

Producción de gas de síntesis a partir de cáscara de maní

Trabajo Final de Ingeniería Química

Integrantes:

- García, Luciano
- Jozami, Ignacio
- López, Fernanda





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/).

Resumen del proyecto

A raíz de la crisis energética actual y el consumo proyectado al futuro, se están investigando maneras de diversificar la matriz energética de Argentina, en busca de alternativas a la quema de combustible de origen fósil. La gasificación de biomasa es una ellas y consiste en la oxidación parcial de las moléculas de carbono para obtener un gas con valor energético, conocido como gas de síntesis o *syngas*.

En el siguiente proyecto se desarrolla el diseño de una planta industrial en la que se genera este tipo de combustible, empleando como materia prima a la cáscara de maní. Este gas es acondicionado posteriormente para ser quemado en un motor de combustión interna, con el objetivo de generar energía eléctrica, minimizando la emisión y vertido de contaminantes.

La conversión de cáscara de maní en gas de síntesis se realiza en un gasificador tipo *downdraft*, empleando aire como agente gasificante. En el proceso se genera un residuo carbonoso, que se lo emplea como precursor para la producción de carbón activado.

La planta se diseña para una capacidad de procesamiento de 1 ton/h de cáscara de maní y posee una capacidad de generación neta de energía eléctrica de 662 kWe. Se ubica a la misma en la localidad de Pasco (Córdoba), en el terreno contiguo a una planta de procesamiento de maní. El objetivo es brindarle una alternativa al descarte de la industria de maní y a su vez, suministrar energía eléctrica limpia.

En base a lo diseñado, se necesita una inversión inicial de US\$ 5339810. Los costos de producción son de 1063522 US\$/año y los ingresos por venta, tanto del excedente de energía eléctrica generada como del carbón activado, resultan de 3727642 US\$/año. Dado que el proyecto tiene 20 años de vida útil, el proyecto resulta rentable ya que se recupera la inversión a los 3 años de operación.

Índice

Capítulo 1: Estudios preliminares	6
Introducción: Situación energética actual	7
Bioenergía	8
Ventajas de biocombustibles	10
Desventajas de biocombustibles	10
Gas de síntesis	11
Obtención del gas de síntesis	12
Gasificación	13
Etapas de la gasificación	15
Tecnología de gasificación	17
Gasificación a nivel mundial	20
Gasificación en Argentina	22
Usos del gas de síntesis	22
Alternativas de producción eléctrica a partir de gas de síntesis	24
Motor de combustión interna	24
Turbina de gas	25
Tecnología de ciclo combinado	26
Comparación de Motor a gas frente a Turbina de gas	26
Comparación de Motor a gas frente a ciclo combinado	27
Proceso de producción	28
Materia prima	30
Marco legal para la instalación de la planta	33
Justificación del proyecto	34
Bibliografía Capítulo 1	36
Capítulo 2: Análisis de la reacción química	38
Introducción	39
Características de la cáscara de maní	39
Reacciones involucradas en el proceso	41
Tipos de modelos	42
Modelado matemático a utilizar	44
Validación del modelo	54
Análisis de las condiciones de operación	55
Elección de la condiciones de operación	58
Resultados	59
Nomenclatura Capítulo 2	64
Bibliografía Capítulo 2	65
Capítulo 3: Diagrama de flujo y balance de masa	67

Introducción	68
Capacidad nominal de la planta	68
Pretratamiento de la biomasa	69
Balance de masa en el gasificador	69
Nivel de conversión	72
Compuestos a eliminar en el gas generado	72
Determinación de impurezas	77
Post-tratamiento del gas de síntesis	78
Balance de masa global para la planta	83
Bibliografía Capítulo 3	85
Capítulo 4: Diseño del reactor	87
Introducción	88
Gasificador Downdraft	89
Elección del gasificador	90
Geometría del reactor	91
Diseño del reactor	92
Materiales y estructura del reactor	95
Mecanismos de corrosión	95
Elección del material	96
Espesor del acero	98
Validación del diseño	99
Accesorios del gasificador	102
Sistemas de control	103
Bibliografía Capítulo 4	109
Capítulo 5: Sistema de purificación	111
Introducción	113
Equipos de separación	113
Ciclón	113
Lavador Venturi	121
Absorbedor de amoníaco	128
Lecho fijo de esponja de hierro	131
Bibliografía Capítulo 5	135
Capítulo 6: Equipos auxiliares e integración energética	136
Introducción	138
Sistemas auxiliares de procesos	138
Almacenamiento y alimentación de materia prima	138
Almacenamiento: Silos	139
Alimentación: Cinta transportadora	140
Alimentación: Tolva de alimentación	149
Salida de Sólidos	152

Válvula rotatoria	152
Tornillo sin fin	153
Balance energético en el gasificador	164
Análisis Pinch en la planta	169
Diseño del intercambiador gas-aire	171
Enfriamiento del agua	173
Planta tratamiento y recirculación de agua	175
Impulsión de corrientes	179
Gas de síntesis	179
Aire a los gasificadores	181
Circuito de agua	181
Grupo electrógeno	182
Antorcha	187
Cañerías	189
Integración energética	192
Bibliografía Capítulo 6	195
Capítulo 7: Análisis económico	197
Introducción	199
Justificación de la inversión	199
Costos de inversión	201
Estimación por factores	210
Costos de operación	211
Costos variables	212
Costos fijos	215
Rentabilidad	217
Diagramas de flujo de caja	217
Cronograma	221
Bibliografía Capítulo 7	223
Capítulo 8: Producción de carbón activado a partir de char	224
Introducción	226
Carbonización	226
Activación	228
Activación Química	228
Activación térmica	230
Justificación de la activación a utilizar	232
Proceso de obtención de carbón activado	233
Hornos	234
Dimensionamiento	236
Balances de energía	239
Balance de masa	244

Enfriamiento	246
Clasificación y envasado	247
Bibliografía Capítulo 8	248
Apéndice	249
Apéndice Capítulo 2	249
Apéndice 2-A: Modelo estequiométrico para secado y pirólisis	249
Apéndice 2-B: Modelo estequiométrico para oxidación	251
Apéndice 2-C: Poder calorífico del gas	253
Apéndice Capítulo 3	254
Apéndice 3-A: Entrada y salida de equipos	254
Apéndice Capítulo 4	258
Apéndice 4-A: Dimensionamiento del gasificador downdraft	258
Apéndice Capítulo 5	260
Apéndice 5-A: Ciclón	260
Apéndice 5-B: Venturi	264
Apéndice 5-C: Lecho fijo de esponja de hierro	269
Apéndice Capítulo 6	271
Apéndice 6-A: Banda transportadora	271
Apéndice 6-B: Dimensionamiento de tornillo sin fin	274
Apéndice 6-C: Diseño torre de enfriamiento	275
Apéndice 6-D: Velocidades recomendadas para fluidos en cañerías	280
Apéndice 6-E: Grupo electrógeno	282
Apéndice 6-F: Antorcha	287
Apéndice Capítulo 7	288
Apéndice 7-A: Indicadores económicos	288
Apéndice 7-B: Apuntes Ingeniería Económica	289
Apéndice 7-C: Costo equipos principales	290
Apéndice Capítulo 8	291
Apéndice 8-A: Cálculo de dimensionamiento del horno	291

Capítulo 1: Estudios preliminares

En este proyecto se busca dimensionar una planta industrial para la producción de gas de síntesis a partir cáscara de maní.

La gasificación es un proceso que convierte los materiales orgánicos en monóxido de carbono, hidrógeno, metano, dióxido de carbono y trazas de agua. La composición estimada del gas de síntesis a obtener es de:

		Composición del Gas Obtenido (% en volumen seco)					
Agente gasificante	Poder Calorífico Superior (MJ/m ³)	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	Uso
Aire	<6	16	20	12	2	50	Combustible

Para la ubicación del proyecto, se identificó en qué regiones de Argentina se encuentra la mayor producción de la materia prima elegida. A partir de este criterio, se escoge ubicar el proyecto en el departamento General San Martín, Córdoba, Argentina.

Por lo tanto, se diseña una planta para la generación de gas de síntesis de operación continua con una alimentación de 1 ton/h. Se estima que con este caudal de alimentación se obtiene entre 1800 y 2700 Nm³/h del gas producto, y a su vez se generan entre 562,5 y 750 kWh.

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 EPEC (Empresa Provincial de Energía de Córdoba) a un precio de US\$ 150 el MWh (Programa RenovAr).

Introducción: Situación energética actual

Los combustibles fósiles, como el petróleo, gas y el carbón, se formaron a partir de materia orgánica proveniente de plantas, microorganismos, bacterias y algas, que mediante la fotosíntesis, transforman en energía química la energía electromagnética del sol. La humanidad conoce la existencia de los combustibles fósiles desde hace miles de años. Sin embargo, no fue hasta la invención de la máquina de vapor y el desarrollo de la Revolución Industrial que se comenzó a utilizar el carbón en cantidades significativas. Posteriormente, con la invención del automóvil y el motor de combustión interna, el petróleo se convirtió en la principal fuente de energía para el transporte terrestre y marítimo, a la vez que posibilitó el desarrollo de la aviación.

En la actualidad, junto con el gas natural, el petróleo se ha convertido en el recurso energético fundamental de las sociedades a pesar de ser un recurso no renovable. Pero ese no es el mayor problema: su uso reiterado no es beneficioso para el planeta y conlleva conflictos. Algunos de los principales problemas del uso de combustibles fósiles:

- Las reservas de combustible fósiles no son ilimitadas, se consume a un ritmo mucho mayor del que se produce.
- Provoca una mayor emisión de dióxido de carbono, lo que provoca un exceso de temperatura o calentamiento global que tiene como consecuencia el conocido cambio climático.
- Libera gran cantidad de óxidos de azufre y nitrógeno que reaccionan con gases de la atmósfera, y precipitan en forma de 'lluvia ácida'.
- El control y explotación de esos yacimientos es causa de conflictos, guerras y tensiones sociales.

Ante esta situación, se comenzó a desarrollar el uso de fuentes de energía renovables como la bioenergía, la energía eólica y la energía solar, entre otras; que aprovechan fuentes de energía naturales y no fósiles.

Bioenergía

Es bien sabido que los recursos energéticos jugarán un papel importante en el futuro del mundo. En los países desarrollados, existe una tendencia creciente a emplear tecnologías modernas y una eficiente conversión de bioenergía utilizando una gama de biocombustibles, que se están convirtiendo en competitivos con los combustibles fósiles.

En áreas rurales, particularmente en lugares remotos, la transmisión y distribución de energía generada a partir de combustibles fósiles puede ser difícil y costosa, mientras que producir energía renovable a nivel local puede ofrecer una alternativa viable. La energía renovable puede facilitar el desarrollo económico y social en las comunidades, pero solo si los proyectos se diseñan de manera inteligente y se planifican cuidadosamente con aportes locales y cooperación.

La biomasa y los biocombustibles se pueden usar como sustituto de los combustibles fósiles para generar calor, energía y/o productos químicos. En general, se considera que los biocombustibles ofrecen muchos beneficios, incluida la sostenibilidad, la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero, el desarrollo regional, la estructura social y la agricultura y la seguridad del suministro.

La biomasa es la fuente de energía renovable que cuenta con mayor potencial de crecimiento, y uno de los recursos renovables más utilizados en el mundo. Diversos factores, como el encarecimiento de otros combustibles y la creciente preocupación por el cambio climático, han contribuido a su rápido desarrollo, convirtiéndose en una fuente de energía alternativa muy competitiva.

Se denomina biomasa a la materia orgánica de origen vegetal o animal, incluyendo los residuos y desechos orgánicos, susceptible de ser aprovechada energéticamente. La biomasa para energía se obtiene de los restos de aprovechamientos forestales, de las industrias de la primera y segunda transformación de la madera, de los productos agrícolas y forestales, de los residuos de explotaciones ganaderas, de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, de cultivos implantados y explotados con el único objeto de la obtención de biomasa, los denominados cultivos energéticos, y, en general, de cualquier producto de origen orgánico.

Existen distintos procedimientos para la obtención de energía a partir de la biomasa. El método más sencillo es la combustión directa de la biomasa sólida para generar energía térmica y eléctrica. No obstante, éste no es el único uso ya que también se emplea para la obtención de biocombustibles.

Los biocombustibles, o también denominados biocarburantes, son mezclas de sustancias de origen orgánico que se utilizan como combustibles para la obtención de energía. Derivan de la biomasa, es decir, de materia orgánica que se origina y se acumula durante procesos biológicos como la fotosíntesis. Se pueden clasificar en tres grandes grupos en función de la materia prima empleada y el proceso de producción:

1. Biocombustibles de primera generación: son aquellos que tienen su origen en cultivos agrícolas empleados en la obtención de productos para el consumo humano tales como el azúcar, el almidón, el aceite vegetal como el aceite de palma o grasas animales. Los sistemas de producción son más simples y económicos, sin embargo, tiene serias limitaciones pues podrían poner en peligro el suministro de alimentos, así como la biodiversidad.
2. Biocombustibles de segunda generación: surgen ante la gran demanda de biocombustibles y se obtienen a partir de biomasa de naturaleza lignocelulósica, es decir, de naturaleza leñosa o fibrosa. Por este motivo, aunque supongan un ahorro en las emisiones, su producción es más costosa y complicada que la de los de primera generación. Este grupo de biocombustibles se produce con cultivos que no se destinan a la alimentación o que se consideran desperdicios como aceite usado, tallos, cáscaras de fruta, envolturas o vainas o virutas de madera.
3. Biocombustibles de tercera generación: La tercera generación de biocombustibles se basa en los avances realizados en la fuente de materia prima. Esta generación se aprovecha de nuevos cultivos específicamente diseñados para la generación de biocombustibles. Se aplican avances recientes en la biología de las plantas, nuevas técnicas de reproducción, avances en el campo de la genómica, cambios en diseño clásico de los cultivos transgénicos.

Algunos ejemplos de biocombustibles son el biodiesel, los bioalcoholes (bioetanol, biometanol, biobutanol), el biogás, el gas de síntesis y biocombustibles sólidos como la madera, el carbón vegetal y el aserrín. Entre los países que han promovido firmemente el desarrollo y uso de los biocombustibles se encuentran Brasil, Estados Unidos, Francia, Suecia y Alemania.

Ventajas de biocombustibles

La biomasa se considera una fuente de energía limpia por su papel en la lucha contra el cambio climático, su menor impacto ambiental, y su contribución a la mejora de la competitividad, empleo y desarrollo regional. En concreto el uso de la Biomasa aporta las siguientes ventajas:

- El balance de CO₂ emitido es neutro. Esto no significa que la emisión de este gas sea nulo, sino que en el proceso de producción y desarrollo los materiales que producirán la biomasa destinada a los biocombustibles absorben el CO₂ producido mediante su combustión.
- No emite contaminantes sulfurados y apenas nitrogenados o partículas sólidas.
- La producción de biomasa es totalmente descentralizada, basada en un recurso disperso en el territorio, que puede tener gran incidencia social y económica en el mundo rural.
- Disminuye la dependencia externa del abastecimiento de combustibles. La tecnología para su aprovechamiento cuenta con un buen grado de desarrollo tecnológico para muchas aplicaciones.
- Disminución del riesgo de incendios y plagas forestales, como consecuencia de reducir la carga de combustible de las masas forestales.
- Disminución de vertidos y riesgos ambientales (al valorizar los residuos de origen industrial).

Además de ser la fuente renovable más común y generalizada en el mundo, su potencial es abundante. Hay mucha en todo el mundo y sin duda será una importante contribución en el suministro de demanda futura de energía de una manera sostenible.

Desventajas de biocombustibles

Aunque se hayan presentado como una alternativa excelente, y amigable para el medioambiente, tienen sus puntos negativos:

- A causa de los fertilizantes nitrogenados que se emplean en los campos de cultivo, los biocombustibles de origen vegetal pueden resultar en un aumento

de las emisiones de óxido de nitrógeno. Además, esto puede producir la contaminación de las aguas subterráneas con nitritos y nitratos.

- 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.
- En caso de que llegara a producirse a una escala muy grande, existe la posibilidad latente de que la producción alimentaria se vea reducida, ya que las personas y campesinos estarían enfocados en la producción de biocombustibles porque les sería un negocio mucho más rentable que la venta de comida.
- 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 como todo, 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.
- Durante la producción de los biocombustibles se emplean combustibles fósiles lo que, paradójicamente, por el momento resulta en que el balance de emisiones de CO₂ sea positivo, teniendo además en cuenta la deforestación que se suma a la cadena de producción

Gas de síntesis

El gas de síntesis (o *syngas*) es el principal producto obtenido de la gasificación de biomasa, el cual consiste principalmente de H₂, CO, CO₂, N₂ y pequeñas partículas de cenizas, alquitranes y aceites. Los gases de síntesis pueden producirse a partir de muchas fuentes, incluyendo gas natural, carbón, biomasa o prácticamente cualquier materia prima de hidrocarburos, por reacción con vapor u oxígeno. *Syngas* es una fuente vital de combustibles y productos químicos benignos para el medio ambiente. Además, es un combustible adecuado para la producción de electricidad.

Obtención del gas de síntesis

Desde el punto de vista energético resulta conveniente dividir la biomasa en dos grandes grupos:

- Biomasa seca: Aquella que puede obtenerse en forma natural con un tenor de humedad menor al 60%, como la leña, paja, etc. Este tipo se presta mejor a ser utilizada energéticamente mediante procesos termoquímicos, que producen directamente energía térmica o productos secundarios en la forma de combustibles sólidos, líquidos o gaseosos.
- Biomasa húmeda: Se denomina así cuando el porcentaje de humedad supera el 60%, como por ejemplo en los restantes vegetales, residuos animales, vegetación acuática, etc. Resulta especialmente adecuado para su tratamiento procesos químicos obteniéndose combustibles líquidos y gaseosos.

Los procesos termoquímicos comprenden los procesos de:

- Combustión: Es el proceso más sencillo y más ampliamente utilizado, tanto en el pasado como en el presente. Permite obtener energía térmica, ya sea para usos domésticos (cocción, calefacción) o industriales (calor de proceso, vapor mediante una caldera, energía mecánica utilizando el vapor de una máquina). En este proceso termoquímico sucede una reacción completa, por oxidación de todos sus elementos principales, formando CO_2 y H_2O , con la destrucción completa de la biomasa y una liberación grande de energía.
- Pirólisis: Descomposición química de materia orgánica por medio de calor y en ausencia de oxígeno. Se obtiene como producto una combinación variable de combustibles sólidos (carbón vegetal), líquidos (efluentes piroleñosos) y gaseosos (gas pobre). Generalmente, el producto principal de la pirólisis es el carbón vegetal, considerándose a los líquidos y gases como subproductos del proceso.
- Gasificación: Consiste en la quema de biomasa en presencia de oxígeno, en forma controlada, de manera de producir un gas combustible denominado “gas de síntesis” o “gas pobre” por su bajo contenido calórico en relación al gas natural (del orden de la cuarta parte). La gasificación se realiza en un recipiente cerrado, conocido por gasógeno, en el cual se introduce el combustible y una cantidad de aire menor a la que se requeriría para su combustión completa.

Gasificación

La gasificación es un proceso que convierte los materiales orgánicos carbonosos de origen biogénico o fósil principalmente en monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H₂), metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂) y trazas de agua (H₂O). Esto se logra haciendo reaccionar el material de alimentación sólido o líquido a altas temperaturas (>700°C) con una cantidad controlada de los agentes de gasificación. Cuando se somete a altas temperaturas, las partículas de combustible generalmente pequeñas o finas se secan primero (Fig. 1.1). Luego se liberan los componentes volátiles, dejando un residuo sólido de carbón. Tanto el gas, como el carbón, se transforman, mediante reacciones homogéneas y heterogéneas con el agente de gasificación, en el gas de síntesis crudo.

Una biorrefinería generalmente consiste en pasos sucesivos de conversión primaria y secundaria. Primero, los intermediarios se producen mediante procesos de pretratamiento de biomasa. La biomasa generalmente se trata previamente mecánicamente (por ejemplo, mediante molienda) o térmicamente. Luego, se degrada térmicamente de forma secuencial mediante la gasificación obteniendo los bloques de construcción más pequeños de la química sintética: monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂). A partir de estas moléculas, se pueden producir combustibles y productos químicos por síntesis química.

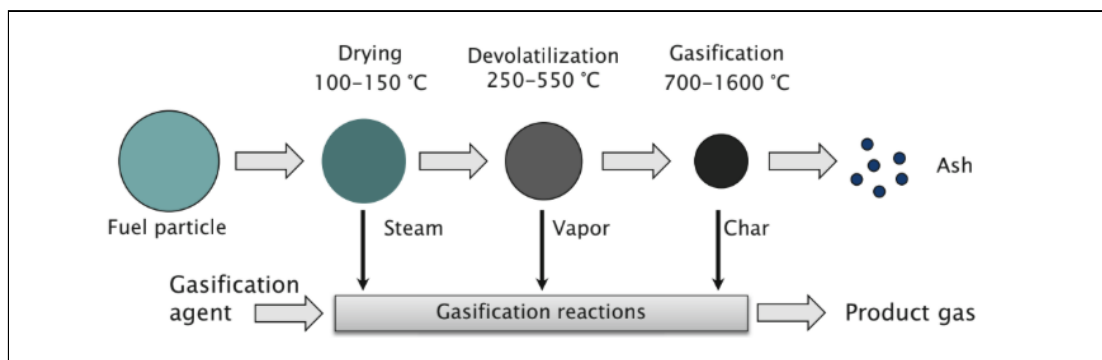


Figura 1.1. Principio de gasificación.

Los agentes de gasificación que se pueden usar son agua (vapor), oxígeno o aire (lo que lleva a un valor de calentamiento más bajo del gas del producto debido a la dilución con N₂), pero también se puede utilizar CO₂ si el producto principal es CO.

Tabla 1.1. Resultados de gasificación según el agente oxidante utilizado.

Agente gasificante	PCS (MJ/m ³)	Composición del gas obtenido (% en volumen)						Uso
		H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂	
Aire	<6	16	20	12	2	50	-	Combustible
Oxígeno	10-20	32	48	15	2	3	-	Combustible Gas de síntesis
Vapor de agua	10-20	50	20	22	6	-	2	Combustible Gas de síntesis

La mezcla de gas resultante se llama 'gas pobre' cuando se somete a combustión para la producción de calor de proceso y generación de energía eléctrica, o 'gas de síntesis' (*syngas*) cuando se somete a síntesis químicas, donde se requiere una alta pureza de gas de síntesis.

La gasificación es un proceso endotérmico, que requiere un suministro de energía. En la gasificación autotérmica, el calor requerido para la gasificación se produce por combustión parcial bajo la adición de oxígeno o aire como agente oxidante a la alimentación de combustible en el reactor de gasificación. Para la gasificación alotérmica, el calor generado externamente es suministrado por un intercambiador de calor.

Como ventajas de la gasificación se puede señalar las siguientes:

- Versatilidad, pues tiene la posibilidad de obtener energía en el momento que se requiera, a diferencia de las calderas que para su mejor eficiencia requiere un funcionamiento en continuo. Además se pueden mezclar diferentes tipos de biomasa (paja, madera, rastrojos...) con la condición que su densidad sea mayor de 0.2 gr/cm³.
- Rendimiento eléctrico alrededor del 15-20%, sin necesidad de grandes instalaciones ni por supuesto grandes inversiones.
- Menor impacto ambiental.

Como inconvenientes destacan los siguientes:

- Elevada exigencia en la regularidad del tamaño de la biomasa y su contenido de humedad. Si es demasiado grande (>10 mm) las reacciones que se producen son muy lentas, en cambio, si son excesivamente pequeñas (<2-3 mm), se pueden producir atascos en los conductos o ser arrastradas con la ceniza antes de concluir su gasificación. Respecto de la humedad esta debe estar entre el 10 a 15%.

- Producción de alquitranes que causan numerosos inconvenientes, como obstrucciones en los conductos y corrosividad en los motores que utilizan este gas como combustible.

Etapas de la gasificación

El proceso de gasificación consta principalmente de cuatro etapas. Aunque estas son frecuentemente modeladas en serie, no hay un límite claro entre ellas, y a menudo se superponen. En un proceso típico, la biomasa se calienta (seca) y luego se somete a degradación térmica o pirólisis, los productos de la pirólisis (gases, sólidos y líquidos) reaccionan entre sí, así como con el agente gasificante para formar el gas final. En la mayoría de los reactores para gasificación, la energía térmica necesaria para el secado, la pirólisis, y las reacciones endotérmicas de reducción provienen de las reacciones exotérmicas llevadas a cabo en la etapa de combustión.

A continuación se describe de manera general el proceso que se lleva a cabo en cada etapa:

1. Secado: La biomasa que acaba de ingresar al reactor se calienta y se seca, evaporando parte de la humedad contenida en ella utilizando el calor producido por las reacciones de combustión. Para la producción de un gas combustible con un valor calorífico aceptable, la mayoría de los sistemas de la gasificación usan biomasa seca con un contenido de humedad entre el 10 y el 15%. Una mayor humedad, aunque facilita la formación de hidrógeno, supondría un gasto energético muy elevado que haría bajar el rendimiento del gasificador. Por esta causa, cuando la humedad es muy alta es necesario realizar un pre-secado antes de entrar en el gasificador.
2. Pirólisis: Es el proceso de descomposición térmica, con poca presencia de oxígeno, que ocurre entre 300 y 500 °C. En esta etapa se desprenden los gases combustibles más volátiles, algunos de los cuales no se queman por la ausencia de oxígeno y se convierten en alquitranes. Además de los gases, se produce un residuo sólido conocido como residuo carbonoso, char o carbón vegetal. Entre los gases producidos, los más importantes son: vapor de agua, CO_2 , H_2 , CO e hidrocarburos. La pirólisis habitualmente es dividida en pirólisis lenta (donde se crean los alquitranes por condensación de moléculas) y pirólisis rápida. La etapa de pirólisis es más rápida que la de reducción. La producción de gases se ve favorecida por un

tiempo de permanencia y/o temperatura adecuadas. La fracción de hidrocarburos está compuesta de CH₄ y alquitranes. La cantidad de alquitranes y aceites es mayor, conforme la temperatura y el tiempo de permanencia resulten menores.

3. Oxidación o combustión: En esta zona, una parte del residuo carbonoso (char) se mezcla con el agente gasificante.

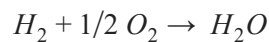
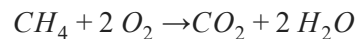
Si el agente gasificante es aire, la reacción es la siguiente: $C + O_2 \rightarrow CO_2$

Es decir, se produce CO₂ y se mantiene la temperatura entre 600 °C y 1.400 °C.

Debido a que la cantidad de aire introducida es inferior a la estequiométricamente requerida para una combustión completa, (por lo tanto el oxígeno es el reactivo limitante) se produce una combustión incompleta: $C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$.

El CO que genera, parte se mezcla con el O₂ para producir otra reacción de combustión: $CO + 1/2 O_2 \rightarrow CO_2$.

Las reacciones de combustión completa e incompleta mencionadas son de carácter exotérmico y en ellas se produce principalmente CO y CO₂, adicionalmente el oxígeno remanente, que ya es poco, se mezcla con CH₄ y H₂ producidos en reacciones anteriores de pirólisis y se forma CO₂ y H₂O.



Esta etapa produce el calor necesario para llevar a cabo las reacciones que requiere el secado y la pirólisis, además de suministrar calor a las reacciones de reducción que son endotérmicas, para mantener la temperatura. La reacción ($C + O_2 \rightarrow CO_2$) es la que desprende la mayor cantidad de calor, 94 kcal/kmol de carbono consumido, seguida de la reacción ($C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$), que además produce CO, y libera 26,5 kcal/mol de calor. La velocidad de esta última reacción es relativamente lenta. Las cantidades relativas de combustible, oxidante y vapor de agua regulan la fracción de carbono u oxígeno que reaccionan según las reacciones anteriores. Cualquier cantidad de oxidante adicional al requerido para mantener las reacciones endotérmicas a la temperatura adecuada, aumentará innecesariamente la temperatura del gasificador y las pérdidas, lo que se traduciría en una reducción de la eficiencia y del poder calorífico del gas producido.

4. Reducción - Gasificación del residuo carbonoso: Esta etapa se lleva a cabo en paralelo con la etapa de combustión, aunque el calor y los productos de la combustión (como el CO₂ y el H₂O) son requeridos en esta etapa. La reducción es la más compleja de todas las etapas, envuelve reacciones químicas entre

hidrocarburos, H_2O , CO_2 , H_2 y O_2 , así como entre los gases desprendidos. De todas estas reacciones, las de gasificación del residuo carbonoso producido son las más importantes.

Tecnología de gasificación

Para la gasificación de biomasa existe una variedad de tecnologías. Con vistas a la producción a gran escala de gas de síntesis de alta calidad, tal como se requiere para la producción de productos químicos y combustibles, se deben considerar principalmente los tipos de gasificadores que se muestran en la Fig. 1.2.

Los tipos de reactor que normalmente se utilizan para estos procesos son variados, y su elección depende de varios factores como pueden ser la granulometría del residuo, la humedad de este, o la limpieza del gas requerida.

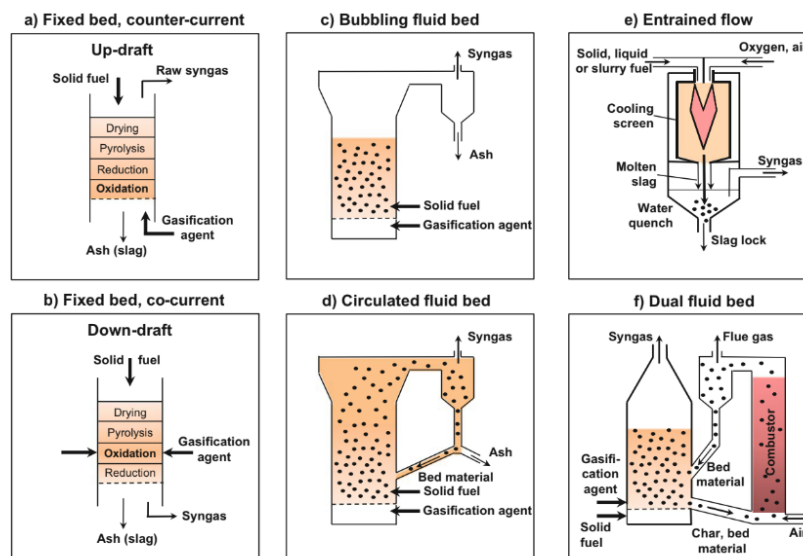


Figura 1.2. Distintos reactores para la gasificación.

En los reactores de lecho fijo, la materia prima de biomasa se expone al agente gasificante en un lecho compacto que se mueve lentamente desde la parte superior del gasificador hasta el fondo, donde se descarga la ceniza. Al moverse a través del reactor, la biomasa pasa por distintas zonas de reacción y temperatura para el secado, pirólisis, oxidación y reducción. Los diferentes tipos de reactores de gasificación de lecho fijo generalmente se caracterizan por la dirección del flujo de gas a través del reactor y, por lo tanto, se denotan como:

1. Gasificador ascendente (*Up-draft*), contracorriente (Fig. 1.2a),
2. Gasificador descendente (*Down-draft*), co-corriente (Fig. 1.2b), y
3. Flujo horizontal.

Según el tipo de alimentación y la aplicación de gas de producto, existe una multitud de diseños de reactores. En general, los reactores de lecho fijo alimentados con biomasa son adecuados para la producción de calor y energía del distrito hasta capacidades de combustible térmico de 20 MWth. El gas productor no suele usarse para fines en los que se requiere gas de síntesis limpio, porque sería necesaria una limpieza sustancial del gas debido a las cantidades relativamente altas de alquitrán que forman componentes volátiles (VOC) y partículas de polvo y cenizas arrastradas.

En los gasificadores de lecho fluido (Fig. 1.2: c, d, f), las partículas de biomasa se mezclan rápidamente y se calientan típicamente a 700–900°C por medio de un portador de calor sólido, generalmente arena caliente y, a veces, carbón o ceniza, fluidificado por aire, oxígeno, o vapor y *syngas*. El tamaño del material de alimentación es del orden de centímetros; se pueden usar *pellets* y pequeñas astillas de madera. Debido a la mezcla intensa de partículas de combustible y material del lecho, las reacciones de gasificación no pueden asignarse a distintas zonas locales como en el caso de los reactores de lecho fijo, sino que ocurren a lo largo de todo el volumen de reacción, lo que lleva a una distribución uniforme de la temperatura.

El grado de fluidización puede ser pequeño (lecho fluido burbujeante, BFB, Fig. 1.2.c) o alto (lecho fluido circulante, CFB, Fig. 1.2.d). Los gasificadores BFB tienen una interfaz bien definida entre la zona de reacción en el lecho fluidizado y el francobordo anterior. Son un tipo bien conocido de reactor que también se aplica a la combustión, la pirólisis y las reacciones químicas, comúnmente utilizadas debido a sus propiedades robustas pero que muestran una formación de alquitrán del orden de 1-2% en peso. En un gasificador CFB, las velocidades más altas de gas y partículas proporcionan velocidades de calentamiento aún mayores; no hay una interfaz distinta entre el lecho de arena fluidizada y el francobordo. Las partículas de materia prima más grandes y no convertidas recirculan en el reactor, mientras que los finos como las partículas de carbón, ceniza y portador de calor se arrastran fuera del reactor y se separan a través de un ciclón de gas caliente. El transportador de calor se recicla de nuevo al gasificador. La conversión de carbono es considerablemente mejor que en los gasificadores BFB.

El gasificador de lecho doble sigue un concepto de gasificación alotérmica, mediante el cual se puede usar aire para la combustión, pero sin diluir el gas de síntesis producido

(Fig. 1.2.f). El gasificador se fluidifica con vapor como el único agente de gasificación, lo que resulta en un gas de síntesis rico en energía. El material del lecho y algo de carbón se transfieren frecuentemente al segundo reactor, en el cual el carbón se quema para generar calor. Si es necesario, se puede suministrar combustible adicional al reactor de combustión. El material del lecho se hace circular para transportar el calor desde la cámara de combustión al gasificador. El calor del gas de combustión se puede utilizar para fines de calefacción o producción de electricidad. En todos los gasificadores de lecho fluidizado, las cenizas se deben descargar del sistema para evitar la acumulación en el circuito del portador de calor.

Los gasificadores de lecho fijo y fluidizado suelen funcionar a temperaturas inferiores a 1.000°C. La ceniza de bajo punto de fusión puede volverse pegajosa a 700°C aproximadamente y puede crear problemas, por ejemplo, por aglomeración del material del lecho. Los gases de síntesis crudos de los gasificadores fijos y de lecho fluidizado contienen alquitrán y metano debido a las bajas temperaturas de gasificación. Su uso para la combustión puede tolerar altos contenidos de metano y requiere menos esfuerzos de limpieza de gas en comparación con las aplicaciones químicas y microbianas.

Cuando se pretende el uso de gas de síntesis para fines químicos, debe ser de alta pureza, libre de polvo, alquitrán y contaminantes para no envenenar los catalizadores de síntesis sensibles aguas abajo. A diferencia de la mayoría de los gasificadores de lecho fijo y de lecho fluidizado, los gasificadores de flujo arrastrado (EF) (Fig. 1.2.e) pueden generar un gas prácticamente libre de alquitrán con solo un poco de metano a temperaturas de gasificación por encima de 1.000 °C . En tiempos de residencia de unos pocos segundos, se puede lograr una conversión de carbono del 95-99% e incluso superior. Un gasificador EF puede ser alimentado con lodo o partículas y generalmente soplado con oxígeno y, ocasionalmente, vapor como agente de gasificación. En general, es adecuado cualquier material de alimentación sólido, en suspensión o líquido que se pueda bombear, pulverizar y atomizar neumática o mecánicamente. Los polvos de biomasa con tamaños de partículas del orden de 10^{-4} m se pueden alimentar al gasificador mediante un sistema de flujo de alta densidad. Sin embargo, esto requiere la operación periódica de un sofisticado sistema de cerraduras y se vuelve más complicado cuando la presión aumenta.

Gasificación a nivel mundial

Actualmente hay más de 272 plantas de gasificación en operación, con 686 gasificadores. Como se puede observar en la Figura 1.3, en su mayoría, están localizadas en Asia, donde China es el país dominante, y por último, se encuentra Sudamérica.

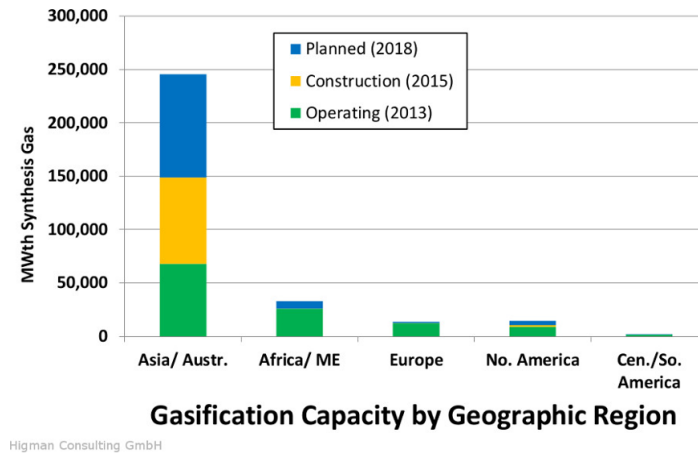


Figura 1.3. Producción energética de gas de síntesis en el mundo.

Las principales materias primas utilizadas para este proceso son recursos no renovables, como es el carbón, y se destina la producción de *syngas* a la generación de químicos y combustibles (Figura 1.5).

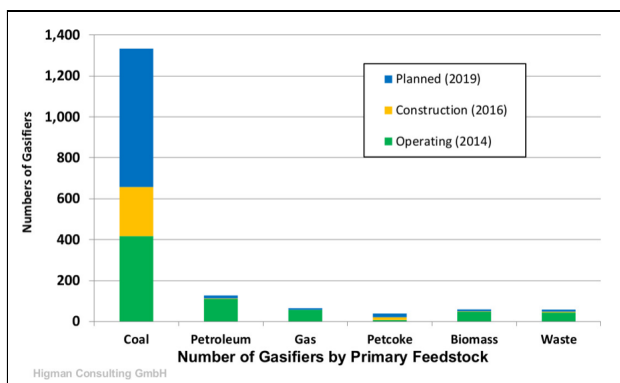


Figura 1.4. Materia prima utilizada para la generación de gas de síntesis.

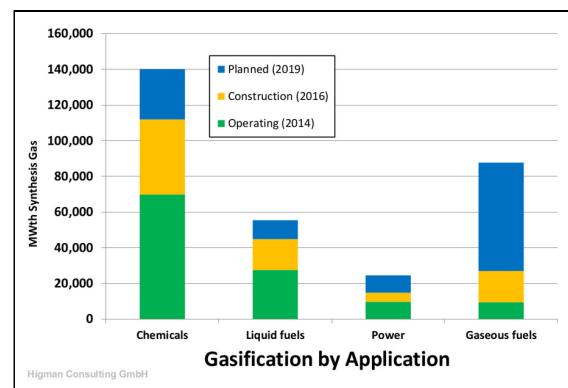


Figura 1.5. Aplicación del gas de síntesis.

Mientras que la generación de *syngas* a partir de biomasa pertenece a la menor proporción, se espera que el uso de esta tecnología crezca en el futuro. Algunas de las plantas que hoy en día utilizan este tipo de proceso se mencionan en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2. Plantas utilizando gasificación de biomasa.

Planta	Año de inauguración	Materia Prima	Producción <i>syngas</i>	Uso de <i>syngas</i>	Capacidad
<i>Woodspirit Biomethanol Plant</i> (Delfzijl, Holanda)	2017	Madera (4500 ton/día)	386 MWth	Metanol	410000 ton/año
<i>GoBiGas</i> (Göteborg, Suecia)	2014	Madera (190 ton/día)	27.5 MWth	SNG ¹	20 MWth
<i>Isle of Wight Waste-to-Energy Plant</i> (Newport, Inglaterra)	2009	Residuos sólidos urbanos (120 ton/día)	18 MWth	Energía eléctrica	1.8 MWe
<i>Averoy Waste-to-Energy</i> (Averoy, Noruega)	2000	Residuos sólidos urbanos (120 ton/día)	12 MWth	Vapor para industria pesquera	8 MWth
<i>Tacuarembó CHP Unit</i> (Tacuarembó, Uruguay)	2010	Madera (400 ton/día)	72 MWth	Energía eléctrica y térmica	12MWe y 48 MWth
<i>Odry Biomass Gasifier</i> (Odry, República Checa)	2013	Madera (25 ton/día)	3.34MWth	Energía eléctrica	0.8MWe

¹ Sustituto al gas natural

Gasificación en Argentina

Se encuentran las siguientes plantas en operación:

- *Planta Gasificadora de Biomasa* (Presidencia de la Plaza, Chaco). Esta planta fue diseñada para ser alimentada, tanto con residuos de madera como cáscara de arroz, o marlo de maíz, entre otras fuentes. El gas generado alimenta un motor a explosión, el cual arrastra un generador eléctrico de 380V y 380 kVA. La potencia generada permite abastecer el pequeño parque industrial de Presidencia de la Plaza, y favorece la generación eléctrica distribuida y la utilización de residuos de la industria forestal.
- *UNITAN S.A.* (Formosa). Esta empresa, dedicada a la producción y comercialización de taninos de quebracho, utiliza los descartes del proceso para la generación de energía eléctrica, que por el momento, provee solamente a la planta. Se generan 1,4 KWh de energía eléctrica por cada kilogramo de materia prima.

