de la biomasa (pre-tratamiento) está destinado a superar problemas técnicos de la utilización de biomasa como materia prima para la producción de energía. La calidad del gas de síntesis depende fuertemente de los métodos de preprocesamiento aplicados. Estos tienen tres objetivos fundamentales:

- Disminuir la humedad que contiene la biomasa.
- Homogeneizar la entrada de biomasa en el gasificador, de manera de que reciba un flujo de energía constante y de valor similar.
- Disminuir su granulometría para aumentar la superficie específica.

Gasificación

En los reactores downdraft, la biomasa es alimentada por la parte superior y el agente gasificante es agregado por los lados del equipo a cierta altura por encima de la zona de oxidación. El secado y la pirólisis ocurren en la parte superior del equipo. Las cenizas son retiradas por la parte inferior del reactor junto con el gas de síntesis.

A continuación se describen los procesos involucrados en la gasificación:

Secado: la biomasa que se encuentra en la parte superior del reactor, se calienta y se seca. Así se evapora parte de la humedad con el calor producido por las reacciones de combustión. El vapor de agua circulará hacia abajo y se añadirá al vapor de agua formado en la zona de oxidación. Parte del agua puede reducirse a hidrógeno y el resto acabará como humedad en el gas.

Pirólisis: es un proceso de descomposición térmica sin presencia de oxígeno que ocurre entre 250 y 500 °C. Los detalles de estas reacciones de pirólisis no son bien conocidos, pero se puede suponer que la biomasa original se descompone en una mezcla de sólido (char), líquido (alquitrán) y gas. Todos estos compuestos continúan su camino descendente y llegan a la zona de oxidación.

Oxidación: una zona de combustión se forma en el nivel en que se introduce el oxígeno (proveniente del aire). Las reacciones con el oxígeno son muy exotérmicas, traduciéndose en una rápida elevación de temperatura hasta 1200 a 1500°C. Esta zona aporta la energía necesaria para mantener térmicamente el proceso. Para ello, se requiere un control cuidadoso de la relación sólido/aire.

Gasificación: los productos de reacción de la zona de oxidación se desplazan en sentido descendente hacia la zona de reducción. En esta zona, el calor sensible de los gases y el carbón vegetal se transforma al máximo posible en energía química del gas pobre.

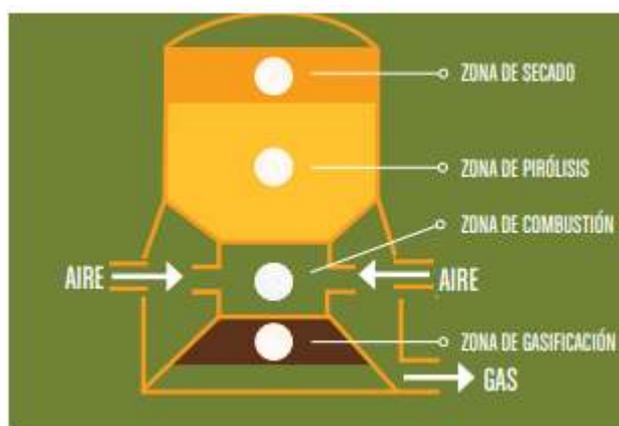


Figura 1.6. Gasificador downdraft

Postratamiento

El acondicionamiento del gas de síntesis del gas está encaminado a evitar la contaminación ambiental y eliminar los componentes perjudiciales (como alquitranes, partículas, compuestos nitrogenados y sulfurados) para el sistema de recuperación de energía.

El gas producido en el reactor se acondiciona para proteger a los demás equipos de la erosión y la corrosión y para obtener la temperatura adecuada del gas de síntesis para la etapa siguiente (generación de electricidad).

Generación de energía eléctrica

El gas de síntesis obtenido a partir de gasificación de biomasa, se utilizará para generación de energía eléctrica, en búsqueda de abastecer la energía necesaria para el funcionamiento de la planta y vender el excedente restante a un precio de U\$S 150 el MWh a través del plan RenovAr.

Dependiendo de la tecnología de generación de electricidad utilizada, los requisitos del gas de síntesis varían. Sin embargo, en líneas generales, el gas debe estar prácticamente libre de alquitranes y polvo. Además debe estar lo más frío posible a fin de lograr la mayor potencia de salida posible.

Ubicación de la planta

La localización correcta de una planta es tan importante para su éxito como la selección de un buen proceso. La localización de las plantas industriales, es un tópico de gran importancia al momento de decidir la inversión, ya que está fuertemente asociada a los costos de producción. De su ubicación, dependen los costos de transporte, la disponibilidad de recursos hídricos e infraestructura, insumos y servicios, entre otros.

Además, hay que tener en cuenta al momento de seleccionar la ubicación de la planta, las disposiciones legislativas de ordenamiento territorial. Por ejemplo, se suelen prohibir las instalaciones de industrias a menos de un kilómetro de distancia de una localidad o asentamiento urbano. Para evitar así ruidos y riesgos en cuanto a la seguridad e integridad de las poblaciones

vecinas. Por otro lado, existen reparos para los ríos o rutas, los cuales poseen una zona buffer (100 metros a ambos lados) donde no se puede construir.

Debido a los costos de transporte y logística, no se recomienda que el establecimiento diste a más de 35 km de un asentamiento poblacional.

Inicialmente, se situará la planta de gasificación de residuos de caña de azúcar para la producción de energía eléctrica en la provincia de Tucumán. Esta provincia cuenta con la mayor superficie de caña de azúcar a nivel país, y por lo tanto, la mayor disponibilidad de RAC. Los cultivos de caña de azúcar ocupan el 12% del total del territorio de la provincia

Tabla 1.4. Superficie plantada con caña de azúcar en Argentina por provincias (ha). Zafra 2018

Provincia	Superficie (ha)	%
Tucumán	273737	73,00
Jujuy	63158	16,80
Salta	34934	9,29
Santa Fé	2917	0,78
Misiones	1477	0.39
Total Argentina	376223	100

El área tradicionalmente cultivada en Tucumán, con caña de azúcar se extiende entre los 26° 32' y 27° 46' de latitud Sur y entre los meridianos de 64° 47' y 65° 54' de longitud Oeste. Se distinguen principalmente 3 zonas agroecológicas definidas: llanura deprimida, llanura chacopampeana y pedemonte. Estas van a condicionar el aprovechamiento agronómico del RAC, y también el porcentaje máximo de recolección del mismo.

En la Llanura Deprimida, la presencia de capas freáticas estacionales cercanas a la superficie del suelo, provocan suelos fríos y excesos de agua que resultan determinantes en la brotación del cañaveral. En estas zonas, el mantenimiento de los residuos de cosecha en superficie es una limitante en la brotación y crecimiento normal por la excesiva humedad en el suelo. En estas condiciones se recomienda retirar del campo el 70% de los residuos de cosecha.

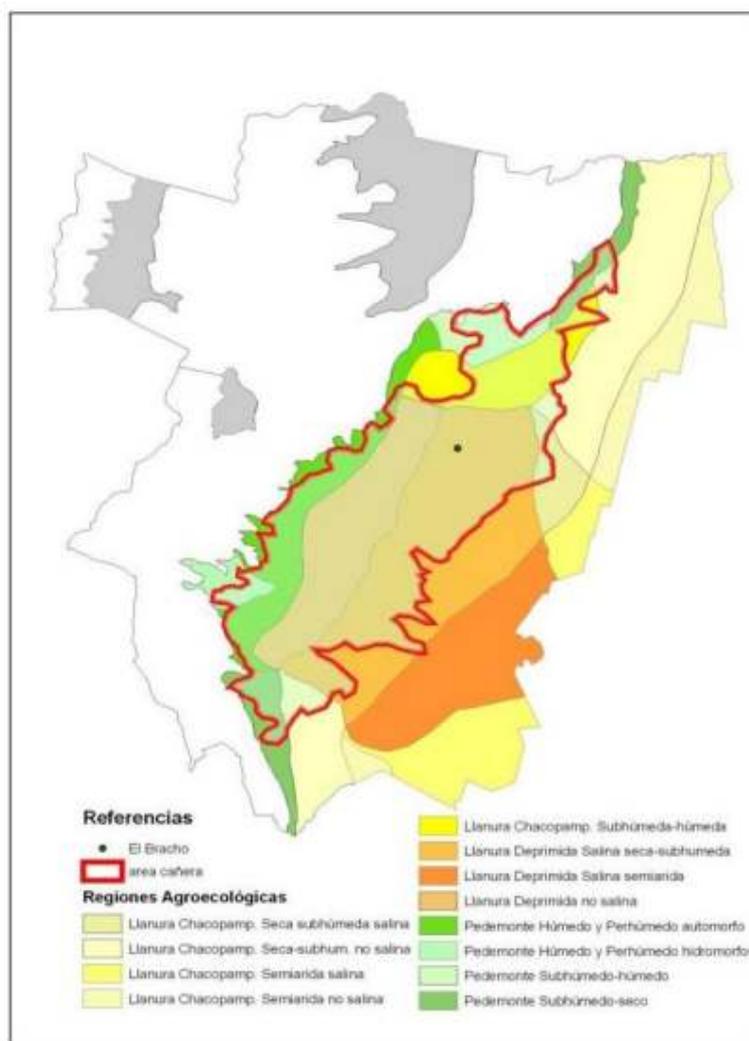


Figura 1.7. Regiones agroecológicas aptas para la recolección de residuos de cosecha de caña de azúcar.

En la Llanura Chaco-Pampeana, por la escasez de precipitaciones, y en el Pedemonte, por los excesos hídricos, es agrónomicamente conveniente mantener al menos entre el 60-70% de los residuos sobre el suelo para aprovechar todos los beneficios de la cobertura (control de erosión hídrica, aumento de la infiltración y almacenamiento de agua, eficiencia del riego, control de malezas, entre otros).⁹

La cantidad de RAC seco factible de ser recolectado en cada región se muestra en la siguiente tabla.

⁹ Romero E., Digonzelli, P., Scandaliaris, J. (2009). *Manual del cañero*. Tucumán, Argentina.

Tabla 1.5. Estimación de biomasa residual disponible y porcentaje de recolección de los residuos de la cosecha ¹⁰

Región agroecológica	Superficie cosechada (ha)	Superficie (%)	RAC seco total (ton)	Recolección (%)	RAC seco factible de recolectar (ton)
Pedemonte	37510	14	317334	30	155660
Llanura deprimida	156090	57	1320521	70	994874
Llanura chaco-pampeana	76860	29	675615	30	94749
Total	273460	100	2313471		1272408

Debido a que la Llanura Deprimida presenta la mayor cantidad de RAC factible de ser recolectado, se distingue a esta como la mejor región para ubicar la planta dentro de la provincia de Tucumán.

Exactamente, la planta a diseñar se ubicará en el departamento de Leales, a unos 50 km de San Miguel de Tucumán, 70 km de Concepción de Tucumán y ubicada en plena Llanura Deprimida. El departamento no solo cuenta con grandes extensiones de caña de azúcar; también lo atraviesa un río (Río Salí) y esto es de gran importancia cuando es necesario descargar las aguas residuales tratadas en la planta.



Figura 1.8. Ubicación de la planta

Por último, es importante resaltar que el departamento de Leales se encuentra a 30 km del departamento de Famallá. Allí se encuentra una de las sedes del INTA (Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria) la cual brindaría información y apoyo tecnológico para el desarrollo del proyecto.

Capacidad de producción de la planta

Para determinar la capacidad de producción se analizan el territorio de los ingenios cercanos a la ubicación de la planta y la cantidad de RAC que pueden proveer estos. A partir de los datos mencionados en la justificación de la ubicación de la planta, se considera que el transporte del RAC desde la industria azucarera hacia la planta no es un inconveniente, ya que hay un gran abanico de opciones a la hora de realizar un convenio con alguno de los ingenios.

¹⁰Zafra (2018). Estimación de biomasa residual disponible y porcentaje de recolección de los residuos de la cosecha recomendado para las diferentes zonas agroecológicas del área cañera tucumana. Tucumán, Argentina.

Se impone una capacidad de producción de 800 kg/h.

Capacidad de diseño de la planta

Se define a la capacidad de diseño como la capacidad de producción afectada por un valor de Efectividad Global del proceso (EGP). Los principales aspectos que la afectan son:

- *Disponibilidad* (availability): contempla las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles (incluyendo paradas de mantenimiento programadas, paradas de mantenimiento imprevistas, factores externos como ser cortes de energía eléctrica y otros).
- *% de producto conforme* (Right First Time): definido como el producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido (calidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, etc).
- *Performance*: se refiere a la capacidad de producción respecto de capacidad estándar (disponibilidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, capacitación, limitaciones externas, etc).

En general, se establece un valor fijo por el cual debe ser afectada la capacidad de producción nominal que resulta 0,8:

$$\text{Capacidad de diseño} = \frac{\text{Capacidad de producción}}{0.8} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Considerando una operación de 24 horas diarias, trabajando los 365 días del año teniendo una parada de planta de 7 días cada 6 meses y reservando 4 días extra frente a imprevistos, la materia prima necesaria para llevar a cabo la gasificación resulta de 8300 ton de RAC anuales. Este valor es posible de alcanzar hasta con los residuos agrícolas provenientes del ingenio más pequeño, que cuenta con aproximadamente unas 15000 toneladas de RAC que son inutilizadas.¹¹

Datos macro

En la Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombres (EEAOC) se desarrolló, a escala piloto, un gasificador de lecho fluidizado en el que se realizaron experiencias utilizando los residuos de la cosecha de la caña como materia prima.¹² Los resultados obtenidos se encuentran en *Tabla 1.6*.

¹¹ Valeiro, A., Portocarrero, R., Ullivarri, E., Vallejo, J. (2017). *Los residuos de la Industria Sucro-Alcoholera en Argentina*. Famaillá, Tucumán, Argentina.

¹² EEAOC (2016). *Gasificación de biomasa residual de cosecha de caña para producir energía eléctrica*. Tucumán, Argentina.

Tabla 1.6. Resultados experimentales obtenidos en la EEAOC.

Caudal RAC (kg/h)	Humedad del RAC (%)	HHV del RAC (MJ/kg)	Caudal de aire (Nm ³ /h)	Caudal del gas de salida (Nm ³ /h)	Composición del gas en base seca (%)	HHV del gas (MJ/Nm ³)
30	10,88	17,2	31	72	CO: 17,7 CO ₂ : 12,62 H ₂ : 16,44 N ₂ : 53,17	5

Para poder estimar la cantidad de gas producida al ingresar 1 ton/h de RAC se debe tener en cuenta un factor importante denominado “Gas Cold Efficiency” (CGE). Este valor es la relación que existe entre la energía térmica en el gas de salida (calculado como la multiplicación entre el caudal de salida del gas y su poder calorífico) y la energía térmica en la biomasa calculada de la misma forma.

Para la experiencia de la EEAOC se tiene un valor de CGE de 0,7. En el caso de la capacidad de diseño de la planta propuesta (1 ton/h) se calcula la cantidad de gas de síntesis que se producirá por hora según:

$$F_{gas} = \frac{CGE * HHV_{RAC} * 1000 \frac{kg}{h}}{HHV_{gas}} = 2408 \frac{Nm^3}{h}$$

Hay que tener en cuenta que el CGE varía con el tipo de reactor y su diseño, con la relación aire/biomasa utilizado y con las condiciones tales como presión, temperatura, velocidad superficial, entre otros. Sin embargo, brinda información aproximada de los resultados que se esperan obtener en el proyecto.

Se puede obtener la potencia térmica aprovechable aproximada en el gas de síntesis como:

$$Potencia = F_{gas} * HHV_{gas} * \frac{1h}{3600s} = 3,34 MW$$

Selección del sistema de recuperación de energía

Excepto en aquellas aplicaciones donde, de manera explícita, se desee obtener syngas, el objetivo de la gasificación es la transformación de un combustible para la generación de energía.

En este apartado, se exponen y comparan las alternativas de aprovechamiento energético. Las diferentes opciones que se tienen en cuenta son: generación eléctrica a partir de turbina de gas, generación eléctrica a partir de un motor a gas y generación eléctrica con ciclo combinado (GICC).

Comparación de motor a gas frente a turbina de gas

Para comparar un motor a gas frente a una turbina a gas se analiza la eficiencia eléctrica conseguida y el coste específico expresado en (€/kWe). En el caso de los motores alternativos la eficiencia eléctrica oscila entre el 33% y el 38% dependiendo de la potencia y de la calidad del gas obtenido

mientras que para las turbinas está eficiencia oscila entre un 25% (para potencias entorno a los 5 MWe) y el 42% para grandes turbinas (>25 MWe).

El costo específico de cada uno de estos sistemas para generar electricidad oscila entre los 180 y 390 €/kWe en el caso de los motores, y de 300 a 360 €/kWe en el caso de las turbinas a gas. Se ha de destacar que en el caso de las turbinas de gas la exigencia con relación a las condiciones del gas de alimentación (principalmente, en cuanto a la concentración de alquitranes) es mucho más elevada que en el caso de los motores alternativos y encarece los costos de mantenimiento si estas condiciones no son las adecuadas.

Por tanto, y basándose en estos datos, se puede afirmar que para una planta pequeña, del orden de los 5 MWe, la alternativa de los motores a gas supera la de la turbina de gas.

Comparación de motor a gas frente a ciclo combinado

Para comparar el motor a gas frente a ciclo combinado se han tomado como valores de referencia la eficiencia eléctrica global de la planta conseguida con motores a gas y con ciclo combinado y el costo específico total de la planta que supone cada una de estas alternativas.

Observando la *Figura 1.9*, la cual muestra la eficiencia eléctrica en función de la potencia de la planta se puede ver que:

- La eficiencia eléctrica que presenta la alternativa del ciclo combinado para potencias superiores a 10 MWe es mayor que la que presenta el uso de motores a gas .
- Para potencias pequeñas (menores a los 5 MWe) las eficiencias eléctricas son bastante parecidas en los dos casos siendo incluso más alto el rendimiento eléctrico de los motores a gas cuando la potencia es inferior a este valor.

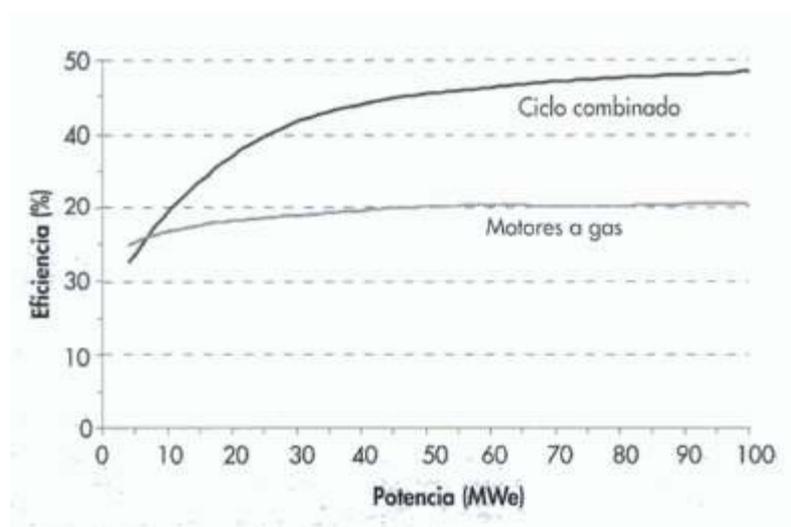


Figura 1.9. Eficiencia eléctrica global de motores de gas y ciclo combinado.

La evolución de los costos específicos en función de la potencia generada por la planta se puede ver en la *Figura 1.10* y a partir de esta se puede afirmar que el costo que supone una planta de gasificación con ciclo combinado es siempre superior al caso de una planta con motores a gas. La diferencia es mayor cuando se trata de potencias pequeñas.

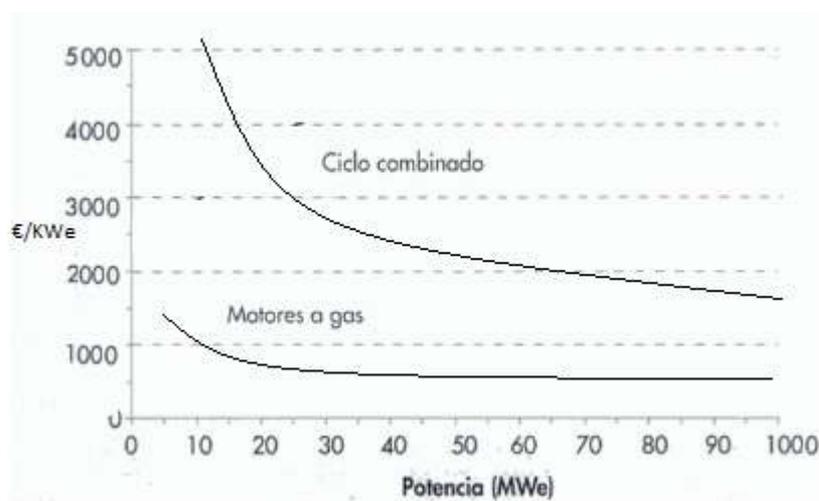


Figura 1.10. Eficiencia eléctrica global de motores de gas y ciclo combinado.

Por todo lo analizado anteriormente, se decide utilizar un motor de combustión interna como sistema de recuperación de energía debido a que ya de por sí, la potencia térmica aproximada que tendrá el gas es del orden de los 3-5 MW. Esto significa que la potencia eléctrica generada por la planta de gasificación será baja (inferior a la potencia térmica) y como ya se discutió, para bajas potencias, se prefiere utilizar motores de combustión interna debido a sus eficiencias más altas con respecto a ciclo combinado o turbinas.

Por otro lado, según bibliografía¹³, los gasificadores downdraft se usan regularmente para la generación de electricidad a pequeña escala (100 kW- 1 MW) con motores de combustión de interna. Esto coincide con las elecciones tanto del gasificador como de la tecnología de generación de energía realizadas.

Marco legal

La experiencia internacional muestra que las políticas gubernamentales son claves para promover el uso de energías renovables. Es imprescindible que desde los gobiernos se establezcan objetivos y planifiquen las estrategias a largo plazo. Se deben establecer prioridades y programas para informar e incentivar sobre el uso de energías alternativas y la importancia de la eficiencia energética.

A nivel mundial, el Protocolo de Kioto de la Convención en el Marco de las Naciones Unidas sobre cambio climático, aprobado en el año 1997 y puesto en marcha en el 2005, es un acuerdo entre países industriales cuyo objetivo es la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero que causan el calentamiento global.

¹³ Bridgwater, A. V. (1995). *The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation*. Fuel. 74(5). pp 631-653

Argentina, como un país en vías de desarrollo y responsable del 0,6% del total de las emisiones de gases de efecto invernadero, no está obligada a cumplir con las metas cuantitativas fijadas por el Protocolo. No obstante, en calidad de país adherente, debe comprometerse con la reducción de emisiones o al menos con su no incremento.

El protocolo de Kioto cuenta con un Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL), en el cual países desarrollados pueden financiar proyectos de mitigación de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) dentro de países en desarrollo, y recibir a cambio Certificados de Reducción de Emisiones (CER) o Bonos de Carbono.

Los beneficios de los MDL, pueden hacer más atractivo un proyecto desde el punto de vista económico-financiero, a tal punto que solo puede ser viable si cuenta con ellos.¹⁴

Dentro de los proyectos que pueden acceder a la certificación de bonos de carbono, se encuentran los de gasificación de biomasa, al igual que otros destinados a la producción de energías renovables.

Con respecto al marco legal para las energías renovables a nivel nacional, este está constituido principalmente por las leyes Nº 26.093 y Nº 26.190. La primera de ellas es la Ley de Biocombustibles, que establece que a partir del 2010 todos los combustibles líquidos comercializados en Argentina deberán ser mezclados con un mínimo de 5% de biocombustibles. La segunda, establece el *'Régimen de fomento nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica'*. El objetivo de esta ley es lograr una contribución de las fuentes de energía renovables hasta alcanzar el veinte por ciento (20%) del consumo de energía eléctrica nacional, al 31 de diciembre de 2025.

Tanto en las leyes como en sus decretos reglamentarios, se detallan los incentivos para promover las inversiones en el sector de energías renovables, siendo la mayoría de carácter impositivo. Los inversores pueden beneficiarse de diversos incentivos fiscales, como el reintegro anticipado del Impuesto al Valor Agregado (IVA), la amortización acelerada de los bienes de capital e infraestructura en el Impuesto a las Ganancias y la exención al Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta, al Impuesto sobre los Combustibles líquidos y al gas natural y a la tasa de Infraestructura Hídrica.

Si bien aseguran que todavía falta un marco legislativo y de financiamiento para el sector, el gobierno nacional está buscando impulsar el uso de biomasa con fines energéticos y promocionar el potencial de una energía renovable y segura en todo el país mediante el proyecto Promoción de la Energía Derivada de Biomasa (PROBIOMASA). El objetivo de este proyecto es *'incrementar la producción de energía térmica y eléctrica derivada de biomasa a nivel local, provincial y nacional para asegurar un creciente suministro de energía limpia, confiable y competitiva, y a la vez, abrir nuevas oportunidades agroforestales, estimular el desarrollo regional y contribuir a mitigar el cambio climático'*. Para el cumplimiento de dicho objetivo, sus tres líneas principales de acción son: promover el establecimiento de emprendimientos bioenergéticos; reforzar el marco institucional y crear infraestructura para impulsar el uso sustentable de la energía obtenida de biomasa; informar y capacitar a los actores políticos, empresarios, investigadores y al público en general acerca de las oportunidades y ventajas que ofrece la bioenergía.

¹⁴ Secretaría de Energía, Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios. Proyecto para la promoción de la energía derivada de biomasa.

A nivel provincial, hay que tener en cuenta que a pesar que en la Provincia de Tucumán la quema del RAC está prohibida por la Ley Nº 6.253 Provincial del Medio Ambiente, y su posterior modificatoria, la 7.459, esta práctica crece año a año. La quema de los residuos de la caña de azúcar, según indicó el gobernador Juan Manzur no solo daña el medio ambiente y la salud de la población, sino que también pone en peligro la circulación vehicular porque resta visibilidad en las rutas cercanas a los campos.

En este contexto, se deberá desarrollar un convenio entre los productores y la empresa para que en vez de que se quemen los residuos agrícolas, se utilicen con fines energéticos logrando un acuerdo beneficio-beneficio entre las dos partes.

Justificación del proyecto

En función de lo establecido a lo largo de este capítulo, se pueden destacar varias razones por las cuales es conveniente generar una inversión para la instalación de una planta generadora de energía eléctrica a partir de la gasificación del RAC de la caña de azúcar. Entre las principales se destacan:

- Se contribuye de manera significativa a minimizar los problemas ambientales y socioeconómicos ocasionados por la quema de cañaverales y rastrojos, con la consecuente mejora sustancial de la calidad de vida de la población.
- En el país, puntualmente en la provincia de Tucumán, existe una gran producción de caña de azúcar, lo cual implica una gran cantidad de residuos con potencial energético, que hasta el momento no está siendo explotado.
- En Argentina, los productores de bioenergía, reciben un incentivo por parte del gobierno para el desarrollo de dicha actividad productiva.
- Dada la versatilidad del proceso de gasificación, llegado al caso en que no se encuentre disponible la materia prima de interés, se pueden usar otros tipos, siempre y cuando cumpla con los requisitos de humedad y tamaño impuestos.

A pesar de la inversión inicial requerida, los costos de materia prima son muy bajos, por lo cual el proyecto resulta tentador económicamente. Es un gran incentivo para los inversionistas, no solo por la aspiración del país a insertarse en un mundo donde las políticas de promoción energéticas resultan sumamente contundentes e importantes, sino también por el desarrollo de la industria local, el aprovechamiento de residuos inutilizados y las ventajas ambientales que conlleva.

Bibliografía

1. Benedetti, P. (2018). *Primer relevamiento del cultivo de caña de azúcar de la República Argentina a partir de imágenes satelitales para la campaña 2018*. Famaillá, Tucumán, Argentina.
2. Bertella, P. (2014). *Análisis de la cadena de valor: el caso de la biomasa forestal en Argentina*. Universidad de San Andrés, Argentina.
3. Bilbao, R., García, P., Rodrigo, R., Lagraño, A.C. y Arauzo, J.(1990). *Desarrollo de gasificación en lecho móvil en corrientes descendientes para residuos lignocelulósicos*. Ingeniería Química, p.231.
4. Biomass Users Network (BUN-CA). (2002). *Manuales sobre energía renovable: Biomasa*. San José, Costa Rica.
5. Bridgwater, A. V. (1995). *The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation*. Fuel. 74(5). pp 631–653.
6. Casen, S. (2018) en comunicación personal con PortalCaña. Disponible en <https://www.portalcania.com.ar/noticia/rac-un-potencial-agronomico-y-energetico/>
7. Castello Belmar, A. (2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Chile.
8. Castello Belmar, A.(2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Santiago de Chile, Chile.pp 47-49.
9. Castells, X, et al. (2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España.
10. Cobo Barrera, D.(2012) *Pirólisis de residuos de cosecha de caña de azúcar (RAC) como alternativa de aprovechamiento en procesos de cogeneración*. Universidad del Valle,Cali.
11. Cruz, M., Zamora Rueda, G., Golato, M., Paz, D. (2016). *Caracterización de biomásas regionales*. Argentina (Tucumán) y Brasil (Itajubá).
12. EEAO (2016). *Gasificación de biomasa residual de cosecha de caña para producir energía eléctrica*.Tucumán, Argentina.
13. Fericell P. (2011). *Comparison of Sludge Treatment by Gasification vs. Incineration*. Florida, Estados Unidos. Disponible en http://www.laccei.org/LACCEI2011-Medellin/StudentPapers/PM022_Fericelli_SP.pdf
14. Fonseca González, N. (2003). *Estado del arte del uso del gas de gasificación termoquímica de biomasa en motores de combustión interna alternativa*. Colombia. Disponible en http://oa.upm.es/10905/2/NATALIA_ELIZABETH_FONSECA_GONZALEZ_xpdf.pdf
15. Golato M., Colombres, F., Feijoó, E., Paz, D., Cárdenas, J. (2017). *Estudio preliminar del aprovechamiento de los residuos agrícolas de cosecha de la caña de azúcar como combustible adicional para calderas bagaceras de Tucumán*. Tucumán, Argentina. Disponible en <http://www.eeaoc.org.ar/upload/publicaciones/archivos/777/20180123145919000000.pdf>
16. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE).(2007). *Biomasa Gasificación*. Madrid, España
17. Marco, L., Goldstein, E., Griffa, B. (2016) *Generación de energía eléctrica a partir de biomasa, experiencias y actualidad argentina*. Universidad Nacional de San Martín, Buenos Aires, Argentina.
18. Mathier, D., Saleme, P., Sánchez, F., Bragachini, M., Méndez, J. (2013). *La caña de azúcar como cultivo energético*. Tucumán, Argentina.

19. Ocsachoque, M. (2012). *Desarrollo de catalizadores metálicos soportados para la obtención de gas de síntesis*. Universidad Nacional de La Plata, Argentina.
20. Ocsachoque, M. (2012). *Desarrollo de catalizadores metálicos soportados para la obtención de gas de síntesis*. Universidad Nacional de La Plata, Argentina.
21. Perez Angulo, J., Cabarcas, M., Castro, J., Tobias, Y.(2005). *Potencial de la tecnología "Gas to Liquids GTL" en Colombia*. Colombia Disponible en http://www.scielo.org.co/scielo.php?pid=S0122-53832005000100001&script=sci_abstract&lng=es
22. Pérez J., Borge, D., Agudelo, J. (2010). *Proceso de gasificación de biomasa: una revisión de estudios teórico – experimentales*. Colombia. Disponible en <http://www.scielo.org.co/pdf/rfiua/n52/n52a09.pdf>
23. Romero E., Digonzelli, P., Scandaliaris, J. (2009). *Manual del cañero*. Tucumán, Argentina.
24. Sanchez Bastado, N. (2014). *Obtención del gas de síntesis a partir de biomasa utilizando catalizadores de níquel*. Valladolid, España.
25. Sánchez López, I. (2014). *Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación*. Congreso Nacional del Medio Ambiente, Argentina
26. Stiegel, G. J y Maxwell, R. C. (2001). *Gasification technologies: the path to clean, affordable energy in the 21th century, Fuel processing technology*. Estados Unidos. pp 79-97.
27. Valeiro, A., Portocarrero, R., Ullivarri, E., Vallejo, J. (2017). *Los residuos de la Industria Sucro-Alcoholera en Argentina*. Famaillá, Tucumán, Argentina.
28. Vargas Salgado, C. (2012) *Estudio Comparativo de la utilización de tecnologías de gasificación downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia*. Universidad politécnica de Valencia, España.

2

ANÁLISIS DEL SISTEMA DE REACCIONES

ÍNDICE

Introducción	28
Reacciones químicas involucradas	28
Caracterización del RAC	29
Modelos matemáticos	31
Desarrollo del modelo	32
Datos termodinámicos	40
Validación del modelo	42
Análisis de parámetros	43
Selección de parámetros	46
Resultados	47
Alquitranes y sólidos	52
Lista de símbolos	53
Bibliografía	54

RESUMEN

Una vez comprendido el proceso de la gasificación se buscó un modelo que lo represente. Se seleccionó un modelo estequiométrico de equilibrio termodinámico para simular las zonas de secado, pirólisis y oxidación y uno cinético (*Giltrap et al.*) para representar la reducción. El modelo planteado se validó utilizando resultados experimentales reportados por *Jayah*. El error promedio que se obtuvo en la estimación fue del 13.5%

A partir de las reacciones involucradas en la reducción y las constantes de equilibrio asociadas, se analizó la influencia de ciertos parámetros de operación. Dentro de estos se encuentran la presión, temperatura y ER, con el objetivo de lograr un gas con un alto poder calorífico. Se decide operar con un ER= 0.241.

La composición del gas producto y las condiciones de salida del gasificador, luego de optimizar el proceso de gasificación son:

	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂
y _{i,z} (%V/V bs)	21.14	14.64	14.48	1.63	48.10

Temperatura: 940 K	HHV: 5.16 MJ/Nm ³
Presión: 101200 Pa	Velocidad: 1.403 m/s

Introducción

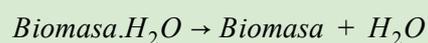
El objetivo del presente capítulo es analizar la cinética y la termodinámica del sistema de reacciones que se llevan a cabo en la gasificación con el fin de optimizar el proceso. Para ello, es necesario desarrollar un modelo matemático que proporcione información cualitativa sobre la influencia de las variables de entrada y condiciones de operación en la composición final del gas de síntesis.



Figura 2.1. Gasificación

Reacciones químicas involucradas

En primer lugar, cuando el sólido ingresa al gasificador downdraft se produce la etapa de secado en la que se evapora la humedad contenida en la biomasa. Este proceso se puede representar mediante la siguiente reacción:



En segundo lugar, se produce la pirólisis. Si bien el conjunto de reacciones es muy compleja, parte del sólido se convierte en alquitranes (tar) y en compuestos gaseosos (como H_2 , CO_2 , CO e hidrocarburos). Además, se genera un residuo sólido, conocido como char.



Posteriormente ocurren las reacciones de combustión que proveen energía para volatilizar el sólido que ingresa al gasificador. En la zona de oxidación, los productos de pirólisis se oxidan con una cantidad menor de oxígeno que el requerido estequiométricamente para la combustión completa. Las reacciones de oxidación de los productos volátiles son muy rápidas. De hecho, el oxígeno se consume antes de que pueda difundirse en el sólido, por lo tanto, en esta zona, casi que no se produce la combustión del char.¹⁵ También se produce la oxidación de la fracción condensable, la cual es fundamental para reducir el contenido de alquitranes a la salida del gasificador.

Las principales reacciones químicas que ocurren en esta zona se pueden observar en la *Tabla 2.1*.

¹⁵ Milligan, J. B. (1994). *Downdraft gasification of biomass*. University of Aston, Birmingham, U.K.

Tabla 2.1 Reacciones principales de combustión

Reacciones de combustión
$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O$
$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$
$CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$
* $C_6H_{6.2}O_{0.2} + 4.45O_2 \rightarrow 6CO + 3.1H_2O$

*representa el alquitrán.

Por último, en la zona de reducción, existe una serie de reacciones sólido-gas, donde el exceso de char reacciona con los gases presentes, principalmente CO_2 , agua y H_2 (1, 2 y 3). Además, ocurren la reacción shift (4) y de metanización (5).

Tabla 2.2 Reacciones de reducción

Reacciones de reducción
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$ (1)
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$ (2)
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ (3)
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ (4)
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$ (5)

Si bien el conjunto de reacciones es muy complejo, las reacciones limitantes de la velocidad son las reacciones sólido-gas, por lo que la etapa controlante de la cinética del proceso es la reducción.

Caracterización del RAC

Para la formulación de cualquier modelo matemático, es indispensable contar con un análisis elemental de la composición de la biomasa que se utilizará en el proceso de gasificación. El análisis elemental consiste en la determinación de los principales sustancias que conforman la matriz de la biomasa, como lo son el carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno.

Se emplearon los resultados de un análisis termogravimétrico realizado por investigadores de la EEAO (Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombres) en el NEST-UNIFEI¹⁶ para obtener una composición representativa del RAC en Tucumán.

¹⁶ Núcleo de Excelencia en Generación Termoeléctrica y Distribuida a través de la Universidad Federal de Itajubá -UNIFEI, Brasil

Tabla 2.3 Caracterización de los residuos de la cosecha de la caña de azúcar

Análisis inmediato (% bh)	
Humedad	11.88
Sólidos Volátiles	62.4
Cenizas	11.02
Carbón Fijo	14.7
Análisis elemental (% bs)	
C	43.96
H	5.41
N	0.1
S	0.07
O	50.46

Otra característica importante que define a un combustible es el poder calorífico superior (HHV) que representa la cantidad de energía que se puede obtener por cada kilogramo de combustible seco.

Tabla 2.4. Poder calorífico superior del RAC

HHV (MJ/kg)
17.12

Fórmula química

La fórmula química de la biomasa reactiva se determina a partir de su composición elemental. Generalmente se expresa como $CH_{\alpha}O_{\beta}$.

$$\alpha = \frac{H_{\%} * PM_C}{C_{\%} * PM_H} = 1.47$$

$$\beta = \frac{O_{\%} * PM_C}{C_{\%} * PM_O} = 0.86$$

Por lo tanto, la fórmula química del RAC es:



La humedad es del 11.88 % pero en el modelo es necesario referirse a la misma como el contenido de humedad en la biomasa reactiva (MC), por lo tanto, este valor resulta de 11.9%.

Modelos matemáticos

La simulación matemática es uno de los aspectos más significativos en el desarrollo de la tecnología de la gasificación debido a que proporciona información sobre los efectos del diseño, variables de entrada y condiciones de operación. Además, un modelo matemático, brinda un medio menos costoso para evaluar beneficios y riesgos asociados al proceso real.

Los modelos de gasificación pueden ser clasificados principalmente como modelos de equilibrio termodinámico y modelos cinéticos.

Modelo de equilibrio termodinámico

Los modelos de equilibrio termodinámico se basan en la primera y segunda ley de la termodinámica aplicada a los sistemas de reacción. Se establece que las especies involucradas en las reacciones alcanzan rápidamente el equilibrio químico y que por lo tanto, no van a sufrir cambios en su concentración.

Al realizar modelos de equilibrio termodinámico, se debe tener en cuenta que los cálculos son independientes del diseño del gasificador, pues no tienen en cuenta los parámetros del mismo ni la hidrodinámica en el proceso. Por lo tanto, no se pueden realizar predicciones sobre parámetros geométricos, variables de diseño, entre otros.

Existen dos aproximaciones que se utilizan para explicar el equilibrio químico en el proceso de gasificación: aproximaciones estequiométricas y no estequiométricas.

El modelo estequiométrico se basa en las constantes de equilibrio de las diferentes reacciones, que se relacionan con el cambio de la energía libre de Gibbs. Tiene en cuenta todas las reacciones químicas involucradas en el proceso de gasificación y todas las especies presentes en las mismas. Por otro lado, la aproximación no estequiométrica se basa en balances termodinámicos elementales entre reactivos y productos en las condiciones dadas de temperatura y presión, sin especificar las posibles reacciones que se están llevando a cabo en el proceso.

Los modelos de equilibrio termodinámico se realizan bajo las siguientes suposiciones:

- El reactor se considera cero dimensional
- Se asume que el reactor está perfectamente aislado del medio
- Se considera temperatura y presión uniformes para cada etapa del gasificador, así como una mezcla homogénea en las reacciones
- La velocidades de reacción es lo suficientemente rápida y el tiempo de residencia es suficientemente largo para llegar a un estado de equilibrio termodinámico
- Se desprecia la energía cinética y potencial del proceso
- No se considera la formación de cenizas en los balances de energía
- Los gases se comportan como gases ideales
- Los carbonizados que entran a la zona de reacción se mantienen sin reaccionar

Al considerar un tiempo de residencia infinitamente largo, las predicciones que se obtienen son las máximas que se pueden alcanzar para el producto deseado en el sistema de reacción. En la realidad, es casi imposible alcanzar el equilibrio químico o termodinámico y por lo tanto, los resultados que se

obtienen, presentan una cierta desviación con la realidad. Debido a esto y a que no se consideran parámetros de diseño del reactor, el modelo termodinámico tiene una aplicación restringida.

Modelo cinético

La ineficiencia de los modelos de equilibrio termodinámico para relacionar los parámetros de diseño del reactor con la composición final del gas producto, revela la necesidad de utilizar modelos cinéticos para evaluar e imitar el comportamiento real del gasificador.

Los modelos cinéticos ofrecen información esencial de los mecanismos cinéticos que describen el proceso de gasificación de biomasa, permitiendo diseñar, mejorar y analizar los gasificadores. Este tipo de modelos son detallados y ofrecen resultados muy confiables, pero requieren un alto procesamiento computacional.

Los modelos cinéticos se utilizan para predecir la cantidad y composición del gas producto de la gasificación después de cierta cantidad de tiempo, o a través de la distancia del gasificador. La ventaja de este tipo de modelos es que permite predecir, observar y analizar los perfiles de la composición de las distintas especies gaseosas, temperatura, presión y velocidad a través del gasificador, en las diferentes etapas del proceso.

A diferencia de los modelos de equilibrio termodinámico, los modelos cinéticos sí pueden relacionar los parámetros de diseño del gasificador con los productos de gasificación. Esto se logra al considerar las velocidades de reacción, el tiempo de residencia, la altura del gasificador, la velocidad del gas, entre otros. Como se explicó anteriormente, todos estos parámetros hacen que el modelo sea complejo, por lo que generalmente se separan las diferentes etapas de gasificación y se modelan individualmente.

La reducción es la zona de reacción que más se desea estudiar, debido a que es la etapa más lenta y por lo tanto, la etapa que controla la cinética del proceso. En muchos casos, se realiza un modelo independiente para dicha fase y otro modelo para las demás zonas (secado, pirólisis y oxidación). Al separar las diferentes zonas, se logran simulaciones más simples que pueden ser resueltas computacionalmente y siguen siendo aproximadas a las pruebas experimentales.

Desarrollo del modelo

Se llevará a cabo el desarrollo de un modelo cinético para la zona de reducción del gasificador downdraft. Para el modelo cinético se va a considerar únicamente la zona de reducción, enfocándose en las reacciones que suceden en ella y en los perfiles de temperatura y presión. Los productos de las demás zonas pueden considerarse como parámetros de entrada. Es por esto que para realizar un modelo de la zona de reducción, es necesario contar con todos los parámetros de las zonas anteriores. Estos pueden ser obtenidos de manera experimental o por medio de otros modelos matemáticos. En este caso, se utilizará el modelo de equilibrio termodinámico estequiométrico para predecir la composición del gas en las zonas restantes y de este modo, obtener las condiciones iniciales de la zona de reducción.

Secado y Pirólisis

La primera etapa del modelo es la de secado y pirólisis combinadas. El modelo del secado y pirólisis se aborda a partir del modelo estequiométrico de equilibrio termodinámico. La reacción química que gobierna la zona de pirólisis se escribe como:



Para cada componente se obtienen los siguientes balances:

Balance del carbono:

$$n_{Cp} + n_{COp} + n_{CO_2p} + n_{CH_4p} + 2n_{C_2H_2p} = 1$$

Balance del hidrógeno:

$$2n_{H_2p} + 2n_{H_2Op} + 4n_{CH_4p} + 2n_{C_2H_2p} = \alpha + 2w$$

Balance del oxígeno:

$$n_{COp} + n_{H_2Op} + 2n_{CO_2p} = \beta + w$$

La formulación del modelo está basada en las siguientes suposiciones empíricas respaldadas por resultados experimentales¹⁷:

- 4/5 del oxígeno del combustible (β) está asociado con el hidrógeno del combustible (α) en la formación de H_2O
- 1/5 del oxígeno del combustible (β) está asociado con el carbón de combustible y se libera como CO y CO_2
- La relación molar de CO y CO_2 está inversamente relacionada con su peso molecular:

$$\frac{n_{COp}}{n_{CO_2p}} = \frac{44}{28}$$
- 1/2 del hidrógeno disponible en el combustible se libera como H_2
- 1/2 restante del hidrógeno disponible en el combustible se libera en forma de CH_4 y C_2H_2
- La relación molar de CH_4 y C_2H_2 está inversamente relacionada con su peso molecular

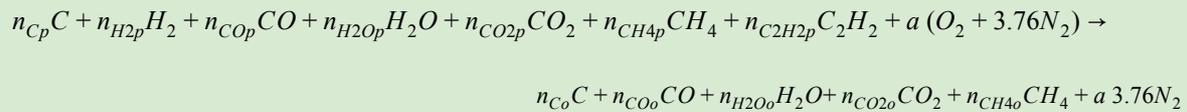
$$\frac{n_{CH_4p}}{n_{C_2H_2p}} = \frac{26}{16}$$
- Los productos de la zona de pirólisis son: C , CO , CO_2 , H_2 , H_2O , CH_4 y C_2H_2

Las ecuaciones planteadas a partir de estas suposiciones para resolver el modelo se muestra en el *Apéndice 2.A*.

¹⁷ Budhathoki, R. (2013), *Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach. Master's thesis*. Department of Chemistry, University of Jyväskylä.

Oxidación

El modelo que se utiliza para la zona de oxidación es también un modelo estequiométrico de equilibrio termodinámico. La zona de oxidación implica la oxidación parcial de los productos de pirólisis en presencia de una cantidad no estequiométrica de aire. La reacción involucrada es:



Los balances de masa del C, H y O son:

Balance del carbono:

$$n_{C_p} + n_{CO_p} + n_{CO_2p} + n_{CH_4p} + 2n_{C_2H_2p} = n_{C_o} + n_{CO_o} + n_{CO_2o} + n_{CH_4o}$$

Balance del hidrógeno:

$$2n_{H_2p} + 2n_{H_2O_p} + 4n_{CH_4p} + 2n_{C_2H_2p} = 2n_{H_2O_o} + 4n_{CH_4o}$$

Balance del oxígeno:

$$n_{CO_p} + n_{H_2O_p} + 2n_{CO_2p} + 2a = n_{CO_o} + n_{H_2O_o} + 2n_{CO_2o}$$

Dichos balances son suficientes para describir la composición de los productos finales, sin embargo, estas reacciones pueden no proporcionar una comprensión total de los mecanismos de reacción. Por tal motivo, el modelo requiere de suposiciones empíricas¹⁸:

- El hidrógeno de la zona de pirólisis se oxida completamente a H₂O debido a su reactividad con el oxígeno y la alta velocidad de combustión
- El oxígeno oxida el C₂H₂ ó puede suponerse que el acetileno es llevado a la zona de reducción
- El oxígeno restante se consume en la oxidación de carbón produciendo CO y CO₂
- La relación de formación de CO y CO₂ es inversamente proporcional a la exotermicidad de sus reacciones

$$\frac{x_{3o}}{x_{5o}} = 3.5606$$
- CO, CO₂ y H₂O formados durante la pirólisis se suman a las composiciones de la zona de oxidación

¹⁸ Budhathoki, R. (2013). *Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach. Master's thesis.* Department of Chemistry, University of Jyväskylä.

- El CH_4 se lleva directamente a la zona de reducción debido a su bajo nivel de combustión, velocidad y falta de oxígeno
- El N_2 presente en el aire no participan en la reacción química

Las ecuaciones planteadas a partir de estas suposiciones para resolver el modelo se muestra en el *Apéndice 2.B*

Reducción

Para simular la zona de reducción se empleó un modelo cinético simplificado realizado por *Giltrap et al.*¹⁹ Es un modelo unidimensional en estado estacionario utilizado para predecir la concentración del gas de salida y la temperatura en el interior de un gasificador de corriente descendente.

Este modelo, además de restringirse al estado estable, se concentra en analizar únicamente la zona de reducción. Supone siempre cantidad suficiente de carbono y analiza sólo las siguientes especies: CO_2 , CO , CH_4 , H_2O , H_2 y N_2 . Por otro lado, se considera que la totalidad del oxígeno ingresado al gasificador ya se consumió en las reacciones de combustión y que las reacciones de pirólisis y descomposición de alquitraneos ya sucedieron antes de ingresar a la zona de reducción.

El primer paso que se debe considerar es definir las reacciones que forman parte del proceso de reducción. Giltrap, define cuatro reacciones de reducción: tres heterogéneas y una homogénea y omite la reacción de desplazamiento gaseoso por agua (*shift*) debido a que considera que tiene poco efecto en el resultado final del proceso.

Tabla 2.5. Reacciones básicas de la gasificación

Reacción		ΔH (kJ/mol)
Boudouard reaction (R1)- Heterogénea	$\text{C} + \text{CO}_2 \longrightarrow 2\text{CO}$	120.74
Water-gas reaction (R2)- Heterogénea	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{H}_2 + \text{CO}$	100.45
Methane formation (R3)- Heterogénea	$\text{C} + 2\text{H}_2 \longrightarrow \text{CH}_4$	-87.94
Steam reforming reaction (R4)- Homogénea	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow 3\text{H}_2 + \text{CO}$	187.80

Luego de definir las reacciones que se tienen en cuenta en el modelo, se plantean las ecuaciones de las velocidades de reacción. Estas son consideradas elementales y se analizan en base a la ecuación de Arrhenius, considerando el efecto de la temperatura y la energía de activación de cada reacción.

¹⁹ GRG Giltrap, DL; McKibbin R, Barnes. *A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier*. Solar Energy, 74:85–91, 2003.

Tabla 2.6. Velocidades de reacción

Reacción	Velocidad de reacción (mol/m ³ s)	A (1/s)	E (kJ/mol)
R1	$r1 = C_{RF} * A_1 * \exp\left(\frac{-E1}{RT}\right) * \left(C_{CO2} - \frac{C_{CO}^2}{K_{eq,1}}\right)$	3.6.10 ¹	77.39
R2	$r2 = C_{RF} * A_2 * \exp\left(\frac{-E2}{RT}\right) * \left(C_{H2O} - \frac{C_{CO} \cdot C_{H2}}{K_{eq,2}}\right)$	1.5.10 ⁴	121.62
R3	$r3 = C_{RF} * A_3 * \exp\left(\frac{-E3}{RT}\right) * \left(C_{H2}^2 - \frac{C_{CH4}}{K_{eq,3}}\right)$	4.18.10 ⁻³	19.21
R4	$r4 = A_4 * \exp\left(\frac{-E4}{RT}\right) * \left(C_{CH4} \cdot C_{H2O} - \frac{C_{CO} \cdot C_{H2}^3}{K_{eq,4}}\right)$	7.3.10 ⁻²	36.16

A_i es el factor preexponencial de la reacción, E_i es la energía de activación, R es la constante de los gases ideales, T es la temperatura, C_i es la concentración de cada especie y K_{eq} es la constante de equilibrio de cada reacción.

El C_{RF} (factor de reactividad del char) es un factor esencial para el proceso de simulación del modelo. Depende, entre otras cosas, de la cantidad de sitios activos en los compuestos carbonizados y del tamaño de la partícula. A medida que transcurren las reacciones de reducción, el tamaño del char disminuye y su porosidad aumenta. Por lo tanto, el gas encuentra más sitios activos y la velocidad de reacción crece, alcanzando con mayor rapidez, el equilibrio.

Mientras que algunos modelos, como el de Babu²⁰, consideran un tipo de variación de este factor, exponencial o lineal a lo largo de la zona de gasificación, Giltrap, mantiene el C_{RF} constante y en el orden de los 1000.

Por lo explicado anteriormente, el coeficiente debería ir aumentando a lo largo de la zona de reducción ya que un valor fijo conduce a asumir que las reacciones ocurren principalmente al inicio de la zona de reducción. Sin embargo, y a pesar de que el perfil de temperatura generado con un coeficiente constante no es realista, la temperatura y composiciones de salida utilizando valores del orden de los 100 o 1000, concuerdan con datos experimentales. (Figura 2.2).

²⁰Babu, P. (2006) *Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor*. Energy Conversion and Management.

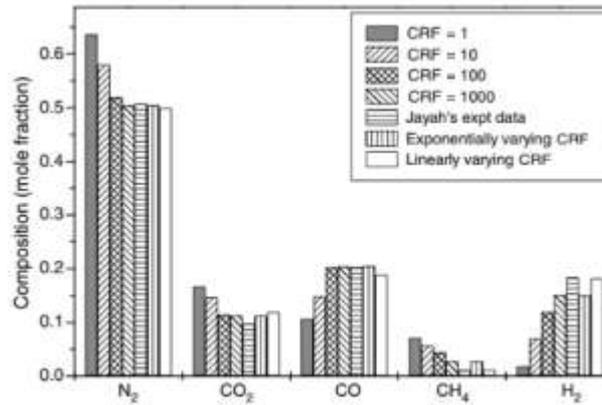


Figura 2.2. Composiciones finales de las especies de interés con distintas funcionalidades del C_{RF}

Se analizaron los perfiles obtenidos utilizando una variabilidad exponencial del C_{RF} , pero se obtienen resultados muy distintos a los experimentales. Se piensa que uno de los motivos de dicha diferencia es que esta funcionalidad, en la simulación del proceso, genera inestabilidad en el sistema de ecuaciones.

Como se observa en la Figura 2.2 los resultados obtenidos con C_{RF} constante e igual a 1000 son más cercanos a la realidad que los valores de C_{RF} con una aproximación lineal. Por lo tanto, se decide optar por la primera alternativa mencionada, es decir $C_{RF}=1000$. De esta forma se evita un esfuerzo computacional mayor e innecesario.

Balance de masa

Por medio del balance de masa se puede expresar cómo la concentración de una especie con respecto al tiempo depende de los flujos de entrada y de salida. Además de la generación o consumo del compuesto por reacción química. Este balance se describe por medio de una ecuación diferencial:

$$\frac{\delta C_i}{\delta t} = -\nabla \phi_i^{\rightarrow} + \sum_{j=1}^n v_{ij} * r_j$$

Donde $\frac{\delta C_i}{\delta t}$ es el cambio de concentración de la especie i con respecto al tiempo, $-\nabla \phi_i^{\rightarrow}$ son los flujos de entrada y salida de la reacción y $\sum_{j=1}^n v_{ij} * r_j$ es la generación o consumo de la especie por reacción.

Sin embargo, se desea evaluar el cambio de concentración con respecto a la altura z y no con respecto al tiempo. Por otro lado no se consideran flujos de entrada o salida. Bajo estas consideraciones la ecuación se puede escribir como el cambio de concentración con respecto a la altura para un Δz muy pequeño:

$$\frac{\delta C_i}{\delta t} = \frac{\delta C_i}{\delta z} * A_t * \Delta z$$

$$\frac{\delta C_i}{\delta z} * \Delta z = \sum_{i=1}^n C_{iz+\Delta z} * v_g - \sum_{i=1}^n C_{iz} * v_g$$

A partir de esto se puede realizar un balance para cada una de las especies presentes en la reducción, teniendo en cuenta que el cambio de concentración con respecto a la altura se puede representar como la velocidad de formación neta de la especie más la concentración por el cambio de velocidad vs altura. Por lo tanto, para cada compuesto, se hace un balance considerando las reacciones en las que cada especie participa:

$$v_g \frac{\delta C_{CO}}{\delta z} = C_{CO} * \frac{\delta v_g}{\delta z} - 2r1 - r2 - r4 \quad (1)$$

$$v_g \frac{\delta C_{CO2}}{\delta z} = C_{CO2} * \frac{\delta v_g}{\delta z} + r1 \quad (2)$$

$$v_g \frac{\delta C_{CH4}}{\delta z} = C_{CH4} * \frac{\delta v_g}{\delta z} - r3 + r4 \quad (3)$$

$$v_g \frac{\delta C_{H2}}{\delta z} = C_{H2} * \frac{\delta v_g}{\delta z} - r2 + 2r3 - 3r4 \quad (4)$$

$$v_g \frac{\delta C_{H2O}}{\delta z} = C_{H2O} * \frac{\delta v_g}{\delta z} + r2 + r4 \quad (5)$$

$$v_g \frac{\delta C_{N2}}{\delta z} = C_{N2} * \frac{\delta v_g}{\delta z} \quad (6)$$

La concentración total se define como la sumatoria de todas las concentraciones:

$$C_g = \sum_{i=1}^6 C_i$$

Balance de energía

El balance de energía se realiza de manera similar al balance de masa. La ecuación se puede escribir como el cambio de temperatura con respecto a la altura para un Δz muy pequeño:

$$\frac{dT}{dz} = \left(- \sum_{j=1}^4 r_j \cdot \Delta H_j - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum_{i=1}^6 R_i * C_{p_i} * T \right) * \frac{1}{v \sum_{i=1}^6 C_i \cdot C_{p_i}} \quad (7)$$

Donde el C_{p_i} es la capacidad calorífica de cada una de las especies y R_i la velocidad de formación neta para cada especie.

Tabla 2.7. Velocidades de formación neta para cada especie

Especie	Velocidad de formación neta (mol/m ³ s)
CO	2r ₁ +r ₂ +r ₄
CO ₂	-r ₁
CH ₄	r ₃ -r ₄
H ₂	r ₂ -2r ₃ +3r ₄
H ₂ O	-r ₂ -r ₄
N ₂	0

La ecuación que define el cambio de presión (P) con respecto a la altura del gasificador z es la ecuación de Ergun, que depende del espesor promedio de la biomasa (dp), la porosidad del lecho (ε), la viscosidad del fluido (μ) y de la densidad del fluido (ρ).

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{150\mu(1-\epsilon)^2*v}{dp^2 \epsilon^3} + \frac{1,75\rho(1-\epsilon)*v^2}{dp \cdot \epsilon^2} \quad (8)$$

Por último, para hallar el gradiente de velocidad con respecto a la altura del gasificador, se asume que se trata de gases ideales. Se plantea entonces:

$$P = Cg * R * T$$

Derivando la expresión se obtiene:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{dCg}{dz} * R * T + Cg * R * \frac{dT}{dz}$$

La expresión $\frac{dCg}{dz}$ es la suma de las expresiones de $\frac{dC_i}{dz}$ para cada especie (Ec. 1 a Ec. 6). Debido a que el gradiente de temperatura con respecto a la altura del gasificador depende de $\frac{dv}{dz}$, se reordena la Ec.7 y las Ec.1 a Ec.6 y se obtiene una expresión para dicho gradiente

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{\sum_{i=1}^6 C_i * Cp_i} * \left(\frac{\sum_{i=1}^6 C_i * Cp_i * \sum_{i=1}^6 R_i}{Cg} - \frac{\sum_{j=1}^4 r_j * \Delta H_j}{T} - \frac{dP}{dz} * \left(\frac{v}{T} + \frac{v * \sum_{i=1}^6 C_i * Cp_i}{P} \right) - \sum_{i=1}^6 R_i * Cp_i \right) \quad (9)$$

A partir del balance de masa y el balance de energía se obtiene un sistema de nueve ecuaciones diferenciales y nueve incógnitas. Este, se puede resolver por medio de métodos numéricos utilizando un software computacional como Mathcad, Scilab, Matlab y otros software especializados.

Para resolver el sistema de ecuaciones planteado, es necesario proporcionar información sobre las propiedades del fluido (ρ, μ y d_p), propiedades del lecho (ε), datos termodinámicos (K_{eq} y C_p) y condiciones iniciales de las variables analizadas (C_{CO}, C_{CO2}, C_{CH4}, C_{H2}, C_{H2O}, C_{N2}, T_g, P y v_g).

Propiedades

- Densidad del fluido: se considera variable con la presión y temperatura a lo largo de la zona de reducción y se asume gases ideales

$$\rho = \sum_{i=1}^n C_i * \frac{PM_i}{1000}$$

- Viscosidad del fluido: a pesar de que también es una propiedad que varía con la temperatura y presión, su dependencia con estos parámetros no es tan significativa en comparación con la densidad. Este valor se obtiene como un promedio ponderado entre las viscosidades de los componentes del gas en condiciones previas a la reducción.
- Diámetro de partícula en el lecho: como se verá en el *Capítulo 4*, el diámetro de las partículas de RAC seleccionado es de 6 mm.
- La porosidad del lecho corresponde a la fracción de vacío dentro de las partículas de char que conforman el lecho donde ocurre la reducción. Este valor, según bibliografía es de 0,7.²¹

Datos termodinámicos

Para la realización del modelo, es necesario conocer la funcionalidad de las constantes de equilibrio con la temperatura, así como también la capacidad calorífica de las especies involucradas.

Constantes de equilibrio

Para el cálculo de las constantes de equilibrio se utiliza la ley de *Van't Hoff*, que relaciona la variación de la temperatura con la variación de la constante de equilibrio a través de la variación de entalpía.

$$\frac{d \ln K_{eq}}{dT} = \frac{\Delta H}{R * T^2}$$

Sin embargo, el calor de reacción no presenta, en general, grandes variaciones con la temperatura. Por lo tanto, la resolución de esta ecuación diferencial conduce a:

$$\ln\left(\frac{K_{eq1}}{K_{eq2}}\right) = \frac{\Delta H^0}{R} * \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

Donde

K_{eq1} es la constante de equilibrio a T_1 .

K_{eq2} es la constante de equilibrio a T_2 .

ΔH^0 es la variación de entalpía estándar.

²¹ Patra, T. K., y Sheth, P. N. (2015). *Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews.

Para obtener la dependencia de la constante de equilibrio con la temperatura, para cada una de las reacciones, se selecciona una temperatura de 1000 K y con su correspondiente constante de equilibrio se obtienen las siguientes expresiones²²:

Tabla 2.8. Expresión de las constantes de equilibrio en función de la temperatura

Reacción	ΔH^0 (J/mol)	K_{eq} a 1000 K	$K_{eq}(T)$
(1) $C + CO_2 \longrightarrow 2CO$	172450	1.9	$1,9.e^{\frac{-172450}{R}*(\frac{1}{T}-\frac{1}{1000})}$
(2) $C + H_2O \longrightarrow H_2 + CO$	131300	2.609	$2,609.e^{\frac{-131300}{R}*(\frac{1}{T}-\frac{1}{1000})}$
(3) $C + 2H_2 \longrightarrow CH_4$	-74600	0.098	$0,0989.e^{\frac{74600}{R}*(\frac{1}{T}-\frac{1}{1000})}$
(4) $CH_4 + H_2O \longrightarrow 3H_2 + CO$	205900	26.56	$26,56.e^{\frac{-205900}{R}*(\frac{1}{T}-\frac{1}{1000})}$

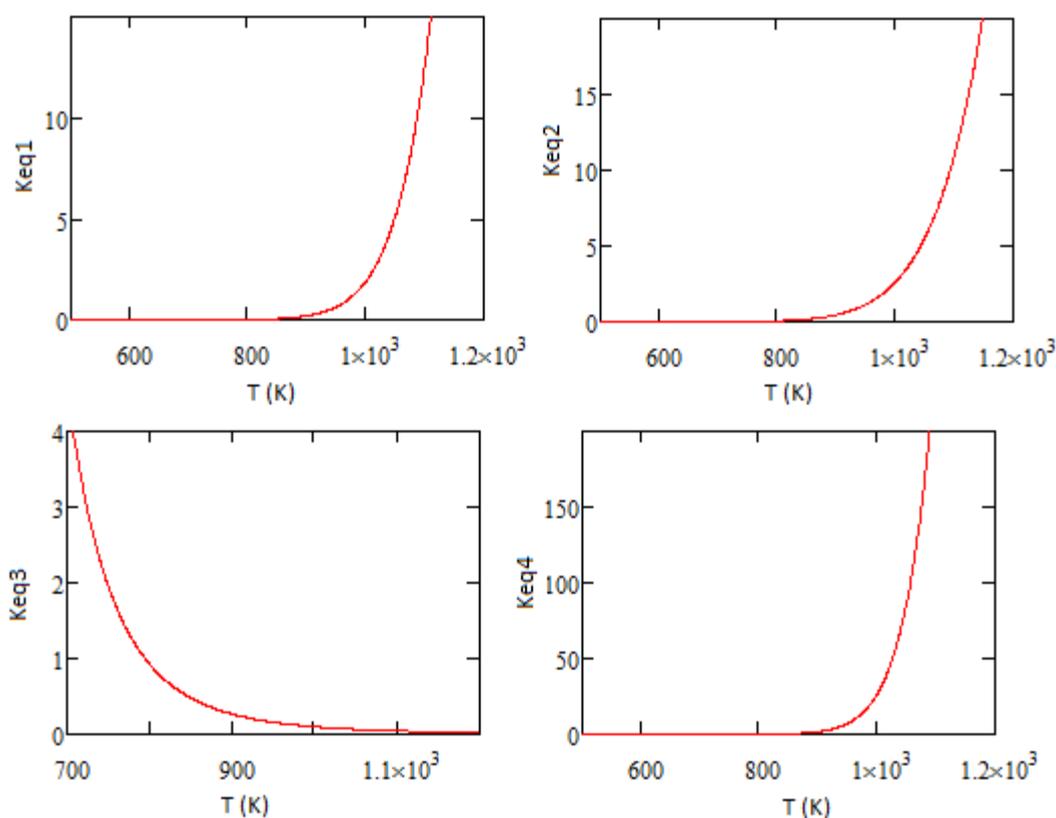


Figura 2.3. Funcionalidad de las constantes de equilibrio con la temperatura

En los gráficos de la Figura 2.3 se observa que las constantes de equilibrio de las reacciones 1, 2 y 4 se desplazan hacia la formación de producto a medida que la temperatura aumenta, logrando que la producción de CO y H₂ aumente. Como estos dos compuestos son, junto con el metano, los que brindan poder calorífico al gas, este último, también incrementa al aumentar la temperatura.

²² Wagman, D., Kilpatrick, J., Taylor, W., Pitzer, K y Rossini, F. (1945). *Heats, Free Energies and Equilibrium Constants of some reactions involving O₂, H₂, H₂O, C, CO, CO₂, and CH₄*. Journal of Research of the National Bureau of Standards, 34(2), p.143.

En cuanto a la reacción 3, esta se desplaza hacia reactivos al aumentar la temperatura, y debido a esto, la producción de CH_4 es limitada. Además, al comparar las reacciones en donde está involucrado el metano, se deduce que, como la constante de equilibrio de la reacción 4 es alta, el metano generado en la reacción 3 se consumirá, en gran medida por la reacción 4.

Capacidad calorífica

Para representar la funcionalidad de las especies involucradas en la gasificación con la temperatura, se recurre a la información disponible en el sitio web del NIST²³. Se propone expresar dicha funcionalidad como:

$$C_p = A + B \cdot \frac{T}{1000} + C \cdot \left(\frac{T}{1000}\right)^2 + D \cdot \left(\frac{T}{1000}\right)^3 + \frac{E}{\left(\frac{T}{1000}\right)^2} \left[\frac{\text{J}}{\text{mol K}}\right]$$

Tabla 2.9. Coeficientes de las capacidades caloríficas para cada especie

Especie	A	B	C	D	E	Rango de T (K)
CO_2	24.99	55.18	-33.69	7.94	-0.13	298-1200
CO	25.56	6.09	4.05	-2.67	0.13	298-1300
H_2O	30.09	6.83	6.79	-2.53	0.08	500-1700
H_2	33.06	-11.36	-11.43	-2.77	-0.16	298-1000
CH_4	-0.70	108.47	-42.52	5.86	0.67	298-1300
N_2	19.50	19.88	-8.59	1.37	0.53	500-2000

Validación del modelo

Es necesario comparar los resultados obtenidos por el modelo con los datos de bibliografía con el objetivo de validar el modelo propuesto. Para esto, se ingresan al modelo los mismos parámetros de proceso utilizados por *Jayah et al.* para la gasificación de madera de caucho.²⁴

Tabla 2.10 Condiciones experimentales de los datos bibliográficos

Autor	Materia prima	mc (%)	ER	Longitud de la zona de gasificación (m)	Presión (Pa)	Velocidad (m/s)	Temperatura (K)
-------	---------------	--------	----	---	--------------	-----------------	-----------------

²³ Disponible en <https://webbook.nist.gov/>

²⁴ Roshan Budhathoki (2013) Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach. Master's thesis. Department of Chemistry, University of Jyväskylä. p 42-44

Jayah	$\text{CH}_{1,53}\text{O}_{0,626}$	14.7	0.3	0.22	101325	0.5	1254
-------	------------------------------------	------	-----	------	--------	-----	------

Para comparar el modelo propuesto con el experimento de Jayah, se simularon las mismas condiciones experimentales y se corrió el programa utilizando la longitud de la zona de gasificación, obteniendo los siguientes resultados:

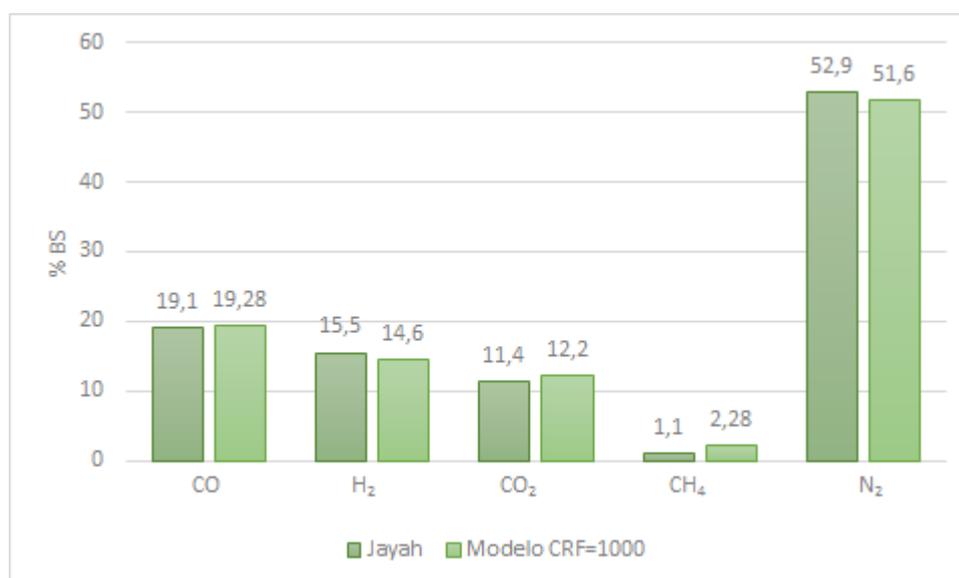


Figura 2.4. Comparación del modelo propuesto con datos experimentales

Al examinar el gráfico de la *Figura 2.4*, se verifica el correcto funcionamiento del modelo, dado que los datos experimentales arrojan valores similares a los obtenidos bajo las mismas condiciones. El error de predicción más notorio es la sobreestimación del CH_4 . Esta especie alcanza un error del 51%, mientras que el error promedio es del 13.5%. Dicho valor se considera aceptable y se asume que el modelo planteado representa correctamente el proceso.

Análisis de parámetros

Temperatura

A partir del análisis de las constantes de equilibrio en la zona de reducción, se observó que es favorable operar a temperaturas altas para obtener un gas con mayor poder calorífico. El típico rango de temperatura de operación de un reactor de tiro descendente es entre los 800–1100 °C²⁵. No se recomienda operar a temperaturas más elevadas debido a que pueden presentarse problemas de sinterización o aglomeración de cenizas por la existencia de puntos calientes.

Como ya se mencionó, la energía requerida para el secado, la pirólisis y la reducción proviene de la zona de combustión. Si el proceso está correctamente controlado (a temperatura constante) el calor aportado por las reacciones de combustión compensa el calor absorbido por las reacciones endotérmicas y se dice entonces, que el proceso es autotérmico.

²⁵ Lettner, F., Timmerer, H., Haselbacher, P. (2007). Biomass gasification, state of the art description. Intelligent Energy Europe

En consecuencia, la temperatura a la que se inician las reacciones de reducción depende principalmente de la cantidad de aire ingresado al gasificador y del contenido de humedad de la biomasa.

Porcentajes altos de humedad en la biomasa provocan temperaturas menores en la zona de oxidación debido a que la evaporación del agua requiere de un mayor gasto energético. Por otro lado, si se ingresa un flujo de aire considerable, la oxidación alcanza temperaturas elevadas, pues se generan las reacciones de combustión completa (que son exotérmicas).

Presión

El principio de Le Chatellier establece que:

“Si se presenta una perturbación sobre un sistema de equilibrio, el sistema se ajustará de tal manera que se cancele parcialmente dicha perturbación en la medida que el sistema alcanza una nueva posición de equilibrio.”

Un aumento en la presión genera que las reacciones se desplacen hacia donde hay menos moles gaseosas. Si se observan las reacciones involucradas en la reducción, se determina que un aumento en la presión conduce a la formación de CH_4 , H_2O y CO_2 y a una disminución en la producción de CO y H_2 .



Figura 2.5. Comparación de las composiciones finales ante un cambio en la presión inicial

Para determinar a qué presión es más conveniente operar se debe analizar el poder calorífico del gas de síntesis ya que si la gasificación tiene como objetivo la generación de energía, a mayor poder calorífico del gas, mayor energía disponible para ser consumida.

En el *Apéndice 2.C* se muestran los cálculos necesarios para poder determinar el poder calorífico bruto y neto de un gas.

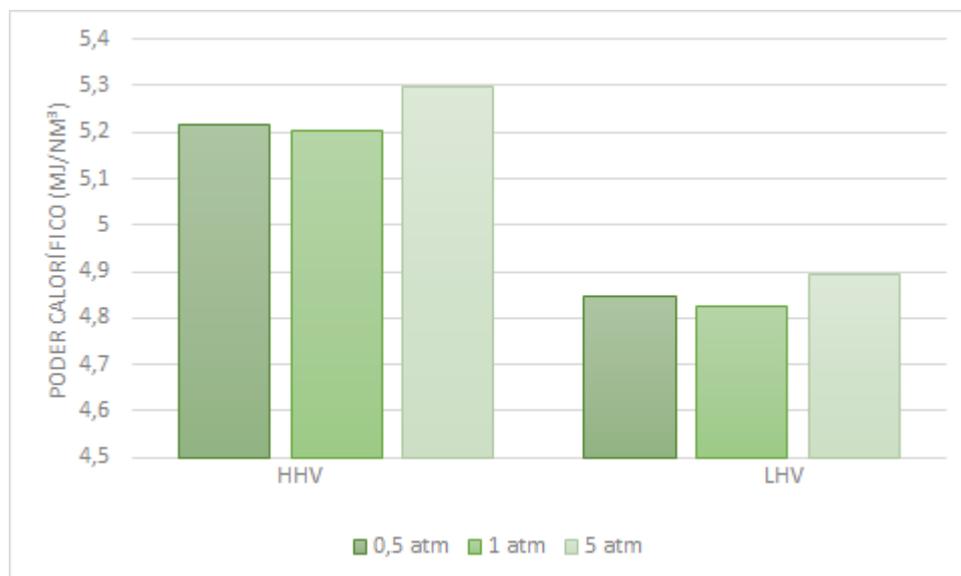


Figura 2.6. Comparación del poder calorífico del gas de síntesis ante un cambio en la presión inicial

A pesar de que se demuestra que operar a una presión mayor a la atmosférica aumenta el poder calorífico del gas de síntesis, según datos bibliográficos, suele ser más favorable la gasificación a presión atmosférica. Esto último es debido a las consideraciones económicas propias de la menor escala de las plantas de gasificación, que no justifican la inversión en equipos de alta presión.²⁶

Siguiendo el principio de Le Chatelier, un aumento en la presión del sistema desplaza el equilibrio hacia un menor número de moléculas. Esto dificulta la reforma y las reacciones de craqueo en la fase de gas. A causa de esto se espera un aumento de la producción de alquitrán con el aumento de la presión, por lo que la idea de presurizar el proceso queda totalmente descartada.²⁷

Velocidad superficial del gas

La velocidad superficial del gas se determina en el *Capítulo 3* ya que depende de las dimensiones del gasificador.

$$v_0 = \frac{Q_{CNPT}}{\frac{\pi \cdot (Da)^2}{4}} = 1.6 \text{ m/s}$$

Relación aire ingresado/aire estequiométrico (ER)

El ER es la relación entre el aire utilizado y el aire requerido para la combustión completa. Esta relación es uno de los parámetros operativos que más influencia tiene en la composición de las especies químicas involucradas en la gasificación.

²⁶ Castells, Xavier, y otros. (2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España. Editorial Díaz de Santos Capítulo 6: Tratamiento y acondicionamiento de gases. p.439-400.

²⁷ Armenta García, A. (2014). *Disminución de alquitranes en la gasificación de biomasa utilizando escoria de aceración*. Facultad de estudios superiores de Zaragoza.

La relación típica para un proceso de gasificación se encuentra en el rango de 0.15-0.40²⁸.

A elevados ER, el caudal de aire ingresado es mayor y se produce la combustión completa de la biomasa, en vez de la gasificación. Esto, genera un aumento en la temperatura del reactor y una dilución considerable del sistema, causada por el aumento de la concentración del nitrógeno.

Altas temperaturas en el reactor, en teoría, conllevan a un alto poder calorífico del gas. Sin embargo, la dilución provocada por el aumento de la concentración del N₂ genera el efecto contrario. Este último factor, presenta mayor influencia en el poder calorífico y origina que, a altos ER, el poder calorífico del gas se vea disminuido.

Por otro lado, a bajos ER, el caudal de aire ingresado es menor, y en consecuencia, hay un menor contacto entre reactivos. Este fenómeno hace que las reacciones de combustión sean insuficientes.

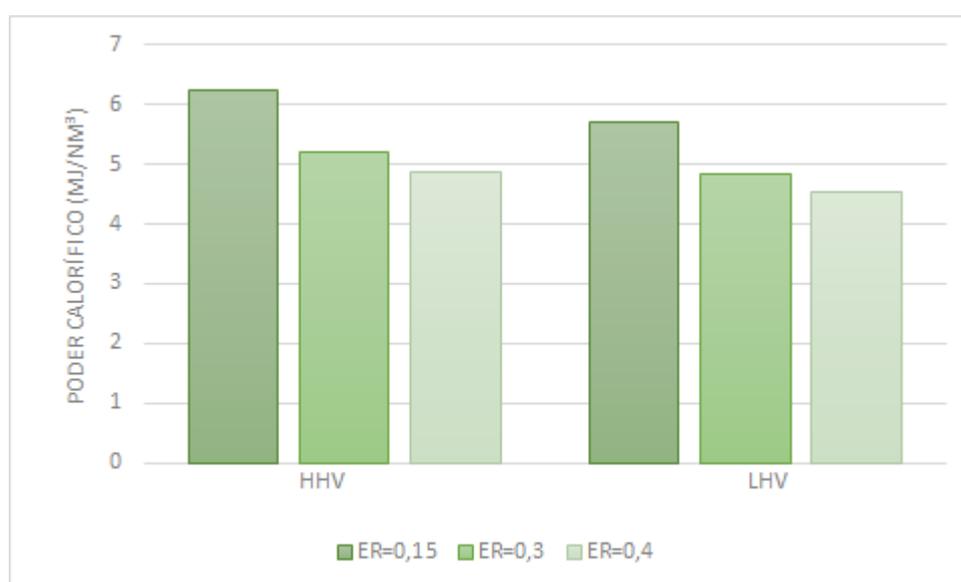


Figura 2.7. Comparación del poder calorífico del gas de síntesis para distintos valores de ER

Otra de las variables que influyen en la elección del ER es el contenido de humedad de la biomasa. A medida que aumenta la cantidad de humedad en la biomasa se incrementa la relación aire/combustible para lograr mantener constante la temperatura de reacción (en torno a los 800 °C). En consecuencia, se incrementa el contenido de N₂ y CO₂ en el gas pobre reduciendo a su vez el contenido de CO (lo que disminuye el poder calorífico del gas pobre).

En resumen, la elección del ER a utilizar depende principalmente del poder calorífico del gas. Para obtener un alto poder calorífico se debe encontrar un equilibrio entre obtener una temperatura elevada en la oxidación (generada por ER altos y MC bajos) y una menor dilución del gas (ocasionado por ER bajos).

²⁸ Ramanan, M. V., Lakshmanan, E., Sethumadhavan, R., & Renganarayanan, S. (2008). *Performance prediction and validation of equilibrium modeling for gasification of cashew nut shell char*. Brazilian Journal of Chemical Engineering, 25(3), 585–601.

Selección de parámetros

Se decide basarse en datos experimentales para seleccionar los parámetros óptimos de operación.

Se utiliza la experiencia realizada con *E. nitens* dada la cercanía que presenta su poder calorífico con el de los residuos de la cosecha de caña de azúcar.²⁹

Tabla 2.11. Poder calorífico de materia prima

	HHV (MJ/kg)
<i>E. nitens</i>	18.2
RAC	17.2

Además, se presenta el poder calorífico superior (bruto) del gas de síntesis y la temperatura alcanzada al finalizar la oxidación.

Tabla 2.12. Parámetros de la gasificación del *E.nitens*.

MC (%)	ER óptimo	Temperatura (K)	HHV (MJ/kg)
0	0.229	1172	5.9
11.8	0.241	1142	5,5
35.4	0.356	996	4
39.9	0.424	827	2.8

Debido a que la humedad del RAC es del 11.9 %,se estima que la temperatura a la salida de la oxidación será de 1142 K y para alcanzar dicha temperatura, se deberá emplear un ER de 0.241.

Resultados

Pirólisis

La composición estimada a la salida de la zona de pirólisis para el RAC con un contenido de humedad de 11.9%, utilizando un mol de biomasa como base de cálculo, se muestra en la *Tabla 2.13*. A pesar de que los moles varían dependiendo de la base de cálculo utilizada, las fracciones molares no se ven afectadas al tomar una base de cálculo distinta.

²⁹ Senelwa, K.(1997).*The air gasification of woody biomass from short rotation forest*.Universidad de Massey, Nueva Zelanda.

Tabla 2.13. Composición de salida de la zona de pirólisis

Componente	$n_{i,p}$ (mol)	$x_{i,p}$ (%)
C	0.856	0.441
CO	0.076	0.039
CO ₂	0.048	0.025
H ₂	0.023	0.012
H ₂ O	0.924	0.476
CH ₄	0.008	0.0045
C ₂ H ₂	0.005	0.0028

Oxidación

En la Tabla 2.14, se muestran los resultados obtenidos a la salida de la zona de oxidación.

Tabla 2.14. Composición de salida de la zona de oxidación

Componente	$n_{i,o}$ (mol)	$x_{i,o}$ (%)	$y_{i,o}$ (%)
C	0.528	0.19	-
CO	0.332	0.12	0.146
CO ₂	0.131	0.047	0.058
H ₂ O	0.953	0.34	0.419
CH ₄	0.008	0.003	0.004
N ₂	0.85	0.30	0.373

Reducción

Para resolver el modelo cinético propuesto, se implementó el método numérico Runge Kutta de cuarto orden en Mathcad ingresando las nueve ecuaciones diferenciales.

Para determinar las concentraciones iniciales de cada especie se utilizaron las fracciones molares en fase gaseosa a la salida de la zona de oxidación. Una vez obtenido el valor de la concentración inicial en la etapa de reducción como $\frac{P_i}{R^*T_i}$, se multiplica por cada fracción molar y se obtienen las concentraciones de cada compuesto a la entrada de dicha zona.

Tabla 2.15. Propiedades del gas a la entrada de la zona de reducción

Temperatura (K)	1142
Presión (Pa)	101325
Velocidad (m/s)	1.6
CO (mol/m ³)	1.559
CO ₂ (mol/m ³)	0.616
H ₂ (mol/m ³)	0
CH ₄ (mol/m ³)	0.041
H ₂ O (mol/m ³)	4.471
N ₂ (mol/m ³)	3.985

A la salida de la zona de reducción, utilizando la longitud determinada en el *Capítulo 3* de 0.56 m, se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 2.16. Composición del gas a la salida de la zona de reducción

Componente	C _{i,r} (mol/m ³)	y _{i,o} (% V/V bs)
CO	1.99	21.14
CO ₂	1.38	14.64
H ₂	1.37	14.48
CH ₄	0.15	1.63
H ₂ O	3.52	-
N ₂	4.54	48.10

Tabla 2.17. Condiciones de salida

Temperatura (K)	940
Presión (Pa)	101200
Velocidad (m/s)	1.403
HHV (MJ/Nm ³)	5.16

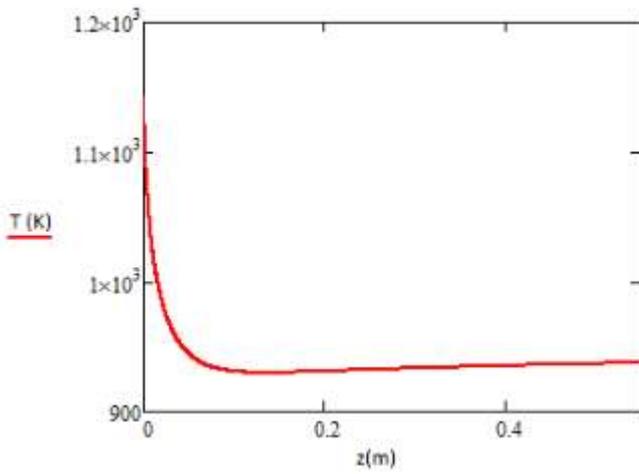


Figura 2.8. Perfil de temperatura

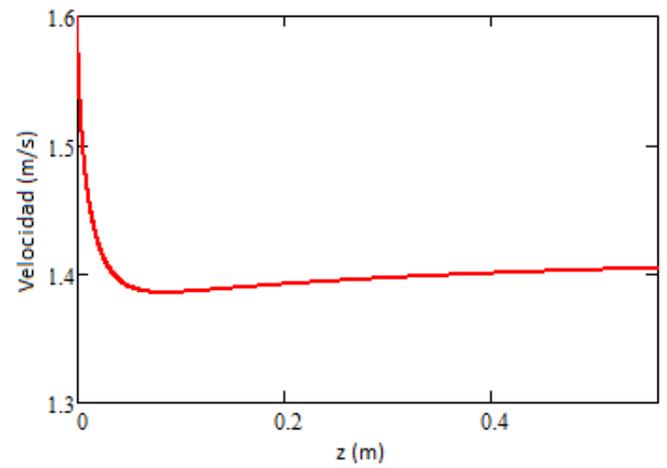


Figura 2.9. Perfil de velocidad

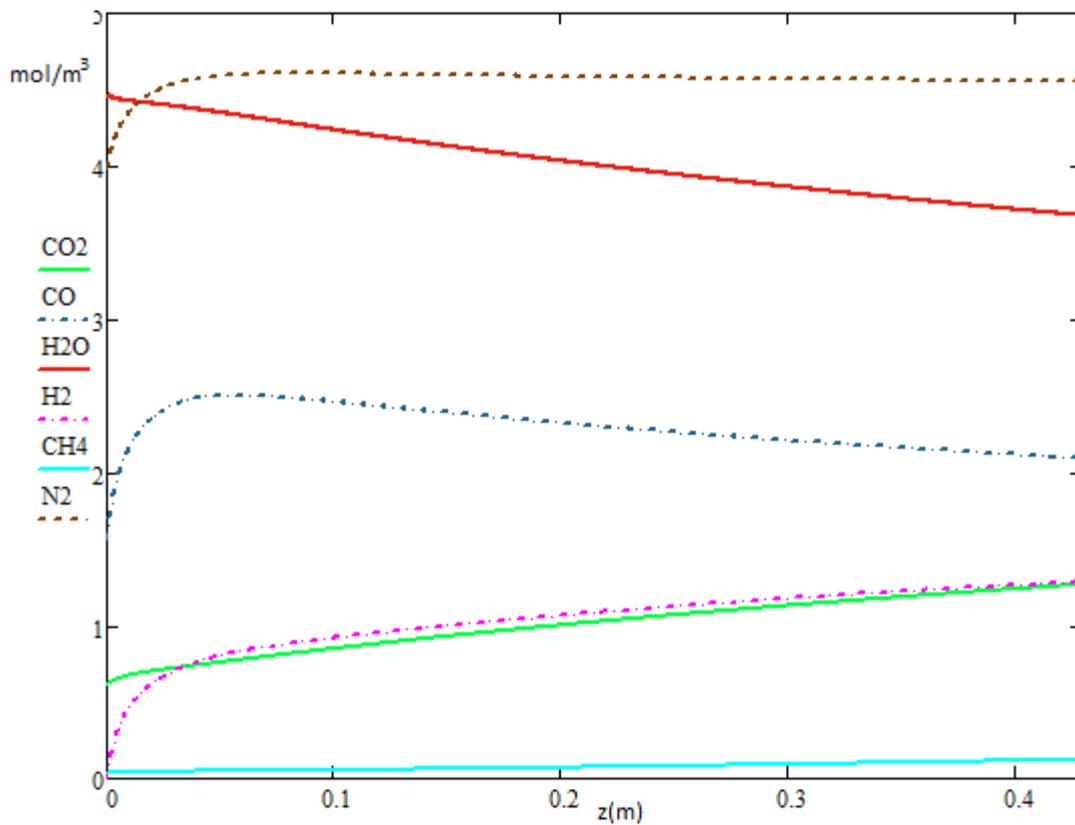


Figura 2.10. Perfil de las concentraciones en la zona de reducción

En la Figura 2.8 se observa que la temperatura llega a un mínimo y luego aumenta levemente. El motivo de la disminución de la temperatura es que las reacciones involucradas son endotérmicas,

excepto la reacción de metanización. Es decir, que se requiere calor para que ocurran, y como el equipo trabaja de manera autotérmica, la temperatura del reactor disminuye.

Este fenómeno afecta al perfil de concentraciones de todas las especies involucradas en la gasificación, pues por la ley de gases ideales, disminuir la temperatura implica un aumento en la concentración. La velocidad se ve afectada por este fenómeno también, porque se disminuye el caudal volumétrico de gas.

En la *Figura 2.10* se puede observar la variación de las concentraciones de los compuestos con respecto al largo. En un primer momento, el N_2 aumenta su concentración, a pesar de no estar presente en ninguna de las reacciones, y luego permanece sin cambios. Esto se asocia con la disminución de la temperatura, que llega de manera abrupta a un mínimo en los primeros metros de la reducción y luego aumenta levemente.

Para el análisis de los demás compuestos resulta útil recordar las reacciones involucradas en la reducción y si se ven favorecidas a altas o bajas temperaturas. Esto fue analizado previamente en la *Figura 2.3*.

Tabla 2.18. Reacciones en la reducción

Reacción		Temperatura favorable
R1	$C + CO_2 \longrightarrow 2CO$	Alta
R2	$C + H_2O \longrightarrow H_2 + CO$	Alta
R3	$C + 2H_2 \longrightarrow CH_4$	Baja
R4	$CH_4 + H_2O \longrightarrow 3H_2 + CO$	Alta

En base a esto, es coherente que la concentración del agua disminuya debido a que solo se encuentra como reactivo en reacciones donde el equilibrio a altas temperaturas se desplaza hacia productos. Por otro lado, el monóxido de carbono aumenta su concentración hasta un máximo y luego disminuye. Esto se debe a que a altas temperaturas se ven favorecidas las reacciones 1, 2 y 4. Pero luego, cuando empieza a disminuir la temperatura, estas reacciones dejan de verse tan favorecidas y la concentración disminuye.

El hidrógeno atraviesa un aumento de la concentración a lo largo de todo el reactor. Al principio es más pronunciado debido a que su formación se ve más beneficiada (R2) que su consumo (R3). Pero cuando la temperatura disminuye, el aumento en su concentración es más paulatino debido a que ambas reacciones se compensan.

El metano cambia muy poco su concentración ya que la reacción de metanización (R4) nunca llega a ser lo suficientemente fuerte. Esto ocurre debido a que a pesar de que la temperatura en el reactor disminuye, no resulta tan baja como para favorecer significativamente la reacción.

El aumento en la concentración del dióxido de carbono solo puede deberse a la variación de la temperatura, pues por la reacción 1 debería disminuir, pero dado que la temperatura disminuye con el largo del reactor, la concentración aumenta.

Alquitrán y Sólidos

En el modelo propuesto, no se considera la formación de alquitrán, por lo que a la hora de predecir la cantidad formada de este compuesto, se deberá recurrir a bibliografía. Es necesario que el alquitrán se elimine para evitar problemas en los equipos. Si no es removido, puede dañar no solo al gasificador sino también a los equipos que reciben el gas producto como por el ejemplo, el motor.³⁰

Por otro lado, a pesar de que las velocidades de reacción no tienen en cuenta el char, es importante conocer cuánto char se convirtió y por ende, cuánto carbono permanece en estado sólido, luego de finalizada la gasificación.

Estos aspectos y otras consideraciones se verán en mayor profundidad en el *Capítulo 4*.

³⁰ Shakorfow, A. (2015). *Operating and Performance Gasification Process Parameters*. Department of Chemical and Petroleum Engineering, Engineering Faculty, Elmergib University, Khmos, Libya.

Lista de símbolos

Símbolo	Término	Unidad
A_i	Factor preexponencial	1/s
a	Moles de aire	moles
A	Área transversal del gasificador	m^2
C_i	Concentración molar	mol/m^3
C_{p_i}	Capacidad calorífica	J/mol.K
d_p	Diámetro promedio de biomasa	m
E_i	Energía de activación	kJ/mol
ER	Radio equivalente	-
K_{eq}	Constante de equilibrio	-
MC	Contenido de humedad	%
n	Número de moles	mol
PM	Peso molecular	g/mol
P	Presión del gasificador	Pa
R	Constante de los gases ideales	J/mol.K
R_i	Velocidad de formación neta	mol/m^3s
r_i	Velocidad de reacción	mol/m^3s
T	Temperatura	K
u	Viscosidad	kg/m.s
v	Velocidad superficial del gas	m/s
w	Moles de agua	mol
x_i	fracción molar en solución	-
y_i	fracción molar en fase gaseosa	-
z	Paso de altura en zona de gasificación	m
ΔH^0	Variación de entalpía estándar	J/mol
ε	Porosidad del lecho	-
ρ	Densidad	kg/m^3

Bibliografía

1. Armenta García, A. (2014). *Disminución de alquitranes en la gasificación de biomasa utilizando escoria de aceración*. Facultad de estudios superiores de Zaragoza.
2. Babu, P. (2006) *Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor*. Energy Conversion and Management.
3. Budhathoki, R. (2013). *Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach*. Master's thesis. Department of Chemistry, University of Jyväskylä.
4. Cengel, Y. A. (2003). *Heat transfer: a practical approach*. McGraw-Hill
5. Couto, N., Rouboa, A., Silva, V., Monteiro, E., Bouziane, K. (2013). *Influence of the biomass gasification processes on the final composition of Syngas*. Energy Procedia, 36, pp. 596-608
6. Cruz, M., Zamora Rueda, G., Golato, M., Paz, D. (2016). *Caracterización de biomasa regionales*. Argentina (Tucumán) y Brasil (Itajubá).
7. Giltrap, D. L., McKibbin, R., & Barnes, G. R. G. (2003). *A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier*. Solar Energy, 74(1), pp. 85–91
8. Lettner, F., Timmerer, H., Haselbacher, P. (2007). *Biomass gasification, state of the art description*. Intelligent Energy Europe.
9. Milligan, J. B. (1994). *Downdraft gasification of biomass*. University of Aston, Birmingham, U.K.
10. Patra, T. K., y Sheth, P. N. (2015). *Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews.
11. Ramanan, M. V., Lakshmanan, E., Sethumadhavan, R., & Renganarayanan, S. (2008). *Performance prediction and validation of equilibrium modeling for gasification of cashew nut shell char*. Brazilian Journal of Chemical Engineering, 25(3), 585–601.
12. Sánchez Plazas, O. (2018). *Modelamiento termodinámico de la gasificación de bambú y cuesco de coco en un gasificador de lecho fijo a escala piloto*. Universidad Nacional de Colombia, Bogotá.
13. Senelwa, K. (1997). *The air gasification of woody biomass from short rotation forest*. Universidad de Massey, Nueva Zelanda.
14. Shakorfow, A. (2015). *Operating and Performance Gasification Process Parameters*. Department of Chemical and Petroleum Engineering, Engineering Faculty, Elmergib University, Khmos, Libya.
15. Shakorfow, A. (2015). *Operating and Performance Gasification Process Parameters*. Department of Chemical and Petroleum Engineering, Engineering Faculty, Elmergib University, Khmos, Libya.
16. Sitio web del Nist. Disponible en <https://webbook.nist.gov/>
17. Wagman, D., Kilpatrick, J., Taylor, W., Pitzer, K y Rossini, F. (1945). *Heats, Free Energies and Equilibrium Constants of some reactions involving O₂, H₂, H₂O, C, CO, CO₂ and CH₄*. Journal of Research of the National Bureau of Standards, 34(2), p.143.
18. Wang, Y., y Kinoshita, C. M. (1993). *Kinetic model of biomass gasification*. Solar Energy, 51(1), pp 19–25.

3

DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

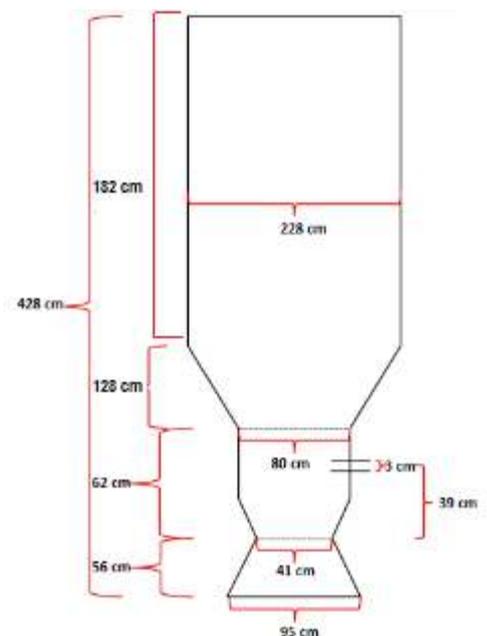
ÍNDICE

Introducción	56	Consumo de biomasa	69
Gasificador Stratified	56	Puesta en marcha	70
Gasificador Imbert	57	Preparación y almacenamiento del combustible	70
Selección del tipo de gasificador downdraft	59	Proceso de encendido	70
Análisis del espesor del aislante	64	Lista de símbolos	72
Sistema de Control	66	Bibliografía	73
Temperatura	67		
Presión	68		

RESUMEN

Se decide utilizar dos reactores de lecho fijo downdraft Imbert en paralelo que procesen 500 kg/h de RAC cada uno. En base a un análisis de propiedades de salida, se obtienen rangos de valores para dimensionar el reactor. Finalmente, se obtienen dos reactores con las dimensiones que se observan en la imagen.

El gasificador es de acero al carbono (SA516gr70) y presenta un revestimiento interno de material refractario de Cr_2O_3 . Como aislante, se utiliza lana mineral. Con la estructura así diseñada, las pérdidas de calor a través de la pared resultan del orden del 5% y la temperatura externa del gasificador de 47°C.



Introducción

La práctica totalidad de los gasificadores existentes pertenecen a alguno de los tipos que se muestran en la *Figura 3.1*

La elección del gasificador a utilizar depende principalmente de la aplicación a la que está destinada el proceso. Por ejemplo, los reactores de lecho fijo (corriente ascendente y descendente) se utilizan para unidades pequeñas mientras que para unidades intermedias se utilizan los gasificadores de lecho fluidizado y para unidades de mayor capacidad se utilizan los reactores de flujo arrastrado (*Figura 3.2*)

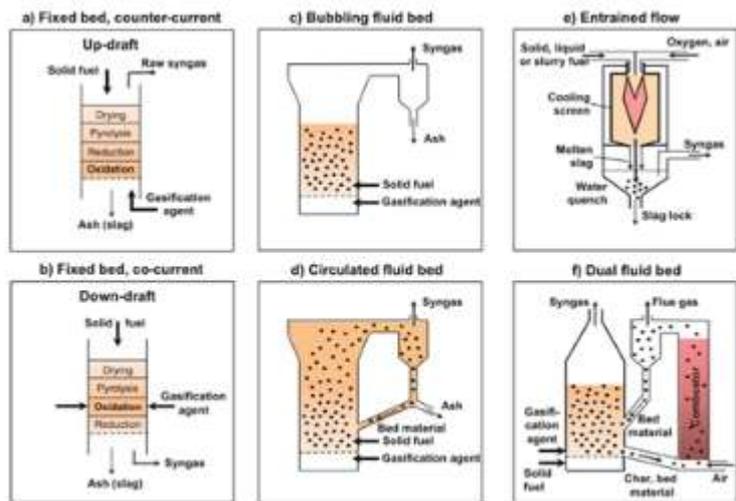


Figura 3.1 Tipos de gasificadores

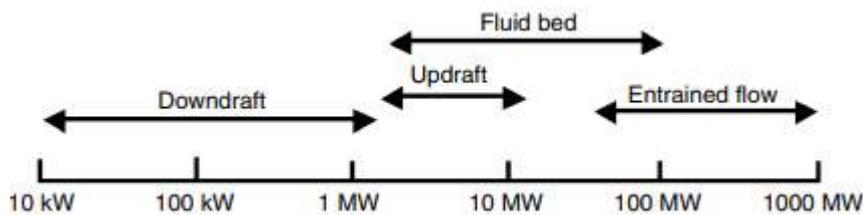


Figura 3.2. Recomendaciones de gasificadores según la aplicación

Como se determinó en el *Capítulo 1* se optó por utilizar gasificadores downdraft. Estos gasificadores son reactores de lecho fijo en donde la biomasa y el agente gasificante fluyen en paralelo. Se utilizan principalmente para la generación de energía a baja escala, donde el gas producido es derivado a un sistema de recuperación de energía, generalmente, un motor de combustión interna. Debido a que los gases de pirólisis son obligados a pasar por la zona de combustión, se genera un gas con bajo contenido de alquitranes.

Existen dos tipos principales de gasificadores de tiro descendente: el tipo Imbert (con garganta) y el tipo Stratified (sin garganta).

Gasificador Stratified

El gasificador de tiro descendente sin garganta fue desarrollado para superar el problema de bloqueos y canalizaciones en gasificadores de tiro descendente con garganta (Imbert).

El gasificador de tiro descendente estratificado consiste en un recipiente cilíndrico con un hogar en el fondo como se muestra en la *Figura 3.3*. Durante la operación, el aire y la biomasa pasan uniformemente hacia abajo a través de cuatro zonas, de ahí el nombre "estratificado". La apertura superior permite el ingreso uniforme de aire a la zona de combustión. La primera zona está

compuesta de biomasa sin reaccionar a través de la cual ingresa el aire. En la segunda zona, la biomasa reacciona con el aire. En la tercera zona, compuesta por el char formado en la segunda zona, se reducen los gases. En la última zona, se encuentra carbono inerte que normalmente se encuentra a bajas temperaturas.

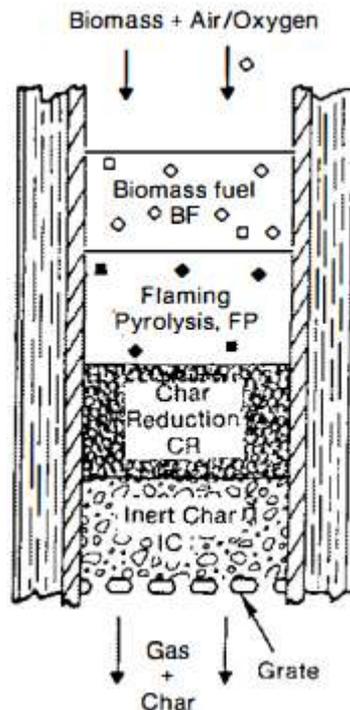


Figura 3.3 Gasificador Stratified

La ventaja de este tipo de gasificadores es que presenta una alimentación de combustible sencilla y permite fácilmente el acceso a instrumentos para medir condiciones dentro del reactor. Además, son apropiados para biomasa de tamaño pequeño, y con contenidos de cenizas del 20%. Son fáciles de construir y tienen buenas propiedades de escalado.³¹

Gasificador Imbert

Haciendo referencia a la *Figura 3.4*, la parte superior del reactor es simplemente un reservorio para la materia prima, que durante la operación se debe llenar constantemente. La biomasa ingresa por la parte superior gracias al funcionamiento de una tolva que se encarga de la regulación del caudal de entrada. Luego, atraviesa el proceso de *secado* donde a medida que la materia prima avanza por el reactor, recibe calor. Esta etapa se lleva a cabo sobre los 100°C, donde el agua externa se remueve completamente, para que después la biomasa alcance temperaturas cercanas a los 200°C, en donde los compuestos intracelulares son volatilizados. Luego, se tiene la etapa de *pirólisis* que consiste en una ruptura de las cadenas largas de hidrocarburos en otras más pequeñas. Uno de los productos obtenidos de la pirólisis es el alquitrán formado a partir de la licuefacción de los gases condensables.

³¹Bhavanam, A and Sastry, R. C.(2011). *Biomass Gasification Processes in Downdraft Fixed Bed Reactors: A Review*. International Journal of Chemical Engineering and Applications, Vol. 2, No. 6.

Más abajo en el reactor, se encuentran un conjunto de boquillas dirigidas radialmente que permiten el acceso al aire. Durante la operación, el aire entrante combustiona parte de la biomasa, la mayoría de los alquitranes y aceites.

A la altura de las boquillas, los gasificadores Imbert poseen una disminución del diámetro denominado "garganta de angostamiento". En esta zona se alcanzan las temperaturas más altas del reactor lo que permite un máximo grado de mezclado de los gases y una distribución uniforme de la temperatura sobre la sección transversal, promoviendo así el craqueo de alquitranes.³²

Debajo de la zona de las boquillas se encuentra la zona de reducción de gas. Normalmente esta zona consiste de un hogar que puede ser de tipo Imbert clásico, en V o plano. Después de la combustión de la biomasa, los gases resultantes pasan a la zona de reducción en donde el gas se enfría ya que parte del calor se convierte en energía química.

En general, el lecho reposa sobre una parrilla excéntrica rotativa situada en el fondo del gasificador. La parrilla consiste en tres anillos circulares situados uno encima del otro. Las caras laterales de los cilindros son láminas metálicas llenas de agujeros para permitir el paso de las partículas a través de ellos. El movimiento rotativo de la parrilla permite que las partículas caigan atravesandola, cayendo a la cámara inferior del gasificador, donde se halla, en un lateral, la salida de los gases. Esto resulta de suma importancia debido a que se evita que la salida del gas colapse por acumulación de residuos en la parrilla. En la parte inferior de esta cámara, cuatro paletas arrastran los sólidos hacia un transportador de tornillo a un contenedor externo.

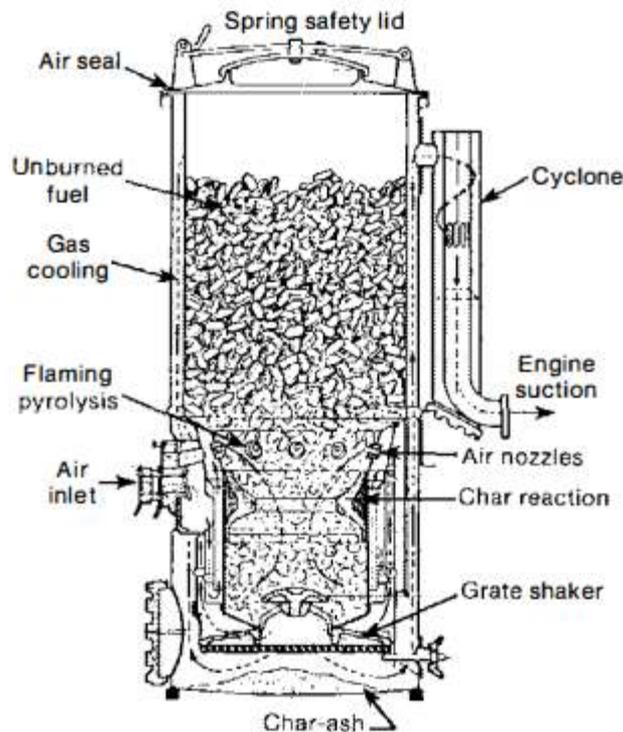


Figura 3.4 Gasificador Imbert

³² Solar Energy Research Institute (en contribución con U.S. Department of Energy). (1988) *Handbook of biomass downdraft gasifier and engine system*. Washington, EE.UU

Este tipo de reactor no es adecuado para grandes capacidades (apto para capacidades menores a 500 kg/h)³³. Esto se debe a que a mayores flujos las dimensiones obtenidas para la zona de combustión y contracción son muy grandes y el flujo de aire requerido no logra llegar al centro del equipo de manera efectiva. Debido a esto, operar a mayores flujos genera no idealidades y fallas operativas dentro del reactor.

Selección del tipo de gasificador downdraft

A pesar de que un gasificador tipo Stratified sería adecuado ya que la capacidad instantánea de la planta es elevada (1 ton/h), actualmente no se encuentra información acerca del diseño detallado de este tipo de gasificadores. Debido a esto, y como se encuentran referencias del diseño del gasificador Imbert se hará uso del mismo, a pesar de que, se necesitarán instalar gasificadores en paralelo, lo que conlleva a mayores costos de inversión.

Como la capacidad de producción instantánea es de 1000 kg/h y debido a que se deben respetar las limitaciones de la carga de biomasa se deberán contar con dos reactores en paralelo alimentado cada uno por 500 kg/h de biomasa.

Dimensiones del gasificador Imbert

Para el dimensionamiento de cada gasificador, se usará el método heurístico³⁴ presentado en el documento *Handbook of downdraft gasifier*, el cual se basa en propiciar el paso de los gases y las cenizas que se van formando dentro del equipo³⁵. Este método permite encontrar las dimensiones del cuerpo interno del reactor a partir del flujo másico de materia prima. En la siguiente figura se presentan las variables a tener en cuenta.

³³ Milligan, J. B. (1994). *Downdraft gasification of biomass*. University of Aston, Birmingham, U.K

³⁴ Método basado en la experiencia que puede utilizarse como ayuda para resolver problemas de diseño.

³⁵ Solar Energy Research Institute (en contribución con U.S. Department of Energy). (2018) *Handbook of biomass downdraft gasifier and engine system*. Washington, EE.UU.

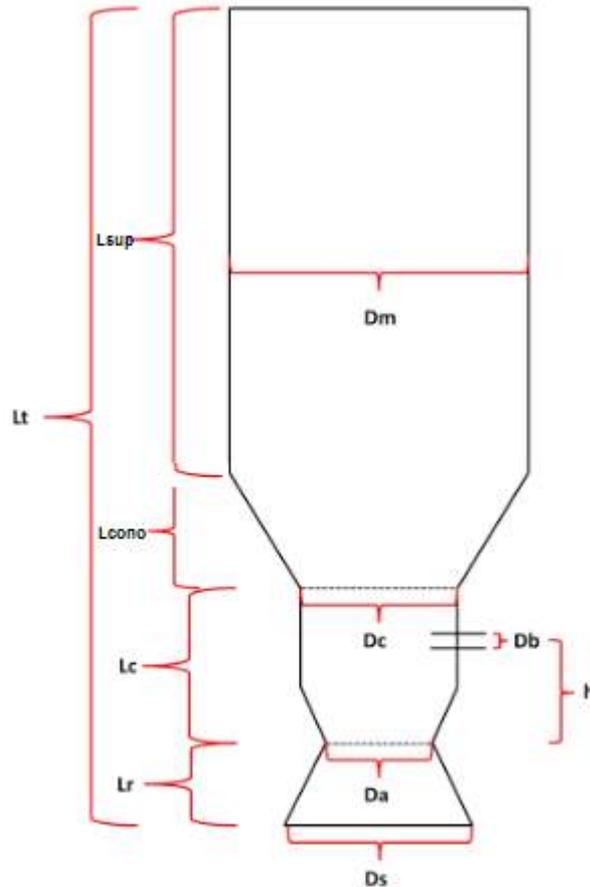


Figura 3.5. Esquema para el dimensionamiento del reactor downdraft.

Se define el parámetro H_L , carga del corazón del reactor (hearth load por sus siglas en inglés) como el flujo volumétrico de gas (a 25°C) que se obtiene por unidad de área de sección transversal de la garganta, que es el área de sección transversal más pequeña del reactor (donde $L_r=0$). También es conocido como la velocidad superficial del gas.

$$H_L = \frac{F_{gp}}{\text{Área de garganta}}$$

Este es el elemento base para obtener el resto de los parámetros debido a que juega un papel importante en la calidad del gas: es la zona donde se craquean los alquitranes, además de limitar la capacidad de procesar biomasa y por lo tanto la potencia del gasificador.³⁶

Se espera que este valor oscile entre los 0.4 y 0.9 $\frac{m^3}{cm^2 \cdot h}$. Con estos límites, se puede encontrar el primer parámetro del equipo, el diámetro de angostamiento D_a , mediante la siguiente fórmula:

$$0.4 \leq \frac{F_{gp}}{\pi \left(\frac{D_a}{2}\right)^2} \leq 0.9$$

³⁶Castello B., Angelo M.(2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Santiago de Chile, Chile.p. 40-60

Donde F_{gp} es el flujo volumétrico de gas producido a 25°C (m³/h). Con el valor de D_a ya se pueden obtener las dimensiones D_c (diámetro de combustión), D_s (diámetro de succión) y D_m (diámetro mayor) mediante las siguiente relaciones:

$$1.8 \leq \frac{D_c}{D_a} \leq 2.1$$

$$2 \leq \frac{D_s}{D_a} \leq 2.6$$

$$3.4 \leq \frac{D_m}{D_a} \leq 7.7$$

Un valor relacionado directamente con el área transversal de la zona de contracción es el área total de inyección de aire. La misma tiene un valor típico de entre el 8 al 3% del área de contracción³⁷, lo que permite estimar D_b (diámetro de boquillas) a partir de D_a . Se tiene:

$$0.03 \leq \frac{n \cdot \pi \cdot \frac{D_b^2}{4}}{\pi \cdot \frac{D_a^2}{4}} \leq 0.08$$

Donde n es el número de boquillas requeridas para inyectar el aire. Este valor se relaciona con requerimiento de aire del proceso y, por ende, al flujo másico a tratar. El número se basa en el flujo de materia prima a tratar y el aire requerido. Es siempre impar debido a que así se evita que dos boquillas queden enfrentadas, para poder garantizar la correcta distribución del agente gasificante.

Tabla 3.1. Número de boquillas según rango de flujo

Rango de flujo (kg/h)	n
0-70	5
70-140	7
140-350	9

En la *Tabla 3.1* obtenida en el paper “*Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*”³⁸ no hay valores de n para caudales de biomasa superiores a 350 kg/h. Sin embargo, otras bibliografías afirman que los gasificadores downdraft tienen una capacidad máxima de hasta 500 kg/h. En este punto se tuvo que elegir entre usar el paper nombrado, que indicaba una capacidad máxima de 350 kg/h o continuar con la capacidad de 500 kg/h seleccionada en un primer momento. Optar por la primer opción, conlleva a mayores gastos económicos debido a que se debería agregar otro gasificador más. La segunda opción tiene la desventaja de que se debería estimar una cantidad de boquillas. Se decidió optar por esta última opción y se estimó una cantidad de boquillas de 11.

³⁷ Basu, P. (2010). *Design of Biomass Gasifiers*. Biomass Gasification Design Handbook. pp 167–228

³⁸ Castello B., Angelo M. (2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Santiago de Chile, Chile. p. 40-60

Otro valor dependiente de D_a es la distancia h entre la contracción y el ingreso del aire, la cual está optimizada de modo de asegurar las reacciones de combustión antes de llegar a la zona de gasificación:

$$0.7 \leq \frac{h}{D_a} \leq 1.2$$

Con lo anterior quedan definidos todos los diámetros del equipo. Ahora, la altura de cada sección del equipo dependen también de la altura de la zona de reducción (L_r), la cual se obtiene como:

$$0.65 \leq \frac{2 * L_r}{D_a + D_s} \leq 1$$

Los valores del largo de combustión (L_c), largo total (L_t) y el largo de pirólisis (L_p) se obtienen de las siguientes relaciones:

$$1.4 \leq \frac{L_c}{L_t} \leq 1.6$$

$$0.2 \leq \frac{L_r + L_c}{L_t} \leq 0.35$$

$$L_p = L_t + L_r - L_c$$

Además,

$$L_p = L_{cono} + L_{sup}$$

donde:

$$L_{cono} = \text{tg}(60^\circ) * \frac{D_m - D_s}{2}$$

En el *Apéndice 3.A* se muestran los cálculos realizados para determinar las dimensiones de cada gasificador. Los resultados se muestran en la *Tabla 3.2*.

Tabla 3.2. Dimensiones del reactor

Parámetro	Valor
D_a	41 cm
D_c	80 cm
D_s	95 cm
D_m	228 cm
D_b	3 cm
h	39 cm
L_r	56 cm
L_c	62 cm
L_t	428 cm
L_p	310 cm
L_{sup}	182 cm
L_{cono}	128 cm
$V_{s,i}$	1.6 m/s

Materiales y estructura del reactor

A la hora de seleccionar el material del recipiente se debe tener en cuenta que las propiedades mecánicas de una aleación dependen de la temperatura. Principalmente, uno de los factores que más se ve afectado con el aumento de la temperatura es la tensión de fluencia, la cual disminuye. Luego de llegar a la fluencia, un material se deforma plásticamente y es válido aclarar, que luego de alcanzar este régimen, la geometría del recipiente se ve alterada y no está en condiciones de realizar la función para la cual fue seleccionada.

Ante las altas temperaturas en la que se encuentra operando el equipo, los aceros al carbono no presentan resistencia mecánica suficiente para conservar su estabilidad estructural. Debido a esto, la mejor alternativa es recurrir a un recubrimiento interno con materiales refractarios.

Los materiales refractarios más comúnmente utilizados son los cerámicos. Para su elección se debe tener en cuenta, principalmente, que el material sea termodinámicamente estable a gases calientes como H_2 , CO , CO_2 , H_2O y H_2S y que resista la abrasión y erosión a altas temperaturas.

Sobre la base de pruebas de laboratorio y experiencia de usuarios de gasificadores, se determinó que los refractarios de Cr_2O_3 (con porcentajes de hasta 10% de Al_2O_3) responden de manera satisfactoria a las solicitudes.³⁹

Debido a que las temperaturas del proceso son elevadas, las opciones de material aislante se ven reducidas. En general, se recomienda para temperaturas de alrededor de los 800°C fibra de cerámica o lana mineral. Ambos son materiales de tipo aislantes fibrosos. Experimentalmente se observa que la lana mineral resulta una mejor alternativa ante las altas temperaturas debido a sus excelentes características aislantes. De modo que una de las opciones a la hora de la selección del material aislante es la de la lana mineral ya que se considera de suma importancia que ante posibles perturbaciones en la temperatura, el aislante resista las variaciones sin inconvenientes. Debido a su origen mineral, es incombustible y no inflamable, lo que lo hace ser un excelente retardador de fuego.⁴⁰

En resumen, el recipiente será una estructura metálica de acero recubierto internamente con una pared refractaria. Entre medio de ambos, se colocará un material aislante.

En cuanto al espesor del acero al carbono se utiliza la ecuación facilitada por la División I del Código ASME VIII:

$$t = \frac{P * D_m}{S * E - 0,6P}$$

Donde P es la presión interna de diseño (psi), E es la eficiencia de las soldaduras (asumiendo que las juntas se sueldan a tope, y se radiografían al 100%, la eficiencia E se considera igual a 1), D_m es el diámetro interno del cilindro (pulgadas), S es el esfuerzo último a tensión del material (psi).

Se utilizará la tensión del acero del tipo SA516 gr 70 ya que es el material mayormente utilizado en recipientes a presión resistentes al calor. Su valor es, aproximadamente, de 20015 psi⁴¹.

Finalmente, se obtiene un espesor de acero de 1 mm. Sin embargo, el valor de espesor mínimo que se consigue en el mercado es de 3.20 mm por lo que se utilizará este último como valor final del espesor del acero.⁴²

Análisis del espesor del aislante

El diseño propuesto del gasificador es válido únicamente si las pérdidas de calor son despreciables. Debido a esta premisa, se calcula el flujo de calor a través del gasificador, y se analiza el espesor del aislante adecuado. Cuando las pérdidas de calor resulten alrededor del 5%, y la temperatura externa del equipo (T_4) resulte alrededor de 60°C, para evitar quemaduras en los operarios, se considera que el diseño es el óptimo.

³⁹ Bennett, J y Kwong, K. (2011). *Failure Mechanisms in High Chrome Oxide Gasifier Refractories*. Estados Unidos.

⁴⁰ Castells, Xavier, y otros. (2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España. Editorial Díaz de Santos. p.442-445.

⁴¹ Obtenido de la página web www.cis-inspector.com

⁴² Obtenido de la página web de Sidersa www.sidersa.com

Para el análisis del espesor del aislante se analizará el caso más desfavorable, es decir, una temperatura máxima en el refractario de 869 °C (T_1). Como se observa en la *Figura 3.6* se pierde calor del tubo hacia el medio circundante que está a la temperatura T_5 (la cual se supone de 25°C), con un coeficiente de transferencia de calor por convección h .