Usos del gas de síntesis

El gas de síntesis es un intermediario que puede producirse mediante gasificación a partir de una variedad de materias primas carbonosas, incluida la biomasa. El monóxido de carbono y el hidrógeno, los principales constituyentes del gas de síntesis, pueden someterse a una amplia gama de procesos de síntesis química y microbiana, permitiendo la producción de combustibles gaseosos y líquidos, así como de diversas sustancias químicas.

En la Figura 1.6 se pueden observar los diferentes usos del gas de síntesis:

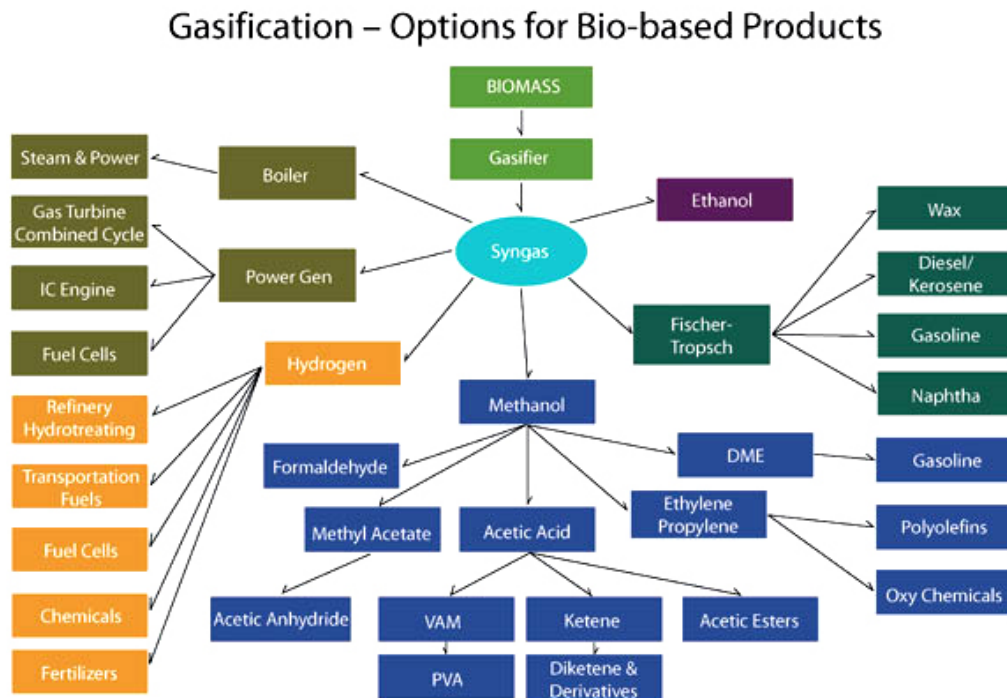


Figura 1.6. Posibles productos a obtener con gas de síntesis.

Durante el proceso de *Fischer-Tropsch*, las moléculas contenidas en el gas de síntesis se combinan para formar cadenas de hidrocarburos sintéticos como propano, butano, gasolina, diésel y gasoil. Esta reacción puede llevarse a cabo en presencia de un catalizador metálico que, además de aumentar la velocidad de reacción, hace que el proceso sea selectivo, es decir, que solo se produzca un compuesto en especial, o en mayor porcentaje con relación a otros subproductos. Los productos obtenidos dependen del tipo de catalizador utilizado, de la presión (20 - 30 bar) y de la temperatura (200 - 350 °C).

Una de las ventajas del proceso Fischer-Tropsch para la obtención de hidrocarburos sintéticos, radica en que el gasoil obtenido no contiene azufre por lo que sería un combustible de fácil comercialización, que cumple con regulaciones ambientales europeas; sin embargo, una de las desventajas es su elevado costo, siendo poco rentable en comparación con los métodos convencionales de obtención de gasolina y otros derivados del petróleo. No obstante, se espera que con el avance de la tecnología y la disminución de las reservas petroleras, este proceso se perfeccione y así se pueda obtener una fuente de energía renovable a partir de biomasa.

Otro uso del gas de síntesis es la generación de energía eléctrica a partir de un motor de combustión interna, que producto de la reacción de combustión, libera la energía

almacenada en el gas; esta liberación de energía mueve los pistones del motor haciendo girar al cigüeñal principal (eje del motor) y a un generador eléctrico acoplado, produciendo electricidad. Los kilovatios obtenidos dependen del cilindraje del motor y de las revoluciones alcanzadas, por lo que a mayor número de revoluciones, mayor cantidad de energía.

El gas de síntesis también se puede convertir fácilmente en metanol o éter dimetílico (DME), que a su vez se puede transformar en gasolina en presencia de zeolitas, o metil tert-butil éter (MTBE) en presencia de isobutileno. Otra opción es el hidrógeno, que tiene numerosas aplicaciones, puede separarse del gas de síntesis para la producción de amoníaco y productos químicos. El gas natural sintético (CH₄) es también uno de los usos significativos del gas de síntesis.

Tabla 1.3. Reacciones de gas de síntesis.

Reaction to. . .	Formal reaction equation
Methanol	$\text{CO} + 2 \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH}$
Ethanol, higher alcohols	$2 \text{CO} + 4 \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ $\text{CH}_3\text{OH} + n \text{CO} + 2n \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_{n+1}\text{H}_{2n+3}\text{OH} + n \text{H}_2\text{O}$
Dimethyl ether	$3 \text{CO} + 3 \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{CO}_2$ $2 \text{CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$
Gasoline and olefins	$n \text{CH}_3\text{OCH}_3 + n \text{CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{“(CH}_2\text{)}_{3n}\text{”} + 2n \text{H}_2\text{O}$ $n \text{CH}_3\text{OCH}_3 \rightleftharpoons \text{“(CH}_2\text{)}_{2n}\text{”} + n \text{H}_2\text{O}$
Hydrocarbons (Fischer–Tropsch)	$n \text{CO} + (2n+1) \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_n\text{H}_{2n} + n \text{H}_2\text{O}$
Hydroformylation	$\text{CO} + \text{H}_2 + \text{C}_n\text{H}_{2n} \rightleftharpoons \text{C}_n\text{H}_{2n+1}\text{CHO}$
Hydrogen	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$
Methane	$\text{CO} + 3 \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$
Polyoxymethylene	$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + n \text{HCHO} \rightleftharpoons \text{CH}_3(\text{CH}_2\text{O})_n\text{CH}_3 \quad n = 1-6$

Alternativas de producción eléctrica a partir de gas de síntesis

Para la generación de energía eléctrica a partir de gas, las principales alternativas a tener en cuenta son: motor de combustión interna, turbina de gas y tecnología de ciclo combinado.

Motor de combustión interna

Un motor de gas es un motor de combustión interna que funciona con un combustible gaseoso, como gas de carbón, gas pobre, biogás, gas de vertedero o gas

natural, convirtiendo su energía química en trabajo mecánica. En general, el término motor de gas se refiere a un motor en el ámbito de la industria pesada capaz de funcionar continuamente a plena carga durante períodos cercanos a las 8.760 horas por año, a diferencia de un motor de automóvil de gasolina, que es ligero, de alta velocidad y generalmente funciona no más de 4.000 horas en toda su vida útil. La potencia típica varía de 10 kW a 4 MW.

Turbina de gas

Las turbinas de gas son turbomáquinas que pertenecen al grupo de máquinas térmicas generadoras y cuya franja de operación va desde pequeñas potencias (30 KW para las microturbinas) hasta 500 MW para los últimos desarrollos.

Sus principales ventajas son su pequeño peso y volumen en relación a su potencia y la flexibilidad de su operación. Esto hace que sean máquinas cuyo uso para determinadas aplicaciones, especialmente las referidas a la generación de electricidad y a la propulsión de buques y aviones, esté en claro aumento. Al ser máquinas rotativas presentan una clara ventaja frente a los motores alternativos, por la ausencia de movimientos alternativos y de rozamientos entre superficies sólidas (como las que se dan entre pistón y camisa), lo que se traduce en menores problemas de equilibrado y menores consumos de aceite lubricante, que además no están en contacto con superficies calientes ni con productos de combustión.

Esta simplicidad comparada con turbinas de vapor y con motores alternativos otorga a las turbinas de gas dos ventajas adicionales: un mantenimiento sencillo comparado con otras máquinas térmicas y una elevada fiabilidad.

No obstante, también tienen algunos inconvenientes importantes, entre los que hay que destacar dos: la alta velocidad de rotación y su bajo rendimiento (30-35%) comparado con los motores alternativos diesel (algunos desarrollos ya alcanzan el 50% de rendimiento) o con las turbinas de vapor (valores del 40% son muy normales).

Normalmente se entiende por turbina de gas el conjunto formado por los siguientes elementos:

- Compresor, responsable de la elevación de presión del fluido de trabajo
- Sistema de aporte de calor al fluido
- Elemento expensor, o turbina propiamente dicha.

Tecnología de ciclo combinado

El ciclo combinado consiste, en el sentido más generalista, en la integración de dos o más ciclos termodinámicos para conseguir una conversión más eficiente de la energía aportada en trabajo o potencia. Termodinámicamente, esto supone la integración de un ciclo *Brayton* con un ciclo *Rankine*, en donde las altas temperaturas de los gases de escape de la turbina de gas se aprovechan, mediante una caldera de generación de vapor, para generar vapor de agua a presión, que se expande en la turbina de vapor.

Mediante esta integración se conjugan así las ventajas de los ciclos termodinámicos de gas y vapor, ya que se logra una alta temperatura de absorción en el ciclo de la turbina de gas y una baja temperatura en la cesión del ciclo de vapor, logrando elevar el rendimiento a valores superiores al 55%.

En el proceso de generación eléctrica de ciclo combinado la biomasa es gasificada para obtener gas de síntesis, que es comprimido y quemado, expandiéndose en unas turbinas que permiten transformar esa energía cinética en electricidad, (ciclo de gas, *Brayton*), para posteriormente con los gases de escape calentar vapor haciéndolo incidir sobre turbinas de vapor y obtener también electricidad (ciclo de vapor, *Rankine*). Esta tecnología tiene como ventajas las siguientes:

- Mayor eficiencia energética
- Mayor flexibilidad en la demanda de combustibles,
- La generación de residuos y gases de efecto invernadero bajos
- Gestión sencilla de sus residuos

Comparación de Motor a gas frente a Turbina de gas²

Para comparar las dos opciones se toma como valores de referencia la eficiencia eléctrica conseguida con motores de gas y turbinas de gas, y el coste específico por kWh que supone cada una de estas alternativas.

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 cercanas a las 5 MWe) y el 42% para turbinas más grandes (potencia>25 MWe).

² Obtenido de 'Tratamiento y valorización energética de residuos'. Xavier Elías Castells.

El costo específico de cada uno de estos sistemas para generar electricidad oscila entre los 180 y 390 euros por kWe en el caso de los motores, y de 300 a 360 euros por kWe en el caso de las turbinas a gas.

Por lo tanto, basándose en estos datos, se puede afirmar que para una planta del orden de 500 kWe a 800 kWe, la alternativa de los motores a gas supera a la de la turbina de gas.

Comparación de Motor a gas frente a ciclo combinado³

Para comparar las dos opciones se toma como valores de referencia la eficiencia eléctrica global de la planta conseguida con motores de gas y con ciclo combinado, y el coste específico total de la planta que supone cada una de estas alternativas.

Observando la Figura 1.7, se puede ver que:

- La eficiencia eléctrica que presenta la alternativa de ciclo combinado es netamente superior a la que presenta el uso de motores de gas para potencias superiores a los 10 MWe.
- Para potencias inferiores a los 5 MWe, el rendimiento eléctrico de los motores a gas resulta más alto al del ciclo combinado.

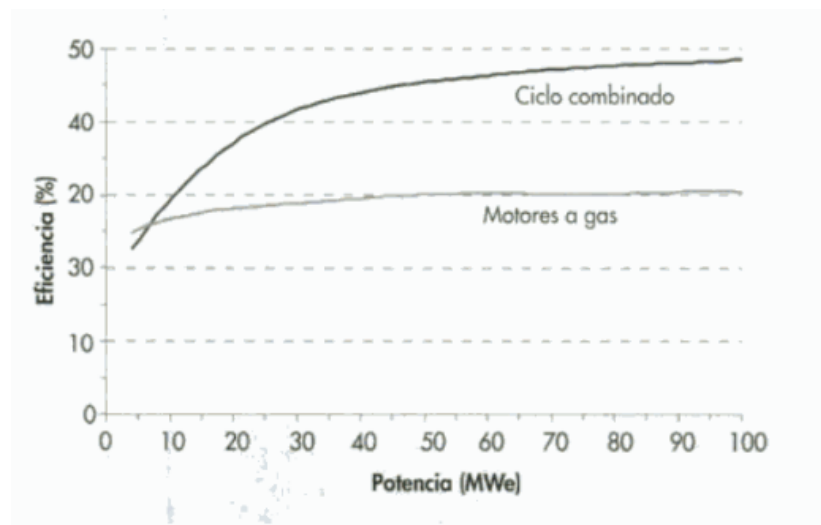


Figura 1.7. Eficiencia eléctrica global de motores de gas y ciclo combinado.

Mientras que observando la Figura 1.8, se puede concluir que:

- El costo específico que supone una planta de gasificación de ciclo combinado es siempre superior al caso de una planta con motores a gas. La

³ Obtenido de 'Tratamiento y valorización energética de residuos'. Xavier Elías Castells.

diferencia es mayor cuando se trata de potencias pequeñas y se reduce a medida que aumenta la potencia.

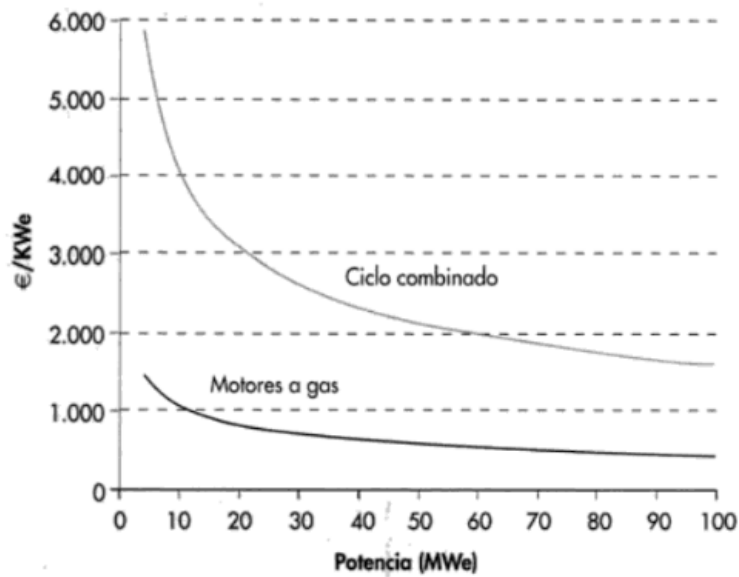


Figura 1.8. Costo específico total de la planta.

Proceso de producción

En el presente proyecto, se tiene como objetivo el diseño de una planta para la producción de gas de síntesis. El mismo se obtendrá mediante el proceso de gasificación utilizando cáscara de maní como materia prima.

Para el proceso de gasificación se opta por gasificadores del tipo downdraft utilizando aire como agente oxidante, cuya elección se justifica en capítulos posteriores.

La composición del gas de síntesis a la salida del gasificador se muestra en la Tabla 1.4. Se estima que el poder calorífico del mismo oscile entre 1000 y 1300 kCal/Nm³.

Tabla 1.4. Composición estimada del gas de síntesis.

		Composición del Gas Obtenido (% en volumen seco)					
Agente gasificante	Poder Calorífico Superior (MJ/m ³)	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	Uso
Aire	<6	16	20	12	2	50	Combustible

La planta generadora de energía utilizará 1 tonelada de materia prima por hora. Según datos de bibliografía⁴, se obtienen 2-3 Nm³ de gas de síntesis por kilogramo de biomasa seca. Dado que la cáscara de maní suele tener alrededor del 10% de humedad, se estima una producción de gas de síntesis entre 1800 y 2700 Nm³/h.

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 partir de las alternativas analizadas, se define que la generación de energía eléctrica se llevará a cabo haciendo uso de un motor alternativo de combustión interna. Se estima que se precisan 1.2-1.6 kg de biomasa seca por kWh⁵, por lo tanto se generarán entre 562.5 y 750 kWh de energía eléctrica, lo cual significa un ahorro en los costos energéticos de la planta productora de maní. Luego, mediante el plan de energías renovables RenovAr, es posible vender el excedente de energía a un precio de US\$ 150 el MWh.

Durante dicho proceso, se aprovechará la energía térmica generada para otras operaciones, como calefacción de corrientes auxiliares del proceso. De este modo, es posible prescindir de gastos energéticos innecesarios y se diseña una planta de operación más sustentable y amigable con el medio ambiente.

Se estima que la planta trabajará 347 del año, teniendo una parada de planta de 7 días cada 6 meses y reservando 4 días extra frente a imprevistos. La capacidad, como así también la Efectividad Global del Proceso (EGP), serán analizados en el Capítulo 3.

En la Figura 1.9 se muestra un diagrama de bloques del proceso a desarrollar.

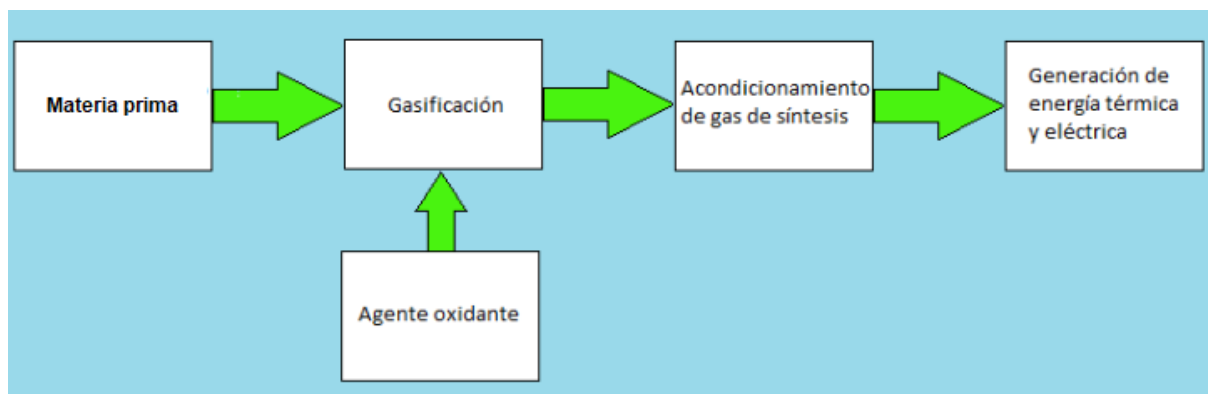


Figura 1.9. Diagrama de flujo del proceso.

⁴ Obtenido de 'Biomass Gasification'

⁵ Obtenido de 'Biomass Gasification'

Materia prima

Argentina es el primer exportador mundial de maní. Según la Cámara Argentina del Maní (CAM), en 2016 ingresaron 800 millones de dólares por ventas al exterior.

El maní se produce y se comercializa como materia prima de la industria aceitera, maní industria (producción de aceite y *pellets* de esta oleaginosa), y para consumo humano directo, esto es, maní confitería.

El producto más valioso de la industrialización del maní es el aceite, tanto por el contenido de materia grasa de la semilla (alrededor del 40%), como por la calidad del mismo. Entre todos los aceites comestibles, resulta ser el que mejor se cotiza luego del aceite de oliva.

La superficie sembrada y el volumen cosechado de maní muestran una significativa variación anual, debido a la inestable rentabilidad del cultivo frente a otros cultivos alternativos y a la elevada incidencia del clima en el rendimiento.

Como puede observarse en la Figura 1.10, más del 90% de la producción se concentra en la provincia de Córdoba.

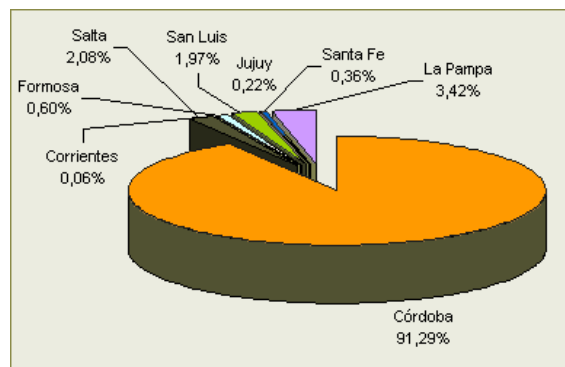


Figura 1.10. Distribución de producción de maní por provincia (2007).

La superficie sembrada para la campaña 2007/08 fue de 233 mil hectáreas en todo el país, de las cuales más del 90% están en la provincia de Córdoba. El 95 % del maní sembrado en Argentina es de tipo *Virginia runner*. De la producción total, aproximadamente el 70 % se destina a maní confitería, que se exporta para consumo humano, el 10% se exporta como grana (se trata de maní partido que se usa para cobertura en repostería o como pasta en la elaboración de manteca) y el 20% restante para la extracción de aceite.

Se destaca el nivel de tecnología alcanzado por la Argentina, donde la industria manisera argentina tiene las fábricas más modernas del mundo. La provincia de Córdoba, en un promedio de 200 mil hectáreas, no sólo produce casi lo mismo que Nigeria y Senegal, cuyas siembras oscilan en el millón de hectáreas, sino que es el segundo exportador mundial de maní en general y el primer exportador mundial de maní de alta calidad.

El 98% de la producción argentina de maní se obtiene en la zona central de la provincia de Córdoba, donde se concentra el cultivo, comercialización, selección del maní confitería e industrialización. La industria de selección se localiza casi con exclusividad en la provincia mediterránea, con la excepción de una planta localizada en San Luis.

La Argentina es un importante referente en el mercado externo, en términos de formador de precios, por los altos volúmenes exportables y por la reconocida calidad comercial del producto. Como resultado de este comercio mundial, ingresa al país una gran cantidad de divisas y su producción ejerce una gran influencia en el desarrollo de la microregión del centro sur cordobés.

Para decidir la ubicación de la planta se analizó la disponibilidad de residuos de la industria manicera (cáscara de maní) en los diferentes departamentos de la provincia de Córdoba. Como se puede observar en la Tabla 1.5, los departamentos que tienen mayor oferta de materia prima son Juárez Celman y General San Martín.

Tabla 1.5. Oferta indirecta de materia prima en los departamentos de Córdoba.

Departamento	Oferta Indirecta (tn/año)				Totales por departamento (tn/año)
	Industria procesadora del maní	Poda y residuos de jardín	Foresto-industria	Desmote de algodón	
Calamuchita	0	0	26 180	0	26 180
Capital	0	14 1911	0	0	141 911
Cruz del Eje	0	0	0	780	720
General San Martín	57 604	6 934	0	0	64 538
Juárez Celman	104 406	0	0	0	104 406
Río Cuarto	0	0	15 180	0	15 180
Río Segundo	7 200	0	0	0	7 200
Santa María	0	7 800	13 455	0	21 255
Tercero Arriba	10 801	0	0	0	10 801
Totales	180 011	156 645	54 815	780	392 251
Aporte relativo (%)	45,8	40	14	0,2	100

También se debe analizar la demanda de biomasa con fines energéticos en cada uno de los departamentos analizados. Esto puede observarse en la Tabla 1.6.

Tabla 1.6. Demanda de biomasa con fines energéticos por sector y por departamento.

Departamento	Demanda (tn/año)			Totales por departamento (tn/año)
	Residencial	Escuelas Rurales	Consumo de cáscara de maní	
Calamuchita	504,75	0	0	504,75
Capital	1415,33	0	0	1415,33
Colón	575,17	0	0	575,17
Cruz del Eje	2905,50	0,6384	0,00	2906,14
General Roca	27,75	0	0	27,75
General San Martín	106,50	0,9177	0	107,42
Ischilín	1083,00	0,00	0,00	1083,00
Juárez Celman	32,25	0,00	153000,00	153032,25
Marcos Juárez	52,50	0,00	0	52,50

Por último se realiza un balance entre la oferta y demanda de biomasa en cada uno de los departamentos. Como se puede observar en la Tabla 1.7, el balance en el departamento de Juárez Celman resulta ser negativo, es decir, la cantidad de biomasa que necesitan con fines de generar energía es mayor a la que se tiene disponible.

Tabla 1.7. Oferta, demanda y balance de materia prima disponible por departamento.

Departamento	(tn/año)			
	Oferta directa	Oferta indirecta	Demanda total	Balance
Calamuchita	26311,82	26180,00	504,75	51987,07
Capital	4740,70	141911,00	1415,33	145236,37
Colón	2678,74	0	575,17	2103,57
Cruz del Eje	15481,60	780	2906,14	13355,46
General Roca	8900,83	0	27,75	8873,08
General San Martín	3637,63	64537,50	107,42	68067,72
Ischilín	13435,00	0	1083,00	12352,00
Juárez Celman	3866,67	104406,40	153032,25	-44759,18
Marcos Juárez	3804,00	0	52,50	3751,50

En cambio, el balance en General San Martín resulta positivo, indicando que hay un excedente de cáscara de maní en el departamento, que se puede utilizar para la producción de gas de síntesis. La baja densidad energética de la biomasa y su alta dispersión geográfica hacen que los grandes volúmenes a ser transportados generen altos costos logísticos y, por ello, es importante contemplar su accesibilidad. Por estos motivos, se decide que la planta estará ubicada en Pasco, departamento de General San Martín, provincia de Córdoba. Precisamente, se instalará en el terreno lindero a la planta Manisel, con el objetivo de tratar su cáscara de maní y proveer de energía eléctrica.

Marco legal para la instalación de la planta

Con el objetivo de frenar el calentamiento global, en 1997 se estableció el Protocolo de *Kyoto*. En este tratado internacional, los países firmantes se comprometieron a disminuir la emisión de gases de efecto invernadero en un lapsus de tiempo, ya que son los causantes de esta problemática. Argentina ratificó este tratado en el 2001, y a raíz del mismo, se fueron sancionando leyes relacionadas al cuidado ambiental.

La ley 26.190, fue una de ellas, y fue posteriormente fue actualizada por la ley 27.191: "*Régimen de Fomento Nacional para el uso de Fuentes Renovables de Energía destinada a la Producción de Energía Eléctrica*". En esta ley está contemplado nuestro proceso de interés, la gasificación de biomasa, ya que este aún no cuenta con una regulación específica.

Esta normativa tiene como objetivo lograr que un 8% de la matriz nacional de energía eléctrica sea aportada por fuentes renovables para el año 2017, y alcanzar un 20% en el año 2025. El aumento debe hacerse de manera gradual, dispuesto por un cronograma.

Se otorgan los siguientes beneficios a quienes generen energía eléctrica a partir del uso de fuentes de energía renovables, con destino a la prestación de servicio público:

1. Amortización acelerada en el Impuesto a las Ganancias y de devolución anticipada del Impuesto al Valor Agregado
2. Compensación de quebrantos con ganancias.
3. Exención del Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta.
4. Dedución de la carga financiera del pasivo financiero.
5. Exención del impuesto sobre la distribución de dividendos o utilidades.

6. De acreditarse en los proyectos de inversión acrediten fehacientemente un sesenta por ciento (60%) de integración de componente nacional en las instalaciones electromecánicas, excluida la obra civil, o el porcentaje menor que acrediten en la medida que demuestren efectivamente la inexistencia de producción nacional —el que en ningún caso podrá ser inferior al treinta por ciento (30%)—, se tendrá derecho a percibir como beneficio adicional un certificado fiscal para ser aplicado al pago de impuestos nacionales, por un valor equivalente al veinte por ciento (20%) del componente nacional de las instalaciones electromecánicas —excluida la obra civil— acreditado.
7. Exención del pago de los derechos a la importación y de todo otro derecho, impuesto especial, gravamen correlativo o tasa de estadística, con exclusión de las demás tasas retributivas de servicios, por la introducción de bienes de capital, equipos especiales o partes o elementos componentes de dichos bienes.

Justificación del proyecto

Por lo mencionado anteriormente, se destacan los siguientes motivos por los cuales invertir en una planta generadora de electricidad, utilizando gas de síntesis, resulta ventajoso:

- Se le brinda un destino al excedente de cáscara de maní que hay en el departamento de General San Martín, Córdoba. Por lo general, este descarte suele ser enterrado o quemado, sin tener ninguna utilidad para el productor.
- 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.
- En la instalación, montaje y posterior puesta en funcionamiento de la planta gasificadora, se generarán puestos de trabajo.
- En Argentina, quienes vendan energía eléctrica a la red, proveniente de recursos renovables, son beneficiados económicamente según la ley 27.191.
- Utilizando este tipo de proceso para la generación de energía eléctrica, se reducirían las emisiones de CO₂ a la atmósfera, ya indudablemente serán menores que utilizando combustibles fósiles, como en el proceso convencional.

Cabe destacar que Argentina es un país que sufre problemas energéticos, debido a la falta de inversión en la exploración petrolera. En consecuencia, es cada vez más cara conseguirla, afectando por ejemplo, a la competitividad en la industria. Apostando por las energías renovables haría que el país sea menos dependiente de la explotación de las fuentes de energía fósiles, que generan una mayor contaminación y se hallan centralizadas en regiones específicas del país.

Bibliografía Capítulo 1

1. 'Energy Conversion and Management'. Volumen 48, Issue 8, 2007. Disponible en <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890407000763> .
2. 'Procesos termoquímicos de la madera y en general de la biomasa'. Santiago Vignote Peña. Universidad Politécnica de Madrid. Disponible en https://www.researchgate.net/publication/310697694_PROCESOS_TERMOQUIMICOS_DE_LA_MADERA_Y_EN_GENERAL_DE_LA_BIOMASA .
3. 'Qué son los biocombustibles, ventajas y desventajas'. Lara Moriana, 2018. Portal 'Ecología Verde' . Disponible en: <https://www.ecologiaverde.com/que-son-los-biocombustibles-ventajas-y-desventajas-1364.html>
4. '¿Qué son los biocombustibles?'. Laboratorio *Beta Analytic*. Disponible en <https://www.betalabservices.com/>
5. 'Synthesis Gas Biorefinery'. N. Dahmen, E. Henrich, and T. Henrich.
6. 'La cáscara de maní, un activo bioenergético' . Juan Martínez Dodda, 2017. Disponible en: https://www.clarin.com/rural/agricultura/cascara-mani-activo-bioenergetico_0_BJSFoCvT-.html
7. 'Tecnologías disponibles para la generación de energía a partir de biomasa'. Ing. Mariela Beljansky, 2013. Disponible en http://www.probiomasa.gob.ar/_pdf/Beljansky_Tecnologias_generacion_energia_biomasa..pdf
8. 'Análisis espacial del balance energético derivado de biomasa. Provincia de Córdoba'. Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, 2017. Disponible en: http://www.probiomasa.gob.ar/_pdf/WISDOM_Cordoba_FAO-Final%20170904.pdf
9. 'Situación y perspectivas del maní en Argentina'. Coordinación de Información de la Dirección de Mercados Agroalimentarios, 2008. Disponible en: <http://www.todoagro.com.ar/noticias/nota.asp?nid=7829>
10. 'Estimación de Producción de Maní en Argentina'. Bolsa de cereales de Córdoba, 2018. Disponible en: <https://www.gastaldihnos.com.ar/estimacion-de-produccion-de-mani-en-argentina/>
11. 'Ley 27.191 - Régimen de Fomento Nacional para el Uso de Fuentes Renovables de energía destinada a la producción de Energía Eléctrica' . Poder legislativo de

- Argentina, 2015. Disponible en: <http://argentinambiental.com/legislacion/nacional/ley-27191-regimen-fomento-nacional-uso-fuentes-renovables-energia-destinada-la-produccion-energia-electrica/>
12. 'The Gasification Industry'. Disponible en: <https://www.globalsyngas.org/resources/the-gasification-industry/>
13. 'Planta gasificadora a partir de biomasa en el Chaco'. Energías Renovables, 2011. Disponible en: <https://www.energias-renovables.com/biomasa/planta-gasificadora-a-partir-de-biomasa-en>
14. 'Ya está operativo el gasificador a biomasa con tecnología de punta en Formosa'. Energía Estratégica, 2016. Disponible en: <http://www.energiaestrategica.com/ya-esta-operativo-el-gasificador-a-biomasa-con-tecnologia-de-punta-en-formosa/>
15. 'Estudio de Potencial de Mitigación. Biomasa y Biocombustibles de 2° y 3° generación con fines energéticos'. Coraliae S.R.L. y BA Energy Solutions S.A. , 2014. Disponible en <https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/4.-biocombustible-y-biomasa.pdf>
16. 'Biocombustibles ventajas y desventajas'. Disponible en <https://www.webdelprofe.com/biocombustibles-ventajas-y-desventajas/&sa=D&ust=1554055825097000&usg=AFQjCNHZAjQ8itRcqcZT5sXcCTSt2mOz4g>
17. 'Gas de síntesis, una fuente de energía limpia'. Diego Chulde - Ingeniero Químico y Analista Técnico del INER, 11 de mayo de 2017. Disponible en: <https://www.eltelegrafo.com.ec/noticias/408/1/gas-de-sintesis-una-fuente-de-energia-limpia&sa=D&ust=1554055825091000&usg=AFQjCNEgFwKC7XgO1FAqwA3xakFNRoHptA>
18. 'Los siete mayores problemas del sector energético argentino'. Revista Petroquímica, 2018. Disponible en <https://www.revistapetroquimica.com/los-siete-mayores-problemas-del-sector-energetico-argentino/>
19. 'Biomass Gasification' Disponible en: <https://biomasspower.gov.in/document/download-lef-tside/Biomass%20gasification.pdf>
20. Turbinas de gas. Disponible en: <http://www.turbinasdegas.com/las-turbinas-de-gas>
21. 'Tratamiento y valorización energética de residuos'. Xavier Elías Castells.

Capítulo 2: Análisis de la reacción química

En el presente capítulo, se estudian distintos modelos matemáticos para representar el proceso de gasificación de la cáscara de maní. Se elige un modelo termodinámico para representar la zona de secado, pirólisis y oxidación, y un modelo cinético para la zona de reducción. El mismo es validado utilizando resultados experimentales de madera de caucho (*Jayah*).

Para estimar una performance del gasificador, se obtiene una fórmula química mínima de la cáscara de maní $\text{CH}_{1.627}\text{O}_{0.612}$, y en base a los modelos matemáticos, se obtiene una composición de salida del gas de síntesis.

Se considera la influencia de la relación aire ingresado/aire estequiométrico en el poder calorífico del gas producido. Se analizan datos experimentales hallados en publicaciones científicas y se escoge trabajar con un ER=0.23.

Además, para la elección el ER se analiza cómo se ve afectada la temperatura de la entrada a la zona de reducción, y cómo se ve afectado el poder calorífico del gas obtenido. Se concluye que a mayores ER, se obtienen mayores temperaturas en el reactor que favorecen un incremento en el poder calorífico del gas. Sin embargo, el poder calorífico disminuye con el aumento de ER debido a la dilución del mismo con N_2 factor que predomina frente a las temperaturas más elevadas.

Finalmente, el producto gaseoso obtenido con las condiciones de operación escogidas, debido a su composición, es apto para utilizar en motores de combustión interna para la generación de energía eléctrica como se verá en capítulos posteriores.

La composición del gas producto y las condiciones de salida del gasificador tras utilizar una base de cálculo de 1 mol de biomasa son:

	CO	CO_2	CH_4	H_2	H_2O	N_2
x_i (% V/V base seca)	15.658	10.957	3.171	12.845	-	57.369

Presión: 100951 Pa	HHV gas: 4.88 MJ/Nm ³ (Cálculo en Apéndice 2-C)
Velocidad: 1.991 m/s	Temperatura: 922 K

Introducción

Como se explica en el capítulo anterior, el proceso termoquímico de gasificación es un proceso de conversión de combustibles sólidos a su forma gaseosa. La energía química del sólido es convertida tanto en energía térmica como energía química en el gas. Esta energía es función de la composición química del gas, que determina la calidad del mismo como combustible. La presencia de combustibles gaseosos como H_2 , CO y CH_4 elevan la energía de combustión en el producto gaseoso.

En el presente capítulo se tiene como objetivo desarrollar un análisis termodinámico y cinético del sistema de reacciones que ocurren en el proceso; modelar cada una de las etapas de la gasificación, como también desarrollar el modelo de *Giltrap* como modelo para la etapa de reducción para un gasificador *downdraft*; y analizar las condiciones de entrada al reactor, las condiciones de proceso (temperatura, presión, agente gasificante, diámetro de partícula) y su influencia en la composición final del gas de síntesis para la posterior decisión de las condiciones de operación del gasificador *downdraft* a utilizar.

Características de la cáscara de maní

Composición química

Se utiliza el resultado de un análisis termogravimétrico (Tabla 2.1) realizado por investigadores del CONICET, en la UTN de Córdoba, para obtener una composición representativa de la biomasa en su lugar de origen. A partir del mismo, se determina un porcentaje promedio de carbono, hidrógeno y oxígeno, sin considerar los otros compuestos, con el objetivo de obtener una fórmula química que pueda ser utilizada en el modelo matemático.

Tabla 2.1. Caracterización de la cáscara de maní⁶.

<i>Análisis proximal</i>	<i>(%p/p)</i>
Humedad	5.32
Volátiles	70.03
Carbono fijo	23.18
Cenizas	1.47
<i>Análisis elemental</i>	<i>(%p/p)</i>
C	47.73
H	6.47
N	1.11
O	38.95
S	ND*
<i>Cenizas</i>	<i>(%p/p)</i>
K	0.16
Al ^a	220
Ca	0.24
Si	0.037
Fe	0.021
<i>Composición orgánica</i>	<i>(%)</i>
Contenido celular	19.32
Hemicelulosa	15.47
Lignocelulosa	65.21

*ND: no detectable. Menor a 0.01 %.

^a Expresado en ppm.

Tabla 2.2. Determinación porcentajes de C,H y O para obtener la fórmula química.

	(% m/m _{seca})	Promedio sin Otros (% m/m _{seca})
Carbono	47.73	51.2
Hidrógeno	6.47	6.9
Oxígeno	38.95	41.8
Otros	6.85	-

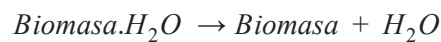
Para ello, se considera una masa de 100g como base de cálculo, se obtiene la masa de cada compuesto y se la divide por su correspondiente peso atómico, para obtener la cantidad de moles. Finalmente, se calcula la relación molar que tiene con respecto al carbono, para lograr la fórmula mínima: $\text{CH}_{1.627}\text{O}_{0.612}$.

⁶ Obtenido de "Proceso termo-catalítico para la valorización de la cáscara del maní"

Con respecto al contenido de humedad, el mismo es de 5.32%, pero este mismo debe ser con respecto al carbono, hidrógeno y oxígeno para el modelo, por lo tanto, este resulta de 5.6%.

Reacciones involucradas en el proceso

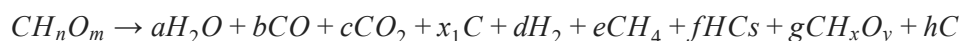
En primer lugar, en la entrada de biomasa al reactor ocurre la etapa de secado, evaporándose la humedad contenida en el sólido. Éste proceso se puede representar mediante la siguiente ecuación:



En la región posterior del reactor se produce la pirólisis. Allí se desprenden los gases combustibles más volátiles, algunos de los cuales no se queman por la ausencia de oxígeno y se convierten en alquitranes. Además de los gases, se produce un residuo sólido conocido como char. Posteriormente ocurren reacciones de combustión altamente exotérmicas que proveen energía para volatilizar el sólido que ingresa al reactor. Estos dos procesos pueden suceder prácticamente de manera simultánea. La temperatura en esta región es lo suficientemente elevada para descomponer los productos de la pirólisis en componentes de menor peso molecular.

La composición de los compuestos volátiles puede variar según el tipo de gasificador y la materia prima utilizada. Por lo general, los gases de bajo peso molecular (CO , CO_2 , H_2 , H_2O) se toman explícitamente, mientras que el resto de los gases se agrupan en composiciones de gas representativas con una composición general de $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$, etiquetados como alquitrán o hidrocarburos pesados, y metano equivalente o hidrocarburos ligeros, a menudo simplificados a CH_4 .

El proceso de pirólisis puede ser representado de la siguiente forma:



Los productos de la pirólisis se oxidan con una cantidad menor de oxígeno que el requerido estequiométricamente para una combustión completa. Las principales reacciones químicas que ocurren en la zona de oxidación se pueden observar en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3. Reacciones en la etapa de oxidación.

Reacción	Reacción de oxidación
1	$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O$
2	$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$
3	* $C_{1.16}H_4 + 1.58O_2 \rightarrow 1.16CO + 2H_2O$
4	** $C_6H_{6.2}O_{0.2} + 4.45O_2 \rightarrow 6CO + 3.1H_2O$
5	$Char + O_2 \rightarrow CO_2$
6	$Char + 0.5O_2 \rightarrow CO$

* hidrocarburos livianos o equivalentes de metano

** hidrocarburos pesados (representa el tar)

Debajo de la zona de oxidación se encuentra la zona de reducción, donde el CO_2 , H_2O y el char son reducidos a partir de las siguientes reacciones endotérmicas (1, 2 y 4) en la superficie del carbono sólido (char):

1. $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$
2. $C + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO$
3. $C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$
4. $H_2O + CH_4 \leftrightarrow CO + 3H_2$

La composición química del gas producto del gasificador, en general difiere a la composición de equilibrio del sistema.

Las reacciones presentes en la zona de pirólisis y oxidación son mucho más rápidas que las reacciones de gasificación en la zona de reducción, por lo que la etapa controlante de la cinética del proceso será la reducción.

Tipos de modelos

Los procesos de gasificación involucran esencialmente reacciones químicas complejas, oxidación parcial, gasificación de carbón, conversión de alquitrán e hidrocarburos, y la reacción de cambio de agua y gas. Estos procesos complejos se combinan con la sensibilidad de la distribución del producto a la velocidad de calentamiento y al tiempo de residencia en el gasificador. Se requieren datos e información confiables sobre estos aspectos para el desarrollo de modelos matemáticos.

Los objetivos principales en el desarrollo de los modelos de gasificación son:

- el estudio de los diversos procesos termoquímicos durante la gasificación de la biomasa, y
- para obtener la influencia de las variables de entrada, como la relación oxígeno alimentado/oxígeno estequiométrico, el contenido de humedad, la relación aire/combustible y la composición de la materia de entrada.

Para analizar la performance de los distintos equipos, en función de parámetros del proceso, se han desarrollado diversos modelos por distintos grupos de investigación. Estos modelos suelen clasificarse en dos categorías, modelos de equilibrio termodinámico y modelos cinéticos.

El enfoque del modelado de equilibrio resulta independiente del tipo de gasificador utilizado, ya que no considera los aspectos hidrodinámicos y otras condiciones del proceso de gasificación. Según el procedimiento realizado por estos métodos para la determinación de la composición de los productos del proceso, los modelos de equilibrio pueden ser clasificados en modelos estequiométricos y modelos no estequiométricos. Los modelos de equilibrio estequiométrico están basados en reacciones que ocurren entre especies químicas envueltas en el proceso, mientras que los modelos no estequiométricos se basan en balances termodinámicos elementales entre reactivos y productos en las condiciones dadas de presión y temperatura.

En general, los modelos de equilibrio se desarrollan en base a los siguientes supuestos:

1. El proceso ocurre en estado estacionario donde no se tienen en cuentas las condiciones geométricas del reactor.
2. El gasificador es isotérmico en condiciones de equilibrio.
3. La velocidad de reacción es lo suficientemente rápida y el tiempo de residencia es tal que se alcanza la condición de equilibrio.
4. Gases excepto H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , N_2 y H_2O son considerados despreciables.
5. El sólido formado sólo se encuentra formado por carbono.
6. Residuos de cenizas son despreciados.
7. Todos los gases obedecen la ley de gases ideales.
8. La energía cinéticas y potencial son despreciables.
9. Los alquitranes no se modelan.

El modelado de equilibrio presenta grandes diferencias con la práctica en algunas circunstancias debido a la presencia de tantas suposiciones. Entonces, los modelos de

equilibrio son herramientas útiles para la evaluación preliminar de las características de gasificación de diferentes materias primas de biomasa. Sin embargo, debido a la diferencia significativa entre las condiciones operativas reales y los supuestos en el modelo de equilibrio, estos modelos no pueden predecir resultados cuantitativamente precisos para todas las condiciones operativas.

Por otro lado, los modelos cinéticos esencialmente proporcionan información sobre los mecanismos cinéticos para describir la conversión durante la gasificación de biomasa, que es muy importante en el diseño, evaluación y mejora de los gasificadores. Los modelos cinéticos son muy precisos y detallados, pero son computacionalmente intensivos. Por lo tanto, se han empleado modelos cinéticos con enfoque "concentrado", en los que la conversión de biomasa se ha considerado en su totalidad, en lugar de la conversión de componentes individuales de lignina, celulosa o hemicelulosa. La gasificación de carbón con la cinética más lenta es el paso de control en la gasificación de biomasa.

El modelo de velocidad cinética describe el proceso de reducción de carbón utilizando expresiones de velocidad cinética obtenidas de experimentos que permiten una mejor simulación de los datos experimentales para condiciones prácticas en las que el tiempo de residencia del gas y la biomasa es relativamente corto.

Por lo tanto, se sabe que se han desarrollado varios modelos para la gasificación de biomasa. El modelo cinético predice el progreso y la composición del producto en diferentes posiciones a lo largo de un reactor, mientras que un modelo de equilibrio predice el rendimiento máximo posible de un producto deseado de un sistema que reacciona. Los modelos de equilibrio son computacionalmente menos intensivos en comparación con los modelos cinéticos. Sin embargo, estos modelos no dan resultados cuantitativamente precisos debido a varios supuestos que no se cumplen en las condiciones prácticas. El enfoque de semi-equilibrio explica la desviación de las condiciones de equilibrio y, por lo tanto, mejora la precisión cuantitativa de la predicción de la composición del gas productor.

Modelado matemático a utilizar

Por los motivos anteriormente mencionados, en el presente proceso, se utilizarán modelos estequiométricos para representar las reacciones de secado, pirólisis y oxidación, y un modelo cinético para representar la zona de reducción, como lo indica la Figura 2.1.

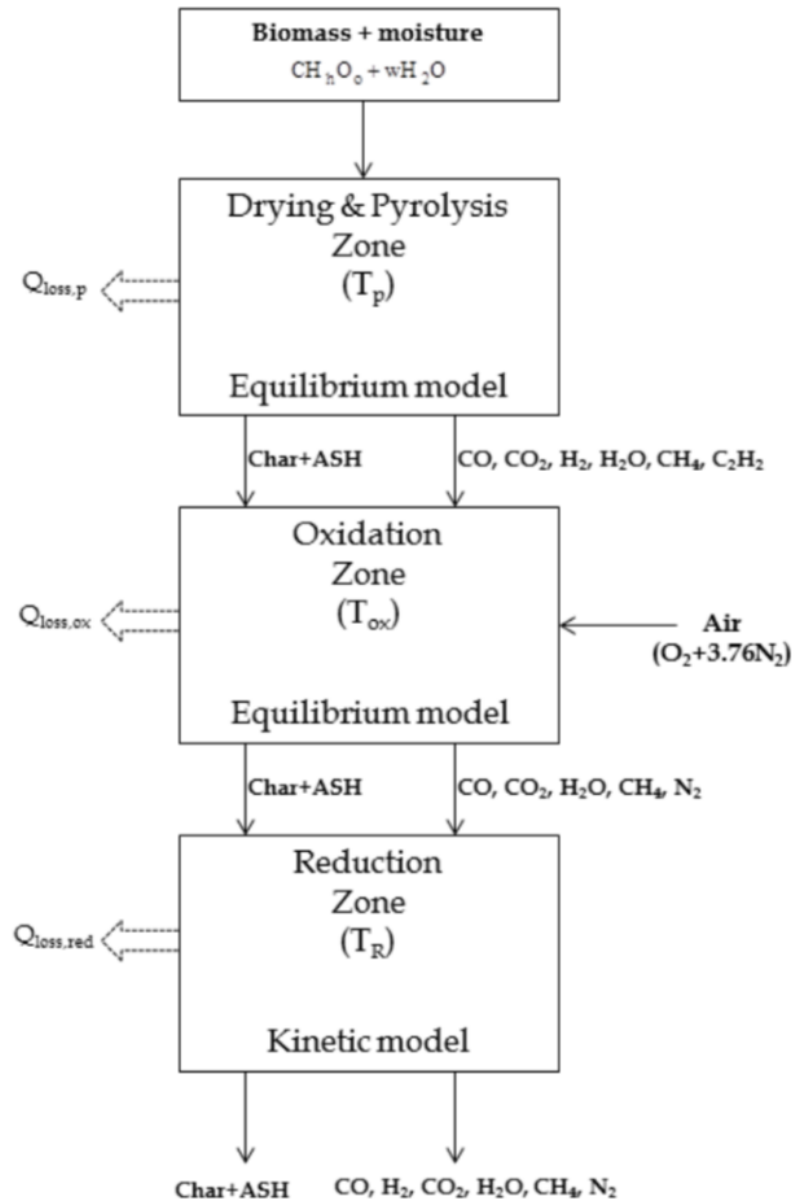
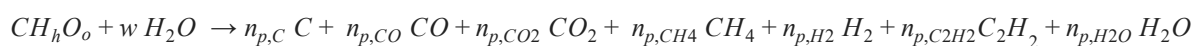


Figura 2.1. Zonas de equilibrio y modelo cinético en un gasificador downdraft.

Modelo estequiométrico utilizado para el secado y la pirólisis

La formulación de este modelo se encuentra basado en suposiciones empíricas que se apoyan en resultados experimentales de pirólisis de biomasa⁷. De acuerdo a lo postulado, la reacción química que gobierna la zona de pirólisis se escribe:



Para la cáscara de maní, los valores de los parámetros son:

⁷ Obtenido en "Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach".

$$h = 1.627$$

$$o = 0.612$$

$$w = 0.078 \text{ (Apéndice 2-A)}$$

Del balance de los elementos de reacción se obtiene:

$$\text{Balance de Carbono: } n_{p,C} + n_{p,CO} + n_{p,CO_2} + n_{p,CH_4} + n_{p,C_2H_2} = 1$$

$$\text{Balance de Hidrógeno: } 2 n_{p,H_2} + 4 n_{p,CH_4} + 2 n_{p,H_2O} + 2 n_{p,C_2H_2} = 2 w + h$$

$$\text{Balance de Oxígeno: } n_{p,CO} + 2 n_{p,CO_2} + n_{p,H_2O} = w + o$$

Se han propuesto numerosas suposiciones correspondientes a la zona de pirólisis basadas en el hecho de que la afinidad entre el oxígeno y el hidrógeno es mucho mayor a la afinidad entre el carbono y el oxígeno⁵. Las suposiciones asumidas en el presente modelo son:

1. 80% del oxígeno (O) alimentado se asocia con el hidrógeno (H) alimentado en forma de agua (H₂O)⁸.
2. 20% del oxígeno (O) alimentado se asocia con el carbono (C) alimentado en forma de monóxido y dióxido de carbono (CO y CO₂).
3. La relación molar de CO y CO₂ es la inversa de sus masas moleculares:

$$\frac{n_{CO}}{n_{CO_2}} = \frac{44}{28}^9$$

4. 50% del hidrógeno (H) restante del primer postulado se libera en forma de hidrógeno molecular (H₂)¹⁰.
5. 50% del hidrógeno (H) restante del primer postulado forma CH₄ y C₂H₂.
6. La relación molar de CH₄ y C₂H₂ es la inversa de sus masas moleculares:

$$\frac{n_{CH_4}}{n_{C_2H_2}} = \frac{26}{16}$$

Varias ecuaciones se formulan a partir de estos supuestos y se resuelven para determinar la composición de los productos de pirólisis, como se muestra en el Apéndice 2-A.

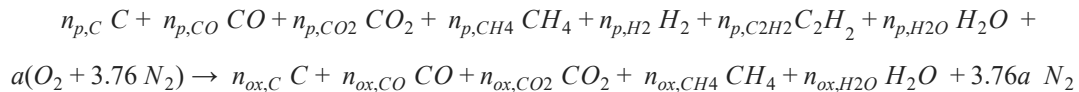
Modelo estequiométrico utilizado para la oxidación

⁸ Obtenido de "A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels,"

⁹ Obtenido de "Carbon conversion predictor for fluidized bed gasification of biomass fuel from TGA measurements to char gasification particle model,"

¹⁰ Obtenido de "Co-Pyrolysis of Coal/Biomass and Coal/Sewage Sludge Mixtures,"

La zona de oxidación implica la oxidación parcial de los productos de pirólisis en presencia de una cantidad no estequiométrica de aire/oxidante. La reacción durante este proceso puede ser reescrita como:



Del balance de los elementos de reacción se obtiene:

Balance de Carbono: $n_{p,C} + n_{p,CO} + n_{p,CO_2} + n_{p,CH_4} + n_{p,C_2H_2} = n_{ox,C} + n_{ox,CO} + n_{ox,CO_2} + n_{ox,CH_4}$

Balance de Hidrógeno: $2 n_{p,H_2} + 4 n_{p,CH_4} + 2 n_{p,H_2O} + 2 n_{p,C_2H_2} = 4 n_{ox,CH_4} + 2 n_{ox,H_2O}$

Balance de Oxígeno: $n_{p,CO} + 2 n_{p,CO_2} + n_{p,H_2O} + 2 a = 2 n_{ox,CO_2} + n_{ox,H_2O}$

Estas reacciones modeladas son suficientes para describir la composición de los productos finales, pero estas reacciones no pueden proporcionar una comprensión vívida de los mecanismos y las vías de reacción. Por tal motivo el modelado de equilibrio requiere supuestos empíricos para el consumo de los productos de la pirólisis.

El modelo de la zona de oxidación también involucra varios postulados para simplificar la complejidad de la oxidación parcial. Las suposiciones del modelo de oxidación son:

1. El hidrógeno que proviene de la zona de pirólisis es completamente oxidado a H_2O debido a su reactividad con el oxígeno y su alta velocidad de combustión¹¹.
2. El oxígeno oxida el C_2H_2 completamente¹².
3. El oxígeno remanente se consume en la oxidación del char. Esto se debe a una gran área superficial disponible para la para la adsorción de O_2 en el char altamente reactivo obtenido durante la pirólisis, produciéndose CO y CO_2 .
4. La relación de formación entre el CO y el CO_2 es inversamente proporcional a la exotermicidad de las reacciones, es decir:

$$\frac{n_{CO}}{n_{CO_2}} = 3.5606$$

¹¹ Obtenido de "A single-particle char gasification model,"

¹² Obtenido de "The Science of Flames and Furnaces"

5. CO , CO_2 y H_2O formados durante la pirólisis se agregan a la composición de la zona de oxidación.
6. El CH_4 no reacciona y llega a la zona de reducción debido a su baja velocidad de combustión y la falta de oxígeno.
7. El N_2 presente no participa en la reacción química.

Varias ecuaciones se formulan a partir de estos supuestos y se resuelven para determinar la composición de los productos de oxidación, como se muestra en el Apéndice 2-B.

Modelo cinético utilizado en la reducción

El modelo presentado de gasificación en corriente descendente en una operación de estado estacionario, se desarrolla en base a valores publicados previamente para la cinética de reacción en la zona de reducción. El modelo predice un gas producto con una composición similar a la encontrada experimentalmente, aunque este predice un exceso en la concentración de metano. Cabe destacar que la precisión del modelo está limitada por la disponibilidad de datos sobre las condiciones iniciales en la parte superior de la zona de reducción.

El punto inicial de este modelo es al inicio de la zona de reducción, donde se considera que la totalidad del oxígeno ingresado ya se consumió en reacciones de combustión, y que todas las reacciones de pirólisis y de descomposición de alquitranes ya sucedieron a esta altura del reactor. Se asume que hay suficiente carbono en la biomasa, entonces las especies que necesitan ser seguidas son CO_2 , CH_4 , H_2O , CO , H_2 y N_2 . El N_2 se incluye a pesar de que no reacciona, porque diluye la concentración final del gas.

Para modelar las reacciones, se las considera elementales, y que su constante de velocidad se puede ajustar con la ley de Arrhenius, a partir de los datos en Tabla 2.4.

$$r_1 = Crf.A_1 \cdot e^{-E1/RT} \cdot (C_{CO_2} - \frac{C_{CO}^2}{K_1})$$

$$r_2 = Crf.A_2 \cdot e^{-E2/RT} \cdot (C_{H_2O} - \frac{C_{CO} \cdot C_{H_2}}{K_2})$$

$$r_3 = Crf.A_3 \cdot e^{-E3/RT} \cdot (C_{H_2}^2 - \frac{C_{CH_4}}{K_3})$$

$$r_4 = A_4 \cdot e^{-E4/RT} \cdot (C_{H_2O} \cdot C_{CH_4} - \frac{C_{CO} \cdot C_{H_2}^3}{K_4})$$

Tabla 2.4. Factores pre-exponenciales y energía de activación para las reacciones de reducción¹³.

Reacción	A (1/s)	Ea (KJ/mol)
1	$3.616 \cdot 10^1$	77.39
2	$1.517 \cdot 10^4$	121.62
3	$4.189 \cdot 10^{-3}$	19.21
4	$7.301 \cdot 10^{-2}$	36.15

*Giltrap*¹⁴ multiplica a dichas A_i por un coeficiente que considera la reactividad del char (C_{RF}). 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 aumenta. Para valores de C_{RF} elevados, la temperatura en la zona de reacción cae más rápido y la reacción llega antes al equilibrio. En teoría, este coeficiente debería aumentar a lo largo de la reducción para que el modelo sea más realista, ya que si se toma uno fijo, las reacciones ocurrirían principalmente en la entrada a la reducción. El valor del C_{RF} dependerá principalmente del tipo de biomasa y de sus características físicas. *Giltrap* simula la etapa de reducción con varios coeficientes, tantos constantes como variables, y compara los resultados obtenidos con los experimentales obtenidos por Jayah, para la gasificación de madera de caucho.

En la Figura 2.3, se puede observar que para $C_{RF}=100$, $C_{RF}=1000$ y C_{RF} variables se ajustan adecuadamente a la composición de salida del gasificador.

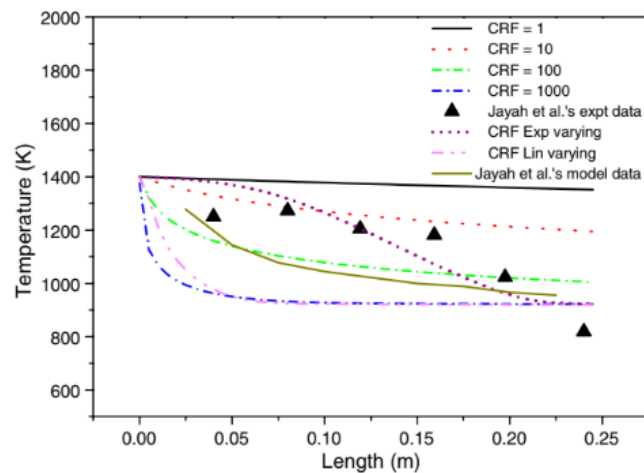


Figura 2.2. Comparación de temperaturas de salida con distintos C_{RF}

¹³ Obtenido de "Kinetic model of biomass gasification"

¹⁴ Obtenido de "A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier"

En la Figura 2.2, el C_{RF} exponencial simula la forma del perfil de temperatura a lo largo de la zona de reducción. En cambio, tanto el $C_{RF} = 1000$ y el C_{RF} lineal se acercan mejor a la temperatura de salida.

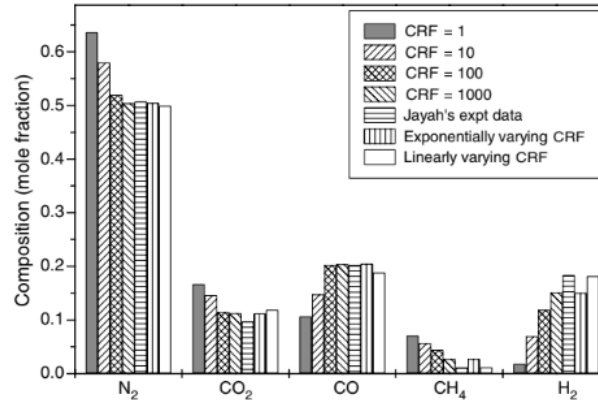


Figura 2.3. Perfil de temperatura a lo largo de la zona de reducción, con distintos valores de CRF.

En base a lo analizado, lo ideal sería utilizar un C_{RF} exponencial. Pero para la simulación del proceso, esta funcionalidad genera inestabilidad al variar distintas condiciones de operación.

A pesar de que un $C_{RF}=1000$ no simula correctamente el perfil de temperatura dentro del gasificador, aproxima correctamente tanto la composición como la temperatura de salida.

Para analizar la variación de presión, velocidad, temperatura y moles en la zona de reducción, se asume que el gasificador tiene un área de flujo constante y que los gases se comportan de manera ideal. A partir de esta suposición, el modelo propuesto considera la densidad del aire y del gas variable con la presión y temperatura a lo largo de la zona de reducción.

Se resuelven las siguientes ecuaciones diferenciales utilizando Runge-Kutta de 4to orden, en la planilla de cálculo *Mathcad*:

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

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

$$\frac{dP}{dz} = 1183 \cdot (\rho_{gas} \cdot \frac{v^2}{\rho_{aire}}) + 388.19 \cdot v - 79.896 \quad 15$$

¹⁵ Ecuación empírica usada para encontrar la caída de presión a lo largo de un lecho de char. Obtenido en "Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor"

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

Las velocidades netas por componente (R_x) quedan expresadas en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Velocidades netas por componente

Componentes	R_x (mol/m ³ .s)
N ₂	0
CO ₂	-r ₁
CO	2r ₁ + r ₂ + r ₄
CH ₄	r ₃ - r ₄
H ₂ O	-r ₂ - r ₄
H ₂	r ₂ - 2r ₃ + 3r ₄

Datos termodinámicos utilizados

❖ Constantes de equilibrio

Para el cálculo de las constantes de equilibrio en el rango de temperaturas en que ocurre la reducción, se utiliza la ley de Van't Hoff:

$$\ln\left(\frac{K_1}{K_2}\right) = \frac{\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

Para las cuatro reacciones presentes en la zona de reducción se consideran las variaciones de entalpía estándar debido a que este parámetro no presenta grandes variaciones con la temperatura. Luego, para el cálculo de las constantes de equilibrio se

escogen valores a 1000 K y a partir de ellos se obtiene la dependencia de este parámetro en el rango de trabajo (Tabla 2.6).

Tabla 2.6. Parámetros termodinámicos de las reacciones en zona de reducción.

	$\Delta H^o (\frac{KJ}{mol})$	K_{eq} a 1000 K	Expresión de K_{eq} (T)
$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	172.450	1.9	$K_{eq}(T) = 1.9.e^{\frac{-172450}{R} \cdot (\frac{1}{T} - \frac{1}{1000})}$
$C + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO$	131.300	2.609	$K_{eq}(T) = 2.609.e^{\frac{-131300}{R} \cdot (\frac{1}{T} - \frac{1}{1000})}$
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-74.600	0.09829	$K_{eq}(T) = 0.09829.e^{\frac{74600}{R} \cdot (\frac{1}{T} - \frac{1}{1000})}$
$H_2O + CH_4 \leftrightarrow CO + 3H_2$	205.900	26.56	$K_{eq}(T) = 26.56.e^{\frac{205900}{R} \cdot (\frac{1}{T} - \frac{1}{1000})}$

Se utiliza la tabla¹⁶ de valores de constantes de equilibrio para obtener los valores a 1000 K y para verificar que la funcionalidad utilizada se ajuste apropiadamente a datos de bibliografía.

¹⁶ Obtenido de "Heats, free energies, and equilibrium constants of some reactions involving O₂, H₂, H₂O, C, CO, CO₂, and CH₄."

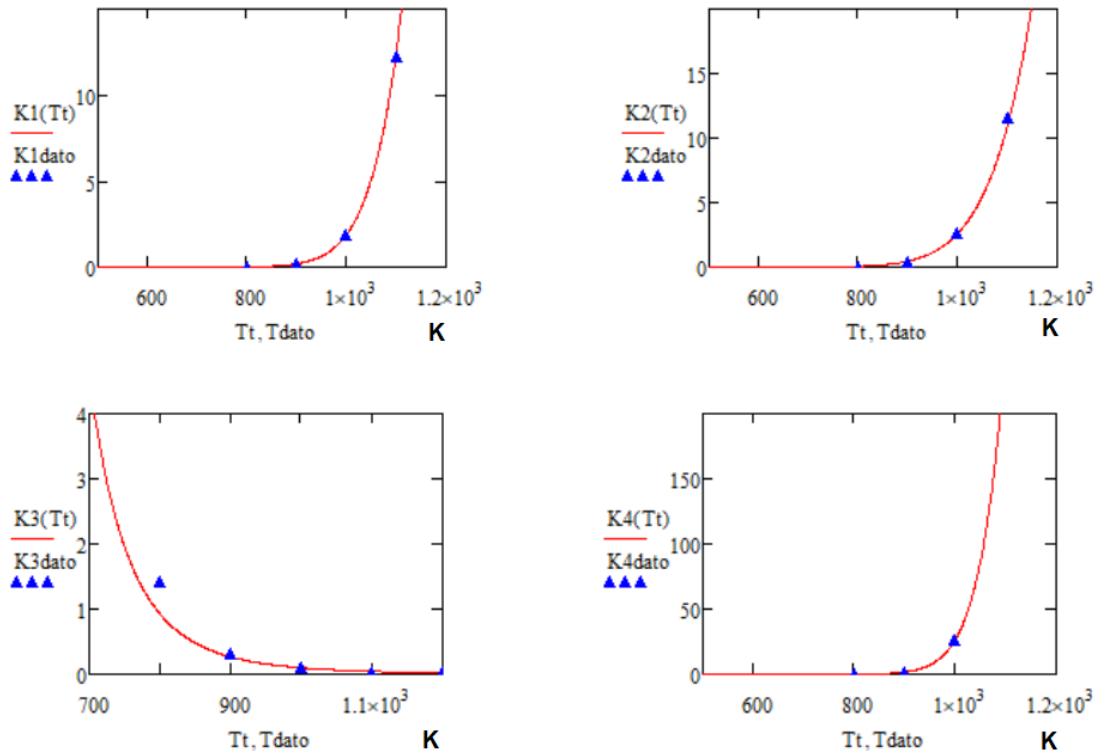


Figura 2.4. Ajuste de las expresiones utilizadas para constantes de equilibrio en función de la temperatura.

A partir de los gráficos de las constantes de equilibrio en función de la temperatura, se puede observar que tanto la reacción 1, 2 y 4 se desplazan hacia la formación de productos a medida que la temperatura aumenta, lo cual es favorable ya que aumenta la producción de CO y H₂, compuestos que aportan poder calorífico al gas. También se puede observar que este fenómeno tiene validez a partir de los 900K, ya que a menor temperatura las constantes de equilibrio resultan nulas.

Con respecto a la 3, esta ocurriría en el sentido inverso. pero esta reacción será prácticamente despreciable porque el metano se consumirá en gran medida por la reacción 4, por su gran constante de equilibrio.

Con respecto a la presión, si esta se aumenta, las reacciones se desplazan en la dirección donde hay una menor cantidad de moles gaseosos, por el principio de *Le Chatelier*. Por lo tanto, se disminuiría la producción de H₂ y CO, y aumentaría la de CH₄ y CO₂.

❖ Capacidad calorífica

Para representar la funcionalidad de las distintas especies en función de la temperatura se acudió a la información disponible en NIST¹⁷. Allí, se propone expresar dicha funcionalidad de la siguiente forma:

$$C_p^o = A + B * t + C * t^2 + D * t^3 + E/t^2 \quad \left[\frac{J}{mol.K} \right] \quad t = T/1000 \quad [K]$$

Donde se utilizaron los valores presentados en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7. Coeficientes de las capacidades caloríficas.

	A	B	C	D	E	Rango de T (K)
CO ₂	24.99735	55.18696	-33.69137	7.948387	-0.136638	298-1200
CO	25.56759	6.09613	4.054656	-2.671301	0.131021	298-1300
H ₂ O	30.092	6.832514	6.793435	-2.53448	0.082139	500-1700
H ₂	33.066178	-11.363417	-11.432816	-2.772874	-0.158558	298-1000
CH ₄	-0.703029	108.4773	-42.52157	5.862788	0.678565	298-1300
N ₂	19.50583	19.88705	-8.598535	1.369784	0.527601	500-2000

Validación del modelo

La robustez, performance y utilidad del modelo matemático puede ser evaluado comparando los resultados obtenidos por el modelo con datos experimentales, bajo parámetros similares. De este modo, se espera que los resultados del modelado de la gasificación de la cáscara de maní sean una estimación válida del proceso.

Para ello, se utilizarán los resultados experimentales obtenidos por *Jayah*(2003) con madera de caucho (CH_{1.53}O_{0.626}). Se ingresa al modelo los mismos parámetros de proceso utilizados por *Jayah*, presentados en la Tabla 2.8.

Tabla 2.8. Condiciones de operación zona de reducción.

Presión: 101325 Pa
Velocidad: 0.5 m/s
Temperatura: 1256 K

¹⁷ Obtenido del Webbook de NIST.

Largo (zona reducción): 0.25 m

Paso longitudinal=0.0001 m

Para una humedad del 18.5% m/m y un ER=0.326, los resultados obtenidos se observan en la Figura 2.5. Se puede observar que el modelo se aproxima a los resultados experimentales adecuadamente, verificando así la validez del modelo. Se destaca que el modelo sobrestima la composición de metano, y por el contrario, subestima la del hidrógeno y el monóxido de carbono.

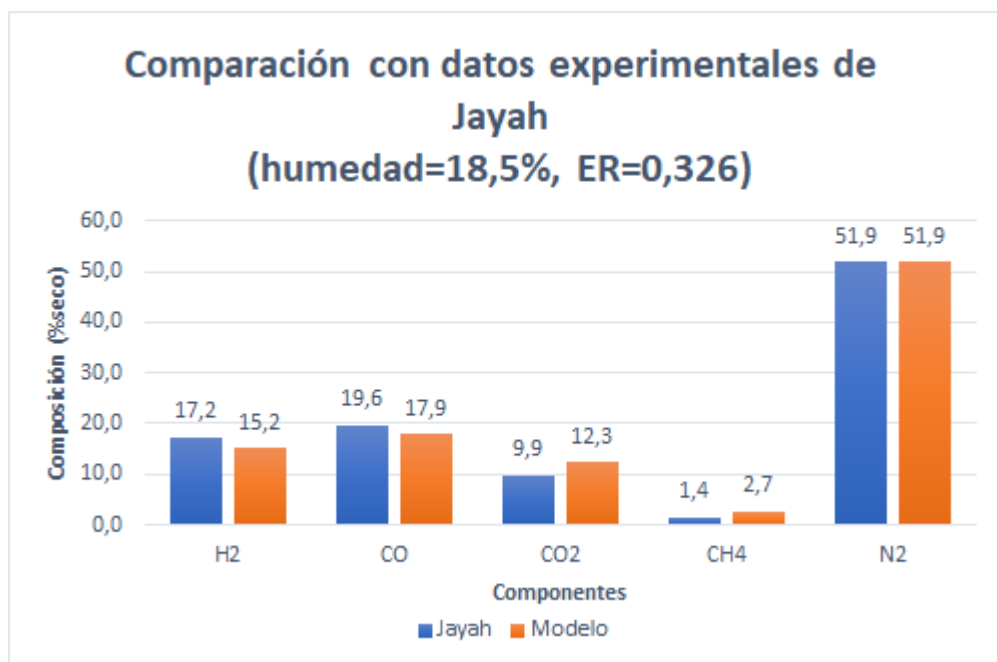


Figura 2.5. Comparación de composiciones con el experimento de Jayah (2003).

Análisis de las condiciones de operación

Temperatura

A partir del análisis de las constantes de equilibrio de las reacciones en la zona de reducción, se observó que es favorable operar a altas temperaturas. Cabe destacar que los reactores tipo downdraft, son generalmente operados entre 700°C y 1200°C¹⁸.

No se recomienda operar a temperaturas más elevadas a las mencionadas ya que se pueden presentar problemas de aglomeración y sinterización, y con ello, una disminución

¹⁸ Obtenido de "Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial"

drástica en la cantidad de gas producido. Además, altas temperaturas promueven gradientes de temperatura en el interior de las partículas y que las reacciones ocurran preferiblemente en la superficie externa del sólido. El mecanismo que gobierna la velocidad de reacción en dicho caso sería la difusión externa, y no la cinética de reacción, que es la que se considera en el modelo propuesto.

El gasificador se opera adiabáticamente ya que la reacción de oxidación proporcionará el calor suficiente para que ocurra el secado, la pirólisis y la reducción. Por lo tanto, la máxima temperatura alcanzada dependerá principalmente del aire ingresado y de la humedad de la materia prima. En la Figura 2.6 se representan las temperaturas que generalmente se alcanza en cada zona del reactor, en base a las reacciones que ocurren.

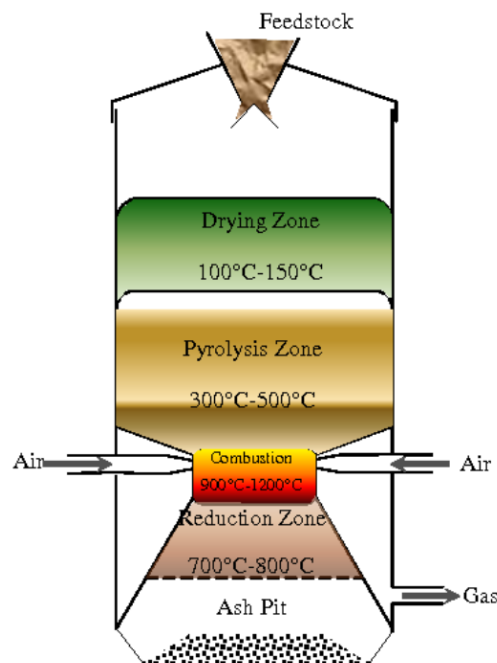


Figura 2.6. Temperaturas de operación en un gasificador Downdraft¹⁹

Relación aire ingresado/aire estequiométrico (ER)

Para la elección de qué ER utilizar se observan dos fenómenos opuestos. A bajos ER, el caudal ingresado de aire es menor, y en consecuencia, hay un menor contacto entre reactivos, causando que las reacciones de gasificación sean insuficientes. Por otra parte, elevados ER causan la combustión completa en vez de la gasificación, y a la vez, una dilución importante causada por el nitrógeno, disminuyendo así considerablemente el poder

¹⁹ Obtenido de "Analytical and Thermal Evaluation of Carbon Particles Recovered at the Cyclone of a Downdraft Biomass Gasification System"

calorífico del gas obtenido. En la Figura 2.7 se puede apreciar este fenómeno cualitativamente.

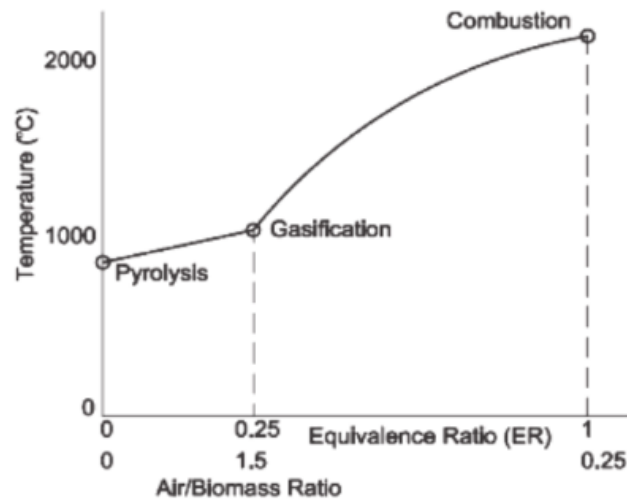


Figura 2.7. Relación de la temperatura.

Sin embargo, la temperatura no es la única variable que influye en la elección del ER:

- La biomasa puede tener un contenido elevado de humedad.
A mayor contenido de humedad, se precisa cada vez más calor para evaporar el agua, generando así que la temperatura alcanzada en la oxidación sea cada vez menor. Por tal motivo, a mayor contenido de humedad de la materia prima, mayor debe ser la relación ER para alcanzar la temperatura de reacción deseada. En el caso de la cáscara de maní, no se espera observar este efecto, por su bajo contenido de agua.
- El aire puede traer un efecto refrigerante en el gasificador.
En los próximos capítulos, se explicará cómo se precalienta el aire. ingresado para evitar este fenómeno.
- Al aumentar el valor ER, se reduce el tiempo de residencia del gas.

En la gasificación de biomasa se recomienda utilizar $ER=0.2-0.3$.²⁰

Presión

²⁰ Obtenido en "An overview of advances in biomass gasification"

A partir del principio de *Le Chatelier*, es posible analizar las constantes de equilibrio de las reacciones de reducción y deducir que un aumento en la presión no favorece al proceso ya que el poder calorífico del gas obtenido disminuiría.

Elección de la condiciones de operación

En resumen, la decisión de qué ER utilizar depende principalmente del poder calorífico del gas obtenido. Para ello, se debe balancear entre obtener una temperatura de oxidación elevada, generada por altos ER, y una menor dilución del gas, ocasionado por la presencia de CO₂ y N₂.

Lo ideal sería realizar un balance energético, conjunto al balance de masa dentro del gasificador, para analizar el efecto de la variación de ER. Dado que el modelo propuesto para la gasificación de biomasa no presenta un balance de energía para cada etapa del proceso, el presente trabajo se basará en datos experimentales.

Se utiliza una experiencia realizada con Eucalipto Brillante²¹, dado a la cercanía que presenta su poder calorífico con el de la cáscara de maní, según Tabla 2.9.

Tabla 2.9. Poder calorífico de materia prima

	HHV (MJ/kg)
Eucalipto Brillante	18,5
Cáscara de maní	17,69

En Tabla 2.10, se presenta la calidad del gas obtenido para distintos ER y porcentaje de humedad.

Tabla 2.10. Resultados de gasificación de Eucalipto Brillante

	% humedad	ER	Temperatura máxima (K)	HHV gas obtenido (MJ/Nm ³)
1	0	0,229	1172	5,912
2	11,8	0,241	1142	5,537
3	35,4	0,356	1001	4,029

²¹ Obtenido de "The air gasification of woody biomass from short rotation forest"

Como la humedad de la cáscara de maní es del 5.32%, se estima que la máxima temperatura a la que se llega en la oxidación estará entre 1142 y 1172 K, a partir de los experimentos 1 y 2. Por lo tanto, se emplea un ER de 0.23 para llegar a una temperatura máxima de 1160 K, aproximadamente.

A raíz de lo analizado anteriormente, se puede observar que para un contenido de humedad nulo, con un ER más bajo se llega a una temperatura mayor. El poder calorífico del gas resulta mayor, gracias a la temperatura y un menor contenido de nitrógeno. Por el contrario, a un contenido de humedad considerable, utilizando mayores ER se llega a una temperatura menor. El poder calorífico resulta menor por la baja temperatura y por el gran contenido de nitrógeno.

Resultados

A continuación, se presentan los resultados obtenidos con el modelo elegido para la gasificación de cáscara de maní:

Pirólisis

La composición estimada a la salida de la zona de pirólisis para la materia prima a utilizar (cáscara de maní con un contenido de humedad del 5.32%), tomando como base de cálculo 1 mol de materia prima, se muestra en la Tabla 2.11. Cabe destacar que la fracción molar no se ve modificada al tomar una base de cálculo diferente (como puede ser el caudal real a utilizar en el proceso).

Tabla 2.11. Composición de salida de la zona de pirólisis por mol de materia prima.

	C	CO	CO_2	CH_4	H_2	H_2O	C_2H_2
$n_{p,i}$ (mol)	0.774	0.054	0.034	0.062	0.162	0.567	0.038
$y_{p,i}$ (%)	45.763	3.185	2.027	3.660	9.571	33.542	2.252

Oxidación

Los resultados del modelo en la zona de oxidación se encuentran en la Tabla 2.12.

Tabla 2.12. Composición de salida de la zona de oxidación por mol de materia prima. ER=0.23

	<i>C</i>	<i>CO</i>	<i>CO₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>H₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>N₂</i>
<i>n_{ox,i}</i> (mol)	0.647	0.152	0.138	0.062	0	0.767	0.952
<i>y_{ox,i}</i> (%)	23.814	5.609	5.081	2.276	0	28.213	35.007

Reducción

Para que el modelo pueda estimar la composición de salida del gasificador, se deben imponer las condiciones de entrada a la zona de reducción, las cuales son:

1) Temperatura de ingreso del gas

Se utiliza 1160 K, que es aproximadamente la mayor temperatura registrada para la gasificación de Eucalipto Brillante.

2) Propiedades del gas

Se utiliza densidad variable a lo largo de la zona de reducción. La misma varía con la presión, temperatura y composición del sistema.

3) Velocidad inicial

Como se verá en el Capítulo 4, la zona del gasificador donde ocurre la reducción es una sección cónica. Se toma un promedio entre los dos diámetros, se calcula el área, y con el caudal volumétrico a la entrada a la zona de reducción (asumiendo gas ideal), se estima la velocidad. La misma resulta de 2.32 m/s.

4) Presión

El gasificador se opera a presión atmosférica (101325 Pa) debido a que un aumento de presión conlleva una disminución en el poder calorífico del gas.

Además, se descarta trabajar a menor presión para evitar gastos adicionales a la hora de diseñar el reactor.

5) Largo de la zona de reducción

En el Capítulo 4, correspondiente al diseño del reactor, se determinó de 0.51m.

6) Composición del gas

Se utilizará las composiciones obtenidas en la Tabla 2.12, correspondientes a la salida de la zona de oxidación.

Se implementa el método numérico Runge-Kutta de 4^{to} orden, utilizando un paso longitudinal de 0.000102 m.

En Tabla 2.13 y 2.14, se muestran las condiciones de salida y, en la Figura 2.8, cómo varían las concentraciones de los compuestos a lo largo del reactor.

Tabla 2.13. Composición del gas de salida de la zona de reducción.

	CO	CO_2	CH_4	H_2	H_2O	N_2
$C_{red,i}$ (mol/m ³)	1.534	1.073	0.311	1.258	3.380	5.620
x_i (% V/V base seca)	15.658	10.957	3.171	12.845	-	57.369

Tabla 2.14. Condiciones de salida de la zona de reducción.