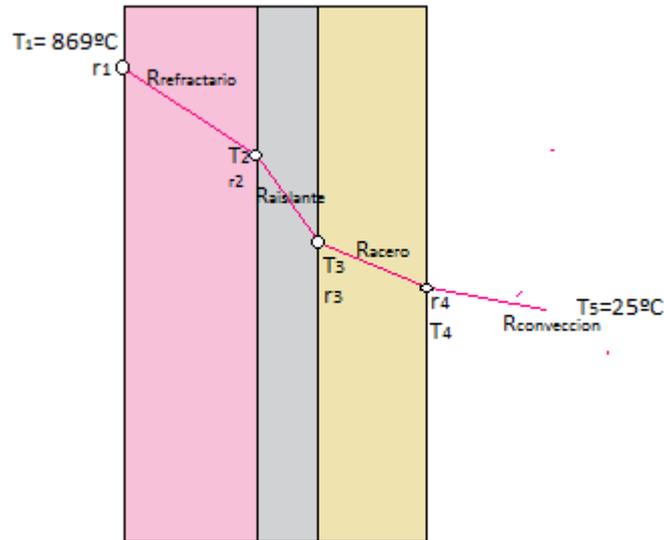


Figura 3.6. Tubo cilíndrico aislado expuesto a la convección desde la superficie exterior y las resistencias asociadas a él.

La velocidad de la transferencia de calor del tubo aislado hacia el aire circundante, despreciando cualquier transferencia por radiación se puede expresar como:

$$Q = \frac{T_1 - T_5}{R_{total}}$$

$$R_{total} = R_{refractario} + R_{aislante} + R_{acero} + R_{convección}$$

$$R_{refractario} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 * \pi * L_i * k_{refractario}}$$

$$R_{aislante} = \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 * \pi * L_i * k_{aislante}}$$

$$R_{acero} = \frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 * \pi * L_i * k_{acero}}$$

$$R_{convección} = \frac{1}{2 * \pi * L_i * r_4 * h}$$

El valor más común de h para el caso de convección natural de gases que se encuentra en la práctica está comprendido entre $2\text{-}25 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ por lo que se utilizará el valor promedio. Las conductividades térmicas del refractario, acero al carbono y de la lana mineral son $2,7 \text{ W/m}^\circ\text{C}$, $52 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ y $0,038 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ respectivamente.

Los espesores existentes de la lana mineral son: 25 y 50 mm. Por otro lado, se encontró que valores entre 150 y 200 mm son los comúnmente utilizados para el material refractario.

Para cada uno de los espesores de lana mineral existentes, se observa en la *Tabla 3.3* cuál es el que cumple con las dos premisas: T_4 inferior a 60°C y pérdidas de calor menor al 5%, utilizando un espesor del refractario de 200 mm.

Tabla 3.3 Pérdidas de calor y T_4 según espesor del aislante.

Espesor (mm)	25	50
Pérdidas de calor (%)	20	10
T_4 ($^\circ\text{C}$)	100	66

Debido a que ningún espesor cumple con las condiciones impuestas, se decide utilizar un espesor de 100 mm. En este caso, las pérdidas de calor resultan del 5% y la temperatura externa del recipiente de 47°C . Las dimensiones de la pared del gasificador que se obtienen se indican en la *Tabla 3.4*

Tabla 3.4 Dimensiones de la pared del gasificador

$e_{\text{REFRACTARIO}}$ (cm)	20
e_{AISLANTE} (cm)	10
e_{ACERO} (cm)	0,32

Con este diseño, las pérdidas de calor se estiman alrededor de 11.32 kW

Sistema de Control

La operación de un proceso involucra la necesidad de satisfacer una serie de aspectos de carácter técnico, económico y social. En efecto, el objetivo de todo proceso es obtener un determinado producto (o un conjunto de productos), con características de calidad especificadas, con la mayor rentabilidad posible, y sin generar alteraciones perjudiciales para el medio ambiente y/o las personas. Esto lleva a la necesidad de monitorear las operaciones involucradas a modo de controlar y asegurar que se cumplan los objetivos planteados.

En resumen, durante la operación de un gasificador, es completamente necesario ejercer un control exhaustivo de la evolución de los parámetros y las condiciones de trabajo. Es por ello que deberá instalarse un sistema de monitorización que informe y controle las siguientes variables:

- Temperatura
- Presión
- Consumo de biomasa

Temperatura

La variable más importante a controlar es la temperatura de la zona de oxidación debido a que es la más alta. Por ende, resulta importante en términos de seguridad y relevante en términos de producción.

Esta variable no puede bajar de los 800°C, de lo contrario, puede generarse una baja en la calidad del producto y dejar material sin reaccionar. Tampoco debe sobrepasar los 1100°C ya que puede significar un exceso de aire y esto afecta negativamente la composición del gas pobre, además de que puede generar daños al equipo y los alrededores.

El lazo de control más utilizado es entre el valor de la temperatura de oxidación (T_c) y el flujo de aire que se ingresa. Se ha señalado como actuador una válvula, sin embargo, el sensor de temperatura que se escoja debe tener un rango amplio de funcionamiento (hasta 1500°C). Por el rango de temperatura y los costos, se decide realizar las mediciones de temperatura con termocuplas tipo K.

Una termocupla es un transductor formado por la unión de dos metales distintos que produce una diferencia de potencial muy pequeña (del orden de los milivoltios) la cual es función de la diferencia de temperatura entre uno de los extremos denominado “punto caliente” y el otro llamado “punto frío”. Las termocuplas tipo K están disponibles a un bajo costo, tienen un rango de medida de -200°C a +1372°C y una sensibilidad 41 $\mu\text{V}/^\circ\text{C}$ aproximadamente, además posee buena resistencia a la oxidación.

Se debe hacer un lazo de control con la termocupla que actúa como transmisor de temperatura. Para ello, se requiere de un controlador de flujo que envíe una señal a una válvula para regular el caudal de aire según sea necesario. Para esto se opta por una válvula solenoide ya que son las más utilizadas en sistemas de control por su posibilidad de actuar ante una señal eléctrica.

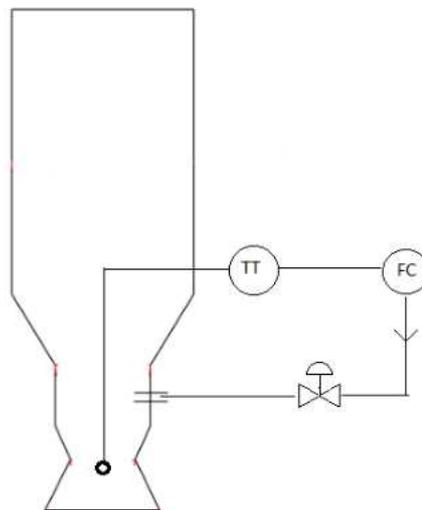


Figura 3.7 Control de temperatura

Otras mediciones que se pueden realizar con el fin de controlar el proceso son:

- Entrada de aire: tiene como objetivo controlar la temperatura a la cual ingresa el aire.
- Zona de secado: en rango de operación de esta zona es de 100-250°C con el fin de asegurar que la biomasa se encuentre seca en las siguientes zonas del gasificador. En el caso de que la temperatura sea menor significa que las reacciones de combustión en las zonas posteriores no se producen de manera correcta y el secado no es eficiente, disminuyendo la calidad del syngas. Si la temperatura es mayor significa que la combustión ocurre en exceso. En cualquiera de los casos se activará una alarma que informará la condición de la zona.
- Zona de pirólisis: el rango de operación es de 300-500°C. En el caso de que la temperatura sea mayor se activa una alarma por temperatura alta en la zona de pirólisis.
- Zona de reducción: el rango de operación es de 500-800°C, en caso de que a temperatura sea superior indica que la combustión es excesiva y se dispara una alarma.
- Salida del reactor: esta medición tiene como objetivo realizar un control del perfil de temperatura a lo largo del gasificador junto con los otros valores medidos.

Presión

Una segunda variable a controlar es la presión interna del equipo debido a la importancia que tiene para la seguridad. Una acumulación excesiva de gases dentro del reactor provocará un ascenso de la presión interna, lo que puede generar que la resistencia del material disminuya y se fracture el equipo. También es importante mantener la presión baja porque con esto, como establece la Ley de Le Châtelier, se desplazan 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 es más bien de seguridad donde, al superar un valor límite de presión, se debe detener tanto la alimentación de aire como de materia prima de modo no seguir aumentando la presión interna.

Se recomienda instalar el instrumento que mida la presión en un punto superior a la zona de combustión, por ejemplo, donde comienza la boquilla de contracción del equipo.

Una alternativa es el uso de un manómetro de tipo diafragma o Bourdon, debido a que ambos son además de indicadores, transmisores de presión. Esta señal la recibe un controlador que se encarga de regular la entrada de aire. Debe ser resistente a la temperatura y su sensibilidad no se requiere menor a ± 1000 [Pa] pues un error dentro de ese orden (100 veces menor a la presión atmosférica) no afectará el proceso.⁴³ Del mismo modo se opta por una válvula solenoide ya que recibe señal eléctrica. En la siguiente figura se observa el lazo de control a utilizar:

⁴³ Solar Energy Research Institute (en contribución con U.S. Department of Energy). (1988). *Handbook of biomass downdraft gasifier and engine system*. Washington, EE.UU. p99.

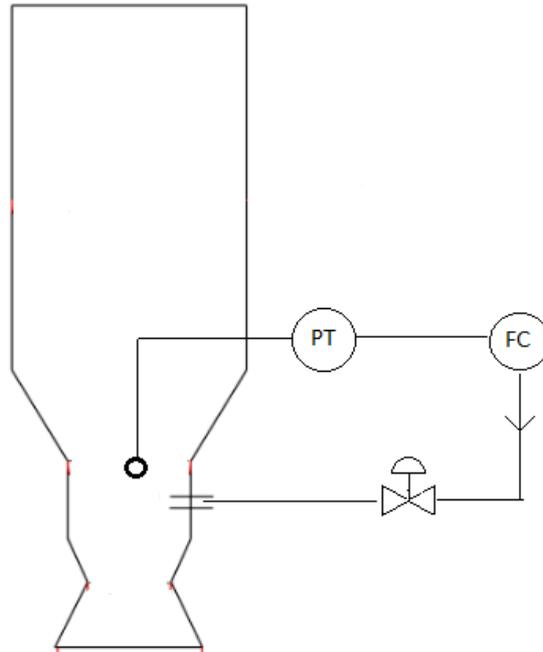


Figura 3.8. Control de presión

Para mayor seguridad, se puede colocar una válvula de alivio que se setea a una presión máxima. Si la presión supera este valor elimina parte de los gases por una cañería de alivio hacia el exterior o algún lugar seguro. Sin embargo, no se puede verificar la presión dentro del gasificador sino solo del aire de entrada, ya que se debe colocar la válvula en una cañería.

Consumo de biomasa

El consumo de biomasa para la generación de gas depende del ER, del contenido de humedad y de la frecuencia de rotación de la parrilla. Para asegurar una carga continua de biomasa al equipo se debe controlar el nivel de materia prima, asegurar la carga y la operación del equipo ya que si un gasificador continúa funcionando después de que la biomasa se haya consumido, existe el peligro de dañar la región de alta temperatura del gasificador debido a las grandes temperaturas generadas durante la gasificación y la combustión de char.

Para controlar el consumo de materia prima se implementará un sistema de control de nivel dentro del gasificador. Si este nivel baja, se abre la tolva para permitir el ingreso de la misma. Si este empieza a subir, por algún bloqueo, se aumentará la frecuencia de rotación de la parrilla. Se proponen los siguientes controles:

- Control por relación entre la entrada de biomasa al reactor y la entrada de aire: se diseña un sistema tal que relacione los caudales de alimentación de aire y biomasa. Esta relación debe mantenerse constante. Para el control de estos caudales, las acciones recomendadas son un cambio en la apertura de la válvula de ingreso de aire y una variación en la velocidad de ingreso de biomasa al reactor.

- Control (proporcional) de temperatura: al aumentar la temperatura se disminuye el caudal de aire; del mismo modo, al disminuir la temperatura se aumenta el caudal de aire. Además, los sistemas de control propuestos pueden estar relacionados a la hora de regular el flujo de aire que ingresa al reactor.

Puesta en marcha

Preparación y almacenamiento del combustible

En esta etapa deben ser conocidas la composición elemental, densidad aparente, tamaño medio y la humedad de la biomasa. Estos parámetros son importantes para dosificar el aire a introducir y calcular la cantidad máxima de biomasa que se puede introducir en el reactor.

Se procede a pesar la cantidad de biomasa que se va introducir en el depósito y se introduce la en el gasificador a través de una tolva. El gasificador posee un tubo de alimentación por donde ingresa la biomasa. Se sugiere que, para distribuir de mejor manera el pellet dentro del equipo, este tubo ingrese por el eje central del cuerpo del gasificador.

Un gasificador downdraft requieren aproximadamente entre 10 y 30 minutos para encenderse y llevar el reactor hasta su temperatura de trabajo. Pero, si se introduce residuo carbonoso en la zona de combustión antes del encendido, este tiempo disminuye notablemente (5 – 10 minutos) debido a que dicho residuo está seco. Además se producen menos alquitranes en el arranque (que es la etapa más crítica) debido a que la temperatura durante el arranque es baja, lo que se explica por el hecho de que el carbón vegetal ya ha sido pirolizado y por lo tanto se han retirado los alquitranes.

Proceso de encendido

El proceso de encendido requiere de una energía de activación. Esa energía permite que se alcance la temperatura de operación en la zona de combustión. Se puede utilizar un mechero alimentado por otro combustible o resistencias eléctricas.⁴⁴

Antes de encender la planta de gasificación se debe verificar que todas las válvulas están en posición adecuada. Existen válvulas para el circuito de gas, para el circuito de agua y de aire y otras válvulas para los manómetros. A modo general hay que verificarlas posiciones de las siguientes válvulas:

- En el circuito de gas deben estar cerradas las válvulas de salida del gas del gasificador, la válvula para controlar la entrada de gas al motor de combustión y válvula para controlar la entrada de aire al motor de combustión. La válvula de entrada de aire al gasificador debe estar abierta.
- En el circuito de agua todas las válvulas deben estar abiertas.
- Las válvulas de los manómetros deben estar todas abiertas.

Una vez introducido el combustible y preparada la planta para su operación, se deben corroborar que las temperaturas y presiones sean las correctas en el gasificador. Luego se encienden las

⁴⁴ Vargas Salgado, C. (2012). *Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación Downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia*. Universidad Politécnica de Valencia, España.

bombas, ventiladores y compresores de todos los equipos involucrados en el proceso. Por último, se abren las válvulas de salida de gas del gasificador y las de entrada de aire y gas al motor.

Lista de símbolos

Símbolo	Término	Unidad
D_a	Diámetro de contracción	cm
D_b	Diámetro de boquillas	cm
D_c	Diámetro de combustión	cm
D_m	Diámetro mayor	cm
D_s	Diámetro de succión	cm
E	Eficiencia de las soldaduras	-
F_{gp}	Caudal volumétrico del gas en CNPT	Nm^3/h
g	Gravedad	m/s^2
h	Altura entre boquillas	cm
H_L	Hearth load	m^3/cm^2h
L_c	Largo de combustión	cm
L_p	Largo de pirólisis	cm
L_r	Largo de reducción	cm
L_t	Largo total	cm
P_h	Presión hidráulica	psi
P	Presión interna de diseño	psi
P_t	Presión de trabajo	psi
S	Esfuerzo último a tensión	psi
V_s	Velocidad superficial del gas	m/s

Bibliografía

1. Bahadori, A. (2014). *Design and Application of Thermal Insulation. Thermal Insulation Handbook for the Oil, Gas, and Petrochemical Industries*, 1–142.
2. Basu, P. (2010). *Design of Biomass Gasifiers*. Biomass Gasification Design Handbook. pp 167–228
3. Bennett, J y Kwong, K. (2011). *Failure Mechanisms in High Chrome Oxide Gasifier Refractories*. Estados Unidos.
4. Bhavanam, A and Sastry, R. C.(2011). *Biomass Gasification Processes in Downdraft Fixed Bed Reactors: A Review*. International Journal of Chemical Engineering and Applications, Vol. 2, No. 6
5. Castello B., Angelo M.(2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa*. Santiago de Chile, Chile.p. 40-60
6. Castells, Xavier, y otros.(2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España. Editorial Díaz de Santos, p.440-450.
7. Cengel.Yunus A. *Transferencia de calor y masa. Un enfoque práctico*. (tercera edición). Mc Graw Hill. p26. Disponible en [https://www.u-cursos.cl/usuario/cfd91cf1d8924f74aa09d82a334726d1/mi_blog/r/Transferencia de Calor y Masa - Yunus Cengel - Tercera Edicion.pdf](https://www.u-cursos.cl/usuario/cfd91cf1d8924f74aa09d82a334726d1/mi_blog/r/Transferencia%20de%20Calor%20y%20Masa%20-%20Yunus%20Cengel%20-%20Tercera%20Edicion.pdf)
8. David Martín Pérez (2014). *Diseño de un gasificador de pequeña potencia eléctrica*.
9. Información técnica fibra cerámica. Manta KAOWOOL HP 1260. Disponible en <http://www.diamoresa.com.ar/Manuales/Fibra%20ceramica.pdf>
10. Milligan, J. B. (1994). *Downdraft gasification of biomass*. University of Aston, Birmingham, U.K
11. Solar Energy Research Institute (en contribución con U.S. Department of Energy). (1988) *Handbook of biomass downdraft gasifier and engine system*. Washington, EE.UU. Disponible en <https://www.nrel.gov/docs/legosti/old/3022.pdf>
12. Vargas Salgado, C. (2012). *Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación Downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia*. Universidad Politécnica de Valencia, España.

4

PRE Y POST TRATAMIENTO

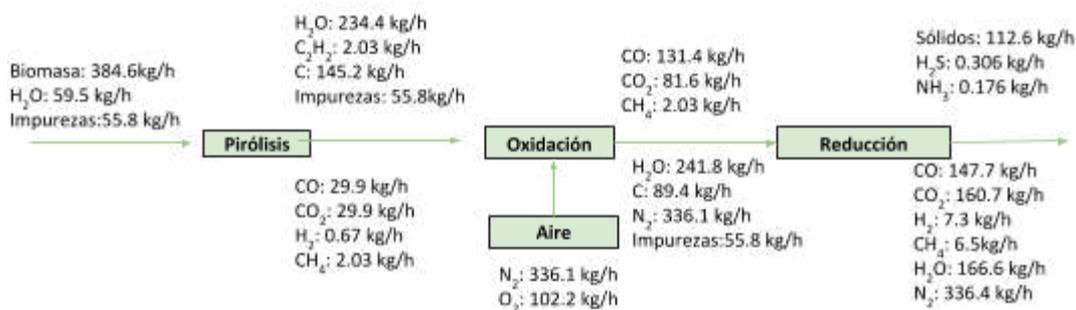
ÍNDICE

Introducción	75	Acondicionamiento y enfriamiento del gas de síntesis	82
Capacidad de diseño	75	Ciclón	83
Acondicionamiento de la biomasa	75	Intercambiador de calor	83
Balances de masa en el gasificador	77	Lavador Venturi	84
Conversión de carbono	78	Endulzamiento a través del compuesto Sulfatreat	84
Compuestos a eliminar del gas de síntesis	79	Desorbedor	84
Determinación de impurezas	82	Motor de combustión interna	85
Nitrógeno y Azufre	82	Bibliografía	86

RESUMEN

Antes de ingresar al gasificador, la biomasa atraviesa un proceso de acondicionamiento conocido como pre-tratamiento con el fin de homogeneizar la entrada de biomasa en el gasificador y disminuir su granulometría. Para ello, se procede a una pelletización para obtener pellets de 6 mm de diámetro.

Los pellets ingresan al gasificador en el que se obtiene gas de síntesis. Los balances correspondientes a cada etapa se encuentran en la figura a continuación. La conversión de carbono obtenida es del 66%.



Los caudales de syngas provenientes de los dos gasificadores se unen y atraviesan un procesos de acondicionamiento. Los equipos involucrados son: ciclón, intercambiadores de calor, lavador Venturi y un lecho relleno de Sulfatreat.

Por último, con el fin de recircular el agua utilizada en el lavador se utiliza un desorbedor en el que se realiza la transferencia de contaminantes desde el agua hacia el aire.

Introducción

En el presente capítulo se procederá a detallar las etapas previas y posteriores a la gasificación del RAC con la finalidad de producir gas de síntesis.

Cuando se habla de pre-tratamiento, se refiere al acondicionamiento de las materias primas. El objetivo es dejarlas en condiciones de ser procesadas, y obtener el producto en cuestión. Además, se plantea el post-tratamiento del gas de síntesis obtenido. En este sentido, se refiere a la separación del syngas de componentes indeseados para el objetivo final, que es la generación de energía.

Por otro lado, se propondrá el desarrollo de la planta para la producción de gas de síntesis. Para ello se debe esquematizar el diagrama de flujo de la misma y los balances globales. Será necesario definir no solo los pretratamientos de la materia prima y los sistemas de separación necesarios, sino también los flujos de entrada y salida de los equipos involucrados y sus conexiones.

Capacidad de diseño

La capacidad de diseño definida en el *Capítulo 1* es de 1 ton/h. Es importante aclarar que la planta contará con dos reactores en paralelo con una capacidad de la mitad de la capacidad de diseño total.

Acondicionamiento de la biomasa

El acondicionamiento de la biomasa (pre-tratamiento) está destinado a superar problemas técnicos de la utilización de biomasa como materia prima para la producción de energía. La calidad del gas de síntesis depende fuertemente de los métodos de preprocesamiento aplicados. Estos tienen tres objetivos fundamentales:

- Disminuir la humedad que contiene la biomasa
- Homogeneizar la entrada de biomasa en el gasificador, de manera de que reciba un flujo de energía constante y de valor similar
- Disminuir su granulometría para aumentar la superficie específica



Figura 4.1. Esquema pre tratamiento

En esta etapa se receptiona y se adecua la biomasa para ser utilizada en el gasificador. El material acondicionado debe ser homogéneo y pequeño para que las reacciones se produzcan a una velocidad adecuada.

La presencia del agua es deseable porque favorece la producción de hidrógeno, sin embargo valores por encima del 30% hacen que el rendimiento del proceso disminuya ya que el agua que entra con el sólido consume energía al vaporizarse.⁴⁵

Como se mencionó en el *Capítulo 2*, los residuos de cosecha de la caña de azúcar presentan un contenido de humedad de 11.9%. En los gasificadores de lecho fijo del tipo downdraft, un alto contenido de humedad da lugar no solo a unos bajos valores del poder calorífico del gas, sino también a unas bajas temperaturas en la zona de oxidación. Esto puede ocasionar una capacidad insuficiente de transformación de los alquitranes, si el gas se emplea para motores.

Los límites de humedad dependen del tipo de gasificador. La gasificación en un lecho fijo descendente se ve favorecida con valores bajos de humedad (como máximo 25%)⁴⁶. Por lo tanto, en líneas generales, no es necesario recurrir a un secado de la materia prima. Si por algún motivo la humedad supera el límite establecido, se deberá estacionar el rastrojo en campo durante 10-15 días, lo que reduce notablemente el tenor de humedad.⁴⁷

Por otro lado, se busca un tamaño de partícula pequeño ya que permite aumentar la calidad del syngas, reducir el tamaño del reactor y aumentar el tiempo de permanencia para el craqueo de los alquitranes. Sin embargo, si el tamaño es muy pequeño, puede ocasionar problemas de circulación en la sección del depósito del gasificador y también una caída inadmisibles de presión encima de la zona de reducción. Las fuertes caídas de presión motivan la reducción de la carga de gas del equipo de tiro invertido lo que origina bajas temperaturas y la producción de alquitrán. No obstante, un tamaño excesivo de las partículas da lugar a una menor reactividad del combustible. Este efecto se traduce en problemas de arranque, mala calidad del gas y problemas de transporte a través del equipo.

Cada gasificador precisa de un determinado tamaño de partícula. Para gasificadores de corriente descendente el diámetro de partículas adecuado se encuentra entre los 2-6 mm.⁴⁸

Para obtener partículas de RAC homogéneas y con un tamaño adecuado, se realizará un peletizado de la materia prima. El peletizado es un proceso de prensado que realiza una compresión sobre la materia prima de forma continua, provocando una reducción del volumen de 3 a 5 veces. Este proceso se lleva a cabo con la máquina peletizadora. Mediante unos rodillos se ejerce presión sobre el residuo agrícola, obligándolo a atravesar unos orificios de la matriz a la vez que se comprimen los pellets. A la salida de la matriz, hay un sistema de cuchillas que cortan los cilindros a la medida de longitud deseada. Los pellets se deben almacenar en silos o tanques de acero bien sellados para evitar el ataque de agentes externos y evitar que se pierdan sus propiedades.⁴⁹

El INTI (Instituto Nacional de Tecnología Industrial) llevó a cabo el primer ensayo a escala industrial de conformado de pellets con RAC de caña en Argentina obteniendo los siguientes resultados:

⁴⁵ Castells, Xavier, y otros.(2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*.Madrid, España. Editorial Díaz de Santos.p.442-445

⁴⁶ Estudio Fao Montes 72(1993). *El gas de madera como combustible para motores*. p. 34-35. Roma, Italia.

⁴⁷EEAOC. *Avance agroindustrial. Caminos de la Biomasa* p.6.

⁴⁸ Armenta García, A.(2014). *Disminución de alquitranes en la gasificación de biomasa utilizando escoria de aceración*. Facultad de estudios superiores de Zaragoza.

⁴⁹ Avellanas Jaen P.(2015) *Trabajo fin de grado: Planta peletizadora con control de calidad en la materia prima de Alcañiz (Teruel)*. Universidad de Valladolid.Escuela Universitaria de Ingenierías Agrarias.p28-29.

Tabla 4.1 Caracterización del biocombustible

Pellet de RAC			
Variable	Valor	Unidad	Valor Ref. Norma EN 14961-1
Longitud promedio (L)	12	mm	$3.15 \leq L \leq 40$
Clase de diámetro (D)	5.8	mm	$6(\pm 1) \text{ u } 8(\pm 1)$
Humedad	9	%	≤ 10
Densidad (BD)	728	kg/m ³	≥ 600
Durabilidad mecánica (DU)	95	Peso % a.r	≥ 97.5
Finos, F (<3.15 mm)	-	Peso % a.r	<1
Proceso y comportamiento	El producto terminado tiene las siguientes características de acuerdo al Procedimiento VRB-P-TPA02 de calidad de Pellet basado en la Normativa Europea EN 14961-1		
Ref. Pellets de madera para usos térmicos (EN 14961-1)			



Figura 4.2. Pellet

Con la utilización de pellets (en este caso de 6 mm de diámetro) se mejora la densidad aparente (peso por unidad de volumen de combustible simplemente apilado) de 165 kg/m³ (en rollo) a 728 kg/m³.⁵⁰ Además de representar altos valores de energía por volumen, requieren menos espacio de almacenamiento. Los combustibles de baja densidad aparente dan lugar, a veces, a un caudal insuficiente de gas lo que se traduce en valores caloríficos del gas bajos.⁵¹

Balances de masa en el gasificador

Se realiza el balance de masa en el gasificador con el fin de conocer los caudales másicos de los compuestos y conocer la cantidad total de cenizas que se tienen a la salida del gasificador, las cuales no se tienen en cuenta en el modelo detallado en el *Capítulo 2*.

A cada reactor ingresan 500 kg/h de biomasa húmeda. Según la *Tabla 2.3* del *Capítulo 2* se tiene que el $11.15\%_{m/mtotal}$ de la biomasa corresponde a impurezas (cenizas, N y S). Por otro lado, se conoce que el porcentaje de humedad es del $11.9\%_{m/mtotal}$. Según estos datos, la cantidad de agua es de 59,5 kg/h, la cantidad de biomasa seca factible de reaccionar es de 384.6 kg/h y la cantidad de impurezas es de 55.8 kg/h.

Se recuerda que la fórmula del RAC reactivo es $CH_{1.47}O_{0.86}$ por lo que se tiene un peso molecular de 27.23 kg/kmol y por lo tanto un caudal molar de sólido reactivo de 14.13 kmol/h. En la zona de la oxidación se ingresa aire con una relación entre el aire utilizado y el aire estequiométrico necesario

⁵⁰Pullido G., Riso, M., Rearte M., Abdelhamid S. *Pelletizado de residuo agrícola de cosecha de caña de azúcar en Argentina*. INTI.Tucuman.

⁵¹Estudio FAO Montes 72. (1993). *El gas de madera como combustible para motores*.p.36-41.Roma, Italia.

para combustionar la totalidad de la biomasa de 0.241. El caudal molar de aire que entra al gasificador es:

$$F_{aire} \left(\frac{kmol}{h} \right) = \left(1 + \frac{1.47}{4} - \frac{0.86}{2} \right) * 0.241 * 14.13 \frac{kmol}{h} = 3.19 \frac{kmol}{h}$$

Con estos datos se plantea el balance en cada zona del gasificador (pirólisis, oxidación y reducción) con el modelo matemático utilizado en el *Capítulo 2*. Los mismos están anexados en el *Apéndice 4.B*. Para comodidad del lector se exponen en la *Figura 4.3* los caudales de entrada y salida del gasificador.

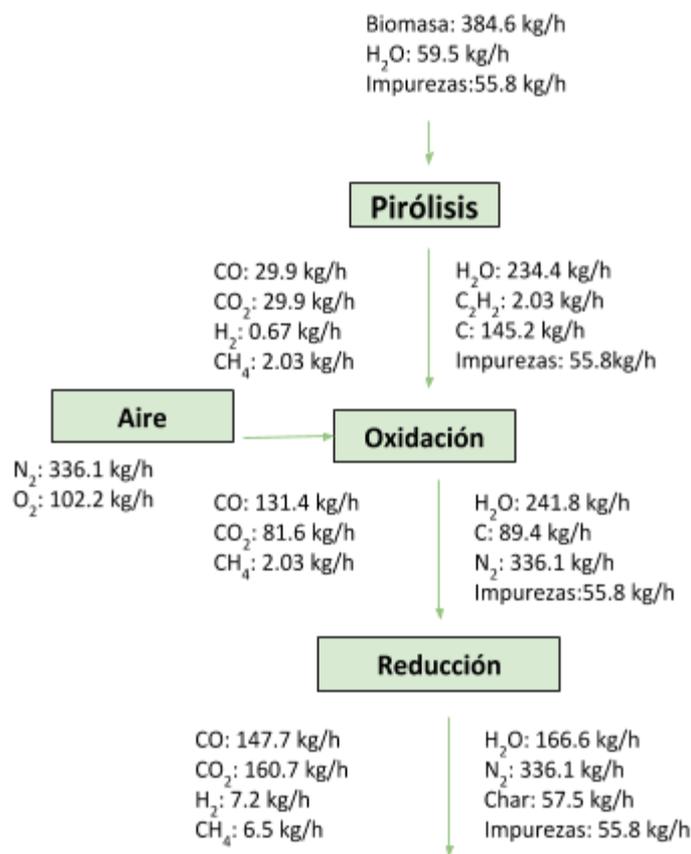


Figura 4.3 Balance de masa de cada etapa de un gasificador

Conversión de carbono

Es posible obtener la conversión del carbono como:

$$CC = \frac{F_{BIOMASA} (kmol/h) * 12 (kg/kmol) - F_{char} (kg/h)}{F_{BIOMASA} (kmol/h) * 12 (kg/kmol)} * 100 = 66\%$$

Al producir una cantidad apreciable de char, se decide vender el excedente del mismo. Su comercialización se analiza más en profundidad en capítulos posteriores.

Compuestos a eliminar del gas de síntesis

Para analizar el tratamiento necesario para el gas de síntesis es importante conocer cuales son los elementos que perjudican al sistema y que son necesarios eliminar.

Por un lado, la presencia de compuestos inorgánicos como el nitrógeno y azufre es indeseado por varios motivos. En primer lugar porque deben retirarse del gasificador sin dispersarse por la planta, lo cual complica el diseño mecánico del equipo. Una vez que salen del proceso, representan un nuevo residuo que debe eliminarse de forma no perjudicial para el medio ambiente.

El nitrógeno se encuentra en la materia orgánica formando compuestos de muy diversa índole. Generalmente se admite que todo el nitrógeno ligado químicamente forma amoníaco (NH_3). La presencia de amoníaco en el gas favorece la formación de óxidos de nitrógeno cuando este se oxida en una caldera, un motor o una turbina.

El azufre proveniente de la biomasa forma H_2S que es un gas ácido y debe reducirse hasta límites admisibles antes de introducir el gas en un motor o turbina ya que estos compuestos corroen superficies metálicas.

Es importante destacar que al quemar el gas los compuestos sulfurados son oxidados a SO_x y el NH_3 a NO_x . Tanto los SO_x como los NO_x son considerados contaminantes primarios que contribuyen de forma significativa a la contaminación ambiental por lo que deben ser eliminados hasta los valores admisibles. Generalmente, eliminar el amoníaco y al ácido sulfhídrico es más económico que eliminar los NO_x y SO_x de los productos de combustión.

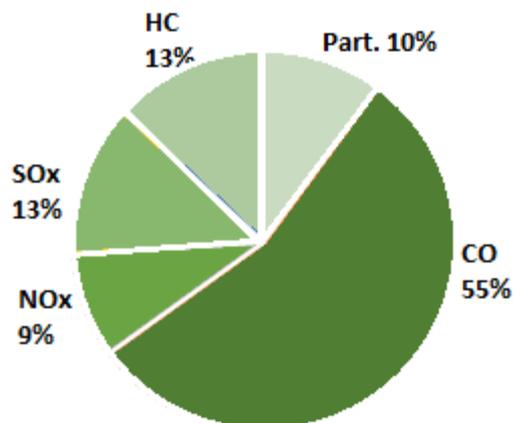


Figura 4.4. Distribución de contaminantes a la atmósfera

Según la Secretaría de Energía de Argentina⁵², las empresas u organismos dedicados a la generación de energía eléctrica de origen térmico, sea cual fuere su naturaleza jurídica, cuya actividad se encuentre sujeta a jurisdicción nacional, debe cumplir con los siguientes límites de emisiones de contaminantes gaseosos a la atmósfera:

- Dióxido de Azufre (SO₂): máximo de 500 mg/Nm³
- Óxidos de nitrógeno (NO₂): máximo de 450 mg/Nm³

Por otro lado, los sólidos presentes en el gas de síntesis varían en tamaño y en composición, según el tipo de biomasa empleada. Se componen de carbón residual y cenizas las cuales están compuestas por metales alcalinos (Na y K), metales alcalinotérreos (Ca), óxido de silicio (SiO₂) y otros metales, como Fe y Mg.

En la gasificación se tienen dos fuentes de producción de sólidos. La primera fuente tiene que ver con el char que no se convirtió en el gasificador y por lo tanto permanece en forma sólida. La segunda fuente está relacionada con las cenizas propias de la biomasa. Si estos sólidos no son eliminados del gas de síntesis, pueden causar ensuciamiento, corrosión y erosión en los equipos y cañerías ubicados aguas abajo del gasificador.

Los residuos sólidos pueden usarse como materia prima para la producción de cerámica estructural o vertido en depósito controlado. Algunas veces, los residuos sólidos pueden utilizarse en procesos industriales, como cementeras, para conseguir una completa integración entre el proceso industrial y el de la gasificación.

Por último, se tienen a los alquitranes. Los alquitranes son una extensa familia de hidrocarburos condensables aromáticos de cadena larga. Desde el punto de vista operacional el gran problema es que a las temperaturas de operación (superiores a 500°C) los alquitranes se hallan en forma de vapor y por tanto su comportamiento es similar al de los gases. No obstante, cuando el gas de síntesis se enfría los alquitranes condensan y provocan una serie de problemas técnicos graves.

En el año 1998 la Unión Europea normalizó la clasificación de los alquitranes en función del peso molecular mayor al benceno. A continuación, en la *Tabla 4.2* se muestra la clasificación de los alquitranes:

⁵² Disponible en <https://www.argentina.gob.ar/energia/energia-electrica/estadisticas/se-18295>

Tabla 4.2 Clasificación de alquitranes

Clase	Tipo	Ejemplos
1	Alquitranes no detectados por la cromatografía de gases	Fragmentos de biomasa
2	Compuestos heterocíclicos. Generalmente estos componentes presentan alta solubilidad en agua.	Fenol, cresol, quinolina y piridina.
3	Componentes aromáticos. Hidrocarburos ligeros.	Tolueno, xileno y etilbenceno; con exclusión de benceno.
4	Hidrocarburo ligero poli-aromáticos (PAH 2-3 anillos). Estos componentes condensan en concentraciones relativamente altas y temperaturas intermedias.	Naftaleno, indeno, bifenilo y antraceno.
5	Hidrocarburos pesados poli-aromáticos (PAH \geq 4 anillos). Estos componentes condensan a temperatura relativamente alta y bajas concentraciones (<1 mg/Nm ³).	Flouranteno, pireno y crysene.

El problema fundamental de los alquitranes está relacionado con su condensación sin embargo, al emplear un gasificador downdraft, cuando los alquitranes entran en contacto con el oxígeno del aire al pasar por la zona de alta temperatura (garganta), el alquitrán contenido en el gas encuentra condiciones para craquearse. Por esta razón, un gasificador downdraft tiene una tasa de producción alquitranes baja (0.015 - 3 mg/Nm³)⁵³.

Debido a que para el buen funcionamiento de un motor de combustión interna se requiere que el contenido de alquitranes sea inferior a 50 mg/Nm³, se decide no realizar ningún tratamiento al gas con el fin de eliminar el alquitrán. Sin embargo, si se debe eliminar el polvo, el NH₃ y el H₂S.

Determinación de impurezas

Nitrógeno y Azufre

Para conocer la cantidad de NH₃ Y H₂S que presenta el gas a la salida del gasificador se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- El caudal de nitrógeno en la biomasa a la entrada al reactor reacciona completamente formando NH₃
- Un tercio del NH₃ formado sale del reactor intacto, mientras que los $\frac{2}{3}$ restantes se descomponen en N₂ y H₂⁵⁴
- El caudal de azufre en la biomasa a la entrada al reactor reacciona completamente formando H₂S y salen del reactor intactos.
- La formación de estos gases se debe al contenido de impurezas de la biomasa exclusivamente y esto no afecta a los cálculos realizados en capítulos anteriores.

⁵³ Vargas Salgado, C. (2012). *Estudio Comparativo de la Utilización de las Tecnologías de Gasificación Downdraft y Lecho Fluido Burbujeante para la Generación de Energía Eléctrica en Aplicaciones de Baja Potencia*. Universidad politécnica de Valencia, España.

⁵⁴ Prabhansu, Karmakar, M. K., Chandra, P., & Chatterjee, P. K. (2015). *A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process*. Journal of Environmental Chemical Engineering

Se calculan los caudales máxicos de estos compuestos a la salida de un gasificador, los cuales se muestran en la *Tabla 4.3*.

Tabla 4.3. Caudales máxicos de salida de un gasificador de los compuestos provenientes de las impurezas de Azufre y Nitrógeno

Compuesto	NH ₃	N ₂	H ₂	H ₂ S
Caudal (kg/h)	0.176	0.28	0.062	0.306

En el caudal gaseoso, además de los compuestos cuyas composiciones se observan en la *Figura 4.1*, se encuentran el amoníaco y el ácido sulfhídrico formados. A los caudales de N₂ y H₂ informados en la *Figura 4.1* se le deben adicionar los caudales informados en la *Tabla 4.3*.

Dentro del caudal sólido se tiene en cuenta el char y las cenizas. Estas últimas se obtienen al restar al caudal de impurezas, el caudal de N (0.44 kg/h) y S (0.308 kg/h) provenientes de la biomasa.

Tabla 4.4 Caudales máxicos de salida del gasificador.

Caudal gaseoso (kg/h)	Caudal sólido (kg/h)
825.7	112.6

Los sólidos volantes son aquellos que son arrastrados por el gas fuera del gasificador (gas contaminado). Se estima que estas cenizas representan aproximadamente un 10% del total del caudal sólido a la salida de la gasificación.⁵⁵ (*Tabla 4.5*)

Tabla 4.5 Caudales máxicos de sólidos a la salida del gasificador.

Caudal sólido por fondo (kg/h)	Caudal sólido arrastrado(kg/h)
101.34	11.26

Acondicionamiento y enfriamiento del gas de síntesis

El acondicionamiento del gas de síntesis (o post-tratamiento) del gas está encaminado a evitar la contaminación ambiental y eliminar los componentes perjudiciales (como alquitranes, partículas, compuestos nitrogenados y sulfurados) para el sistema de recuperación de energía.

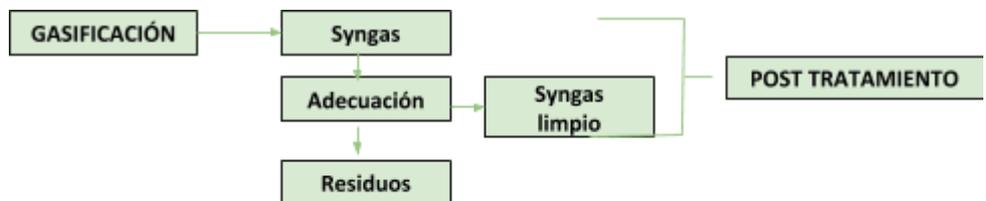


Figura 4.5 Esquema post tratamiento

El gas producido en el reactor se acondiciona para proteger a los demás equipos de la erosión y la corrosión. También se acondiciona para obtener la temperatura adecuada del gas de síntesis para la

⁵⁵Reklaitis, G.V. [et al.]. *Balances de Materia y Energía*. 1986. .

etapa siguiente (generación de electricidad) y para no generar emisiones de NO_x y SO_x que perjudiquen al medio ambiente.

Además, para recircular el agua utilizada en el lavador se propone el diseño de un desorbedor, con el fin de minimizar la utilización de este recurso.

Los equipos principales de la planta se muestran en la *Tabla 4.6*:

Tabla 4.6 Equipos principales

Equipos principales
2 Gasificadores Downdraft
Ciclón
Intercambiadores de calor
Lavador Venturi
Desorbedor
Lecho relleno de Sulfatreat
Motor de combustión interna

Ciclón

El gas a la salida de los gasificadores se unen para comenzar con el tren de purificación de syngas. El ciclón es necesario para eliminar la mayor cantidad de partículas sólidas del gas con el objetivo de no dañar los equipos aguas abajo del mismo. Se utiliza este equipo debido a que puede operar a altas temperaturas.

Un ciclón es un separador inercial formado por un tubo cilíndrico-cónico en los que entran los gases a depurar en forma tangencial. Debido a la trayectoria que sigue el gas, las partículas (sólidos volantes) se ven sometidas a una fuerza centrífuga. Al cabo de un cierto número de revoluciones, las partículas chocan contra las paredes y se depositan en la parte interior del cono. Aquellas que no llegan a chocar, debido a su reducido tamaño, siguen el recorrido del gas consiguiendo escapar al exterior. Estas últimas deberán ser eliminadas por otros medios.

Las partículas de polvo que no lograron ser eliminadas con este equipo deberán ser eliminadas por otros medios (scrubber y/o filtro de mangas).

Intercambiador de calor

El gas obtenido del reactor está a elevada temperatura, lo que es inviable para su uso en algunas unidades y etapas siguientes.

Para aumentar la eficiencia energética, se realizará un análisis Pinch teniendo en cuenta el syngas que debe ser enfriado y el agente gasificante que deberá ser calentado para su uso en los

gasificadores. Mediante este análisis (realizado en el *Capítulo 6*) se determinará la cantidad de intercambiadores de calor con sus respectivas corrientes auxiliares.

Debido a que en el lavador Venturi (equipo siguiente), el gas no puede entrar a una temperatura superior a 400°C,⁵⁶ se establece (se impone) una temperatura del gas a la entrada de este equipo de 150°C.

Lavador Venturi

En los lavadores tipo Venturi el gas sucio se hace pasar a través de un tubo Venturi, de forma que en el diámetro menor del tubo alcance su máxima velocidad y mínimo de presión. El líquido de lavado (en este caso agua) se inyecta dentro del estrechamiento o antes. Debido a la velocidad relativa del gas respecto al líquido se consigue un buen contacto gas-líquido a causa de la atomización del agua.

Estos lavadores se caracterizan por su alta eficacia de separación y sus bajas exigencias de espacio. Una vez que atraviesa el lavador, la temperatura de escape del gas se encuentra en el rango de 35 a 60 °C.⁵⁷

Además de ser uno de los sistemas de eliminación de partículas más comunes, es un método efectivo para la eliminación de gases solubles como el amoníaco.

Debido a que se desea minimizar la presencia de contaminantes NO_x emitida a la atmósfera, se necesita eliminar el amoníaco del gas de síntesis antes de su combustión en el motor. Para ello se utilizará el lavador Venturi porque, como ya se dijo, es un método efectivo para eliminar gases solubles. Si con este equipo no se logra un caudal de NH₃ tal que al oxidarse en el motor genere una concentración de NO₂ menor al límite establecido, se deberá utilizar un absorbedor, debido a la elevada solubilidad en agua que contiene el compuesto a eliminar.

En los sistemas de limpieza del gas por vía húmeda se genera una cantidad importante de aguas residuales que hay que tratar antes de su vertido. Dichas aguas suelen contener concentraciones variables de compuestos orgánicos, ácidos inorgánicos, amoníaco y metales.

Endulzamiento a través del compuesto Sulfatreat

Para lograr una concentración de SO₂ a la salida del motor inferior a 500 mg/Nm³ se requiere eliminar el H₂S de la corriente gaseosa. Con el fin de eliminarlo, se hace descender al gas a través de un lecho relleno de un compuesto cuyo nombre comercial es Sulfatreat. El contaminante removido del gas reacciona con el Sulfatreat y queda incorporado al reactivo, el cual debe ser reemplazado cada un determinado tiempo.

Desorbedor

Para que el líquido de lavado utilizado en el lavador Venturi pueda recircularse debe entrar a un desorbedor para eliminar los contaminantes presentes en los mismos.

⁵⁶ *Air Pollution Control Technology Fact Sheet*. Disponible en <https://www3.epa.gov/ttnchie1/mkb/documents/fventuri.pdf>

⁵⁷ Castells, Xavier, y otros.(2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*.Madrid, España. Editorial Díaz de Santos Capítulo 6: Tratamiento y acondicionamiento de gases.p.926.

La desorción es una operación en la cual se pone en contacto un líquido con aire. El fin es disolver de manera selectiva uno o más componentes del líquido y obtener una solución de estos en el aire. Estas operaciones requieren la transferencia de masa de una sustancia de la corriente líquida a la corriente gaseosa.

Motor de combustión interna

El gas obtenido una vez limpio y enfriado (acondicionado), es un combustible que puede ser utilizado para la generación de electricidad. Según la bibliografía consultada, la temperatura del gas de síntesis a la entrada del motor no debe superar los 80 °C,⁵⁸ a temperaturas mayores a éste valor el motor funcionará por debajo de su rendimiento.

El funcionamiento sin contratiempos de un motor de combustión interna que utiliza gas pobre como combustible exige un gas con un contenido de partículas/polvo de entre 5-50 mg/Nm³ de gas y de alquitranes de 50 mg/Nm³.¹³

El balance de masa de los equipos de purificación se realizará en el *Capítulo 5*, junto con su diseño. El sistema será diseñado para la totalidad del syngas producido, es decir, para el caudal de los dos gasificadores. Por lo tanto, en la *Tabla 4.7* se informan los caudales de entrada a la zona de acondicionamiento y enfriamiento del gas de síntesis.

Tabla 4.7. Caudales máxicos de entrada a la zona de acondicionamiento del gas de síntesis

Componente	Caudal (kg/h)
CO ₂	321.4
CO	295.4
CH ₄	13.0
H ₂	14.6
H ₂ O	333.2
N ₂	672.8
H ₂ S	0.61
NH ₃	0.35
Total	1651.4
Sólidos volantes	22.53

⁵⁸ Estudio Fao Montes 72(1993). *El gas de madera como combustible para motores*. Roma, Italia.

Bibliografía

1. *Air Pollution Control Technology Fact Sheet*. Disponible en <https://www3.epa.gov/ttnchie1/mkb/documents/fventuri.pdf>
2. Armenta García, A.(2014). *Disminución de alquitranes en la gasificación de biomasa utilizando escoria de aceración*. Facultad de estudios superiores de Zaragoza.
3. Avellanas Jaen P.(2015) *Trabajo fin de grado: Planta peletizadora con control de calidad en la materia prima de Alcañiz (Teruel)*. Universidad de Valladolid.Escuela Universitaria de Ingenierías Agrarias.p28-29.
4. Casen, S. Romero, E., y otros. *Manejo de los residuos agrícolas de la cosecha de caña de azúcar: disponibilidad potencial y alternativas de enfardado*. Disponible en <http://www.eeaoc.org.ar/upload/publicaciones/archivos/579/20160209105334000000.pdf>
5. Castells, Xavier, y otros.(2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid, España. Editorial Díaz de Santos. p.926.
6. EEAOC. Avance agroindustrial. *Caminos de la Biomasa* p.6
7. Estudio Fao Montes 72(1993). *El gas de madera como combustible para motores*. p. 34-35. Roma, Italia.
8. Fernández González, J. (2015) *Tecnologías para el uso y transformación de biomasa energética*. Ed. Mundi Prensa.
9. IDAE (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía). (2007). *Biomasa. Gasificación*.
10. Maniatis K.,Beenackers AACM, Tar Protocols, IEA, 2008.
11. Página web <https://www.argentina.gob.ar/energia/energia-electrica/estadisticas/se-18295>
12. Prabhansu, Karmakar, M. K., Chandra, P., & Chatterjee, P. K. (2015). *A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process*. Journal of Environmental Chemical Engineering
13. Pullido G., Risso, M., Rearte M., Abdelhamid S. *Pelletizado de residuo agrícola de cosecha de caña de azúcar en Argentina*. INTI.Tucuman.
14. Reklaitis, G.V. [ed al.]. (1986) *Balances de Materia y Energía*.
15. Sánchez López, I.(2014) *Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación*. Conama.Congreso Nacional del Medio Ambiente
16. Separatas de Legislación. *Higiene y Seguridad en el Trabajo*. Ley 19587. Argentina
17. Tinaut, F., Melgar, A., Pérez, J. F., & Horrillo, A. (2008). *Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study*. Fuel Processing Technology.
18. Vargas Salgado, C. (2012). *Estudio Comparativo de la Utilización de las Tecnologías de Gasificación Downdraft y Lecho Fluido Burbujeante para la Generación de Energía Eléctrica en Aplicaciones de Baja Potencia*. Universidad politécnica de Valencia, España.

5

DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN

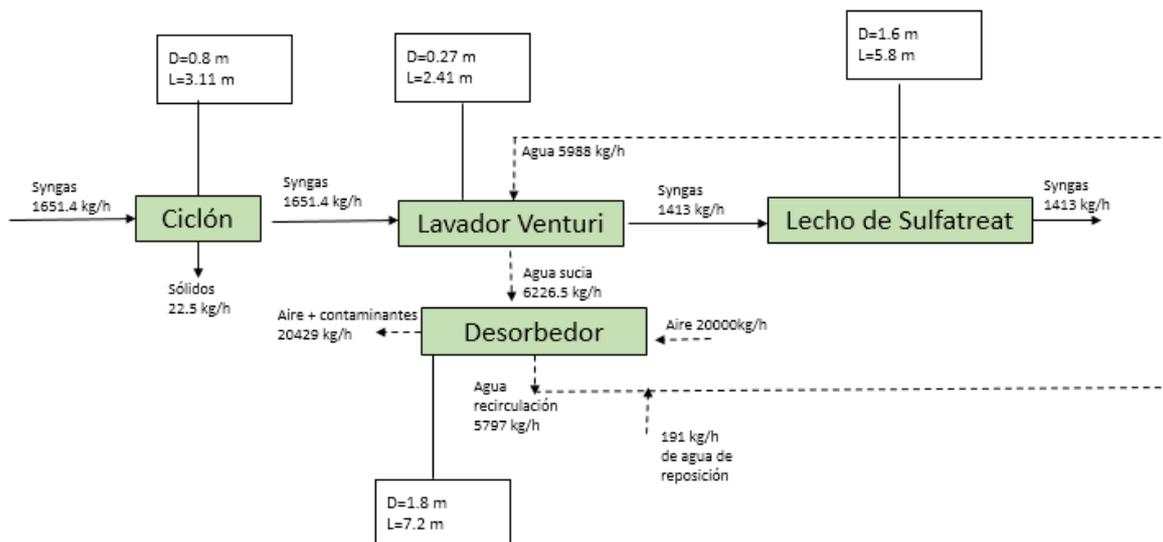
ÍNDICE

Introducción	88
Ciclón	90
Lavador Venturi	95
Desorbedor	103
Lecho relleno de Sulfatreat	106
Caudales, composiciones y condiciones de cada corriente	108
Bibliografía	111

RESUMEN

El tren de purificación del gas de síntesis cuenta con los siguiente equipos: ciclón (es capaz de separar parte de los sólidos que ingresan junto con el syngas), lavador Venturi (permite eliminar el resto de las partículas sólidas y NH_3), desorbedor (permite reutilizar el agua sucia procedente del lavador) y lecho relleno (se utiliza para eliminar el H_2S presente en el syngas).

A continuación se presenta un balance de masa simplificado con las dimensiones básicas de los equipos:



Introducción

Este capítulo se refiere al diseño de los sistemas de purificación que serán utilizados en la planta con el objetivo de separar impurezas del gas de síntesis. Las mismas se consideran perjudiciales, algunas para el medio ambiente y otras para las operaciones en sí mismas. Entre ellas se destacan los alquitranes, las partículas sólidas, el amoníaco (forma NO_x) y el ácido sulfhídrico (además de ser corrosivo forma SO_x).

Cuando se emplea un sistema de gasificación junto con un motor de combustión interna, un requisito importante es que el gas esté lo suficientemente libre de polvos y alquitranes. Las cantidades tolerables para los motores actualmente disponibles son:

- Alquitranes: menor a 50 mg/Nm^3 de gas.
- Impurezas sólidas: entre $5\text{-}50 \text{ mg/Nm}^3$ de gas.

Además, como se observó en el capítulo anterior, se deben cumplir con los siguientes límites de emisiones de contaminantes gaseosos a la atmósfera:

- Dióxido de Azufre (SO_2): máximo de 500 mg/Nm^3
- Óxidos de nitrógeno (NO_x): máximo de 450 mg/Nm^3

Es importante destacar que el sistema de purificación que se presenta a continuación será diseñado para la totalidad del caudal del syngas producido. Es decir, para la suma de los caudales a la salida de ambos gasificadores.

A continuación se presenta un esquema de la planta a modo de orientación:

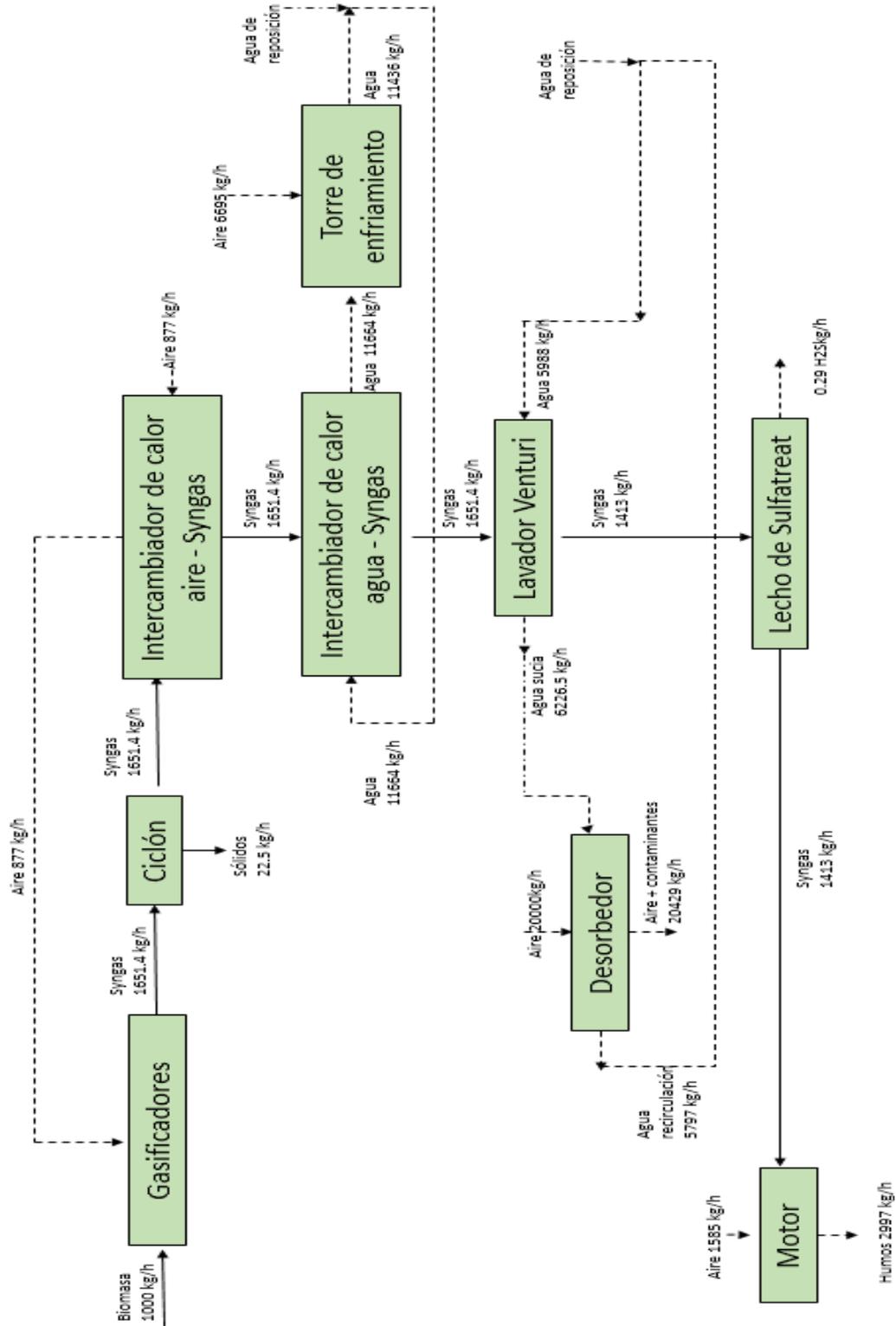


Figura 5.1. Esquema de la planta.

Ciclón

Los ciclones constituyen uno de los medios menos costosos de recolección de partículas, tanto desde el punto de vista de operación (tienen mantenimiento prácticamente nulo) como de la inversión. Presentan una construcción sencilla que no tienen partes móviles, requieren de poco control y pocos elementos accesorios. Otra de las grandes ventajas a destacar es que pueden operar a alta presión y alta temperatura (inclusive temperaturas superiores a 1000°C).

Se trata del equipo de recolección de polvo que se usa con mayor frecuencia en el que el gas a tratar entra con un componente tangencial, generalmente por la parte superior y desciende con una trayectoria espiral hasta llegar a la parte inferior. Allí, la trayectoria se invierte de manera que la corriente de gas sube, también en forma de espiral, pero por la parte interior de la primera. El gas abandona el ciclón por el conducto de salida, coaxial al cuerpo del equipo, como muestra la *Figura 5.2*.

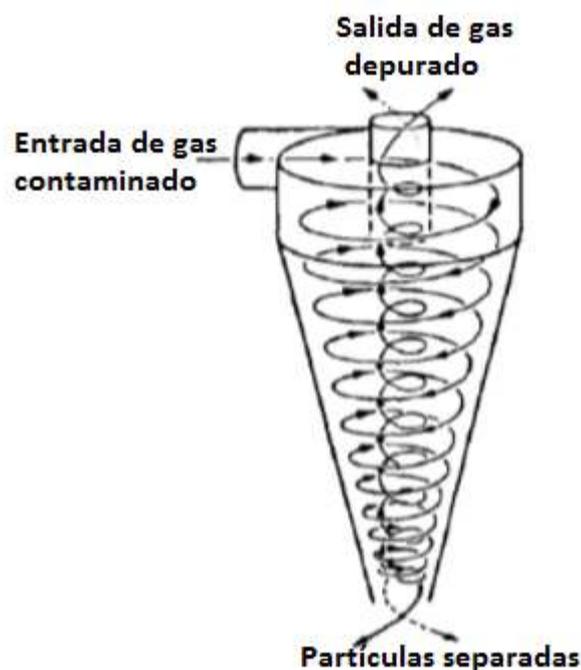


Figura 5.2 Funcionamiento de un ciclón

Las partículas arrastradas por el gas, al ser más pesadas que este son proyectadas contra la pared interior con la que impactan, descienden en forma helicoidal y se recogen en la parte inferior del ciclón. Las que no llegan a chocar por su reducido tamaño, siguen el recorrido del gas, consiguiendo escapar al exterior.

Los ciclones son un dispositivo de control de material particulado bastante estudiado. El diseño de un ciclón se basa normalmente en familias de ciclones que tienen proporciones definidas. Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son: ciclones de alta eficiencia, ciclones convencionales y ciclones de alta capacidad.

Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de las partículas pequeñas que los ciclones convencionales. Estos pueden remover partículas de hasta 5 μm con eficiencias hasta del 90%. Sin embargo, presentan mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón.⁵⁹

Tabla 5.1. Características de ciclones de alta eficiencia

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del ciclón	D_c/D_c	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a/D_c	0.5	0.44	0.5
Ancho de entrada	b/D_c	0.2	0.21	0.2
Altura de salida	S/D_c	0.5	0.5	0.625
Diámetro de salida	D_s/D_c	0.5	0.4	0.5
Altura parte cilíndrica	h/D_c	1.5	1.4	1.5
Altura parte cónica	z/D_c	2.5	2.5	2.5
Altura total del ciclón	H/D_c	4.0	3.9	4.0
Diámetro salida partículas	B/D_c	0.375	0.4	0.375
Factor de configuración	G	551.22	689.65	585.71
Número de cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

Por otro lado, 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.

⁵⁹ Echeverry, L. C. A. (2006). *Cyclones optimal design*. Medellín

Tabla 5.2. Características de ciclones de alta capacidad

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

En el *Capítulo 4*, se definió que sólo un 10% de los sólidos de la gasificación son arrastrados por la corriente gaseosa, lo que corresponde a un caudal de sólidos de 22.53 kg/h entrante al separador ciclónico.

Es importante señalar que como el tamaño de las partículas contenidas en la corriente de gas a limpiar no es uniforme se debe conocer la distribución granulométrica de los sólidos contenidos en la misma. Ante la ausencia de datos acerca de la distribución de partículas sólidas a la salida de un gasificador alimentado por RAC, se decide hacer uso de la distribución de partículas en un gasificador alimentado por madera y tomar esos datos de bibliografía (*Tabla 5.3*).

Tabla 5.3 Distribución por tamaños del polvo del gas pobre⁶⁰

Tamaño de las partículas de polvo (µm)	% en masa el gas
5-10	15.53
10-30	8.96
30-50	5.87
50-60	4.14
60-75	8.30
75-102	7.10
102-250	23.70
250-1000	24.70
>1000	1.70

Para el diseño del ciclón, se sigue el siguiente procedimiento obtenido del apunte “Cyclones optimal design” de Echeverry, L. C. A.

1. Se calcula el diámetro del ciclón D_c para una velocidad de entrada dentro del intervalo de 15.2 a 27.4 m/s. Con este valor se puede determinar el diámetro del ciclón y las otras dimensiones en base a las relaciones establecidas para las familias de ciclones (Tabla 5.1 y Tabla 5.2)
2. Se estima el número de ciclones necesarios para trabajar en paralelo.
3. Se calcula la eficiencia del ciclón, la remoción de partículas y la distribución de partículas resultante.
4. Se calcula la caída de presión del ciclón.

Para calcular la eficiencia de separación del equipo se utiliza la teoría de Leith y Licht ya que es la que mejor se adapta al comportamiento experimental. Esta teoría predice las eficiencias de colección de material particulado, basándose en las propiedades físicas del material y el gas de arrastre, y en las relaciones entre proporciones del ciclón.

La eficiencia fraccional por rango de tamaño de partículas se calcula como:

$$\eta_i = 1 - e \left[- 2. \left(\frac{G * T_i * Q * (n+1)}{D_c^3} \right)^{\frac{0.5}{(n+1)}} \right]$$

Donde

η_i = eficiencia fraccional por intervalos de tamaño

G = factor de configuración del ciclón

T_i = tiempo de relajación para cada partícula (s)

Q = caudal de gas (m³/s)

D_c = diámetro del ciclón (m)

n = exponente del vórtice del ciclón

⁶⁰ FAO. Estudio Montes 72. (2006). *El gas de madera como combustible para motores*. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. FAO - Roma.

La eficiencia total se calcula realizando la sumatoria del producto de las eficiencias fraccionales por la masa fraccional:

$$\eta_t = \sum_{i=1}^N \eta_i \cdot m_i$$

Donde

m_i = fracción másica

Se diseñan los dos ciclones de alta capacidad (Stairmand, Swift) y los tres de alta eficiencia (Stairmand, Swift y Echeverri) y se selecciona el equipo con mejor rendimiento. El cálculo detallado de los parámetros calculados y utilizados para el diseño de los ciclones a evaluar se encuentra en el *Apéndice 5.A*.

Tabla 5.4 Caudal de sólidos retenidos, eficiencias totales y caídas de presión en los ciclones diseñados

	Alta capacidad Stairmand	Alta capacidad Swift	Alta eficiencia Stairmand	Alta eficiencia Swift	Alta eficiencia Echeverri
Eficiencia (%)	90.9	90.9	95.5	95.7	95.6
Sólidos retenidos (kg/h)	20.48	20.48	21.51	21.56	21.53
Sólidos a la salida del caudal gaseoso (kg/h)	2.05	2.05	1.02	0.97	0.99
Caída de presión (kPa)	0.617	0.614	0.494	0.79	0.494

Se analizaron la eficiencia de remoción y la distribución de partículas sólidas por tamaño a la salida los ciclones obtenidos. A partir de esta información y debido a que se recomienda que el ingreso a motores de combustión interna debe tener un particulado de tamaño menor a 10 μm y una concentración menor a 50 mg/Nm^3 se escoge trabajar con el equipo diseñado de alta eficiencia Swift, cuya eficiencia global es del 95.7%. El ciclón de alta eficiencia no sólo remueve una mayor cantidad de sólidos, si no que remueve casi la totalidad de los sólidos de tamaño mayor a 10 μm .

En la *Tabla 5.5* se observan las dimensiones del ciclón seleccionado.

Tabla 5.5. Dimensiones para el ciclón de alta eficiencia seleccionado.

Diámetro del ciclón (m)	0.8	D_c
Altura de entrada (m)	0.35	a
Ancho de entrada (m)	0.17	b
Altura de salida (m)	0.4	S
Diámetro de salida (m)	0.32	D_s
Altura parte cilíndrica (m)	1.12	h
Altura parte cónica (m)	2.0	z
Altura total del ciclón (m)	3.11	H
Diámetro salida partículas (m)	0.32	B
Factor de configuración	698.65	G
Número de cabezas de velocidad	9.24	NH
Número de vórtices	6	N
Cantidad de ciclones en paralelo	1	

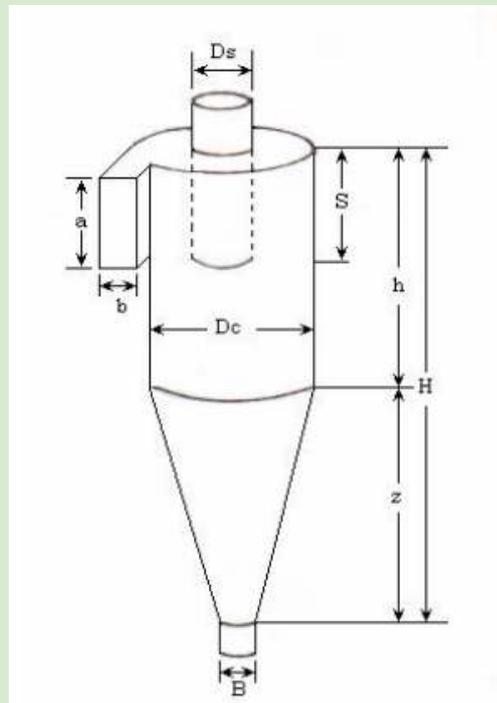


Figura 5.3 Dimensiones del ciclón

Luego del ciclón, el gas sigue su trayectoria hacia el lavador Venturi junto con una pequeña fracción de sólidos que el ciclón no ha podido remover. Es decir que al lavador ingresa un caudal gaseoso de 1651.4 kg/h (idéntico al de la salida del gasificador) junto con 0.97 kg/h de sólidos.

Lavador Venturi

Los lavadores (o *scrubbers*, en inglés) son aparatos que capturan partículas al poner en contacto la corriente de gas sucio con la corriente líquida (en general, agua). Las principales ventajas que presentan los lavadores son:

- Captan a la vez contaminantes en forma gaseosa y particulada
- Son muy sencillos. Tienen un costo de instalación medio para eficacias medias (sin incluir la depuración del líquido resultante)
- Pueden soportar condiciones de temperatura y físico/químicas duras
- Pueden manejar productos muy difíciles de tratar por otros medios (nieblas ácidas, pastosos, explosivos, etc)

Como inconvenientes, se pueden señalar:

- Costo de operación muy elevados si se requieren altas eficacias
- Transfieren la contaminación al líquido. Cuando este no puede incorporarse en el proceso de producción, suele requerir ir seguidos de otros depuradores.
- En algunos casos presenta problemas de abrasión y corrosión

En un lavador Venturi se identifican tres zonas: zona convergente, garganta y zona divergente. El gas sucio ingresa por la zona convergente, de forma que en el diámetro menor del tubo alcanza su máxima velocidad y mínimo de presión (garganta).

El líquido de lavado se inyecta al gas dentro del estrechamiento o antes. Debido a la alta velocidad relativa del gas respecto al líquido se consigue un buen contacto gas-líquido ya que se rompe la tensión superficial del agua, dando lugar a la formación de pequeñas gotas del líquido.

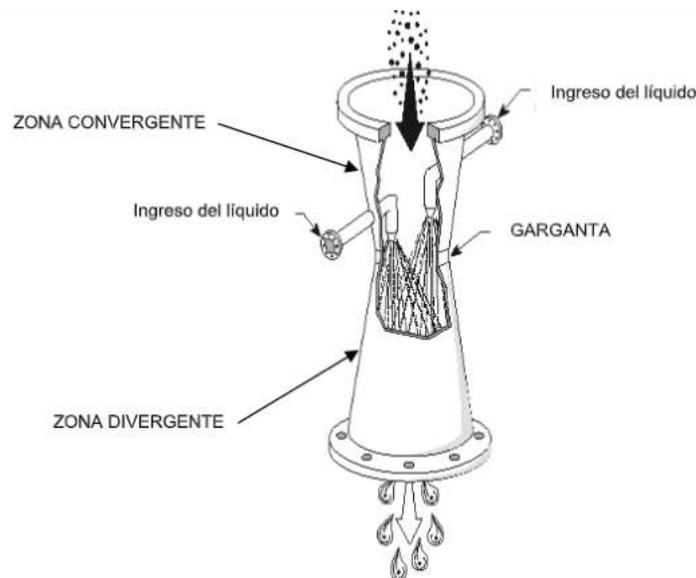


Figura 5.4. Identificación de zonas y principios de operación de un lavador Venturi

Los principales parámetros que influyen sobre el desempeño de un lavador Venturi son:

- La velocidad relativa entre las gotas del líquido de lavado y las partículas a removerse
- Distribución de tamaño de partícula y cantidad de material particulado
- Temperatura, humedad y flujo de la corriente gaseosa
- Velocidad del gas y caída de presión
- Relación líquido a gas
- Tamaño de las gotas del líquido
- Tiempo de residencia

Distribución de tamaño de partícula y eficiencia de colección

Las partículas que se emiten en una descarga gaseosa contaminada, por lo general presentarán diversos diámetros aerodinámicos⁶¹, de manera que al distribuir las por rangos, las partículas correspondientes a cada uno de esos rangos representarán un porcentaje de la masa total del muestreo, obteniéndose así la distribución de tamaño de partícula.

La eficiencia global de colección (η_o) será igual a la sumatoria de las eficiencias fraccionales de cada rango, o sea:

⁶¹ diámetro aerodinámico: diámetro que tendría una partícula esférica de densidad igual al agua (1000 kg/m³), para sedimentarse en aire tranquilo a la misma velocidad que la partícula verdadera.

$$\eta_0 = \sum \eta_j * m_j$$

Donde

η_j = eficiencia de colección para el j-ésimo rango.

m_j = masa en porcentaje del j-ésimo rango.

η_0 = eficiencia de colección global.

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

$$P_t = 1 - \eta$$

Parámetro de impacto (Kp)

El parámetro de impacto K_p describe el comportamiento del impacto inercial (principal mecanismo de colección en lavadores húmedos): si K_p es grande entonces un gran número de partículas impactarán las gotas del líquido, en cambio si K_p es pequeño, las partículas tenderán a seguir las líneas de flujo alrededor de las gotas. Para partículas en el régimen de Stokes ($Re \leq 1$), K_p se define como:

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

Donde:

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

d_d = diámetro de las gotas, cm.

μ_g = viscosidad del gas, Poise.

d_a = diámetro aerodinámico de partícula, cm.

Formación de las gotas en un lavador Venturi

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

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

$$d_d = \frac{58600}{V_g} * \left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{0.5} + 597 * \left(\frac{\mu_L}{\sigma * \rho_L}\right)^{0.45} * \left(1000 * \frac{Q_L}{Q_G}\right)^{1.5}$$

d_d = diámetro medio de Sauter para las gotas, μm

V_G = velocidad del gas, cm/s

σ = tensión superficial del líquido, dinas/cm

ρ_L = densidad del líquido, g/cm^3 .

μ_L = viscosidad del líquido, poise.

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m^3/s .

Q_G = flujo volumétrico del gas, m^3/s .

Penetración (Pt)

Para la predicción de la penetración y por lo tanto su eficiencia de colección se utiliza la ecuación de Calvert (1972) para partículas mayores a $5 \mu\text{m}$. En ella se tiene en cuenta aspectos tales como el tamaño de las gotas, el parámetro de impacto, la concentración de las gotas a través de la garganta del Venturi y el cambio continuo de velocidad entre las partículas y las gotas.

La penetración para un diámetro de partícula dado se calcula por medio de:

$$Pt = \exp\left(\frac{Q_L * V_G * \rho_L * d_d}{55 * Q_G * \mu_G} * (-0.7 - Kp * f' + 1.4 * \ln(\frac{Kp * f' + 0.7}{0.7})) + \frac{0.49}{0.7 + Kp * f'}\right) * \frac{1}{Kp}$$

Donde

Kp = parámetro de impacto f' = factor empírico.

Los demás parámetros y sus unidades, son los mismos de las ecuaciones anteriores. El diámetro de Sauter (d_d) debe estar en cm . El factor f' se puede tomar como 0.25 para partículas hidrofóbicas y 0.50 para partículas hidrofílicas.

Caída de presión

Es importante conocer la caída de presión a través del dispositivo, pues de ello dependerá la demanda de energía requerida para mover el gas a través del dispositivo.

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

Donde ΔP es la caída de presión en dinas/cm^2 , y los demás factores y sus unidades son los mismos que en las ecuaciones anteriores. El valor de X debe ser calculado por medio de la siguiente fórmula:

$$X = \frac{3 * l_t * C_D * \rho_g}{16 * d_d * \rho_L} + 1$$

Donde

X = longitud adimensional de la garganta

l_t = longitud de la garganta, cm

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

Por lo general, en un lavador Venturi las condiciones son tales que el número de Reynolds está entre 10 y 500. En ese rango el valor de C_D puede calcularse como:

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

Por último, el valor de la longitud óptima de la garganta se calcula como:

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

Aspectos generales del diseño de un lavador Venturi

Al diseñar un lavador de partículas de este tipo, algunos parámetros deben ser seleccionados arbitrariamente por el diseñador. Sin embargo existen valores óptimos que son sugeridos por varios autores y aunque existen ligeras diferencias de un texto a otro, resulta adecuado utilizarlos como guía para asumir valores indispensables en el diseño⁶².

La siguiente tabla muestra los valores más adecuados a elegir al momento de diseñar un lavador de partículas tipo Venturi.

Tabla 5.6 Valores recomendables para el diseño de lavadores de partículas.

Velocidad del gas en la garganta	
$V_g > 45.75$ m/s	Alta eficiencia de remoción de PM
20 m/s $< V_g < 23$ m/s	Absorción y remoción de PM simultáneas
Relación líquido-gas	
$0.26 < L/G < 2.6$ L/m ³	Remoción de PM
$5.5 < L/G < 11$ L/m ³	Absorción y remoción de PM
Caída de Presión	
10 in H ₂ O $< \Delta P < 150$ in H ₂ O	Inferior en aplicaciones de absorción
Dimensiones típicas	
Área de entrada/Área de la garganta=4:1	
Ángulo de convergencia=12.5º	
Ángulo de divergencia=3.5º	

⁶² Sistema de remoción de material particulado. Disponible en <http://www.dspace.espol.edu.ec/xmlui/bitstream/handle/123456789/14630/CAP%C3%8DTULO%20CUATRO.pdf?sequence=4&isAllowed=y>

Para evaluar la eficiencia de remoción de partículas sólidas en el lavador Venturi se considera el modelo descrito anteriormente, mientras que para conocer el grado de absorción de los compuestos presentes en el syngas se considera al Venturi como un absorbedor de una única etapa ideal, para lo cual se hace uso del software de simulación *UNISIM DESIGN R460.1*. Se decide el caudal de agua a utilizar con el objetivo de tener alta eficiencia en la remoción de partículas sólidas.

A continuación se muestran los resultados del diseño del Venturi. Los cálculos para obtenerlas se presentan en el *Apéndice 5.B*.

Tabla 5.7 Dimensiones del lavador Venturi

Dimensiones	Ref.	(m)
Diámetro de garganta	D_g	0.136
Diámetro de entrada	D_e	0.272
Diámetro de salida	D_s	0.272
Longitud de garganta	l_t	1.0
Longitud zona conver.	L_c	0.31
Longitud zona diverg.	L_d	1.13
Longitud total	L_T	2.41

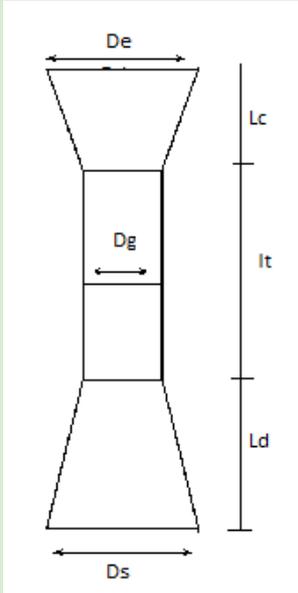
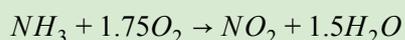


Figura 5.5. Dimensiones del lavador Venturi

Con el objetivo de utilizar una velocidad del gas que no se aleje mucho del valor mínimo recomendado, se opta por diseñar el Venturi para remoción de partículas, con una velocidad del gas en la garganta de 46 m/s, un caudal de agua de de 6 m³/h (relación L/G=2.6), y una temperatura de entrada del gas de 150°C.

Luego de realizada la simulación se obtiene una absorción del 20% del NH₃ y una remoción total de partículas sólidas. Además, el 50% del agua presente en la fase gaseosa es arrastrada con la corriente de lavado debido a que condensa por el enfriamiento del gas. Finalmente, también se absorbe una pequeña cantidad de H₂S, CO₂ y CO, mientras que el resto de los compuestos permanecen sin cambios significativos.

Para ver si es necesario o no la utilización de un absorbedor, se debe estimar la concentración de NO₂ que se tiene a la salida del motor considerando que se produce la combustión completa del amoníaco según la siguiente reacción:



Realizando el balance de masa en el motor en el *Capítulo 6* se estima que el caudal volumétrico a la salida del motor será mayor que al de la entrada. Este caudal no se conoce a ciencia cierta pero se puede establecer (como se verá en el *Capítulo 6*) que será mayor a 1964 Nm³/h. Luego, con el valor del caudal másico de NH₃ a la salida del lavador se puede estimar la concentración de NO₂ liberada a la atmósfera y verificar si se cumple o no con los límites establecidos (menor a 450 mg/Nm³). Es decir que si con este caudal mínimo se cumplen los límites legales, entonces con caudales mayores también se cumplirán.

Tabla 5.8. Datos necesarios para el cálculo de NO₂

Q (Nm ³ /h)	1964
NH ₃ (kg/h)	0.26

$$[NO_2] = \frac{0.26 \text{ kg/h} \cdot 1000 \cdot 1000 \cdot 46/17}{1964 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}} = 358 \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3}$$

Debido a que la concentración a la salida del motor cumple con las límites establecidos, no será necesario recurrir al diseño de un absorbedor: el gas de síntesis se transporta directamente hacia un lecho relleno para eliminar el H₂S del gas.

El agua que se utilizará es agua subterránea. La temperatura del agua subterránea está principalmente influenciada por la temperatura del aire en la superficie de la tierra.⁶³

Debido a que no se encontró información acerca de la temperatura del agua subterránea en Tucumán, se decide hacer uso de las temperaturas de las aguas subterráneas en Pergamino⁶⁴ debido a que las dos zonas presentan climas templados. Según bibliografía, este agua presenta una temperatura promedio de 17°C.

Por otro lado, se plantea un circuito de re-acondicionamiento para poder utilizarla el agua en varios ciclos. Para ello se requiere de la instalación de un desorbedor. Este equipo es necesario ya que el agua arrastra amoníaco y otros compuestos que reducirán la eficiencia del fluido para los procesos de lavado y absorción de gases en el lavador Venturi.

Debido a las pérdidas por evaporación, el aumento de la concentración de sólidos disueltos, etc, hay un límite en la cantidad de ciclos que se puede recircular el recurso hídrico. Basándose en la experiencia, el agua circulante en el sistema debe reunir las siguientes propiedades⁶⁵:

1. Debe tener una temperatura tal que se logra un intercambio de calor efectivo en los equipos de la planta.
2. No debe poseer efectos agresivos o corrosivos sobre las partes metálicas del sistema.
3. No debe fomentar el crecimiento de organismos en el sistema.

⁶³ Hidrogeotermia. http://cdigital.dgb.uanl.mx/la/1080066373/1080066373_13.pdf

⁶⁴ Heredia, G., Comese, R., et al. *Caracterización físico química de las aguas superficial y subterránea de Pergamino*. Facultad de Agronomía, Universidad de Buenos Aires.

⁶⁵ Orellana, J. (2005). *Tratamiento de las aguas*. Ingeniería Sanitaria UTN-FRRO.

4. No debe contener aceite o grasa.

Además, debe ser de conformidad con los siguientes valores límites:

Tabla 5.9. Valores límites para recircular el agua

Designación	Unidad	Valor límite
pH	-	7-9
Dureza en carbonato	°n	4-14
Contenido total de sales	mg/L	3000
Cloruros	mg/L	500
Sulfatos	mg/L	500
Hierro	mg/L	1
Manganeso	mg/L	0.15
Magnesio	mg/L	60
Sólidos en suspensión	mg/L	40

Se deberá realizar análisis al agua una vez al día para verificar que cumpla con todos los límites mencionados anteriormente. Se considera que cuando el agua no cumpla con alguna de estas limitaciones, se convertirá en agua residual y se deberá adicionar agua limpia al sistema. Las aguas residuales son conducidas a una estación depuradora de aguas residuales donde son tratadas en diferentes fases antes de volver a ser vertidas al medio.

Por último, debido a que el agua a la salida del lavador Venturi contiene 0.97 kg/h de sólidos, se decide que el caudal de salida de este equipo se deposite en un tanque. A este tanque le ingresa continuamente un caudal de agua que deberá ser direccionada al desorbedor y recirculada al Venturi. Para que este líquido no ingrese con sólidos, se coloca la boquilla de salida de agua en una cierta altura. De esta manera, el agua podrá ser recirculada libre de sólidos hasta el momento en que el nivel de los sólidos sedimentados alcance la boquilla. En este punto será necesario vaciar el tanque. Dado que el proceso es continuo, para retirar los sólidos acumulados, será necesario contar con dos tanques de almacenamiento, a fin de no requerir una parada de planta cuando deba cerrarse la válvula de salida agua + sólidos, y pueda simplemente redirigir este caudal hacia el segundo tanque.

Arbitrariamente se decide dimensionar el tanque de manera que sea necesario limpiarlo una vez al día. Como el caudal volumétrico del agua es 6 m³/h se necesitan entonces dos tanque de 72 m³. Cada uno de ellos debe contar con una cañería de vaciado en el inferior para extraer sólidos.

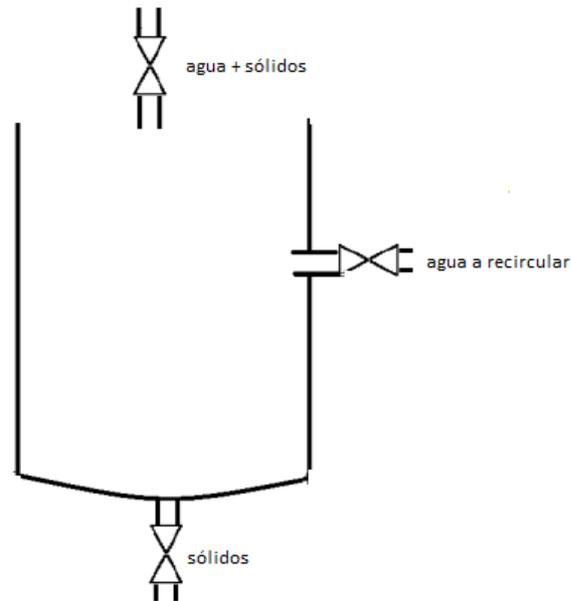


Figura 5.6. Esquema del tanque de sedimentación

Cabe destacar que a pesar de que los parámetros que se utilizaron para el diseño del lavador Venturi fueron con el objetivo principal de remover partículas sólidas, se logró también absorber de manera efectiva el amoníaco con una cantidad de agua significativamente menor a las recomendadas en la *Tabla 5.7*. Esto se debe principalmente, a que el contenido de N en la biomasa es bajo y por ende también el contenido de NH_3 .

Desorbedor

El agua de salida del lavador Venturi ingresa a un desorbedor con el fin de reutilizar el agua de lavado.

Las torres de lecho empacado son las torres que generalmente se utilizan para este tipo de operaciones. Son columnas verticales que se han llenado con un empaque. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación
- Tener bajo precio

Los empaques se clasifican según su disposición como regulares o aleatorios. Los empaques regulares ofrecen la ventaja de una menor caída de presión para el gas a expensas de una instalación más costosa que los empaques aleatorios. Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y se dejan caer de forma aleatoria. Los rellenos más utilizados dentro de esta categoría son los anillos Rasching, anillos Pall, telleretes, Intalox, entre otros.

En la simulación se utiliza como relleno anillos Pall de polipropileno ya que cuentan con la ventaja de generar una menor caída de presión y presentar una limpieza más simple frente a los demás rellenos. A pesar de que los anillos Rasching son más baratos por unidad de volumen, estos son menos eficientes y generalmente el costo total de la columna termina siendo mayor.⁶⁶

Para la simulación del equipo se deberá definir en el simulador *UNISIM DESIGN* las corrientes de entrada con sus respectivas características. A la hora del diseño del desorbedor se tiene que tener en cuenta las limitaciones con respecto al NH_3 , CO y CO_2 que efectivamente se van a transferir del agua al aire y por ende al medio ambiente, ya que este aire que contiene gases contaminantes se liberan a través de una chimenea a la atmósfera.

Según la Ley 19587 de Seguridad e Higiene, las concentraciones máximas permisibles de estos contaminantes son:

1. CO : 28.6 mg/ Nm^3
2. NH_3 : 19 mg/ Nm^3
3. CO_2 : 8992 mg/ Nm^3

Teniendo en cuenta estas limitaciones pero sin perder de vista el objetivo principal de la implementación del equipo, se determina el caudal de aire necesario. Además, se suponen las condiciones climáticas menos favorables para la ubicación de la planta. Se considera que la temperatura del aire entrante es la máxima temperatura usual del verano, por lo tanto se tendría la menor transferencia de calor posible.

Se decide, entonces, ser conservador en el diseño y se considera que ante el resto de las circunstancias la torre se encuentra sobredimensionada.

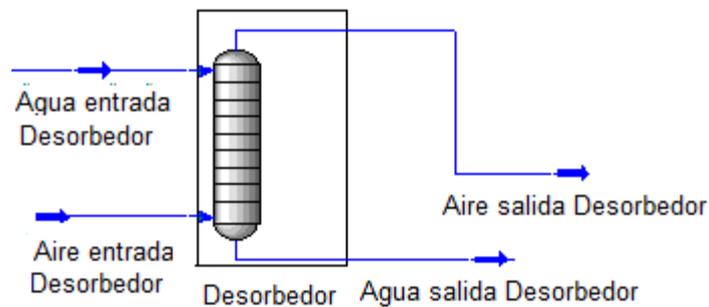


Figura 5.7. Desorbedor

Se opta por utilizar un caudal de aire de 20000 kg/h. De esta manera se obtiene una concentración de CO , NH_3 y CO_2 en el caudal gaseoso de salida de:

$$[\text{CO}] = \frac{500000 \frac{\text{mg}}{\text{h}}}{17541 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}} = 28 \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3}$$

⁶⁶ Treybal, R. *Operaciones de Transferencia de Masa*. Mc GrawHill.

$$[NH_3] = \frac{90000 \frac{mg}{h}}{17541 \frac{Nm^3}{h}} = 5 \frac{mg}{Nm^3}$$

$$[CO_2] = \frac{800000 \frac{mg}{h}}{17541 \frac{Nm^3}{h}} = 46 \frac{mg}{Nm^3}$$

Las dimensiones de la torre se presentan a continuación:

Tabla 5.10. Parámetros de diseño de la torre de desorción

Relleno	Anillos Pall-Polipropileno 1.5"
Altura (m)	7.2
Diámetro (m)	1.8
Caída de Presión (kPa)	2
Etapas teóricas	12

Cabe destacar que el agua que se utiliza al comenzar el ciclo en el lavador Venturi se encuentra, como se dijo anteriormente a 17°C. Sin embargo, una vez que al agua a la salida del desorbedor se le adiciona agua de reposición y se recircula al lavador, el caudal de agua presenta una temperatura de 14°C.

El agua de reposición es necesario, ya que como se observa en el *Apéndice 5.D*, en la desorción hay un proceso de humidificación del aire. Por lo tanto, al agua a la salida del desorbedor se le debe adicionar 191 kg/h de agua de reposición, la cual como es agua subterránea, se encuentra aproximadamente a 17 °C.

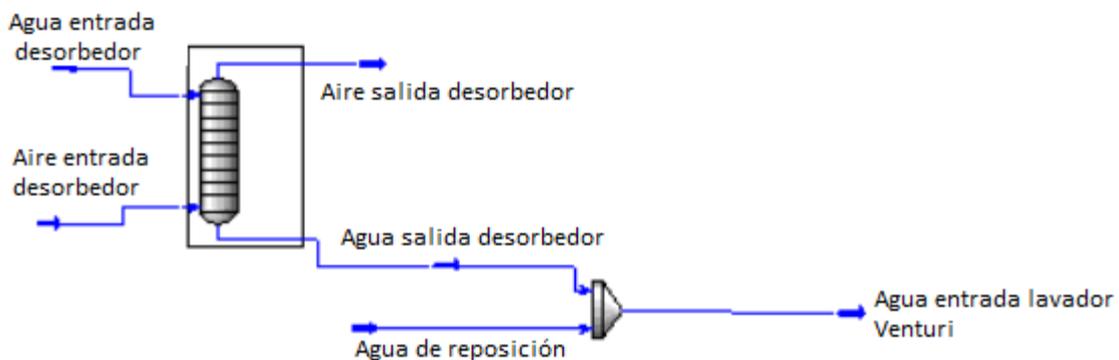


Figura 5.8. Desorbedor con agua de reposición

Tabla 5.11. Características de las corrientes.

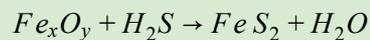
Corriente	Agua salida desorbedor	Agua de reposición	Agua entrada Lavador Venturi
Temperatura (°C)	14	17	14
Caudal másico (kg/h)	5797	191	5988

Lecho relleno de Sulfatreat

La eliminación del H₂S de una corriente gaseosa es necesaria, debido a los problemas ambientales y de salud que este compuesto causa, además de los daños a los equipos de una planta por sus características corrosivas. Con el fin de eliminar el H₂S del gas se utiliza un lecho relleno de Sulfatreat.

Sulfatreat es el nombre comercial de un reactivo sólido a base de óxido de hierro (Fe_xO_y) para eliminación de H₂S de corrientes gaseosas. Este es un producto no regenerable que se dispone en forma de lecho sólido. El contaminante removido del gas reacciona con el Sulfatreat y queda incorporado al reactivo, el cual debe ser reemplazado cada determinado tiempo (aproximadamente 180 días).⁶⁷

El principio operativo de Sulfatreat consiste en la reacción química entre el H₂S de la corriente gaseosa con el óxido de hierro, obteniéndose como productos el disulfuro de hierro (FeS₂), también denominado pirita, y vapor de agua. El esquema de reacción es el siguiente:



El producto de la reacción (FeS₂) no es tóxico, ni corrosivo ni inflamable. La reacción es irreversible y el producto es un compuesto estable que no se descompone, por lo que el H₂S es eliminado de la corriente de gas en forma irreversible. En consecuencia el reactivo no es regenerable y debe reemplazarse cada determinado tiempo, disponiéndose en forma de lecho sólido. El reactivo agotado constituye un residuo especial no peligroso, cuya disposición final puede realizarse en rellenos sanitarios o en caminos.

El gas ingresa por la parte superior del lecho, generando una zona de reacción que va desplazándose hacia la parte inferior a medida que el reactivo se va agotando, y sale del reactor por la parte inferior con una concentración de H₂S que es próxima a 0 ppm.

⁶⁷ Tacuri Ayala, F. (2015). *Mejoramiento del proceso de endulzamiento de un gas utilizado como combustible*. Universidad Central del Ecuador.

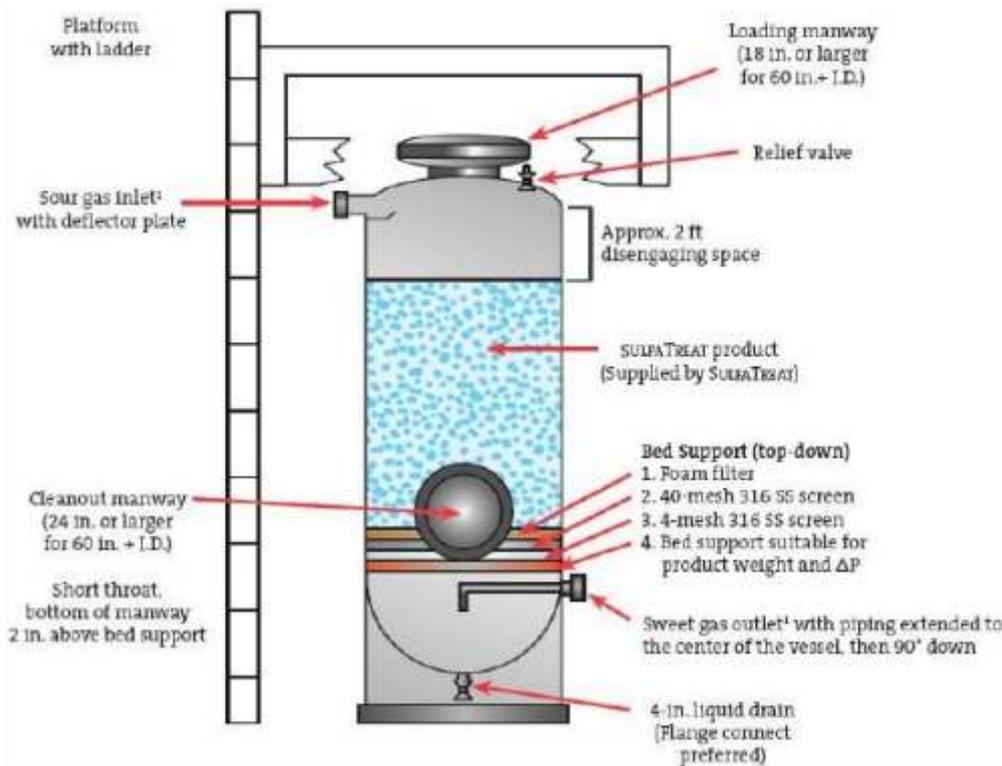
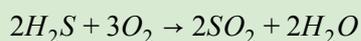


Figura 5.9. Lecho de Sulfatreat

Sulfatreat ha desarrollado distintos tipos de reactivos basados en el mismo principio activo de óxidos de hierro y con distintas características que los diferencia para cada tipo de aplicación. Por ejemplo, hay un reactivo especial con baja pérdida de carga, otros con mayor o menor carga de principio activo por unidad de masa, otros con catalizadores incorporados que aceleran la velocidad de reacción cuando las condiciones lo requieren, etc. De este modo, la cantidad de reactivo requerido para la remoción del H_2S depende de cada diseño y del reactivo que se escoja, aunque en general varía de 8.5 a 11 kg Sulfatreat/kg H_2S .

Se estima la cantidad de H_2S a remover según la concentración de SO_2 obtenida a partir de la combustión del H_2S en el motor:



Teniendo en cuenta que el límite de concentración de SO_2 a la salida del motor es de $500 \text{ Nm}^3/\text{h}$, se puede determinar la cantidad de H_2S que se requieren para generar dicha concentración de SO_2 .

$$[SO_2] = \frac{x \frac{\text{kg}H_2S}{h} * 1000 * 1000 * \frac{64}{34}}{1964 \frac{\text{Nm}^3}{h}} = 500 \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3}$$

Resolviendo la ecuación se obtiene un valor de H_2S de 0.52 kg/h. Por lo tanto, valores menores a este producen una concentración de SO_2 menor al límite establecido. Para ser conservadores se selecciona arbitrariamente un valor de H_2S a la salida del lecho de 0.32 kg/h y con este valor se realizan los cálculos para obtener las dimensiones del lecho.

En el *Apéndice 5.C* se describe el cálculo realizado para dimensionar el lecho. El tiempo necesario para el recambio del reactivo es cada 180 días, por lo tanto se propone trabajar con dos equipos de las mismas dimensiones, ya que mientras uno está operando, el otro está siendo regenerado, con el objetivo de no frenar el proceso.

Tabla 5.12. *Parámetros de diseño del lecho de Sulfatreat*

Diámetro (m)	1.6
Altura de la torre (m)	5.8
Altura del lecho (m)	5
ΔP (kPa)	10

Si se cumple con el recambio del lecho cada 180 días, entonces se requiere una cantidad de reactivo de 11277 kg, lo que equivale a un volumen del lecho de 10 m³. Con este volumen de reactivo se logra retener 0.29 kg/h de H₂S.

En cuanto a la temperatura, si se supone que la concentración del H₂S en el fluido es diluida (lo cual en nuestro proceso es cierto), se considera que la operación es casi isotérmica y por lo tanto se elimina la necesidad de resolver el balance de energía en la columna.

Caudales, composiciones y condiciones de cada corriente

Se presentan en el *Apéndice 5.D*, las composiciones de entrada y salida de cada equipo. En la siguiente tabla se resume el seguimiento de la corriente de gas de síntesis a lo largo del tren de purificación del syngas. Para esto, se utilizarán los datos de UNISIM en conjunto con los datos obtenidos del diseño de los equipos que no pudieron ser simulados en el simulador (ciclón y lecho de Sulfatreat).

Tabla 5.13. Características de caudales

	Entrada ciclón	Salida ciclón	Salida lavador	Salida Lecho de Sulfatreat
Temperatura (°C)	667	667	45	45
Presión (kPa)	101.2	100.4	100	100
CO ₂ (kg/h)	321.4	321.4	320.6	320.6
CO (kg/h)	295.4	295.4	294.9	294.9
CH ₄ (kg/h)	13.0	13.0	13.0	13.0
H ₂ (kg/h)	14.6	14.6	14.6	14.6
H ₂ O (kg/h)	333.2	333.2	96.4	96.4
N ₂ (kg/h)	672.8	672.8	672.5	672.5
NH ₃ (kg/h)	0.35	0.35	0.26	0.26
H ₂ S (kg/h)	0.61	0.61	0.61	0.32
Sólidos (kg/h)	22.53	0.97	-	-
Total gaseoso (kg/h)	1651.4	1651.4	1413	1413
Q _{gas} (m ³ /h)	4656	4693	1462	1460
Q _{gas CNPT} (Nm ³ /h)	1351	1351	1239	1237

Las corrientes de syngas que sale de los gasificadores se unen y entran a un ciclón, donde se eliminan el 95.7% de los sólidos. Luego, el syngas se enfría. Para ello es necesario la utilización de dos intercambiadores. En el primero se utiliza aire como corriente auxiliar. El aire a la salida del intercambiador, con una temperatura de 688°C, sirve como agente gasificante en los gasificadores. En el segundo intercambiador, se utiliza agua como corriente auxiliar. El diseño de los dos gasificadores serán detallados en el *Capítulo 6*. Sin embargo, cabe destacar, que como se observa en la *Figura 5.1*, con el fin de recircular el agua del intercambiador se requiere el diseño de una torre de enfriamiento.

El syngas, luego de circular por los intercambiadores, disminuye su temperatura hasta los 150°C. Esta temperatura es una temperatura impuesta teniendo en cuenta que el lavador Venturi presenta una temperatura límite superior de operación de aproximadamente 400°C.⁶⁸ En dicho equipo, el agua arrastra consigo la totalidad de los sólidos y un 20% del caudal de NH₃.

Debido a que utilizando únicamente el lavador Venturi a la salida del motor se obtiene una concentración de NO₂ menor a 450 mg/Nm³ no se evidencia la necesidad de implementar un absorbedor.

⁶⁸ *Air Pollution Control Technology Fact Sheet*. Disponible en <https://www3.epa.gov/ttnchie1/mkb/documents/fventuri.pdf>

Como se observa en el diagrama, la corriente líquida a la salida del lavador ingresa al desorbedor que utiliza 20000 kg/h de aire como corriente auxiliar. En este equipo se transfiere los contaminantes que lleva el agua (CO , CO_2 , NH_3 mayoritariamente) hacia el aire logrando así obtener agua limpia para su posterior recirculación en el ciclo.

Por último, el syngas atraviesa un lecho de Sulfatreat con el objetivo de lograr un gas con la mínima presencia de H_2S . En este equipo se logra reducir el contenido de dicho componente en un 52% finalizando así, el tren de purificación del syngas.

Bibliografía

1. *Air Pollution Control Technology Fact Sheet*. Disponible en <https://www3.epa.gov/ttnchie1/mkb/documents/fventuri.pdf>
2. Arnol, K., Stewart, M. (1999). *Surface production operations*.
3. Chin, L.F.B. (2011). *Studies of Syngas Cleaning Technologies suitable for Power Generation from Biomass Oil Palm Shells*. Curtin University.
4. Echeverry, L. C. A. (2006). *Cyclones optimal design*. Medellín. Disponible en <http://www.ingenieroambiental.com/4014/ciclones.pdf>
5. FAO. Estudio Montes 72. (2006). *El gas de madera como combustible para motores*. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. FAO - Roma.
6. Heredia, G., Comese, R., et al. Caracterización físico química de las aguas superficial y subterránea de Pergamino. Facultad de Agronomía, Universidad de Buenos Aires.
7. *Hidrogeotermia*. http://cdigital.dgb.uanl.mx/la/1080066373/1080066373_13.pdf
8. Laurencer, L.C., Ashenafi, D. (2012). *Syngas treatment unit for small scale gasification- Application to IC Engine Gas Quality Requirement*. Journal of Applied Fluid Mechanics.
9. Orellana, J. (2005). *Tratamiento de las aguas*. Ingeniería Sanitaria UTN-FRRO
10. Pérez, F., Ramírez, D. y Ramírez, J.(1944) *Diseño óptimo de colectores ciclónicos*. Revista Ainsa. Número 26, Medellín.
11. Perry, R. and Chilton, C. *Manual del Ingeniero Químico*. Vol. 5, McGraw-Hill. México, D. F., 1986
12. Shelford, T.(2017). *Iron Sponge Basics*. Disponible en <https://cdn.sare.org/wp-content/uploads/20190111091129/3a.-3a-Iron-Sponge-basics.pdf>
13. Sistema de remoción de material particulado Disponible en <http://www.dspace.espol.edu.ec/xmlui/bitstream/handle/123456789/14630/CAP%C3%8DTULO%20CUATRO.pdf?sequence=4&isAllowed=y>
14. Tacuri Ayala, F. (2015). *Mejoramiento del proceso de endulzamiento de un gas utilizado como combustible*. Universidad Central del Ecuador.
15. Treybal, R. *Operaciones de Transferencia de Masa*. Mc GrawHill.
16. Wander, P.R., Altafini, C.R., Barreto, R.M. (2004). *Assessment of a small saw dust gasification unit*. Biomass and Bioenergy. p. 467-476.

6

EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

ÍNDICE

Introducción	123	Motor de combustión interna	138
Balance energético en el gasificador	115	Cañerías	142
Análisis PINCH	117	Material de cañerías	142
Diseño del intercambiador de calor aire-syngas	119	Colores de cañerías	142
Enfriamiento del agua para recirculación a intercambiador agua-syngas	122	Dimensiones de cañerías	143
Equipos auxiliares para la impulsión de fluidos	126	Válvulas	145
Syngas	126	Aire	145
Agua	127	Syngas	146
Aire	133	Agua	146
Transporte y almacenamiento de sólidos	134	Sólidos	146
Extracción de cenizas	136	Bibliografía	148

RESUMEN

En el presente capítulo se busca analizar la correcta integración energética a lo largo de la planta. En una primera instancia, mediante un balance energético en el gasificador, se encuentra que la temperatura de ingreso del aire es de 854 K, es decir, que se debe precalentar el aire que ingresa a los gasificadores. Para un mayor aprovechamiento energético se utiliza la metodología de análisis Pinch. Con tal metodología se detecta la necesidad de contar con dos intercambiadores de calor:

	Intercambiador aire - gas		Intercambiador gas - agua
Calor intercambiado (kW)	147	Calor intercambiado (kW)	216
Temperatura de salida del gas (K)	731	Temperatura de salida del gas (K)	423
Temperatura de salida del aire (K)	854	Temperatura de salida del agua (K)	323

Con el fin de disminuir el consumo del recurso hídrico, el agua utilizada en el intercambiador atraviesa una torre de enfriamiento para ser recirculada.

Por otro lado, se determinan los equipos auxiliares y se calcula la potencia que consumen. Luego de seleccionar el motor a utilizar se realiza el balance energético de la planta y se obtiene una potencia de 482 kW para inyectar a la red.

Por último, se realiza un balance de masa en el motor donde se obtiene que las emisiones de NO₂ y SO₂ son menores a los límites establecidos.

Introducción

En el presente capítulo nos enfocaremos en detallar los equipos auxiliares necesarios para cada etapa del proceso productivo para la generación de energía eléctrica a partir de los residuos de la caña de azúcar, como así también a realizar el análisis correspondiente sobre la energía requerida para llevar a cabo el proceso y su optimización.

A continuación se presenta el diagrama tecnológico de la planta de gasificación de biomasa

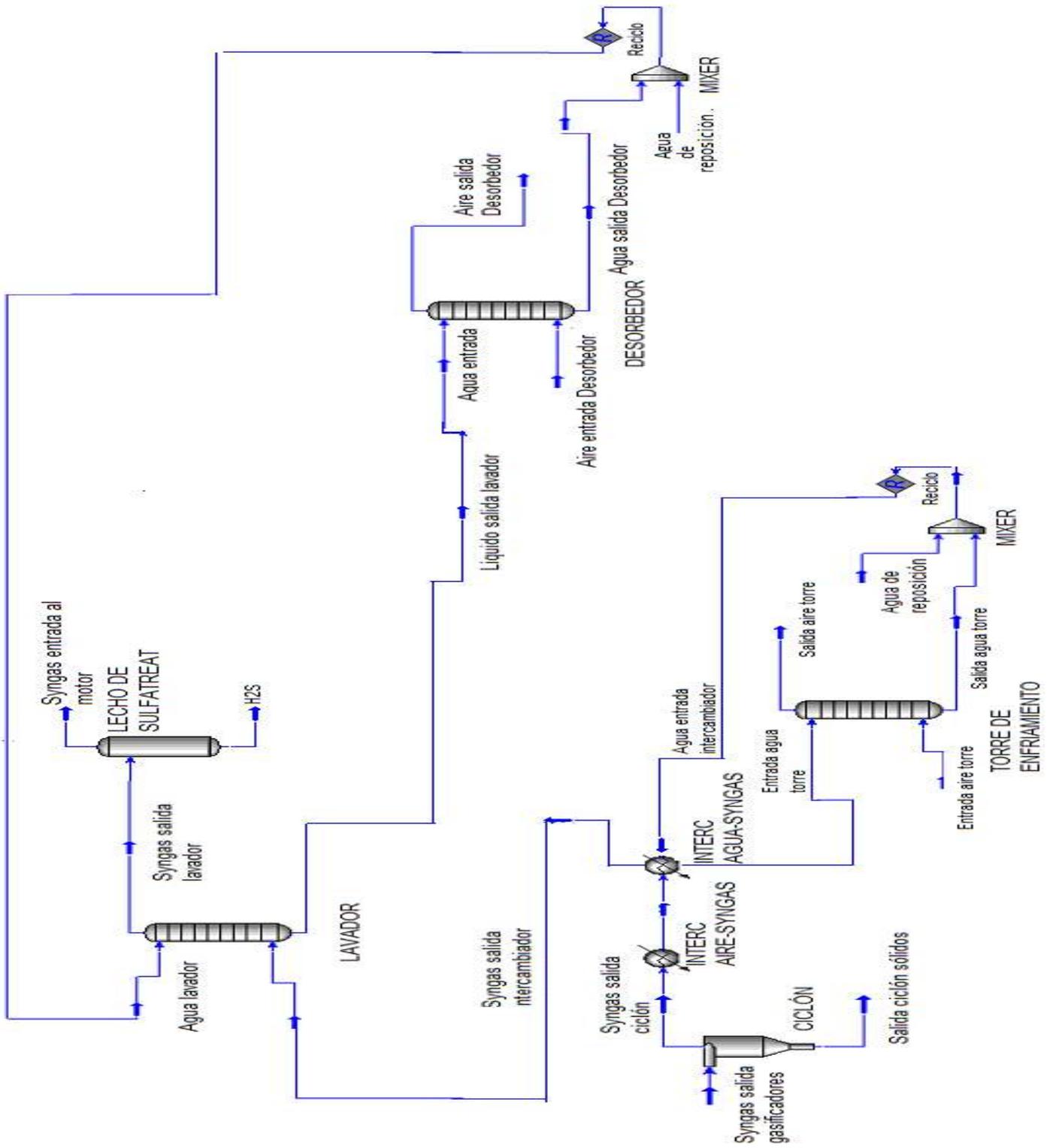


Figura 6.1. Diagrama tecnológico de la planta.

Balance energético en el gasificador

Con el fin de conocer la temperatura con la que ingresa el aire al gasificador se debe realizar un balance de energía. Para esto, se igualan los ingresos al gasificador en la zona de oxidación (la biomasa con las composiciones según fueron detalladas en el *Capítulo 4* y el aire que ingresa) con los de la salida (el syngas a la salida de la oxidación). Se deja como incógnita la temperatura del aire de entrada y se resuelve.

Para este balance se deben tomar algunas suposiciones como:

- La temperatura de la pirólisis (T_p) se toma de 573 K. Pues como se mencionó en el *Capítulo 1*, la temperatura de la pirólisis ocurre entre 250°C y 500°C. Se seleccionó entonces 300°C.
- La temperatura de oxidación (T_{ox}) se toma de 1142 K, la cual se detalló en el *Capítulo 2* que es la temperatura óptima de la reducción. Se toma este valor ya que es hasta donde ocurre la oxidación y empieza la reducción.
- El poder calorífico de la biomasa (PC) se toma de 15444 kJ/kg. Se utiliza el valor del residuo de la mazorca de maíz al 12% de humedad como aproximación. Se logra a partir de la extrapolación entre los datos a 10% y 15% de humedad. A continuación se presentan los datos utilizados para llegar a dicho valor.⁶⁹

Tabla 6.1 Calores de combustión (MJ/kg) de residuos de la mazorca de maíz.

Humedad (%p/p)	ICA V-109	ICA V-156	ICA V-304	ICA V-305	ICA V-507	Calor de combustión promedio (MJ/kg)
10	17.816	16.365	16.936	16.244	16.009	14.934
15	16.881	15.597	16.0515	15.457	15.033	15.957
20	15.946	14.829	15.167	14.670	14.057	16.674

- El calor de vaporización del agua (λ) se considera constante e igual a 2259 kJ/kg.
- El porcentaje de ingreso de aire es de 24,1% (valor del ER).
- El porcentaje de pirólisis es de 75.9% (diferencia del ER con el 100%).
- Se toman los coeficientes de capacidades caloríficas de cada especie según NIST. Estos parámetros fueron presentados en el *Capítulo 2*, en la *Tabla 2.9*.
- Se considera la temperatura de referencia (T_{ref}) 298 K pues se considera la temperatura ambiente promedio en la provincia de Tucumán (25°C).
- Se considera la capacidad calorífica de la biomasa variable con la temperatura e igual a $Cp_{biomasa} = (0.1031 + 0.003867 * T) * PM_{biomasa}$ ⁷⁰.
- La temperatura de evaporación del agua a presión atmosférica (T_{evap}) es 100°C.

⁶⁹ González, E., Quiñonez, C., Reina, M. (2014) *Efecto de la humedad de la biomasa en el calor de combustión de bagazo de caña y desperdicios de la mazorca de maíz*.

⁷⁰ Budhathoki, R.(2013). *Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach*. Department of Chemistry, University of Jyväskylä.

Se toma el calor de combustión como:

$$\Delta H_{comb} = -m_{biomasa} * ER * PC$$

Debido a que el aire ingresa en un 24.1% (valor del ER)

Por otro lado, se calcula el calor de pirólisis como:

$$\Delta H_{piro} = m_{biomasa} * (1 - ER) * Cp_{biomasa} * (T_p - T_{ref})$$

La diferencia de entalpía en la pirólisis tiene en cuenta el factor de $(1 - ER)$ porque se considera que parte del calor ya fue tenido en cuenta en la combustión. Esto se debe a que las reacciones de pirólisis son también reacciones de inicio y acompañamiento de la combustión. Entonces, se decide tomar solo un 75.9% de la entalpía calculada para compensar que parte de este calor fue considerado previamente.

Luego, sumando ambos términos resulta la entalpía de reacción estándar:

$$\Delta H_R^0 = \Delta H_{piro} + \Delta H_{comb} = m_{biomasa} * (1 - ER) * Cp_{biomasa} * (T_p - T_{ref}) - m_{biomasa} * ER * PC$$

Ahora, se debe obtener la entalpía a una temperatura distinta. Para ello se sabe que para cualquier reacción:

$$\Delta H_R^T = -\sum m_{reactivos} * Cp_{reactivos} * (T - T_{ref}) + \Delta H_R^0 + \sum m_{productos} * Cp_{productos} * (T - T_{ref})$$

Donde el primer término lleva los reactivos hasta la temperatura de referencia, es decir el aire que ingresa:

$$-\sum m_{reactivos} * Cp_{reactivos} * (T - T_{ref}) = -(T_e - T_{ref}) * (Cp_{N_2} * m_{N_2} + Cp_{O_2} * m_{O_2})$$

El último término es para llevar los productos de la reacción a la temperatura de referencia, por lo tanto se tienen en cuenta los compuestos a la salida de la zona de oxidación:

$$\begin{aligned} \sum m_{\text{productos}} * C_{p_{\text{productos}}} * (T - T_{\text{ref}}) = \\ (T_{\text{ox}} - T_{\text{ref}}) * (C_{p_C} * m_C + C_{p_{\text{CO}_2}} * m_{\text{CO}_2} + C_{p_{\text{N}_2}} * m_{\text{N}_2} + C_{p_{\text{CH}_4}} * m_{\text{CH}_4} + C_{p_{\text{CO}}} * m_{\text{CO}}) + \\ (T_{\text{evap}} - T_{\text{ref}}) * C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} * m_{\text{H}_2\text{O}} + (T_{\text{ox}} - T_{\text{evap}}) * C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} * m_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{H}_2\text{O}} * \lambda \end{aligned}$$

Los dos últimos términos de la ecuación anterior hacen referencia al agua: se eleva la temperatura hasta T_{evap} , se evapora, y luego se calienta en estado gaseoso como vapor.

Finalmente, se obtiene que la temperatura de entrada del aire es de:

$$T_e = 854 \text{ K} = 581^\circ\text{C}$$

Dado que el aire se encuentra a temperatura ambiente, es necesario calentar esta corriente. Para la optimización de la recuperación energética, se aprovecharán las corrientes calientes y frías del proceso. Para ello, se utilizará el análisis PINCH.

Análisis PINCH

El análisis Pinch es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis Pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta. De esta forma, los fluidos intercambian calor minimizando el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento. Es decir, la utilización de este método implica un aprovechamiento energético a modo de evitar gastos de energía innecesarios. Esto no solo se ve reflejado en un impacto positivo en el medio ambiente, sino también en la reducción de costos operativos.

Para hacer el análisis de una red de intercambio de calor primero se identifican las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) en el proceso. Además se deben conocer la temperatura inicial, la temperatura final y el cambio de entalpía en las corrientes.

Las corrientes que se utilizan para el análisis son:

-Corriente del Syngas a la salida del ciclón

Se debe enfriar el gas resultante de la gasificación con el fin de facilitar la eliminación de contaminantes en el lavador Venturi y evitar un excesivo arrastre de agua. El gas sale del ciclón a la misma temperatura que sale del gasificador, es decir, a 940 K. Por lo tanto, esta corriente debe ser enfriada desde $T_1 = 940 \text{ K}$ hasta $T_2 = 423 \text{ K}$ cuyo caudal es de $w = 1651 \text{ kg/h}$ y $C_p = 1.5 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$.

-Corriente de aire a la entrada del gasificador

Para que el aire ingrese al reactor a la temperatura obtenida en el apartado anterior es necesario aumentar la temperatura del mismo. Este va desde $T_1 = 298\text{ K}$ hasta $T_2 = 854\text{ K}$ cuyo caudal es de $w = 877\text{ kg/h}$ y $C_p = 1.086\text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$

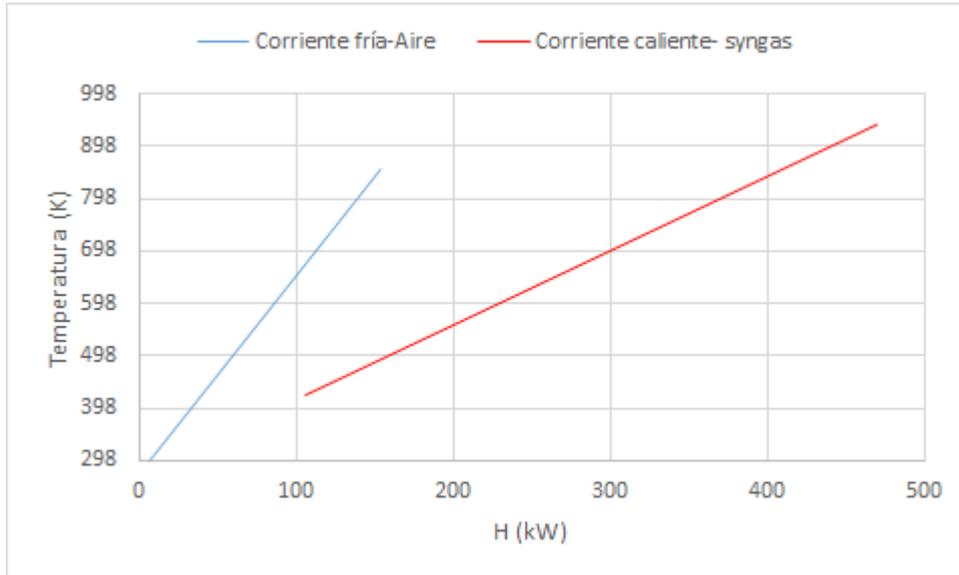


Figura 6.2. Análisis Pinch

Es importante recalcar que para que se produzca un intercambio de calor entre dos corrientes, la corriente caliente debe estar en todo momento a mayor temperatura que la corriente fría.

Si se desplaza la curva fría a la derecha hasta el extremo de la curva caliente, la corriente de aire puede ser integrada completamente sin necesidad de un servicio auxiliar como se observa en la Figura 6.3.

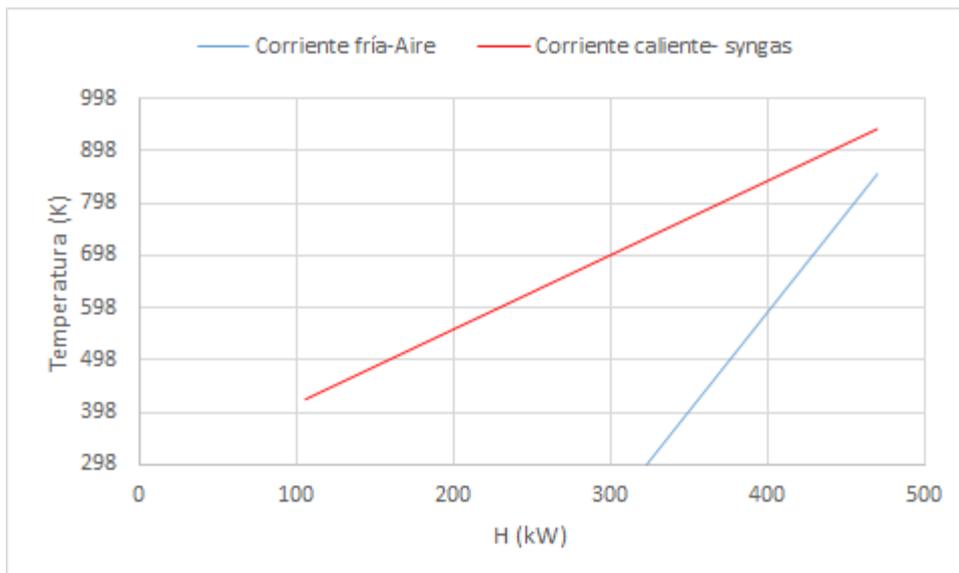


Figura 6.3 Análisis Pinch

De esta forma sería posible diseñar un intercambiador de calor syngas-aire donde se caliente todo el caudal de aire desde 298 K a 854 K a partir del caudal del gas de síntesis, el cual se enfriará desde 940 K hasta 731 K. El calor a intercambiar en dicho equipo es de 147 kW.