Presión: 100951 Pa
Velocidad: 1.991 m/s
Temperatura: 922 K
HHV gas: 4.88 MJ/Nm ³ (Cálculo en Apéndice 2-C)
LHV gas: 4.50 MJ/Nm ³ (Cálculo en Apéndice 2-C)

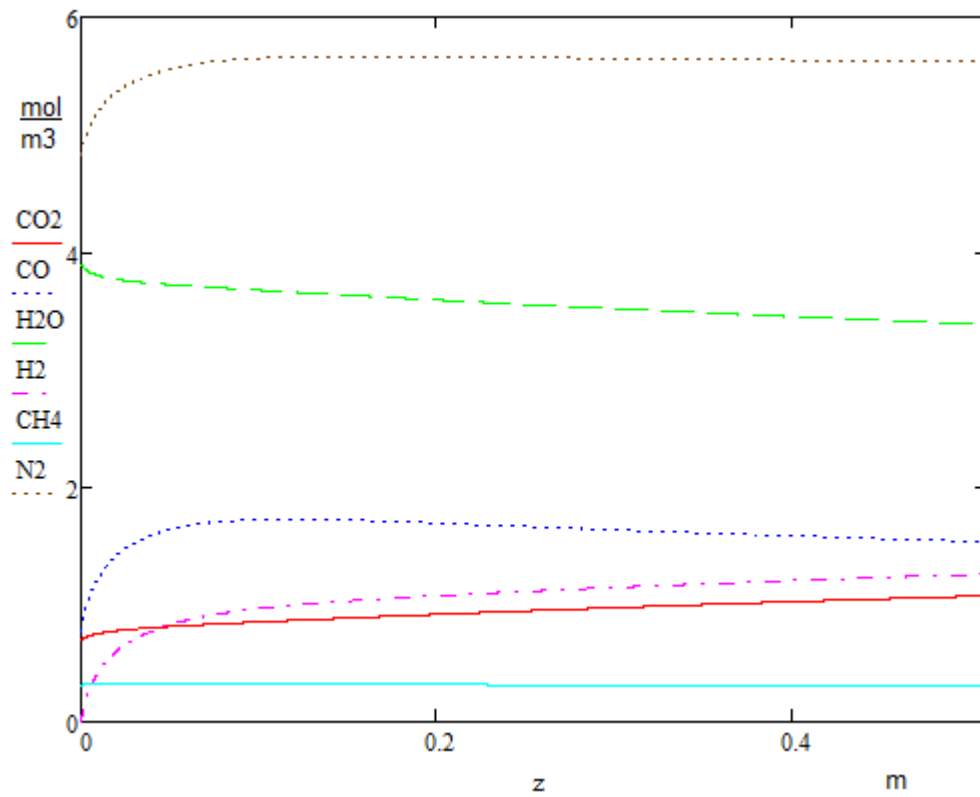


Figura 2.8. Variación de las concentraciones a lo largo del reactor.

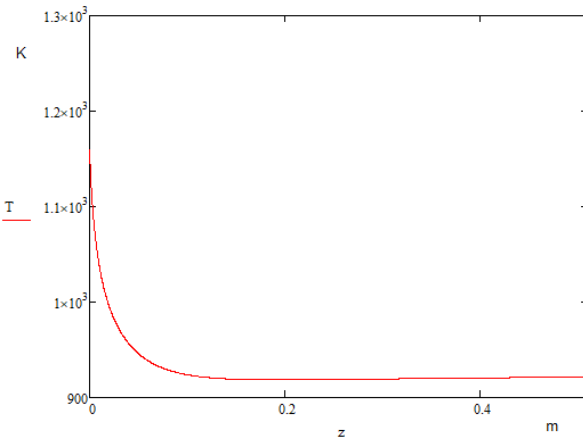


Figura 2.9. Variación de la temperatura a lo largo del reactor.

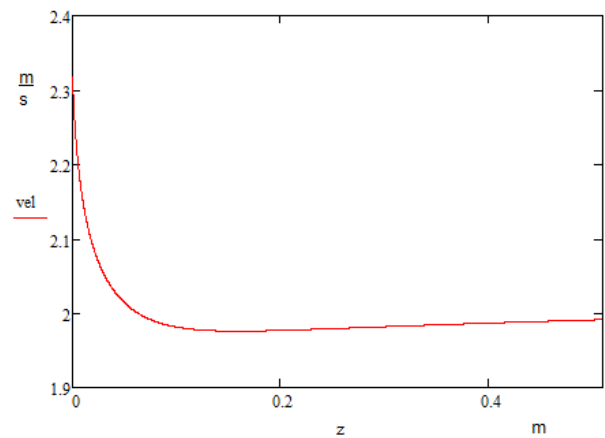


Figura 2.10. Variación de la velocidad a lo largo del reactor

A partir de los perfiles de concentración de la Figura 2.8, se puede observar cómo aumentan las concentraciones de H₂ y CO, los principales compuestos que aportan poder calorífico al gas. El CO llega a un máximo y luego disminuye levemente. Esto se asocia con

la disminución de la temperatura, que llega a un mínimo y luego aumenta levemente. La velocidad se ve afectada por este fenómeno también, porque se disminuye el caudal volumétrico de gas. Se puede justificar este fenómeno con el análisis de las constantes de equilibrio. A los 920 K, la reacción 4 se invierte, consumiendo CO y H₂.

Nomenclatura Capítulo 2

- N_x : concentración molar por especie (mol/m^3)
- v : velocidad lineal (m/s)
- V : volumen (m^3)
- R_x : velocidad neta de formación de especies ($\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$)
- Z : longitud del reactor (m)
- T : temperatura (K)
- C_x : capacidad calorífica por componente ($\text{J}/\text{mol} \cdot \text{K}$)
- ΔH : entalpía de reacción (J/mol)
- R : constante de los gases ($\text{J}/\text{K} \cdot \text{mol}$)
- P : presión total (Pa)
- ρ : densidad (kg/m^3)
- N : concentración total (mol/m^3)
- K : constante de equilibrio
- ΔH° : variación de entalpía estándar. (J/mol)

Bibliografía Capítulo 2

1. Zhang, X., Xu, M., Sun, R. and Sun, L. (2006). Study on Biomass Pyrolysis Kinetics. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 128(3), p.493.
2. Fermanelli, C; Pierella, L; Saux, C. Proceso termo-catalítico para la valorización de la cáscara del maní. Centro de Investigación y Tecnología Química (CITeQ) CONICET – Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Córdoba
3. S. A. Channiwala and P. P. Parikh, "A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels," *Fuel*, vol. 81, pp. 1051-1063, 5, 2002.
4. J. T. Konttinen, A. Moilanen, N. DeMartini and M. Hupa, "Carbon conversion predictor for fluidized bed gasification of biomass fuels" from TGA measurements to char gasification particle model," *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 2, pp. 265-274, 09/01, 2012
5. C. Storm, H. Ruldiger, H. Spliethoff and K. R. G. Hein, "Co-Pyrolysis of Coal/Biomass and Coal/Sewage Sludge Mixtures," *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, vol. 121, pp. 55-63, 01/01, 1999.
6. B. Srinivas and N. R. Amundson, "A single-particle char gasification model," *AIChE J.*, vol. 26, pp. 487-496, 1980.
7. M. W. Thring, *The Science of Flames and Furnaces*. London: Chapman & Hall, 1952.
8. Wagman, D., Kilpatrick, J., Taylor, W., Pitzer, K. and 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.
9. Webbook de NIST. <https://webbook.nist.gov/chemistry/>
10. Giltrap, D., McKibbin, R. and Barnes, G. (2003). A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Energy*, 74(1), pp.85-91.
11. Wang, Y. and Kinoshita, C. (1993). Kinetic model of biomass gasification. *Solar Energy*, 51(1), pp.19-25.
12. Mallick, D., Buragohain, B., Mahanta, P. and Moholkar, V. (2017). Gasification of Mixed Biomass: Analysis Using Equilibrium, Semi-equilibrium, and Kinetic Models. *Coal and Biomass Gasification*, pp.223-241.
13. Budhathoki, R. (2013). Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach.
14. Sanchez Lario, A. (2017). Diseño de una planta de gasificación con cogeneración

- para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial
15. Rincón, Sonia (2011). Gasificación de biomasa residual de procesamiento agroindustrial
 16. Babu, B. and Sheth, P. (2006). Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor. *Energy Conversion and Management*, 47(15-16), pp.2602-2611.
 17. Senelwa, K. (1997). The air gasification of woody biomass from short rotation forest. Massey University, New Zealand.
 18. Sikarwar, V., Zhao, M., Clough, P., Yao, J., Zhong, X., Memon, M., Shah, N., Anthony, E. and Fennell, P. (2016). An overview of advances in biomass gasification. *Energy & Environmental Science*, 9(10), pp.2939-2977.
 19. Nwokolo, N., Mamphweli, S. and Makaka, G. (2017). Analytical and Thermal Evaluation of Carbon Particles Recovered at the Cyclone of a Downdraft Biomass Gasification System. *Sustainability*, 9(4), p.645

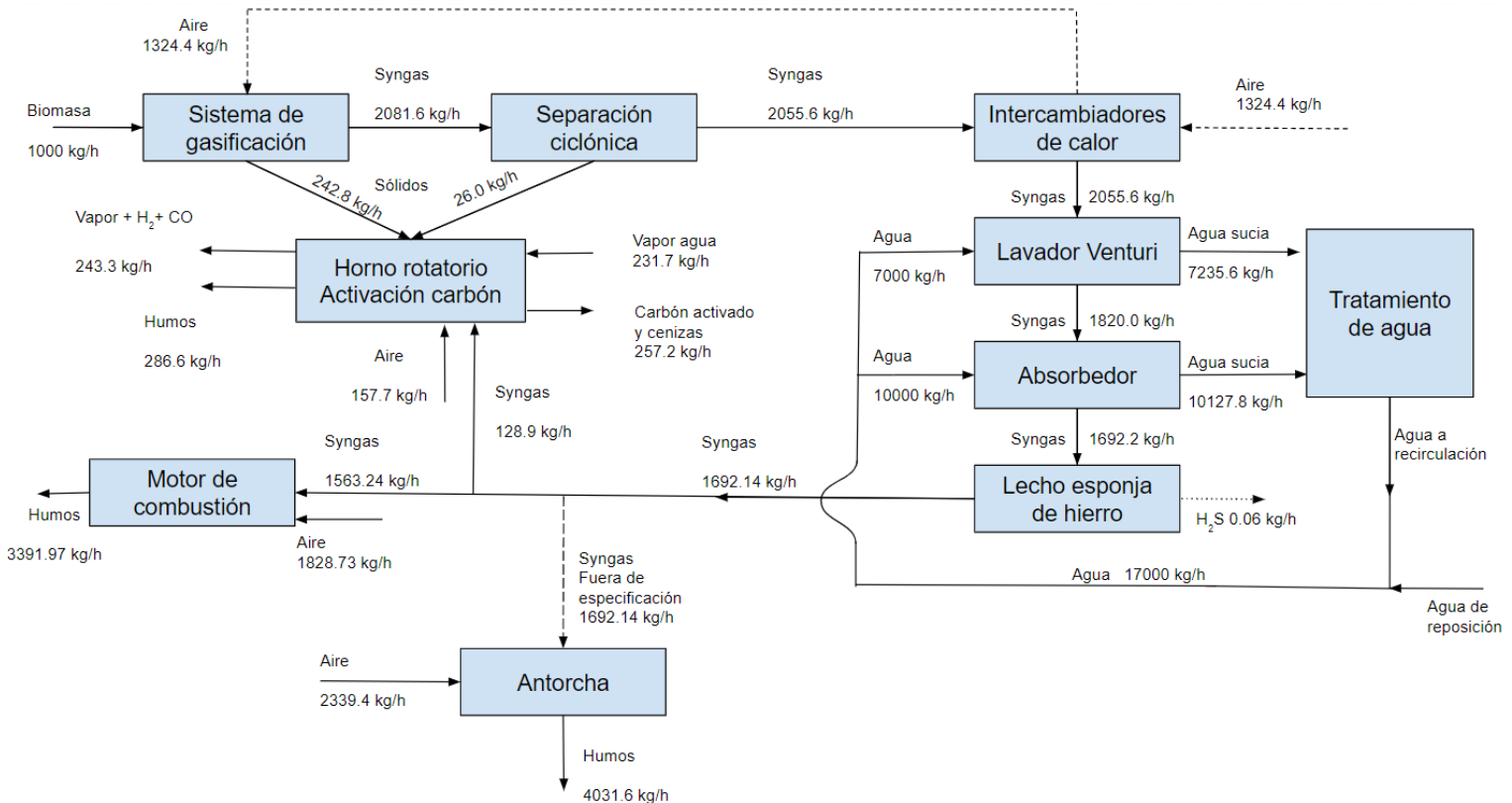
Capítulo 3: Diagrama de flujo y balance de masa

En el presente capítulo, se definen los balances de masa de la planta de gasificación de capacidad instantánea 1000 kg/h, y su diagrama de flujo.

Primero, se realizó el balance de masa en el gasificador. Con el tratamiento propuesto, el gas ingresa al motor de combustión interna libre de agua, tar, H₂S, NH₃ y compuestos sólidos.

Se define también que a partir del char que permanece sin reaccionar en el gasificador (conversión del 50%) se obtendrá un producto con valor comercial. Para ello, se propone activar este residuo carbonoso para la obtención de carbón activado.

El diagrama de flujo de la planta y los balances de masa se resumen en el siguiente esquema simplificado:



Introducción

Una planta industrial es una locación o conjunto de equipos dispuestos para la transformación de materias primas en productos o energía. Se desarrollará una planta para la producción de gas de síntesis a partir de de cáscara de maní mediante el proceso de gasificación. Para ello es necesario definir las etapas del proceso; los pretratamientos y sistemas de separación y/o purificación necesarios; las corrientes de entrada y salida de cada uno de los equipos involucrados como las conexiones entre ellos. Posteriormente, se utiliza el gas generado como gas combustible en un motor de combustión interna para la generación de energía eléctrica.

Para el análisis de los equipos, conexiones y procesos involucrados se debe realizar un diagrama de flujo de la planta en cuestión, el cual es una representación gráfica del proceso, sus condiciones de diseño, operación normal y control básico.

Capacidad nominal de la planta

La capacidad instantánea de la planta es de 1 ton/h. Para estimar la capacidad nominal de la planta, es decir, la cantidad de materia prima que se precisaría en un año, se debe tener en cuenta la Efectividad General del Proceso (EGP). Los principales aspectos que la afectan son:

- Disponibilidad: son las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles. Algunos factores que la afectan son las paradas de mantenimiento, factores externos, etc.
- % Producto conforme (%PC): es el producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido. Puede estar afectado por la calidad de materia prima,
- Performance: es la capacidad de producción respecto de capacidad estándar. Es afectado por desvíos en procesos, disponibilidad de materia prima, etc.

Para cada aspecto anteriormente mencionado, se toma un valor de referencia²² para estimar la EGP:

²² Propuesto por la cátedra de Trabajo Final de Ingeniería Química (UNMDP)

$$EGP = \text{Disponibilidad} \times \%PC \times \text{Performance}$$

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

$$\text{Capacidad nominal} = 1 \text{ ton/h} \times 24 \text{ h/día} \times 365 \text{ día/año} \times 0.8 = 7008 \text{ ton/año}$$

Pretratamiento de la biomasa

La cáscara de maní no sería tratada previamente al proceso de gasificación. Al tener un porcentaje de humedad alrededor del 5% m/m, se encuentra en el rango óptimo para la gasificación, por lo que no se requiere un secado previo. Además presenta un tamaño medianamente acorde para el proceso (1-2 cm)²³. Se considera que vendrá triturada de la industria manicera.

Por otra parte, la calidad del gas de síntesis generado está relacionado directamente con la uniformidad del flujo y de la pirólisis, por lo que una cáscara sin tratar podría ocasionar un problema, principalmente en gasificadores downdraft con reducción de diámetro. Si en la práctica esto sucede, se implementaría como pretratamiento, una densificación en pellets o briquetas²⁴. Existe también la posibilidad de que se necesite una demanda mayor de materia prima para obtener los valores deseados de energía, donde un proceso previo de compactación sería de utilidad.

Debido a que estos inconvenientes pueden surgir una vez que la planta se encuentre en funcionamiento, no se descarta un proceso de compactación de la materia prima antes de la gasificación. Esto generaría un incremento en la densidad de los insumos, que disminuiría los volúmenes manejados y aumentaría su densidad energética por unidad de volumen.

Balance de masa en el gasificador

Como primer análisis se realiza un balance de masa en gasificador, a partir del cual se podrá obtener el contenido a la salida de los diferentes compuestos, como así también

²³ En Las Junturas, Córdoba, ya hay una planta instalada que utiliza cáscara de maní para generar energía eléctrica, por gasificación, y no se le realiza ningún tratamiento previo a la cáscara.

²⁴ Según el paper: Gasification of 'Loose' Groundnut Shells in a Throatless Downdraft Gasifier

de las impurezas que no son consideradas en los modelos analizados en el capítulo anterior.

Al sistema de gasificación ingresan 1000 kg/h de cáscara de maní, cuyo contenido de humedad es 5.32%/m. En el capítulo previo, se define la composición de la biomasa entrante:

Tabla 3.1. Entrada al sistema de gasificación

	Caudal másico (kg/h)
Cáscara de maní seca	892.5
Humedad	53.2
Cenizas	37.2
Impurezas (Metales, N y S)	17.1
TOTAL	1000.0

Se recuerda que la fórmula mínima de la cáscara de maní en base seca y sin impurezas es $\text{CH}_{1.627}\text{O}_{0.612}$, cuyo peso molecular resulta 23.42 g/mol. Entonces en la corriente de entrada al sistema de gasificación ingresan 10.6 mol/s de biomasa seca sin impurezas.

En la zona de oxidación se ingresa aire en defecto, usando una relación entre el aire ingresado con el estequiométricamente necesario de 0.23, como se explica en el capítulo anterior. De este modo, se ingresan 1.205 moles de aire, equivalentes a 34.75 g_{aire} , por cada mol de biomasa seca pura. Se obtiene así una relación aire/biomasa pura de 1.48 $\text{g}_{\text{aire}}/\text{g}_{\text{biomasa pura}}$.

Por lo tanto, se plantea el balance de masa en cada una de las etapas del gasificador realizando los cálculos para un gasificador con una alimentación de 333.3 kg/h de biomasa (Figura 3.1 y Tabla 3.2). Para ello, se resuelve el balance de masa en cada etapa del gasificador con el modelo matemático escogido en el capítulo anterior.

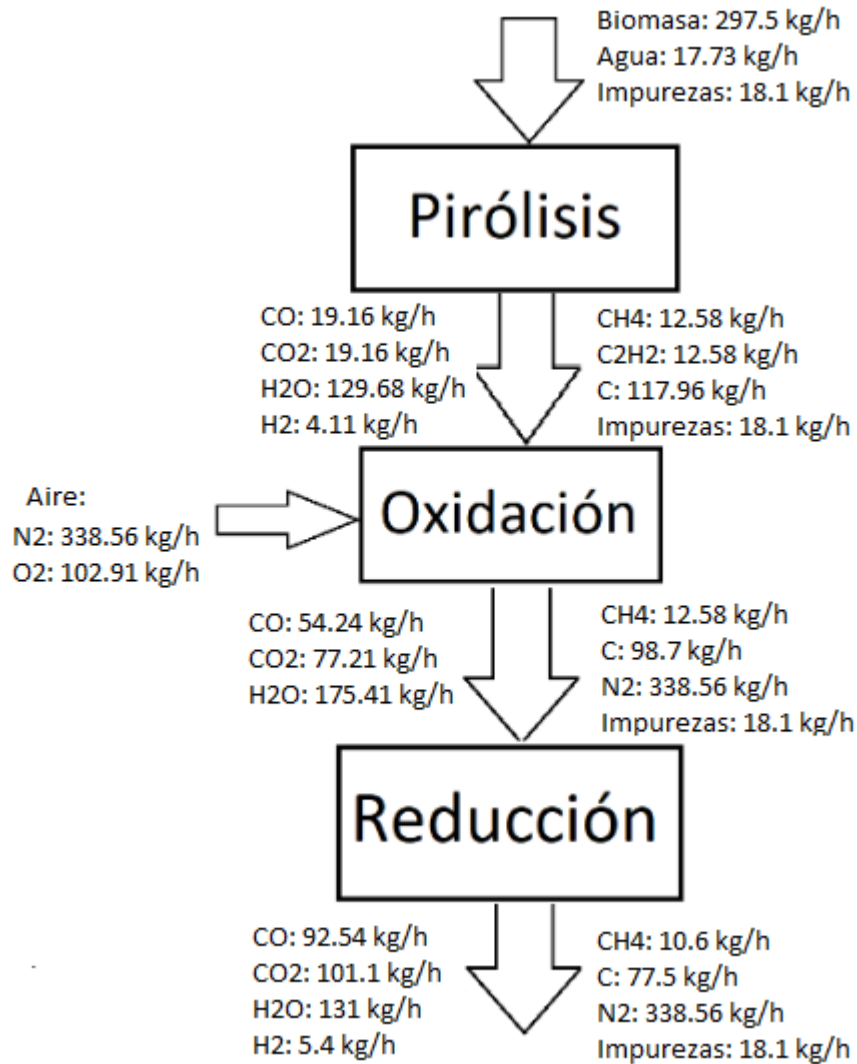


Figura 3.1. Balance de masa por componente por mol de biomasa alimentado en cada etapa del gasificador.

Tabla 3.2. Balance de masa, por mol de biomasa alimentada, en cada etapa del gasificador.

	Entrada (kg/h)	Salida (kg/h)	Balance (kg/h)
Pirólisis	333.33	333.33	0.00
Oxidación	774.80	774.80	0.00
Reducción	774.80	774.80	0.00
Gasificador	774.80	774.80	0.00

Nivel de conversión

Para definir la conversión en el gasificador, se usa la masa de char (C) a la salida de la reducción y la cantidad de C que ingresa en la biomasa:

$$\text{Conversión} = \left(1 - \frac{\text{Char}_{\text{saliente}}}{\text{C}_{\text{ingresado}}}\right) \cdot 100\% = \left(1 - \frac{77.54 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{152.44 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}\right) \cdot 100\% = 49.1 \%$$

El porcentaje de conversión obtenido se debe a que en la oxidación se utiliza aire como agente oxidante, y no oxígeno puro o aire con menor cantidad de nitrógeno.

Al producir una cantidad apreciable de char, se decide utilizar el mismo para la generación de carbón activado (Capítulo 8).

Compuestos a eliminar en el gas generado

Sólidos

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, estas últimas pueden estar compuestas por metales alcalinos (Na y K), metales alcalinotérreos (Ca), óxido de silicio (SiO_2) y otros metales, como Fe y Mg.

Si estos sólidos no son eliminados del gas de síntesis, pueden causar ensuciamiento, corrosión y erosión en los equipos y cañerías ubicados aguas debajo del gasificador.

Compuestos nitrogenados y sulfurados

Los contaminantes nitrogenados presentes en el gas de síntesis se encuentran de forma de amoníaco (NH_3) y ácido cianhídrico (HCN). Son liberados de las proteínas y compuestos aromáticos heterocíclicos que constituyen a la biomasa. Mayoritariamente, se genera NH_3 , y puede ser formado tanto a partir de la biomasa o como de la descomposición del HCN. Dos tercios del NH_3 se descomponen en nitrógeno e hidrógeno molecular a la temperatura de gasificación. Al quemar el gas, los compuestos nitrogenados son oxidados a óxidos de nitrógeno (NO_x).

Los principales contaminantes de azufre presentes en la gasificación de biomasa se encuentran de la forma de ácido sulfhídrico (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS) y dióxido de azufre (SO_2). Estos tipos de compuestos corroen superficies metálicas. La concentración de H_2S en el gas depende de la concentración de azufre presente en la materia prima. Al quemar el gas, el resto de los compuestos sulfurados son oxidados a SO_2 .

Tanto el SO_2 como los NO_x , cuando son liberados junto a los humos de combustión, pueden causar tanto problemas medioambientales como en las personas. Estos gases se combinan con la humedad de la atmósfera, formando ácido sulfúrico y nítrico. Los ácidos resultantes se precipitan en forma de lluvia o nieve con consecuencias negativas: por un lado los daños a la naturaleza en forma de acidificación de suelos, lagos y mares, perjudicando la flora y la fauna terrestre y marina. Por otro lado, la lluvia ácida provoca también la corrosión de elementos metálicos (edificios, puentes, torres y otras estructuras) y la destrucción del patrimonio humano realizado en piedra caliza (edificios y construcciones históricas, estatuas, esculturas).

La lluvia ácida en sí no es perjudicial para el ser humano, es decir, el contacto de la piel con el agua o la nieve contaminada no supone un riesgo para la salud. Sin embargo, los gases que provocan esta lluvia, sí son nocivos. Al ser inhalados por las personas, pueden provocar enfermedades respiratorias.²⁵

La normativa consultada para el diseño de los equipos de tratamiento del gas de síntesis es la Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo.

Alquitranes²⁶

Los alquitranes (o tar), se describen como una mezcla compleja de hidrocarburos condensables, que en su mayoría son aromáticos. Pueden ser clasificados en:

- a. Productos primarios: son producidos durante la pirólisis primaria, comprenden oxigenados, orgánicos primarios y moléculas condensables. Los productos primarios vienen directamente del rompimiento de celulosa, hemicelulosa y lignina. En este grupo se encuentra un gran número de compuestos ácidos, azúcares, alcoholes, aldehídos, fenoles y mezclas oxigenadas entre otros.
- b. Productos secundarios: En la zona del gasificador con temperatura por encima de los 500 °C, los alquitranes primarios empiezan a reorganizarse, formando más gases

²⁵ Obtenido de Sostenibilidad.

²⁶ Obtenido de "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".

no condensables y moléculas pesadas, llamadas alquitranes secundarios, de los cuales los fenoles y las olefinas son importantes constituyentes

- c. Productos terciarios: generados a partir de los secundarios cuando la temperatura sigue aumentando en el reactor, el alquilo terciario incluye metil derivado de los aromáticos tales como metil-acenaftileno, tolueno e indeno. Los condensados aromáticos terciarios hacen una serie de hidrocarburos aromáticos polinucleares (PAH) sin sustitutos (átomo o grupo de átomos sustituidos por hidrógeno en la cadena madre de los hidrocarburos). Esta serie contienen benceno, naftalenos, acenaftenos, antracenos/fenantracenos y pirenos.

La Figura 3.2 muestra la dependencia con la temperatura de la fracción de cada tipo de alquitranes, en el total de los mismos, para un tiempo de residencia de 0.3 segundos. Por encima de los 500°C, los alquitranes secundarios aumentan a expensas de la disminución de los primarios. Una vez los primarios están cerca de destruirse (entre 650 y 700°C), los terciarios empiezan a aparecer con el aumento de la temperatura. En esta etapa, los alquitranes secundarios empiezan a disminuir, la alta temperatura destruye a los alquitranes primarios pero no los productos de los alquitranes terciarios.

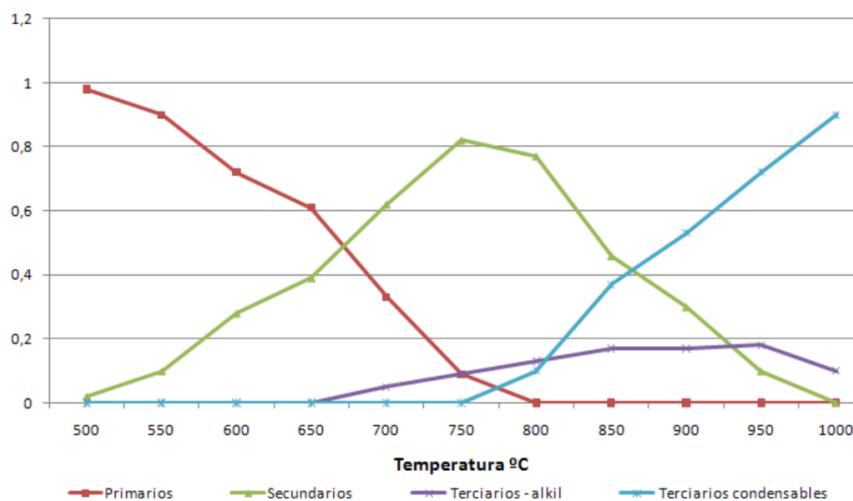


Figura 3.2. Distribución de alquitranes en función de la temperatura

En base a que la máxima temperatura alcanzada en la simulación es de aproximadamente 890°C (Capítulo 2), se pueden formar alquitranes secundarios y terciarios equitativamente. Al emplear un gasificador tipo Downdraft, cuando los alquitranes entran en contacto con el oxígeno al pasar por la zona de alta temperatura, existe una gran posibilidad

de que se convierten en gases no condensables mediante el craqueo térmico, por esta razón estos tipos de gasificadores tienen la producción más baja del alquitranes. Los alquitranes que logran pasar con el gas por la garganta sin ser craqueados pueden ser separados en un lavador húmedo aguas abajo.

A continuación, en la Tabla 3.3, se muestran algunos de los componentes que conforman el tar a las salida del gasificador:

Tabla 3.3. Compuestos de tar generados en el gasificador²⁷

Tipo de tar secundarios	
Fenoles	Fenol
	Cresol
Hidrocarburos monoaromáticos	Xilenos
	Benceno
Hidrocarburos monoaromáticos (secundarios/terciarios)	Etilbenceno
	α -Metilestireno
	(2, 3 y 4)-Metilestireno
	(2, 3 y 4)-Etiltolueno
Hidrocarburos misceláneos	Dibenzofuranos
	Difenoles
Metil derivados de aromáticos	Toluene
	1-Metilnaftaleno
	2-Metilnaftaleno

Los compuestos que conforman el tar también pueden clasificarse según las siguientes propiedades físicas: solubilidad en agua y condensación. En la Tabla 3.4 se muestra la clasificación del tar respecto a estas propiedades:

²⁷ Obtenido de "TAR DEW POINT ... and the great extrapolation show..."

Tabla 3.4. Clases de tars según sus propiedades físicas.²⁸

Clase 1	Alquitranes no detectables. Esta clase incluye los alquitranes más pesados que se condensan a alta temperatura, incluso a concentraciones muy bajas
Clase 2	Componentes heterocíclicos (como fenol, piridina, cresol). Estos son componentes que generalmente exhiben una alta solubilidad en agua debido a su polaridad
Clase 3	Componentes aromáticos. Hidrocarburos ligeros que no son importantes en los problemas de condensación y solubilidad en agua.
Clase 4	Hidrocarburos poliaromáticos ligeros (2-3 anillos de PAH). Estos componentes se condensan a concentraciones relativamente altas y temperaturas intermedias.
Clase 5	Hidrocarburos poliaromáticos pesados (4-5 anillos de PAH). Estos componentes se condensan a temperaturas relativamente altas a bajas concentraciones.

Según la clasificación anterior, los tars secundarios están comprendidos entre la clase 2, 3 y 4 según sus propiedades físicas. En la Figura 3.3 se muestra la temperatura de rocío de los alquitranes según su clase y concentración en el gas de síntesis.

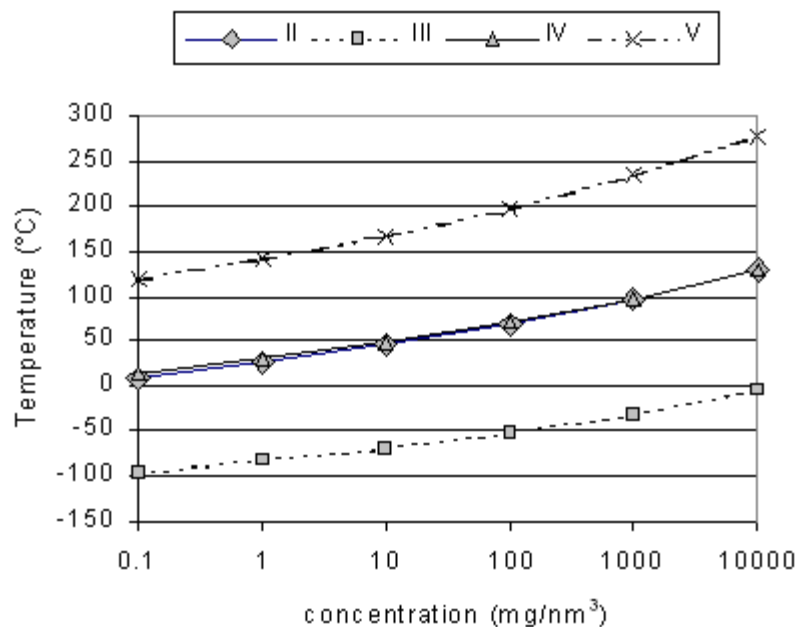


Figura 3.3. Temperatura de rocío para las distintas clases de tars a diferentes concentraciones²⁹

²⁸ Obtenido de Thersites

²⁹ Obtenido de Thersites

A partir de la figura anterior, considerando que la concentración de tar generado es de 3 g/Nm³, se puede observar que los de clase 2 y 4 condensan a una temperatura aproximada de 40°C, los cuales se pueden eliminar en un lavador aguas abajo; mientras que los de clase 3 condensan a temperaturas inferiores a los -50°C, los cuales no condensan en los equipos posteriores al gasificador.

Determinación de impurezas

Se estiman las composiciones de NH₃ y H₂S a partir de la composición de la cáscara de maní, que presenta un 1.11%_{m/m_{seca}} de nitrógeno, y un 0.01%_{m/m_{seca}} de azufre. Se asume que:

- el caudal másico de azufre en la biomasa a la entrada del reactor reacciona completamente formando H₂S.
- la totalidad del caudal másico de nitrógeno de la biomasa a la entrada del reactor reacciona formando NH₃. Un tercio del NH₃ formado sale del reactor intacto, mientras que los dos tercios restantes se descomponen en N₂ y en H₂.³⁰
- 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. Estos caudales generados se los considera en el caudal de impurezas/cenizas.

Se calculan los caudales másicos de estos compuestos, los cuales se muestran en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5. Caudal másico de los compuestos formados de impurezas de azufre y nitrógeno.

NH ₃ (kg/h)	N ₂ (kg/h)	H ₂ (kg/h)	H ₂ S (kg/h)
1.36	2.24	0.16	0.03

Según datos de bibliografía, la generación de alquitrán en un reactor downdraft es de 0.015-3 g/Nm³ ³¹. Considerando el peor caso posible se calcula el contenido de alquitrán presente en los gases de salida, el cual resulta 1.9 kg/h.

³⁰ Obtenido del paper "A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process"

³¹ Obtenido de: 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.

El resto de las impurezas se las considera dentro de las impurezas sólidas que se encuentran en las cenizas: 12.41 kg/h.

Finalmente se calculan los caudales máxicos de gas y sólidos a la salida del reactor downdraft (Tabla 3.6). En el caudal gaseoso, además de los compuestos cuyas composiciones se calcularon en el capítulo anterior, se encuentran los óxidos de nitrógeno y de azufre y los alquitrans formados. Dentro del caudal sólido se tiene en cuenta el char y las cenizas.

Tabla 3.6. Caudales máxicos de salida del gasificador.

Caudal gaseoso + alquitrán (kg/h)	Caudal sólido (kg/h)	Total (kg/h)
684.89	89.91	774.80

Cabe destacar que se considera que un 90% de los sólidos se elimina por el fondo del reactor. Mientras que el 10% restante es arrastrado por la corriente gaseosa hacia los sistemas de separación posteriores (Tabla 3.7).

Tabla 3.7. Caudales máxicos de sólidos a la salida del gasificador.

Caudal sólido por fondo (kg/h)	Caudal sólido arrastrado (kg/h)	Caudal sólido total (kg/h)
80.92	8.99	89.91

Post-tratamiento del gas de síntesis

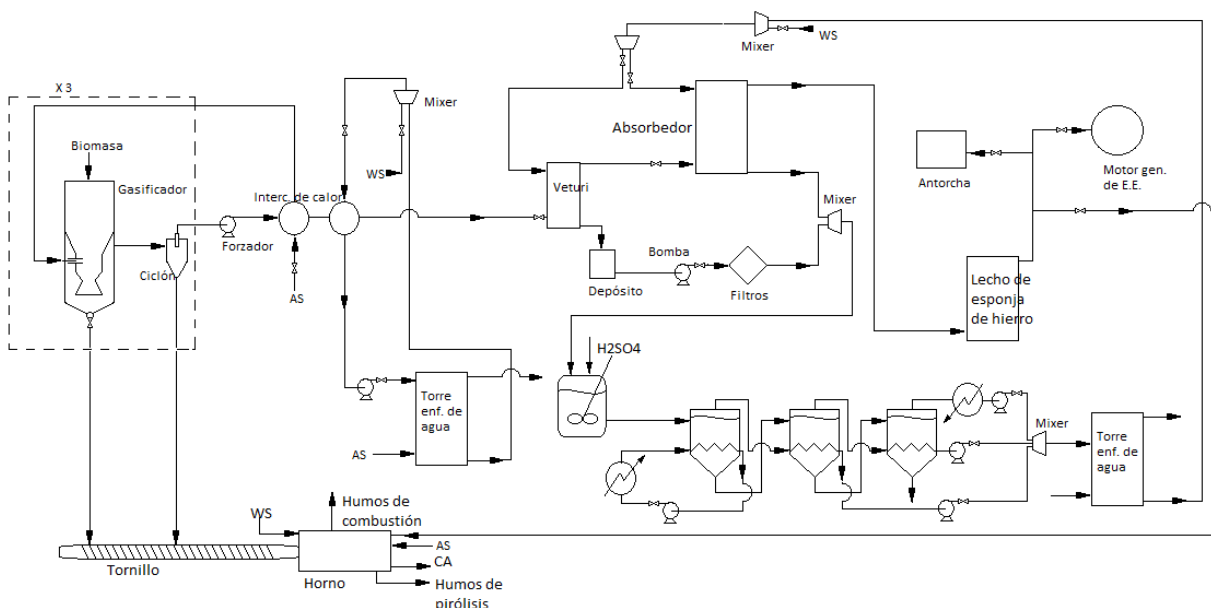


Figura 3.4. Diagrama de flujo de la planta.

Con el objetivo de quemar el gas pobre en el motor de combustión interna, para la generación de energía eléctrica, es necesario que el mismo esté seco, frío y limpio para evitar daños y optimizar su funcionamiento. Los balances de masa de cada uno de los equipos con sus corrientes de entrada y salida se hallan en el Apéndice 3-A.

Por lo tanto, se tratará de la siguiente manera:

- Ciclón

Los sólidos volantes son aquellas que son arrastrados por el gas fuera del gasificador, siendo retirados del proceso en etapas posteriores. Se estima que estas cenizas representan aproximadamente un 10% del total de cenizas formadas en la gasificación.³² El gas resultante a la salida del ciclón entonces arrastra los alquitranes en estado gaseoso y una fracción de sólidos:

Caudal másico de cenizas y char que salen del gasificador:

$$0.9 * 89.91 \text{ kg/h} = 80.92 \text{ kg/h}$$

Caudal másico de cenizas volantes: $0.1 * 89.91 \text{ kg/h} = 8.99 \text{ kg/h}$

Caudal másico de gas con sólidos arrastrados: $(684.89 + 8.99) \text{ kg/h} = 693.88 \text{ kg/h}$

Algunos autores recomiendan que para caudales entre 0.5 y 12 m³/s a condiciones de referencia se utilice un solo ciclón³³. En este caso, se trabaja con un caudal de salida de gasificador de 0.60 m³/s, por lo que se encuentra dentro del rango apropiado encontrado en bibliografía.

Es posible separar la mayoría del polvo de la corriente de gas, por medio de un ciclón bien diseñado, con los tamaños de partículas en la Tabla 3.8. El resto (partículas de polvo de diámetro menor) tiene que eliminarse por otros medios.¹¹

³² Obtenido en: Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial

³³ Obtenido en: Diseño óptimo de ciclones

Tabla 3.8. Distribución por tamaños del polvo del gas pobre³⁴

Tamaño de las partículas de polvo (m ⁻⁶)	Porcentaje en el gas %
>1000	1.70
1000-250	24.70
250-102	23.70
102-75	7.10
75-60	8.30
60-50	4.14
50-30	5.87
30-10	8.97
10-5	15.53

Como se explica en el Capítulo 5, se utiliza un ciclón de alta eficiencia a la salida de cada gasificador. La eficiencia del ciclón es de un 96% aproximadamente. Por lo tanto, la distribución de tamaño de las partículas retenidas y los caudales resultantes se presentan en el Capítulo 5. Es importante aclarar que en los gases de gasificador se incluyen tanto el gas obtenido por el modelo matemático propuesto en el Capítulo 2, como el N₂, el H₂ y el H₂S provenientes de los bajos porcentajes de Nitrógeno y Azufre en la biomasa.

- Intercambiadores de calor

La refrigeración del gas sirve sobre todo para aumentar su densidad y que ingrese una mayor cantidad de gas combustible a los cilindros del motor. Una reducción del 10% de la temperatura del gas aumenta la producción máxima del motor casi en 2% ³⁵. La refrigeración contribuye también a la depuración del gas y permite evitar la condensación de la humedad del gas después de mezclarse con el aire y antes de entrar en el motor.

Para aumentar la eficiencia energética, se enfriará el gas con el aire entrante al gasificador en un intercambiador de calor. Las características del intercambiador a utilizar y las condiciones de salida del gas a enfriar se evalúan en profundidad en el Capítulo 6.

³⁴ Obtenido en: Account of research and testing activities in the producer gas field at the National Swedish Testing Institute for Agricultural Machinery during 1951-1962

³⁵ Obtenido en: El gas de madera como combustible para motores

Además se utilizará un segundo intercambiador agua-gas de síntesis con la finalidad de disminuir aún más la temperatura previo al venturi.

- Scrubber/Lavador venturi

El resultado de mezclar H_2O con el gas de síntesis para reducir su temperatura eliminar los alquitranes y las partículas sólidas restantes, es un gas acondicionado con el fin de ser quemado en un motor de combustión interna. La limpieza del gas requiere disminuir la concentración de alquitranes hasta valores del orden de 100 mg/m^3 para su uso en motores de combustión interna, y una concentración de polvo del orden de 50 mg/m^3 .

Este sistema también es efectivo para la eliminación de NH_3 , si este no llegara a reaccionar completamente en el gasificador, y del SO_2 . Bajo la presencia de CO_2 , que se encuentra en gran proporción por ser producto de la gasificación, se favorece tanto la absorción del NH_3 como del SO_2 .³⁶

El objetivo de este sistema de lavado es eliminar las partículas contaminantes y acondicionar la temperatura del gas para ingresar al motor de combustión.

- Absorbedor

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 utiliza una torre de absorción Agua-Gas de síntesis, debido a la elevada solubilidad en agua que contiene el compuesto a eliminar. Con este equipo se reduce la concentración de NH_3 antes de entrar al motor, y así se logra que la concentración de NO_2 a la salida de la combustión sea menor a 3 ppm como indica la Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo.

- Lecho de esponja de hierro

El proceso de purificación consiste en el flujo descendente de gas a través de un lecho lleno de esponja de hierro, con el óxido de hierro reaccionando con H_2S para producir sulfuro de hierro y agua. Con este proceso se reduce la concentración de H_2S antes de entrar al motor, y así lograr que la concentración de SO_2 a la salida de los gases sea menor a 2 ppm como indica la Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo.

³⁶ Obtenido en “ A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process”

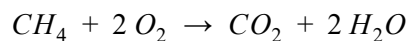
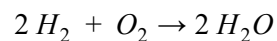
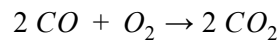
- Motor de combustión interna

El motor de combustión interna convierte la energía química del gas pobre en energía mecánica en el eje y, a su vez, el generador convierte la energía mecánica del eje en energía eléctrica.

Se elige este mecanismo para la generación de energía eléctrica porque, para la capacidad de procesamiento de biomasa, se generará potencias pequeñas, entorno a los 5 MWe. En este caso, las eficiencias eléctricas son bastante parecidas para ciclo combinado y para motor de combustión interna. Para potencias menores a los 5 MWe, resulta incluso más alto el rendimiento eléctrico de los motores a gas. Por lo tanto, no se justificaría una inversión alta como lo es la implementación de un ciclo combinado.

Para estimar la cantidad de aire total requerida para la combustión del syngas, se asumirá combustión completa del gas de síntesis y se afectará por la eficiencia del motor a elegir.

Los componentes del syngas involucrados en la combustión son el CO, CH₄ y el H₂:



Se hará funcionar el motor con un ligero exceso de aire a fin de evitar el retroceso de la llama en el sistema de escape de gas del motor.

- Antorcha

Las antorchas son elementos de seguridad y protección para el medio ambiente. Los productos de combustión son ambientalmente más ecológicos que los gases no quemados. Los objetivos principales de la antorcha son la liberación de gas en situaciones de emergencia y quemar de forma segura y controlada estos gases no utilizables, evitando su emisión directa a la atmósfera. La antorcha debe quemar el gas producido en exceso y no utilizado, como en el caso de una parada del motor de combustión.

- Horno rotatorio

Una fracción del gas de síntesis se utiliza como combustible para un horno rotatorio, cuya finalidad es transformar el char sin reaccionar del gasificador en carbón activado. De este modo, se obtiene un subproducto del proceso con valor comercial.

- Tratamiento y recirculación de agua

Tiene como función eliminar del agua los sólidos y alquitranes, y de esta manera poder reutilizarla en el scrubber y así limpiar el gas continuamente con la misma agua. Los residuos extraídos en este tratamiento se almacenan en un depósito, para posteriormente ser enviados a una planta de tratamiento de residuos. El tratamiento de agua consta de los siguientes equipos:

- Depósito
- Bomba de agua
- Filtros de arena y astillas
- Filtro de tela
- Reactor homogéneo
- Evaporador-Condensador
- Torre de enfriamiento

Balance de masa global para la planta

En base a lo anteriormente mencionado, el diagrama de bloques para la planta generadora de electricidad a partir de la gasificación de cáscara de maní se puede apreciar en la Figura 3.5. Los cálculos necesarios para obtener dicho diagrama se encuentran anexados en el Apéndice 3-A.

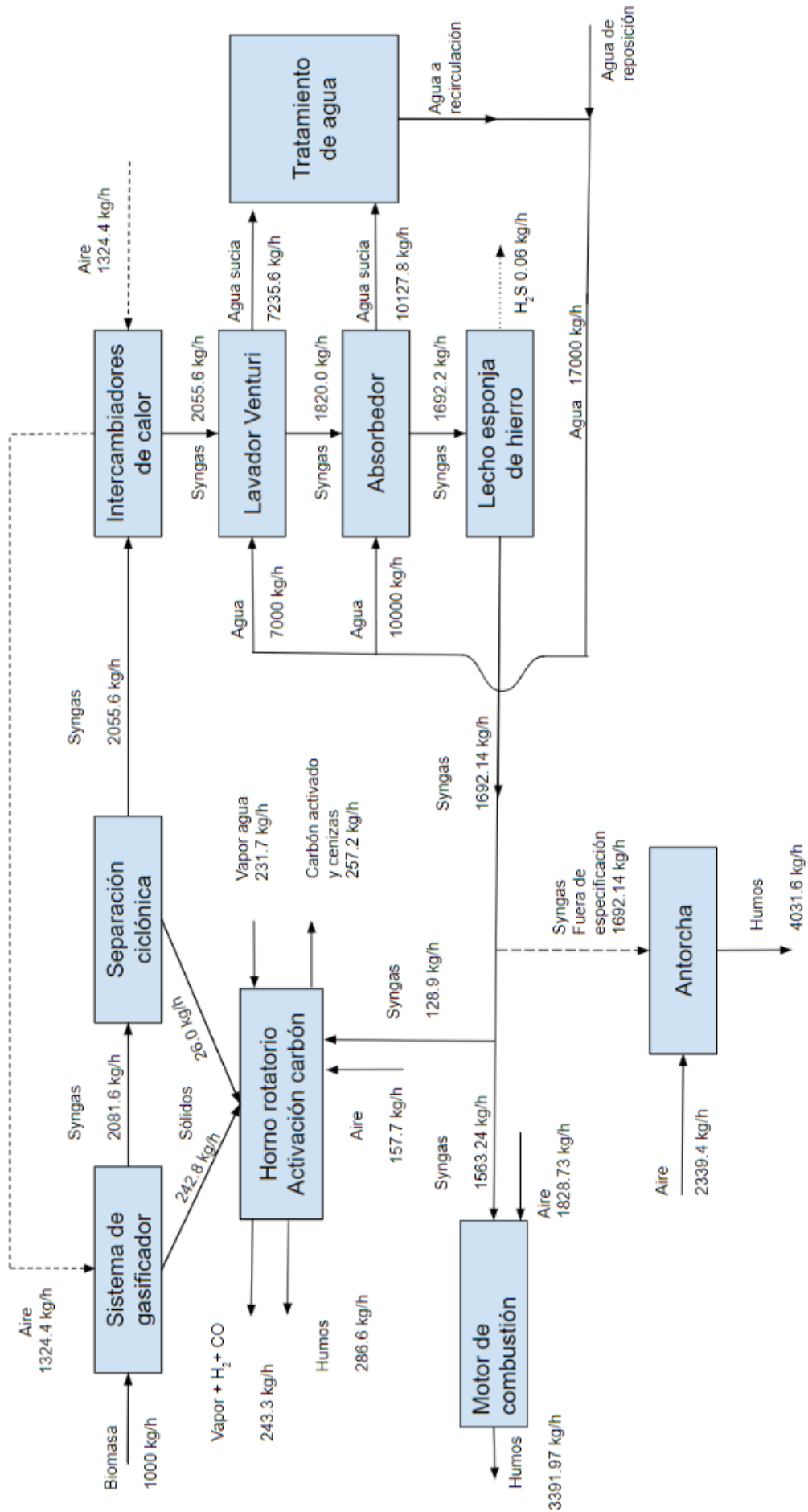


Figura 3.5. Diagrama de bloques de la planta.

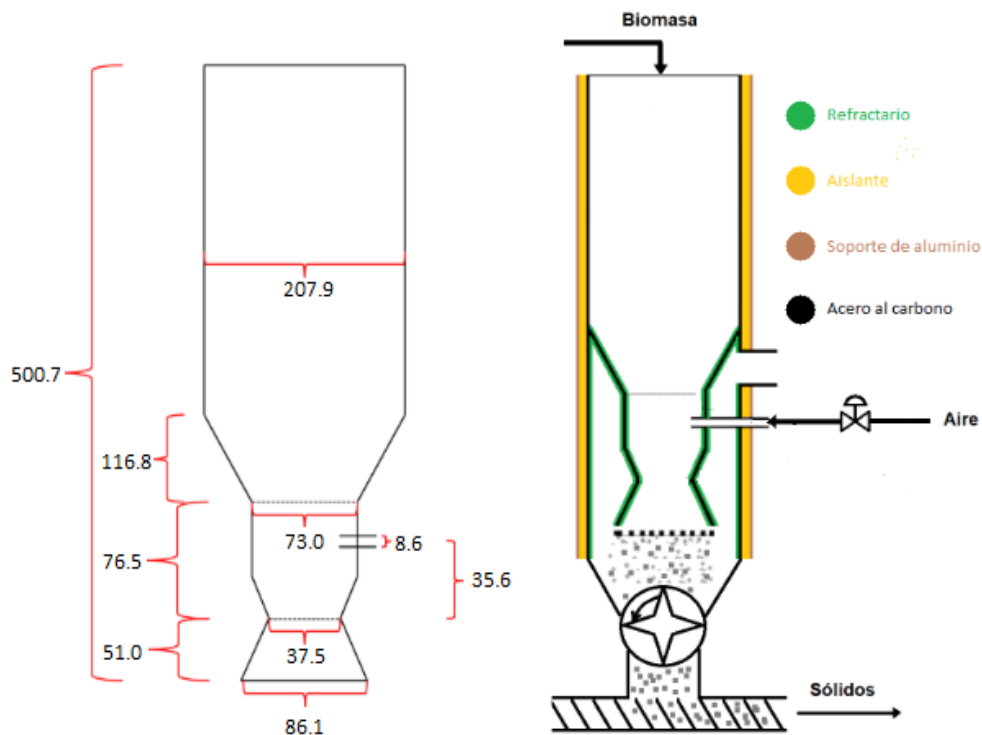
Bibliografía Capítulo 3

1. Kuhe, A. and Aliyu, S. (2015). Gasification of 'Loose' Groundnut Shells in a Throatless Downdraft Gasifier. *International Journal of Renewable Energy Development (IJRED)*, 4(2).
2. Singh, D., Yadav, S., Rajesh, V. and Mohanty, P. (2018). Groundnut shell gasification performance in a fluidized bed gasifier with bubbling air as gasification medium. *Environmental Technology*, pp.1-13.
3. Nisamaneenate, J., Atong, D., Sornkade, P. and Sricharoenchaikul, V. (2015). Fuel gas production from peanut shell waste using a modular downdraft gasifier with the thermal integrated unit. *Renewable Energy*, 79, pp.45-50.
4. Sánchez Lario, A. (2017). Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz. Universidad Politécnica de Madrid.
5. Vargas Salgado, Carlos. 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.[en línea]. Valencia: Instituto de Ingeniería Energética, Universidad Politécnica de Valencia, 2012.
<http://riunet.upv.es/handle/10251/16379>
6. Estudio FAO Montes 72. El gas de madera como combustible para motores. Obtenido en:
<http://www.fao.org/3/T0512S/t0512s03.htm#2.6.%20depuraci%C3%B3n%20y%20refrigeraci%C3%B3n%20del%20gas>
7. Nordström, O. 1963. Account of research and testing activities in the producer gas field at the National Swedish Testing Institute for Agricultural Machinery during 1951-1962, carried out for the Swedish Board for Economic Defence (in Swedish). Statens Maskinprovningar, Uppsala, Sweden.
8. Prabhansu, Karmakar, M., Chandra, P. and Chatterjee, P. (2015). A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 3(2), pp.689-702.
9. Medición de las emisiones de gases de escape de los vehículos automóviles. De la homologación a la inspección técnica José Luis San Román García. Disponible en http://www.f2i2.net/documentos/lsi/jornadas/20160712_Emisiones/Presentaci%C3%B3n%20JORNADA%20EMISIONES%20madrid%202016_JLSR_r1.pdf

10. Diseño óptimo de ciclones. Carlos Alberto Echeverri Londoño. Disponible en:
http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-33242006000200011
11. Vargas Salgado, A. (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.
12. Thersites. Disponible en: <http://www.thersites.nl/classification.aspx>
13. TAR DEW POINT ... and the great extrapolation show...(2012). Disponible en:
<https://publicaties.ecn.nl/PdfFetch.aspx?nr=ECN-L--12-086>

Capítulo 4: Diseño del reactor

En el presente capítulo se define para el proceso de interés la utilización de tres gasificadores Imbert Downdraft en paralelo, con las dimensiones dispuestas en la siguiente figura:



Tienen una capacidad de 333 kg/h cada uno, y con 9 boquillas de aire, con sus respectivas válvulas antirretorno. Se construye de acero al carbono y las regiones expuestas a temperaturas mayores a 500°C se les realiza un revestimiento interno refractario. Como aislante, se utilizan 10cm de lana mineral, con lo cual las pérdidas de calor a través de la pared resultan del orden del 3%, y se recubre con 2 mm de chapa de aluminio. En la parte inferior del gasificador, se coloca una válvula rotatoria para garantizar la eliminación del char. La biomasa ingresa por el tope por una doble compuerta.

Para controlar el proceso, se implementa: control de temperatura en todo el reactor, control de nivel de cenizas, control de nivel de biomasa y control de presión diferencial.

Introducción

En la gasificación de biomasa existe una variedad de tecnologías. Para la producción a gran escala de gas de síntesis, tal como se requiere para la producción de productos químicos y combustibles, se deben considerar principalmente los tipos de gasificadores que se muestran en la Figura 4.1.

Los tipos de reactor que normalmente se utilizan para estos procesos son variados, y su elección depende de varios factores como la granulometría del residuo y las cantidades a procesar de materia prima.

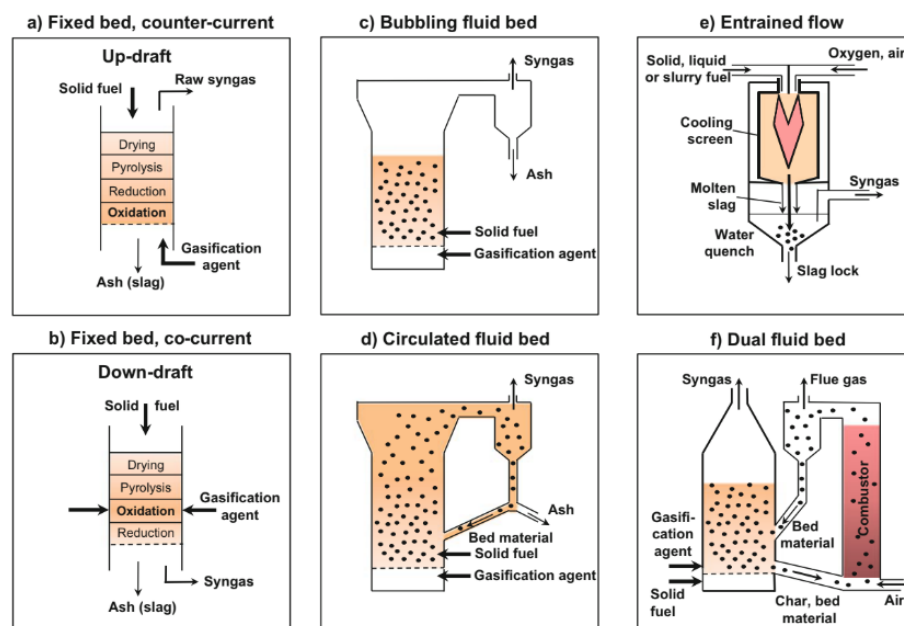


Figura 4.1. Distintos reactores para la gasificación.³⁷

En bibliografía se halló que los lechos fluidizados suelen ser utilizados para potencias energéticas mayores a la deseada en el presente trabajo. Mientras que para plantas de menor tamaño lo más común es trabajar con gasificadores del tipo downdraft debido a su flexibilidad con el uso de materia prima y a la ausencia de tar en el gas de salida.

Como se ha comentado en el Capítulo 1, se decide hacer uso de gasificadores del tipo downdraft. Estos gasificadores son reactores de lecho fijo en donde, tanto el agente gasificante como la biomasa fluyen en paralelo. Se utilizan para convertir combustibles con

³⁷ Obtenido en "Synthesis Gas Biorefinery"

alto contenido de volátiles en un gas con bajo contenido de tar, con el objetivo de ser utilizado posteriormente para la generación de energía eléctrica, a bajo costo. Los diseños comúnmente utilizados son de tipo Imbert (con garganta) y el Stratified (sin garganta), como se observa en la Figura 4.2.

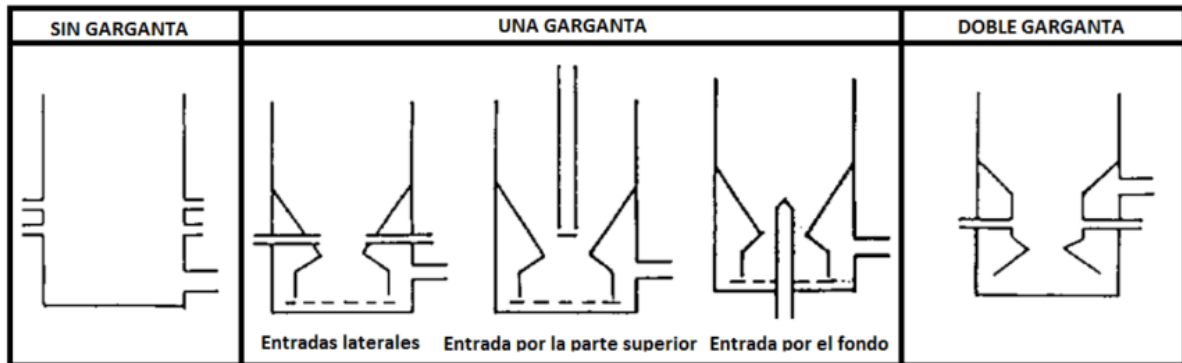


Figura 4.2. Diseños de gasificadores Downdraft ³⁸

Gasificador Downdraft

Imbert Downdraft

Este diseño es apropiado para manejar biomasa con contenido de humedad y de cenizas menor al 20% y 5%, respectivamente.

A medida que la biomasa desciende por el gasificador, ocurre el secado, la pirólisis, la oxidación y por último, la reducción. Una disminución de sección en la etapa de oxidación maximiza el mezclado de gases a una temperatura elevada, promoviendo así el craqueo de alquitranes. El aire (agente gasificante) se inyecta a través de orificios que están encima de la parte más estrecha.

Los gasificadores de tipo Imbert son generalmente utilizados para la gasificación de biomasa tipo leñosa, con tamaños uniformes, para que fluya a través de la garganta sin bloqueos. Sin embargo, este tipo de reactor no es adecuado para grandes potencias, ya que no permite una distribución uniforme del caudal y temperatura en la zona restringida y, a medida que la restricción tiene más área, los alquitranes en el gas producido aumentan considerablemente; siendo el rango potencias más adecuado entre 5 y 100 kW. Para potencias superiores se emplean los gasificadores de lecho fluido.

³⁸ Obtenido en “El gas de madera como combustible para motores.”

Stratified Downdraft

Este diseño fue propuesto para eliminar el problema de bloqueos en el Imbert. Consiste en un recipiente cilíndrico, con la parte superior abierta, por donde ingresa la biomasa y el agente gasificante. Esto permite que la temperatura sea uniforme en las distintas regiones del gasificador.

La biomasa es contenida en el reactor sobre una grada, que vibra para que las cenizas y el char, que quedó sin reaccionar, sea eliminado.

Los stratified downdraft son apropiados para biomasa de tamaño pequeño, y con contenidos de cenizas del 20%. Son fáciles de construir y tienen buenas propiedades de escalado.³⁹

Elección del gasificador

En base a lo mencionado anteriormente, para la gasificación de cáscara de maní, utilizado para la generación de energía eléctrica, un gasificador tipo Stratified sería adecuado. La biomasa presenta tamaño irregular y densidad baja, y además, la capacidad instantánea de la planta es elevada como para implementar un tipo Imbert.

Por otra parte, actualmente no se encuentra información acerca del diseño detallado de este tipo de gasificador, pero sí del Imbert Downdraft, válido para capacidades hasta 350 kg/h. Un gasificador de este tipo no puede diseñarse para la capacidad instantánea de la planta (1 ton/h), ya que su tamaño sería excesivo y difícil de operar. El diámetro de la zona de combustión, para poder soportar la carga, sería importante y el aire no lograría llegar al centro, causando que las reacciones de oxidación resulten ineficientes, afectando así la calidad del gas pobre generado. También afectaría a la temperatura máxima alcanzada, fundamental para el craqueo de los alquitranes y para un correcto desempeño de las reacciones de reducción.

A partir de este análisis, se decide trabajar con un gasificador del tipo Imbert Downdraft. Este diseño tiene como limitación que la capacidad máxima de biomasa a procesar es de 350 kg/h. Por lo tanto, se define que para el procesamiento de 1 ton/h de cáscara de maní se utilizarán tres gasificadores Downdraft idénticos de capacidad 333 kg/h. La implementación de tres gasificadores en vez de uno solo también servirá para evitar un

³⁹ La información sobre Imbert y Stratified Downdrafts fue obtenida de "Biomass Gasification Processes in Downdraft Fixed Bed Reactors: A Review"

paro de planta imprevisto en caso de que alguno falle. De este modo, se detalla en el presente capítulo el diseño del equipo a utilizar.

Como se ha mencionado en el capítulo anterior, si el gasificador presenta problemas de obstrucción, se hará un proceso de molienda y densificación la cáscara de maní previamente para mejorar sus propiedades.

Geometría del reactor

Una vez realizados los balances de masa y energía para los parámetros de entrada del gasificador de lecho fijo downdraft a diseñar en el Capítulo 2, deben determinarse los parámetros siguientes:

- la velocidad del aire a la salida de las boquillas.
- el diámetro de las boquillas
- el diámetro del hogar a la altura de las boquillas
- la velocidad de gas en la garganta
- la capacidad específica de procesamiento de la garganta o carga del hogar, que puede ser expresada en términos de flujo de biomasa de entrada (kg/h cm^2) o flujo de gas de salida ($\text{m}^3/\text{h cm}^2$).

El reactor tiene una sección de área no uniforme. La parte más estrecha es el elemento base para estos parámetros debido a que es el punto más crítico, jugando un papel importante en la calidad del gas. Esto se debe a que es la zona donde se craquean los alquitranes, además de limitar la capacidad de procesar biomasa y por lo tanto la potencia del gasificador. Por todo esto, para el diseño del reactor, todos los parámetros listados anteriormente deben ser relacionados con el diámetro de la garganta. Se debe tener en cuenta que la velocidad real en la garganta, es mayor que la velocidad de diseño o velocidad superficial, ya que el área de paso disminuye por el lecho de sólidos que hay en esta zona, además de que la temperatura es más alta.

Como se ha dicho, el dimensionamiento del gasificador de lecho fijo downdraft con garganta está relacionado con el concepto de capacidad de producción de gas F_{gp} . Este caudal se define como la cantidad de gas pobre producida en condiciones normales, dividida por la superficie de la garganta, y se suele expresar en $\text{m}^3/\text{h.cm}^2$ o m/s .

En un gasificador tipo Imbert con un diseño óptimo, F_{gp} alcanza un valor máximo próximo a $0,8 \text{ m}^3/\text{h cm}^2$ en funcionamiento continuo. Valores superiores de F_{gp} dan lugar a

caídas de presión elevadas en la zona de reducción. Los valores mínimos de F_{gp} dependen fundamentalmente del termoaislamiento de la zona caliente. Por encima de una cierta carga, la temperatura en la zona caliente se reduce tanto que resulta inevitable la producción de tar. Los gasificadores normales de tipo "Imbert" presentan valores mínimos de F_{gp} , del orden de 0,30 a 0,4 $m^3/h\ cm^2$.⁴⁰

Diseño del reactor

Para la etapa de dimensionamiento se utiliza el método heurístico presentado en el documento *Handbook of biomass downdraft gasifier*, el cual se basa en propiciar el paso de los gases y las cenizas que se van formando dentro del equipo. Este método permite encontrar las dimensiones del cuerpo interno del reactor a partir del flujo másico de materia prima. El dimensionamiento del gasificador se muestra en la siguiente figura:

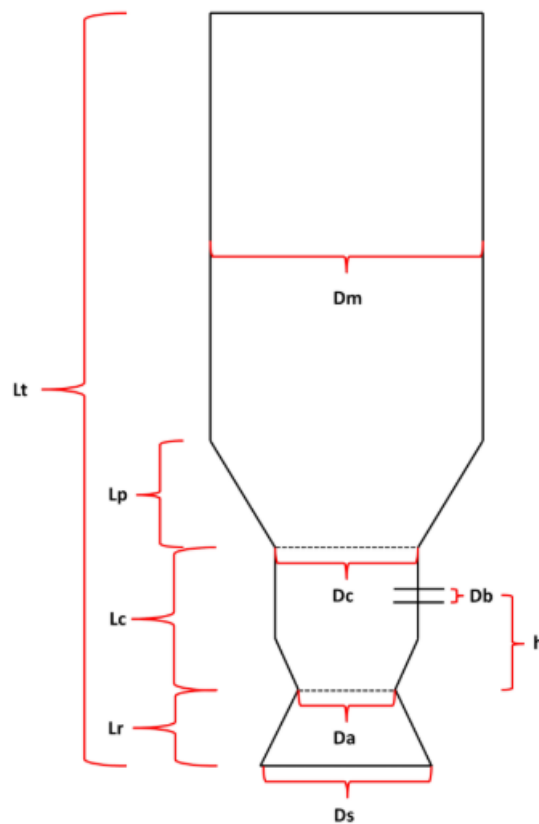


Figura 4.3. Esquema para el dimensionamiento del reactor downdraft

⁴⁰ Obtenido de "Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación eléctrica en aplicaciones de baja potencia".

Se define el parámetro H_L como carga del corazón del reactor (*hearth load* por sus siglas en inglés), calculado como el flujo volumétrico de gas pobre producido por unidad de área en la parte más estrecha del equipo.

Se espera que el valor H_L oscile entre 0,4 y 0,9 ($\text{m}^3/\text{cm}^2\text{h}$), según la materia prima utilizada. A partir de estos límites, es posible encontrar el diámetro de angostamiento D_a , el primer parámetro del equipo, mediante la siguiente fórmula:

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

Donde F_{gp} es el flujo volumétrico de gas pobre producido en condiciones normales en m^3/h ($634.6 \text{ Nm}^3/\text{h}$). 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 siguientes relaciones:

$$1,8 \leq \frac{D_c}{D_a} \leq 2,1$$

$$2,0 \leq \frac{D_s}{D_a} \leq 2,6$$

$$3,4 \leq \frac{D_m}{D_a} \leq 7,7$$

Un valor relacionado directamente al área transversal de la zona de contracción es el área total de inyección de aire, 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. Este valor se relaciona con el requerimiento de aire del proceso y, por ende, al flujo másico a tratar.

En la siguiente tabla se muestra el número de boquillas requeridas en función del flujo de materia prima a tratar. Se puede notar que el número es siempre impar; esto se debe a que así se evita que dos boquillas queden enfrentadas, para poder garantizar la correcta distribución del agente gasificante. Así, se evitan cortocircuitos químicos dentro del equipo.

Tabla 4.1. Cantidad de boquillas para el ingreso de aire según la capacidad del gasificador.

Rango de flujo	$\frac{kg}{hr}$	N° de boquillas
0-70		5
70-140		7
140-350		9

Un último 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. Se estima:

$$0,7 \leq \frac{h}{D_a} \leq 1,2$$

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 de la fórmula:

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

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

$$1,4 \leq \frac{L_c}{L_r} \leq 1,6$$

$$0,2 \leq \frac{L_r + L_c}{L_t} \leq 0,35$$

$$L_p = L_t - L_c - L_r$$

Cabe destacar que las relaciones anteriores no discriminan la forma o tamaño de la materia prima, por tanto, se entrega cada una en un rango de valores. La bibliografía sugiere que al cálculo heurístico le siga un estudio experimental a escala, de modo de ajustarlos.⁴¹

Mediante la aplicación de este método heurístico y con un valor de F_{gp} de 634.6 m³/h en CNPT, se procede a dimensionar los gasificadores a utilizar en el Apéndice 4-A. Los resultados se muestran en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Dimensiones del gasificador de la Figura 4.3

Diámetro contracción Da	37.5	cm	Altura entre boquillas	35.6	cm
Diámetro combustión Dc	73.0	cm	Alto reducción Lr	51.0	cm
Diámetro succión Ds	86.1	cm	Largo combustión Lc	76.5	cm
Diámetro mayor Dm	207.9	cm	Largo total Lt	500.7	cm
Diámetro boquillas Db	8.6	cm	Largo pendiente Lp	116.8	cm
			Largo superior Ls	256.5	cm

Materiales y estructura del reactor⁴²

Mecanismos de corrosión

Para la elección del material a utilizar para la construcción del gasificador, se describe a continuación cuáles son los principales mecanismos de corrosión.

Partiendo de un material base, como lo es el acero al carbono, se analiza el efecto del sulfuro de hidrógeno (H₂S). Este compuesto ataca al acero formando sulfuro de hierro, como producto de corrosión. La corrosión por H₂S en acero al carbono es significativa a

⁴¹ Obtenido en "Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems"

⁴² Se le consultó acerca de los materiales y mecanismos de corrosión a Marcos Tissera, Ingeniero en Icorr Ingeniería S.A..

temperaturas mayores a 260°C del metal, siempre que esté presente, y puede empeorar a medida que aumenta.

Otro tipo de mecanismo de corrosión presente es la oxidación a alta temperatura. El oxígeno reacciona con el acero formando una capa Fe_3O_4 a temperaturas mayores a 500°C. Con el tiempo de operación, esta capa aumenta y podría ralentizar el deterioro, ya que el oxígeno debería difundir primero a través de esa capa para poder luego reaccionar con el acero. Pero también podría ocurrir que esa capa se caiga por la erosión de los sólidos. Por lo tanto, esta corrosión será también significativa.

La erosión causada por los sólidos contra el gasificador, a medida que bajan a través del mismo, se tendrá que considerar.

Elección del material

En base a los mecanismos de corrosión descritos, se decide realizar el gasificador de acero al carbono, con un revestimiento interno (*lining*) refractario las zonas del reactor que estén expuestas a temperaturas mayores a 500°C, ya que es la temperatura máxima que soporta el acero sin degradarse y son más significativos los efectos corrosivos. Este recubrimiento será también imprescindible para mantener las condiciones térmicas del reactor. La temperatura que alcanzaría el acero, con ese recubrimiento, es en el peor de los casos, alrededor de 500°C, en el peor de los casos. Con este diseño, se evitaría un gasto excesivo en construir tres gasificadores enteros en un material resistente a altas temperaturas y mecanismos corrosivos, como lo es el acero inoxidable.

El *lining* es un revestimiento interior que en este caso consiste en una malla de acero inoxidable, que contiene al cemento refractario (Figura 4.4). Es ampliamente utilizado en revestimientos interiores de hornos y reactores. En particular, es utilizado en unidades de craqueo catalítico (FCC) en refinerías, en donde las cadenas largas de carbono se descomponen en otras más cortas, dando lugar a distintos cortes de nafta. Se recubre internamente con este tipo de material para evitar la erosión, por la circulación del catalizador, y las altas temperaturas en la pared metálica del reactor.

Se utilizará una malla hexagonal, debido a su flexibilidad, necesaria para poder adaptarse a la forma del gasificador. Estas suelen venir de 1.2 a 2.5 cm de espesor (Granden Hex Steel Company), por lo que se implementarán 1.5cm.



Figura 4.4. Interior de un equipo recubierto por lining refractario⁴³

Con el objetivo de mantener las condiciones térmicas del gasificador, se cubrirá la estructura de acero al carbono con lana mineral. Este aislante es comúnmente utilizado en la industria del gas. Soporta hasta 800°C, y debido a su origen mineral, es incombustible y no inflamable, lo que lo hace ser un excelente retardador de fuego. Se comercializa en distintas formas, como rollos, paneles, granulado. Se utilizará en este caso, en rollo, por su flexibilidad, que facilita la instalación.⁴⁴

Por último, para darle soporte, el gasificador se cubre con una chapa de aluminio, con un espesor de 2mm.

Bajo este análisis, el gasificador propuesto queda representado de forma aproximada en la Figura 4.5.

⁴³ Obtenido de la página web de Granden Hex Steel Company

⁴⁴ Obtenido del catálogo de Aislan

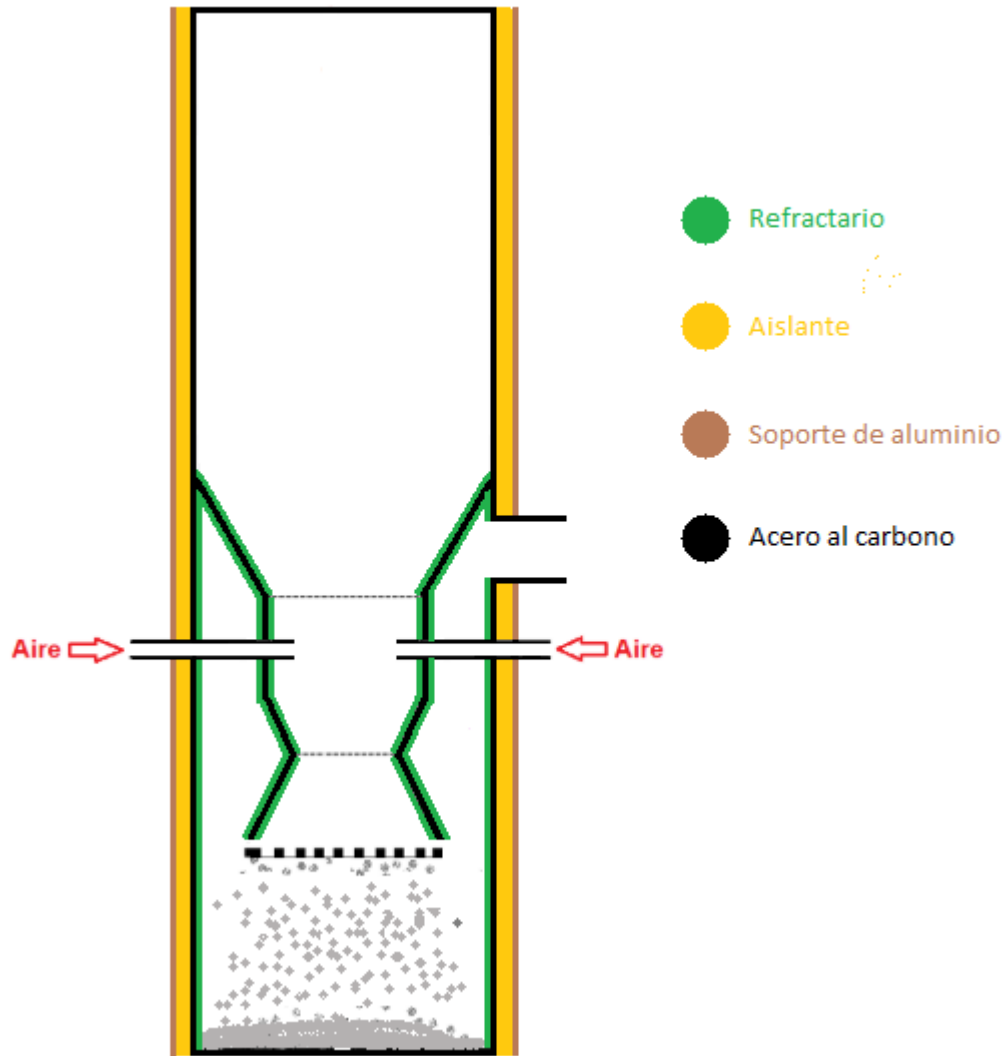


Figura 4.5. Esquema del gasificador

Espesor del acero

En el cálculo del espesor (t) para el gasificador se utiliza la ecuación suministrada por ASME⁴⁵ para recipientes cilíndricos a presión.

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

Donde:

P : Presión de diseño (psi)

$$P = P_t + P_h + 30$$

P_t : Presión de trabajo

P_h : Presión hidrostática

⁴⁵ ASME: American Society of Mechanical Engineers. UG-27 Thickness of shells under internal pressure. New York: The American Society of Mechanical Engineers, 1989

R: Radio interno del cilindro (in)

S: Esfuerzo último a tensión del material a la temperatura de operación (psi)

E: Eficiencia de las soldaduras

La densidad del agua es de 1000 kg/m^3 , la aceleración de gravedad es de 9.81 m/s^2 , la altura del gasificador es de 5.07 m , la presión de trabajo es de 14.7 psi , el esfuerzo último a tensión del acero al carbono (SA 516 Gr70⁴⁶) a una temperatura de 500°C es de 70300 psi ⁴⁷. Se utilizará el radio más grande del gasificador, que es 207.9 cm . La eficiencia de soldaduras se asume de 0.85 .

La presión de diseño resulta:

$$P = 14.7 + \frac{1000 \cdot 9.81 \cdot 4.9}{6894.75} + 30 = 51.6 \text{ psi}$$

El espesor mínimo del cuerpo del cilindro es de 0.09 mm . Por norma ASME, cuando resulta un valor de espesor mínimo menor a 2.54 mm , debe ir este último. Se le añade 1.6 mm de corrosión admisible, por lo tanto, el espesor requerido del equipo resulta de 4.14 mm . Se le aplica un factor de seguridad de 3 para soportar la estructura, entonces el espesor del gasificador resulta de 12.4 mm .

Validación del diseño

La simulación de la reacción química realizada en el Capítulo 2 es válida sólo si las pérdidas de calor son despreciables. Por lo tanto, se calcula el flujo de calor a través de la pared del gasificador, y se le va aumentando el espesor del aislante hasta que las pérdidas se consideran despreciables.

En la práctica industrial, lograr que el reactor sea absolutamente adiabático es imposible. Entonces, se considera, como criterio, que el espesor de aislante es adecuado cuando las pérdidas de calor resulten menores al 5% a las que se obtendrían en ausencia del mismo.

Por otra parte, se recomienda que la temperatura externa del equipo debe estar a menos de 40°C , para evitar quemaduras por contacto directo⁴⁸.

⁴⁶ Material usado generalmente en equipos de tratamiento de gas natural

⁴⁷ Obtenido de Metals Handbook

⁴⁸ Obtenido en "Quemaduras Clínica y tratamiento."

Se procede entonces al cálculo del flujo de calor aplicando un análisis de resistencias a la transferencia de energía. El calor total (Q) se calcula de la siguiente manera:

$$Q = \frac{T_1 - T_4}{R_{tot}}$$

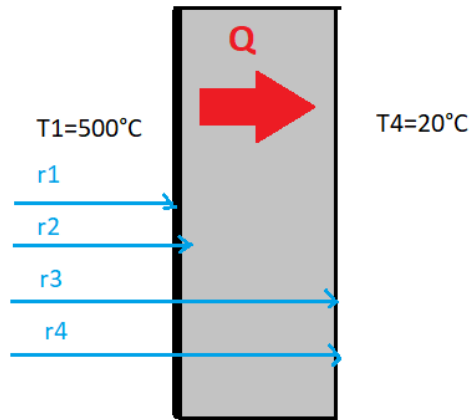


Figura 4.6. Espesores de la pared del gasificador

La temperatura T_1 se asume que llegará, en el peor de los casos, a 500°C , que es la máxima temperatura que podría llegar el acero con el refractario. La T_4 es la temperatura ambiente, que se asume de 20°C .

La resistencia total (R_{tot}) tiene en consideración las resistencias térmicas a la conducción generadas por la pared del gasificador, el aislante y la chapa de aluminio, y a la convección externa.

$$R_{tot} = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L k_{acero}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi L k_{aislante}} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi L k_{aluminio}} + \frac{1}{h_{ext} 2\pi r_4 L}$$

Donde L es el largo total del reactor (m) y k es la conductividad térmica del material ($\text{W/m}\cdot\text{K}$). La resistencia a la convección externa será por convección natural, y a partir de valores de bibliografía se estima que el coeficiente de convección h está comprendido entre 2 y $25 \text{ W/m}^2\text{K}$, por lo tanto, se tendrá en cuenta un valor intermedio.⁴⁹

Se asume como r_1 el mayor del gasificador, que resulta de 2.04 m.

Las conductividades se presentan en Tabla 4.3.

⁴⁹ Se toma un promedio del rango. Obtenido de Fundamentos de termodinámica técnica

Tabla 4.3. Conductividad térmica

Acero	52 W/m.K ⁵⁰
Lana mineral	0.038 W/m.K ⁵¹
Aluminio	237 W/m.K ⁵²

La temperatura externa del equipo se calcula de la siguiente manera:

$$\frac{T1-T4}{R_{tot}} = h_{ext} \cdot 2 \cdot \Pi \cdot r4 \cdot L \cdot (T_{metal} - T4)$$

El flujo de calor en ausencia de un aislante resulta de 216 kW. Se puede observar en la Figura 4.7 cómo disminuyen las pérdidas de calor a medida que se le agrega más espesor de aislante. A partir de los 5cm de espesor, el aislante empieza a ser efectivo.