Por último, para enfriar el gas desde 731 K hasta 423 K se deberá utilizar un intercambiador agua-syngas en donde se intercambien 216 kW.

Diseño del intercambiador de calor aire-syngas

La función de los intercambiadores de calor es la transferencia de calor, donde los fluidos involucrados deben estar a temperaturas diferentes. Se debe tener en mente que el calor sólo se transfiere en una sola dirección, del fluido con mayor temperatura hacia el fluido de menor temperatura.

La construcción más básica y común de los intercambiadores de calor (y la que se utilizará en este proyecto) es el de tipo tubo y coraza que se muestra en la *Figura 6.4*.

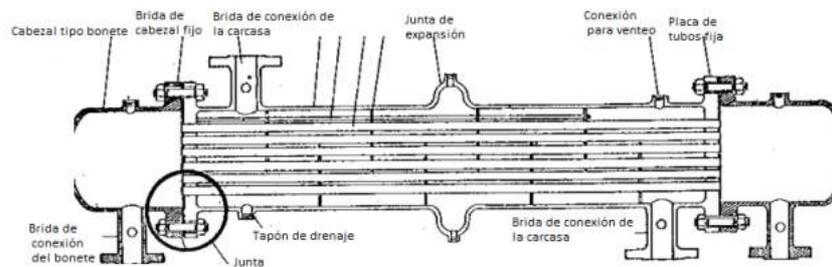


Figura 6.4: Intercambiador de calor de tubo y coraza

El intercambiador consta de un tubo de gran diámetro que recibe el nombre de coraza o carcasa. La carcasa está cerrada en sus extremos por placas portatubos llamadas también placas tubulares. Las mismas suelen ser de considerable espesor y están atravesadas por los tubos de intercambio.

La unión entre los tubos y las placas debe ser hermética para impedir que el fluido que se encuentra a uno de los lados de la placa pueda pasar al otro. Una de las posibles formas de unir la placa a los tubos es la construcción soldada.

La placa de tubos está abulonada a los cabezales, que actúan como colectores y distribuidores del fluido que circula por los tubos. El mismo ingresa al equipo por uno de los cabezales y penetra dentro de los tubos recorriendo toda la longitud de los mismos para aparecer en el cabezal opuesto donde se lo extrae.

El otro fluido ingresa a la carcasa por una de sus bocas de conexión y llena el espacio que rodea los tubos, desplazándose hacia la boca de salida por donde se extrae.

De este modo, ambos fluidos están separados por la superficie de los tubos que constituye el área de transferencia del equipo. Si llamamos N al número de tubos, L a la longitud de los mismos y D_o a su diámetro externo, el área de transferencia será:

$$A = \pi.D_o.N.L \quad (ec.1)$$

Cuando dos fluidos circulan intercambiando calor en contracorriente el calor intercambiado puede calcularse por medio de la siguiente ecuación.

$$Q = U.A.DMLT \quad (ec.2)$$

Donde DMLT es la diferencia media logarítmica de temperaturas. La misma se puede calcular según la expresión de la *Figura 6.5* para una disposición en contracorriente.

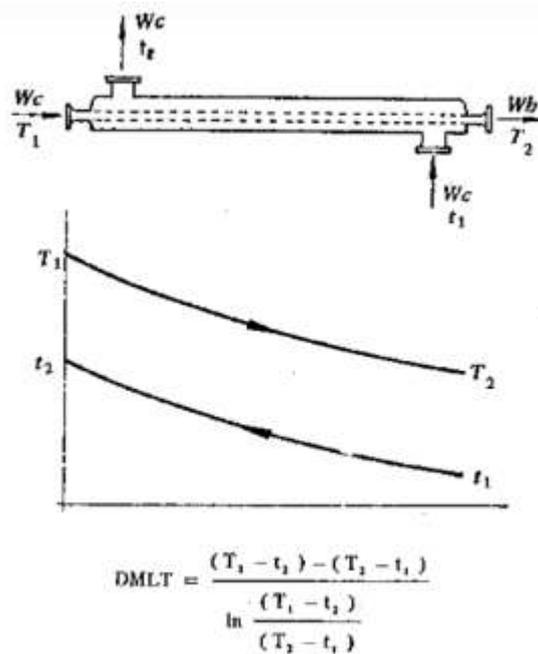


Figura 6.5. Cálculo de DMLT para disposición a contracorriente

Además, el calor cedido por el fluido caliente debe ser igual al calor recibido por el fluido frío y entonces:

$$Q = W_h.Cp_h.(T_1 - T_2) = W_c.Cp_c.(t_2 - t_1) \quad (ec. 3)$$

Donde

- W_h : caudal másico de la corriente caliente, kg/s.
- T_1 : temperatura de entrada de la corriente caliente, °C.
- T_2 : temperatura de salida de la corriente caliente, °C.
- W_c : caudal másico de la corriente fría, kg/s.
- t_1 : temperatura de entrada de la corriente fría, °C.
- t_2 : temperatura de salida de la corriente fría, °C.
- Cp_h : capacidad calorífica de la corriente caliente, kJ/kg °C.
- Cp_c : capacidad calorífica de la corriente fría, kJ/kg °C.

Para la determinación de las dimensiones del intercambiador, se analizó en primer lugar la alternativa de utilizar un equipo en contracorriente pura. Además, se determinó que el gas de síntesis circule por los tubos para facilitar la limpieza. Para el diseño se utilizarán tubos de 1" BWG 15 que tienen un diámetro interno (D_i) de 0.0217 m y un diámetro externo (D_o) de 0.0254 m. La disposición de los mismos es en cuadrado. Los pasos a seguir para el dimensionamiento del intercambiador se muestran a continuación y fueron obtenidos del libro "Intercambiadores de calor" de Eduardo Cao. Los cálculos realizados se adjuntan en el *Apéndice 6.A*.

- Se calcula el área de flujo de cada tubo como

$$A_{\text{flujo}} = \frac{\pi D_i^2}{4}$$

- Para conocer el número de tubos en paralelo se debe fijar la velocidad del gas. Según bibliografía⁷¹ las velocidades de los gases que se encuentran en los intercambiadores varían entre 3 y 30 m/s y para los líquidos entre 0.7 y 7 m/s.

$$N_T = \frac{G \text{ (m}^3/\text{s)}}{v \text{ (m/s)} * A_{\text{flujo}} \text{ (m}^2\text{)}}$$

- Para calcular el área de transferencia es necesario conocer el calor intercambiado y también se debe verificar que el calor intercambiado por el gas sea igual al calor intercambiado por el aire. Además, se debe calcular el DMLT para flujos en contracorriente. Por último, se requiere un valor del coeficiente de transferencia U, el cual se obtuvo con la herramienta Unisim Design ($U = 0.012 \text{ kW/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$).

$$A = \frac{Q \text{ (kW)}}{DMLT \text{ (}^\circ\text{C)} * U \text{ (kW/m}^2\text{ }^\circ\text{C)}}$$

- El cálculo de la longitud del equipo se obtiene como

$$L = \frac{A \text{ (m}^2\text{)}}{\pi * D_i * N_T}$$

- Si la longitud es excesiva para un intercambiador (se sugiere que el largo del intercambiador no sea superior a 6 m), se deberá cambiar la velocidad del gas ó el tamaño de los tubos, entre otras opciones.
- Una vez obtenido un largo adecuado, se calcula el diámetro de la coraza a partir de la tabla anexada en el *Apéndice 6.A*

⁷¹ Barrera, C. (2018) *Instalaciones térmicas, mecánicas y frigoríficas: intercambiadores de calor*. Facultad Regional de Mendoza.

Tabla 6.2. Dimensiones del intercambiador aire-syngas

Longitud (m)	5.55
Diámetro de coraza (m)	0.41
Diámetro nom. de tubo (in)	1
Nº de tubos	96
Arreglo de tubos	Cuadrado
Pasos por los tubos	1
Pasos por la coraza	1
Nº de baffles	3
Área de intercambio de calor (m ²)	36

Diseño del intercambiador de calor agua-syngas

Por último, se procede al diseño del intercambiador agua-syngas. Para enfriar el gas desde 731 K hasta 423 K se deberá utilizar un intercambiador agua-syngas en donde se intercambien 212 kW.

El agua, luego de ser utilizada en el intercambiador, se dirige a la torre de enfriamiento, a la que, para que sea eficiente el intercambio, no puede entrar a más de 50°C. Por encima de este valor podría generar pérdidas por evaporación inaceptables posteriormente en la torre.

Se estima que se enfriará hasta los 34°C, por lo tanto, se puede determinar el caudal de agua a utilizar como:

$$W_{agua} = \frac{212kW}{(50^{\circ}C - 34^{\circ}C) * 4.18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}} = 3.24 \frac{kg}{s}$$

Este valor conlleva a un caudal volumétrico de agua de **11.66 m³/h**.

Realizando los mismos pasos a seguir para el cálculo del intercambiador aire-syngas se obtiene las dimensiones del intercambiador agua-syngas.

Tabla 6.3. Dimensiones del intercambiador agua-syngas

Longitud (m)	2.3
Diámetro de coraza (m)	0.41
Diámetro nom. de tubo (in)	1
Nº de tubos	29
Arreglo de tubos	Cuadrado
Pasos por los tubos	1
Pasos por la coraza	1
Área de intercambio de calor (m ²)	3.52

Enfriamiento del agua para recirculación a intercambiador agua-syngas

El intercambiador agua-syngas se diseña considerando que el agua que sale del mismo se enfría y se recircula con el fin de minimizar el uso de este recurso. Para cumplir con dicho objetivo, se utiliza una torre de enfriamiento.

Las torres de enfriamiento son equipos de transferencia de calor y masa entre el aire atmosférico y el agua caliente procedente, en este caso, de intercambiadores de calor. El agua se enfría por contacto con el aire atmosférico para ser utilizada nuevamente. El calor latente del agua es tan grande que una cantidad pequeña de evaporación produce grandes efectos de enfriamiento.

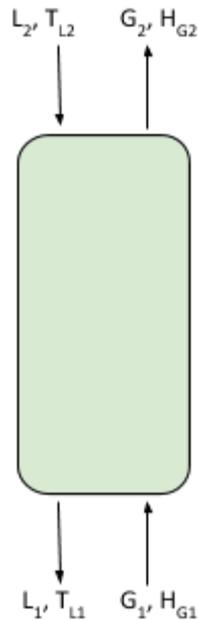


Figura 6.6. Torre de enfriamiento

En base a lo analizado en el diagrama anterior se pueden plantear los siguientes balances de masa y energía respectivamente⁷²:

$$L_2 + G_1 = L_1 + G_2$$

$$L_2 * Cp * T_{L2} + G_1 * H_{G1} = L_1 * Cp * T_{L1} + G_2 * H_{G2}$$

Para el diseño de la torre, se utiliza la humedad relativa característica del departamento de Leales y la temperatura de bulbo seco para calcular la temperatura de bulbo húmedo del aire. Se considera que la temperatura del aire entrante es la máxima temperatura usual del verano, por lo tanto se tendría la menor transferencia de calor posible.

Tabla 6.4. Condiciones climáticas menos favorables para el proceso

Humedad relativa (%)	Temperatura máxima (°C)	Temperatura de bulbo húmedo (°C)
70	38	31

Mediante el uso de la carta psicrométrica se obtiene que la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada es de 31°C y se consideran 3°C más como aproximación para la salida del líquido, es decir, el agua sale a 34°C.

Para conocer el caudal de gas a la entrada de la torre, las temperaturas de salida del gas y del agua y los caudales de salida de la torre se debe hacer uso de la carta psicrométrica y de los balances anteriormente mencionados, haciendo uso de los datos siguientes ya conocidos:

- Temperatura de entrada del agua: 50°C.
- Temperatura de salida del agua: 34 °C.
- Caudal de agua a enfriar en el proceso: 11664 kg/h
- Temperatura de bulbo seco del aire: 38°C.

A partir de los cálculos presentados en el *Apéndice 6.B* se obtiene una torre de 7.2 m de largo, con un diámetro de 1.05 m. Dichos valores son aproximados ya que como se mencionó en el anexo, el correcto valor de HTOG lo proveerá el fabricante. A continuación se presentan las propiedades de las corrientes entrantes y salientes de la torre:

⁷² Treybal, R. *Operaciones de transferencia de masa*. 2nda Edición. McGraw Hill.

Tabla 6.5. Propiedades de las corrientes de la torre de enfriamiento

Corriente	Entrada agua torre	Entrada aire torre	Salida agua torre	Salida aire torre
Temperatura (°C)	50	38	34	45
Caudal másico (kg/h)	11664	6695	11436	6923
Humedad relativa (%)	-	70	-	100

Como se observa en la *Tabla 6.5* el caudal de agua a la salida de la torre resulta menor al que ingresa. Esto se debe a que el enfriamiento del agua implica un proceso de humidificación del aire. Por lo tanto, es necesario reponer las pérdidas con agua de pozo antes de volver a ingresar el agua al intercambiador de calor.

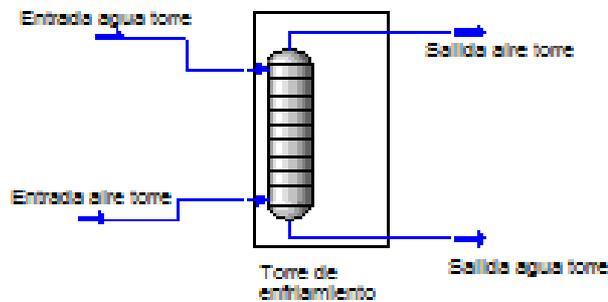


Figura 7. Torre de enfriamiento diseñada para el enfriamiento del agua destinada a la recirculación del intercambiador agua-syngas

Antes de ingresar el agua al intercambiador, se mezcla la corriente de agua a la salida de la torre con 228 kg/h de agua de reposición.



Figura 8. Torre de enfriamiento y recirculación del agua al intercambiador agua-syngas

Tabla 6.6. Características de los caudales de agua

Corriente	Salida agua torre	Agua de reposición	Agua entrada intercambiador
Temperatura (°C)	34	17	34
Caudal másico (kg/h)	11436	228	11664

Equipos auxiliares para la impulsión de fluidos

Syngas

Los equipos destinados a la compresión y movimiento de gases suelen clasificarse en tres grupos según su capacidad de elevar la presión del gas. En orden creciente se tiene⁷³: ventiladores (entre 1.2 a 15 kPa), sopladores (hasta 200 kPa) y compresores (superiores a 200 kPa.)

El objetivo de la implementación de impulsores es trabajar durante todo el proceso con condiciones cercanas a las atmosféricas, es decir, compensar las caídas de presión que sufre el gas en los equipos.

En la *Tabla 6.8* se presentan las caídas de presión de los equipos utilizados. Las pérdidas de carga en los tramos de cañería se desprecian. Por otro lado, las pérdida de carga de los intercambiadores no han sido calculadas pero se pueden estimar que estas no son muy altas y se las considera como un 2% de la presión de entrada.

Tabla 6.8. Caídas de presión estimadas por equipo

Equipo	ΔP (kPa)	P (kPa)
Salida Gasificador	0.1	101.2
Salida Ciclón	0.8	100.4
VENTILADOR 1	4	104.4
Salida Intercambiador aire-syngas	2	102.4
Salida Intercambiador agua-syngas	2	100.4
VENTILADOR 2	4	104.4
Salida Lavador Venturi	4.4	100
VENTILADOR 3	10	110
Salida Lecho de Sulfatreat	10	100

⁷³ Mc Cabe, W., Smith, J., Harriott, P.(1991) *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. Cuarta Edición.

Con el objetivo de mantener la presión cercana a la presión atmosférica se opta por la utilización de ventiladores centrífugos ubicados en zonas estratégicas del proceso. Los ventiladores, a diferencia de los sopladores o compresores no comprimen el gas por lo que no aumentan su temperatura.⁷⁴ Además, son aptos para manejar altos caudales.

La ubicación de los ventiladores serán a la salida del ciclón, a la salida del intercambiador agua-syngas y a la salida del Venturi. Debido a que en el lecho relleno de Sulfatreat se tiene una caída de presión de 10 kPa y se quiere que a la entrada del motor la presión sea cercana a la atmosférica, se optó por utilizar un ventilador a la salida del lavador que presente un ΔP superior a los dos ventiladores que se encuentran aguas arriba.

Para buscar un impulsor de este tipo en un catálogo es necesario hacer la corrección que se muestra a continuación porque los catálogos informan la potencia de los equipos impulsando aire a temperatura ambiente y condiciones atmosféricas.

$$Pot = \Delta P * Q * \frac{\rho_{aire} CNPT}{\rho_{gas}}$$

$$\text{Ventilador 1: } Pot = 4kPa * 4693 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s} * \frac{1.2 \frac{kg}{m^3}}{0.35 \frac{kg}{m^3}} = 18 kW$$

$$\text{Ventilador 2: } Pot = 4kPa * 2307 * \frac{1h}{3600s} * \frac{1.2 \frac{kg}{m^3}}{0.71 \frac{kg}{m^3}} = 4.5 kW$$

$$\text{Ventilador 3: } Pot = 10 kPa * 1462 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s} * \frac{1.2 \frac{kg}{m^3}}{0.96 \frac{kg}{m^3}} = 5 kW$$

Luego, para estimar la energía que consume el motor de cada impulsor es necesario calcular la potencia bruta. Para ello, se considera una eficiencia del 70%.⁷⁵

$$Pot_{bruta} = \frac{Pot}{0.7}$$

Tabla 6.9. Consumo ventiladores

Equipo	Potencia (kW)
Ventilador 1	26
Ventilador 2	6
Ventilador 3	7
Total	39

Agua

Se utilizarán bombas centrífugas para impulsar el agua. La bomba centrífuga es la más utilizada para bombear líquidos en general. Son siempre rotativas y son un tipo de bomba hidráulica que

⁷⁴ I. Martín, R. Salcedo, R. Font.(2011). *Mecánica de los fluidos. Impulsión de fluidos*. Universidad de Alicante.

⁷⁵ Mc Cabe, W., Smith, J., Harriott, P.(1991) *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. Cuarta Edición.

transforma la energía mecánica de un impulsor en energía cinética o de presión de un fluido incompresible. El fluido entra por el centro del rodete o impulsor, que dispone de unos álabes para conducir el fluido y, por efecto de la fuerza centrífuga es impulsado hacia el exterior, donde es recogido por la carcasa o cuerpo de la bomba. Debido a la geometría del cuerpo, el fluido es conducido hacia las tuberías de salida.

Se selecciona este tipo de bombas debido a que los líquidos a manejar no son fluidos viscosos y porque es más adecuado para mover más cantidad de líquido que la bomba de desplazamiento positivo.

Se deben implementar bombas centrífugas para garantizar su circulación en diferentes etapas del proceso. Serán necesarias 4 bombas principales: una bomba para impulsar el agua que se utiliza como fluido auxiliar en el intercambiador y otra para impulsarlo hacia la torre de enfriamiento. Además, se requiere una bomba que impulsará el agua que luego será recirculada hacia el lavador y una última para impulsar el líquido hacia el desorbedor.



Figura 6.11: Corte de bomba centrífuga.

Para seleccionar la bomba correcta en cada zona de la planta se analizó el caudal a manejar y la cantidad de metros que debe ser impulsada. La altura es estimó como un 20% más que la altura del equipo diseñada para considerar pérdidas de presión en cañerías.

Tabla 6.10. Caudal de agua por equipo

Equipo	Altura (m)	Caudal (m ³ /h)	N° de bomba
Intercambiador agua-syngas	1	11.6	B1
Torre de enfriamiento	8.6	11.6	B2
Venturi	2.9	6	B3
Desorbedor	8.6	6	B4

-Entrada de agua al intercambiador agua-syngas (B1)

Para impulsar el agua al intercambiador de calor agua-syngas se utilizará una bomba circuladora Grundfos UPS 32-120 F.

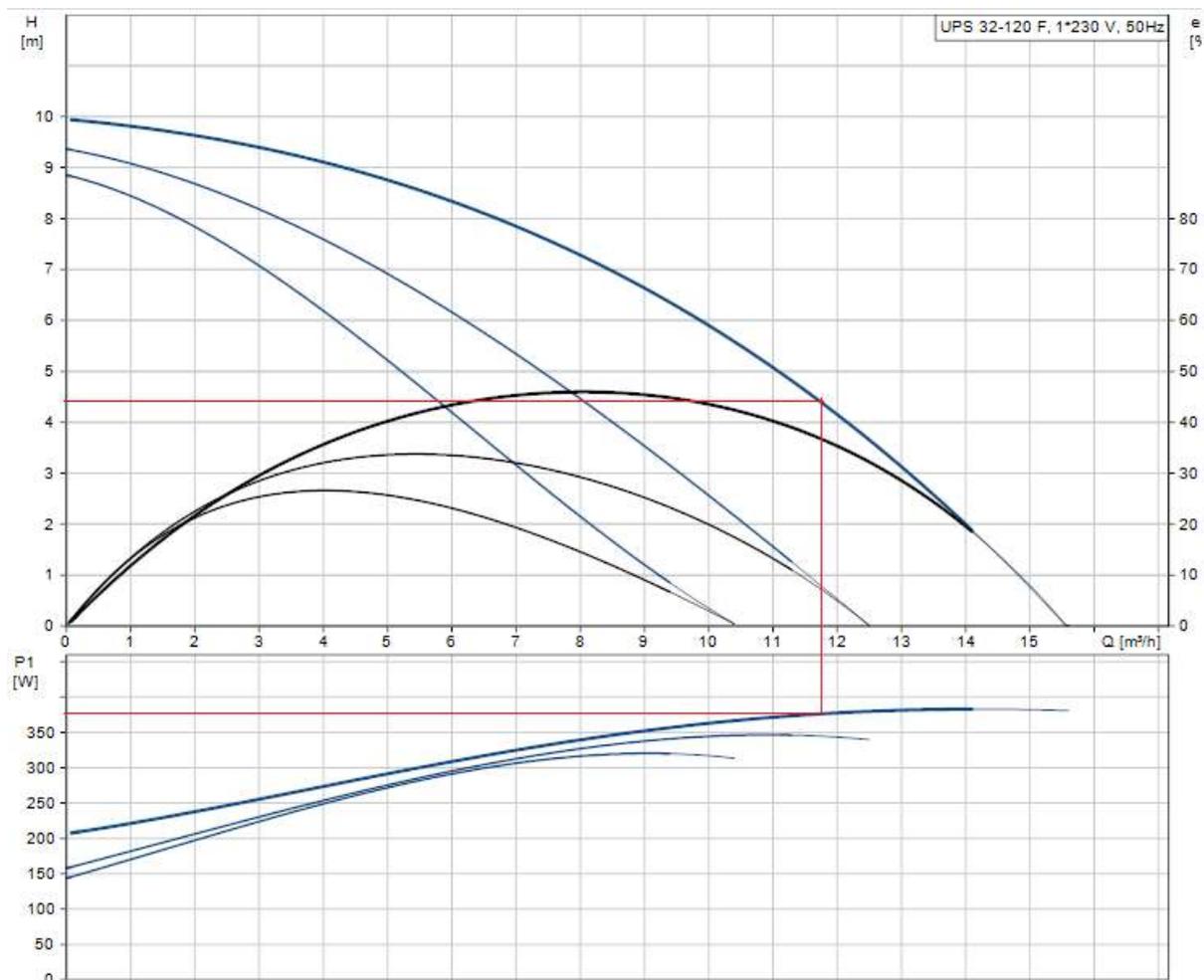


Figura 6.12. Curva característica de la bomba circuladora Grundfos UPS 32-120 F

Del gráfico se observa que para el caudal a tratar, la bomba impulsa aproximadamente 4.5 metros de agua. Se observa además que consume una potencia de 0.375 kW.

-Recirculación de agua desde la torre de enfriamiento hacia el intercambiador (B2)

El caudal de agua a tratar es el mismo que el utilizado en el intercambiador, sin embargo, según las dimensiones estimadas, la altura del mismo será de aproximadamente 8.6 m. Debido a este motivo, no se podrá utilizar la misma bomba que se seleccionó para el intercambiador. Al observar el catálogo de Grundfos, se decide utilizar una bomba circuladora UPS 40-180 F.

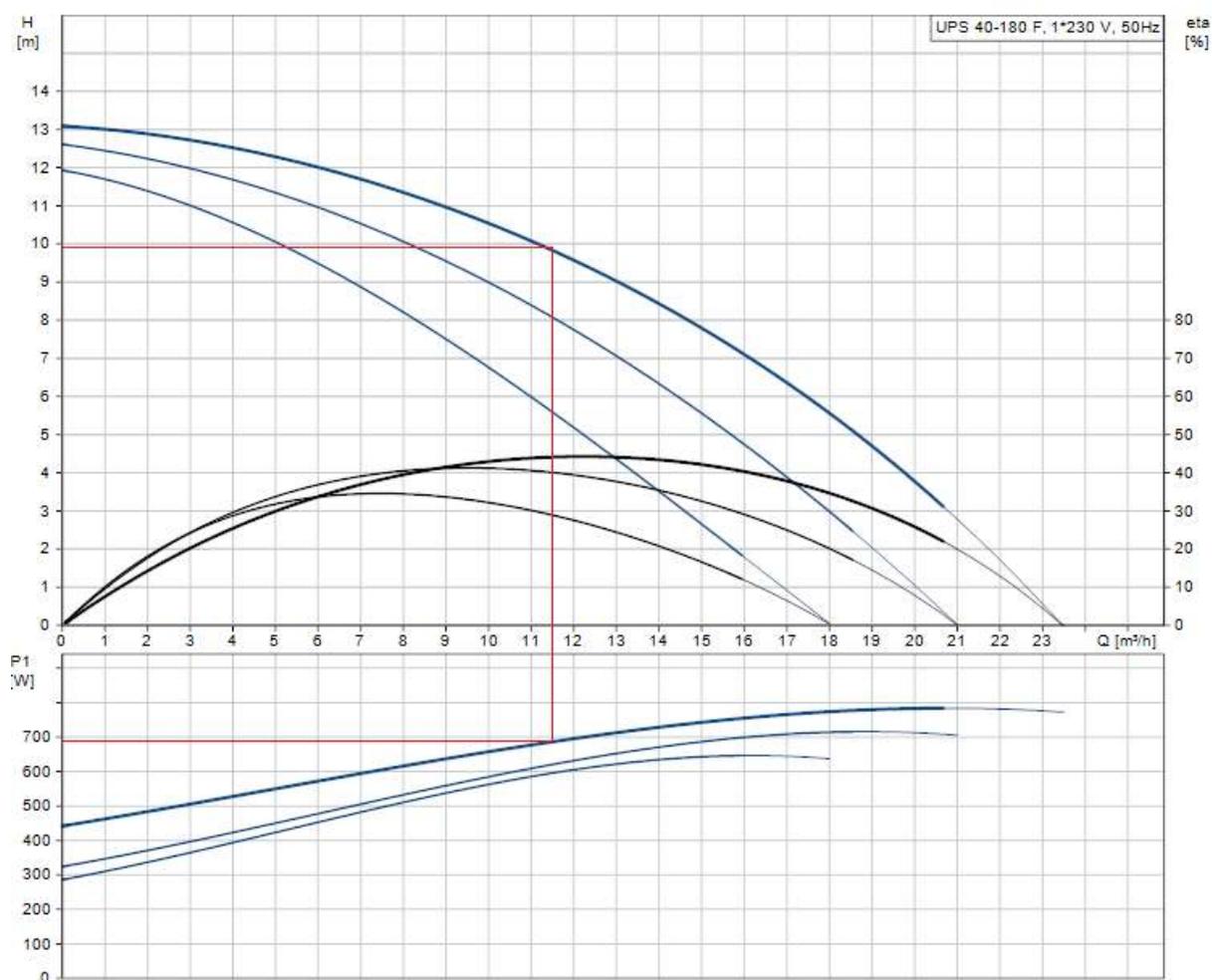


Figura 6.13. Curva característica de la bomba circuladora Grundfos UPS 40-180 F

Para este caudal, la bomba tira aproximadamente 10 metros de agua. Este valor resulta suficiente en nuestro caso, tomando en cuenta que la torre de enfriamiento tiene una altura aproximada de 8.6 m. Además consume una potencia de 0.7 kW.

-Circulación de agua desde el desorbedor hacia el lavador Venturi (B3)

Teniendo en cuenta el caudal de agua a tratar y la altura estimada del equipo se decide hacer uso de una bomba Grundfos UPS 32-60 F que para el caudal a tratar consume una potencia de 160 W.

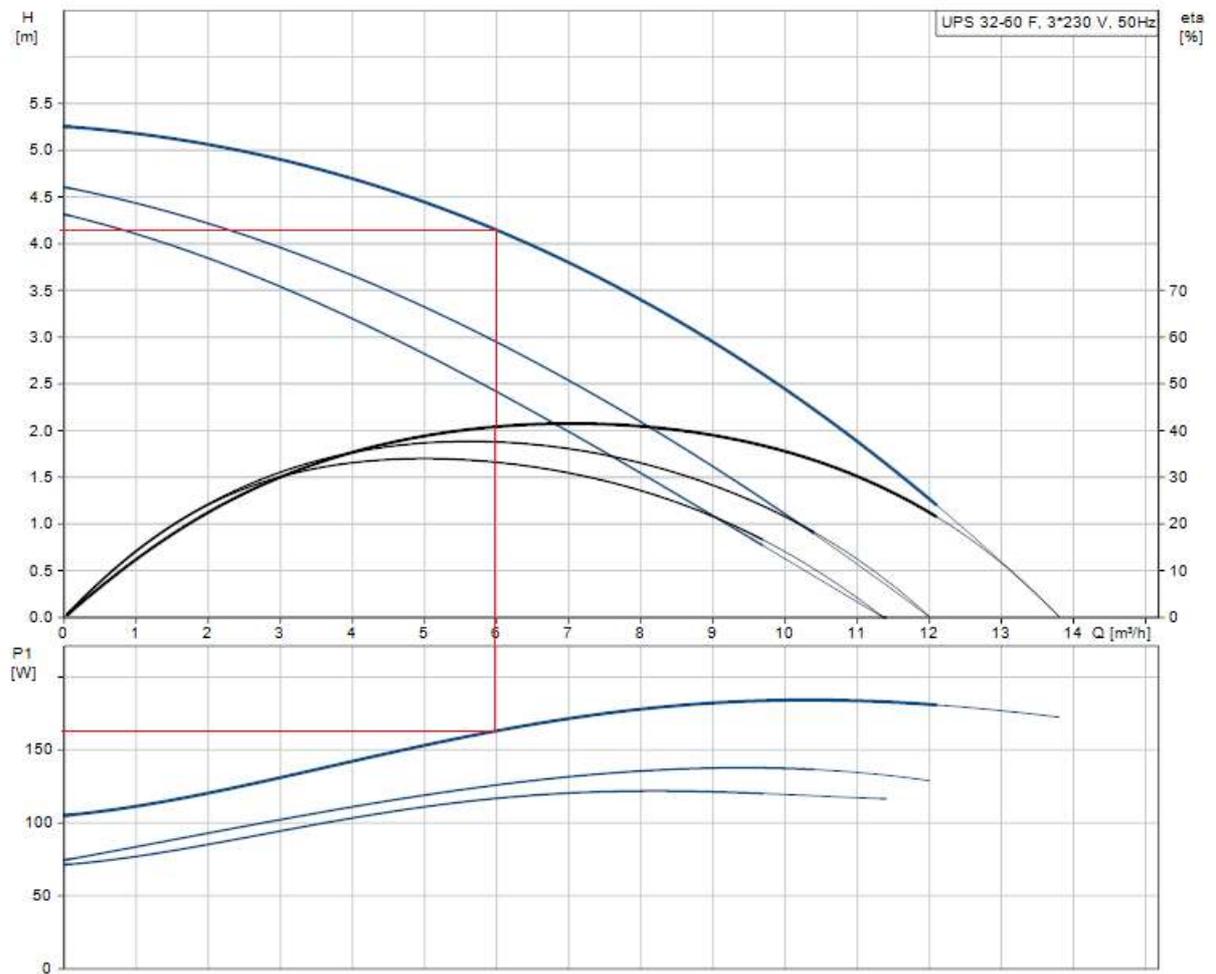


Figura 6.14. Curva característica de la bomba circuladora Grundfos UPS 32-60 F

-Circulación de agua desde el lavador Venturi hacia el desorbedor (B4)

Para este último tramo se utilizará una bomba Grundfos UPS 32-120 F.

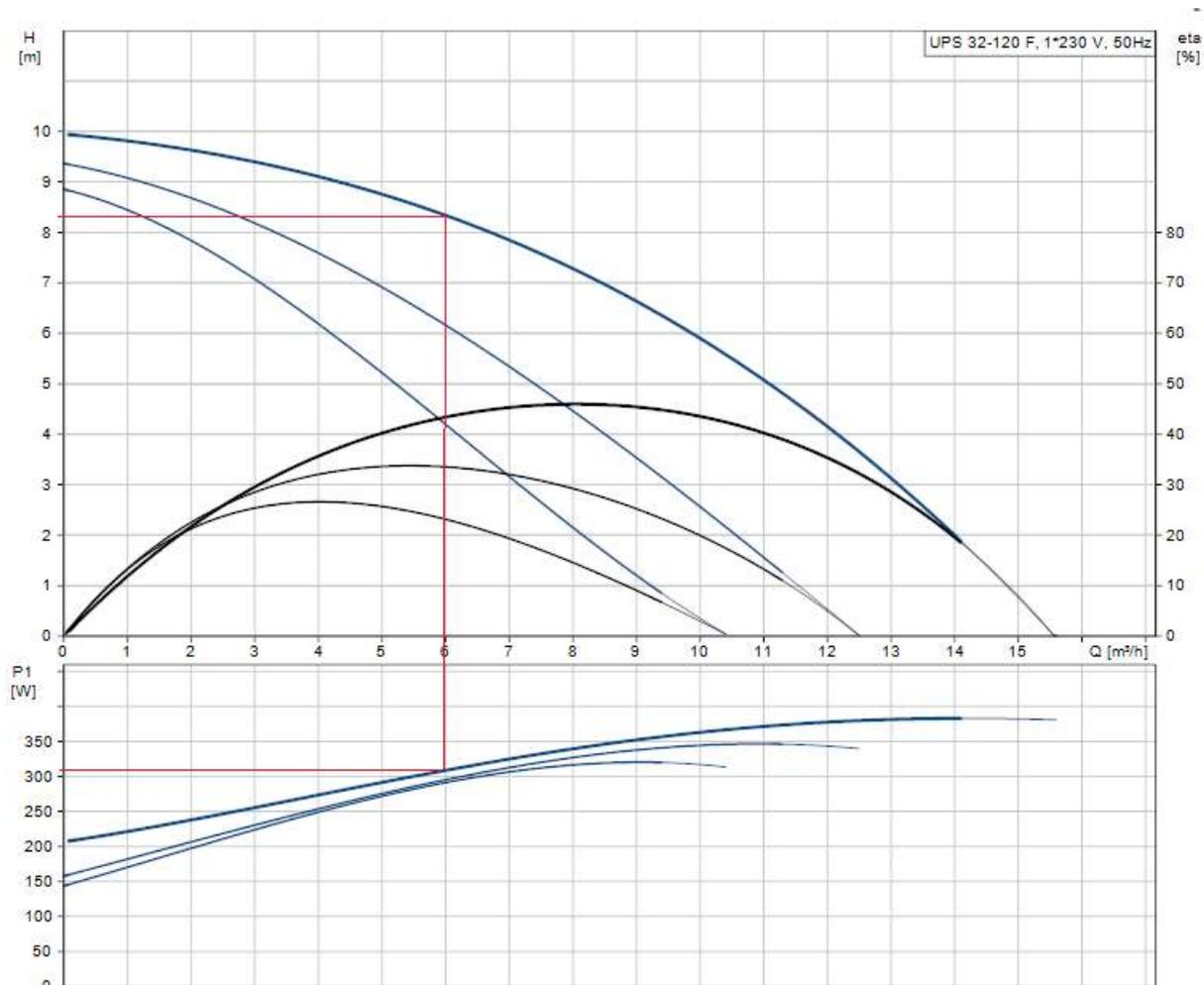


Figura 6.15. Curva característica de la bomba circuladora Grundfos UPS 32-120 F

Como se observa en las curvas características de esta bomba, la potencia que consume cada una es de 300 W.

En la siguiente tabla se resumen las potencias consumidas por las 4 bombas principales del proceso

Tabla 6.11: Potencias consumidas en bombas

Nº de bomba	Potencia consumida (kW)
B1	0.375
B2	0.7
B3	0.16
B4	0.3
Potencia total consumida= 1.5 kW	

Aire

Debido a la necesidad de impulsar el aire en el intercambiador aire-gas, desorbedor y torres de enfriamiento se observa la necesidad de utilizar sopladores o compresores. Dado que los equipos nombrados operan a presión atmosférica, se opta por utilizar sopladores para el ingreso de aire a una presión ligeramente mayor. Los caudales de aire que ingresan a cada equipo son los siguientes:

Tabla 6.12. Caudales de aire

Equipo	Caudal (m ³ /h)
Intercambiador aire-gas	774
Desorbedor	16060
Torre de enfriamiento destinada a la circulación de agua hacia el intercambiador agua-syngas	5906
Total	22740

Al observar el catálogo de sopladores marca *Dosivac* se ve que no se cuenta con un soplador que impulse un caudal de 22740 m³/h. Por lo tanto, se decide utilizar dos sopladores: uno que impulse el aire al desorbedor (16060 m³/h) y otro que lo impulse al intercambiador y a la torre (6680 m³/h).

Nuevamente, como los equipos trabajan a presiones cercanas a la atmosférica no es necesario un gran ΔP por lo tanto se selecciona el más bajo (100 mbar=10 kPa).

MOD	RPM	100(mbar)		200(mbar)		300(mbar)		400(mbar)		500(mbar)		600(mbar)		700(mbar)		800(mbar)	
		Qs (m ³ /h)	P (HP)														
DS 9000	600	3536	19.4	3329	34.7	3223	49.9	3122	64.0	3029	78.9	2956	92.4	2855	106.6	2802	119.1
	750	4537	24.2	4330	43.4	4223	62.4	4123	80.0	4030	98.6	3956	115.5	3856	133.2	3828	148.9
	900	5538	29.1	5331	52.1	5224	74.9	5124	95.9	5030	118.3	4957	138.5	4857	159.8	4804	178.8
	1050	6540	33.9	6330	60.7	6222	87.4	6126	111.9	6030	138.0	5958	161.6	5858	186.5	5804	208.5
	1200	7542	37.9	7332	69.4	7202	99.9	7128	127.9	7032	157.8	6960	184.8	6858	213.2	6804	238.3
	1350	8538	43.6	8334	78.1	8226	112.3	8124	143.9	8034	177.5	7962	207.9	7860	239.8	7806	268.1
	1500	9540	48.4	9336	86.8	9228	124.8	9126	160.0	9036	197.3	8958	230.9	8862	266.5	8808	297.8
DS 17000	600	8298	43.3	7986	77.8	7740	111.9	7512	147.0	7314	179.8	7146	215.0	6978	245.0	6810	284.7
	700	9828	50.6	9516	90.7	9270	130.6	9042	171.5	8844	209.7	8676	250.9	8508	285.9	8340	332.2
	800	11358	57.8	11046	104.2	10800	149.3	10572	196.1	10374	239.8	10206	286.7	10038	326.8	9870	379.6
	900	12888	65.0	12576	116.7	12330	167.9	12102	220.6	11904	269.7	11736	322.5	11568	367.6	11400	427.1
	1000	14418	72.2	14106	129.6	13860	186.5	13632	245.0	13434	299.6	13266	358.3	13098	408.5	12930	474.6
	1100	15948	79.4	15636	142.5	15390	205.2	15162	269.5	14964	329.6	14796	394.3	14628	449.2	14460	521.9
	1200	17478	86.7	17166	155.6	16920	223.9	16692	294.1	16494	359.5	16326	430.1	16158	490.1	15990	569.4

Figura 6.16. Catálogo sopladores *Dosivac*⁷⁶

⁷⁶ Catálogo sopladores tipo Roots. *Dosivac*

Se selecciona el modelo *DS 17000* para impulsar aire al desorbedor y el modelo *DS9000* para impulsar el aire a los dos equipos restantes.

Tabla 6.13: Potencias consumidas en sopladores

Soplador	Potencia consumida (kW)
DS 17000 1200 rpm	64
DS 9000 1200 rpm	28
Potencia total consumida=92 kW	

Debido que los sopladores aumentan la presión del aire 10 kPa, la presión con la que ingresará a los equipos será de 111.3 kPa.

Transporte y almacenamiento de sólidos

La planta recibe el RAC en forma de rollo de aproximadamente 350 kg⁷⁷. Dado que la planta presenta una capacidad de 1 ton/h se estima que deben tenerse disponibles en la planta materia prima suficiente para 5 días, es decir 120 ton de RAC, lo que equivale a 267 rollos.

Los rollos de RAC son recibidos y almacenados en el depósito de materias primas. El transporte de los mismos, desde el camión hacia el almacén, se realiza mediante un autoelevador provisto de una púa para rollos en el extremo. Dado que es importante que esta materia prima permanezca seca, el depósito donde se almacenarán los fardos será techado.

Cada rollo es transportado desde el almacén de materia prima hasta el molino de primera molienda mediante otro autoelevador. El molino astilla el RAC hasta una dimensión no mayor de 2 pulgadas de longitud. El rotor moedor del equipo es de tipo martillos fijos mientras que el rotor desmenuzador consta de 6 hileras de cuchillas fijas. El molino desmenuza el RAC y el mismo sale por la parte inferior a un transportador tornillo sin fin que la lleva a la siguiente etapa.

El RAC llega al segundo molino para ser triturado. El equipo consta de rodillos los cuales realizan una molienda más fina para obtener un material capaz de pasar por una malla de 7 mm, el cual sale por la parte inferior de la moledora.

Posteriormente, el RAC es transportado mediante un tornillo sin fin hasta una tolva que alimentará a la peletizadora de eje horizontal. La peletizadora elegida es de operación continua. El dado es sujetado horizontalmente y es fijo, los rodillos giran alrededor del dado y comprimen al material a ser peletizado. La matriz puede ser cambiada para permitir la variación de dimensiones del pellet. En este caso, la matriz anular deberá ser de 6 mm.

⁷⁷ Casen S. D.; Marto, L. A.; Medina, M. M.; Romero R. E.; Torres Bugeau, A. y Perez, D. *Evaluación del desempeño de dos enfardadoras para la recolección de residuo agrícola de cosecha (RAC) de caña de azúcar en Tucumán*. Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombres, Tucumán.

Mediante este proceso se obtienen pellets de 6mm de diametro y 12 mm de longitud, con una densidad de 728 kg/m³ promedio.⁷⁸

Luego, los pellets son transportados mediante un elevador de cangilones hasta los silos de almacenamiento.

Al ser el RAC un material hidrófilo y por lo tanto, sensible a la humedad, los pellets deberán ser almacenados en almacenes cubiertos o protegidos de la humedad. Previo a la elevación se tomarán muestras del producto para verificar que el contenido de humedad sea menor al 20% debido a que la humedad aumenta el crecimiento microbiano y las emisiones de micro-esporas, las cuales son fácilmente inhalables y pueden causar reacciones alérgicas y alveolitis.

Se escoge trabajar con silos elevados para poder descargar los pellets hacia una cinta transportadora por el fondo de los mismos. Se sugiere que su tamaño permita mantener, como mínimo, una carga que de autonomía de cinco días al gasificador. Si se impone que por cada gasificador se cuenta con un silo, se puede calcular el volumen de cada uno como:

$$V_{silo} = \frac{M \left(\frac{kg}{h} \right) * 24h/dia * 5 días}{\rho_{pellets} \left(\frac{kg}{m^3} \right)}$$

Donde $\rho_{pellets}$ es la densidad de la masa en reposo del pellet, la cual es entre un 70 % y 75 % del valor real.

$$V_{silo} = \frac{500 \frac{kg}{h} * 120 h}{728 \frac{kg}{m^3} * 0.7} = 118m^3$$

Cabe destacar que el elevador a cangilones destinado a cargar los pellets en ambos silos presenta un sistema de compuertas con descargas intermedias que permite llenar equitativamente los silos.

Por último, las cintas transportadoras inclinadas son las encargadas de trasladar los pellets desde los silos hasta las tolvas gravimétricas las cuales regulan el caudal que ingresa al gasificador. El gasificador posee un tubo de alimentación por donde ingresa, finalmente, la biomasa. Se sugiere que, para distribuir de mejor manera el pellet dentro del equipo, este tubo ingrese por el eje central del cuerpo del gasificador.

⁷⁸ Pullido G., Riso, M., Rearte M., Abdelhamid S. *Pelletizado de residuo agrícola de cosecha de caña de azúcar en Argentina*. INTI.Tucuman.

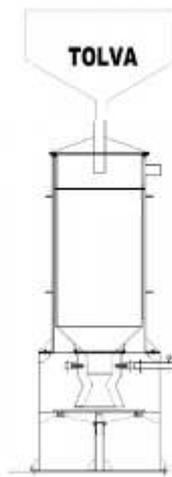


Figura 6.17: Esquema tolva

Extracción de cenizas

Al igual que la alimentación, la extracción de las cenizas debe ser en continuo para no acumularlas en el fondo del reactor. Además, no se puede abrir el equipo por el riesgo de explosión que implica la entrada repentina de aire durante la operación. Una desventaja con respecto a la extracción de char y cenizas es que no se conoce su densidad ni granulometría, por lo que será necesario realizar un estudio de las propiedades de la ceniza remanente de la combustión de pellets.

Una propuesta es insertar un tornillo sin fin con los parámetros de diseño adecuados para la ceniza. Bajo la parrilla, en el cuerpo externo del reactor, será necesario agregar una pieza que permita juntar las cenizas que van cayendo y concentrarlas en el punto de entrada del tornillo. El sistema se compone de un tornillo sinfín que transporta y compacta las cenizas desde la cámara de combustión a un contenedor situado en el exterior. Es decir, que también se deberá agregar un recipiente al final del tornillo para almacenar la cenizas ya fuera del equipo. El sistema de eliminación de cenizas se observa en la *Figura 6.18*.

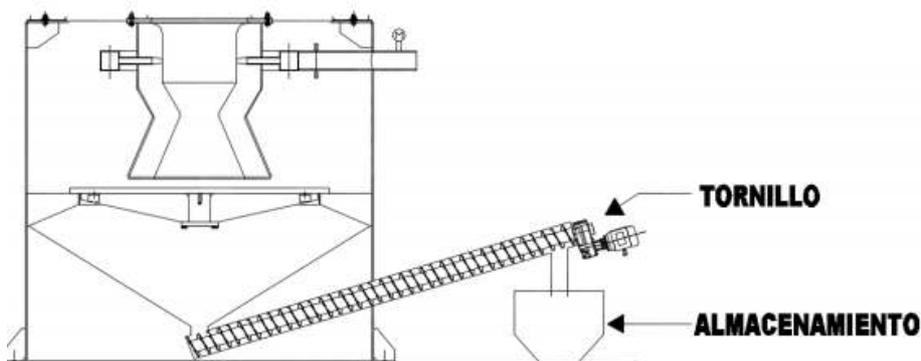


Figura 6.18 Propuesta de descarga de cenizas con tornillo sin fin para el reactor.

Es necesario que el tornillo esté sellado para evitar el paso de aire hacia el interior del equipo. Sin embargo, esto es complejo y un pequeño paso de aire puede causar peligros en la operación del gasificador, por lo que el diseño e instalación del tornillo deben ser rigurosos.

Siguiendo con el eje principal del proyecto (la responsabilidad ambiental) se otorga una finalidad a las cenizas a la salida del gasificador. Se ha encontrado que las cenizas a partir de la combustión de biomasa resultan buenos fertilizantes. A pesar de la gran variabilidad de los macronutrientes, se ha demostrado que resultan muy útiles para la tierra, e incluso hasta se utilizan para descontaminación de suelos⁷⁹. La utilización de cenizas en terrenos agroforestales es una opción ética medioambientalmente hablando ya que se basa en sustentabilidad y reciclaje, incentivando a la restitución de los nutrientes extraídos durante la actividad agrícola.

Las cenizas a la salida de los dos gasificadores y del ciclón serán almacenadas en un depósito. Se conoce que la cantidad de cenizas que salen de cada gasificador es de 101.34 kg/h, resultando entonces un total de 202.68 kg/h. Además, se le debe sumar las cenizas a la salida del ciclón (22.5 kg/h). Se estima vaciar el depósito cada 5 días (120 hs). Conociendo la densidad de las cenizas (alrededor 2450 kg/m³)⁸⁰ se puede calcular el volumen del depósito a construir como:

$$V_{\text{depósito}} = \frac{225.2 \text{ kg/h} * 120 \text{ hs}}{2450 \text{ kg/m}^3} = 11 \text{ m}^3$$

A diferencia de la *Figura 6.18*, la idea es que el tanque se encuentre a cierta altura del piso y que la parte inferior del tanque presente forma de cono, con un ángulo tal que a través de una válvula se permita la descarga completa del char, sin la necesidad de realizar una parada de planta. Se presenta un esquema del mismo en la *Figura 6.19*.



Figura 6.19. Tanque de almacenamiento de cenizas

⁷⁹ Beatriz Omil Ignacio (2007) *Gestión de cenizas como fertilizante y enmendante de plantaciones jóvenes de Pinus radiata*.

⁸⁰ Ficha técnica cenizas volantes de carbón y cenizas de hogar o escoria.(2011).

Los equipos necesario para el transporte y almacenamiento de sólidos dentro de la planta junto a sus dimensiones y las potencias requeridas para su funcionamiento se encuentran en el *Apéndice 6.C*. En la siguiente tabla, se determina la potencia total consumida por todos los equipos mencionados en el proceso de transporte y almacenamiento de materia prima.

Tabla 6.14: Potencias consumidas en equipos

Equipo	Potencia (kW)
Molino desmenuzador de rollos	60
Molino horizontal para molienda fina	22
Prensa peletizadora	45
2 Autoelevadores	-
3 Tornillos sin fin	$0.4 \times 3 = 1.2$
Elevador de cangilones	1.5
Cinta transportadora inclinada	1.3
2 Silos	-
3 Tolvas	-
TOTAL (kW)	131

Motor de combustión interna

Balance de energía en el motor

La potencia de un motor que funciona con gas pobre viene determinada por los mismos factores que en el caso de los motores que funcionan con combustibles líquidos⁸¹:

- El poder calorífico del gas pobre.
- La cantidad de gas pobre que ingresa en el motor durante cada ciclo de combustión.
- La eficiencia con que el motor transforma la energía térmica de la mezcla combustible en energía mecánica (potencia en el eje).

Tabla 6.15. Propiedades del gas de síntesis empleando RAC de caña de azúcar

Caudal Másico (kg/h)	1413
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	1460
Caudal Volumétrico (Nm ³ /h)	1237
Poder calorífico (MJ/Nm ³)	5.36

⁸¹ Estudio Fao Montes 72(1993). *El gas de madera como combustible para motores. Capítulo 2*. Roma, Italia.

A partir del caudal volumétrico en CNPT y el poder calorífico del gas se puede determinar la potencia del gas como:

$$Pot(kW) = Q_{normal} \left(\frac{Nm^3}{h} \right) * PC_{normal} \left(\frac{kJ}{Nm^3} \right) * \frac{1h}{3600s} = 1842 kW$$

Se utilizan los motores del catálogo CAT⁸², seleccionando únicamente los que sean aptos para utilizar biogás como combustible. Además, se debe elegir algún motor cuya potencia máxima sea superior a la calculada anteriormente. Bajo este criterio se opta por el modelo CG170-16, el cual cuenta con una clasificación continua máxima de 1560 eKW y con una eficiencia del 43.3%, resultando entonces:

$$Pot(ekW) = Q_{normal} \left(\frac{Nm^3}{h} \right) * PC_{normal} \left(\frac{kJ}{Nm^3} \right) * \frac{1h}{3600s} * \eta_{motor} = 798 ekW$$

A continuación se presenta la imagen el motor seleccionado.



Figura 6.20. Motor de combustión interna CG170-16

Con el fin de conocer cuál es la cantidad de energía eléctrica disponible para inyectar a la red, se debe evaluar la diferencia entre la potencia generada y la consumida por la planta.

En base al consumo de los equipos mencionados, se asume un 20% más para contemplar instrumentos, iluminación, sistemas de control y otros gastos que no se tienen en cuenta en este análisis. A continuación, en la *Tabla 6.16* se presenta un resumen de los consumos en la planta.

⁸² Catálogo CAT. *Sistemas de energía - generación de energía eléctrica - biogás.*

Tabla 6.16: Potencia consumida en la planta

Equipo	Potencia (kW)
Total transporte de sólidos	131
Total ventiladores	39
Total bombas	1.5
Total sopladores	92
EXTRAS	53
TOTAL	316

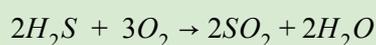
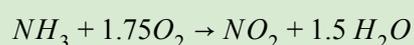
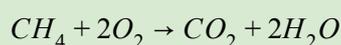
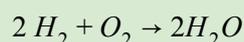
Tabla 6.17. Balance energético de la planta

	Potencia (kW)
Generación	798
Consumo	316
Diferencia	482

Finalmente, se obtiene que la energía eléctrica disponible para inyectar a la red es de 482 kW.

Balance de masa en el motor

Para combustionar el gas de síntesis en el motor se utiliza aire como comburente. Se considera que se produce una combustión completa y que el exceso de aire que se necesita para producir combustiones completas, el cual depende de la homogeneidad de la mezcla aire-combustible que se consiga en el quemador, es del 10%.⁸³ Con este ligero exceso de aire se evita el retroceso de la llama en el sistema de escape de gas del motor. Las reacciones que se producen son las siguientes:



Resolviendo el conjunto de reacciones se obtiene que la cantidad de aire estequiométrico necesario es 50 kmol/h y considerando un exceso del 10% se requiere una cantidad de aire de 54.9 kmol/h.

En la *Tabla 6.18* se observa el balance de masa por componente:

Tabla 6.18. Balance de masa en el motor

⁸³ Perez Remesal, S., Renedo Estevanez, C. *Termodinámica y Termotecnia*. Universidad de Cantabria

Componente	Caudal másico entrada (kg/h)	Caudal molar entrada (kmol/h)	Aire estequiométrico (kmol/h)	Aire en exceso (kmol/h)	Aire exceso (kg/h)	Caudal másico salida (kg/h)	Caudal molar salida (kmol/h)
CO ₂	320.6	7.3				819.4	18.6
CO	294.9	10.5				-	
CH ₄	13	0.8				-	-
H ₂	14.6	7.2				-	-
H ₂ O	96.4	5.3				255.4	14.2
N ₂	672.5	24	39.5	43.45	1216.6	1889.1	67.45
O ₂	-	-	10.5	11.5	368	32	1
NH ₃	0.26	0.015				-	-
H ₂ S	0.32	0.0094				-	-
SO ₂	-	-				0.6	0.0094
NO ₂	-	-				0.74	0.015
TOTAL	1412.6	55.1	50	54.95	1584.6	2997.2	101.3

Para verificar que la cantidad de NO₂ y SO₂ a la salida del motor sea inferior a la establecida, se requiere conocer el caudal volumétrico en condiciones normales de presión y temperatura. Si bien no se simulan las reacciones de combustión para conocer a la temperatura que salen dichos gases, se puede determinar que el caudal volumétrico a la salida del motor será mayor que a la entrada debido a que las reacciones son exotérmicas y el caudal molar es mayor.

Sin embargo, si se simula la corriente de salida en *UNISIM DESIGN* y se designa que la presión y la temperatura es 101.3 kPa y 273 K respectivamente se obtiene un caudal de 1964 Nm³/h. Este valor nunca se alcanzará pero da una idea del valor mínimo que puede tomar el caudal volumétrico y es más cercano a la realidad que tomar el valor a la entrada del motor.

$$[NO_2] = \frac{740000 \frac{mg}{h}}{1964 \frac{Nm^3}{h}} = 376.8 \frac{mg}{Nm^3}$$

$$[SO_2] = \frac{600000 \frac{mg}{h}}{1964 \frac{Nm^3}{h}} = 305.5 \frac{mg}{Nm^3}$$

Los valores de estos contaminantes a la salida del motor son menores a las limitaciones establecidas por lo que el acondicionamiento del gas resultó ser efectivo.

Una vez que la planta se encuentre en funcionamiento, se puede determinar mediante análisis de gases de combustión las concentraciones de los contaminantes en cuestión. Si estos están muy por

debajo de los límites se puede disminuir el caudal de agua en el lavador (teniendo en cuenta que se deben remover la totalidad de los sólidos) y comprar menor cantidad de reactivo Sulfatreat para la eliminación de H₂S del gas de síntesis.

Sin embargo, es importante recordar que la finalidad del proyecto es diseñar una planta sustentable destinada a la generación de energía. Por lo tanto, obtener concentraciones de los contaminantes por debajo de los límites establecidos por la legislación es de suma prioridad. De esta forma, la empresa tendrá la seguridad de estar cumpliendo permanentemente con los más altos estándares de la industria, asumiendo un rol activo y responsable en torno al impacto de sus operaciones.

Cañerías

Material de cañerías

Se establecerá el material de las cañerías de acuerdo al tipo de material a conducir.

Se utilizan caños de acero al carbono para las cañerías que transportan syngas y aire a bajas temperaturas ya que es el material más usado a nivel industrial. Los ASTM A 53, grados A y B suelen ser los materiales más comúnmente utilizados en instalaciones donde las condiciones de presión y temperatura del fluido no toman valores extremos (generalmente se considera temperaturas inferiores a 250°C). Cuando se supera esta temperatura, se utilizará acero inoxidable como AISI 304 que es un material que además de soportar altas temperaturas, presenta excelentes propiedades mecánicas.⁸⁴

Para las cañerías que transportan agua se utilizará PVC. Este material se elige debido a su flexibilidad, dureza y rentabilidad, además de su fácil instalación y mantenimiento.

Colores de cañerías

En pos de garantizar el correcto funcionamiento de la planta de producción, no debemos olvidar la necesidad e importancia de las líneas de agua, vapor, gas, electricidad y aire comprimido.

Con el fin de promover la seguridad, es vital identificar las cañerías encargadas del transporte de dichos productos.

Para ello, se decidió utilizar la clasificación de colores definida por la Norma IRAM 2507, la cual se explicita en la siguiente tabla

Tabla 6.17. Colores para la identificación de cañería según norma IRAM 2507.

Producto	Color fundamental
Elementos para lucha contra el fuego	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo

⁸⁴ Elementos para conducción de fluidos. Disponible en <http://www.oilproduction.net/cms3/files/Conduccion%20de%20fluidos.pdf>

Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranja

Dimensiones de cañerías

En cuanto al dimensionamiento de las cañerías, se propuso que la velocidad del gas y del aire en todas las cañerías fuera de 20 m/s, y para el agua de 2 m/s según la norma UNE 60670-6.

A partir de esto y del caudal en cada tramo, se obtuvieron los valores del diámetro de las cañerías que serán necesarias comprar mediante la siguiente expresión:

$$D = \sqrt{\frac{Q^4}{v \pi}}$$

Donde:

- D: Diámetro de la cañería (m)
- Q: Caudal volumétrico (m³/s)
- v: velocidad del fluido (m/s)

Syngas

- Gasificadores - intercambiador aire-syngas

Primero se requiere de un accesorio que una las dos corrientes de los dos gasificadores. Luego, un caudal de 1.3 m³/s llega al ciclón. Tanto para la entrada como para la salida del ciclón se utilizarán cañerías de un diámetro de 288 mm. Debido a las altas temperaturas del gas se utilizarán cañerías de acero inoxidable. Sin embargo, aguas abajo del intercambiador agua- syngas, es posible utilizar cañerías de acero al carbono. El color de todas las cañerías que transportan syngas será amarillo.

- Intercambiador aire-syngas- intercambiador agua-syngas

En el intercambiador la temperatura del syngas disminuye desde 667°C a 458 °C. En este tramo se requerirán cañerías de 265 mm.

- Intercambiador agua-syngas- lavador Venturi

La temperatura a es de 150°C por lo que a partir de este tramo ya es posible utilizar cañerías de acero al carbono. El diámetro de la misma es de 202 mm.

- Lavador Venturi- lecho Sulfatreat- motor

A la salida del lavador venturi se tiene un caudal de $0.41 \text{ m}^3/\text{s}$ por lo que el diámetro de la cañería a utilizar será de 161 mm tanto para el tramo lavador - lecho, como para el tramo lecho-motor.