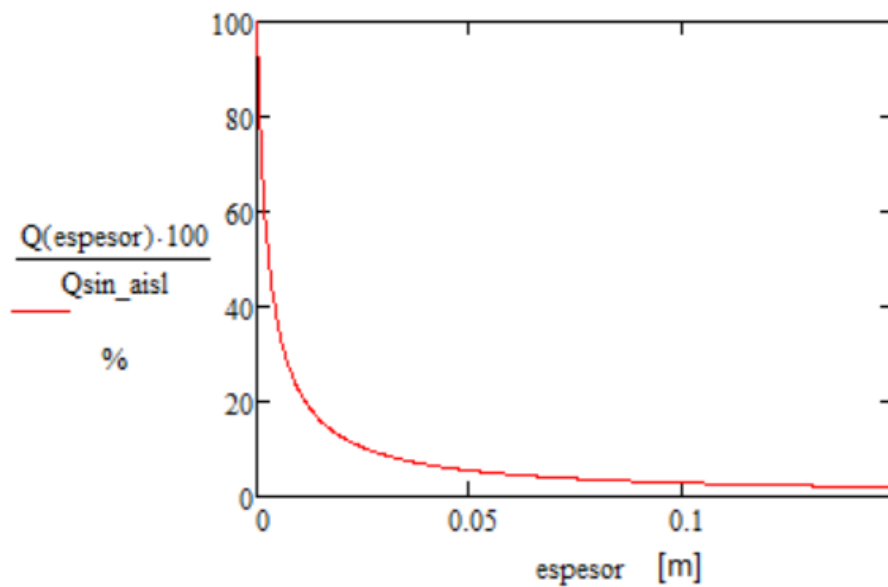


Figura 4.7. Pérdida de calor a través de la pared del gasificador en función del espesor del aislante

Se define utilizar un espesor de aislante de 10 cm dado que cumple con las condiciones impuestas anteriormente (Tabla 4.4).

⁵⁰ Obtenido de Metals Handbook

⁵¹ Obtenido de Aislan

⁵² Obtenido de elementos.org

Tabla 4.4. Pérdida de calor y temperatura de metal externa para distintos espesores de aislante.

Espesor (cm)	Pérdida de calor (%)	Temperatura metal externa (°C)
3	8.7	61
5	5.4	45
10	2.9	33

A partir de la Figura 4.6, se definen las dimensiones en Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Dimensiones de la pared del gasificador

r1	104 cm
r2	105.2 cm
r3	110.2 cm
r4	110.4 cm

Con este diseño, las pérdidas de calor se estiman de 6.23 kW. No será necesario considerar esta pérdida en la simulación del Capítulo 2 porque se asume que con tres capas de refractario, es poco probable que se llegue a ese valor.

Accesorios del gasificador

1. En el fondo, se utiliza una grada, o parrilla, para sostener el lecho y permitir que el particulado (char y cenizas) de menor tamaño caiga para luego ser retirado. Para evitar bloqueos, la parrilla posee agitación y rotación.
2. En el tope, se utiliza un sistema de doble compuerta para evitar ingreso indeseado de aire y evitar la formación de llama en caso de ignición del combustible. Entre las compuertas, se tiene materia prima lista para ingresar al reactor.
3. Válvulas antirretorno en la entrada del aire al gasificador
4. Se propone para la eliminación de los residuos carbonosos, terminar el gasificador con una sección cónica donde se acumulan los mismos. El sistema de remoción consiste en una válvula rotatoria y un tornillo sin fin horizontal.
5. Display electrónico

6. Orificio de encendido, en la garganta del gasificador.
7. Válvula de alivio

Sistemas de control

Una planta química es una disposición de unidades de procesamiento, integradas entre sí de manera sistemática y racional. El objetivo general de la planta es convertir ciertas materias primas en productos deseados utilizando las fuentes de energía disponibles, de la manera más económica.

Durante su operación, una planta química debe satisfacer varios requisitos impuestos por sus diseñadores y las condiciones generales técnicas, económicas y sociales en presencia de influencias externas siempre cambiantes.

Entre tales requerimientos se encuentran los siguientes:

- Seguridad: La operación segura de un proceso químico es un requisito primordial para el bienestar de las personas en la planta y para su contribución continua al desarrollo económico. Por lo tanto, las presiones de operación, las temperaturas, la concentración de productos químicos, etc., siempre deben estar dentro de los límites permitidos.
- Especificación de productos: Una planta debe producir la cantidad y la calidad deseada de los productos finales.
- Regulaciones ambientales: Varias leyes pueden especificar que las temperaturas, concentraciones de sustancias químicas y flujos de los efluentes de una planta estén dentro de ciertos límites.
- Restricciones de operaciones: Varios tipos de equipos usados en una planta química tienen restricciones inherentes a la operación. Tales restricciones deben ser satisfechas a lo largo de la operación de una planta.

Todos los requerimientos listados arriba dictan la necesidad de un monitoreo continuo de la operación de la planta química y de una intervención externa (control) para garantizar el cumplimiento de los objetivos de la operación. Esto se logra a través de una disposición racional del equipo y la intervención humana, que juntas constituyen el sistema de control.

Los objetivos de un sistema de control son:

- Eliminar el efecto de las perturbaciones.
- Mantener la estabilidad del sistema.

- Optimizar la performance del proceso químico.

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.

53

Temperatura

La temperatura en las distintas zonas del gasificador está directamente relacionada con la calidad del gas generado. En la zona de oxidación del gasificador alcanzan las mayores temperaturas del proceso. Se genera calor, tanto para la pirólisis, como para la reducción, y es fundamental para el craqueo de alquitranes.

Para tener un control del proceso de gasificación y obtener datos que permitan analizar el proceso se decide realizar las siguientes medidas de temperatura:

- Entrada de aire: tiene como objetivo controlar la temperatura a la cual ingresa el aire. La temperatura del mismo debe ser cercana a la temperatura en la cual se encuentra el gasificador.
- 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 oxidación, antes de la garganta: En esta zona es donde se alcanzan las mayores temperaturas del proceso, alcanzando temperaturas de aproximadamente 1000°C. El rango de operación de esta zona es de 800-1100°C. Una temperatura menor a la requerida puede deberse a dos

⁵³ Obtenido de “Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación eléctrica en aplicaciones de baja potencia”

factores. El primero es un ingreso insuficiente de aire lo que provoca que la combustión sea menor a la requerida, por lo que se debe aumentar el caudal de aire ingresado; y el segundo es la presencia de cenizas y carbón difícil de gasificar, por lo que se debe eliminar la acumulación de sólidos. Para determinar cuál de los dos casos ocurre es necesario observar la caída de presión dentro del gasificador. En el caso de que sea excesiva se debe al segundo caso, mientras que si la misma está en valores normales se trata de ausencia de aire suficiente. Una temperatura mayor a la requerida puede provocar daños en los materiales, si la temperatura supera los 1100°C salta una alarma y si la misma supera los 1200°C se apaga el proceso, cortando la alimentación de aire y biomasa y abriendo una válvula de escape de los gases dentro del equipo.

- Zona de oxidación-reducción, en la garganta: El rango de temperatura en esta zona es inferior a la zona donde solo ocurre la combustión debido a que las reacciones de reducción son endotérmicas. Este rango es de aproximadamente 600-900°C. Esta medición tiene como objetivo realizar un control del perfil de temperatura a lo largo del gasificador junto con los otros valores medidos.
- 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.
- Zona de cenizas: El rango de operación es de 300-500°C. Esta medición tiene como objetivo realizar un control del perfil de temperatura a lo largo del gasificador junto con los otros valores medidos.
- Salida del reactor: Se estima que la temperatura a la salida del gasificador sea menor que a la salida de la zona de reducción. Esta medición tiene como objetivo realizar un control del perfil de temperatura a lo largo del gasificador junto con los otros valores medidos.

Por los rangos 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 un voltaje, que es función de la diferencia de temperatura entre uno de los extremos denominado “punto caliente” o unión de medida y el otro denominado “punto frío” o unión de referencia. Los termocuplas tipo K están

disponibles a un bajo costo, tienen un rango de medida de -200°C a $+1372^{\circ}\text{C}$ y una sensibilidad $41 \mu\text{V}/^{\circ}\text{C}$ aproximadamente, además posee buena resistencia a la oxidación.

Presión:

Se decide medir la presión en el gasificador de la siguiente manera:

- Se utilizará un medidor diferencial de presión a la entrada del gasificador respecto a la presión atmosférica. El rango de presión diferencial es de -4^{54} a 0 mbar. El valor negativo se debe a que el reactor trabaja con una leve depresión ya que aguas abajo se utiliza un soplante que genera la depresión necesaria para que los gases circulen por el gasificador, ciclón e intercambiadores de calor. Este equipo a la vez impulsa los gases hacia el lavador venturi y los equipos posteriores. El objetivo es asegurar que exista depresión a la entrada del gasificador que permita la circulación de los gases.
- Se utilizará un presostato diferencial entre la entrada y la salida del gasificador. Este tiene por objetivo determinar la caída de presión en el lecho de biomasa formado, cuyo límite es de 4 mbar. El presostato diferencial debería informar de manera inmediata al controlador para aumentar la frecuencia de vibración de la parrilla. En caso de que la diferencia de presión aumente debido a que no se puede “romper” el lecho, el controlador debe detener tanto el ingreso de biomasa como de agente gasificante, y abrir la válvula de salida de los gases hacia la antorcha.

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 grada. Para ello se implementará un sistema de control de nivel dentro del gasificador. Este nivel se determina en la puesta en marcha, en base a las condiciones de operación deseadas. 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 grada.

Eliminación de residuos carbonosos:

⁵⁴ Este límite se determina debido a que la caída de presión estimada en la zona de reducción (50 cm) en el Capítulo 2 es de 3.1 mbar, y se asume que esa será la determinante porque los gases se están forzando por un área menor. Se le da una tolerancia del 30% más.

A medida que la biomasa se transforma en gas pobre, cenizas y char sin reaccionar caen, a través de la grada, al fondo del reactor. Para evitar bloqueos y arrastre por parte del gas, se implementará un sistema de remoción de residuos continuo. Este sistema consiste en una válvula rotatoria y un tornillo horizontal para el transporte de los sólidos provenientes del gasificador, ambos de funcionamiento continuo.

En el Capítulo 6, se detalla el diseño geométrico del sistema a implementar y los parámetros de operación correspondientes.

Teniendo en cuenta las variables anteriormente mencionadas, se proponen los siguientes de control:

Control por relación entre la entrada de biomasa al reactor y la entrada de aire: como bien dice el nombre de este tipo de control, se diseñaría un sistema tal que relación entre los caudales de alimentación de aire y biomasa se mantenga constante. Para controlar 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 (Figura 4.8).

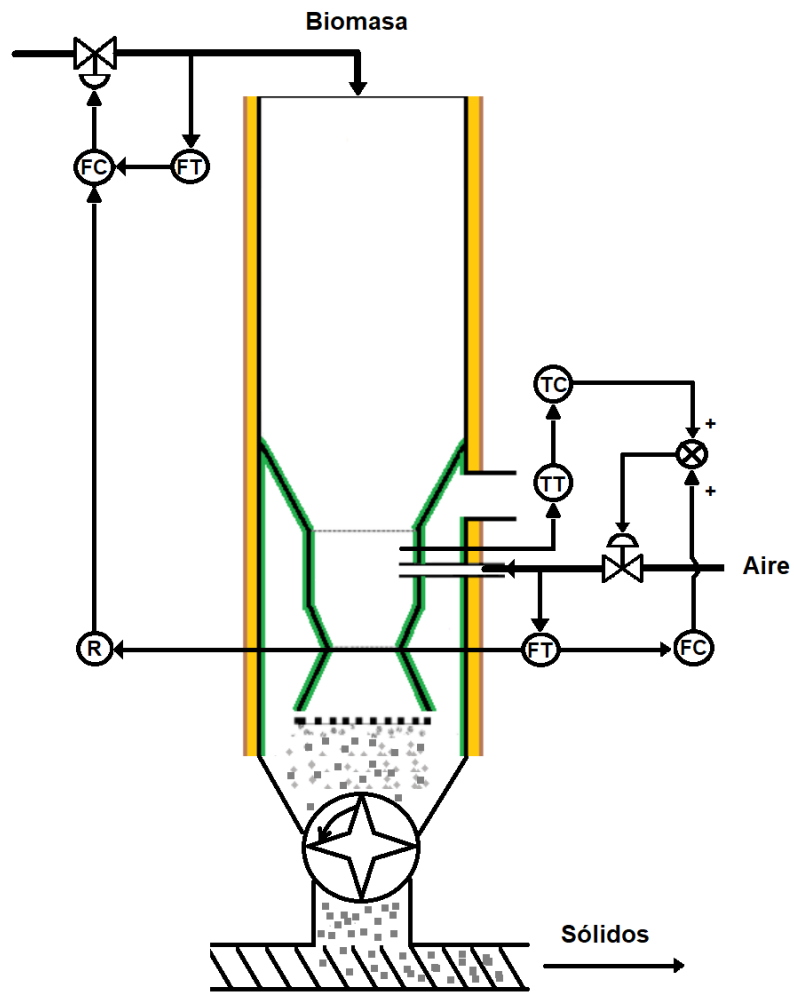


Figura 4.8. Esquema con sistemas de control propuestos y eliminación de sólidos con tornillo.

Bibliografía Capítulo 4

1. A. Sanjeevi Gandhi, T. Kannadasan and R. Suresh (October 24th 2012). Biomass Downdraft Gasifier Controller Using Intelligent Techniques, Gasification for Practical Applications, Yongseung Yun, IntechOpen, DOI: 10.5772/48564. Available from: <https://www.intechopen.com/books/gasification-for-practical-applications/biomass-downdraft-gasifier-controller-using-intelligent-techniques>
2. Bhavanam, A. and Sastry, R. (2011). Biomass Gasification Processes in Downdraft Fixed Bed Reactors: A Review. International Journal of Chemical Engineering and Applications, pp.425-433.
3. Castello Belmar, A. (2014). Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa.
4. Dahmen, N., Henrich E., Henrich T..(2017) Synthesis Gas Biorefinery
5. Estudio FAO Montes 72. El gas de madera como combustible para motores.
6. Hamad, M., Radwan, A. and Amin, A. (2019). Review of Biomass Thermal Gasification.
7. Reed, T. and Das, A. (1988). Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. Golden, Colo.: Solar Technical Information Program, Solar Energy Research Institute.
8. Stephanopoulos, G. (n.d.). Chemical process control.
9. Zainal, Z., Rifau, A., Quadir, G. and Seetharamu, K. (2002). Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier. Biomass and Bioenergy, 23(4), pp.283-289.
10. Vargas Salgado, C. Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación eléctrica en aplicaciones de baja potencia.
11. Granden Hex Steel Company. Disponible en: <https://www.refractorylining.net/refractory-lining/flex-metal-refractory-lining.html>
12. Aislan. Catálogo disponible en <https://cymstanpascual.cl/wp-content/uploads/2014/05/modificado-triaaptico-aislan-la-na-mineral.pdf>
13. Metals Handbook, Vol.1 - Properties and Selection: Irons, Steels, and High-Performance Alloys, ASM International 10th Ed. 1990.
14. Tissera, M (2019). Icorr Ingeniería S.A.

15. Quemaduras Clínica y tratamiento. Disponible en:
<https://www.elsevier.es/es-revista-farmacia-profesional-3-pdf-13068673>
16. Moran, M. Fundamentos de termodinámica técnica. Disponible en
https://books.google.com.ar/books?id=IJJcF1oqP5wC&pg=PA59&lpg=PA59&dq=conveccion+natural+gases+valores+tipicos&source=bl&ots=rbomSbQ33M&sig=ACfU3U0Hg7WMdva2lcW_n6Q3YW3kXuGHkg&hl=es&sa=X&ved=2ahUKEwjkg8GA9d_jAhWsKLkGHeJzDIMQ6AEwAXoECAkQAQ#v=onepage&q=conveccion%20natural%20gases%20valores%20tipicos&f=false
17. Propiedades aluminio: <https://elementos.org.es/aluminio>
18. ASME: American Society of Mechanical Engineers. UG-27 Thickness of shells under internal pressure. New York: The American Society of Mechanical Engineers, 1989

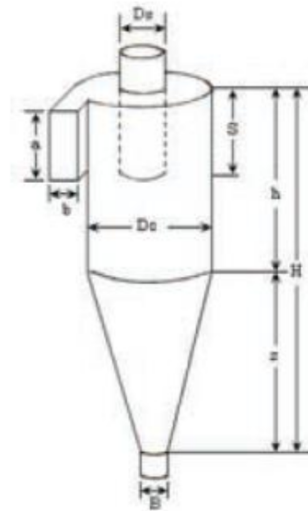
Capítulo 5: Sistema de purificación

En el presente trabajo, el gas generado será quemado en un motor de combustión interna. Para evitar daños en el mismo y la emisión de gases nocivos al medioambiente, se implementarán los siguientes sistemas de separación:

Ciclón

Se utilizará un ciclón a la salida de cada gasificador para remover las cenizas, con las siguientes dimensiones:

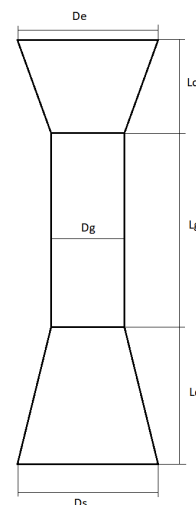
Configuración	Alta eficiencia Swift	Referencia en Figura 5.2
Eficiencia (%)	96.6%	
Diámetro de ciclón (m)	0.55	Dc
Altura de entrada (m)	0.24	a
Ancho de entrada (m)	0.12	b
Altura de salida (m)	0.28	S
Diámetro de salida (m)	0.22	Ds
Altura parte cilíndrica (m)	0.77	h
Altura parte cónica (m)	1.38	z
Altura total (m)	2.16	H
Diámetro salida partículas (m)	0.22	B
Ciclones en paralelo	3	



Venturi

Se implementa un scrubber venturi, con un caudal de agua de 7 m³/h, para remover partículas sólidas, alquitrán y amoníaco. Las dimensiones del lavador venturi diseñado son:

Referencia	Dimensiones	(m)
Lc	Longitud de zona convergente	0.32
Lg	Longitud de garganta	0.98
Ld	Longitud de zona divergente	1.15
Dg	Diámetro de la garganta	0.14
De	Diámetro de la entrada	0.28
Ds	Diámetro de la salida	0.28



Lecho fijo de esponja de hierro

Se emplea este equipo para terminar de eliminar el sulfuro de hidrógeno. Las dimensiones del lecho fijo son:

Dimensiones		
Diámetro	333.4	cm
Altura	3	m
Fe utilizado	15	lb/bushel
	193	kg/m ³
Cambiar/regenerar relleno cada	1104	días
Eficiencia	70	%

Las corrientes de gas, entrantes a cada equipo, resultan:

	Ciclón	Venturi	Absorbedor	Lecho fijo	Motor y horno
Temperatura (°C)	648	373	321.5	299.3	299.3
Presión (kPa)	100.96	95.3	90.1	89.8	88.7
Caudal másico (kg/h)	2081.64	2055.57	1819.97	1692.21	1692.15
CO	277.62	277.62	277.62	277.62	277.62
CO ₂	303.3	303.30	302.93	302.22	302.22
H ₂ O	393	393.00	167.11	41.41	41.41
CH ₄	31.8	31.80	31.80	31.80	31.80
N ₂	1022.39	1022.39	1022.39	1022.39	1022.39
H ₂	16.68	16.68	16.68	16.68	16.68
NH ₃	4.077	4.08	1.35	0.0001	0.0001
H ₂ S	0.10	0.10	0.0896	0.0888	0.02664
Alquitrán	5.70	5.70	0	0	0
Carbón	26.97	0.91	0	0	0

Introducción

Los sistemas de purificación son utilizados en muchas industrias de procesos. Estos sistemas tienen la finalidad de eliminar impurezas de las corrientes a tratar por diversos motivos. Entre ellos se puede mencionar la especificación de los productos finales, ya que se debe producir un producto con una calidad determinada; cumplimiento de regulaciones ambientales que especifican las temperaturas, concentraciones de sustancias químicas y flujos de los efluentes de una planta para que estén dentro de ciertos límites; cumplimiento de restricciones de operación, ya que ciertos equipos tienen restricciones inherentes a la operación a realizar.

En el presente trabajo, el gas generado será quemado en un motor de combustión interna. Para evitar daños en el mismo, y la emisión de gases nocivos al medioambiente, se deberán eliminar:

- partículas sólidas
- alquitranes
- H_2S
- NH_3

Por lo tanto, se implementarán los siguientes mecanismos para cumplir las especificaciones del motor.

Equipos de separación

Ciclón

Los ciclones constituyen uno de los medios menos costosos de recolección de polvo, tanto desde el punto de vista de operación como de la inversión. Estos son básicamente construcciones simples que no cuentan con partes móviles, lo cual facilita las operaciones de mantenimiento; pueden ser hechos de una amplia gama de materiales y pueden ser diseñados para altas temperaturas (que ascienden incluso a 1000 °C) y presiones de operación.

Se trata del equipo de recolección de polvo que se usa con mayor frecuencia. Los ciclones remueven el material particulado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de impactación inercial, generado por la fuerza centrífuga. Esencialmente, este equipo

consiste en una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye con la aceleración centrífuga.

La fuerza centrífuga generada por los giros del gas dentro del ciclón puede ser mucho mayor que la fuerza gravitacional, ya que la fuerza centrífuga varía en magnitud dependiendo de la velocidad de giro del gas y del radio de giro.

Teóricamente el aumento de la velocidad de entrada al ciclón implicaría un aumento de la fuerza centrífuga y, por lo tanto, un aumento de la eficiencia; sin embargo, velocidades de entrada muy altas generan la resuspensión de material particulado de las paredes internas del ciclón, lo cual disminuye la eficiencia del ciclón; adicionalmente, aumentar la velocidad de entrada implica mayor consumo de energía.

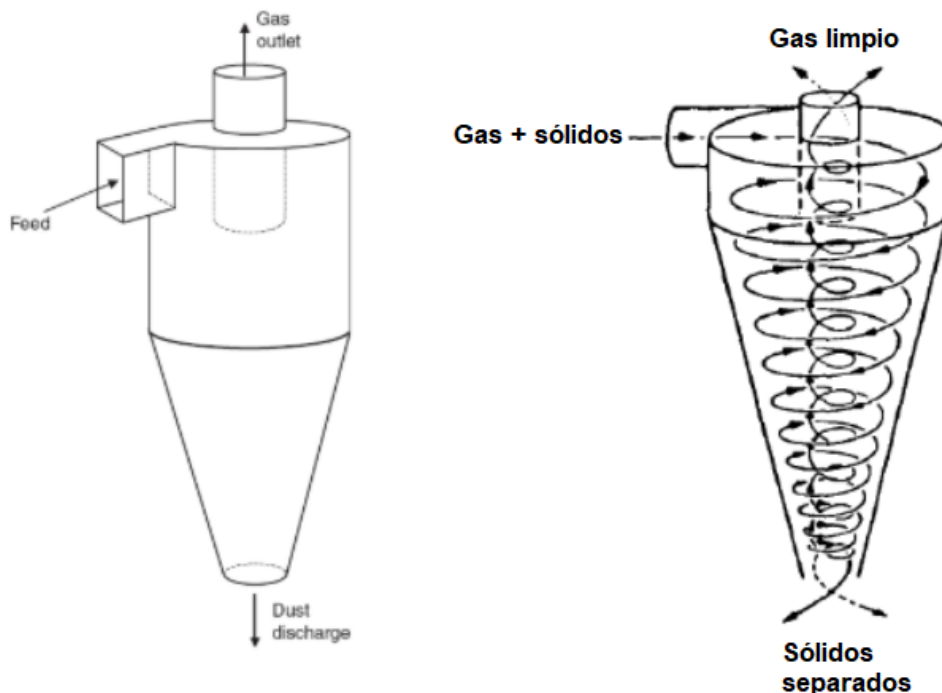


Figura 5.1. Funcionamiento del ciclón.

En un ciclón, el gas entra en la cámara superior tangencialmente y desciende en espirales hasta el ápice de la sección cónica; luego, asciende en una segunda espiral, con diámetro más pequeño, y sale por la parte superior a través de un ducto vertical centrado. Los sólidos se mueven radialmente hacia las paredes, se deslizan por las paredes, y son recogidos en la parte inferior. El diseño apropiado de la sección cónica del ciclón obliga al cambio de dirección del vórtice descendente; el vórtice ascendente tiene un radio menor, lo

que aumenta las velocidades tangenciales; en el cono se presenta la mayor colección de partículas, especialmente de las partículas pequeñas al reducirse el radio de giro.

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 5 μm con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes. Sin embargo, tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón.

Tabla 5.1. Características de ciclones de alta eficiencia.

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del ciclón	D_o/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	698.65	585.71
Número cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

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.⁵⁵

⁵⁵ Obtenido en: Diseño óptimo de ciclones

Tabla 5.2. Características de ciclones de alta capacidad.

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

Diseño

Cabe destacar que el ciclón se diseña para tratar la corriente de salida de uno de los gasificadores a utilizar. Luego, el análisis de los restantes ciclones resulta análogo debido a que teóricamente por todos ellos circula la misma corriente de proceso.

En el Capítulo 3, se define 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 8.99 kg/h entrante a los separadores ciclónicos.

Se obtiene de bibliografía una distribución de partículas sólidas a la salida del gasificador que corresponde a la de gasificación de madera, previamente presentada en el Capítulo 3. Entonces, se decide hacer uso de esta distribución ante la ausencia de datos sobre la biomasa escogida en el presente trabajo.

Tabla 5.3. Distribución de partículas sólidas en el gas de entrada al ciclón.

Distribución de partículas sólidas	Entrada
% en masa: 5 a 10 μm	15.52
% en masa: 10 a 30 μm	8.97
% en masa: 30 a 50 μm	5.87
% en masa: 50 a 60 μm	4.14
% en masa: 60 a 75 μm	8.30
% en masa: 75 a 102 μm	7.10
% en masa: 102 a 250 μm	23.70
% en masa: 250 a 1000 μm	24.70
% en masa: mayor a 1000 μm	1.70
Total de sólidos (kg/h)	8.99

Para el diseño del ciclón, se sigue el siguiente procedimiento:

- 1) Se calcula el diámetro del ciclón D_c para una velocidad de entrada de 21.3 m/s (promedio del rango recomendado, Tabla 5.4), y se determinan las otras dimensiones del ciclón con las relaciones establecidas para las familias de ciclones en base diámetro del equipo (Tabla 5.1).
- 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.

Los ciclones generalmente tienen como parámetros de diseño el diámetro del ciclón, la caída de presión y la velocidad de entrada y velocidad de saltación (Tabla 5.4).

Tabla 5.4. Parámetros de diseño para los ciclones de entrada tangencial.

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

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 particulado y el gas de arrastre, y en las relaciones entre proporciones del ciclón.

La eficiencia fraccional por tamaño de partículas se calcula con la siguiente ecuación:

$$\eta_i = 1 - \exp\left[-2 \cdot \left(\frac{G \cdot T_i \cdot Q \cdot (n+1)}{Dc^3}\right)^{\frac{0.5}{(n+1)}}\right]$$

En donde:

η_i = eficiencia fraccional por intervalos de tamaño.

G = factor de configuración del ciclón, relacionado con las proporciones del ciclón.

T_i = tiempo de relajación para cada partícula, agrupa características del material particulado y del gas de arrastre.

Q = caudal de gas (m³/s).

n = exponente del vórtice del ciclón.

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

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

En donde:

η_i = eficiencia fraccional.

η_T = eficiencia total.

m_i = porcentaje en masa.

De este modo, se diseñan dos ciclones de alta capacidad (Stairmand y Swift) y dos de alta eficiencia (Stairmand y Swift) para elegir el equipo con mejor rendimiento. El procedimiento y el cálculo detallado de los parámetros calculados y utilizados para el diseño de los ciclones a evaluar se encuentra en el Apéndice 5-A.

Las dimensiones de los ciclones obtenidos y los caudales de sólidos retenidos se encuentran en las siguientes tablas.

Tabla 5.5. Dimensiones de los ciclones diseñados.

Configuración	Alta capacidad Stairmand	Alta capacidad Swift	Alta eficiencia Stairmand	Alta eficiencia Swift	Referencia en Figura 2
Diámetro de ciclón (m)	0.32	0.32	0.53	0.55	Dc
Altura de entrada (m)	0.24	0.25	0.27	0.24	a
Ancho de entrada (m)	0.12	0.11	0.11	0.12	b
Altura de salida (m)	0.28	0.27	0.27	0.28	S
Diámetro de salida (m)	0.24	0.24	0.27	0.22	Ds
Altura parte cilíndrica (m)	0.48	0.54	0.80	0.77	h
Altura parte cónica (m)	0.79	1.33	1.38	z	
Altura total (m)	1.27	1.18	2.13	2.16	H
Diámetro salida partículas (m)	0.12	0.13	0.20	0.22	B

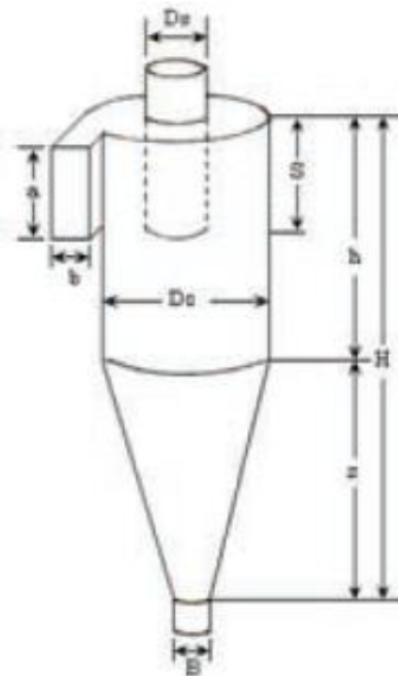


Figura 5.2. Dimensiones del ciclón.

Tabla 5.6. Distribución de partículas sólidas en el gas de entrada y salida del ciclón.

Distribución de partículas sólidas	Entrada	Salida Gas			
		Alta capacidad Stairmand	Alta capacidad Swift	Alta eficiencia Stairmand	Alta eficiencia Swift
% en masa: 5 a 10 μm	15.52	76.74	75.21	87.12	86.58
% en masa: 10 a 30 μm	8.97	17.23	17.38	11.27	11.51
% en masa: 30 a 50 μm	5.87	3.37	3.79	1.14	1.29
% en masa: 50 a 60 μm	4.14	1.08	1.33	0.24	0.30
% en masa: 60 a 75 μm	8.30	1.17	1.58	0.19	0.26
% en masa: 75 a 102 μm	7.10	0.38	0.60	0.04	0.06
% en masa: 102 a 250 μm	23.70	0.00	0.12	0.00	0.00
% en masa: 250 a 1000 μm	24.70	0.00	0.00	0.00	0.00
% en masa: mayor a 1000 μm	1.70	0.00	0.00	0.00	0.00
Total de sólidos (kg/h)	8.99	0.72	0.65	0.34	0.30

Tabla 5.7. Caudal de sólidos retenidos y caída de presión en los ciclones diseñados.

	Alta capacidad Stairmand	Alta capacidad Swift	Alta eficiencia Stairmand	Alta eficiencia Swift
Cantidad de sólidos retenidos (kg/h)	8.27	8.34	8.65	8.69
Caída de presión (kPa)	0.57	0.56	0.45	0.65

Se analizaron las dimensiones, la eficiencia de remoción, la caída de presión y la distribución de partículas sólidas por tamaño a la salida los ciclones obtenidos (Tabla 5.5, 5.6 y 5.7). A partir de esta información y consultando los requisitos de motor en bibliografía, se escoge trabajar con el equipo diseñado de **alta eficiencia Swift**, cuya eficiencia global es de 0.966 total.

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 . 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 .⁵⁶ Luego, al utilizar el ciclón escogido la corriente a purificar se encuentra más cerca de cumplir con los requerimientos del motor que con la opción restante.

Lavador Venturi

El mecanismo de lavado (scrubbing), consiste en hacer pasar el gas cargado con partículas por una cámara en la cual es puesto en contacto directo con un líquido, que generalmente es agua, de tal forma que las partículas a removerse son colectadas en las gotas del líquido.

El mecanismo de lavado para remover partículas presenta un buen número de ventajas, tales como:

- Eficiencia de colección relativamente alta.
- Permite manejar gases inflamables con poco riesgo.
- Reducción en la temperatura de gases calientes.
- Pueden utilizarse para remover al mismo tiempo gases y partículas.
- Permiten variar su eficiencia de colección con facilidad.
- Control de partículas sólidas o líquidas.

Desafortunadamente, el número de desventajas que presenta el mecanismo de lavado también es importante; estas son:

- Pueden presentarse problemas de corrosión.
- Tanto el líquido de lavado como los sedimentos producidos pueden generar contaminación al ser desechados.
- El alto incremento en la humedad del gas hace visible la descarga en la chimenea a menos que se recaliente el gas.
- No se puede recuperar las partículas tal como son generadas en la fuente.

Aunque obviamente la humedad no constituye un problema para el aparato, ésta sí podría afectar a equipos colocados aguas abajo del lavador, por lo cual debe considerarse tal aspecto.

En un lavador Venturi se identifican tres zonas, que son: zona convergente, garganta y zona divergente. El gas cargado con partículas ingresa a la zona convergente, donde debido al cambio gradual en la sección transversal por donde fluye, se producirá un

⁵⁶ Obtenido en: Syngas Treatment Unit for Small Scale Gasification - Application to IC Engine Gas Quality Requirement

incremento en la velocidad del gas hasta alcanzar un valor máximo en la zona que se conoce como garganta.

Para llevar a cabo la captación de partículas, se inyecta agua en la zona donde el gas, y por lo tanto las partículas alcanzan su mayor velocidad, produciéndose así el rompimiento de la tensión superficial del agua y dando lugar a la formación de pequeñas gotas del líquido.

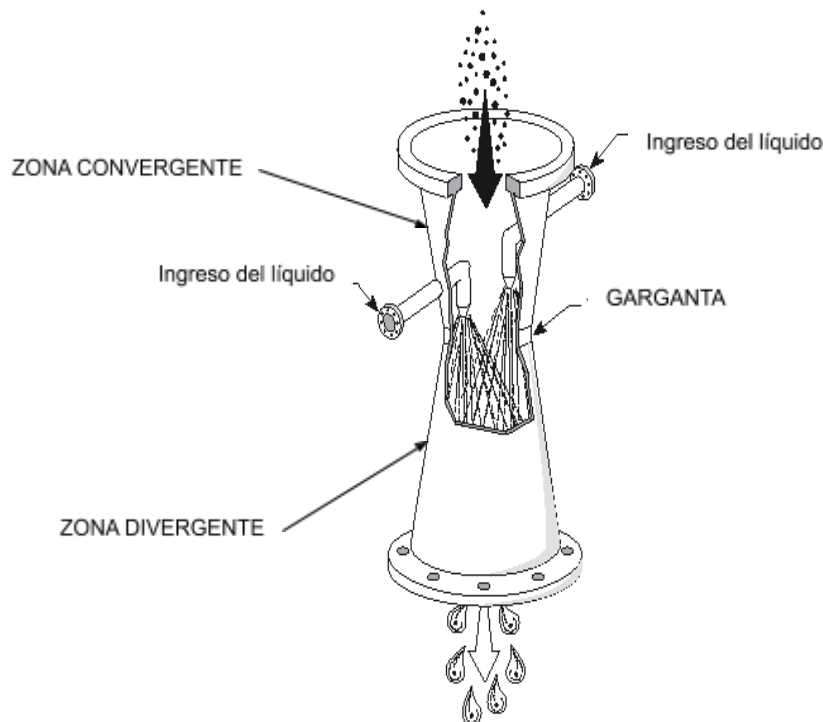


Figura 5.3. Identificación de zonas y principio de operación de un lavador Venturi

Esto resultará en el contacto físico entre las gotas del líquido de lavado y las partículas, de manera que éstas últimas serán removidas de la descarga gaseosa.

La velocidad relativa entre las gotas del líquido de lavado y las partículas a removerse, es el parámetro más importante en todo lavador de gases destinado a la remoción de partículas. Esto se debe a que los mecanismos físicos por los cuales las partículas son capturadas en las gotas del líquido, dependen directamente de dicha velocidad.

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

- Distribución de tamaño de partícula y cantidad de material particulado.

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

57

Diseño

Distribución de tamaño de partícula y eficiencia de colección

Diámetro aerodinámico: es el diámetro que tendría una partícula esférica de densidad igual al agua (1000 kg/m^3), para sedimentarse en aire tranquilo a la misma velocidad que la partícula verdadera. Las partículas que se emiten en una descarga gaseosa contaminada, por lo general presentarán diversos diámetros aerodinámicos, de manera que al distribuirlos 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.

Debido a que la eficiencia de remoción de un determinado equipo de control varía de un rango a otro, es necesario expresar tal eficiencia para cada uno de los rangos.

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

$$P_t = 1 - \eta$$

Parámetro de impacto

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

El número de impacto se define:

⁵⁷ Obtenido en: Sistema de remoción de material particulado.

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

donde

K_c = factor de corrección de Cunningham.

ρ_p = densidad de partícula, g/cm³.

d_p = diámetro físico de partícula, cm.

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

d_d = diámetro de las gotas, cm.

μ_g = viscosidad del gas, Poise.

d_a = diámetro aerodinámico de partícula, cm.

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

Formación de las gotas en un lavador Venturi

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

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

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

En donde

d_d = diámetro medio de Sauter para las gotas, μm .

V_G = velocidad del gas, cm/s.

σ = tensión superficial del líquido, dinas/cm.

ρ_L = densidad del líquido, g/cm³.

μ_L = viscosidad del líquido, poise.

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m³/s.

Q_G = flujo volumétrico del gas, m³/s.

Penetración

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

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

$$P_t = EXP \left\{ \frac{Q_L \cdot V_G \cdot \rho_L \cdot d_d}{55 \cdot Q_G \cdot \mu_G} \cdot \left[-0.7 - K_p \cdot f + 1.4 \cdot LN \left(\frac{K_p \cdot f + 0.7}{0.7} \right) + \frac{0.49}{0.7 + K_p \cdot f} \right] \frac{1}{K_p} \right\}$$

En donde

K_p = parámetro de impacto calculado con la ecuación 4.5 para la velocidad del gas a la entrada de la garganta.

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. En este caso, se considera que las partículas son hidrofóbicas ya que son partículas carbonosas.

Caída de presión en un lavador Venturi

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

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

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

$$X = \frac{3 \cdot I_t \cdot C_D \cdot \rho_G}{16 \cdot d_d \cdot \rho_L} + 1$$

En donde

X = longitud adimensional de la garganta.

l_t = longitud de la garganta, cm.

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

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

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

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

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

en donde todos los factores y sus unidades ya han sido presentados.

Aspectos generales del diseño de un lavador Venturi

Básicamente un lavador Venturi puede ser diseñado según las mismas características de un Venturi utilizado para la medición de flujo, aunque para disminuir su longitud total, los ángulos de convergencia y divergencia pueden ser mayores. 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 diseño.

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

Tabla 5.8. 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 de gases y remoción de PM
Caída de presión	
$10 < \Delta P < 150$ in H ₂ O	Inferior en aplicaciones de absorción
Dimensiones típicas	
Área de entrada / Área de la garganta = 4:1	
Ángulo de convergencia = 12.5°	
Ángulo de divergencia = 3.5°	

A continuación, se muestran los resultados del diseño del venturi. El cálculo de las dimensiones y características del mismo, las corrientes de entrada y salida del lavador y su composición se presentan en el Apéndice 5-B.

Para la remoción de partículas sólidas se utiliza el modelo descrito anteriormente, mientras que para la remoción de amoníaco se considera al lavador venturi como un absorbedor de una única etapa ideal, para lo cual se hace uso del software de simulación UNISIM DESIGN 390.1. Se decide el caudal de agua a utilizar con el objetivo de tener alta eficiencia en la remoción de partículas sólidas. Se considera que la totalidad de los alquitranes condensan y se descartan junto con el agua de lavado.

Las dimensiones del lavador venturi se observan en la Figura 5.4.

Tabla 5.9. Dimensiones del lavador Venturi.

Referencia	Dimensiones	(m)
Lc	Longitud de zona convergente	0.32
Lg	Longitud de garganta	0.98
Ld	Longitud de zona divergente	1.15
Dg	Diámetro de la garganta	0.14
De	Diámetro de la entrada	0.28
Ds	Diámetro de la salida	0.28

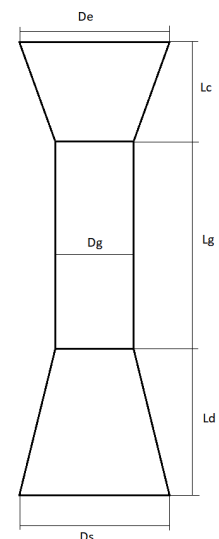


Figura 5.4. Dimensiones del lavador Venturi.

El caudal a utilizar se determina en función de los valores recomendados en la Tabla 5.8. Al realizar los cálculos se obtiene que a menor caudal de agua utilizada, mayor debe ser la velocidad del gas en la garganta del equipo. 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 50 m/s, un caudal de agua de 7 m³, y una temperatura de entrada del gas de 100°C.

Bajo estas condiciones, se elimina la totalidad de los sólidos y tar, y se obtiene un caudal de 1.35 kg/h de amoníaco a la salida del lavador.

A la salida del venturi, el gas se dirige a la torre de absorción para eliminar el amoníaco.

Absorbedor de 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 utiliza una torre de absorción Agua-Gas de síntesis, debido a la elevada solubilidad en agua que contiene el compuesto a eliminar.

Para gases muy solubles como el amoníaco, la resistencia controlante a la transferencia de masa se encuentra en la película líquida, por lo que se evitan los equipos de borboteo. Entonces, se escoge trabajar con una torre de lecho empacado (Figura 5.5).

Las principales características de este equipo son:

- Elevada área de contacto entre las fases gas y líquida,
- Bajo costo constructivo
- Alta capacidad
- Versatilidad para la operación
- Baja fracción volumétrica de líquido en el reactor⁵⁸

⁵⁸ 'Ingeniería de las Reacciones Químicas' Levenspiel. 3ª Edición

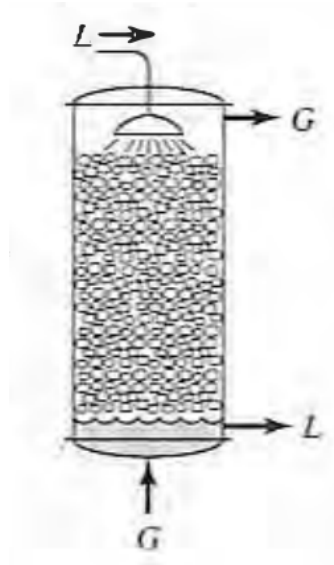


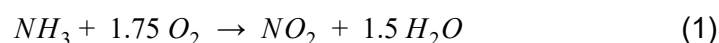
Figura 5.5. Equipo de lecho empacado de contacto gas-líquido.

Para diseñar la torre de absorción se utiliza el simulador UNISIM 390.1. En busca de elegir los parámetros de operación del absorbedor, es necesario estimar la cantidad de amoníaco que debe tener el gas a la salida del equipo para cumplir con las leyes de emisión de NO_x .

Los valores límite para gases y vapores se dan generalmente en partes por millón de sustancia por volumen de aire (ppm). En la Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo, se estipula que la concentración máxima permisible de concentración NO_2 en aire es de 3 ppm.

Para hacer una primera estimación de la concentración de NO_2 que se obtendría a la salida del motor, se calcula la concentración del contaminante en el caudal volumétrico de gas entrante al motor. Si bien el NO_2 se forma por la combustión del amoníaco dentro del motor, si la concentración obtenida con el caudal de gas previo a la combustión es menor a 3 ppm (máximo permitido según Ley 19587⁵⁹), ya se puede afirmar que los gases de combustión cumplirán con el límite legislado.

Entonces, se hace una estimación de la concentración de NO_2 que se tendría a la entrada del motor. La corriente proveniente del lavador Venturi posee un caudal másico de amoníaco de 1.35 kg/h, es decir un caudal molar de 79.4 mol/h. Se supone que la totalidad de amoníaco entrante al motor forma NO_2 , gas más común de los NO_x ⁶⁰:



⁵⁹ Ley 19587: Ley de Higiene y Seguridad en el Trabajo.

⁶⁰ Dato obtenido de <https://www.aeroqual.com/meet-the-nitrogen-oxide-family>.

De este modo, si el gas saliente del venturi no se trata, se obtiene una cantidad de 79.4 mol/h de NO₂ a la salida del motor. Se estima que el caudal volumétrico de gas en condiciones normales antes de entrar al motor es de aproximadamente 1550 Nm³/h. El cálculo de la concentración de NO₂ resulta:

$$\text{Concentración}_{\text{NO}_2} = \frac{79400 \frac{\text{mmol}}{\text{h}}}{1550 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}} = 51.2 \frac{\text{mmol}_{\text{NO}_2}}{\text{Nm}^3} = 51.2 \text{ ppm}$$

Diseño

Se diseña una torre de absorción en contracorriente con el simulador UNISIM 390.1 en busca de disminuir la concentración de NO₂ se añade un absorbedor a la salida del lavador Venturi. Se decide utilizar una torre rellena con flujo contracorriente del gas y el líquido a través del empaque. El relleno elegido es anillos Pall de polipropileno de 1.5 pulgadas⁶¹.

Para la elección del caudal de agua a utilizar, se tiene en cuenta que este tipo de equipos deben tener una relación de caudal molar Líquido/caudal molar de Gas cercana a 10.⁶²

A continuación se informa las condiciones de entrada y salida del absorbedor, sus dimensiones y los principales parámetros de operación (Tablas 5.10 y 5.11).

Tabla 5.10. Características de la torre de absorción diseñada.

Torre de absorción empacada	
Relleno	Anillos Pall 1.5 " Polipropileno
Diámetro torre (m)	0.76
% Max inundación	44.60
Área transversal (m ²)	0.46
Altura torre (m)	2.30
Caída de Presión Gas (kPa)	0.33

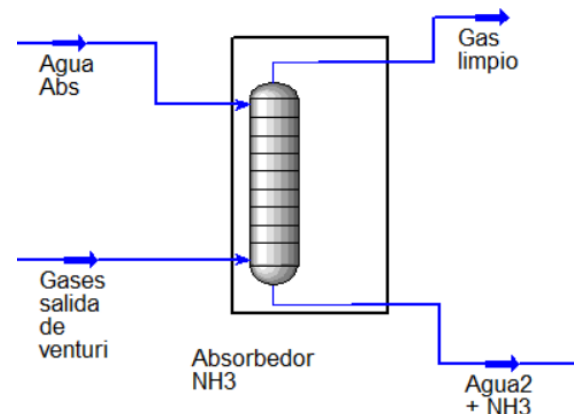


Figura 5.6. Absorbedor en UNISIM 390.1.

⁶¹ 'Operaciones de Transferencia de Masa' Robert E. Treybal. 2ª Edición.

⁶² 'Ingeniería de las Reacciones Químicas' Levenspiel. 3ª Edición.

Tabla 5.11. Condiciones de entrada y salida del absorbedor.

Corriente	Entrada		Salida	
	Agua Abs	Gases salida de venturi	Agua2 + NH3	Gas limpio
Temperatura (°C)	26.3	48.5	34.2	26.3
Presión (kPa)	100.0	90.1	89.8	89.8
Caudal másico total (kg/h)	10000.0	1820.0	10127.8	1692.2
Caudal másico NH ₃ (kg/h)	0.0000	1.3483	1.3482	0.0001

Con la implementación de esta torre de absorción, se obtiene un caudal másico de amoníaco de 0.0001 kg/h, es decir de 0.0059 mol/h en el gas. Por estequiometría en la reacción (1), se deduce que el caudal molar de NO₂ que se forma de la combustión del amoníaco es 0.0059 mol/h. A partir de este valor, se vuelve a hacer una nueva estimación de la concentración de NO₂:

$$Concentración_{NO_2} = \frac{5.9 \frac{mmol}{h}}{1550 \frac{Nm^3}{h}} = 0.0038 \frac{mmol_{NO_2}}{Nm^3} = 0.0038 ppm$$

De este modo, se obtiene una concentración de NO₂ mucho menor a 3 ppm a la entrada del motor, lo que garantiza una menor concentración en los gases de combustión. En el Capítulo 6, se determinará el caudal volumétrico de gases de combustión a la salida del motor y se evaluará si efectivamente la concentración de NO₂ resulta menor al máximo permitido.

Lecho fijo de esponja de hierro

El proceso de lecho fijo de esponja de hierro utiliza la reacción química del óxido férrico con H₂S para endulzar la corriente de gas. Este proceso se usa en todo el mundo para tratar gas natural, metano fabricado a partir de digestores de biogás y una variedad de otros tipos de aire y fuentes de gas. El lecho fijo posee óxido de hierro hidratado en un portador de virutas y virutas de madera.

El proceso de purificación consiste en el flujo descendente de gas a través de un lecho lleno de esponja de hierro, con el óxido de hierro reaccionando con H₂S para producir sulfuro de hierro y agua. El agua se mueve hacia abajo a través de la cama con el gas y debe drenarse para evitar la acumulación.

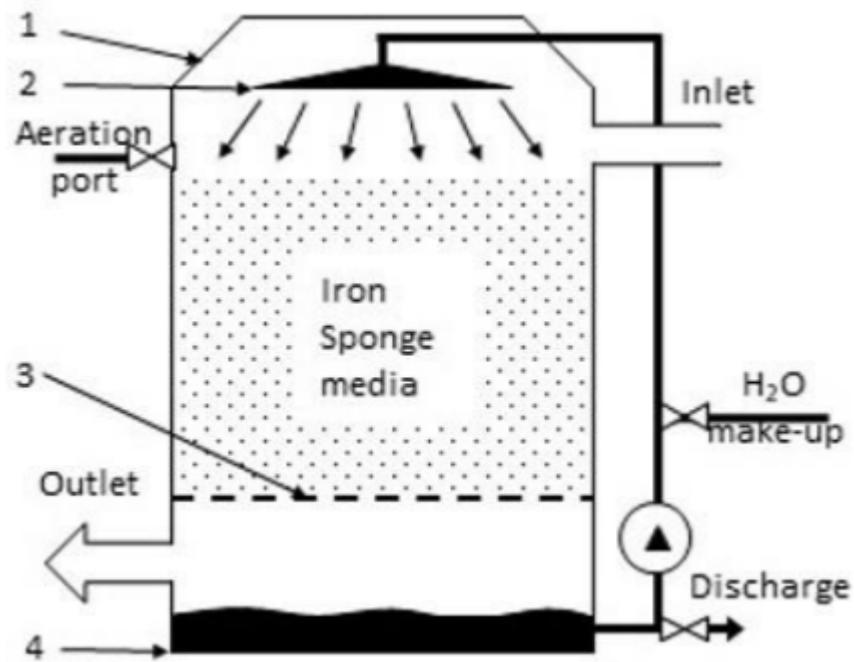
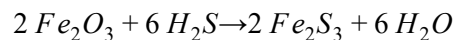


Figura 5.7. Representación del proceso⁶³

La reacción entre H_2S y óxido férrico produce agua y sulfuro férrico según la siguiente reacción:



La reacción requiere la presencia de agua ligeramente alcalina y una temperatura menor a $110^\circ F$. Si el gas no contiene suficiente vapor de agua, es necesario inyectar agua en la corriente de entrada de gas. Adicionalmente, la alcalinidad del lecho debe comprobarse diariamente. Un nivel de pH de 8-10 debe mantenerse a través de la inyección de soda cáustica con el agua.

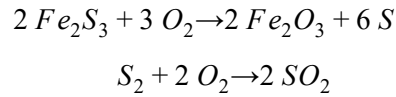
La reacción no es sensible a la presión y no se ve afectada por otros componentes gaseosos. Sin embargo, los hidrocarburos líquidos, o alquitranes, deben separarse y eliminarse efectivamente antes del tratamiento con lecho de esponja de hierro.⁶⁴

El óxido férrico está impregnado en las astillas de madera, lo que produce un lecho sólido con una gran área superficial de óxido férrico. Varios grados de astillas de madera se encuentran disponible según el contenido de óxido de hierro. Los grados más comunes son 6.5-, 9.0-, 15.0- y 20 lb de óxido de hierro/bushel. Las astillas están contenidas en un recipiente, y el gas ácido fluye a través del lecho y reacciona con el óxido férrico.

⁶³ Obtenido de Hydrogen Sulfide Removal from Biogas

⁶⁴ Obtenido del proveedor de lechos de esponja de hierro Connelly-GPM.
(<https://www.connellygpm.com/iron-sponge>)

El sulfuro férrico se puede oxidar con aire para producir azufre y regenerar el óxido férrico. La reacción para la regeneración de óxido férrico es la siguiente:



El paso de regeneración debe realizarse con mucho cuidado ya que la reacción con el oxígeno es exotérmica. El aire debe introducirse lentamente para que el calor de reacción pueda disiparse. Si se introduce aire rápidamente, el calor de reacción puede encender el lecho.

Parte del azufre elemental producido en la etapa de regeneración permanece en el lecho. Después de varios ciclos, el azufre se aglomera sobre el óxido férrico, disminuyendo la reactividad del lecho. Típicamente, después de 10 ciclos el lecho debe ser removido del recipiente y reemplazarse por un lecho nuevo.

En algunos diseños, la esponja de hierro puede funcionar con regeneración continua inyectando una pequeña cantidad de aire en la alimentación de gas ácido. El aire regenera el sulfuro férrico mientras que el H_2S es removido por el óxido férrico. Este proceso no es tan efectivo en la regeneración del lecho como el proceso por lotes. Requiere una corriente de aire de mayor presión y, si no se controla adecuadamente, puede crear una mezcla explosiva de aire y gas.

Los líquidos de hidrocarburos en el gas tienden a recubrir la esponja de hierro, inhibiendo las reacciones. El uso de un depurador de gases (gas scrubber) o un separador de filtro adecuadamente diseñados aguas arriba de la unidad de esponja de hierro minimiza la cantidad de líquidos que se condensan en el lecho. A veces, el proceso puede organizarse de modo que el scrubber funcione a una temperatura más baja o a una presión más alta que la unidad de esponja de hierro, de modo que no haya posibilidad de que se condensen líquidos de hidrocarburos en la unidad de esponja de hierro.

Debido a la dificultad de controlar el paso de regeneración, el eventual recubrimiento del lecho con azufre elemental, el bajo costo del material de esponja de hierro y la posibilidad de que los líquidos de hidrocarburos cubran el lecho, las unidades de esponja de hierro normalmente funcionan en modo discontinuo. El lecho gastado se retira de la unidad y se transporta en camión a un sitio de eliminación. Se reemplaza con un lecho nuevo y la unidad se vuelve a poner en servicio. (El lecho gastado reaccionará con el oxígeno en el aire, a menos que se mantenga húmedo). En las áreas donde se instalan unidades de

esponja de hierro, existen compañías de servicio que pueden reemplazar los lechos de esponja de hierro y eliminar adecuadamente el material de desecho.⁶⁵

Diseño

En base a las velocidades de gas recomendadas para el óptimo funcionamiento, y las condiciones de entrada del gas, se diseña el lecho fijo de esponja de hierro. En el Apéndice 5-C se describe el cálculo realizado para dimensionar el lecho fijo⁶⁶. Se utilizan dos con 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. Lecho fijo de esponja de hierro

Dimensiones		
Diámetro	333.8	cm
Altura	3	m
Fe utilizado	15	lb/bushel
	193	kg/m ³
Cambiar/regenerar relleno cada	1104	días
Eficiencia	70	%

Siempre y cuando sea regenerado y/o cambiado cada 1229 días, la cantidad de H₂S se reducirá en un 70% como mínimo, resultando un caudal de salida de H₂S de 0.02688 kg/h. En el capítulo 6 se analizará si la cantidad removida es suficiente para que el gas cumpla con la Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo, cuya concentración límite de SO₂ es de 2 ppm.

⁶⁵ Información acerca de la esponja de hierro obtenida en Oil and Gas Separators

⁶⁶ Obtenido en Gas Sweetening

Bibliografía Capítulo 5

- Echeverri Londoño, Carlos Alberto. (2006). Diseño óptimo de ciclones. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, 5(9), 123-139. Retrieved July 08, 2019, from http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-33242006000200011&lng=en&tlng=es.
- Rueda Lillo, Francisco Javier. Absorción de contaminantes inorgánicos de un gas de gasificación de rdf mediante soda cáustica. Universidad de Sevilla. Disponible en : <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/70752/fichero/2-+La+Absorci%C3%B3n+qu%C3%ADmica+como+sistema+de+abatimiento.pdf>
- Laurence, L.C. ; Ashenafi, D. (2011). Syngas Treatment Unit for Small Scale Gasification - Application to IC Engine Gas Quality Requirement. Disponible en: https://www.researchgate.net/publication/228438547_Syngas_Treatment_Unit_for_Small_Scale_Gasification-Application_to_IC_Engine_Gas_Quality_Requirement
- Morandi, Paula. Sistema de remoción de materia particulado. Disponible en: https://www.academia.edu/22365156/CAP%C3%8DTULO_4_4_SISTEMA_DE_REMOCION_DE_MATERIAL_PARTICULADO
- Relleno para torres. Besora Hnos. S.R.L. Catálogo disponible en: <http://www.besora.com.ar/anillos-pall.html>
- Proceso de esponja de hierro: <http://www.oilngasseparator.info/gas-processing/iron-sponge-process.html>
- Stewart, M. and Arnold, K. (2011). Gas Sweetening,. *Gas Sweetening and Processing Field Manual*, pp.1-140.
- Hydrogen Sulfide Removal from Biogas. Cornell CALS. 2017. Disponible en: <https://cdn.sare.org/wp-content/uploads/20190111091129/3a.-3a-Iron-Sponge-basics.pdf>
- Ley 19587: Higiene y Seguridad en el Trabajo. Argentina
- Gamero Díaz, María Valentina. Estudio de optimización de planta de amina existente usando un software de simulación. Universidad Nacional de Ingeniería. Lima, Perú (2012).
- 'Surface Production Operations (Third Edition), Volume 2, 2014' Maurice I. Stewart Jr.
- 'Ingeniería de las Reacciones Químicas' Levenspiel. 3ª Edición.

Capítulo 6: Equipos auxiliares e integración energética

En el presente capítulo, se define:

- Almacenamiento y alimentación de materia prima.
 - Silos de 327m^3 : se implementarán tres, que equivalen a tres días de producción. Uno estará conectado a la cinta transportadora
 - Cinta transportadora: desde silo hasta tolvas de alimentación. Tiene una longitud de 63 m y ancho de 0.4 m.
 - Tolva de alimentación del gasificador: consiste en dos compartimentos cónicos de 2m de alto en total. Puede almacenar una hora de producción.
- Salida char de gasificadores y ciclones.
 - Válvula rotatoria en el fondo del gasificador
 - Tornillo sin fin: Transporta los residuos carbonosos desde los equipos mencionados hasta el horno rotatorio. Tiene una longitud de 20m, un diámetro de 0.15m y una velocidad de 0.13m/s.
- Intercambiadores de calor. Mediante el análisis Pinch, se definieron dos intercambiadores de calor.
 - Gas de síntesis/ aire: área de intercambio de calor 45m^2 . Enfría el gas desde 918 a 720K y calienta el aire de 293 a 759 K. La temperatura final del aire se calculó en base a un balance energético en el gasificador.
 - Gas de síntesis/ agua: área de intercambio de calor 28m^2 . Caudal necesario de agua: $11\text{m}^3/\text{h}$. Se enfría en gas desde 720 hasta 373K y se calienta el agua desde 30 a 50°C . La misma es enfriada en torre y recirculada.
- Planta de tratamiento de agua. Se recircula el agua utilizada en venturi y absorbedor, por lo tanto, la misma consiste en: filtros para la retención del tar y partículas sólidas; reacción en tanque agitado con ácido sulfúrico y posterior evaporación, para la eliminación del amoníaco del agua y generación de sulfato de amonio como producto secundario; torre de enfriamiento; depósito; bombas.
- Grupo electrógeno: consiste en un generador a gas Catterpillar de 737 kWe
- Antorcha: se implementa por seguridad. Tiene capacidad de $1500\text{Nm}^3/\text{h}$.
- Dimensiones y colores de cañerías
- Impulsión de fluidos:
 - Dos ventiladores para la corriente de proceso
 - 6 bombas para el circuito de corriente auxiliar

- 4 forzadores de aire

Balance energético de la planta: Se consume 74.5 kWe, por lo tanto, la potencia realmente generada por la planta es de 662 kWe.

Introducción

Los servicios auxiliares se definen como los servicios indispensables para el funcionamiento de los equipos y el proceso, estos no forman parte directa de los mismos, pero sin ellos llevar a cabo el proceso resultaría imposible. Es una de las áreas claves para mantener la operación óptima y continua de la planta.

Para el correcto funcionamiento de una planta química es muy importante la existencia de plantas de servicios auxiliares siendo las más relevantes: generación de calor, de frío, de energía eléctrica, de aire comprimido, tratamiento del agua de proceso y de aguas residuales, recogida, acondicionamiento y almacenamiento de residuos, almacenamiento de productos auxiliares y mantenimiento de equipos e instalaciones.

La mayoría de los procesos industriales involucran la transferencia de calor ya sea de una corriente de proceso a otra corriente de proceso o de una corriente de servicio auxiliar a una corriente de proceso. Para lograr el objetivo de recuperación máxima de energía o de requerimiento mínimo de energía se requiere de una red de intercambio de calor apropiada. Con la ayuda de los conceptos del análisis "Pinch", el diseño de redes se ha vuelto muy sistemático y metódico.

Sistemas auxiliares de procesos

A continuación se describen los equipos auxiliares, desde el almacenamiento de la materia prima hasta el final del proceso en el cual se genera energía eléctrica, entre los que se pueden mencionar los equipos de transporte de materiales y los equipos de intercambio de calor.

Cabe destacar que el agua necesaria para mantener la planta en funcionamiento se extrae de pozo. El agua se recicla con el fin de disminuir la extracción de este recurso.

Para un mejor entendimiento, estos equipos se presentan según el recorrido de la materia prima y el producto hasta su etapa final.

Almacenamiento y alimentación de materia prima

Se plantea almacenar la materia prima en silos e utilizar una cinta transportadora para el transporte hacia las tolvas de los gasificadores. La tolva de alimentación consiste en un sistema de doble compuerta con un control de nivel del gasificador para mantener una alimentación continua al equipo evitando el ingreso de aire por el tope.


El sistema propuesto se describe a continuación.

Almacenamiento: Silos

Para el almacenamiento de la cáscara de maní, se propone utilizar 3 silos comerciales con una capacidad de aproximadamente 330 m³. Se escoge trabajar con silos elevados para poder alimentar la cinta transportadora por el fondo de los mismos. Las características principales de los compartimientos a utilizar se muestran en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1. Características principales de silo elegido.

Silos aéreos EDECAN standard	
Fabricante	Gentile Hermanos
Características	Base metálica elevada standard
	Pendiente del cono de 30°
Altura cilindro (m)	9
Diámetro (m)	6.8
Altura total (m)	11
Volumen de almacenamiento (m ³)	327



Luego, la implementación de 3 silos permite almacenar un total de 981 m³ de materia prima. A partir de la densidad aparente de la cáscara de maní se determina cuántas toneladas se guardan en cada silo:

$$Ton_{cáscara\ de\ maní\ p/ silo} = 327\ m^3 * 77\ \frac{kg}{m^3} * \frac{1\ ton}{1000\ kg} = 25.179\ \frac{ton}{silo}$$

La elección de estos silos se basa en que estos equipos permiten almacenar suficiente materia prima para alimentar al sistema de gasificación durante 3 días. Ante un eventual freno en el abastecimiento de cáscara de maní, la planta puede continuar en operación durante 3 días hasta que se continúe con el abastecimiento. Recordando que la planta consume 1 ton/h de cáscara de maní, se verifica el tiempo de operación:

$$Tiempo\ de\ operación\ (días) = \frac{25.179\ \frac{ton}{silo} * 3\ silos}{1\ \frac{ton}{h}} * \frac{1\ día}{24\ h} = 3.15\ días$$

Alimentación: Cinta transportadora⁶⁷

El procesamiento de un producto industrial está sujeto a diferentes movimientos, ya sean de sentido vertical, horizontal o inclinados. Las cintas transportadoras poseen un rol importante en los diferentes procesos industriales debido a varias razones entre las que se destacan las grandes distancias a las que se puede efectuar el transporte, su facilidad de adaptación al terreno, su gran capacidad de transporte, la posibilidad del transporte de diversos tipos de materiales, entre otras.

Definición de parámetros principales

Lo primero que se debe conocer al proyectar una cinta transportadora son las características del material a transportar, debido a los diferentes tipos de materiales a granel que se pueden encontrar.

- Peso específico

El peso específico de un material se define como su peso por unidad de volumen y se expresa en kg/m³.

- Tamaño

El tamaño del trozo de material se define por la mayor dimensión del paralelepípedo en el cual se puede inscribir dicho trozo. Los materiales se clasifican en clasificados (uniformes) y en no clasificados (no uniformes). De acuerdo con esta clasificación se selecciona un ancho de banda mínimo que cumpla con las condiciones. Los datos de ancho de banda según el tamaño se observan en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2. Ancho mínimo de banda en función del tamaño (en mm).

Ancho mínimo de Banda	Tamaños	
	Uniforme	Mixto
400	50	100
500	75	150
650	125	200
800	170	300
1000	250	400
1200	350	500
1400	400	600
1600	450	650
1800	500	700
2000	550	750
2200	600	800

⁶⁷ Obtenido de "Características físico mecánicas y análisis de calidad de granos". Julio Ernesto Ospina Machado. Bogotá D.C 2001

La cáscara de maní es un material muy liviano, su peso específico es aproximadamente 77 kg/m^3 . Su tamaño no supera los 2.5 centímetros de largo, 1.5 centímetros de ancho y un centímetro de espesor. De la Tabla 6.1 se obtiene un ancho de banda de 400 mm (0.4 m).

- Ángulo de reposo (α) y ángulo de sobrecarga (β)

El ángulo de reposo es formado por la horizontal y la generatriz del cono que se forma al verter el material desde cierta altura. Éste se considera un ángulo estático, con lo cual la fluidez será mayor para materiales que tengan ángulos de sobrecarga pequeños.

El ángulo de sobrecarga, también llamado ángulo de reposo dinámico, es el que se forma en el perfil transversal de las cintas cargadas, y generalmente es el ángulo de reposo menos un valor variable entre 5° y 20° . Estos ángulos se pueden observar en la Figura 6.1.

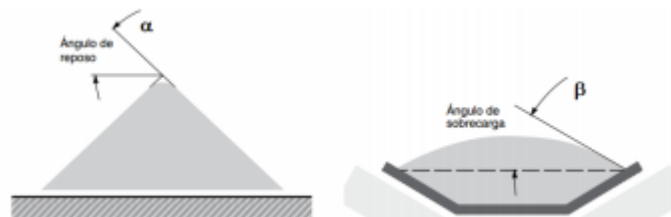


Figura 6.1. ángulos de reposo y sobrecarga.

El ángulo de reposo para el maní (y se asume que la cáscara tiene el mismo comportamiento) es de 30° y el ángulo de sobrecarga es de 20° . Estos valores se obtienen de bibliografía y se pueden observar en las Tablas 6.3 y 6.4.

Tabla 6.3. Ángulo de reposo para diferentes materiales.

PRODUCTO	CONTENIDO DE HUMEDAD (%)	ÁNGULO DE REPOSO	
Café Pergamino	10.0	37.5	1
	35.0	38.7	
Garbanzo	12.6	37.1	1
Café Trillado	12.0	34.8	1
Maní		30.0	2
Centeno		30.0	2
Panela Granulada	2.3	46.0	1

Fuente: 1. Laboratorio de Postcosecha de granos. Departamento de Ingeniería Agrícola. Universidad Nacional. Bogotá.
2. ASAE. Yearbook, 1996

Tabla 6.4. Ángulo de sobrecarga según el tipo de material.

Surcharge Angle (degree)	Type & Condition of Materials
10	Dry fine materials.
20	When bulk materials (coal, gravel, most ores, etc.) are transported by ordinary equipment under ordinary conditions.
30	When the material is comparatively large and the loading facility is properly arranged so that the material is constantly loaded on the belt in a uniform and full manner.

Fuente: Conveyor Belt Design Manual, Bridgestone

- Ángulo de máxima inclinación (δ)

Es el ángulo bajo el cual el material puede ser transportado sobre una banda sin necesidad de usar bandas especiales que evitan el deslizamiento del material. Este ángulo máximo de inclinación está determinado por la fricción entre el material y la banda. El ángulo máximo de inclinación es menor que el ángulo de sobrecarga.

- Abrasividad

Es una propiedad importante a la hora de seleccionar el tipo de cinta transportadora, el espesor y el número de capas de la cubierta de la misma.

En la Tabla 6.5 se presentan las características de diferentes materiales al ser transportados por una cinta transportadora. De la misma se observa que los materiales con tamaño y peso específico similar a la cáscara de maní poseen un ángulo de inclinación máxima de 20° , y los materiales más finos poseen ángulos menores. Por cuestiones de asegurar el transporte de la cáscara de maní se opta por utilizar una banda con 10° de inclinación.

Tabla 6.5. Características de los materiales.

MATERIAL	TAMAÑO [mm]	PESO ESPECÍFICO [T/m ³]	ÁNGULOS		ABRASIVIDAD
			REPOSO α	INC. MÁXIMA DE LA BANDA δ	
ARCILLA fina	3	1,0-1,6	-	15	Muy abrasiva
Arena seca	3	1,5-1,8	35°	16°-18°	Muy abrasiva
Asfalto	15	0,75	30°-45°	15°-18°	Abrasivo
Basalto	75-150	1,4-1,7	27°-35°	18°	Abrasivo
Caliza	3-15	1,3-1,5	38°	18°	Abrasivo
Cal	3	0,6	40°	21°	Abrasiva
Cemento	2,5-40	1,3-1,5	30°-40°	18°-20°	Muy abrasiva
Cenizas carbón	10-75	0,7-0,8	45°	20°	Algo Abrasivo
Cuarzo	15	1,3-1,45	20°-29°	18°	No Abrasivo
Escoria	3-10	1,3-1,4	30°	10°	Muy Abrasiva
Granito	10-150	1,4-1,5	35°	18°	Muy Abrasivo
Grava	10-75	1,5-1,7	32°	20°	Muy Abrasivo
Harina	0-2,5	0,6-0,9	0-10°	10°	No Abrasivo
Tierra	2,5-10	1,2-1,3	35°	17°	-
Coke	3-15	0,5-1	30°-45°	18°	Muy abrasivo
Lignito	15	0,7-1	40°	18°-22°	Abrasivo
Fosfatos	3	1	26°	11°	Abrasivo
Nitratos de Sodio	75	1,1-1,4	24°	11°	No Abrasivo
Cobre	75	1,9-2,2	30°-45°	20°	Muy Abrasivo

- Capacidad a transportar

La capacidad requerida es expresada en toneladas por hora (t/h), y es el valor máximo de capacidad requerida por el proceso, de acuerdo con las condiciones del usuario. Esta capacidad se emplea en los cálculos de las tensiones en la banda y la potencia requerida para accionar la cinta transportadora.

Se parte de la siguiente ecuación:

$$Q = 3600 * v * A * \gamma * k$$

Donde

Q: Capacidad de transporte de la banda [t/h]

v: Velocidad de la banda [m/s]

A: Sección transversal del material sobre la banda [m³]

γ : Peso específico del material [t/m³]

k: Coeficiente de reducción de capacidad por inclinación [-]

- Coeficiente de reducción de capacidad por inclinación (k)

La norma DIN 22101 indica los factores por lo que hay que multiplicar los valores de la capacidad para obtener los valores reales. Estos se observan en la Tabla 6.6.

Tabla 6.6. Factores de reducción de capacidad por inclinación según norma DIN 22101

Inclinación [°]	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
Factor de Reducción K	1	0,99	0,98	0,97	0,95	0,93	0,91	0,89	0,85	0,81

- Velocidad

A la hora de determinar la velocidad, en general, interesa que sea la máxima admisible (que permita la capacidad), pues de esta forma los anchos de banda serán más pequeños y por ello más económicos, pero a la hora de su elección, se debe tener en cuenta la influencia del material y las características de las que depende.

Siendo muy difícil de valorar todas estas características, se consideran únicamente las relaciones empíricas que han determinado por procesos experimentales, dichas características se detallan en la Tabla 6.7.

Tabla 6.7. Relación empírica ancho de banda-velocidad / tamaño de material

Ancho mínimo de Banda (mm)	Tamaños máximos (mm)		Velocidad máxima en m/s)			
	Uniforme	Mixto	A	B	C	D
400	50	100	2,62	2,09	2,09	1,31
500	75	150	2,62	2,62	2,09	1,68
650	125	200	3,35	2,62	2,62	1,68
800	170	300	3,35	3,35	2,62	2,09
1000	250	400	4,19	3,35	3,35	2,09
1200	350	500	4,19	3,35	3,35	2,62
1400	400	600	4,19	3,35	3,35	3,35
1600	450	650	4,19	4,19	3,35	3,35
1800	500	700	4,19	4,19	3,35	3,35
2000	550	750	5,24	4,19	3,35	3,35
2200	600	800	5,24	5,24	4,19	4,19
A- Materiales ligeros deslizables, no abrasivos con peso específico de 0,5 -1 T/m ³						
B- Materiales no abrasivos o muy poco abrasivo con tamaño medio, peso específico de 1 - 1,5 T/m ³						
C- Materiales medianamente abrasivos y pesados, con peso específico de 1,5 a 2 T/m ³						
D- Materiales muy abrasivos pesados y cortantes, peso específico mayor a 2 T/m ³						

La cáscara de maní corresponde a un material tipo A

- Sección transversal

La sección transversal del material a transportar depende del ancho de banda y el ángulo de sobrecarga, así como de la longitud de los rodillos de la banda. Todas estas magnitudes, dependen a su vez del material a transportar.

Para calcular el valor de la sección transversal, se han aplicado las ecuaciones descritas en el catálogo del fabricante Dunlop.

- Rodillo plano

Rodillo plano

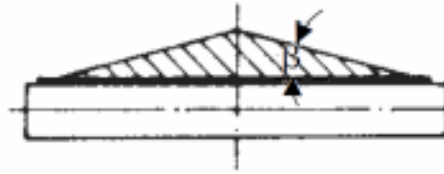


Figura 6.2. Configuración de rodillo plano.

Se opta por rodillos planos por la facilidad de transporte de la materia prima, como así también el bajo caudal a transportar ya que las otras configuraciones poseen una gran capacidad de transporte.

Las ecuaciones para el área son las siguientes:

$$A = 0.25 * \tan(\beta) * (l + (b - l) * \cos(\gamma))^2 \quad b = 0.9 * B - 0.05$$

Donde

A :Sección transversal [m²]

β : Ángulo de sobrecarga [°]

γ : Ángulo de artesa [°]

l : Longitud de rodillos [m]

B : Ancho de banda [m]

La longitud de los rodillos se debe establecer según la configuración deseada por el usuario, de acuerdo con la Tabla 6.8.

Tabla 6.8. Longitud de rodillos en función del ancho de banda y la configuración deseada

ANCHO DE BANDA	LONGITUD DE LOS RODILLOS (mm)		
	Flat	2 roll	3 roll
B (mm)			
300	380	200	-
400	500	250	160
500	600	315	200
600	700	340	250
650	750	380	250
800	950	465	315
1000	1150	600	380
1200	1400	700	465
1400	1600	800	530
1600	1800	900	600
1800	2000	1000	670
2000	2200	1100	750
2200	2500	1250	800

- Potencia parcial de la banda

Los esfuerzos a los que está sometida la banda transportadora en funcionamiento, varían a lo largo de su recorrido. Para dimensionar y calcular la potencia necesaria, es necesario determinar la tensión que actúan en la sección de mayor esfuerzo, en particular para bandas transportadoras que presentan características como inclinaciones superiores a 5°, recorridos descendentes o longitudes excesivamente elevadas. Para llevar a cabo la determinación de la potencia se deben considerar por separado tres tipos diferentes.

1) Potencia para mover la cinta en vacío y cargada con desplazamiento horizontal.

La primera representa la potencia necesaria para mover la cinta en vacío, y la segunda potencia necesaria para mover la cinta cargada con desplazamiento horizontal.

$$P1 = \frac{Cb \cdot v + Qm}{Cl \cdot kf}$$

Donde:

Cb: Factor de ancho de banda

v: Velocidad de la banda [m/s]

Qm: Capacidad de transporte de la banda [t/h]

Cl: Factor de longitud de la banda

kf: Factor de servicio

P1: Potencia [kW]

Los valores de Cb, Cl y kf se pueden obtener de las Tablas 6.9, 6.10 y 6.11. respectivamente.

Tabla 6.9. Factor de ancho de banda Cb

Peso específico γ [t / m ³]	Ancho de Banda [mm]											
	300	400	500	650	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200
$\gamma \leq 1$	31	54	67	81	108	133	194	227	291	-	-	-
$1 < \gamma \leq 2$	36	59	76	92	126	187	277	320	468	554	691	745
$\gamma > 2$	-	65	86	103	144	241	360	414	644	727	957	1033

Tabla 6.10. Factor de longitud de banda Cl

Longitud [m]	3	4	5	6	8	10	1,5	16	20
C _L	667	625	555	526	454	417	370	323	286
Longitud [m]	25	32	40	50	63	80	90	100	150
C _L	250	222	192	167	145	119	109	103	77
Longitud [m]	200	250	300	350	400	450	500	550	600
C _L	63	53	47	41	37	33	31	28	26
Longitud [m]	700	800	900	1000	1500	2000	>2000		
C _L	23	20	18	17	12	9	8		

Tabla 6.11. Factor de servicio, según condiciones de trabajo k_f

Condiciones de Trabajo	k _f
Favorables, buena alimentación, bajas velocidades	1,17
Normal, condiciones estándar.	1
Desfavorables, baja temperatura y alta velocidad.	0,87-0,74
Temperaturas extremadamente bajas.	0,57

2) Potencia para elevar la carga a cierta altura

La siguiente potencia es la necesaria para elevar el material hasta una cierta altura, o en caso de cinta descendente, la potencia generada necesaria para frenar el descenso del material.

$$P2 = \frac{H * Qm}{367}$$

Donde:

H: Altura de la banda transportadora [m]

Qm: Capacidad de transporte de la banda [t/h]

P2: Potencia [kW]

3) Potencia necesaria para vencer rozamientos de trippers, dispositivos de limpieza y guías

La última de las potencias, es la necesaria para vencer las resistencias generadas por elementos secundarios, como son descargadores (Trippers), dispositivos de limpieza, y guías de carga o faldones

$$P3 = Pa + Pb + Pc$$

Donde:

Pa: Potencia debida a los trippers [kW]

Pb: Potencia debida a los dispositivos de limpieza [kW]

Pc: Potencia debida a dispositivos guías de carga y faldones [kW]

Los valores de Pa, Pb y Pc se obtienen de la Tabla 6.12.

Tabla 6.12. Potencias adicionales necesarias para otros dispositivos

POTENCIA ADICIONALES		
Trippers, <i>Pa</i>	Ancho de Banda [m]	Potencia [Kw]
	≤ 500	0,8·v
	≤ 1000	1,5·v
	> 1000	2,3·v
Dispositivos de limpieza <i>Pb</i>	Tipo de contacto/ Presión	
	Contacto Simple	0,3·B·v
	Contacto de Presión elevada	1,5·B·v
Guías de Carga <i>Pc</i>	Longitud Lf [m]	
	Desde punto de carga	0,16·v·Lf

Donde:

B: Ancho de banda [m]

v: Velocidad [m/s]

Lf: Longitud de guías o faldones [m]*

*Longitud entre 2 guías consecutivas. A falta de información estructural se utiliza la longitud de la banda

- Potencia total (parcial)

La suma de todas las potencias anteriormente descritas constituye la potencia total necesaria para que la banda tenga un funcionamiento correcto.

$$PT = P1 + P2 + P3$$

Los métodos para conectar el motor con el tambor motriz son numerosos. Estas transmisiones generan pérdidas mecánicas que deben ser consideradas para determinar la potencia real del motor. Por lo tanto, para obtener la potencia que requiere el motor se debe considerar el rendimiento " η " y la eficiencia " ε " de la transmisión. El rendimiento del motor se puede estimar en un rango entre 85% y 95%, mientras que eficiencias mecánicas de equipos reductores de velocidad pueden verse en la Tabla 6.13.

Tabla 6.13. Eficiencia de los diferentes mecanismos

Tipo de mecanismo reductor	Eficiencia
Poleas y bandas en V	94%
Cadena de rodillos	93%
Cadena de rodillos lubricados en aceite	95%
Reductor de engranajes helicoidales, una reducción	95%
Reductor de engranajes helicoidales, doble reducción	94%
Reductor de engranajes helicoidales, triple reducción	93%
Reductor de tronillo sin fin (relación 20:1)	90%
Reductor de tronillo sin fin (relación 20:1 a 60:1)	70%
Reductor de tronillo sin fin (relación 60:1 a 100:1)	50%
Reductor de engranajes rectos (mecanizados)	90%
Reductor de engranajes rectos (fundidos)	85%

Finalmente la potencia necesaria del motor para su funcionamiento es:

$$PM = \frac{PT}{\eta*\epsilon}$$

Donde:

η : Rendimiento del motor

ϵ : Eficiencia mecánica

Los datos de la cinta a utilizar se presentan en la Tabla 6.14, mientras que los cálculos de diseño se presentan en el Apéndice A.

Tabla 6.14. Diseño de la banda transportadora.

Ancho de banda	0.4 m
Long. de rodillo	0.5 m
Longitud de banda	63 m
Velocidad	0.088 m/s
Qm	1 ton/h
Qm max	2.038 ton/h
Potencia necesaria	1.448 kW

Alimentación: Tolva de alimentación

Diseño

El tamaño y diseño de la tolva son importantes pues se debe mantener un nivel de materia prima alimentada y se debe evitar el ingreso de aire al reactor. Mientras más alta sea la columna de cáscara alimentada, menor será la posibilidad de que ingrese aire al reactor por otro lugar que no sea la boquilla diseñada para aquello. Además, para tener un mejor sellado del reactor se decide trabajar con un sistema de doble compuerta (Figura 6.3). Para el diseño del sistema, se utiliza como referencia el sistema de doble compuerta utilizado en los gasificadores comerciales del fabricante 'Ankur'⁶⁸.