Aire

- Forzador de aire - intercambiador

El aire entra al intercambiador con un caudal volumétrico de $0.18 \text{ m}^3/\text{s}$ por lo que será necesario una cañería de un diámetro de 107 mm.

- Intercambiador - gasificadores

El aire a la salida del intercambiador presenta una temperatura de $581 \text{ }^\circ\text{C}$ por lo que se utilizará cañerías de acero inoxidable. El caudal volumétrico en esta etapa es de $0.54 \text{ m}^3/\text{s}$ por lo que se requerirá un diámetro de 185 mm. Además, será necesario un accesorio que bifurque la corriente para distribuir el aire entre los dos gasificadores.

- Forzador de aire-torre de enfriamiento

Para la torre de enfriamiento diseñada para enfriar el agua que se recircula hacia el intercambiador agua-gas se requiere un caudal volumétrico de aire de $1.5 \text{ m}^3/\text{s}$. El caudal de aire a la salida es aproximadamente el mismo, por lo que tanto para la entrada de aire a la torre y para la salida se utilizarán cañerías con un diámetro de 309 mm.

- Forzador de aire - desorbedor

El caudal de aire tanto a la entrada como a la salida del desorbedor es aproximadamente igual, con un valor de $4.46 \text{ m}^3/\text{s}$. Se requerirán cañerías con un diámetro de 532 mm.

Agua

Primero, el agua se utiliza para el lavador Venturi. El agua sucia proveniente de este equipo entra al desorbedor. Análogamente a los cálculos realizados para encontrar el diámetro de la cañería necesaria se calcula que tanto a la salida como a la entrada del lavador se requieren cañerías de 33 mm ($0.0017 \text{ m}^3/\text{s}$) y también se requieren cañerías de las mismas dimensiones para la salida del desorbedor.

Además, se necesitan cañerías de 45 mm ($0.0032 \text{ m}^3/\text{s}$) para transportar el agua desde el intercambiador de calor agua-syngas hasta la torre de enfriamiento y también desde la torre de enfriamiento nuevamente hacia el intercambiador.

Las dimensiones calculadas, se encuentran resumidas en la *Tabla 6.18*. Además, se informa el valor de NPS (diámetro nominal) necesario según el material a utilizar (PVC, AISI 304, ASTM A 53).

Tabla 6.18. Cálculo diámetro cañerías.

Corriente	Compuesto	Diámetro (mm)	Material	Diámetro nominal (in)
Gasificador- Unión triple	Syngas	203	Acero inox	8
Union triple-Ciclón	Syngas	288	Acero inox	10
Ciclón- intercambiador aire-syngas	Syngas	288	Acero inox	10
Intercambiador aire-syngas-intercambiador agua-syngas	Syngas	265	Acero inox	10
Intercambiador agua-syngas - lavador	Syngas	161	Acero	6
Lavador- lecho de Sulfatreat	Syngas	161	Acero	6
Lecho de Sulfatreat- motor	Syngas	161	Acero	6
Soplador de aire - intercambiador aire-syngas	Aire	107	Acero	4
Intercambiador aire-syngas - unión triple	Aire	185	Acero inox	6
Unión triple - gasificador	Aire	131	Acero inox	5
Soplador de aire - torre de enfriamiento	Aire	309	Acero	12
Soplador de aire - desorbedor	Aire	532	Acero	16
Entrada lavador Venturi	Agua	33	PVC	1-1/4
Lavador Venturi-desorbedor	Agua	33	PVC	1-1/4
Intercambiador agua-gas - torre de enfriamiento	Agua	45	PVC	1-1/2

Válvulas

Aire

Frente a la necesidad de mantener un caudal de aire constante a la entrada de los equipos se opta por válvulas reguladoras de presión de aire a la entrada de:

- Intercambiador aire-syngas

- Torre de enfriamiento
- Desorbedor

De esta forma se asegura que ante posibles variaciones en el caudal de aire, se mantiene una presión constante. Son válvulas del tipo automáticas o autónomas ya que ante una variación de presión el obturador permite el paso de mayor o menor caudal a modo de asegurar una presión uniforme. Para la regulación manual del caudal se opta por válvulas tipo globo.

Syngas

Las válvulas típicas reguladoras son de asiento o diafragma. Las primeras son más sensibles a partículas en suspensión, por este motivo se opta por las de diafragma desde que el syngas sale del gasificador hasta atravesar el ciclón. Luego, se seleccionan las de asiento, dentro de este tipo de válvulas se eligen válvula tipo globo que son más utilizadas para los gases a grandes caudales. Tienen como ventaja que son buenas reguladoras y son fáciles mantener. Además, suelen sufrir poca erosión. Por último, para regular el ingreso de syngas al motor se utilizará una electroválvula.

Agua

Para regular el caudal de fluidos líquidos se decide elegir también una válvula de asiento, en este caso globo debido que también se pueden utilizar para agua. Estas se ubicaran en las corrientes de entrada al:

- Intercambiador agua-syngas
- Torre de enfriamiento
- Lavador Venturi
- Desorbedor

Sólidos

Para el caudal de sólidos a la salida de los gasificadores se opta por válvulas rotatorias. Este sistema consiste en varias celdas montadas en un rotor y alojadas en una carcasa cilíndrica. Se colocan en la puerta de una tolva o en la descarga de un tornillo sinfín. El avance de las celdas provoca la descarga por gravedad y el sellado de la parte inferior de la rotativa respecto de la superior.

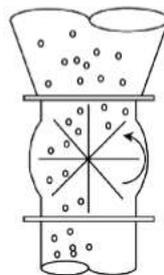


Figura 6.21. Válvula rotatoria

Bibliografía

1. Barrera, C. (2018) *Instalaciones térmicas, mecánicas y frigoríficas: intercambiadores de calor*. Facultad Regional de Mendoza
2. Beatriz Omil Ignacio (2007) *Gestión de cenizas como fertilizante y enmendante de plantaciones jóvenes de Pinus radiata*. Disponible en https://minerva.usc.es/xmlui/bitstream/handle/10347/2374/9788497509640_content.pdf.jsessionid=390A59948A2D41C7ADC1173ACE41E68B?sequence=1
3. Budhathoki, R.(2013). *Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach*. Department of Chemistry, University of Jyväskylä
4. Cao, E. Intercambiadores de calor.
5. Casen S. D.; Marto, L. A.; Medina, M. M.; Romero R. E.; Torres Bugeau, A. y Perez, D. *Evaluación del desempeño de dos enfardadoras para la recolección de residuo agrícola de cosecha (RAC) de caña de azúcar en Tucumán*. Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombres, Tucumán.
6. Catálogo CAT. Sistemas de energía - generación de energía eléctrica - biogás. Disponible en https://www.cat.com/es_MX/products/new/power-systems/electric-power.html
7. Catálogo Grundfos. Disponible en <https://ar.grundfos.com/products/grupos-de-producto/bombas-circuladoras.html>
8. Catálogo sopladores tipo Roots. Dosivac. Disponible en <https://www.electromecanicamm.com.ar/imagenes/archivos/20161116121253.pdf>
9. De la Rosa, A., Marriaga, A. (2012) *El análisis Pinch: integración y optimización en una planta de obtención de biodiesel*. Universidad de San Buenaventura, Bogotá. Disponible en http://bibliotecadigital.usb.edu.co/bitstream/10819/3838/1/An%C3%A1lisis%20pinch_Antonio%20de%20la%20Rosa_2014.pdf
10. Elementos para conducción de fluidos. Disponible en <http://www.oilproduction.net/cms3/files/Conduccion%20de%20fluidos.pdf>
11. *Elementos para conducción de fluidos*. Disponible en <http://www.oilproduction.net/cms3/files/Conduccion%20de%20fluidos.pdf>
12. Estudio Fao Montes 72(1993). *El gas de madera como combustible para motores. Capítulo 2*. Roma, Italia.
13. González, E., Quiñonez, C., Reina, M. (2014) *Efecto de la humedad de la biomasa en el calor de combustión de bagazo de caña y desperdicios de la mazorca de maíz*. Disponible en <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=6684751>
14. I. Martín, R. Salcedo, R. Font.(2011). *Mecánica de los fluidos. Impulsión de fluidos*. Universidad de Alicante. Disponible en https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20299/4/tema2_impulsion.pdf
15. Mansilla, D., Mercado, M., Olivera, D. (2014). *Producción de pellets de alfalfa. Estudio de prefactibilidad*. Universidad Tecnológica Nacional. San Rafael, Mendoza.
16. Mc Cabe, W., Smith, J., Harriott, P.(1991) *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. Cuarta Edición.
17. Perez Remesal, S., Renedo Estevanez, C. *Termodinámica y Termotecnia*. Universidad de Cantabria. Disponible en <https://ocw.unican.es/pluginfile.php/1179/course/section/1440/T%2008%20OCW.pdf>

18. Pullido G., Risso, M., Rearte M., Abdelhamid S. *Pelletizado de residuo agrícola de cosecha de caña de azúcar en Argentina*. INTI, Tucumán.
19. Treybal, R. *Operaciones de transferencia de masa*. 2nda Edición. McGraw Hill.

7

ANÁLISIS ECONÓMICO

ÍNDICE

Introducción	152
Costo de inversión	152
Equipamiento	153
Cálculo para la estimación de la Inversión Fija	159
Cálculo para la estimación de la Inversión Fija Total	162
Cálculo para la estimación del Capital de Trabajo	163
Inversión Total	163
Ingresos por ventas	163
Costos de producción	163
Rentabilidad	168
Valor Presente	170
Tiempo de repago	171
Análisis de alternativas	171
Cronograma	172
Bibliografía	174

RESUMEN

Se analizan en una primera instancia el costo total de la inversión, teniendo en cuenta todos los equipos principales involucrados: gasificadores, ciclón, intercambiadores de calor, torre de enfriamiento, desorbedor, lavador Venturi, lecho relleno, bombas, ventiladores, sopladores, motor, silos, depósito de agua, almacenamiento de cenizas, molinos, prensa pelletizadora, autoelevadores, tornillos sinfin, elevador de cangilones, cinta transportadora y tolvas. Al costo total de equipos se le adiciona un 55% extra debido a que muchos de los equipos son importados. Además, para obtener el valor de inversión fija se tienen en cuenta las siguientes consideraciones: cañerías de proceso mixto, instrumentación de tipo control parcialmente centralizado, edificación de tipo semiabierta, adición considerable a las plantas de servicio existentes, conexiones entre unidades de servicio, ingeniería compleja, unidad comercial grande, variaciones imprevistas. Finalmente se tiene un valor de inversión fija de 3474816 U\$S y la inversión total resulta de 3836048 U\$S.

Se analizan los ingresos por ventas de energía eléctrica y cenizas obteniendo un ingreso anual de 632497U\$S.

Luego, se calculan los costos variables (materia prima, envases, mano de obra, supervisión, servicios, mantenimiento, suministros, laboratorio y regalías) y fijos (depreciación, impuestos, seguros, financiación, ventas y distribución, dirección y administración e investigación y desarrollo). Ambos suman un total de 539753 U\$S.

Por último se analiza la rentabilidad del proyecto. Se obtiene un flujo de caja constante e igual a 180740 U\$S. Sin embargo, al analizar el valor presente y el tiempo de repago, el proyecto resulta ser no rentable. Finalmente se analizan alternativas para que el proyecto sea rentable.

Introducción

En el presente capítulo se realizará el análisis económico correspondiente para la instalación y puesta en marcha de la planta de gas de síntesis. Se detallarán tanto los costos relacionados con la construcción de la misma y la compra de los equipos (costos de inversión), como así también los relacionados con la operación propia de la planta para producir syngas (costos de producción).

Al mismo tiempo especificaremos un cronograma de ejecución del proyecto y ahondaremos en la justificación de su implementación.

Costo de inversión

El costo de inversión es el capital necesario para instalar la planta de producción de syngas. Los factores que se tienen en cuenta son: terreno, equipos, repuestos, ingeniería y capital de trabajo. Es decir, es 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:

- **INVERSIÓN FIJA TOTAL (IFT):** es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. Los activos fijos pueden ser tangibles o intangibles. Los primeros se integran con la maquinaria (que incluye el monto de su montaje), terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los segundos: las patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización.
- **INVERSIÓN EN CAPITAL DE TRABAJO (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. Se lo estimará como el 10-20% de la inversión fija total.

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

Donde la inversión fija total (I_{FT}) se obtiene de la suma del terreno y la inversión fija

$$I_{FT} = I_F + \text{Terreno}$$

Para estimar la inversión, se usará el “Método de estimación por factores”. Éste es un método mediante el cual puede extrapolarse la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación y determinar una estimación de la inversión fija con un error de 10-15% del valor real, por la selección cuidadosa de los factores dentro del rango dado. Esto no resultará un problema ya que la precisión esperada según el avance del proyecto de ingeniería es un $\pm 30\%$. Se recomienda el ajuste de los factores experimentales por combinación de

los resultados de diferentes casos. El punto de partida en este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación, I_E .

$$I_F = I_E \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli)$$

I_F = inversión fija (sin terreno) del sistema completo.

I_E = valor del equipo principal instalado.

fi = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.

fli = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

La inversión fija se divide en:

A. Componentes directos de la Inversión Fija

- Gastos de estudio e investigaciones previas del proyecto
- Gastos por la compra de los equipos principales
- Gastos en la instalación de los equipos
- Gastos por la compra e instalación de cañerías
- Gastos en instrumentación y control
- Gastos en la instalación eléctrica
- Gastos por la construcción edilicia
- Gastos en servicios auxiliares (vapor, agua, electricidad)
- Gastos en el terreno y las mejoras del terreno
- Gastos de puesta en marcha: gastos de construcción durante la puesta en marcha, y gastos de operación de puesta en marcha.
- Intereses durante la construcción

B. Componentes indirectos de la Inversión Fija

- Gastos en Ingeniería y supervisión
- Gastos indirectos de construcción
- Honorarios del contratista
- Contingencias

Equipamiento

Se deben especificar los equipos requeridos por la planta para la producción de energía eléctrica a partir de biomasa. Para el cálculo del precio estimativo de cada equipo necesario se utilizó la herramienta *Matches Equipment Cost*, se deben ingresar los parámetros requeridos por el programa (según el equipo puede ser volumen, área, caudal o diámetro), seleccionar tipo y material.

La plataforma mencionada presenta los valores para el año 2014, se deben corregir para el 2019 (no es posible obtener el de 2020 porque estos valores son calculados una vez finalizado el año). Esto se hace mediante la siguiente expresión:

$$Valor\ a\ tiempo\ t = Valor\ a\ tiempo\ base * \frac{\text{Índice a tiempo } t}{\text{Índice a tiempo del costo base}}$$

Los índices mencionados en la ecuación se obtienen a partir de *Marshall & Swift Equipment Cost Index*. Para el año 2014 el índice resulta de 1565.3 y el de 2019 de 1640.3. Se procede del mismo modo si se obtiene un valor a otro año afectando por dicho índice.

La mayoría de los costos fueron obtenidos mediante esta herramienta, los caso que se decidió optar por otra elección será mencionada la bibliografía o catálogo utilizado.

Gasificadores

Se busca en *Indiamart*⁸⁵ un gasificador tipo Downdraft que tolere 500 kg/h. El precio correspondiente a un gasificador es de 43000 U\$\$. Al valor obtenido se lo multiplica por dos dado que se cuenta con dos gasificadores, resultando entonces un total de 86000 U\$\$.

$$Gasificadores = 86000\ U\$\$$$

Ciclón

Se obtiene un precio para el 2014 de entre 1720 y 5250 U\$\$ para un equipo de acero inoxidable, material apto para las temperaturas de trabajo. El rango de caudales en el que operan estos ciclones se encuentran entre 4020 y 5700 m³/h, lo cual es aceptable porque el caudal de trabajo es 4656 m³/h. Además las dimensiones son similares al ciclón diseñado.

El valor actual, entonces, está comprendido entre 1800 y 5500 U\$\$. Por lo tanto se opta por elegir el valor superior del rango de precios ya que el caudal es más cercano a este. Es decir se tiene un total de 5500 U\$\$.⁸⁶

$$Ciclón = 5500\ U\$\$$$

Intercambiadores de calor

-Intercambiador aire-syngas

Se requiere un intercambiador de calor de tubo y coraza de un área aproximada de 387 ft². Para realizar una estimación del precio, se selecciona un intercambiador de tubo y coraza de tubos U fijos fabricado en acero al carbono, cuyo precio al año 2014 fue de 22500 U\$\$. Afectando este valor por los índices correspondientes surge un precio actual de de 23580 U\$\$.
-Intercambiador agua-syngas

-Intercambiador agua-syngas

Del mismo modo se utiliza un intercambiador de tubo y coraza con tubos U fijos que utiliza agua como corriente fría. Con el área de intercambio de calor calculada en el *Capítulo 6* (38 ft²) se obtiene un precio al año 2014 de 3200 U\$\$. Finalmente, el valor actual es de 3350 U\$\$.

$$Intercambiadores = 26930\ U\$\$$$

⁸⁵ Gasificador automático. Indiamart

⁸⁶ Proveedor Alibaba. Gran flujo de aire ciclón industrial Separador de polvo

Columnas rellenas

Para calcular el precio de las columnas rellenas se utiliza el gráfico de la *Figura 7.1*. Los datos son de 1998, por eso deben afectarse por el índice 1061.9⁸⁷. Se considera que el costo del relleno es despreciable frente a la columna.

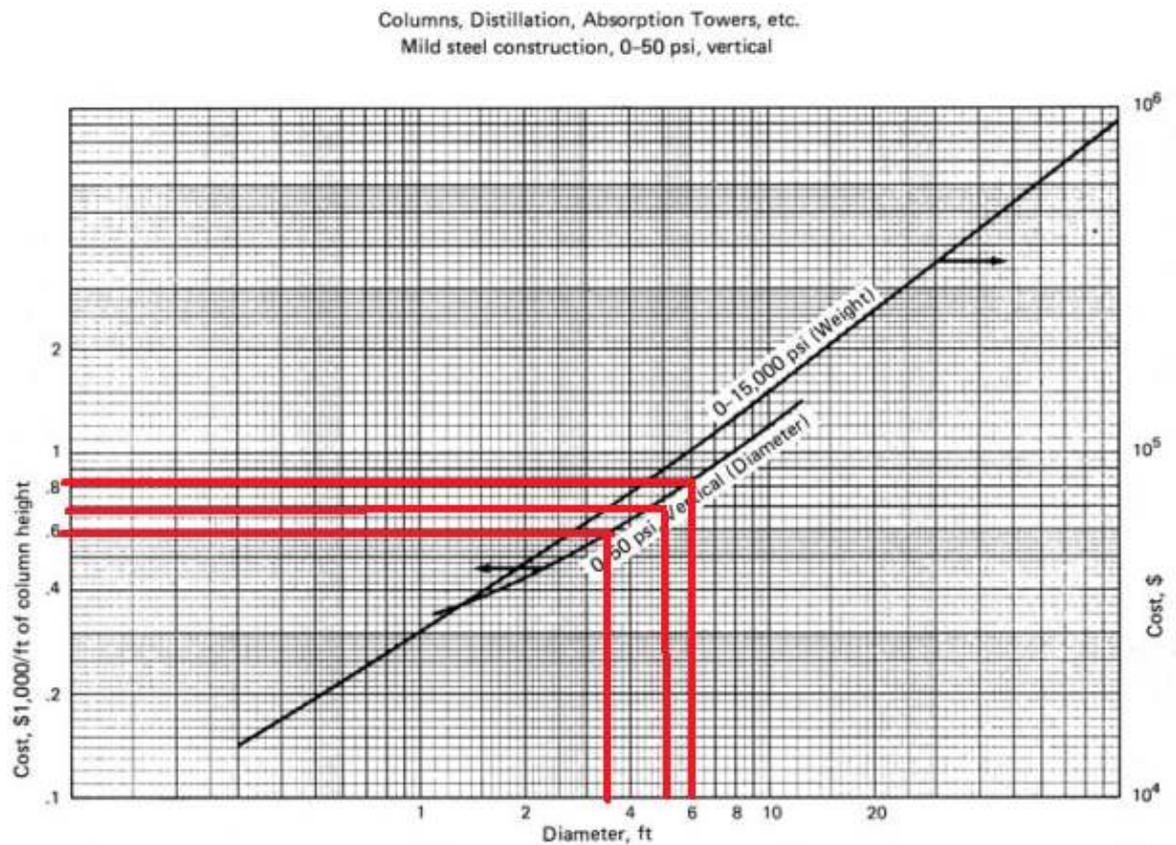


Figura 7.1. Estimación costo columna rellena.

→ Torre de enfriamiento a la salida del intercambiador

Dadas las dimensiones de la torre (7.02 m (24 ft) de largo y 1.05 m (3.4 ft) de diámetro resulta un costo de alrededor de 14400 U\$, el valor actualizado es de 22243 U\$.

$$\text{Torre de enfriamiento} = 22243 \text{ U}\$$$

→ Desorbedor

Dado que las características son D=6 ft y L=24 ft resulta un valor de aproximadamente 19200 U\$ en el año 1998, actualmente el valor es de 29658 U\$.

⁸⁷ Revista Chemical Engineering. Marshall & Swift Equipment Cost Index.

$$\text{Desorbedor} = 29658 \text{ U}\$\$$$

→ Lecho relleno

Se asemeja a una columna rellena, por lo tanto también se utiliza el mismo método de cálculo. Dado que el diámetro es 5,2 ft y la longitud es 19 ft. Se obtiene un valor desactualizado de 11700 U\$. Por ende, el valor actual es de 18073 U\$.

$$\text{Lecho de Sulfatreat} = 18073 \text{ U}\$\$$$

Lavador Venturi

El lavador debe procesar un caudal de syngas de 4693 m³/h y gracias a la herramienta *Matches* se obtiene que el precio de este equipo al año 2014 es de 31300 U\$. El costo total al año 2019 será de 32800 U\$.

$$\text{Lavador Venturi} = 32800 \text{ U}\$\$$$

Bombas

La bomba Grundfos UPS 40-180 F (B2) se encuentra actualmente en el mercado nacional a 30000\$, con el dólar actual (65\$/U\$) resulta un valor de 462 U\$. Las bombas Grundfos UPS 32-120 F y 32-60 F (B1, B3 y B4) se encuentran a 12000 \$, es decir, 185 U\$.⁸⁸ Resultando entonces un total de 1016 U\$.

$$\text{Bombas} = 1016 \text{ U}\$\$$$

Ventiladores

Se encuentra un ventilador de acero al carbono en *Matches* a 7800 U\$ en 2014. Para los tres ventiladores necesarios, se tiene un precio actual total de 24522 U\$.

$$\text{Ventiladores} = 24522 \text{ U}\$\$$$

Sopladores

Se busca un soplador grande capaz de tolerar un caudal de aire de 16060 m³/h, que genere una diferencia de presión 100 mbar y fabricado en acero al carbono. Se obtiene entonces un valor actual de 17186 U\$. Además, se necesita otro que impulse 6680 m³/h el cual resulta un valor actual de 11841 U\$.

$$\text{Soplador} = 29027 \text{ U}\$\$$$

Motor de combustión interna

Se utiliza el gráfico de la *Figura 7.2*, sabiendo que la potencia total del gas es 798 ekW.

⁸⁸ Bomba Grundfos. Mercado Libre. Argentina

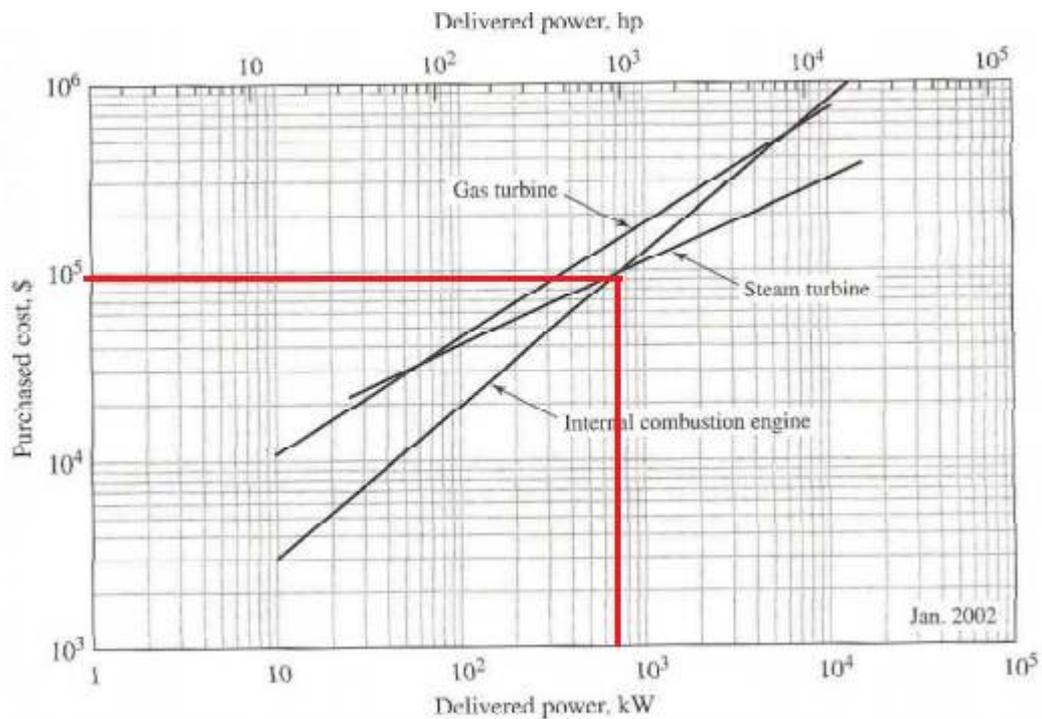


Figura 7.2. Estimación costo motor combustión interna.

Además, se considera el índice en 2002 y se obtiene entonces un valor actual de 146194 U\$S.

$$Motor = 146194 \text{ U\$S}$$

Los equipos de almacenamiento y transporte de sólidos fueron seleccionados según los requerimientos necesarios. A partir de los valores de dichos equipos en el 2014⁸⁹, se afectan a los mismos como ya fue mencionado anteriormente y se obtiene el valor actual de cada uno. Las dimensiones de los equipos coinciden con las planteadas en el *Capítulo 6*.

Silos

Se obtiene un valor en 2014 de 9250 U\$S, por lo tanto cada silos tendrá un costo actualizado al año 2019 de 9693 U\$S.

$$Silos = 19386 \text{ U\$S}$$

Molino desmenuzador de rollos

Se tiene un valor de 21750 U\$S en 2014 y actualmente resulta 22792 U\$S.

$$Molino \text{ desmenuzador de rollos} = 22792 \text{ U\$S}$$

Molino molienda fina

En el 2014 costaba 34650 U\$S, por ende resulta 36610 U\$S.

⁸⁹ D., Mercado, M., Olivera, D. (2014). *Producción de pellets de alfalfa. Estudio de prefactibilidad*. Universidad Tecnológica Nacional. San Rafael, Mendoza.

$$\text{Molino molienda fina} = 36610 \text{ U}\$\$$$

Prensa peletizadora

Afectando por los índices correspondientes se tiene un valor de

$$\text{Prensa peletizadora} = 115271 \text{ U}\$\$$$

Autoelevadores

El valor de cada uno en 2014 es 8500 U\$\$, por lo tanto en la actualidad para los dos autoelevadores necesarios en la planta resulta un total de 17982 U\$\$.

$$\text{Autoelevadores} = 17982 \text{ U}\$\$$$

Tornillos sinfín

Cada uno solía costar 2750 U\$\$ en el año 2014, actualmente para los tres necesarios se tienen 8645 U\$\$.

$$\text{Tornillo sinfín} = 8645 \text{ U}\$\$$$

Elevador de cangilones

Se calculaban unos 18000 U\$\$ en 2014. Ahora tiene un valor de 18862 U\$\$.

$$\text{Elevador de cangilones} = 18862 \text{ U}\$\$$$

Cinta transportadora

Actualmente cuesta 8174 U\$\$.

$$\text{Cinta transportadora} = 8174 \text{ U}\$\$$$

Tolvas

Se requieren 3 tolvas en la planta. Una para alimentar a la peletizadora y otras dos para alimentar a los gasificadores. El valor unitario para el 2014 era de 5340 U\$. Al actualizar ese precio al 2019 se tiene un valor unitario por tolva de 5595 U\$.

$$\text{Tolvas} = 16785 \text{ U}\$\$$$

Depósito de cenizas

Se requiere un tanque de almacenamiento de 11 m³ (2906 gal). Se encuentra que para tales dimensiones, el valor resulta de 3700 U\$ en 2014. El material utilizado es acero al carbono ya que se estima que las cenizas no generan una corrosión significativa. Finalmente, el valor actual es 3877 U\$.

$$\text{Depósito} = 3877 \text{ U}\$\$$$

Tanque de almacenamiento de agua

Cada tanque dispuesto a la salida del lavador Venturi requiere un volumen de 72 m^3 (19020 gal) y se utiliza acero inoxidable para garantizar una mayor durabilidad del equipo dado que el agua es un fluido corrosivo. En 2014 se tiene un valor de 30300 U\$\$, actualmente se necesita para ambos 63504 U\$\$.

$$\text{Tanques} = 63504 \text{ U}\$\$$$

Finalmente se tiene que el costo de los equipos es de 753552 U\$\$. Pero se debe tener en cuenta la instalación de los mismos. Como la mayoría son importados, resulta más conservador considerar un porcentaje del 55% del costo en la instalación. Se deduce entonces:

$$I_E = 1168006 \text{ U}\$\$$$

Terreno

El terreno que se seleccionó se encuentra en las afueras de la comuna de Villa Leales sobre la Ruta Provincial 306 y está a 150 m del Río Salí.



Figura 7.4. Imagen satelital del terreno

Se estima que una superficie de 2500 m^2 será suficiente para la instalación. De los cuales 1800 m^2 se utilizarán para galpones, 400 m^2 serán descubiertos para ubicar los silos, mientras que los 300 m^2 restantes será espacio para oficinas.

Según datos de inmobiliarias en Tucumán, el precio por hectárea en el departamento de Leales es de 50000 U\$\$, lo cual significa un costo total del mismo de:

$$\text{Terreno} = 12500 \text{ U}\$\$$$

Cálculo para la estimación de la Inversión Fija

Para poder estimar la inversión fija, se utiliza el método de estimación por factores explicado anteriormente. La inversión fija se divide en componentes directos e indirectos. Cada uno de estos rubros debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto. Los mismos se obtienen de la *Tabla 7.2*

Tabla 7.2 Método de estimación por factores

Valor del equipo instalado de proceso	I_E
Factores experimentales como fracción de I_E	
Tuberías de proceso	f_1
Proceso de sólidos	0.07-0.10
Proceso de mixtos	0.10-0.30
Proceso de fluidos	0.30-0.60
Instrumentación	f_2
Control poco automatizado	0.02-0.05
Control parcialmente automatizado	0.05-0.10
Control complejo, centralizado	0.10-0.15
Edificios de fabricación	f_3
Construcción abierta	0.05-0.20
Construcción semiabierta	0.20-0.60
Construcción cerrada	0.60-1.00
Plantas de servicios	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00-0.05
Adición considerable a las existentes	0.05-0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25-1.00
Conexiones entre unidades	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00-0.05
Entre unidades de procesos separadas	0.05-0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15-0.25
Inversión directa	$I_E * (1 + \sum f_i)$

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
Ingeniería y construcción Ingeniería inmediata Ingeniería compleja	f_{11} 0.20-0.35 0.35-0.50
Factores de tamaño Unidad comercial grande Unidad comercial pequeña Unidad experimental	f_{12} 0.00-0.05 0.05-0.15 0.15-0.35
Contingencias De la compañía Variaciones imprevistas Procesos exploratorios	f_{13} 0.10-0.20 0.20-0.30 0.30-0.50
Factor de inversión indirecta	$f_I = \sum f_{Ii} + 1$
Inversión fija	$I_F = I_E * (1 + \sum f_I) * f_I$

Los factores de inversión directa son:

Tuberías de proceso

En este método de estimación este rubro se calcula por separado del resto del equipamiento. Se selecciona tubería para proceso mixto con un valor de f_1 medio de 0.2 ya que en la planta se tiene tanto sólidos como líquidos y gases.

Instrumentación y control

Este rubro incluye todos los equipos auxiliares e instrumentos para control y registro de las distintas variables del proceso en cada una de sus etapas.

Debido a que se requieren operar diferentes lazos de control automático de diferentes variables como temperatura, presión, caudal o nivel, de modo de obtener un producto dentro de especificación frente a diferentes perturbaciones o cambios en valores deseados, se opta por un tipo de control parcialmente automatizado, En este ítem se utiliza un valor de f_2 de 0.075

Edificios de fabricación

Este costo incluye los gastos de mano de obra, materiales, y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios conectados con la planta. Se incluyen los costos de plomería, instalación eléctrica, ventilación, aire acondicionado y servicios similares de la edificación.

La planta diseñada se trata de una edificación semi abierta por lo que se adopta un valor de f_3 de 0.4.

Plantas de servicios

Este factor abarca instalaciones de agua y electricidad. Debido a que la electricidad será suministrada por la propia planta sólo se considerará los requerimientos de agua, por lo que se tomara un f_4 igual a 0.05.

Conexiones entre unidades

Las conexiones entre unidades son las mínimas para los servicios, por lo que el factor f_5 a asignar es de 0.025.

$$\sum fi = 0.2 + 0.075 + 0.4 + 0.15 + 0.025 = 0.75$$

Los factores de inversión indirecta son:

Ingeniería y construcción

Son aquellos costos necesarios para que la construcción de la planta se realice sin dificultad. Normalmente incluye: ingeniería de campo (inspección, ubicación de equipos, etc.); abastecimientos; equipos de construcción; servicios temporarios. Se define una ingeniería compleja, y el factor que se asigna es f_{11} de 0.425

Factores de tamaño

Se va a tratar de una unidad comercial mediana y el factor a utilizar es f_{12} 0.025.

Contingencias

Este factor compensa los acontecimientos imprevistos. Para tener un margen por imprevistos de la empresa, se estima un factor f_{13} de 0.25.

$$\sum fli = 0.425 + 0.025 + 0.25 = 0.7$$

Resultando entonces:

$$I_F = I_E \cdot (1 + 0.75) \cdot (1 + 0.7) = 3474816 \text{ U}\$$$

Cálculo para la estimación de la Inversión Fija Total

Si a la inversión fija se le suma el valor del terreno (12500 U\$) se obtiene una inversión fija total de:

$$I_{FT} = 3487316 \text{ U}\$$$

Cálculo para la estimación del Capital de Trabajo

Para la estimación del capital de trabajo, se considera que este representa un porcentaje de la inversión fija total, que puede variar entre 10 y 20 %; pero el 10% es una buena aproximación para industrias químicas. Este valor resulta entonces:

$$I_W = 348732 \text{ U}\$S$$

Inversión Total

La inversión total se define como:

$$I_T = I_W + I_{FT} = 3836048 \text{ U}\$S$$

Ingresos por ventas

Como se mencionó en el *Capítulo 6*, la cantidad aprovechable de energía es de 482 kW. Debido a que la planta trabaja de forma continua las 24 horas del día, 359 días del año (*Ver Capítulo 1*), se tiene un total de 4166 MWh/año. Según el Ministerio de Energía y Minería en Tucumán el precio de la energía es 153 U\$S/MWh.⁹⁰ Además, hay que considerar el factor EGP pues la planta se diseña para trabajar a 1000 kg/h pero se debe afectar este valor por 0.8. Resulta entonces un total de 508316 U\$S/año.

Debido a que anteriormente se analizó la rentabilidad de la planta sin la venta de subproductos y el Beneficio Bruto (es decir la diferencia entre las ventas y los costos de producción) dio negativo, se decidió vender las cenizas que salen del gasificador y del ciclón para analizar la rentabilidad de la planta. Estas cotizan alrededor de 80 U\$S/ton⁹¹ (sin tratamiento previo) y se generan un total de 225.2 kg/h. Finalmente, considerando también un EGP= 0.8 resulta un total de 124181 U\$S/año.

El ingreso por ventas anual es de:

$$V = 632497 \text{ U}\$S/\text{año}$$

Costos de producción

Los costos de producción son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación o una pieza de un equipo en producción. Los costos de producción pueden dividirse en *costos variables*, que son proporcionales a la producción, y los *costos fijos* que son independientes de la producción. La estimación de costos operativos permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto.

⁹⁰ Ministerio de Energía y Minería Presidencia de la Nación

⁹¹ Proveedor Alibaba.

Costos Variables

Materia Prima

Debido a que el RAC de caña de azúcar son desechos de ingenios cercanos a la planta, se considera que estos serán donados ya que dichos residuos no tienen otro fin más que ser desechados o incinerados. Por lo tanto este costo será nulo.

$$\text{Costos de materia prima} = 0 \text{ U\$/año}$$

Envases y empaque

De igual manera que la materia prima, este costo no se considera ya que la energía producida se envía a la red eléctrica directamente.

$$\text{Costos de envase y empaque} = 0 \text{ U\$/año}$$

Mano de obra directa

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. Para estimar el costo de mano de obra directa se requiere conocer el precio de la hora hombre y el número de horas hombre para el período de tiempo que se está realizando el cálculo.

Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción:

$$\frac{\text{hora-hombre/día}}{\text{capacidad (ton/día)}} = W \frac{\text{número de etapas del proceso}}{\text{capacidad (ton/día)}^{0.76}}$$

Se toma $W = 10$ ya que se trata de una planta donde solo se procesan fluidos.

La cantidad de etapas del proceso es 4:

1. Acondicionamiento de la materia prima
2. Gasificación
3. Adecuación del gas de síntesis
4. Generación de energía eléctrica

A partir de 1000 kg/h de RAC se obtienen 1413 kg/h de syngas, es decir que la capacidad es de 34 ton/día de gas, resultando entonces un total de 93 horas-hombre/día.

Dado que la jornada laboral estipulada es de 8 horas diarias, se presume entonces que se requerirán en total 12 empleados distribuidos en tres turnos, lo que resulta 4 empleados por turno.

Para tener el cuenta el franco semanal se consideraron 4 empleados más dando un total de 16 empleados. Finalmente, se encuentra en bibliografía que el sueldo de un operario promedio resulta

de 523 U\$S/mes⁹², sumando un 35% de obras sociales resulta 706 U\$S/mes. Se obtiene un total de costo de mano de obra anual de 135582 U\$S/año.

$$\text{Costos de mano de obra} = 135582 \text{ U\$S/año}$$

Supervisión

Se tiene en cuenta los salarios del personal responsable (con cargas sociales). Se estima como un 17.5% del costo de mano de obra directa, por lo tanto resulta de 23727 U\$S/año.

$$\text{Costos de supervisión} = 23727 \text{ U\$S/año}$$

Según Henry Mintzberg, en su libro “Estructuración de las organizaciones”, la estructura de una organización simple (como es la organización que se plantea en el proyecto) presenta una mínima diferenciación de unidades y pocos niveles jerárquicos. La coordinación se alcanza mediante la supervisión directa. El poder de tomar de decisiones y controlar el funcionamiento de la organización está concentrado en el director ejecutivo que es la parte central y básica de este tipo de estructura. Como nexo entre el directorio y el núcleo operativo se encuentra la línea media formada por los gerentes, supervisores y responsables cuya posición en la empresa se encuentra entre la más alta dirección y el núcleo operativo.

Se encontró en bibliografía que el sueldo por mes para un supervisor es de 955 U\$S⁹³, por lo tanto se contará con dos empleados que se repartirán las tareas. Uno será el encargado de la parte financiera contable y comercial. Mientras que el segundo será responsable del control de calidad, seguridad y medio ambiente. Los dos le asignarán las tareas a aquellos cuyo papel es la ejecución de las mismas con el objeto de alcanzar los objetivos definidos por sus superiores.

Servicios

Dentro de este sector se incluyen los servicios de energía eléctrica, vapor y agua. Debido a que con la producción de syngas se generará energía eléctrica, se considera que la planta se va a autoabastecer de la misma. Por otro lado, la planta no requiere vapor para el proceso, de este modo este servicio no genera gasto. Por último, el agua a utilizar proviene de pozo por lo que este costo es nulo.

$$\text{Costos de servicios} = 0 \text{ U\$S/año}$$

Mantenimiento

Se incluyen los costos de materiales y mano de obra (directa y de supervisión) de empleados en planes de mantenimiento y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Este porcentaje suele encontrarse entre 3 y 4% de la inversión fija. Se estima entonces como un 3.5% de la inversión fija

$$\text{Costos de mantenimiento} = 121619 \text{ U\$S/año}$$

⁹² Glasodor. Sueldos operarios

⁹³ Glasodor. Sueldos supervisores

Suministros

Se incluyen los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados. Algunos ejemplos son aceites lubricantes, guantes para el personal, material de limpieza, etc. El costo de suministros se considera como el 15% del costo de mantenimiento.

$$\text{Costos de suministros} = 18243 \text{ U\$S/año}$$

Se considera que este valor incluye el reemplazo del lecho Sulfatreat.

Laboratorio

Se incluyen los gastos de ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y control de calidad. Se estima de un 2-20% de la mano de obra con cargas sociales. Tomando el valor promedio se tiene un costo de:

$$\text{Costos de laboratorio} = 14914 \text{ U\$S/año}$$

Patentes y Regalías

Dado que se produce syngas para generar energía eléctrica se descartan costos de patentes y regalías.

$$\text{Costos de regalías} = 0 \text{ U\$S/año}$$

Costos Fijos

Depreciación

Representa la disminución del valor de los bienes. Se lo considera un gasto de operación de modo que se distribuye el costo de la compra de un bien durante su vida útil. Se considera que la empresa deprecia por el método de la línea recta, es decir que el costo será:

$$C_{DEP} = (I_F - L)/n$$

donde L es el valor residual (se considera un 10% de la inversión fija para plantas químicas) y n es la vida útil (se toma 25 años). Por lo tanto resulta un costo anual de 125093 U\\$S/año.

$$\text{Costos de depreciación} = 125093 \text{ U\$S/año}$$

Impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, ya que las plantas situadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Se los estima como un 1% de la inversión fija.

$$\text{Costos de impuestos} = 34748 \text{ U\$S/año}$$

Seguros

Incluyen seguros sobre la propiedad, el personal, mercaderías, jornales caídos, entre otros. Se calculan como un 0.75% de la inversión fija, es decir que se tiene un total de 26061 U\$\$/año.

$$\text{Costos de seguros} = 26061 \text{ U}\$/\text{año}$$

Financiación

Son los intereses pagados por créditos, es decir una compensación por el uso del capital prestado. En este caso, se considera que el capital a utilizar para la inversión es propio y este ítem de considera nulo.

$$\text{Costos de financiación} = 0 \text{ U}\$/\text{año}$$

Ventas y Distribución

Considera los salarios y gastos generales de la oficina de ventas. También tiene en cuenta los servicios técnicos, publicidad y otros gastos de esta índole. Se lo toma como un 1% de los ingresos por ventas anuales.

$$\text{Costos de ventas y distribución} = 6325 \text{ U}\$/\text{año}$$

Dirección y Administración

Incluye los gastos de administración de la empresa (salarios del personal administrativo, gastos de insumos y servicios), gastos de dirección (salario de la conducción superior, el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría), servicio médico y de seguridad. Se calcula como un 20% del costo de mano de obra.

$$\text{Costos de dirección y administración} = 27116 \text{ U}\$/\text{año}$$

Investigación y Desarrollo

Tiene en cuenta los salarios del personal, gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos, costo de materiales y suministros. Se estima como un 1% de los ingresos por ventas.

$$\text{Costos de investigación y desarrollo} = 6325 \text{ U}\$/\text{año}$$

A continuación de presentan la estructura de costos fijos y variables:

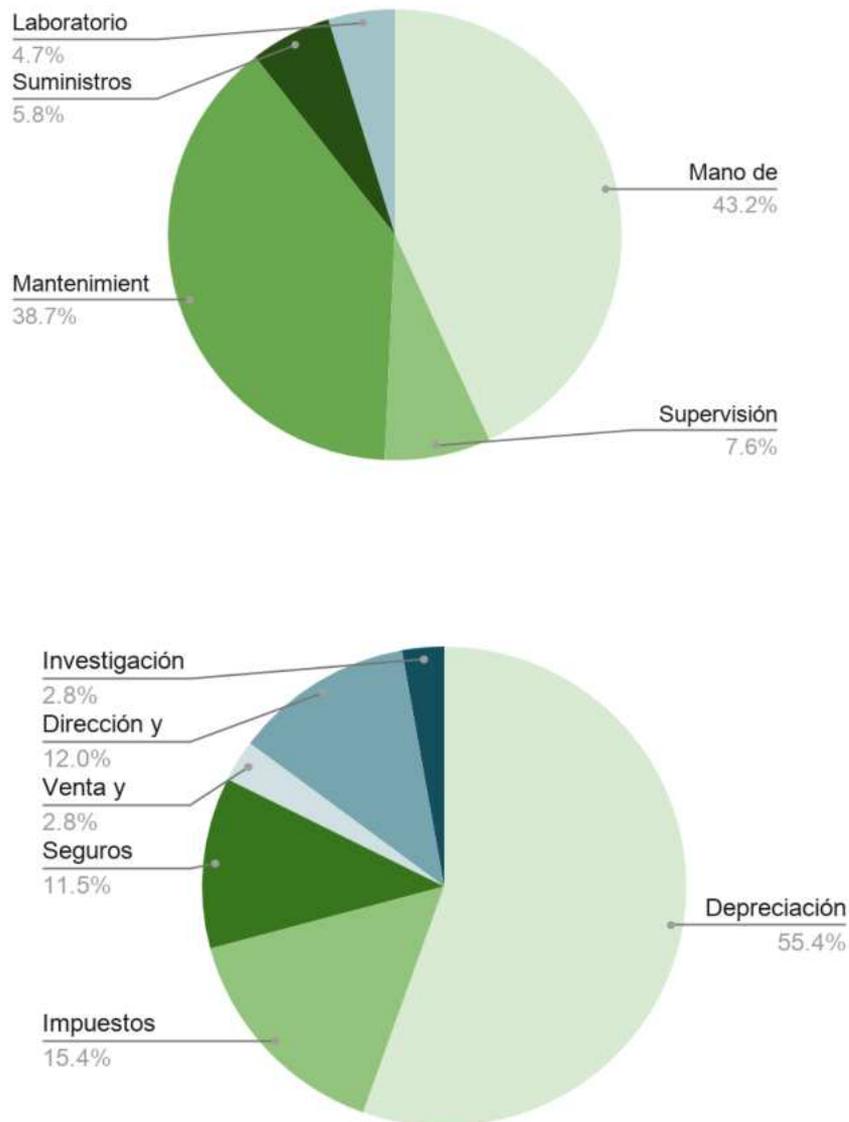


Figura 7.3 (A). Estructura de costos fijos. (B) Estructura de costos variables

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables.

$$\begin{aligned}
 \text{Costos de producción} &= \text{Costos variables} + \text{Costos fijos} \\
 &= 314084 \text{ U\$S/año} + 225669 \text{ U\$S/año} = 539753 \text{ U\$S/año}
 \end{aligned}$$

Rentabilidad

El análisis de proyectos de inversión se realiza a través de la evaluación de la rentabilidad. En función de los resultados obtenidos de la evaluación de la rentabilidad en comparación con los criterios de decisión que la empresa defina, el proyecto se acepta, se rechaza, o bien se proponen cambios para ajustar ciertos puntos del proyecto.

El movimiento de dinero hacia o desde una empresa se denomina flujo de caja (FC) y se define como la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos operativos (sin los costos de depreciación) y descontando el pago de impuestos.

El Flujo de Caja o el Beneficio Neto no son una medida de la rentabilidad, pero estos valores se utilizan para calcular la rentabilidad de un proyecto particular. La rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

Para el análisis de la rentabilidad como primera instancia se evalúa el beneficio bruto para ver si es factible o no de llevar a cabo.

$$BB = V - C$$

Donde V son los ingresos por ventas y C los costos de producción sin incluir la depreciación.

Resultando entonces:

$$BB = 92745 \text{ U}\$/\text{año}$$

Como el beneficio bruto es positivo, se presenta a continuación el “cuadro de fuentes y usos de fondos”. Dicho cuadro contiene datos como el capital a invertir y la ganancia generada por las ventas producidas, el valor de la inversión fija, los costos de producción y el capital de trabajo. También presenta el valor de BNAI, que es el beneficio neto antes de impuestos, calculado como el valor total de las “fuentes” menos los “usos”. Los impuestos, que se calculan como el 40% del beneficio neto antes de impuestos (BNAI). El beneficio neto, el cual se calcula como el BNAI menos los impuestos. La depreciación, previamente calculada, y por último el valor del flujo de caja que se calcula como el beneficio neto más la depreciación.

De esta forma y en base a los costos calculados en este capítulo, fue posible realizar el siguiente cuadro de fuentes y usos, a 25 años:

Tabla 7.3 Cuadro de usos y fuentes

FUENTES	Año 1	Año 2	...	Año 25
Capital propio	3836048			
Crédito de banco				
Ventas netas	632497	632497	632497	632497
A	4468545	632497	632497	632497
Activos Fijos	3487316			
Activos de Trabajo	348732			
Costos de Producción	539753	539753	539753	539753
B	4375801	539753	539753	539753
BNAI (A-B)	92745	92745	92745	92745
Impuestos (40%)	37098	37098	37098	37098
BN	55647	55647	55647	55647
Depreciación interna	125093	125093	125093	125093
Flujo de Caja	180740	180740	180740	180740

Valor Presente

El valor presente es un método muy utilizado para evaluar si un proyecto es rentable o no.

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Tiene como ventaja que considera todos los flujos de caja del proyecto, el período de construcción, el capital de trabajo en su momento de ocurrencia, la recuperación de capital y tiene en cuenta el valor temporal del dinero. Supone igualdad de oportunidades para la reinversión de los flujos de caja a una tasa de interés asignada previamente. En este caso se considera

$$TRMA(i) = 20\%$$

El valor presente es un monto de dinero redefinido a tiempo cero, calculando la tasa de interés elegida. Es la cantidad adicional de dinero a la inversión total, que sería requerida al comienzo del proyecto, para que invertida a una tasa de interés pre-asignada, pueda producir flujos de caja iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.

El proyecto debe aceptarse cuando su VP es superior a cero, ya que indica que genera ese monto de dinero remanente sobre lo mínimo exigido, y si fuese menor a cero se debe rechazar, ya que esa es la cantidad de dinero faltante para que el proyecto reditúe lo exigido por el inversionista. Los resultados que se obtienen utilizando el método del VP no indican la magnitud del proyecto.

Para estimar el valor presente, entonces, se utiliza la siguiente ecuación:

$$VP = -I_T + \sum_{k=1}^n \frac{FC_k}{(1+i)^k}$$

Donde i es la tasa de interés ($i = 0.2$) y $FC_{25} = FC_{25} + I_W + L + terreno$, siendo L el valor residual considerado como un 10% de la inversión fija.

De esta forma se obtuvo un Valor Presente de -2981934 U\$S.

Tiempo de repago

Otro método muy utilizado para analizar la rentabilidad del proyecto es el tiempo de repago. Se calcula el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. Si este es menor a la mitad del tiempo de duración del proyecto, el mismo se considera rentable.

La ecuación es la siguiente:

$$n_R = \frac{I_F - L}{FC_P}$$

Dicha ecuación solo es válida si los flujos de caja para todos los años son constantes. Dado que el proyecto cuenta con flujos de caja iguales cada año se utiliza la fórmula sin necesidad de recurrir al método gráfico.

De esta forma se obtiene un valor de

$$n_R = 17.3$$

Dado que $n_R > 12.5$ se deduce que el proyecto es no rentable.

Debido a que al analizar el tiempo de repago y el valor presente se obtiene que el proyecto no es rentable, se decide analizar alternativas con el fin de obtener un proyecto rentable económicamente.

Análisis de alternativas

Una de las alternativas más atractivas es reemplazar la venta de cenizas sin tratamiento previo por la venta de carbón activado. El char proveniente de la gasificación de biomasa tiene propiedades muy similares a las del carbón activado, como por ejemplo su alto contenido de carbón (85-90%) y alta porosidad (40-50%). Esto da lugar a diferentes aplicaciones del char como sustituto del carbón activado⁹⁴

El carbón activo se utiliza para purificar, decolorar y desodorizar agua; recuperar solventes, purificar el aire viciado en espacios cerrados y purificar productos químicos o alimentos. Se trata de un producto que posee una estructura cristalina reticular similar a la del grafito. Es extremadamente poroso y puede llegar a desarrollar áreas superficiales del orden de 1.500 metros cuadrados ó más, por gramo de carbón.

⁹⁴ Tuomikoski, S. (2014). *Utilisation of gasification carbon residues*. University of Oulu, Finland.

La activación del residuo carbonoso puede ser térmica o química. Entre las más estudiadas se encuentran la activación química con KOH, la activación química con ácidos fosfóricos y la activación térmica mediante el uso de un agente oxidante como el vapor de agua o dióxido de carbono.⁹⁵

A pesar de que la activación térmica presenta costos operativos más elevados debido a las temperaturas de trabajo y a la necesidad de controlar las atmósferas en las cuales se trabaja, se obtienen superficies específicas que van desde los 1000 hasta 2500 m²/g generando un carbón activado de mejor calidad.

También se propone la captura de CO₂ contenido en los gases a la salida del motor de combustión para su posterior comercialización. El proceso consiste en dos columnas: una de absorción, donde el CO₂ contenido en los gases de combustión es absorbido por una solución amina acuosa, y una de regeneración donde la solución acuosa es separada del CO₂. Se propone utilizar solución de MEA como amina para separar el CO₂ de los gases. Se requieren dos moles de MEA para absorber un mol de CO₂.⁹⁶

Para conocer aproximadamente en cuánto aumentan las ventas anuales al vender estos dos subproductos se analizó el precio de cada producto en bibliografía. Por un lado se consultó el precio por kg de carbón vegetal activado en *Mercado Libre* y se obtuvo un precio promedio de 2 U\$S/kg. Además, se averiguó el precio por tonelada de CO₂, el cual resulta aproximadamente de 24 U\$S/ton⁹⁷

Si se estima una eficiencia de los dos procesos de alrededor del 90% y conociendo los caudales que se tienen de cenizas y char a la salida de los gasificadores y del ciclón y de CO₂ a la salida del motor se puede estimar el ingreso adicional a la planta por la venta de estos dos subproductos:

$$\text{Carbón activado} = 225.2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0.9 * EGP * 24 \frac{\text{hs}}{\text{día}} * 259 \text{ días} * 2 \frac{\text{U\$S}}{\text{kg}} = 2015774 \text{ U\$S}$$

$$\text{CO}_2 = 0.819 \frac{\text{ton}}{\text{h}} * 0.9 * EGP * 24 \frac{\text{hs}}{\text{día}} * 259 \text{ días} * 24 \frac{\text{U\$S}}{\text{ton}} = 121996 \text{ U\$S}$$

Como se puede observar, si se produce energía eléctrica en conjunto con la producción de carbón activado, los ingresos por ventas aumentan un 400%. A pesar de que no se analizan los costos referidos a la planta para la generación de carbón activado, la diferencia en los ingresos que se perciben con la implementación de la planta de carbón activado, da una idea de lo valioso que es el tratamiento de este subproducto, a tal punto, que su producción es capaz de hacer factible el proyecto, cuyo objetivo principal es la generación de energía.

En otras palabras, a pesar de que el objetivo principal del proyecto es la generación de energía, con la producción de energía eléctrica y la venta de cenizas sin ningún tipo de tratamiento previo el proyecto no resulta rentable. Sin embargo, la venta de carbón activado deja mayores ganancias que la venta de la energía eléctrica y por tal motivo, el proyecto solo puede ser factible de realizar si se activa el char procedente de los gasificadores y el ciclón.

⁹⁵ Sevillano; Torres (2013). *Obtención de carbón activado a partir de madera*. Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria. UNCuyo

⁹⁶ González Díaz A. (2008). *Estudio técnico del proceso de captura de CO₂ con monoetanolamina para una planta termoeléctrica*. Boletín IIE, Artículos Técnicos.

⁹⁷ Proveedor Send CO₂

Cronograma

Los tiempos que se requieren para el planeamiento, construcción y puesta en marcha de una planta de producción están ligados con las distintas tareas a realizar en cada una de las etapas.

Inicialmente el proyecto se enfoca en la *Ingeniería básica* la cual define los lineamientos generales e ideas básicas del proyecto. Esto incluye los estudios iniciales basados en el terreno, los equipos, los servicios auxiliares, etc. Si bien estos valores serán estimativos, son una buena forma de verificar si se está dispuesto a afrontar la inversión que requiere el proyecto que se está desarrollando.

Esta primera etapa es una de las más complejas y requiere de mucho trabajo, en especial cuando se cuenta con el grado de complejidad requerida para este tipo de procesos.

A continuación, se pasa a la *Ingeniería de detalle*, en esta etapa se ajusta en un todo a valores y especificaciones técnicas de la ingeniería básica. Usualmente, los tiempos requeridos para la ingeniería básica y de detalle son entre 12 y 18 meses.

Una vez concluida la Ingeniería de detalle se pasa a la etapa de *Movimiento de suelos y obras civiles*, en esta se procede a preparar el terreno para la construcción y se inicia con la misma. Este período abarca un tiempo de entre 3 y 6 meses.

Luego se procede al *Montaje de equipos principales y Montaje electromecánico*, con lo cual se deja la planta en condiciones de comenzar con las pruebas para su funcionamiento, se deben conectar además los servicios necesarios para el correcto desarrollo del proceso. Para realizar el montaje se requiere de un tiempo que se estima entre 9 y 12 meses.

Una vez instalada la maquinaria, se realizarán *Pruebas con agua*, para asegurar el buen funcionamiento e instalación de los equipos. Las pruebas pueden llevar un tiempo aproximado de 3 meses.

Por último se procede a iniciar la *Puesta en marcha* hasta que se alcance el *Período de optimización* de proceso hasta obtener condiciones nominales. La puesta en marcha se estima que pueda tardar alrededor de 6 meses, y alcanzar las condiciones óptimas de operación requerirá de pruebas constantes, por lo que se considera que puede tardar otros 6 meses.

A continuación se presenta el diagrama de Gantt para el cronograma:

Tabla 7.2. Diagrama de Gantt

Etapa / Meses	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Desarrollo del proyecto Ingeniería básica	█											
Desarrollo del proyecto Ingeniería de detalle				█								
Obras civiles					█							
Montaje de equipos y montaje electromecánico								█				
Pruebas con agua										█		
Puesta en marcha											█	
Optimización del proceso												█

Bibliografía

1. Apuntes de cátedra de Ingeniería Económica de la Facultad de Ingeniería, UNMDP (2018)
2. Bomba Grundfos. Mercado Libre. Argentina. Disponible en https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-667302284-bomba-calefaccion-recirculadora-ups-32-80-180-grundfos-_JM#position=2&type=item&tracking_id=383b7287-40ed-442a-b50c-d278fa603ad0
3. Curvas de costos (2000). Disponible en http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/apendiceA.pdf
4. D., Mercado, M., Olivera, D. (2014). *Producción de pellets de alfalfa. Estudio de prefactibilidad*. Universidad Tecnológica Nacional. San Rafael, Mendoza.
5. Glassdoor. Sueldos operarios. Disponible en https://www.glassdoor.com.ar/Sueldos/operario-sueldo-SRCH_KOO,8.htm
6. González Díaz A. (2008). *Estudio técnico del proceso de captura de CO₂ con monoetanolamina para una planta termoeléctrica*. Boletín IIE, Artículos Técnicos. Disponible en <https://www.ineel.mx/boletin042010/tecni01.pdf>
7. Manual de Estándares de Espacios de Trabajo del Estado Nacional, Septiembre 2017, Buenos Aires, Argentina. Disponible en: https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/aabe_manualdeestandares_0.pdf
8. Ministerio de Energía y Minería Presidencia de la Nación. Disponible en <https://www.minem.gob.ar/www/833/25871/precios-adjudicados-del-programa-renovar>
9. Proveedor Alibaba. Gran flujo de aire ciclón industrial Separador de polvo. Disponible en https://www.alibaba.com/product-detail/Large-Airflow-Industrial-cyclone-dust-Separator_60822583525.html?spm=a2700.7724857.normalList.24.5ad43ac8gutgCN&s=p
10. Proveedor Send CO₂. Disponible en <https://www.sendeco2.com/es/precios-co2>
11. Revista Chemical Engineering. Marshall & Swift Equipment Cost Index. Disponible en <https://frgarcia.webs.ull.es/Teoria/Tema2/T2FT100.pdf>
12. Sevillano; Torres (2013). *Obtención de carbón activado a partir de madera*. Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria. UNCuyo
13. Sitio Web: www.agroads.com.ar
14. Tuomikoski, S. (2014). *Utilisation of gasification carbon residues*. University of Oulu, Finland.

8

SEGURIDAD E HIGIENE

ÍNDICE

Introducción	176
Actividades	176
Riesgos	176
Elementos de protección personal	178
Percepción de riesgos	179
Señales de seguridad	181
Ruido	182
Prevención y protección contra incendios	182
Iluminación	186
Riesgo eléctrico	186
Carga térmica	187
Contaminación del aire en el ambiente de trabajo	190
Corrección del ambiente de trabajo	190
Medio ambiente	192
Bibliografía	196

RESUMEN

En cada actividad que realizan los operarios se analizan los riesgos con el Método Fine. En base a eso se deducen ciertas medidas de prevención a tomar. Los elementos de protección personal necesarios son: guantes, ropa ignífuga, dispositivos respiratorios, calzado de goma con punta de acero, cascos y dispositivos de protección auditivos. Además se necesitan señales claras según las actividades involucradas. Por otro lado, se selecciona un matafuego a base de halones ya que es apto para clase A, B y C. Se necesitan dos bocas de incendio en la planta y una para el área de oficinas.

Se utiliza como material de construcción hormigón armado. Se requiere un medio de salida de 1.1 m como mínimo tanto para el sector planta como para el sector de oficinas. La iluminación sobre el plano debe estar dentro de 300 a 750 lux. La planta debe contar con el alumbrado artificial necesario y de emergencia.

Se evitan riesgos eléctricos aplicando técnicas de seguridad y recordando las 5 reglas de oro. Para evitar estrés térmico, el régimen de trabajo permitido para los empleados administrativos es 100% trabajo y el régimen para empleados de control y mantenimiento deberá ser 75% trabajo, 25% descanso.

En el sector de oficinas la cantidad de aire la renovación de aire se hará únicamente por ventilación natural. En el sector de planta se dispondrá de ventilación localizada para la extracción del polvo y gases contaminantes en el ambiente de trabajo.

La planta es segura para los operarios y se garantiza la salud de todas las personas presentes en el edificio.

Introducción

El eje principal del capítulo es garantizar a los operarios de la planta su integridad física. Para ello se analizarán los elementos de protección personal necesarios, máquinas y herramientas ergonómicas, protección contra incendios, riesgo eléctrico, iluminación, señales y demás consideraciones que aseguren la salud de las personas que trabajan en el lugar.

Actividades

Como primera instancia para poder determinar los aspectos de seguridad e higiene necesarios en la planta y los propios del personal se deben establecer cuáles son las actividades que se van a realizar y los posibles riesgos involucrados en cada una de las etapas:

- Transporte de sólidos: a pesar de que el transporte de sólidos es automático, se requiere personal que se encargue de controlar que las operaciones ocurran correctamente.
- Depósito de cenizas: se considera que cada cinco días deben vaciarse los depósitos.
- Supervisión: se necesita que cada etapa del proceso sea revisada con atención ya que el proceso cuenta con una gran variedad de equipos involucrados y debe verificarse que todo funcione correctamente.
- Mantenimiento: como se mencionó en el ítem anterior al contarse con varios equipos es necesario que se realice un mantenimiento exhaustivo en cada etapa para evitar errores en el proceso.
- Administración: personal administrativo encargado del correcto funcionamiento de la empresa.

Riesgos

Por definición, riesgo es la combinación de probabilidad de ocurrencia de un evento peligroso o exposición, y la severidad de la lesión o enfermedad que puede ser causada por el evento o la exposición⁹⁸. Por lo tanto, deben plantear los posibles riesgos y analizarlos. Los riesgos se valoran mediante el Método Fine que analiza las variables de gravedad, frecuencia y probabilidad para luego determinar la importancia de los riesgos.

⁹⁸ Norma OHSAS 18001

Tabla 8.1. Método Fine

GRAVEDAD	
Catastrófica (numerosas muertes, grandes daños por encima de \$3.000.000)	100
Desastrosa (varias muertes, daños importantes entre \$1.500.000 y \$3.000.000)	40
Muy severa (muerte, daños entre \$300.00 y \$1.500.000)	15
Seria (lesiones muy graves: amputación, invalidez, daños de \$3.000 a \$300.000)	7
Importante (lesiones con baja: incapacidad permanente, temporal, daños)	3
Leve (pequeñas heridas, contusiones, daños hasta \$300)	1
FRECUENCIA	
Continuo (o muchas veces al día)	10
Frecuente (se presenta aproximadamente una vez al día)	6
Ocasional (semanalmente)	3
Poco usual (mensualmente)	2
Rara (unas pocas veces al año)	1
Muy rara (anualmente)	0.5
Inexistente (no se presenta nunca)	0
PROBABILIDAD	
Casi segura (es el resultado más probable y esperado si se presenta la situación de riesgo)	10
Muy posible (es completamente posible, no sería nada extraño; tiene una probabilidad del 50%)	6
Posible (sería una secuencia o coincidencia rara pero posible; ha ocurrido)	3
Poco posible (sería una coincidencia muy rara, aunque se sabe que ha ocurrido)	1
Remota (extremadamente rara, no ha ocurrido hasta el momento)	0.5
Muy remota (secuencia o coincidencia prácticamente imposible; posibilidad uno en un millón)	0.2
Casi imposible (virtualmente imposible, se acerca a lo imposible)	0.1

Tabla 8.2 Valoración Método Fine

VALORACIÓN DEL RIESGO: P x G x F		
Mayor a 400	Riesgo muy alto	Detención inmediata de la actividad
Entre 200 y 400	Riesgo alto	Corrección inmediata
Entre 70 y 200	Riesgo notable	Corrección necesaria urgente
Entre 20 y 70	Riesgo posible	No es emergencia, pero debe ser corregido el riesgo
Menor a 20	Riesgo aceptable	Puede omitirse la corrección

A continuación se presenta la tabla de riesgos con su correspondiente valoración y recomendación:

Tabla 8.3 Resultado Método Fine

	G	F	P	G x F x P	Valoración	Recomendación
Ingreso de ceniza por vías respiratorias	7	10	6	420	Riesgo muy alto	Detención inmediata de la actividad
Caída de RAC o pellets	1	10	6	180	Riesgo notable	Corrección necesaria urgente
Caída de equipos	15	10	0.1	15	Riesgo aceptable	Puede omitirse la corrección
Quemaduras por cañerías a altas temperaturas	7	10	3	210	Riesgo alto	Corrección inmediata
Shock eléctrico	15	10	1	150	Riesgo notable	Corrección necesaria urgente
Alteración auditiva por soplador	3	10	10	300	Riesgo alto	Corrección inmediata

Por lo tanto, en base a los resultados obtenidos, se procede a tomar las siguientes acciones:

- Uso de máscaras respiratorias en el depósito de cenizas
- Uso de guantes y protección corporal resistentes a altas temperaturas en áreas de gasificadores e intercambiadores
- Uso de casco de seguridad
- Protección obligatoria en pies
- Uso de protección auditiva

Elementos de protección personal

Todos los operarios deberán contar con **guantes** y con camisa y pantalón de trabajo. Para los operarios que deban sacar muestras de los gasificadores o controlar el proceso de llenado del mismo deben contar con **ropa ignífuga** que evite posibles quemaduras por altas temperaturas. A pesar de que el espesor de los gasificadores fue realizado a modo de que al tocarlo no sea dañino para la piel, es posible que por errores o variaciones, la temperatura sea mayor a la tolerable. Del mismo modo,

se opta por esta seguridad extra en los intercambiadores de calor. Tanto los guantes como la ropa deben ser cómodos para los operarios y no deben entorpecer sus movimientos.

Por otro lado, a la hora de manipular las cenizas que se producen en el gasificador, se decide implementar el uso de **dispositivos respiratorios** para evitar el ingreso de partículas a las vías respiratorias del operario. A pesar de que las cenizas no son tóxicas ni provocan daños permanentes, no se recomienda el ingreso de partículas al organismo. Teniendo en cuenta las consideraciones mencionadas se elige un respirador de filtro mecánico que tapa nariz y boca, permitiendo dejar pasar el aire libre de partículas. Es un dispositivo de uso normal, es decir que no hay inconvenientes en la utilización diaria del aparato.

En toda la planta, menos en el sector de oficinas, se recurre a la implementación de **calzado de goma** para evitar la conducción de la electricidad. Además tienen la característica de ser antideslizantes para evitar caídas o golpes. También, el calzado debe contar con **puntera de acero** para proteger de caída de objetos y sustancias peligrosas. Se deberá utilizar **casco de seguridad** permanentemente dentro de la planta.

Otro equipo importante es el soplador debido a que genera ruidos, por lo tanto en las cercanías a este debe utilizarse **dispositivos de protección auditivos**. El obrero tiene la posibilidad de elegir tapones u orejeras según su comodidad, ya que ambas cumplen con la función de reducir los ruidos perjudiciales. Es necesario que el operario se sienta cómodo con el elemento para que lo use siempre y así se asegura la correcta protección.

En cuanto a los empleados de oficina, no deberán usar ningún EPP mientras que su trabajo sea en ese sector. Sin embargo, se los aprovisionará de los EPPS necesarios para cuando tengan que recorrer la planta.

Percepción de riesgos

Podemos definir a la percepción de riesgos como la habilidad de detectar, identificar y reaccionar ante una situación de potencial daño. Es un proceso espontáneo que permite realizar juicios acerca de situaciones en función de la información que la persona selecciona y procesa. Es decir, la percepción del riesgo es un acto subjetivo individual, y por lo tanto, influenciado por situaciones o experiencias del sujeto que dan como resultado una percepción del riesgo distinta en cada individuo.

Son innumerables las situaciones en las que interviene la percepción del riesgo inadecuada, por ejemplo, en la no utilización de los EPPS por diferentes motivos ya sea por incomodidad, presión social o ausencia de visión del riesgo.

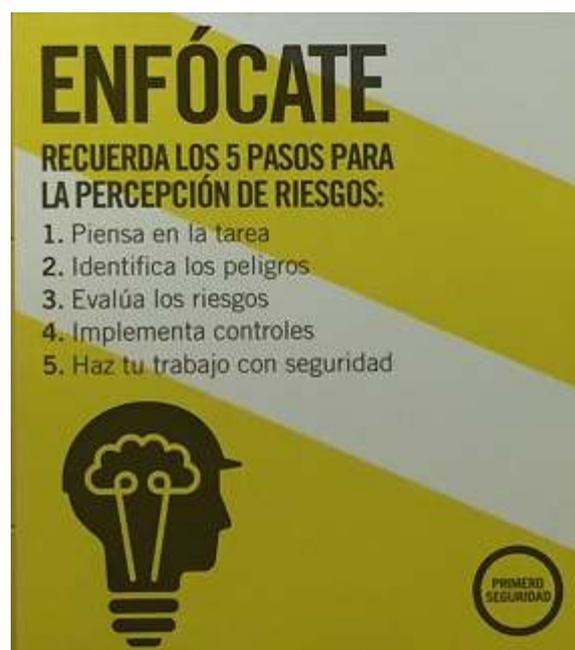


Figura 8.1 5 pasos para la percepción del riesgo

Como industria, creemos que todas las lesiones y enfermedades relacionadas con el trabajo pueden y deben ser prevenidas. Es por ello que se buscará que los empleados sean hábiles en detectar peligros y evaluar los riesgos, no solo para protegerse a ellos mismos, sino para velar por la seguridad de sus compañeros.

Con el objetivo de tener 0 accidentes en la planta y debido a que es importante mantener una postura de alerta en todo momento al realizar actividades que involucran peligros, no solo se capacitará a los empleados y se los evaluará sino que en cada zona de la planta estarán visibles carteles que recuerden al personal los 5 pasos para la percepción de riesgos y las 10 reglas que salvan vidas.



Figura 8.2 Diez reglas que salvan vidas

Señales de seguridad

Para brindar información importante acerca de precauciones a tener en cuenta es necesario recurrir a señales útiles para prevenir accidentes de trabajo. Las señales que deben encontrarse en la planta son las siguientes:

Tabla 8.4 Señales de seguridad

Significado de la señal	Esquema de la señal
Prohibido fumar y encender fuego	
No tocar	
Protección obligatoria de vías respiratorias	
Protección obligatoria de manos	
Protección obligatoria de cuerpo	
Protección obligatoria de pies	
Protección obligatoria del oído	
Vehículos de mantenimiento	
Riesgo eléctrico	
Materias tóxicas	

Salida	
Salida de emergencia	
Primeros auxilios	
Extintor	

Como cada uno de los carteles se espera que sean visibles desde 8 m de distancia. El área de los carteles está dada por la siguiente ecuación:

$$A \geq \frac{L^2}{2000}$$

Resultando entonces, $A \geq 0.032 \text{ m}^2$. Por lo tanto las figuras circulares tienen un diámetro de $D = 20 \text{ cm}$, las triangulares una base (igual a la altura) de $b = 25 \text{ cm}$ y las rectangulares de base (asumiendo como el triple de la altura) de $b = 30 \text{ cm}$ aproximadamente.

Ruido

Según hojas técnicas⁹⁹, un soplador produce unos 94 dBA. Se considera el peor de los casos, es decir, cuando el trabajador se encuentra las 8 horas de jornada cerca del elemento. Dado que según las Separatas de Legislación¹⁰⁰ sólo se tolera una hora a ese nivel de ruido, es indispensable el uso de elementos de protección auditiva como fue mencionado anteriormente. La protección debe ser tal que reduzca el nivel de presión acústica hasta unos 85 dBA, la cual es la tolerancia permitida para una jornada de 8 horas.

Prevención y protección contra incendios

Debido a que en la planta hay ciertas fuentes de ignición como pueden ser chispas eléctricas, superficies calientes y otros; se deben tomar las medidas de prevención y protección necesarias.

Dentro del área de la prevención es necesario analizar el estado y conservación de instalaciones eléctricas, intercambiadores y gasificadores mediante una rutina del sector de mantenimiento. Dentro de las acciones de protección se debe impedir la propagación (mediante concepción del diseño y estructura, garantizar evacuación, limitar desarrollo de incendio, garantizar integridad estructural), y en caso de que no sea posible se debe extinguir el incendio (mediante facilidad de tareas de ataque al fuego, medios manuales, instalaciones fijas, alarmas, alumbrado de emergencia)

⁹⁹ Ventiladores centrifugos y extractores en línea. Sodeca

¹⁰⁰ Separatas de Legislación, Seguridad e Higiene en Trabajo. Versión 2.4 (2007)

y actuación humana (como organización de emergencia, capacitación del personal, entrenamiento del plan adecuado, elementos de protección personal, logística de emergencia) .

Para la selección del tipo de matafuego a utilizar se analizar la clase de fuego a combatir:

- Fuego clase A: debe contemplar ya que probablemente en el sector de oficinas se encuentren papeles, plásticos y demás materiales sólidos comunes
- Fuego clase B: es necesario que lo cubra debido a que el gas de síntesis producido contiene metano el cual es altamente inflamable.
- Fuego clase C: tiene que cumplir debido a la presencia de materiales eléctricos
- Fuego clase D: no es necesario porque no hay presencia de metales combustibles.

Por lo tanto, un matafuego apto para clase A, B y C es aquel que tiene como base halones. Los halones son hidrocarburos halogenados, constituidos por compuestos químicos derivados del flúor, cloro, bromo y metano. Los más comunes son CCl_4 , CH_3Br , BrCH_2Cl , BrCClF_2 , BrCF_3 , $\text{Br}_3\text{F}_4\text{C}_2$. Estos constituyen un agente efectivo de ignición actuando como inhibidor químico al vaporizarse sobre la llama. Se lleva a cabo una acción enfriadora suave y un efecto de inertización de la atmósfera circundante al fuego. Tienen un alto poder de extinción y son livianos.

Se debe conocer la cantidad de bocas de incendio por piso, en este caso la planta solo cuenta con planta baja. El perímetro de la planta se calcula asumiendo que la superficie construida se encuentra en un terreno de 45 m x 40 m, resultando entonces un perímetro de $p = 85 \text{ m}$, y la cantidad de bocas se obtiene mediante:

$$b = \frac{p}{45} = 1.9$$

Es decir, que se necesitan dos bocas de incendio.

Mientras que en el área de oficinas se trata de un sector de 20 m x 20 m, resultan $p = 40 \text{ m}$ y la cantidad de bocas $b = 0.9$ es decir que solo se requiere una boca de incendio.

Para el cálculo de la carga de fuego (peso de madera por unidad de superficie capaz de desarrollar una cantidad de calor equivalente al peso de los materiales contenidos en el sector) de la planta industrial se recurre a utilizar una analogía con otras plantas similares¹⁰¹. Finalmente, se obtiene un valor de $C_f = 150 \text{ kg/m}^2$. Luego se recurre a analizar el tipo de riesgo que se trata:

¹⁰¹ Guerrero et al (2013). *Análisis de distribución de planta y determinación de sectores de riesgo*.

Tabla 8.5. Riesgo que implican las actividades predominantes del edificio

Actividad predominante	Clasificación de los materiales según su combustión						
	Riesgo 1 Explo.	Riesgo 2 Infla.	Riesgo 3 Muy comb.	Riesgo 4 Comb.	Riesgo 5 Poco comb.	Riesgo 6 Incom.	Riesgo 7 Refrac.
Residencial Administrativo	NP	NP	R3	R4	-	-	-
Comercial Industrial Depósito	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R7
Espectáculos Cultura	NP	NP	R3	R4	-	-	-

En base a lo que se puede observar en la tabla anterior se deduce que para una actividad industrial con algunos productos inflamables se trata de Riesgo 2.

Ahora para la estimación de la resistencia al fuego se asume ventilación natural, a continuación se presenta la tabla utilizada:

Tabla 8.6. Resistencia al fuego de elementos estructurales y constructivos

Carga de Fuego	RIESGO				
	Riesgo 1 Explo.	Riesgo 2 Infla.	Riesgo 3 Muy comb.	Riesgo 4 Comb.	Riesgo 5 Poco comb.
Menor o igual a 15 kg/m ²	NP	F 60	F 30	F 30	-
15 a 30 kg/m ²	NP	F 90	F 60	F 30	F 30
30 a 60 kg/m ²	NP	F 120	F 90	F 60	F 30
60 a 100 kg/m ²	NP	F 180	F 120	F 90	F 60
Mayor a 100 kg/m ²	NP	F 180	F 180	F 120	F 90

Por lo tanto, se deduce que la resistencia al fuego es F 180. Con este valor se puede seleccionar el tipo de material para la construcción. En la siguiente tabla hay algunos ejemplos:

Tabla 8.7 Resistencia al fuego estimadas de cerramientos o estructuras empleados en la construcción

Tipo	Espesor (cm)	Resistencia al fuego (min)
Mampostería de ladrillos huecos	21	F 120
Tabique, viga o losa de hormigón armado	10	F 120
Bloques huecos de hormigón	30	F 120
Losa de ladrillos cerámicos	15	F 120
Mampostería de ladrillos comunes	30	F 240
Pared, columna, viga o losa de hormigón armado	18	F 240
Bloques huecos de hormigón	45	F 240
Losas de ladrillos cerámicos	22	F 240

Para considerar el material más seguro se opta por aquellos que sean F 240. En general en plantas industriales se utiliza hormigón armado por su versatilidad, firmeza y costo accesible¹⁰².

Por último se procede a calcular la cantidad de medio de escape y sus dimensiones. En la planta, se cuentan con 4 empleados por turno (determinado en el *Capítulo 7*). Además, habrá 1 empleado por turno encargado del mantenimiento y control. Por otro lado, es estimó en el *Capítulo 7* que habrá 2 empleados en la zona de oficinas. Estos trabajarán solo un turno.

Como puede suceder que un determinado momento todos los empleados se encuentren en un único sector (ya sea en el sector de planta o de oficinas), se considerará la cantidad de empleados totales para determinar las unidades de ancho de salida en cada sector:

$$n = \frac{N}{10} = 0.7$$

Se redondea al entero superior mayor a 1 siendo $n = 2$ para la planta y oficina. Luego se debe calcular el ancho mínimo necesario, teniendo en cuenta que se tratan de edificaciones nuevas. A continuación se presenta la tabla que se utilizó:

Tabla 8.8 Ancho mínimo permitido de los medios de escape

(n) unidades de anchos de salida (N°)	Edificios nuevos	Edificios existentes
2	1,10 m	0,96 m
3	1,55 m	1,45 m
4	2,00 m	1,85 m
5	2,45 m	2,30 m
6	2,90 m	2,80 m

El ancho mínimo permitido es de dos unidades de ancho de salida. El ancho mínimo se mide entre zócalos.

¹⁰² Delgado, J. (2013). *Los cerramientos y pavimentos en edificios industriales*.

Según lo presentado en la tabla anterior se observa que se requiere un ancho de 1.10 m como mínimo en cada sector.

Se adopta un medio de salida por sector, ya que es lo establecido hasta 2 unidades de ancho de salida inclusive. La escalera no es necesaria ya que las edificaciones solo cuenta con planta baja.

Iluminación

Para garantizar el confort visual de los operarios se deben cumplir los siguientes requisitos:

- Iluminación uniforme
- Iluminancia (cantidad de luz) óptima
- Ausencia de brillos deslumbrantes
- Condiciones de contraste adecuadas
- Colores correctos
- Ausencia de efectos estroboscópicos

Tanto los trabajadores que se encuentren en la planta como aquellos que estén en las áreas de oficinas se clasifican como tareas moderadamente críticas y prolongadas con detalles medianos. Estos son trabajos medianos, mecánicos y manuales, de inspección y montaje, trabajos comunes de oficina (como lectura, escritura y archivo). Dentro de esta categoría la iluminación sobre el plano debe estar dentro de 300 a 750 lux¹⁰³. Por lo tanto se debe contar con el alumbrado artificial necesario para condiciones normales en dicho rango. Además es necesario que la planta tenga alumbrado de emergencia: escape (garantizar evacuación), reserva (continuar con las actividades) y seguridad (asegurar la conclusión de tareas con riesgos potenciales).

Riesgo eléctrico

Riesgo eléctrico es aquel producido por instalaciones eléctrica, 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. Para que esto ocurra se requiere. Los factores que intervienen en los accidentes son:

- Factores técnicos:
 - Intensidad de la corriente
 - Tiempo de exposición
 - Trayectoria de la corriente
 - Naturaleza de la corriente
 - Resistencia eléctrica del cuerpo
 - Tensión eléctrica
- Factores humanos:
 - Edad
 - Enfermedades
 - Sexo
 - Estado emocional

¹⁰³ Separatas de Legislación, Seguridad e Higiene en Trabajo. Versión 2.4 (2007)

- Profesión habitual
- Experiencia

Dado que la planta genera energía eléctrica debe ser primordial evitar accidentes eléctricos ya que pueden llevar hasta la muerte del operario debido a la alta tensión con la que se trabaja. No solo la generación de energía implica peligro para los operarios, sino también los equipos que requieren conexiones trifásicas (lo que implica mayor voltaje). Por lo tanto se cuenta con las siguientes técnicas de seguridad:

- Informativas: normas generales que prohíben al personal no especializado ingresar al área de generación de energía, formación de los operarios acerca de los cuidados a tener en cuenta, señalización de elementos de alta tensión, identificación y comprobación de tensiones en instalaciones eléctricas.
- Protección de la instalación: protegen al operario.
- Protección de contacto directo: impiden que la corriente atraviese el cuerpo. Estas son: separación de distancia (se alejan partes activas para que el operario no tenga acceso a ellas, excepto personal capacitado), interposición de obstáculos o barreras (transformadores, interruptores y enchufes con protección de rejillas), recubrimiento de las partes activas (cables recubiertos).
- Protección de contacto indirecto: empleo de tensión de seguridad, separación de circuitos, doble aislamiento, aislamiento de masas, conexión equipotencial, dispositivos de corte automático, puesta a tierra e interruptor diferencial.

Además, deben aplicarse obligatoriamente las 5 reglas de oro para trabajar en instalaciones eléctricas sin tensión:

1. Abrir todas las fuentes de tensión
2. Enclavamiento o bloqueo de los aparatos de corte
3. Comprobación de la ausencia de tensión
4. Puesta a tierra y en cortocircuito
5. Señalización y delimitación de la zona de trabajo.

Carga térmica

La valoración del estrés térmico y la tensión térmica puede utilizarse para evaluar el riesgo de la salud y seguridad del trabajador.

El estrés térmico es la carga neta de calor a la que un trabajador puede estar expuesto como consecuencia de las contribuciones combinadas del gasto energético del trabajo y de los factores ambientales.

Un estrés térmico medio o moderado puede causar malestar y puede afectar de forma adversa a la realización del trabajo y la seguridad pero no es perjudicial para la salud. A medida que el estrés térmico se aproxime a los límites de tolerancia humana, aumenta el riesgo de los trastornos relacionados con el calor.

La medida TGBH proporciona un índice útil de la contribución ambiental del estrés térmico. Esta medida se ve afectada por la temperatura del aire, el calor radiante y la humedad. Como aproximación que es, 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. Los valores TGBH (índice temperatura globo y bulbo húmedo) se calcula utilizando las siguientes ecuaciones:

Con exposición directa al sol:

$$TGBH = 0.7 TBH + 0.2TG + 0.1 TBS$$

Sin exposición directa al sol:

$$TGBH = 0.7 TBH + 0.3TG$$

En donde:

TBS=temperatura de aire seco.

TBH= temperatura húmeda.

TG= temperatura de globo.

Este índice vincula las temperaturas de globo y bulbo húmedo del ambiente con el metabolismo, generado a partir de las actividades del individuo. Obtenido el valor del índice, se pueden obtener los tiempos de trabajo y descanso necesarios para que un operario (sano, hidratado adecuadamente y sin medicación) no presente síntomas que afecten su salud ni su seguridad.

Para obtener el índice TGBH en °C se necesita medir temperaturas, usando sensores de temperatura húmeda natural, temperatura del aire y sensor de temperatura de globo. Para esto se utilizan dos instrumentos: el Monitor de Estrés Térmico que indica en forma digital el índice TGBH y el psicrómetro de voleo para determinar temperaturas de bulbo húmedo y seco, que se usa junto con un termómetro globo para evaluar el calor radiante.

Al no contar con dicha información, se buscó en bibliografía valores de TBS, TG y TBS en plantas industriales en la provincia de Tucumán. En una planta ubicada en San Miguel de Tucumán donde se realizan trabajos con fuentes de calor se encontraron los siguientes valores¹⁰⁴:

TBS= 30,2 °C

TG= 30,4°C

TBH= 29°C

A pesar de que estos valores no coinciden con los mencionados en el *Capítulo 6*, se toman valores promedio ya que sería demasiado conservador considerar las temperaturas máximas en la provincia. Aunque hay ciertas actividades que involucran estar al sol, el trabajo no será todo el tiempo a la intemperie. Por otro lado, al tratarse de tareas de control no implica un esfuerzo físico muy grande para el personal.

¹⁰⁴Leal V., Niklison J. y otros. Protocolo de procedimientos para la prevención de riesgos laborales.(2016). página 96.

Por lo tanto, para los puestos de administración se obtiene un valor de TGBH de 29,42°C (sin exposición al sol), mientras que para los puestos de mantenimiento y control se obtiene un valor de 29,38°C, considerando que estarán expuestos al sol.

Luego, se deben analizar los puestos de trabajo según su actividad:

Tabla 8.9. Ejemplos de actividades dentro de las categorías de gasto energético

Ligero	Moderado	Pesado	Muy pesado
-Sentado con movimientos moderados -De pie, con trabajo ligero en máquina utilizando principalmente las manos	-Levantar o empujar moderadamente estando en movimiento -Andar en llano a 6 Km/h llevando 3 Kg de peso	-Trabajo fuerte de montaje discontinuo -Levantamiento fuerte intermitente empujando o tirando	-Mover con una pala tierra mojada

Según la *Tabla 8.9*, se considera que los puestos de administración son de tipo de **ligero**, mientras que los puestos de mantenimiento y control son de tipo **moderado**.

Por último, se accede a la *Tabla 8.10* y se obtienen los tiempos de trabajo y descanso para cada puesto. Cabe aclarar, que se consideran que todos los empleados se encuentran aclimatados, es decir, que cuentan con un historial de exposiciones recientes al estrés térmico (p .ej., 5 días en los últimos 7 días)

Tabla 8.10. Criterios de selección para la exposición al estrés térmico (valores TGBH en °C)

Exigencias de trabajo	Aclimatado			
	Ligero	Moderado	Pesado	Muy pesado
100% trabajo	29.5	27.5	26	
75% trabajo 25% descanso	30.5	28.5	27.5	
50 % trabajo 50% descanso	31.5	29.5	28.5	27.5
25 % trabajo 75% descanso	32.5	31	30	29.5

Se concluye que el régimen de trabajo permitido para los empleados administrativos es 100% trabajo. El régimen para empleados de control y mantenimiento deberá ser 50% trabajo y 50% descanso, para evitar el estrés térmico. Sin embargo, se debe destacar que a pesar de que hay varias actividades que se encuentran a la intemperie, como es el caso de transporte de sólidos. El resto de las actividades se encuentran techadas. Por otro lado, no necesariamente el trabajo moderado es constante, sólo en caso de necesitar mover algún elemento pesado, o ciertas tareas de mayor esfuerzo. Por este motivo es que se considera para el trabajo normal que se puede tomar el caso de 75% trabajo y 25% descanso. Aunque, en casos especiales que requieran más esfuerzo y/o

exposición al sol se debe dividir las tareas en 50% trabajo y 50% descanso como se mencionó inicialmente.

Las prácticas de higiene de estrés térmico son importantes porque reducen el riesgo de que un individuo pueda sufrir alteraciones relacionadas con el calor. Los elementos claves son la reposición de líquido, el control del estado de salud, el mantenimiento de un estado de vida saludable y el ajuste de las expectativas basado en el estado de aclimatización.

Las prácticas de higiene requieren la plena cooperación de la supervisión y de los trabajadores. Dentro de los controles generales se encuentran:

- Dar instrucciones verbales y escritas acerca del estrés térmico y la tensión térmica
- Fomentar beber pequeños volúmenes de agua fría cada 20 minutos
- Fomentar la observación, con la participación del trabajador, de la detección de los signos y síntomas de la tensión térmica en los demás
- Fomentar estilos de vida sana
- Etc.

Contaminación del aire en el ambiente de trabajo

Se entiende por contaminación del aire a la presencia de sustancias en concentraciones tales que en el tiempo habitual de exposición pueden producir efectos adversos en los trabajadores. Según su estado físico se clasifican en partículas (polvos, partículas respirables, fibras y humos), gases y vapores. Las vías de entrada son respiratoria, dérmica, digestiva y parenteral. La más importante es la respiratoria ya que es indispensable la inhalación de aire y el contaminante penetra rápidamente.

Por lo tanto para asegurar que las condiciones de trabajo sean saludables se somete a los empleados (tomando una muestra representativa) a una evaluación biológica que mediante un análisis de orina, sangre y aire exhalado se determina si los índices biológicos son correctos.

El principal proceso a controlar es el funcionamiento del desorbedor y el motor, los cuales liberan contaminantes a la atmósfera, principalmente NH_3 , CO , CO_2 , NO_2 y SO_2 . A pesar de que el diseño de la planta se realizó para que estos compuestos esten presentes en la atmósfera con un contenido inferior a los límites máximos establecidos será importante que estos contaminantes se liberen al exterior (a través de una chimenea) y no en el interior de la planta.

En función del tipo de actividad industrial o comercial que se quiera desarrollar en un edificio o local es obligatorio disponer de un sistema que cuente con una salida de humos hacia el exterior y que garantice la calidad del aire interior.

También se debe controlar el depósito de cenizas. Durante la recolección de estos los operarios cuentan con elementos de protección personal y ventilación como se mencionó anteriormente. De todas formas otras consideraciones son:

- Aislamiento de la operación
- Mantenimiento y limpieza
- Disminuir el tiempo de exposición

Corrección del ambiente de trabajo

Uno de los métodos más extensamente difundido en cuanto a la descontaminación tanto sea del microambiente laboral como del ambiente en general es la ventilación.

Uno de los propósitos de la ventilación es el mantenimiento de un estado y composición del aire que resulten apropiados a las necesidades de la higiene. Sin embargo, la ventilación tiene también otras finalidades, como son las debidas necesidades técnicas de los procedimientos de fabricación, almacenamiento y acondicionamiento de los productos así como la conservación de equipos.

En caso de existir contaminación de cualquier naturaleza o condiciones ambientales perjudiciales para la salud, tales como carga térmica, vapores, gases, nieblas, polvos u otras impurezas en el aire, la 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.

En los lugares donde se realicen actividades laborales deberá ventilarse preferentemente en forma natural. La ventilación mínima de los locales, determinada en función de números de personas será la establecida por la siguiente tabla:

Tabla 8.11. Dto 351/70 -reglamento de la Ley Nacional de Higiene y Seguridad en el Trabajo, Nº 19587

PARA ACTIVIDAD SEDENTARIA	
Cubaje del local en m ³ /persona	Caudal de aire necesario en m ³ /h persona
3	43
6	29
9	21
12	15
15	12

PARA ACTIVIDAD MODERADA	
Cubaje del local en m ³ /persona	Caudal de aire necesario en m ³ /h persona
3	65
6	43
9	31
12	23
15	18

Sector de oficinas

Teniendo en cuenta que la superficie de oficinas es de 400 m^2 y tomando en cuenta un valor de 2,5 m de altura se obtiene un volumen del local de 1000 m^3 . Considerando que en el área de oficinas trabajan 3 personas se tiene un cubaje de $333 \text{ m}^3/\text{persona}$. Según la *Tabla 8.11* para una actividad sedentaria, el mínimo caudal de aire que se requiere es de $12 \text{ m}^3/\text{h}$ persona. Si se toma en cuenta que los empleados trabajan 8 horas entonces se tienen $96 \text{ m}^3/\text{persona}$.

Dado que el valor es ampliamente superior no se necesita ventilación forzada. Además, como en este sector no existe contaminación, la renovación de aire se hará únicamente por ventilación natural.

Sector de planta

En cuanto al área de plantas se dispondrá de ventilación localizada para la extracción del polvo en el ambiente de trabajo y demás contaminantes como NH_3 , CO y CO_2 principalmente. Este será un sistema sencillo que constará de:

- Elemento de captación: campana, cajón o cualquier otro elemento dispuesto para la captación del contaminante.
- Elemento de conducción: tubería.
- Elemento de aspiración: ventilador.

Vale aclarar que, no hay una única solución posible. Como elemento de captación se pueden utilizar campanas simples, campanas simples con pestaña, cabinas, campanas elevadas, entre otros. Por otro lado, para mover el aire a través del sistema de ventilación es necesario aportar energía para vencer las pérdidas de carga del sistema. Esta energía es la que generalmente se aporta con un ventilador. Dentro de estos los más utilizados son los centrífugos por su facilidad para vencer elevadas pérdidas de carga.

Es importante un buen mantenimiento y limpieza del sector ya que se trabaja con material particulado que se puede depositar en el piso, maquinarias, etc. Los movimientos o vibraciones pueden, además, redispersarlo. Se recomienda construir locales con superficies lisas y fáciles de limpiar, sin salientes innecesarias. La limpieza frecuente y la observancia de otras reglas de buen mantenimiento, tales como no permitir la acumulación de objetos en que pueda depositarse polvos o el almacenamiento al descubierto de materiales con sustancias volátiles, contribuyen a evitar la dispersión de sustancias nocivas.

Medio ambiente

Medio ambiente es sistema natural o transformado en que vive la humanidad, con todos sus aspectos sociales, biológicos y físicos, y las relaciones entre ellos. La contaminación puede darse en:

Aire

A la salida del motor y del desorbedor se liberan gases contaminantes a la atmósfera como: CO_2 , NO_2 , SO_2 y CO .

En cuanto a las emisiones de CO₂, la principal emisión de este gas proviene de la combustión del motor (se generan 819.4 kg/h de CO₂). Sin embargo, como se aclaró en el *Capítulo 1*, la utilización de la biomasa pura como combustible tiene emisiones consideradas neutras, en el sentido de que el CO₂ emitido en la combustión ha sido absorbido previamente de la atmósfera.

En cuanto al resto de las emisiones, las mismas cumplen con los límites legales. Por un lado, en el lavador Venturi se elimina un 20% del NH₃ lo que se traduce en una concentración de NO₂ a la salida del motor de 376.8 mg/Nm³. De no haber absorbido esta cantidad de NH₃ en el lavador se obtendrían a la salida del motor alrededor de 482 mg/Nm³, valor que supera el límite legal.

Además, a la salida del gasificador se tiene un caudal de H₂S de 0.61 kg/h. Este valor se traduce a una concentración de SO₂ a la salida del motor de 584 mg/Nm³. Para cumplir con los límites legales se utiliza un lecho relleno de Sulfatreat, el cual retiene un 48% de H₂S logrando un valor de SO₂ menor al límite legal, como se observa en la *Tabla 8.12*.

Tabla 8.12. Emisiones de contaminantes a la atmósfera

Desorbedor	Motor
$[CO] = \frac{500000 \frac{mg}{h}}{17541 \frac{Nm^3}{h}} = 28 \frac{mg}{Nm^3} < 28.6 \frac{mg}{Nm^3}$	$[SO_2] = \frac{600000 \frac{mg}{h}}{1964 \frac{Nm^3}{h}} = 305.5 \frac{mg}{Nm^3} < 500 \frac{mg}{Nm^3}$
$[NH_3] = \frac{90000 \frac{mg}{h}}{17541 \frac{Nm^3}{h}} = 5 \frac{mg}{Nm^3} < 19 \frac{mg}{Nm^3}$	$[NO_2] = \frac{740000 \frac{mg}{h}}{1964 \frac{Nm^3}{h}} = 376.8 \frac{mg}{Nm^3} < 450 \frac{mg}{Nm^3}$
$[CO_2] = \frac{800000 \frac{mg}{h}}{17541 \frac{Nm^3}{h}} = 46 \frac{mg}{Nm^3} < 8992 \frac{mg}{Nm^3}$	

Es importante destacar que si bien las cantidades de efluentes gaseosos emitidos a la atmósfera se encuentran dentro de los límites legales, estos no dejan de ser perjudiciales para el medio ambiente y las especies que viven en él. Dentro de los efectos adversos se puede mencionar que los óxidos de nitrógeno pueden producir daños sobre la salud humana (irritación de los sistemas respiratorio y ocular, y el agravamiento, o incluso aparición de enfermedades respiratorias crónicas y cerebrovasculares) y sobre el medio ambiente (destruyen el ozono estratosférico, producen lluvia ácida, contribuyen a la creación del smog y al efecto invernadero cuando reaccionan con los compuestos orgánicos volátiles).

Por último, el óxido de azufre, durante su proceso de oxidación en la atmósfera, forma sulfatos. Estos sulfatos forman parte del material particulado PM10. En presencia de humedad el dióxido de azufre forma ácidos en forma de aerosoles y se produce una parte importante del material particulado secundario o fino (PM2.5). El SO₂ es el responsable de la lluvia ácida la cual provoca la destrucción de bosques, vida salvaje y la acidificación de las aguas superficiales.

Tanto la exposición a sulfatos como a los ácidos derivados del SO₂, comportan graves riesgos para la salud ya que éstos pasan directamente al sistema circulatorio humano a través de las vías respiratorias. La exposición de altas concentraciones durante cortos períodos de tiempo puede irritar

el tracto respiratorio, causar bronquitis, reacciones asmáticas, espasmos reflejos, parada respiratoria y congestionar los conductos bronquiales de los asmáticos.

Agua

El agua a utilizar proviene de pozo sin embargo, para no abusar de este recurso se decide recircularla. De todas formas, cuando el agua se sature y se deba renovar, se debe enviar a una planta de tratamiento de efluentes y no devolver al medio ambiente en esas condiciones.

Según la Secretaría de Energía de Argentina, si la planta produce menos de 50 MW se deben realizar:

- Mediciones mensuales de concentración de SO₂, NO_x y MP.
- Mediciones mensuales del pH en los efluentes líquidos.

Suelo

Durante el proceso no se contamina el suelo de ninguna forma, de hecho hasta se puede realizar acciones beneficiosas para la tierra. Este es el caso de la utilización de cenizas como fertilizantes debido a su amplia cantidad de minerales útiles para el crecimiento de plantas.

Otro aspecto a analizar son los residuos producidos:

- Residuos similares a sólidos urbanos: como pueden ser restos de comedores, oficinas, etc. El destino es el mismo que en los hogares, se recogen y se tratan de igual modo que el resto de residuos urbanos.
- Residuos especiales no peligrosos: una vez que el reactivo utilizado en el lecho relleno para la eliminación de H₂S se agota, constituye un residuo especial no peligroso, cuya disposición final puede realizarse en rellenos sanitarios o en caminos.

Se considera que la empresa es amigable con el medio ambiente en varios sentidos

1. Respeta los límites legales de contaminantes en la atmósfera
2. No genera residuos tóxicos.
3. Se utilizan residuos de la cosecha de la caña de azúcar para generar energía limpia dándole valor al RAC que era quemado evitando emisiones de gases de efecto invernadero.

La planta opera en base a una economía circular, ya que cada parte involucrada en el proceso tiene una finalidad. Este tipo de gestión, más similar a un ecosistema industrial (como le suelen llamar los ambientalistas por su analogía con un ecosistema natural) es clave para tener un futuro y tomar conciencia del cambio climático actual. Como ingenieros no podemos no formar parte de la solución ya que las industrias en general son una parte importante de la contaminación ya sea por el uso excesivo de agua (y su contaminación con sustancias tóxicas), emisión de gases de efecto invernadero, contaminación de suelos, y otros aspectos en los cuales las empresas tienen responsabilidades.

Con todas las medidas mencionadas anteriormente se concluye que la planta es lo suficientemente segura para los operarios. Se evalúan todos los aspectos que pueden perjudicar su integridad física y

se reducen al máximo posible los riesgos. De esta forma, se garantiza la salud de todas las personas presentes en el edificio. Además, el tratamiento del syngas a la salida del gasificador no solo fue pensado para disminuir su temperatura y la cantidad de sólidos necesaria para el ingreso al motor, sino para cumplir con los límites legales de emisiones, lo cual coincide justamente con el eje y objetivo principal del proyecto (cuidado ambiental) como fue mencionado a lo largo de todos los capítulos.

Bibliografía

1. Delgado, S. (2013). *Los cerramientos y pavimentos en edificios industriales*. Disponible en <https://www.studocu.com/es/document/uned/construccion-y-arquitectura-industrial/apunt-es/tema-9-los-cerramientos-y-pavimentos-en-edificios-industriales/607153/view>
2. Guerrero et al (2013). *Análisis de distribución de planta y determinación de sectores de riesgo*. Disponible en http://www.edutecne.utn.edu.ar/coini_2013/trabajos/COC23_TC.pdf
3. Leal V., Niklison, J. y otros (2016). *Protocolo de procedimientos para la prevención de riesgos laborales*. P. 96. Disponible en http://redi.ufasta.edu.ar:8080/xmlui/bitstream/handle/123456789/1474/2016_SH_078.pdf?sequence=1
4. Norma OHSAS 18001
5. *Separatas de Legislación, Seguridad e Higiene en Trabajo*. Versión 2.4 (2007)
6. Sodeca. *Ventiladores centrífugos y extractores en línea*. Disponible en https://sodeca.com/upload/imgCatalogos/ES/CT01_centrifugo_enlinea_2014ES.pdf

CONCLUSIÓN

La situación actual de agotamiento de materias primas de origen fósil y el impacto ambiental que estos generan, supone una oportunidad para el desarrollo de procesos de obtención de gas de síntesis a partir de materias primas renovables como es la biomasa.

A lo largo de los capítulos desarrollados se diseñó una planta química capaz de producir energía eléctrica a partir de la gasificación de los residuos de cosecha de la caña de azúcar utilizando aire como agente gasificante. El objetivo de proyecto es el de aprovechar el poder calorífico del gas de síntesis en un motor de combustión interna para inyectar a la red eléctrica. De esta manera, se dimensionó la planta para el procesamiento de 1 ton/h de biomasa.

En base a un análisis de los distintos tipos de gasificadores existentes en el mercado actual se decidió emplear dos gasificadores downdraft Imbert en paralelo que procesan 500kg/h de RAC cada uno. Estos gasificadores son los recomendados para la generación de energía eléctrica de pocos kW y presentan la ventaja de que, debido a su diseño, se genera una cantidad de alquitranes despreciable.

Para hallar las condiciones óptimas de operación se utilizó un modelo estequiométrico de equilibrio termodinámico para simular las zonas de secado, pirólisis y oxidación y uno cinético (*Giltrap et al.*) para representar la zona de reducción. Luego de la resolución numérica se obtiene la composición del gas producto a la salida del gasificador.

Antes de ingresar al gasificador, la biomasa debe atravesar un proceso de acondicionamiento donde se realiza la peletización de la materia prima con el objetivo de homogeneizar la entrada al gasificador y disminuir la granulometría del RAC.

A la salida de los gasificadores, los caudales de syngas se unen y atraviesan un proceso de acondicionamiento. El tren de purificación del gas de síntesis cuenta con los siguiente equipos: ciclón (es capaz de separar parte de los sólidos que ingresan junto con el syngas), lavador Venturi (permite eliminar el resto de las partículas sólidas y NH_3), desorbedor (permite reutilizar el agua sucia procedente del lavador) y lecho relleno (se utiliza para eliminar el H_2S presente en el syngas).

Se analizó la correcta integración energética a lo largo de la planta utilizando la metodología de análisis Pinch.

Luego de seleccionar el motor a utilizar se realizó el balance energético de la planta y se obtuvo una potencia de 482 kW netos para inyectar a la red eléctrica. Además, se realiza el balance de masa en

el motor con el fin de verificar si el tren de purificación del gas de síntesis fue efectivo y logró, por ende, obtener concentraciones de NO_2 y SO_2 a la salida del motor menores a los límites legales.

En el aspecto de viabilidad económica se determinó que la planta de gasificación tal cual como fue diseñada no es económicamente rentable. En consecuencia, se determinaron alternativas para poder invertir esta situación, una de las cuales es la activación de char. A pesar de que no se analizaron los costos que trae aparejado la activación del char, se observa en este proceso, una oportunidad de mejora, que podría llegar a hacer factible económicamente este proyecto.

Por otro lado, en cada actividad que realizan los operarios se analizaron los riesgos con el Método Fine. En base a eso se deducen ciertas medidas de prevención a tomar y los elementos de protección personal necesario. Además se busca la ergonomía y salud del trabajador tanto en los factores de iluminación, estrés térmico, riesgo eléctrico y renovación de aire. De esta forma la planta diseñada es segura para los operarios y se garantiza la salud de todas las personas presentes en el edificio.

En base a lo planteado, se puede decir que se cumplió con el objetivo principal del proyecto: diseñar una planta industrial para gasificación de biomasa. La planta fue diseñada sin perder de vista el foco principal del proyecto: el cuidado del medio ambiente.

Como ingenieros, no podemos ser ajenos a la crisis climática actual y es de vital importancia que se mantenga este criterio en cualquier proyecto al que nos enfrentemos en el futuro.

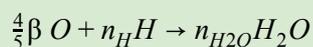
APÉNDICE

ÍNDICE

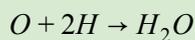
Apéndice 2.A. Formulación del modelo de pirólisis	197
Apéndice 2.B. Formulación del modelo de combustión	199
Apéndice 2.C. Poder calorífico del gas	201
Apéndice 3.A. Dimensiones del reactor Imbert	202
Apéndice 4.A. Cálculos para la determinación de impurezas	204
Apéndice 4.B. Balances de masa en el gasificador	206
Apéndice 5.A. Cálculos para el dimensionamiento del ciclón	209
Apéndice 5.B. Cálculos para el dimensionamiento del lavador Venturi	212
Apéndice 5.C. Diseño del lecho de Sulfatreat	215
Apéndice 5.D. Balance de masa en equipos	217
Apéndice 6.A. Cálculos para el dimensionamiento del intercambiador de calor aire-syngas y agua-syngas	221
Apéndice 6.B. Cálculo para el dimensionamiento de las torres de enfriamientos	225
Apéndice 6.C. Equipos necesarios para el transporte y almacenamiento de materia prima	230

Apéndice 2.A. Formulación del modelo de pirólisis

Del primer postulado, se formula que $\frac{4}{5}\beta$ moles de oxígeno reaccionan con el hidrógeno del combustible para formar H_2O . Es decir:



De la ecuación estequiométrica entre el O y el H para formar H_2O se deduce que 1 mol de O reacciona con 2 moles de H para producir 1 mol de H_2O . Entonces, $\frac{4}{5}\beta$ moles de O deben reaccionar con $\frac{8}{5}\beta$ moles de H para formar $\frac{4}{5}\beta$ moles de H_2O .



-Cantidad de hidrógeno consumido (n_H) = $\frac{8}{5}\beta$ moles.

-Cantidad de H_2O formado (n_{H_2O}) = $\frac{4}{5}\beta$ moles.

-Cantidad total de H_2O en la zona de pirólisis:

$$n_{H_2O_p} = n_{H_2O} + w$$

w se obtiene como:

$$w = \frac{MC * PM_{biomasa}}{PM_{H_2O} * (1 - MC)}$$

donde el peso molecular de la biomasa se estima como:

$$PM_{biomasa} = PM_C + PM_H * \alpha + PM_O * \beta$$

Del segundo postulado se tiene que 1/5 del oxígeno del combustible se libera como CO y CO₂. Es decir, $\frac{1}{5}\beta$ moles de oxígeno reaccionan con el hidrógeno del combustible para formar CO₂ y CO



Del balance del oxígeno se tiene que:

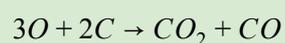
$$\frac{1}{5}\beta = 2n_{CO_2p} + n_{COp}$$

Debido a que en la tercer suposición se obtiene la relación entre CO y CO₂, se puede determinar el valor de n_{CO_2p} y n_{COp} :

$$n_{COp} = \frac{44}{28} n_{CO_2p}$$

$$n_{CO_2p} = \frac{\frac{1}{5}\beta}{2 + \frac{44}{28}} \text{ y } n_{COp} = \frac{44}{28} n_{CO_2p}$$

Al observar la reacción estequiométrica entre C y O se ve que 3 moles de O reaccionan con 2 moles de C para dar un mol de CO₂ y de CO.



Se puede concluir que $\frac{1}{5}\beta$ moles de O reaccionan con $\frac{2}{15}\beta$ moles de C.

El cuarto postulado establece que se libera el 50% del hidrógeno disponible en el combustible como H₂. Se ha observado que $\frac{8}{5}\beta$ moles de H del combustible se ha consumido durante la formación de H₂O. Por lo tanto, la cantidad de combustible H restante puede estimarse como:

$$\alpha r = \alpha - n_H$$

Ahora, el 50% de α_r se liberan como hidrógeno. Entonces, el número de moles de H_2 liberado puede ser calculado como:

$$n_{H2p} = \frac{0.5\alpha_r}{2}$$

En el quinto postulado se formula que el 50% restante del H de la biomasa se libera en forma de CH_4 y C_2H_2 :



Del balance de hidrógeno se tiene:

$$0.5\alpha_r = 4n_{CH4p} + 2n_{C2H2p}$$

Y del último postulado se sabe que la relación entre el CH_4 y el C_2H_2 es 26/16, entonces:

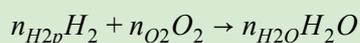
$$n_{C2H2p} = \frac{0.5\alpha_r}{4 \frac{26}{16} + 2} \quad \text{y} \quad n_{CH4p} = \frac{26}{16} n_{C2H2p}$$

Finalmente, sustituyendo los valores de n_{COp} , n_{CO2p} , n_{CH4p} , n_{C2H2p} en el balance de carbono se obtiene el valor de n_{Cp} .

$$n_{Cp} = 1 - 2n_{C2H2p} - n_{COp} - n_{CO2p} - n_{CH4p}$$

Apéndice 2.B. Formulación del modelo de combustión

El primer postulado expresa que el hidrógeno que se formó durante la pirólisis de la biomasa se oxida completamente a H_2O .

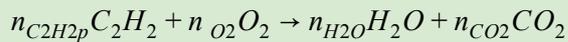


La ecuación estequiométrica para la reacción entre O y H para formar H_2O , indica que 1 mol de H_2 reacciona con 1/2 mol de O_2 para producir 1 mol de H_2O .



Por lo tanto, n_{H2p} moles de H_2 deben reaccionar con $n_{H2p}/2$ moles de O_2 para producir n_{H2p} moles de H_2O .

Basado en el segundo postulado, el O_2 balanceado oxida al C_2H_2 y produce CO_2 y H_2O :



La reacción estequiométrica entre C_2H_2 y O_2



revela que 2 moles de etileno reaccionan con 5 moles de oxígeno para producir 4 moles de dióxido de carbono y 2 moles de agua. Por lo tanto, $n_{C_2H_2p}$ moles de C_2H_2 reacciona con $n_{H_2p}/2$ moles de O_2 para producir $n_{H_2p} * 2$ moles de CO_2 y n_{H_2p} moles de H_2O .

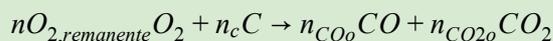
Por otro lado, el O_2 remanente en la zona de oxidación es:

$$n_{O_2, \text{remanente}} = a - \frac{n_{H_2p}}{2} - \frac{5}{2} n_{C_2H_2p}$$

donde:

$$a = \left(1 + \frac{a}{4} - \frac{b}{2}\right) ER$$

El tercer postulado explica que el oxígeno restante se consume totalmente para producir CO y CO_2 según la siguiente reacción:



Del balance elemental de oxígeno se tiene que:

$$n_{O_2, \text{remanente}} = (n_{COo} - n_{COp})/2 + (n_{CO_2o} - n_{CO_2p} - 2n_{C_2H_2p})$$

Además, según el cuarto postulado, la relación de formación de CO y CO_2 es 3.5606. Por lo tanto:

$$\frac{(n_{COo} - n_{COp})}{(n_{CO_2o} - n_{CO_2p} - 2n_{C_2H_2p})} = 3.5606$$

Resolviendo las dos últimas ecuaciones en simultáneo se obtienen los valores de:

$$n_{COo} \text{ Y } n_{CO_2o}$$

El sexto postulado dice que el CH_4 se traslada a la zona de reducción. Así pues:

$$n_{CH_4o} = n_{CH_4p}$$

Se postula también, que el N_2 es inerte por lo se obtienen $a * 3.76$ moles de N_2 .

Finalmente, sustituyendo en el balance de carbono se obtiene la cantidad de char que queda en la zona de oxidación:

$$n_{Co} = 1 - n_{COo} - n_{CO2o} - n_{CH4o}$$

Apéndice 2.C. Poder calorífico del gas

El poder calorífico del gas producto depende de la composición del H_2 , CO y CH_4 .

Poder calorífico inferior o neto (LHV): es la cantidad de energía transferida como calor en la reacción de combustión pero considerando que el agua que se forma en la combustión y la inherente del combustible permanecen en la fase vapor. A partir de la composición en base seca, se puede calcular el LHV como:

$$LHV_{gas} = LHV_{H_2} * y_{H_2} + LHV_{CO} * y_{CO} + LHV_{CH_4} * y_{CH_4}$$

Poder calorífico superior o bruto (HHV): es la cantidad de energía transferida como calor en la reacción de combustión donde todos los productos de la combustión son enfriados y el agua producto de la reacción ha sido condensada. Se calcula de la misma manera que el LHV:

$$HHV_{gas} = HHV_{H_2} * y_{H_2} + HHV_{CO} * y_{CO} + HHV_{CH_4} * y_{CH_4}$$

Tabla 2.C.1. Valores de HHV y LHV para el CO , H_2 y CH_4 .

	CO	H ₂	CH ₄
HHV (MJ/Nm ³)	12.63	12.74	39.82
LHV (MJ/Nm ³)	12.63	10.78	35.88

Apéndice 3.A. Dimensiones del reactor Imbert

Se obtienen las dimensiones del reactor (D_a , D_s , D_c , D_m , D_b , n , h , L_r , L_p , L_c y L_t) a partir de las relaciones nombradas en este capítulo.

En principio, se define un caudal másico a tratar y se resuelve el modelo matemático planteado en el *Capítulo 2*. El valor de F_{gp} se obtiene una vez realizado el modelo matemático para la oxidación donde se obtiene un valor del mismo de $785.18 \text{ m}^3/\text{h}$.

Una vez que se obtiene el valor de D_a es posible obtener un valor de la velocidad superficial del gas y del resto de los parámetros del reactor.

Se decide trabajar con el diámetro de contracción promedio ($D_{a,prom}$) para calcular el resto de las dimensiones.

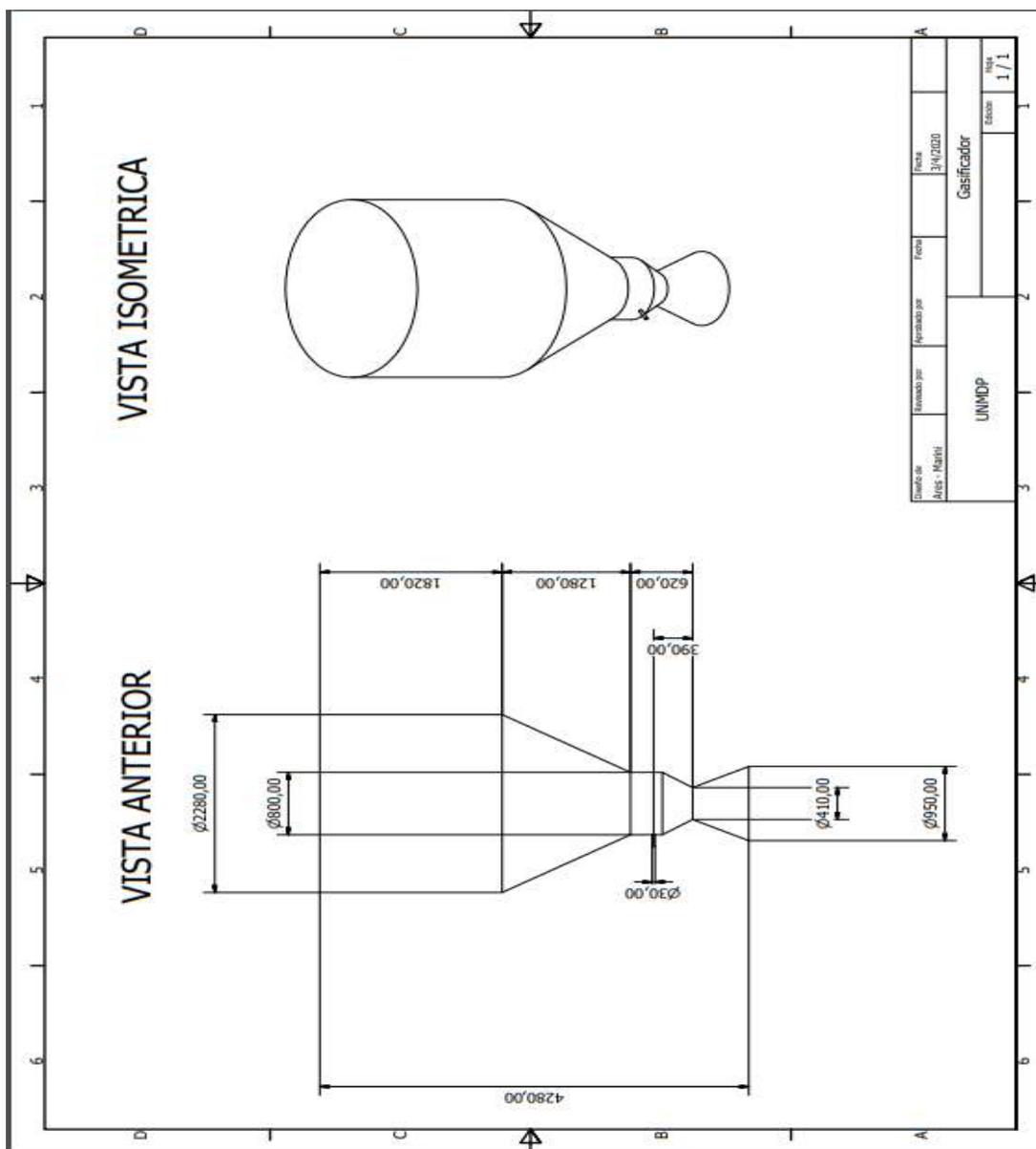
Tabla 3.A.1. Dimensiones del gasificador

Parámetro	Valor a utilizar
D_s	$2.3Da$
D_c	$1.95Da$
D_m	$5.55Da$
n	11
D_b	$\sqrt{\frac{0.055 * Da^2}{n}}$
h	$0.95Da$
L_r	$\frac{0.825}{2}(Da + Ds)$
L_c	$1.5Lr$
L_t	$\frac{Lr+Lc}{0.275}$
L_p	$Lt - Lc - Lr$

De bibliografía se halla que la inclinación adecuada para la parte del reactor cónica es de 60° . Por lo tanto el valor de $L_p = L_{cono} + L_{sup}$ donde:

$$L_{cono} = \text{tg} (60^\circ) * \frac{D_m - D_c}{2}$$

$$L_{sup} = L_p - L_{cono}$$



Apéndice 4.A. Cálculos para la determinación de impurezas

Para obtener la cantidad de biomasa reactiva, impurezas y humedad de un caudal de materia de prima de 500 kg/h, se cuenta con la siguiente información.

Tabla 4.A.1. Composición de la biomasa

Compuesto	%	Caudal másico (kg/h)
Humedad	11.9 % $m_{\text{humedad}}/m_{\text{total}}$	59.5
Nitrógeno	0.1% $m_{\text{N}}/m_{\text{seco}}$	0.44
Azufre	0.07 % $m_{\text{S}}/m_{\text{seco}}$	0.308
Cenizas	11.02 % $m_{\text{cenizas}}/m_{\text{total}}$	55.1

Los cálculos a realizar para obtener la cantidad de sólido reactivo, impurezas y humedad con un $m_{\text{total}}=500$ kg/h son las siguientes:

$$m_{\text{humedad}} = m_{\text{total}} * 0.119 = \mathbf{59.5 \text{ kg/h}}$$

$$m_{\text{seco}} = m_{\text{total}} - m_{\text{humedad}} = 440.5 \text{ kg/h}$$

$$m_{\text{impurezas}} = m_{\text{total}} * 0.1102 + m_{\text{seco}} * 0.001 + m_{\text{seco}} * 0.0007 = \mathbf{55.8 \text{ kg/h}}$$

$$m_{\text{reactiva}} = m_{\text{total}} - m_{\text{impurezas}} - m_{\text{humedad}} = \mathbf{384.6 \text{ kg/h}}$$

Los cálculos para obtener la cantidad de H_2S y NH_3 formado son los siguientes:

Amoníaco

$$m_{\text{N}} = m_{\text{seco}} * 0.001 = \mathbf{0.44 \text{ kg/h}}$$

$$n_{\text{N}} = m_{\text{N}} * \text{kmol}/14\text{kg} = 0.031 \text{ kmol/h}$$

Como la relación N: NH_3 es 1:1 se obtiene que:

$$n_{\text{NH}_3} = 0.031 \text{ kmol/h}$$

$$m_{\text{NH}_3} = n_{\text{NH}_3} * 17 \text{ kg/kmol} = 0.527 \text{ kg/h}$$

$$m_{\text{NH}_3, \text{SALIDA}} = m_{\text{NH}_3} * 1/3 = \mathbf{0.176 \text{ kg/h}}$$

Luego como la relación NH_3 : N_2 es 1:1/2 se tiene:

$$n_{\text{N}_2} = n_{\text{NH}_3} * 2/3 * 1/2 = 0.01 \text{ kmol/h}$$

$$m_{\text{N}_2} = n_{\text{N}_2} * 28 \text{ kg/kmol} = \mathbf{0.28 \text{ kg/h}}$$

Por último, como la relación NH_3 : H_2 es 1:1.5 se tiene:

$$n_{\text{H}_2} = n_{\text{NH}_3} * 2/3 * 1.5 = 0.031 \text{ kmol/h}$$

$$m_{\text{H}_2} = n_{\text{H}_2} * 2 \text{ kg/kmol} = \mathbf{0.062 \text{ kg/h}}$$

Ácido sulfhídrico

$$m_s = m_{\text{seco}} * 0.0007 = \mathbf{0.308 \text{ kg/h}}$$

$$n_s = m_s / 32 \text{ kg} = 0.009 \text{ kmol/h}$$

Como la relación S:H₂S es 1:1 se obtiene que:

$$n_{\text{H}_2\text{S}} = 0.009 \text{ kmol/h}$$

$$m_{\text{H}_2\text{S}} = n_{\text{H}_2\text{S}} * 34 \text{ kg/kmol} = \mathbf{0.306 \text{ kg/h}}$$

Apéndice 4.B. Balances de masa en el gasificador

En el presente apéndice se presenta el balance de masa realizado para cada etapa del gasificador descrita en el diagrama de bloques de la *Figura 4.4*.

*El balance de masa en el gasificador se realiza para un gasificador, para el segundo gasificador el análisis es análogo.

Tabla 4.B.1. Entrada pirólisis

Entrada pirólisis		
Componente	Caudal másico (kg/h)	Caudal molar (kmol/h)
Biomasa reactiva	384.652	14.126
Agua	59.5	3.306
Impurezas	55.848	-
Total sin impurezas	444.14	-
Total	500	-

Tabla 4.B.2. Salida pirólisis

Salida pirólisis		
Componente	Caudal másico (kg/h)	Caudal molar (kmol/h)
CO ₂	29.941	0.680
CO	29.941	1.069
CH ₄	2.031	0.127
C ₂ H ₂	2.031	0.078
H ₂	0.664	0.332
H ₂ O	234.378	13.021
C	145.157	12.094
Total sin impurezas	444.14	27.404

Para verificar que el balance sea correcto se verifica no solo que la diferencia de masa total entre la entrada y la salida sea nula sino que el balance de masa por componente también lo sea.

Tabla 4.B.3. Balance por componente en la pirólisis

Componente	Caudal Másico de Entrada (kg/h)	Caudal Másico de Salida (kg/h)
C	$F_{BIOMASA} * 12 = 169.55$	$(F_C + F_{CO} + F_{CO2} + F_{CH4} + F_{C2H2}) * 12 = 169.55$
H	$(F_{BIOMASA} * 1.47 + F_{H2O,EN} * 2) * 1 = 27.37$	$F_{H2} * 2 + F_{H2O} * 2 + F_{CH4} * 4 + F_{C2H2} * 2) * 1 = 27.37$
O	$(F_{BIOMASA} * 0.86 + F_{H2O,EN}) * 16 = 247.22$	$(F_{CO} + F_{H2O} + F_{CO2} * 2) * 16 = 247.22$

*Se denomina F_i al caudal molar del componente i expresado en kmol/h

Tabla 4.B.4. Entrada oxidación

Entrada oxidación	
Componente	Caudal másico (kg/h)
Total (sin impurezas)	444.14
Impurezas	55.848
Aire	N ₂ =336.093 O ₂ =102.156 Total=438.249
Total (sin impurezas)	882.389
Total	938.237

Tabla 4.B.5. Salida oxidación

Salida oxidación		
Componente	Caudal másico (kg/h)	Caudal molar (kmol/h)
CO ₂	81.619	1.855
CO	131.457	4.695
CH ₄	2.031	0.127
H ₂	-	-
H ₂ O	241.761	13.431
C	89.432	7.453
N ₂	336.093	12.003
Total (sin impurezas)	882.392	39.564

Tabla 4.B.6. Balance por componente en la oxidación

Componente	Caudal Másico de Entrada (kg/h)	Caudal Másico de Salida (kg/h)
C	169.553	$(F_C + F_{CO} + F_{CO_2} + F_{CH_4}) * 12 = 169.553$
H	27.37	$(F_{H_2O} * 2 + F_{CH_4} * 4) * 1 = 27.37$
O	162.29 + 102.156 = 349.376	$(F_{H_2O} + F_{CO} + F_{CO_2} * 2) * 16 = 349.376$
N	336.096	336.096

*Se denomina F_i al caudal molar del componente i expresado en kmol/h

Tabla 4.B.7. Entrada reducción

Entrada reducción	
Caudal másico total (sin impurezas) (kg/h)	882.389
Caudal másico de impurezas (kg/h)	55.848

Tabla 4.B.8. Salida reducción

Salida reducción (0.56m)		
Componente	Caudal másico (kg/h)	Caudal molar (kmol/h)
CO ₂	160.694	3.652
CO	147.697	5.275
CH ₄	6.528	0.408
H ₂	7.225	3.612
H ₂ O	166.623	9.257
N ₂	336.093	12.003
Total (sin impurezas)	824.86	34.207

Tabla 4.B.9. Balance por componente en la reducción

Componente	Caudal másico de entrada (kg/h)	Caudal másico de salida (kg/h)
C	169.553	$(F_C + F_{CO} + F_{CO_2} + F_{CH_4}) * 12 = 112.02$
H	27.37	$(F_{H_2O} * 2 + F_{CH_4} * 4) * 1 = 27.37$
O	349.376	$(F_{H_2O} + F_{CO} + F_{CO_2} * 2) * 16 = 349.376$
N	336.096	336.096

Tabla 4.B.10. Impurezas

Salida impurezas gaseosas del gasificador	
Componente	Caudal másico (kg/h)
H ₂ S	0.306
NH ₃	0.176

*Los cálculos se realizan en base a las suposiciones del apartado "Determinación de impurezas". Para más detalles ver Apéndice 4.A

Tabla 4.B.11. Salida sólida del gasificador

Salida sólida del gasificador	
Componente	Caudal másico (kg/h)
Char	57.5
Cenizas	55.1
Total	112.6

Apéndice 5.A. Cálculos para el dimensionamiento del ciclón

En el presente apartado se presenta el procedimiento general de diseño de un ciclón de alta eficiencia Swift.

- Cálculo del diámetro del ciclón

Para calcular el diámetro del ciclón se selecciona una velocidad de entrada que está en el intervalo de 15.2 a 27.4 m/s. En este caso, se seleccionó un valor intermedio de 22 m/s. Además, se obtiene del programa *UNISIM DESIGN* un caudal volumétrico de 4656 m³/h. Con estos datos se puede determinar el diámetro del ciclón y las otras dimensiones en base a las relaciones establecidas en la *Tabla 5.1*.

$$\dot{A}rea\ de\ entrada = a * b = \frac{Q_{gas}}{V_i}$$

Como $a = 0.44D_c$ y $b = 0.21D_c$ se calcula el diámetro del ciclón (D_c) y con él, las demás dimensiones.

$D_c = 0.8\ m$	$b = 0.17\ m$	$S = 0.4\ m$	$z = 2.0\ m$	$B = 0.32\ m$
$a = 0.35\ m$	$D_s = 0.32\ m$	$h = 1.12\ m$	$H = 3.11\ m$	

- Estimación del número de ciclones necesarios para trabajar en paralelo

Se recomienda que para valores de $D_c < 1.0\ m$ se utilice un único ciclón. Este parámetro de diseño es una recomendación, más no una imposición en el momento de diseñar. Por otro lado, algunos autores recomiendan que para caudales entre 0.5 y 12 m³/s a condiciones de referencia se utilice, también, un solo ciclón.

- Cálculo la eficiencia fraccional por intervalos de tamaño

Para calcular la eficiencia fraccional se requiere calcular primero si hay o no resuspensión, ya que de presentarse resuspensión en el ciclón, la ecuación de Leith y Licht estaría sobreestimando la eficiencia del ciclón. Para ello se debe evaluar la relación entre la velocidad de entrada al ciclón (V_i) y la velocidad de saltación (V_s). Además, para hallar la relación de velocidades se requiere primero estimar la velocidad equivalente y luego la velocidad de saltación.

Velocidad equivalente

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 * g * u * (\rho_p - \rho)}{3 * \rho^2}} = 1.45 \frac{m}{s}$$

En la cual

ρ = Densidad del gas portador: 0.35 kg/m³.

ρ_p = Densidad de la partícula: 1642 kg/m³.

μ = Viscosidad del gas portador: 0,000034 kg/ms.

Velocidad de saltación

$$V_s = \frac{4,913 * W * Kb^{0,4} * Dc^{0,067} * \sqrt[3]{V_i^2}}{\sqrt[3]{1-Kb}} = 31,8 \frac{m}{s}$$

Donde

V_i = Velocidad de entrada del gas en el ciclón: 22 m/s.

W = Velocidad equivalente: 1.5 m/s.

Kb = Relación entre el ancho de la entrada y el diámetro del ciclón (b/Dc).

Dc = Diámetro del ciclón: 0.81 m.

$$\frac{V_i}{V_s} = 0.7$$

Como $V_i/V_s < 1.35$ no hay resuspensión de las partículas y se puede proceder a calcular la eficiencia del ciclón.

Una vez de asegurarse que no hay resuspensión de partículas se determina el factor de configuración (G), el tiempo de relajación (T_r) y el exponente de vórtice (n).

Factor de configuración (G)

El factor G se puede leer de la *Tabla 5.1*. Este valor resulta de 698.65.

Exponente de vórtice (n)

Se calcula según la siguiente ecuación:

$$n = 1 - (1 - 0,67 * Dc^{0,14}) * \left(\frac{T_r}{283}\right)^{0,3} = 0.49$$

donde

T_r = Temperatura del gas: 940 K

Tiempo de relajación (T_r)

El tiempo de relajación se calcula para cada diámetro de partícula (D_{pi}):

$$T_r = \frac{\rho_p * D_{pi}^2}{18\mu}$$

Si se tiene un rango diámetros de partículas D_{pi} será el diámetro promedio del mismo.

Por último, para cada diámetro de partícula (D_{pi}) se tiene un η_i (eficiencia fraccional)

$$\eta_i = 1 - e * \left[- 2 * \left(\frac{G * T_i * O * (n+1)}{Dc^3} \right) \frac{9.5}{(n+1)} \right]$$

Tabla 5.A.1. Eficiencia por rango de partículas

D _{promedio} (μm)	T _i (s)	η _i	m _i	η _i *m _i
7.5	0	0.768	0.1553	0.119
20	0.001	0.94	0.0896	0.084
40	0.004	0.988	0.0587	0.058
55	0.008	0.996	0.0414	0.041
67.5	0.012	0.998	0.083	0.083
88.5	0.021	0.999	0.071	0.071
176	0.082	1	0.237	0.237
625	1.034	1	0.247	0.247
1000	2.647	1	0.017	0.017

- Cálculo de la eficiencia total

$$\eta_t = \sum_{i=1}^N \eta_i.m_i = 0.957$$

- Cálculo de la caída de presión.

$$\Delta P = \frac{1}{2} * \rho * V t^2 * N_H = 0.79 \text{ kPa}$$

En la que N_H es el número de cabezas de velocidad y se encuentra informada en la *Tabla 5.1*.

Apéndice 5.B. Cálculos para el dimensionamiento del lavador Venturi

El caudal a la salida del ciclón compuesto por 1651.4 kg/h de gases y 0.97 kg/h de sólidos se enfría en un intercambiador de calor e ingresa al lavador Venturi con las condiciones de entrada especificadas en la *Tabla 5.B.1* y *5.B.2*.

Tabla 5.B.1. Condiciones de entrada al lavador Venturi.

Temperatura (K)	Q_G (m ³ /s)
423	0.64

Tabla 5.B.2. Propiedades de la fases en el lavador Venturi

	Propiedad	Referencia	Valor
Propiedades del líquido	Densidad del líquido (g/cm ³)	ρ_L	1.004
	Viscosidad (Poise)	μ_L	0.79
	Tensión superficial (dinas/cm)	σ	71.23
Propiedades del sólido	Densidad (g/cm ³)	ρ_p	1.642
Propiedades del gas	Densidad (g/cm ³)	ρ_G	0.00068
	Viscosidad (Poise)	μ_G	0.000189

Tabla 5.B.3. Valores recomendados para el diseño del lavador de partículas.

Velocidad del gas en la garganta	
$V_G > 4575$ cm/s	Alta eficiencia de remoción de PM
$2000 < V_G < 2300$ cm/s	Absorción y remoción de PM simultáneas
Relación Líquido-Gas	
$0.26 < L/G < 2.6$ l/m ³	Remoción de PM
$5.5 < L/G < 11$ l/m ³	Absorción y remoción de PM
Caída de presión	
$10 < \Delta P < 150$ in H ₂ O	inferior en aplicaciones de absorción
Dimensiones típicas	
Área de entrada / Área de garganta = 4:1	
Ángulo de convergencia = 12.5°	

Ángulo de divergencia = 3.5°

Se selecciona una velocidad del gas (V_g) en la garganta de 4600 cm/s ya que como se explicó anteriormente se busca una alta eficiencia en la remoción de partículas. Con dicho valor ya es posible obtener las dimensiones del lavador:

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} = 0.015 \text{ m}^2 \qquad D_g = 2 * \sqrt{\frac{A_g}{\pi}} = 0.14 \text{ m}$$

Con la relación entre el área de entrada y el área de la garganta se obtiene el A_e y con ella D_1 .

$$A_e = 0.058 \text{ m}^2 \qquad D_e = 0.27 \text{ m}$$

Se calcula el valor "a" y se utilizan los valores sugeridos de los ángulos de las zonas convergente y divergente para calcular la longitud de las correspondientes zonas:

$$a = b = \frac{D_g}{2} - \frac{D_e}{2} = 0.068 \text{ m} \qquad L_c = \frac{a}{\tan(12.5^\circ)} = 0.31 \text{ m} \qquad L_d = \frac{a}{\tan(3.5^\circ)} = 1.1 \text{ m}$$

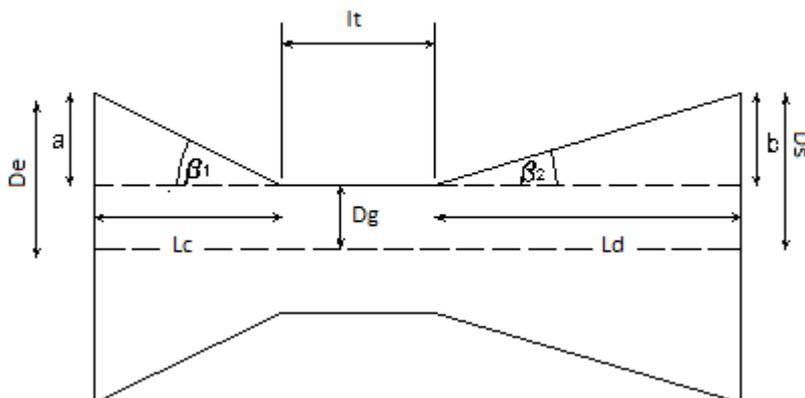


Figura 5.B.1 Dimensiones del lavador Venturi

Se selecciona una relación $\frac{L}{G} = 2.6 \frac{L}{m^3}$ y se obtiene un caudal de líquido de 6 m³/h.

Luego se calcula el diámetro promedio de las gotas como:

$$d_d = \frac{58600}{V_g} * \left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{0.5} + 597 * \left(\frac{\mu_L}{\sigma * \rho_L}\right)^{0.45} * \left(1000 * \frac{Q_L}{Q_G}\right)^{1.5} = 0.021 \text{ cm}$$

Con este valor, se pueden obtener el número de Reynolds, el coeficiente de arrastre, la longitud de la garganta y la caída de presión en el equipo, los cuales se muestran en la *Tabla 5.B.4*

Tabla 5.B.4. Parámetros del lavador Venturi

Re	Cd	l _t (cm)	ΔP (kPa)
356.6	0.63	100.9	4.4

Para cada rango de partículas se calcula el diámetro aerodinámico, el número de impacto, la penetración, la eficiencia porcentual y la cantidad removida de cada tamaño de partícula

Tabla 5.B.5. Remoción de sólidos

Rango de partículas	5-10	10-30	30-50	50-60	60-75	75-102
Cantidad (%p/p)	0.839	0.129	0.016	0.009	0.0037	0.0016
Da (cm)	0.001	0.0026	0.0051	0.007	0.0086	0.0113
Kp	128.9	871.5	3353	6317	9535	10210
Pt	0	0	0	0	0	0
Eficiencia (%)	100	100	100	100	100	100
Cant. removida (%p/p)	0.839	0.129	0.016	0.009	0.0037	0.0016

Apéndice 5.C. Diseño del lecho de Sulfatreat

Para el diseño que se desea conseguir partimos de un diámetro de torre asumido, que está de acuerdo con las condiciones de espacio del lugar donde será colocada la columna. Y realizamos los cálculos con datos a las condiciones de operación.

$$D_{columna} = 1.6 \text{ m}$$

Para el cálculo de la caída de presión se emplea la ecuación de Ergun para lechos fijos, por lo que se requerirán los siguientes datos de la corriente gaseosa:

Tabla 5.C.1. Datos del gas

$Q_{gas} \text{ (m}^3\text{/h)}$	1315
$\rho_{gas} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1.010
$\mu \text{ (kg/ms)}$	0.000017

Y los siguientes datos del reactivo Sulfatreat¹⁰⁵:

Tabla 5.C.1. Datos del reactivo

D_p	0.004
Esfericidad (ϕ)	0.7
Porosidad del lecho (ϵ)	0.4
$\rho_{reactivo} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1123.8

$$\frac{\Delta P}{h} = \frac{150 * \mu * v * (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 * \epsilon^3 * \phi^2} + \frac{1.75 * \rho_{gas} * v^2 * (1 - \epsilon)}{D_p * \epsilon^3 * \phi}$$

Por último, la velocidad superficial del gas se obtiene como:

$$v = \frac{Q_{gas}}{\frac{\pi}{4} * D_{columna}^2 * 3600 s * \epsilon} = 0.45 \text{ m/s}$$

Y reemplazando todos los valores en la ecuación para el cálculo de la caída de presión por unidad de longitud se obtiene:

$$\frac{\Delta P}{h} = 2. \text{ kPa/m}$$

¹⁰⁵ Tacuri Ayala, F. (2015). *Mejoramiento del proceso de endulzamiento de un gas utilizado como combustible*. Universidad Central del Ecuador.

Ahora, es necesario calcular el volumen del reactivo necesario para el proceso. Estimando que se requiere retener 0.29 kg/h de H₂S (para obtener una concentración de SO₂ a la salida del motor inferior a 500 mg/Nm³) y que el tiempo de recambio de reactivos se realiza cada 180 días se tiene una masa H₂S a remover por periodo de recambio de 1253 kg.

De acuerdo al dato del proveedor del reactivo, se necesita 9 Kg de SFT para remover 1 Kg de H₂S. Por lo tanto, para el proceso se necesitarán 11277 kg de reactivo, lo que equivale a un volumen de:

$$Vol = \frac{11277 \text{ kg}}{1123.8 \text{ kg/m}^3} = 10 \text{ m}^3$$

Es decir que para realizar cambio de la carga de reactivo con una frecuencia de 6 meses deberíamos disponer de 10 m³ de Sulfatreat.

Como inicialmente se planteó que el diámetro de la torre sería de 1.6 m, se tiene que la altura de lecho es:

$$h = \frac{Volumen}{\frac{\pi}{4} * D_{columna}^2} = 5 \text{ m}$$

Por lo tanto se tiene una caída de presión de 10 kPa.

Por último, se calcula la altura de la torre. De acuerdo a recomendaciones del proveedor del reactivo, se debería tener de 1 a 2 pies de distancia desde el borde superior e inferior del lecho. Se tomará una distancia de 0.4 m tanto hacia la parte superior del lecho, como hacia la parte inferior:

$$L = 5 + (0.4 * 2) = 5.8 \text{ m}$$

Apéndice 5.D. Balance de masa en equipos

Ciclón

Tabla 5.D.1. Propiedades de las corrientes de entrada y salida del ciclón

	Entrada ciclón	Salida ciclón
Temperatura (°C)	667	667
Presión (kPa)	101.2	100.4
CO ₂ (kg/h)	321.4	321.4
CO (kg/h)	295.4	295.4
CH ₄ (kg/h)	13.0	13.0
H ₂ (kg/h)	14.6	14.6
H ₂ O (kg/h)	333.2	333.2
N ₂ (kg/h)	672.8	672.8
NH ₃ (kg/h)	0.35	0.35
H ₂ S (kg/h)	0.61	0.61
Sólidos (kg/h)	22.53	0.97

Lavador Venturi

Tabla 5.D.2. Propiedades de las corrientes de entrada y salida del lavador Venturi

	Syngas salida intercambiador	Agua lavador	Syngas salida lavador	Líquido salida lavador
Temperatura (°C)	150	14	45	45
Presión (kPa)	104.4	101.3	100	100
CO ₂ (kg/h)	321.4	-	320.6	0.8
CO (kg/h)	295.4	-	294.9	0.5
CH ₄ (kg/h)	13.0	-	13.0	-
H ₂ (kg/h)	14.6	-	14.6	-
H ₂ O (kg/h)	333.2	5988	96.4	6224.8
N ₂ (kg/h)	672.8	-	672.5	0.3
NH ₃ (kg/h)	0.35	-	0.26	0.09
H ₂ S (kg/h)	0.61	-	0.61	-
Sólidos (kg/h)	0.97	-	-	0.97

Desorbedor

Tabla 5.D.3. Propiedades de las corrientes de entrada y salida del desorbedor

	Agua entrada desorbedor	Aire entrada desorbedor	Agua salida desorbedor	Aire salida desorbedor
Temperatura (°C)	45	38	50	56
Presión (kPa)	100	111.3	99.4	
Aire (kg/h)	-	20000	-	20000
CO ₂ (kg/h)	0.8	-	-	0.8
CO (kg/h)	0.5	-	-	0.5
CH ₄ (kg/h)	-	-	-	-
H ₂ (kg/h)	-	-	-	-
H ₂ O (kg/h)	6224.8	-	5797	427.8
N ₂ (kg/h)	0.3	-	-	0.3
NH ₃ (kg/h)	0.09	-	-	0.09
H ₂ S (kg/h)	-	-	-	-

Lecho de Sulfatreat

Tabla 5.D.5. Propiedades de las corrientes de entrada y salida del lecho de Sulfatreat

	Entrada lecho de Sulfatreat	Salida lecho de Sulfatreat
Temperatura (°C)	45	45
Presión (kPa)	110	100
CO ₂ (kg/h)	320.6	320.6
CO (kg/h)	294.9	294.9
CH ₄ (kg/h)	13.0	13.0
H ₂ (kg/h)	14.6	14.6
H ₂ O (kg/h)	96.4	96.4
N ₂ (kg/h)	672.5	672.5
NH ₃ (kg/h)	0.26	0.26
H ₂ S (kg/h)	0.61	0.32

Apéndice 6.A. Cálculos para el dimensionamiento del intercambiador de calor aire-syngas y agua-syngas

En el presente apéndice se presentan los cálculos realizados para el dimensionamiento del intercambiador de calor.

Los datos son los siguientes:

Tabla 6.A.1. Parámetros del intercambiador

T_1 (°C)	667
T_2 (°C)	458
t_1 (°C)	25
t_2 (°C)	581
W_{gas} (kg/s)	0.458
W_{aire} (kg/s)	0.243
Cp_{gas} (kJ/kg°C)	1.536
Cp_{aire} (kJ/kg°C)	1.086
ρ_{gas} (kg/m ³)	0.52
U (kW/m ² °C)	0.019
DMLT (°C)	214.7
D_o (m)	0.0254
D_i (m)	0.0217

El valor del diámetro interno se obtiene mediante la siguiente tabla para un BWG 15.

Tabla 6.A.2. Parámetros del diámetro interno según BWG

D_o (in)	BWG	D_o (m)	D_i (m)
1	8	0.0254	0.0170
	9	0.0254	0.0178
	10	0.0254	0.0185
	11	0.0254	0.0193
	12	0.0254	0.0198
	13	0.0254	0.0205
	14	0.0254	0.0211

	15	0.0254	0.0217
	16	0.0254	0.0221
	17	0.0254	0.0224
	18	0.0254	0.0229

- El calor intercambiado por el gas es:

$$Q = 0.458 \frac{kg}{s} \cdot 1.536 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \cdot (667^{\circ}C - 458^{\circ}C) = 147 kW$$

- El calor intercambiado por el aire es:

$$Q = 0.243 \frac{kg}{s} \cdot 1.086 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \cdot (581^{\circ}C - 25^{\circ}C) = 147 kW$$

- El área de flujo de cada tubo es:

$$A_{flujo} = \frac{\pi \cdot (0.0217m)^2}{4} = 0.00037 m^2$$

- Suponiendo una velocidad del gas de 25 m/s, la cantidad de tubos es de:

$$N_T = \frac{0.458(\frac{kg}{s})/0.52(\frac{kg}{m^3})}{25(\frac{m}{s}) \cdot 0.00037(m^2)} = 95$$

- El área de transferencia se calcula como:

$$A = \frac{147 (kW)}{214.7(^{\circ}C) \cdot 0.012 (kW/m^2^{\circ}C)} = 36.05 m^2$$

- La longitud del equipo es

$$L = \frac{36.05 (m^2)}{\pi \cdot 0.0217m \cdot 95} = .55 m$$

- Al ser 5.55 m un largo aceptable para un intercambiador, se calcula el valor del diámetro de la carcasa utilizado la tabla que se presenta a continuación. (La misma es un fragmento de la tabla).

Tabla 6.A.3. Parámetros diámetro de carcasa según número de tubos

17.25	15.25	Diámetro carcasa (in)	
247	193	¾ on 15/16" Δ	Tubos fijos
217	157	¾" en 1" Δ	
183	139	¾" en 1" □	
133	103	1" en 1 1/4 "Δ	

111	83	1" en 1 ¼ " □	
-----	----	---------------	--

Al tratarse de 95 tubos de 1" dispuestos en cuadrado, se tiene un diámetro de coraza entre 17.25 y 15.25 pulgadas.

Con el mismo criterio se diseña el intercambiador agua-syngas, con la diferencia que ahora el syngas va por la coraza y el agua por los tubos. Se toma esta decisión dado que el agua es un fluido más corrosivo. Además, se opta por tubos de mayor espesor por el mismo motivo.

Tabla 6.A.4. Parámetros del intercambiador

T_1 (°C)	458
T_2 (°C)	150
t_1 (°C)	34
t_2 (°C)	50
W_{gas} (kg/s)	0.458
W_{agua} (kg/s)	3.23
Cp_{gas} (kJ/kg°C)	1.536
Cp_{agua} (kJ/kg°C)	4.18
ρ_{gas} (kg/m³)	0.52
U (kW/m²°C)	0.265
DMLT (°C)	232.2
D_o (m)	0.0254
D_i (m)	0.017

El valor del diámetro interno se obtiene mediante la siguiente *Tabla 6.A.2* para un BWG 8 (0.017 m)

- El calor intercambiado por el gas es:

$$Q = 0.458 \frac{kg}{s} \cdot 1.536 \frac{kJ}{kg^\circ C} \cdot (458^\circ C - 150^\circ C) = 216 kW$$

- El área de flujo de cada tubo es:

$$A_{flujo} = \frac{\pi \cdot (0.017m)^2}{4} = 0.00023 m^2$$

- Suponiendo una velocidad del agua de 0.5 m/s, la cantidad de tubos es de:

$$N_T = \frac{0.003(\frac{m^3}{s})}{0.5(\frac{m}{s}) \cdot 0.00023(m^2)} = 29$$

- El área de transferencia se calcula como:

$$A = \frac{216 (kW)}{232.2(^{\circ}C) * 0.265 (kW/m^2^{\circ}C)} = 3.52 m^2$$

- La longitud del equipo es

$$L = \frac{3.52 (m^2)}{\pi * 0.017m * 29} = 2.3 m$$

- Al ser 2.3 m un largo aceptable para un intercambiador, se calcula el valor del diámetro de la carcasa utilizado la tabla que se presenta a continuación. (La misma es un fragmento de la tabla).

Tabla 6.A.5. Parámetros diámetro de carcasa según número de tubos

10	8	Diámetro carcasa (in)	
96	33	¾ on 15/16" Δ	Tubos fijos
57	33	¾" en 1" Δ	
53	33	¾" en 1" □	
33	15	1" en 1 1/4 "Δ	
33	17	1" en 1 ¼ " □	

Al tratarse de 29 tubos de 1" dispuestos en cuadrado, se tiene un diámetro de coraza entre 10 y 8 pulgadas.

Apéndice 6.B. Cálculo para el dimensionamiento de la torre de enfriamiento

Mediante el uso de la carta psicrométrica se obtiene la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada. Se debe hacer uso de los siguientes datos ya conocidos:

- Temperatura de bulbo seco del aire: 38°C.
- Humedad relativa del aire: 70%

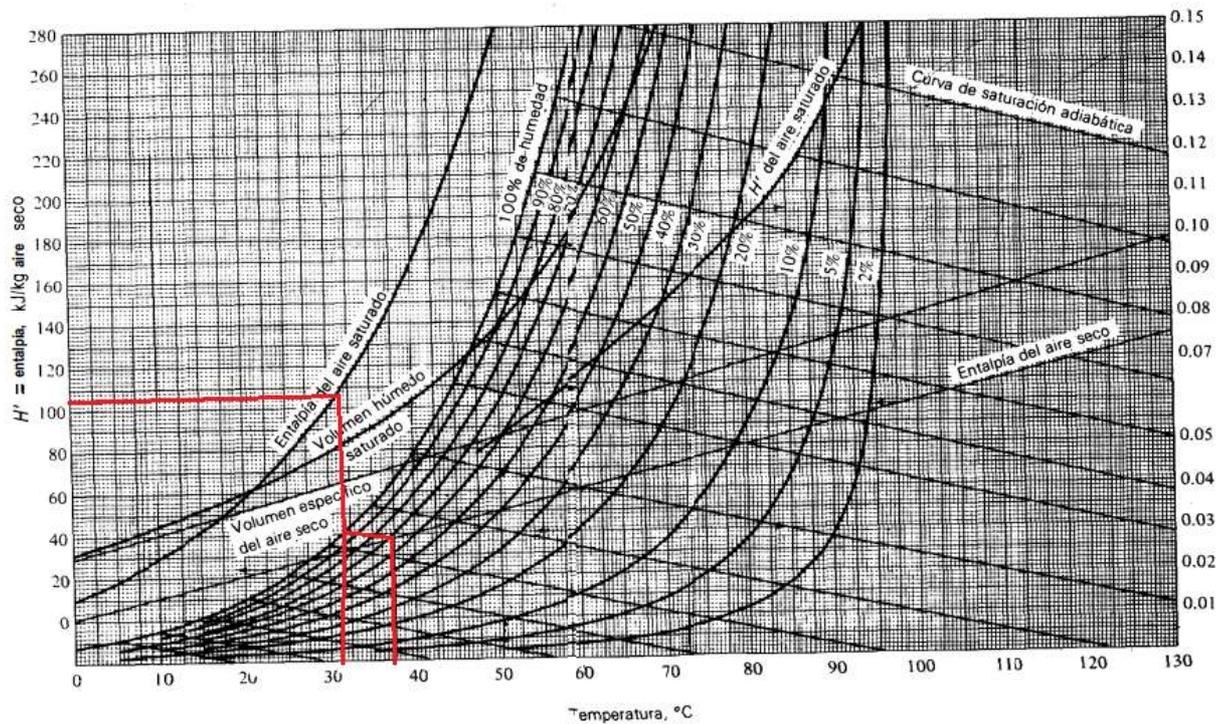


Figura 6.B.1. Carta psicrométrica

Se calcula entonces una temperatura de bulbo húmedo del aire de 31°C. Y como ya se dijo, para el diseño de la torre de enfriamiento se estima que la salida del agua será a unos 3°C por encima de esta temperatura, es decir, 34°C. Con los siguientes datos y haciendo uso de la carta psicrométrica se procede al cálculo del caudal de aire mínimo necesario para alcanzar dicha temperatura. Para que el cálculo sea más exacto, se toman algunos puntos de la carta.

- Temperatura de entrada del agua: 50°C.
- Temperatura de salida del agua: 34 °C.
- Caudal de agua a enfriar en el proceso: 11664 kg/h
- Entalpía del aire a la entrada: 105 kJ/kg aire seco

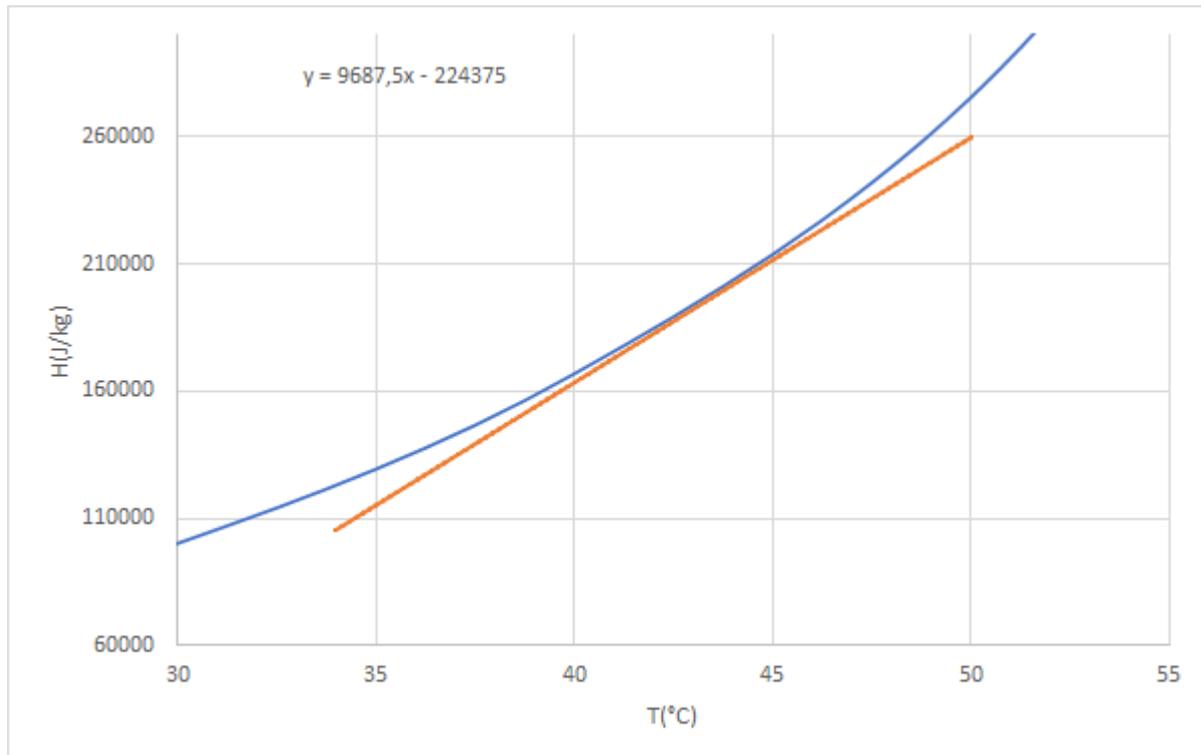


Figura 6.B.2. Pendiente mínima

Teniendo la recta graficada, se obtiene el valor de la pendiente, que es de 9687 J/kg°C. Dicho valor corresponde a $\frac{L \cdot C_p}{G_{min}}$. Conociendo el valor de L, que es el caudal de agua (11664 kg/h), y el valor de Cp (4.18 kJ/kg°C), se obtiene así el caudal de aire mínimo necesario. Este valor resulta 4334 kg/h.

Luego, se estima que el valor de G será 1.5 veces el mínimo, por lo que el caudal a utilizar será 6500 kg/h. La pendiente ahora resulta: $\frac{L \cdot C_p}{G} = 7500 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$. Es importante destacar que tanto el caudal de agua como gas son en base libre.

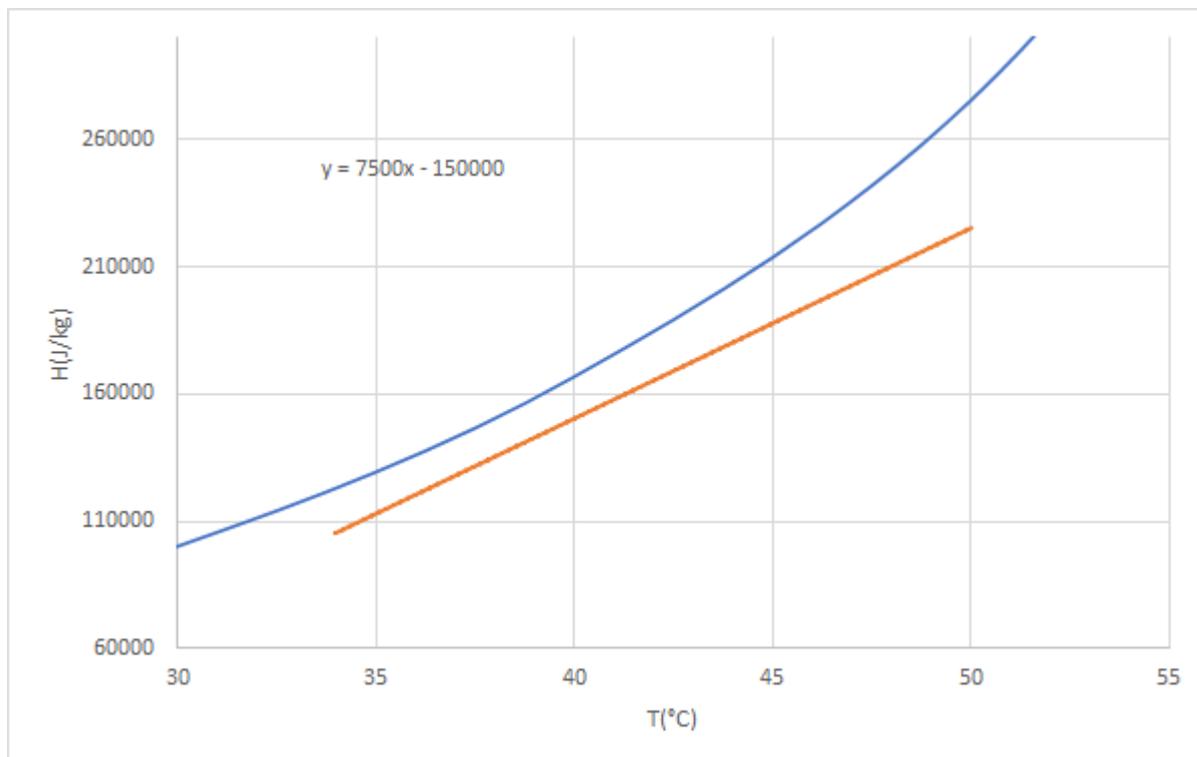


Figura 6.B.3. Pendiente a utilizar

Luego, se calcula NTOG:

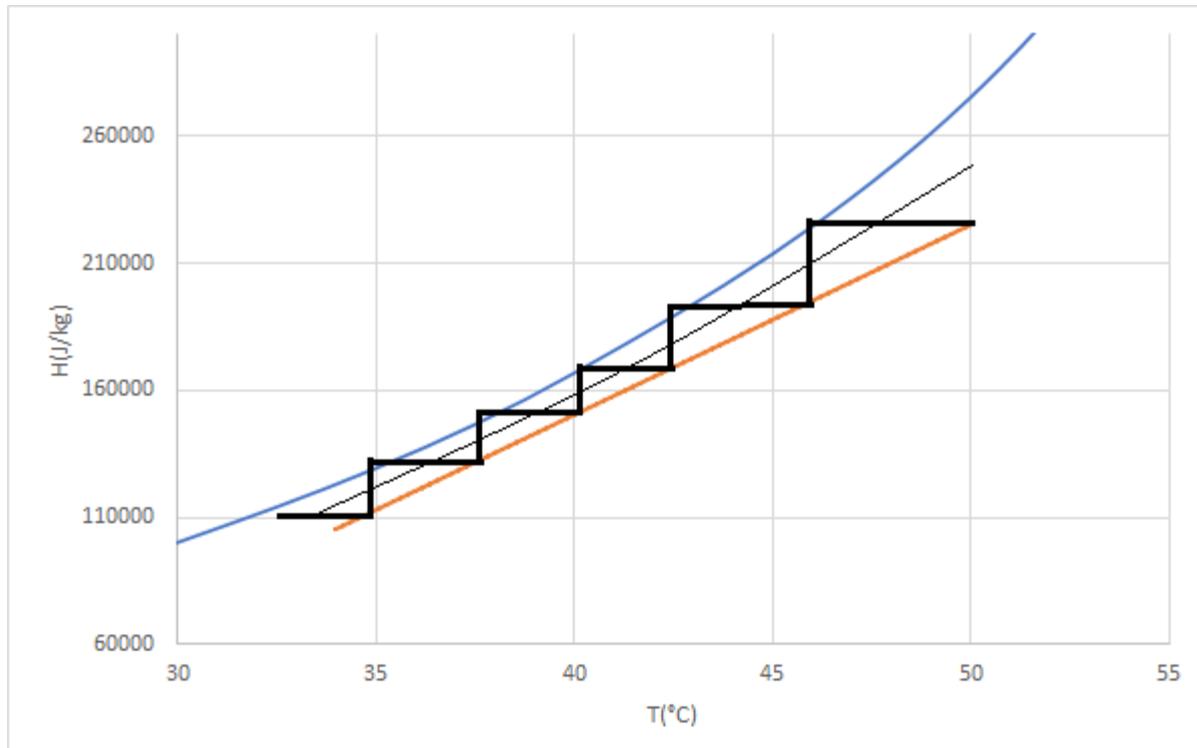


Figura 6.B.4. Cálculo NTOG

Resultando un valor de $NTOG = 5.2$

Como se sabe que el valor de $H_{G2} = 225 \text{ kJ/kg}$, se puede leer que la temperatura de salida del aire será de 45°C. Además se obtiene Y'_1 e Y'_2 mediante la carta psicrométrica:

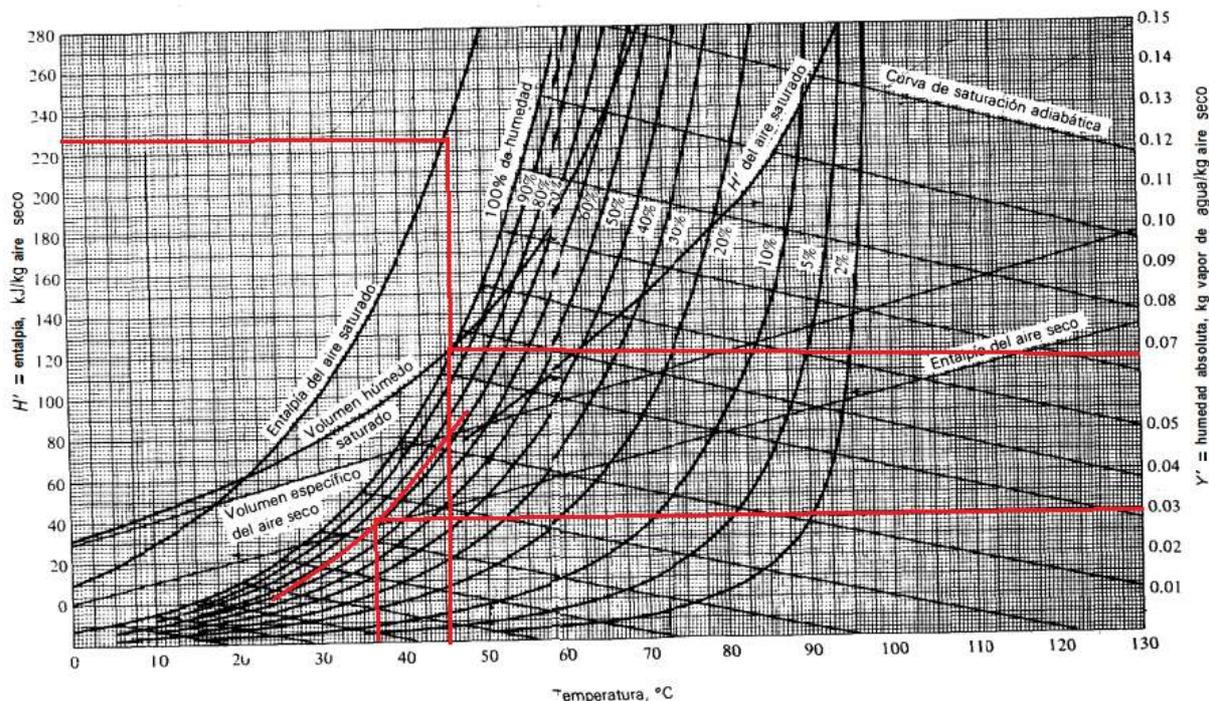


Figura 6.B.5. Carta psicrométrica

$$Y'_1 = 0.03 \frac{\text{kg vapor agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$Y'_2 = 0.065 \frac{\text{kg vapor agua}}{\text{kg aire seco}}$$

El volumen húmedo del aire resulta:

$$v_H = (0.00283 + 0.00456 * Y') * (t_G + 273) [=] \frac{\text{m}^3 \text{mezcla}}{\text{kg aire}}$$

Por lo tanto, en promedio se tiene:

$$v_H = 0.96 \frac{\text{m}^3 \text{mezcla}}{\text{kg aire}}$$

A continuación se realizarán una serie de suposiciones para obtener un valor de diámetro, longitud y caída de presión aproximado. Ya que los datos de velocidad, HTOG son en general datos que el fabricante proveerá.

Se asume una velocidad del aire de 2 m/s (pues es un valor coherente para un torre de tiro natural).

Entonces el área resulta:

$$A = \frac{G * v_H}{v} = 0.87 \text{ m}^2$$

Por lo tanto el diámetro es de:

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} = 1.05 \text{ m}$$

Se puede calcular:

$$G' = G/A = 7475 \frac{\text{kg}}{\text{hm}^2}$$

Para los relleno de tipo ordenado se acepta la siguiente correlación:

$$K_y a = 6.72 * G'^{0.75} [=] \frac{\text{kg}}{\text{hm}^3}$$

$$K_y a = 5414 \frac{\text{kg}}{\text{hm}^3}$$

El valor de HTOG surge de:

$$HTOG = \frac{G'}{K_y a} = 1.38$$

Ahora se obtiene

$$Z = NTOG * HTOG = 7.2 \text{ m}$$

Luego la caída de presión se obtiene mediante la siguiente correlación:

$$\Delta p = (9.85 * Z + 5) * \frac{G'^2 * v_H}{2} = Pa$$

Resultando $\Delta p = 158 Pa = 0.16 kPa$, se puede considerar despreciable.

Por otro lado se calculan los caudales de entrada y salida como:

$$y_1 = \frac{Y_1}{1+Y_1} = 0.030$$

$$y_2 = \frac{Y_2}{1+Y_2} = 0.061$$

$$G_1 = \frac{G}{1-y_1} = 6695 \text{ kg/h}$$

$$G_2 = \frac{G}{1-y_2} = 6923 \text{ kg/h}$$

$$L_2 = 11664 \text{ kg/h}$$

$$L_1 = L_2 + G_1 - G_2 = 11436 \text{ kg/h}$$

$$L_{\text{reposición}} = L_2 - L_1 = 228 \text{ kg/h}$$

Apéndice 6.C. Equipos necesarios para el transporte y almacenamiento de materia prima

En el presente apéndice se muestran los equipos seleccionados para el transporte y almacenamiento del RAC.

Equipo: Molino desmenuzador de rollos [30]	
Marca: ALCAL Modelo: JM 511	
Suministro	
<ul style="list-style-type: none"> • Tipo: Toma de fuerza k514 con caño trilobular • Potencia: 80 HP = 60 kW • Régimen: 540 RPM • Sistema hidráulico: Electroválvulas con comando de joystick 	
Rotor molidor	
<ul style="list-style-type: none"> • Tipo: Martillos fijos de acero especial cambiables con 4 filos. • Balanceo: Dinámico al régimen de trabajo • Cámara de molienda: Completamente blindada • Zarandas: De varios medidas standares 	
Sistema de alimentación	
<ul style="list-style-type: none"> • Carga brazo con cilindro hidráulico: Se realiza en la dirección de transporte • Entrada de molienda: Regulable hidráulicamente 	
Rotor desmenuzador	
<ul style="list-style-type: none"> • Tipo: 6 hileras de cuchillas fijas de acero especial, cambiables. 	
Descarga de la molienda	
<ul style="list-style-type: none"> • Tipo: Tubo de descarga a sin fin. Puede descargarse mientras se va procesando el rollo y con la máquina en movimiento. • Posicionamiento: Altura regulable por cilindro hidráulico. 	
Dimensiones	
<ul style="list-style-type: none"> • Alto: 3,80 m -Tubo de descarga en posición de transporte. • Ancho: 3,20 m -Sin el brazo cargador • Largo: 4m. 	
Capacidad	
<ul style="list-style-type: none"> • 3,6 tn/hora, 	
 <p style="font-size: small;">Fuente: www.alcal.com.ar</p>	

Figura 6.C.1. Molino desmenuzador de rollos

Equipo: Molino horizontal para molienda fina [51]
Marca: GIULIANI
Modelo: MM 60-25

Características técnicas

- Funcionamiento con rotación en ambos sentidos. Doble puerta de acceso para recambio de zarandas. Tacos de goma anti-vibratorios.
- Cámara de molienda: \varnothing 600 mm, ancho de 250 mm. Compuesto por dos zarandas con una superficie 41 dm^2
- Martillos: 28 martillos de $2\frac{1}{2}'' \times \frac{1}{4}'' \times 250 \text{ mm}$ con aporte de material.
- Perforación Zaranda: 4 mm.
- RPM (50 Hz): 3000 Peso con motor: 3520

Potencia:

- 30 Cv = 22 Kw

Dimensiones (mm)

- Ancho = 1650 mm
- Alto = 1400 mm
- Alto = 1240 mm

Capacidad:

- 3,6 tn/h



Fuente: www.giuliani-sa.com

Figura 6.C.2. Molino molienda fina

Equipo: Prensa peletizadora [33]
Marca: GIULIANI
Modelo: PP 340 - 90

Materiales: Estructura fabricada en chapa de acero SAE 1010 plegada y soldada. Eje construido en Acero SAE, conductos internos para el sistema de lubricación y sistema mecánico de seguridad, con fusible mecánico para sobre carga y micro-Switch para corte de suministro eléctrico al equipo en caso de rotura. Puerta de acero inoxidable maciza con sistema de cierre rápido para la cámara de peletizado.

Alimentación forzada: Equipamiento montado próximo a embocadura de entrada de matriz, facilita la entrada de mercadería a la cámara de peletizado particularmente para raciones compuestas de productos de bajo peso específico o con agregado de lípidos o melaza.- Asegura una distribución uniforme del material en todo el largo de la matriz.- Comando por reductor con motor eléctrico.

Sistema de rebalse: Sistema de Bypass automático por sobrecarga, accionado por cilindro neumático, dejando pasar las harinas directamente al enfriador en caso de sobrecarga de motor.

Lubricación: Sistema centralizado de lubricación de rolos y eje principal desde la parte posterior de la prensa, este trabajo se puede realizar con el equipo en marcha.

Comando principal: Eje con polea y correas trapezoidales.

Comando intermedio: con cajas bipartidas de pedestal con rodamientos. Transmisión por acoplamiento elástico universal para motor.

Plataforma: De chapa plegada para montaje unificado del eje, la polea y el motor eléctrico con accesorios para tensionado de correas. Protector de comando.

- Matriz: Ø interior 340 mm, superficie 9.1dm².
- Rolos: 2 (dos). Estriados de acero al carbono.

Dimensiones

- Ancho (A) 2330 mm
- Largo (B): 2540 mm
- Alto (C): 1260 mm (sin incluir acondicionadores)

Potencia

- 60 CV = 45 Kw

Capacidad

- 2,5 tn/h



Fuente: www.giuliani-sa.com

Figura 6.C.3. Prensa peletizadora

Equipo: Autoelevador diesel con torre doble

[33]

Marca: HECHA

Modelo: 25T

Características

- Peso propio: 3680 kg
- Velocidad: Viaje: 17 km/h (carga máxima); 19,5 km/h (sin carga)
- Elevación: 570 mm/s (carga máxima); 600 mm/s (sin carga)
- Descenso: 450 mm/s (carga máxima); 550 mm/s (sin carga)
- Neumáticos: Delanteros: 7.00-12-12PR
- Traseros: 6.00-9-10PR
- Motor diesel: XINGCHAI 490 BPG
- Cilindros 4
- Capacidad tanque: 60 Lt
- Desplazamiento 2540 cc

Dimensiones

- Largo de de horquillas: 1070 mm
- Longitud sin horquillas: 2583 mm
- Ancho total: 1150 mm
- Alto de la cabina: 2070 mm

Capacidad

- 2,5 ton



Fuente: www.hechaforklift.cn

Figura 6.C.4. Autoelevador

Equipo: Elevador Equipo: Elevador de Cangilones
Marca: TECNO MERCED
Modelo: TS6

Un elevador de cangilones es un mecanismo que se emplea para el acarreo o manejo de materiales a granel verticalmente

Características

- Elevador con doble pierna
- Transmisión por piñón / corona
- Motoreductor de 2,0HP
- Terminación pintura sintética
- Compuesto por:
 - 1 conjunto básico
 - Módulos verticales

Dimensiones aproximadas

- Largo: 1700 mm
- Ancho: 1000 mm
- Alto: 15000 mm

Potencia

- 1,5 Kw

Capacidad

- 12m³/hr
- 6,6 tn/h de pellets



Fuente: www.paginasprodigy.com.mx y www.catalogometalurgico.com

Figura 6.C.5. Elevador de cangilones

Equipo: Cinta transportadora

Marca: -

Modelo: -

Una cinta transportadora posee una cinta sin fin con dos poleas, una de las cuales es motora y la otra es conducida. Posee rodillos locos debajo de la cinta o banda, denominados de apoyo para los que se encuentran debajo de la cinta cargada y rodillos de retorno para la cinta que regresa vacía. La polea motora es accionada por un motor a través de un reductor de velocidad. La velocidad de la cinta varía entre 30 y 120 metros/min.

La cinta recolectará los pellets desde los silos y los moverá hasta los gasificadores

Características

- Material banda: PVC
- Tipo: Horizontal
- Bordes laterales para impedir caída del producto

Dimensiones

- Ancho total: 600 mm
- Largo: 11000 mm

Potencia

- 1,3 Kw

Capacidad

- 3,6 tn/h



Fuente: www.alibaba.com

Figura 6.C.6. Cinta transportadora

Equipo: Tornillo sin fin
Marca: GAS-CEM
Modelo: 10m

El transportador de rosca consiste en un eje de acero, sobre el cual se desarrolla una espiral, que gira dentro de un canal. 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 y oblicuo con pendiente que no supere los 30°.

La longitud máxima de transporte no debe superar los 30 metros. El diámetro máximo a utilizar es de 0,60 metros. Se los suele denominar "Chimango".

Cálculos

a. Área de relleno del tubo (m²)

$$s = \lambda \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

Siendo:

* λ: Coeficiente de relleno de la sección, depende del tipo de carga:

Tipo de carga	λ	Tipo de carga	λ
Pesada y abrasiva	0,125	Ligera poco abrasiva	0,32
Pesada poco abrasiva	0,25	Ligera no abrasiva	0,4

La harina de RAC es un material ligero no abrasivo por lo que a λ le corresponde el valor 0,4.

* D: Diámetro del tornillo en metros.

b. Velocidad de desplazamiento del transportador (m/s)

$$v = \frac{t \cdot n}{60}$$

Siendo:

t: Paso del tornillo en metros. Generalmente t: 0,7 D.

n: Velocidad de giro del tornillo (rpm). Para materiales pesados n ≈ 50 rpm, para materiales livianos n < 150 rpm Como la harina de RAC es un material liviano se adopta n= 100 rpm.

c. Flujo del material transportado (tn/h)

$$Q = 3600 \cdot s \cdot v \cdot \gamma \cdot k \rightarrow Q = 3600 \cdot \lambda \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \frac{t \cdot n}{60} \cdot \gamma \cdot k$$

Siendo:
 γ : Densidad del material (tn/m³). Para la harina de RAC $\gamma = 0,3 \text{ tn/m}^3$.
 k : Coeficiente de disminución del flujo de material.

Inclinación del tubo	0°	5°	10°	15°	20°	30°
k	1	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5

Reemplazando todos los valores correspondientes se obtiene el valor de $D=0,26$ metros del transportador sin fin.

d. Potencia total necesaria

$$P_{inc} = \frac{Q(c_0L + H)}{367} + \frac{DL}{20}$$

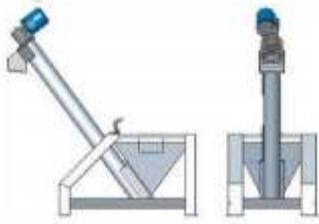
Siendo:
 *L: Longitud del transportador. $L = 10 \text{ m}$.
 *H: Alto del transportador. $H = 5 \text{ m}$.
 * c_0 : Coeficiente de resistencia del material .

Material,	c_0 empírico
Harina, serrín, productos granulosos	1,2
Turba, sosa, polvo de carbón	1,6
Anracita, carbón, sal de roca	2,5
Yeso, arcilla seca, tierra fina, cemento, cal, arena	4

Reemplazando los valores correspondientes en la fórmula se obtiene que potencia necesaria del transportador sin fin es de $P_{inc} = 0,3 \text{ Kw}$.
 Considerando un cierto margen de seguridad el motor del tornillo sin fin tendrá una potencia de $0,4 \text{ Kw}$.

Dimensiones

- Largo del tornillo: 10000 mm
- Largo: 8661 mm
- Ancho: 2500 mm
- Alto: 5000 mm



Fuente: www.boadatecnologia.com

Figura 6.C.7. Tornillo sin fin

Equipo: Silos (30)
Marca: ALCAL
Modelo: LS-10-3

Características

- Base aérea con estructura resistente de perfiles de chapa, y de base fija de hormigón armado.
- Patas construidas en chapa negra plegada.
- Dos ó tres hileras concéntricas (de acuerdo al diámetro) con patas en escuadra y entre cabriadas.
- Cono base de chapa galvanizada totalmente abulonadas.
- Construido en chapa galvanizada.
- Gajos totalmente abulonados.
- Cabriadas de refuerzo (en los silos de mayor diámetro).
- Escalera apoyada al techo con pasamanos.
- Puerta de inspección.
- Aireadores de techo tipo cuello de cisne.
- Escalera interior.
- Escalera exterior con cubre-hombro a partir del cuarto anillo.
- Doble abulonado vertical.
- Aro rompevientos (1 ó 2).
- Parantes internos cada 95 cm.
- Número de anillos: 3
- Chapas N° 16: 0
- Chapas N°18: 2
- Chapas N° 20: 1

Dimensiones

- Altura 6400 mm
- Diámetro del cilindro: 6180 mm

Capacidad

- 120 m³



Fuente: www.alcal.com.ar

Figura 6.C.8. Silos