⁶⁸ Más información en <https://www.ankurscientific.com/>

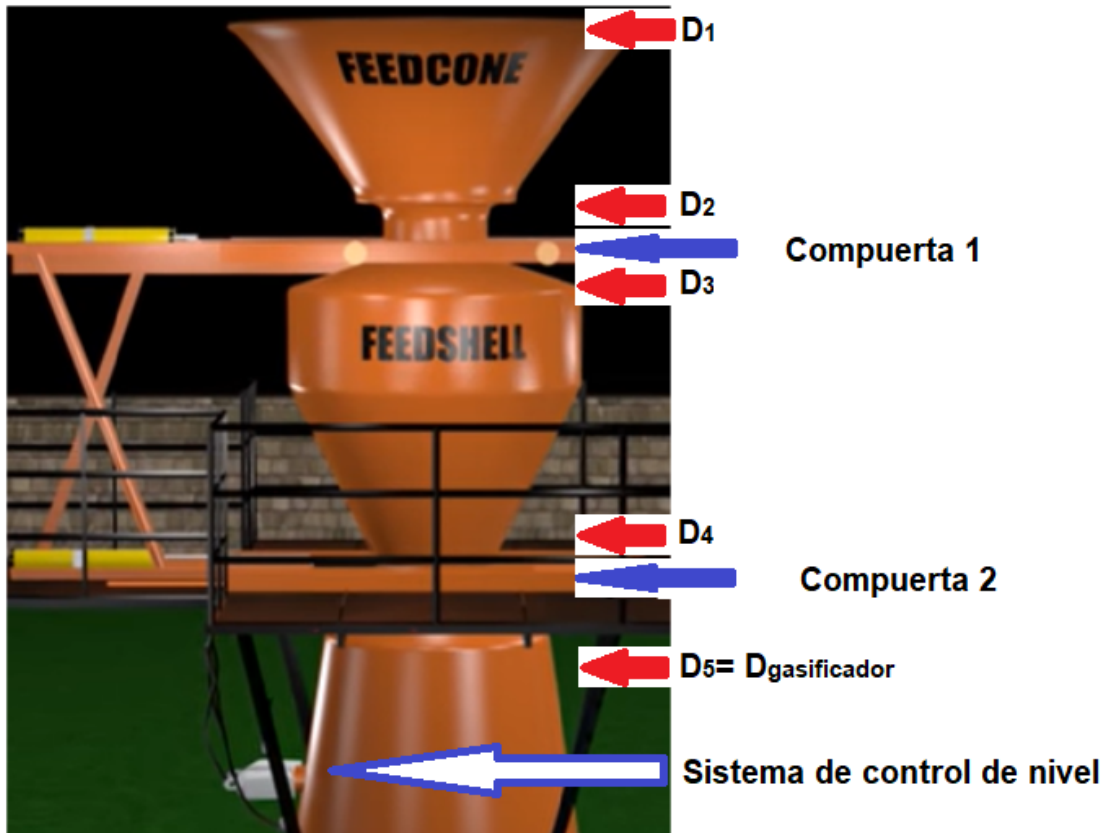


Figura 6.3. Sistema de doble compuerta para alimentación al gasificador.

El sistema diseñado tiene una altura de 2 m en total, consiste de dos compartimientos cónicos para la cáscara de maní y en dos compuertas controladas por un sistema de control de nivel. Las dimensiones de los compartimientos propuestos son:

Tabla 6.15. Dimensiones del sistema diseñado.

Compartimiento superior	Diámetro 1 (m)	2.5
	Diámetro 2 (m)	1.2
	Altura (m)	0.93
Compartimiento inferior	Diámetro 3 (m)	2
	Diámetro 4 (m)	1.2
	Altura (m)	0.95

Las dimensiones propuestas se eligieron para que se pueda almacenar aproximadamente 1 hora de la alimentación, es decir 333 kg de cáscara de maní. A partir de la densidad aparente de la cáscara de maní y las dimensiones de los compartimientos se verifica esta propuesta de diseño:

$$V_{\text{compartimiento}} = \frac{\pi * \text{Altura}}{12} * (D_{\text{superior}}^2 + D_{\text{superior}} * D_{\text{inferior}} + D_{\text{inferior}}^2) \quad \text{y} \quad \rho_{\text{cáscara de maní}} = 77 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$V_{\text{superior}} = 2.80 \text{ m}^3 \quad \text{Masa}_{\text{cáscara de maní}} = V_{\text{superior}} * \rho_{\text{cáscara de maní}} = 215.6 \text{ kg}$$

$$V_{\text{inferior}} = 2.05 \text{ m}^3 \quad \text{Masa}_{\text{cáscara de maní}} = V_{\text{inferior}} * \rho_{\text{cáscara de maní}} = 157.9 \text{ kg}$$

$$V_{\text{total}} = 4.85 \text{ m}^3 \quad \text{Masa}_{\text{cáscara de maní Total}} = 373.5 \text{ kg}$$

La tolva propuesta tiene un sistema de control de nivel en la parte superior del gasificador diseñado en el Capítulo 4. Se conoce que el volumen de materia prima que ingresa al reactor con la apertura de la compuerta 2 es de 2.05 m³, por lo tanto a partir de este dato y del diámetro del gasificador es posible calcular a qué altura debe ubicarse el indicador de nivel.

$$V_{\text{inferior}} = \frac{\pi * D_{\text{gasificador}}^2}{4} * \text{altura}$$

$$2.05 \text{ m}^3 = \frac{\pi * (2.08 \text{ m})^2}{4} * \text{altura}$$

$$\text{altura} = 2.05 \text{ m}^3 * \frac{4}{\pi * (2.08 \text{ m})^2} = 0.6 \text{ m}$$

Entonces, el medidor del sistema de control de nivel debe ubicarse como mínimo 0.6 m debajo de la compuerta 2 para que ingrese la biomasa y la compuerta cierre sin obstrucciones.

El sistema de control funciona de la siguiente manera:

1. Abre la compuerta 2 cuando el nivel del gasificador es menor al deseado.
2. Ingreso de materia prima, la compuerta 2 se cierra.

3. Se abre la compuerta 1 para volver a cargar el compartimiento 2.
4. Se cierra la compuerta 1 y se vuelve a cargar el primer compartimiento con la materia prima cargada con la cinta transportadora.

Una vez en funcionamiento la planta, se pueden regular las velocidades hasta llegar al funcionamiento óptimo de este sistema de alimentación.

Salida de Sólidos

Válvula rotatoria

Para el ingreso de los sólidos a la línea de transporte existen distintos sistemas, entre los más utilizados se pueden mencionar las válvulas rotatorias y los llamados blow tanks.

Una válvula rotatoria consta de paletas soldadas a un eje donde el hueco entre las paletas llenas y vacías hace que dicho eje gire. Los lados de alta y baja presión están aislados por espacios herméticos entre las paletas y la carcasa. El caudal alimentado es directamente proporcional al volumen desplazado en el rotor y a su velocidad de rotación.

Su funcionamiento se puede observar en la Figura 6.4.

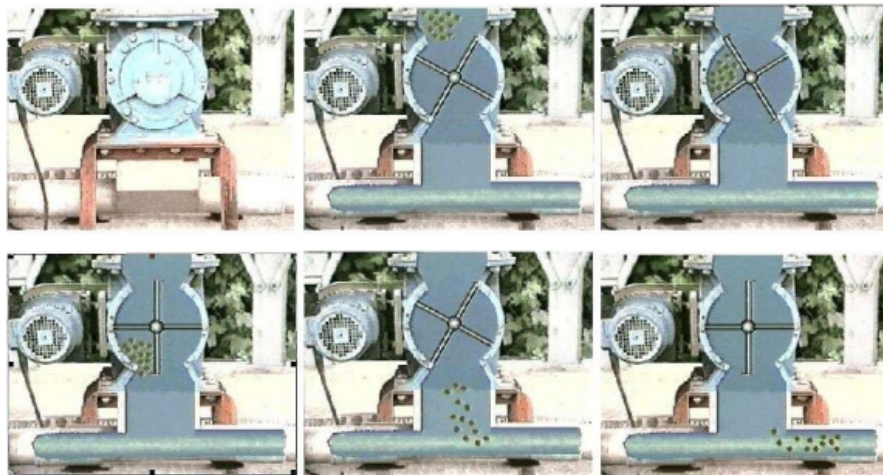


Figura 6.4. Funcionamiento de una válvula rotatoria.

Tornillo sin fin⁶⁹

Se propone utilizar un sistema de tornillo sin fin para la eliminación de los restos sólidos contenidos en el gasificador debido a las condiciones en las que se encuentra este residuo que imposibilita el uso de otros tipos de transporte de sólidos.

Un transportador normalizado de tornillo sin fin está constituido por una hélice montada sobre un eje que se encuentra suspendido en un canal, generalmente en forma de "U", como se muestra en la Figura 6.5.



Figura 6.5. Tornillo de recolección de sólidos.

Principio de funcionamiento

Un volumen de material a granel es cargado en el punto A de entrada al equipo y a medida que el sin fin gira, el material avanza linealmente hacia el punto B de descarga, ocupando un volumen dentro del equipo durante el viaje (Figura 6.6). Dicho volumen depende del nivel de llenado del recipiente medido desde el fondo. Dicho nivel se mantiene aproximadamente constante a medida que transcurre el tiempo de transporte, Un grupo motorreductor situado en uno de los extremos del eje del tornillo hace girar la hélice que arrastra el producto a transportar.

⁶⁹ Obtenido de: "Manual de transportadores helicoidales; Cálculo de Transportadores de Tornillo Sin Fin; Software para diseño de transportadores de tornillo sin fin"

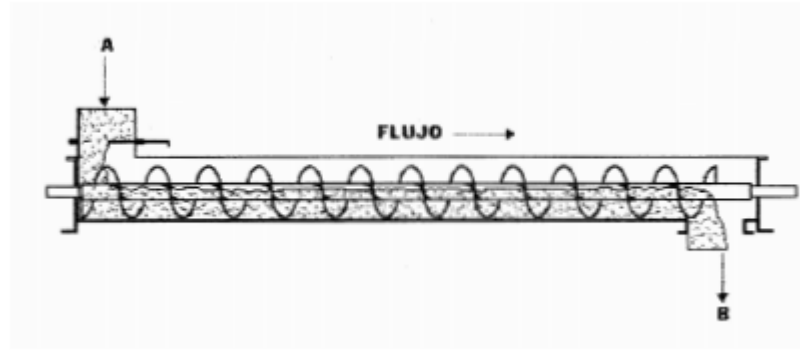


Figura 6.6. Transporte mediante tornillo.

Si bien se recomienda utilizar estos equipos para materiales no abrasivos, existe una gran variedad de materiales que se pueden transportar con un tornillo sin fin en las industrias. La CEMA (Conveyor Equipment Manufacture Association), publica anualmente una tabla actualizada de los materiales manejables con transportadores de tornillo sin fin, Dicha tabla detalla información sobre las características de los materiales para los cuales se han construido satisfactoriamente transportadores de tornillo.

Tablas 6.16 y 6.17. Materiales transportables con tornillo sin fin.

122	Carbon (Hulla, Lignito)	37-45	D3-35T
123	Carbón de hueso	27-40	B6-35
124	Carbón de hueso, Polvo	20-25	A100-25Y
125	Carbón de Madera, en Trozos	18-28	D3-45Q
126	Carbón de Madera, Molido	18-28	A100-45
127	Carbon Fino para arena de fundicion	65	B6-36
128	Carbon Mineral Bituminoso, de Mina	40-60	D3-35LNXY
129	Carbon Mineral Bituminoso, de Mina, granel	43-50	C1/2-45T
130	Carbon Mineral Bituminoso, de Mina, seleccionado 1/2"	45-50	D3-35QV
131	Carbon Mineral de Antracita	55-61	B6-35TY
132	Carbon Mineral de Antracita, Seleccionada 1/2"	49-61	C1/2-25

159	Ceniza de alto horno	57	D3-36T
160	Ceniza de Caldera, Seca	30-45	A40-36LM
161	Ceniza de carbón	40	D3-36T
162	Ceniza de carbón, mojada 1/2"	45-50	C1/2-46T
163	Ceniza de carbón, mojada 3"	45-50	D3-46T
164	Ceniza de carbón, Seca 1/2"	35-45	C1/2-46TY
165	Ceniza de carbón, Seca 3"	35-40	D3-46T
166	Ceniza de hueso (Fosfato Tricalcio)	40-50	A100-45
167	Ceniza Negra, Molido	105	B6-35
168	Ceniza Volante	30-45	A40-36M
169	Cenizas muy Finas (ver Ceniza Volante)	—	—

La información de las Tablas 6.16 y 6.17 está encolumnada de la siguiente manera:

1. Descripción del material, nombre común del material considerado
2. El peso específico del material, expresado en libras por pie cúbico

3. El código del material, es una codificación especial que hace CEMA para representar ciertas características de los materiales. La traducción de esta representación es mostrada en la Tabla 6.18 y en la Figura 6.7.

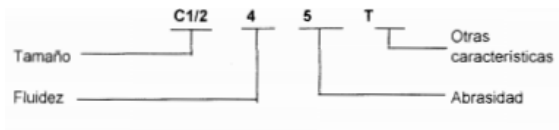


Figura 6.7. Lectura del código CEMA de un material.

Tabla 6.18. Designación de código CEMA según características del material.

CARACTERÍSTICAS DE UN MATERIAL AL GRANEL			
	Características de material incluidas	Designación de código	
Densidad	Densidad de volumen, Suelto	Actual Lbs/pie ³	
Tamaño	Muy Fino Malla No. 200 (0,0029") y por debajo Malla No. 100 (0,0059") y por debajo Malla No. 40 (0,016") y por debajo	A200 A100 A40	
	Fino Malla No. 6 (0,132") y por debajo	B6	
	Granular	1/2" y por debajo (Malla 6 a 1/2")	C1/2
		3" y por debajo (1/2 a 3")	D3
		7" y por debajo (3" a 7")	D7
	Trozos	16" y por debajo (0" a 16") Arriba de 162 a ser especificado X = Tamaño Máximo	D16 DX
	Irregular	Fibroso, Cilíndrico, etc.	E
Fluidez	Fluido muy libre	1	
	Fluido libre	2	
	Fluido promedio	3	
	Fluido lento	4	
Abrasividad	Abrasividad media	5	
	Abrasividad moderada	6	
	Abrasividad extrema	7	
Propiedades Misceláneas o Peligros	Acumulación y endurecimiento	F	
	Genera estática eléctrica	G	
	Descomposición -Se deteriora en almacenamiento	H	
	Fiamabilidad	J	
	Se vuelva plástico o tiende a suvisarce	K	
	Muy polvoso	L	
	Se orea y se convierte en fluido	M	
	Explosividad	N	
	Pegajoso - Adhesión	O	
	Contaminable - Afecta Uso	P	
	Degradable - Afecta Uso	Q	
	Expide Humo o Gases Tóxicos Peligrosos	R	
	Altamente Corrosivo	S	
	Medianamente Corrosivo	T	
	Higroscópico	U	
	Se entrelaza, enreda o aglomera	V	
	Presencia de aceites	W	
	Se comprime bajo presión	X	
Muy ligero - puede ser levantado por el viento	Y		
Temperatura elevada	Z		

Como se explicó anteriormente, a pesar de que el carbón y las cenizas son materiales abrasivos, existen equipos de tornillo sin fin capaces de transportar estos materiales.



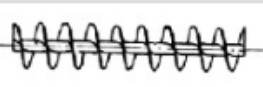
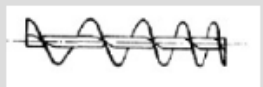
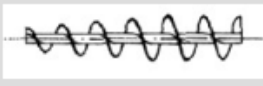
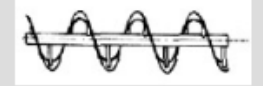
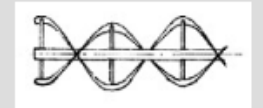
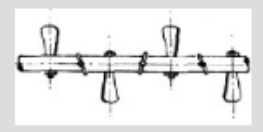
Componentes del sistema

Hélice

Para el manejo de materiales y productos normales, la hélice de un transportador de tornillo está normalmente fabricada en chapa de acero al carbono de 3 a 4 mm de espesor.

En la Tabla 6.19 se muestran los distintos tipos de hélices, según el tipo de material a transportar y de la función a realizar.

Tabla 6.19. Tipos de hélice.

Tipo de Hélice	Tipo de Material para Transportar / Aplicación	Figura
Hélice continua, de paso igual al diámetro	Tipo de hélice normal para transporte de sólidos	
Hélice de gran paso, de 1,5 a 2 veces el diámetro	Se utiliza para productos que fluyen muy bien	
Hélice de pequeño paso, normalmente la mitad del diámetro	Se utiliza en tornillos sin fin inclinados hasta unos 20-25°, o cuando se quiere un prolongado tiempo de permanencia del producto en el transportador con el objeto de enfriarlo, secarlo, etc.	
Hélice de paso variable	Utilizado para compresión de productos, como es el caso de las prensas de tornillo.	
Hélice de diámetro variable	Se utiliza como extractor dosificador de sólidos de tolvas.	
Hélice de cinta	Tipo de hélice adecuada para productos que producen atascamiento.	
Hélice mezcladora, con dos hélices tipo cinta, uno a derecha y otro a izquierda	Se utiliza como equipo mezclador	
Hélice mezcladora, con eje provisto de paletas	Se utiliza como equipo mezclador	

Carcasa

Las paredes metálicas que cierran y envuelven al transportador forman la carcasa (o artesa) del tornillo, y sirve para contener el material y separarlo del ambiente exterior. Normalmente, la carcasa de los transportadores está fabricada en chapa de acero al carbono de 3 a 6 mm de espesor

Cuando se trata de la manipulación de productos altamente abrasivos o corrosivos, o bien por razones sanitarias, las paredes de la carcasa se construyen en acero inoxidable. En la carcasa se colocan tanto las bocas de carga (normalmente situada en la tapa superior) como la de descarga (situada en el canalón), dispuestas de acuerdo con las necesidades del proceso tecnológico.

En algunos casos, por necesidades higiénicas, sanitarias o de otra índole, las paredes de la carcasa del transportador son totalmente cerradas y herméticas, configurando una especie de tubo dentro del cual gira el sin fin.

Grupo motriz

Para el accionamiento de giro del eje del tornillo es necesario la instalación en el sistema del transportador de un grupo motriz, normalmente de accionamiento eléctrico.

La velocidad de giro (n) de los transportadores de tornillo depende, entre otros factores, de la naturaleza del material a transportar. En este sentido y según el tipo de material a desplazar, la velocidad de giro del tornillo suele estar comprendida, con buena aproximación, entre los siguientes rangos:

- para materiales pesados $\rightarrow n \approx 50$ r.p.m.
- para materiales ligeros $\rightarrow n < 150$ r.p.m.

En general, se cumple que la velocidad de giro de un transportador de tornillo es inversamente proporcional a:

- el peso a granel del material a transportar
- del grado de abrasividad del material a transportar
- diámetro del tornillo.

Por otro lado, la máxima velocidad de giro a la que puede trabajar un tornillo sin fin depende de, además de la naturaleza del material a transportar, del diámetro total del tornillo.

En la Tabla 6.20 se indica la velocidad de giro recomendada para un transportador de tornillo en función de la clase de material y del diámetro del tornillo

Tabla 6.20. Velocidad de giro de tornillo en función de material y diámetro de tornillo.

Diámetro del tornillo (mm.)	Velocidad máxima (r.p.m.) según la clase de material (*)				
	Clase I	Clase II	Clase III	Clase IV	Clase V
100	180	120	90	70	30
200	160	110	80	65	30
300	140	100	70	60	25
400	120	90	60	55	25
500	100	80	50	50	25
600	90	75	45	45	25

En donde:

1. Materiales de Clase I: son principalmente materiales pulverulentos, no abrasivos, que tienen un peso específico que se sitúa entre 0.4 - 0.7 ton/m³ aproximadamente, y que fluyen fácilmente. Entre los materiales pertenecientes a esta clase están:
 - a. Cebada, trigo, malta, arroz y similares.
 - b. Harina de trigo y similares.
 - c. Carbón en polvo.
 - d. Cal hidratada y pulverizada.
2. Materiales de Clase II: son materiales que se presentan en granos o pequeños tamaños, mezclados en polvo, son de naturaleza no abrasiva, que fluyen fácilmente. Su peso específico se sitúa entre 0.6 - 0.8 ton/m³. Entre los materiales pertenecientes a esta clase están:
 - a. Alumbre en polvo.
 - b. Haba de soja.
 - c. Granos de café, cacao y maíz.
 - d. Carbón de hulla en finos y menudos.
 - e. Cal hidratada.
3. Materiales de Clase III: son materiales semi-abrasivos de pequeño tamaño, mezclados con polvos, con peso específico que se sitúa entre 0.6 - 1.2 ton/m³. Entre los materiales pertenecientes a esta clase están:
 - a. Bórax
 - b. Carbón vegetal.
 - c. Corcho troceado.

- d. Pulpa de papel.
 - e. Leche en polvo.
 - f. Sal.
 - g. Almidón.
 - h. Azúcar refinada.
 - i. Jabón pulverizado.
4. Materiales de Clase IV: son materiales semi-abrasivos o abrasivos, granulares o pequeños tamaños en mezcla con polvos. Son materiales con un peso específico que se sitúa entre $0.8 - 1.6 \text{ ton/m}^3$. Entre los materiales pertenecientes a esta clase están:
- a. Harina de huesos.
 - b. Cemento.
 - c. Arcilla.
 - d. Azufre.
 - e. Arena.
 - f. Polvo de piedra caliza.
 - g. Azúcar sin refinar.
5. Materiales de Clase V: son materiales abrasivos, troceados o en polvo, como pueden ser cenizas, hollines de conductos de humos, cuarzo pulverizado, arena silíceo. Esta clase de materiales, al ser de naturaleza abrasiva, se debe evitar que entre en contacto con soportes y cojinetes. Como norma general, NO es aconsejable utilizar transportadores de tornillo sin fin para transportar esta clase de material.

Paso y Diámetro del tornillo

En todo transportador el paso de tornillo, también conocido como paso de hélice, se define como la distancia entre dos hélices consecutivas en la dirección del eje del tornillo, según se puede ver en la Figura 6.8.

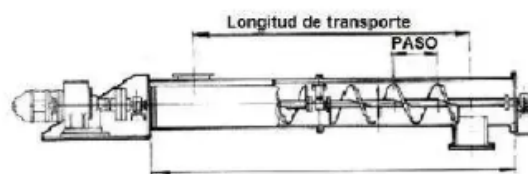


Figura 6.8. Paso de tornillo y longitud de transporte.

En general, la dimensión para el paso de los transportadores de tornillo suele estar comprendida entre 0.5 y 1 veces la medida del diámetro del mismo, siendo mayor cuanto más ligera sea la carga que se vaya a transportar con el tornillo. En cuanto al diámetro de la hélice del tornillo, su dimensión es inversamente proporcional a la velocidad de giro del eje, es decir, para velocidades de giro más elevadas supondrá un tornillo de hélices más estrechas.

En general, la dimensión del diámetro que hay que emplear en los transportadores de tornillo depende también del tipo de material a transportar, cumpliéndose de manera muy aproximada la siguiente relación:

Para materiales homogéneos, el diámetro del tornillo será, al menos, 12 veces mayor que el diámetro de los pedazos a transportar;

Para materiales heterogéneos, el diámetro del tornillo será 4 veces mayor que el mayor diámetro de los pedazos a transportar.

Capacidad de transporte

Antes de conocer las expresiones matemáticas que permiten obtener el flujo de material que puede desplazar un transportador de tornillo, es necesario definir los siguientes conceptos:

- Área de relleno (S):

El área de relleno (S) del canalón que ocupa el material que mueve el transportador, se puede obtener mediante la siguiente expresión:

$$S = \lambda * \frac{\pi * D^2}{4}$$

en donde,

S es el área de relleno del transportador, en m²

D es el diámetro del canalón del transportador, en m

λ es el coeficiente de relleno de la sección.

Este coeficiente de relleno (λ) debe ser menor que la unidad con objeto de evitar que se produzca amontonamiento del material que dificulte su correcto flujo a lo largo del canalón.

En la siguiente tabla se indican los valores del coeficiente de relleno (λ) en función del tipo de carga que transporta el tornillo:

Tabla 6.21. Tipo de carga de relleno y coeficiente de relleno.

Tipo de carga	Coefficiente de relleno, λ
Pesada y abrasiva	0,125
Pesada y poco abrasiva	0,25
Ligera y poco abrasiva	0,32
Ligera y no abrasiva	0,4

- Velocidad de desplazamiento del transportador (v):

La velocidad de desplazamiento (v) del transportador es la velocidad con la que desplaza el material en la dirección longitudinal del eje del tornillo. Depende tanto del paso del tornillo como de su velocidad de giro.

La expresión que permite conocer la velocidad de desplazamiento en un transportador de tornillo es la siguiente:

$$v = \frac{p \cdot n}{60}$$

en donde,

v es la velocidad de desplazamiento del transportador, en m/s

p es el paso del tornillo o paso de hélice, en m

n es la velocidad de giro del eje del tornillo, en r.p.m.

Determinación del flujo de material

La capacidad de transporte de un transportador de tornillo sin fin viene determinada por la siguiente expresión que calcula el flujo de material transportado:

$$Q = 3600 * S * v * \rho * i$$

donde,

Q es el flujo de material transportado, en t/h

S es el área de relleno del transportador, en m², visto en el apartado anterior

v es la velocidad de desplazamiento del transportador, en m/s, visto en el apartado anterior

ρ es la densidad del material transportado, en t/m³

i es el coeficiente de disminución del flujo de material debido a la inclinación del transportador.

En la Tabla 6.22 se muestran los valores de este coeficiente (i) de disminución de flujo que indica la reducción de capacidad de transporte debida a la inclinación.

Tabla 6.22. Coeficiente de disminución de flujo en función de ángulo de inclinación .

Inclinación del canalón	0°	5°	10°	15°	20°
<i>i</i>	1	0,9	0,8	0,7	0,6

Si se sustituyen las expresiones que calculan el área de relleno del transportador (S) y de la velocidad de desplazamiento (v) vistas en el apartado anterior, la capacidad de flujo de material transportado (Q) resulta finalmente como:

$$Q = 3600 * \lambda * \frac{\pi * D^2}{4} * \frac{p * n}{60} * \rho * i$$

Potencia de accionamiento

La potencia de accionamiento (P) de un transportador de tornillo sin fin se compone de la suma de tres componentes principales, según se refleja en la siguiente expresión:

$$P = PH + PN + Pi$$

en donde,

PH es la potencia necesaria para el desplazamiento horizontal del material

PN es la potencia necesaria para el accionamiento del tornillo en vacío

Pi es la potencia necesaria para el caso de un tornillo sin fin inclinado.

Para el cálculo de la potencia total (P) de accionamiento de un transportador de tornillo se deberá calcular previamente las necesidades de potencia de cada tipo, según lo indicado en el apartado anterior, y posteriormente sumarlas para el cálculo de la potencia total.

1. Potencia para el desplazamiento horizontal del material (PH):

La potencia necesaria para realizar el desplazamiento horizontal del material se calcula mediante la siguiente expresión:

$$PH(kW) = Co * \frac{Q * L}{367}$$

en donde,

Q es el flujo de material transportado, en t/h

L es la longitud del transportador, en m

c0 es el coeficiente de resistencia del material transportado.

Para el conocer el valor de este coeficiente, se puede emplear la tabla adjunta (Tabla 6.23) obtenida empíricamente a partir del ensayo con materiales de distinta naturaleza:

Tabla 6.23. Valores de coeficiente de resistencia al transporte para distintos materiales.

Tipo de material	Valor de c_0
Harina, serrín, productos granulosos	1,2
Turba, sosa, polvo de carbón	1,6
Antracita, carbón, sal de roca	2,5
Yeso, arcilla seca, tierra fina, cemento, cal, arena	4

2. Potencia de accionamiento del tornillo en vacío (PN):

La potencia necesaria para el accionamiento del tornillo en vacío se puede calcular con bastante aproximación mediante la siguiente expresión:

$$PN(kW) = \frac{D * L}{20}$$

donde,

D es el diámetro de la sección del canalón de la carcasa del transportador, en m

L es la longitud del transportador, en m

3. Potencia para el caso de un tornillo sin fin inclinado (Pi):

Esta componente se aplica para el caso que se use un transportador de tornillo inclinado, donde exista una diferencia de cota (H) entre la posición de la boca de entrada del material y la boca de salida o de descarga.

En este caso, la potencia necesaria para realizar el desplazamiento del material por un transportador de tornillo inclinado se emplea la siguiente expresión:

$$Pi(kW) = \frac{Q * H}{367}$$

donde,

Q es el flujo de material transportado, en t/h

H es la altura de la instalación, en m

Finalmente, la potencia total (P) necesaria para el accionamiento de un transportador de tornillo resulta de la suma de las distintas necesidades de potencias calculadas anteriormente:

$$P = PH + PN + Pi = Co * \frac{Q * L}{367} + \frac{D * L}{20} + \frac{Q * H}{367} = \frac{Q * (CoL + H)}{367} + \frac{D * L}{20}$$

Los datos del tornillo a utilizar se presentan en la Tabla 24, mientras que los cálculos de diseño se presentan en el Apéndice B.

Tabla 6.24. Diseño del tornillo sin fin.

Longitud	20	m
Diámetro	0.1524	m
Velocidad lineal	0.127	m/s
Revoluciones	50	r.p.m.
Caudal máximo	0.375	ton/h
Potencia requerida	0.234	kW

El cálculo de diseño del sistema de tornillo sin fin, como las características del sistema de alimentación se muestran en el Apéndice B.

Balance energético en el gasificador

Se realiza el balance de energía en el gasificador con el objetivo de estimar la temperatura de entrada del aire al equipo y cumplir con los requerimientos de temperatura a la entrada de la etapa de reducción (1150 K).

Se realiza un balance macroscópico entre las entradas al gasificador y la salida de la etapa de oxidación, considerando que en esta etapa del proceso no hay caída de presión. Por tal motivo, se considera válida la Ley de Hess: La entalpía intercambiada a presión constante en un cambio químico es independiente del camino por el que transcurre dicho cambio. En la Figura 6.9 se ejemplifica el método de cálculo.

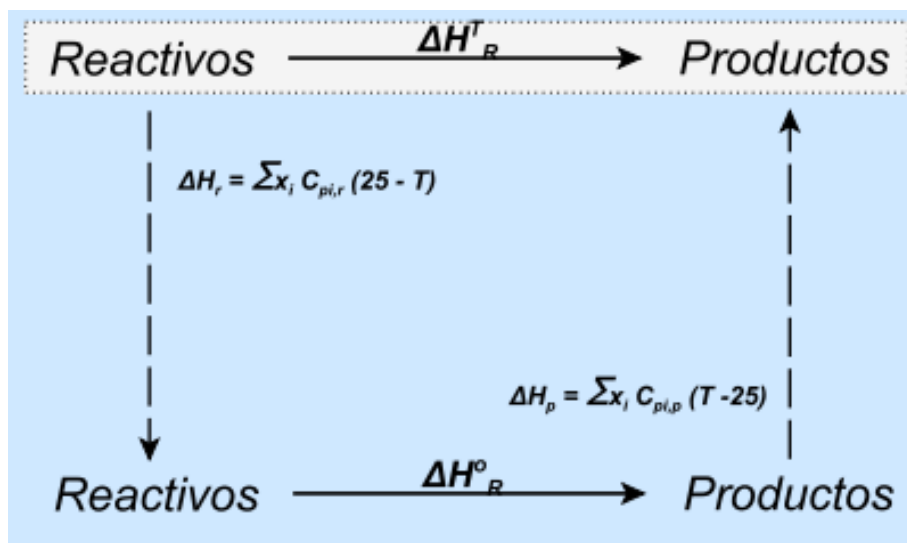


Figura 6.9. Distintos caminos termodinámicos para una reacción a una determinada temperatura.

La variación de entalpía de reacción a cualquier temperatura resulta:

$$\Delta H_R^T = \sum m_r * C_{Pr} * (25 - T) + \Delta H_R^o + \sum m_p * C_{Pp} * (T - 25)$$

Donde

$\sum m_r * C_{Pr} * (25 - T)$ es la variación de entalpía para llevar a los reactivos a la temperatura de estándar o de referencia.

ΔH_R^o es la variación de entalpía a causa de la reacción en condiciones estándar.

$\sum m_p * C_{Pp} * (T - 25)$ es la variación de entalpía para llevar los productos a la temperatura final.

El ΔH_R^o puede ser calculado a partir de estándares tabulados en entalpías de formación o combustión, como se muestra en la Figura 6.10.

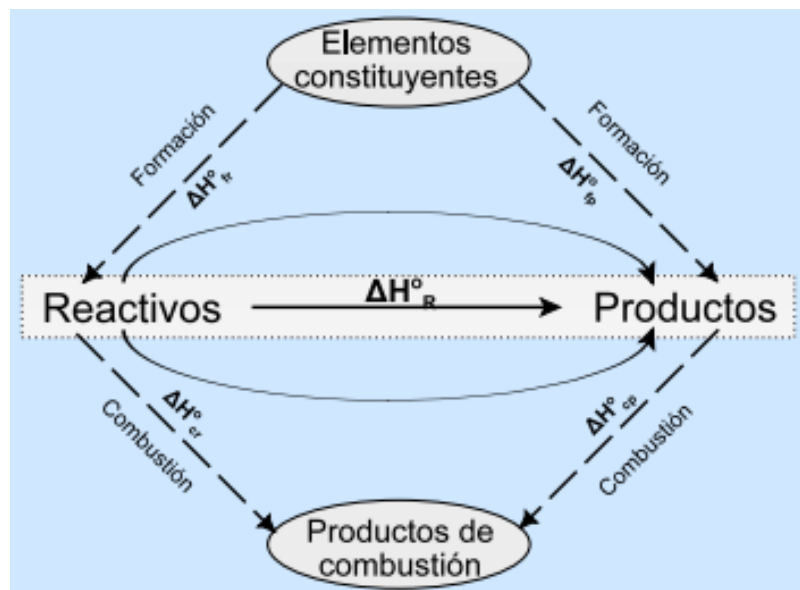


Figura 6.10. Cálculo del calor de reacción

A partir de la Figura 6.10 la expresión de la entalpía de reacción a temperatura estándar resulta:

$$\Delta H_R^o = -\Delta H_{fr}^o + \Delta H_{fp}^o = \Delta H_{cr}^o - \Delta H_{cp}^o$$

Procedimiento de cálculo

Para la realización de los cálculos se precisan datos del calor específico de los compuestos involucrados. Para representar la funcionalidad de las distintas especies en función de la temperatura se acudió a la información disponible en NIST⁷⁰. Allí, se propone expresar dicha funcionalidad de la siguiente forma:

$$Cp^o = A + B * t + C * t^2 + D * t^3 + E/t^2 \quad \left[\frac{J}{mol.K} \right] \quad t = T/1000 \quad [K]$$

Donde se utilizaron los valores presentados en la Tabla 6.25.

⁷⁰ Obtenido del Webbook de NIST.

Tabla 6.25. Coeficientes de las capacidades caloríficas.

	A	B	C	D	E
CO	25.56759	6.096130	4.054656	-2.671301	0.131021
CO ₂	24.99735	55.18696	-33.69137	7.948387	-0.136638
H ₂ O g	30.092	6.832514	6.793435	-2.53448	0.082139
H ₂ O l	-203.6060	1523.29	-3196.413	2474.455	3.855326
N ₂	19.50583	19.88705	-8.598535	1.369784	0.527601
CH ₄	-0.703029	108.4773	-42.52157	5.862788	0.678565
H ₂	33.066178	-11.363417	11.432816	-2.772874	-0.158558
O ₂	31.32234	-20.23531	57.86644	-36.50624	-0.007374
C *	14.724	6.41	0	0	-0.721
Biomasa **	2.415	0.091	0	0	0

*Obtenido de las tablas otorgadas por la Cátedra de Termodinámica.

** Obtenido de 'Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach.' Roshan Budhathoki.

Otro dato de interés para realizar el cálculo es el poder calorífico de la materia prima. La cantidad de calor liberada por la quema completa de un combustible corresponde al poder calorífico de ese combustible. Recordando lo visto en el capítulo II, el poder calorífico de la cáscara de maní es de 17690 kJ/kg.

El proceso analizado se trata de una pirólisis seguido de una combustión que se completa, considerando el aire ingresado, en un 23%. La entalpía de reacción teniendo en cuenta solamente la combustión se expresa de la siguiente manera:

$$-\Delta H_{Comb} = Masa\ de\ biomasa * 0.23 * Poder\ calorífico$$

$$-\Delta H_{Comb} = m_{bio} * 0.23 * PC$$

En la ecuación anterior, se considera que el ΔH_R^o es igual al porcentaje de combustión que ocurre en el gasificador. Para tener en cuenta la pirólisis es necesario obtener un ΔH de pirólisis para la biomasa utilizada. La pirólisis es el proceso de descomposición térmica, con poca presencia de oxígeno, que ocurre entre 300 y 500 °C. Como aproximación se considera que el ΔH de pirólisis estándar es aproximadamente igual a la energía necesaria para calentar la biomasa hasta la temperatura de pirólisis de 300 °C.

El término de combustión implícitamente tiene incluida la parte de pirólisis debido a que esta constituye las reacciones de inicio y acompañamiento del proceso de combustión, por lo que la suposición del cambio de la entalpía de la pirólisis igual al calentamiento de la biomasa sólo se aplicaría al porcentaje no combustionado. Si bien esta aproximación no considera el término de entalpía de las reacciones de pirólisis, el término “calentamiento” permite incorporar un término que indica la energía que es necesaria para que ocurra la pirólisis. La estimación es grosera, pero permite tener en cuenta el término de pirólisis, el cual implica que se necesita entregar mayor energía al sistema.

Entonces, la entalpía de pirólisis resulta:

$$\Delta H_{Piro}^o = (1 - 0.23) * Masa\ de\ biomasa * C_p * (T - 298)$$

$$\Delta H_{Piro}^o = (1 - 0.23) * m_{bio} * C_{p_{bio}} * (T_p - 298)$$

La capacidad calorífica de la biomasa se expresarse en función de la temperatura:

$$C_p(T) = (0.1031 + 0.003867 * T) * PM\ de\ biomasa \quad \left[\frac{J}{mol * K} \right]$$

Sumando los dos términos, la entalpía de reacción es:

$$\Delta H_R^o = (1 - 0.23) * m_{bio} * C_{p_{bio}} * (T_p - 298) - m_{bio} * 0.23 * PC$$

Obtenida la expresión de ΔH_R^o se procede al cálculo de la temperatura de entrada del aire en el gasificador como se muestra en la Figura 6.9.

$$\Delta H_R^T = \Sigma m_r * C_{P_r} * (25 - T) + \Delta H_R^o + \Sigma m_p * C_{P_p} * (T - 25)$$

donde

$$\Sigma m_r * C_{P_r} * (298 - T_e) = (298 - T_e) * [m_{n_2} * C_{P_{n_2}}(T_{me}) + m_{o_2} * C_{P_{o_2}}(T_{me})]$$

$$\Delta H_R^o = (1 - 0.23) * m_{bio} * C_{p_{bio}}(T_{pe}) * (T_p - 298) - m_{bio} * 0.23 * PC$$

$$\begin{aligned} \Sigma m_p * C_{P_p} * (T_{ox} - 298) = & (T_{ox} - 298) * [m_c * C_{P_c}(T_{mo}) + m_{co_2} * C_{P_{co_2}}(T_{mo}) + m_{n_2} * C_{P_{n_2}}(T_{mo}) + \\ & + m_{ch_4} * C_{P_{ch_4}}(T_{mo}) + m_{co} * C_{P_{co}}(T_{mo})] + (373 - 298) * m_{h_2o} * C_{P_{h_2oL}}(T_{ml}) + \\ & (T_{ox} - 373) * m_{h_2o} * C_{P_{h_2oG}}(T_{mg}) + m_{h_2o} * \lambda \end{aligned}$$

En las expresiones anteriores

Te= Temperatura de entrada del aire al gasificador,

Tp=Temperatura de pirólisis, considerada como el punto medio del rango de temperaturas visto en el Capítulo 1, es decir de 300°C (573 K),

PC= Poder calorífico de la biomasa,

Tox=Temperatura de salida de la etapa de oxidación, la cual se estimó en 1150 K en el Capítulo II del presente trabajo,

C_p = Capacidad calorífica, están evaluados a la temperatura media del intervalo de temperatura analizado.

$$T_{me} = \frac{T_e+298}{2} \quad T_{pe} = \frac{T_p+298}{2} \quad T_{mo} = \frac{T_o+298}{2} \quad T_{ml} = \frac{373+298}{2}$$

$$T_{mg} = \frac{373+T_o}{2}$$

λ = Calor de vaporización del agua: 2259 kJ/kg

Los caudales másicos de los componentes para el cálculo se muestran en las Tablas 6.26 y 6.27.

Tabla 6.26. Entradas al gasificador

Biomasa	O ₂	N ₂
315.23	102.91	338.56

Tabla 6.27. Salida de la zona de oxidación

C	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	H ₂ O
98.7	54.24	77.21	12.58	338.56	175.41

Considerando que las pérdidas de energía son despreciables debido a la aislación analizada en el Capítulo IV, la temperatura de entrada del aire resulta:

$$T_e = 756.43 \text{ K} = 756 \text{ K}$$

Análisis Pinch en la planta

Se recurre a la utilización de la herramienta PINCH para obtener las curvas compuestas de las corrientes frías y calientes de la planta, con el objetivo de poder aprovechar el calor de cada una de las corrientes, y poder cruzarlas para poder disminuir al mínimo la cantidad de intercambiadores a utilizar.

Las corrientes que se utilizaron para el análisis fueron:

- Gas de síntesis, entre la salida de los tres ciclones y el venturi.** Se debe enfriar el gas resultante de la gasificación con el objetivo de facilitar la eliminación de contaminantes, como es la condensación de los alquitranes en el venturi, y evitar un excesivo arrastre de agua. El gas sale del gasificador a 921 K. Se asume una pérdida de 3°C en el proceso. Por lo tanto, esta corriente debe ser enfriada desde:

T1: 918 K

T2: 373 K

Caudal másico: 2056 kg/h

2. **Aire empleado para la gasificación.** Se debe precalentar el aire de ingreso al gasificador con el objetivo de cumplir la demanda energética de la reacción y no alterar la performance de la misma. En base al balance realizado, el aire debe entrar al gasificador a 756 K. Se considerarán 3°C más por pérdidas.

T1:298 K

T2: 759 K

Caudal másico: 1324 kg/h

Se empleó en el análisis Pinch, un $\Delta T_{min}=10^{\circ}\text{C}$ (Figura 6.11).

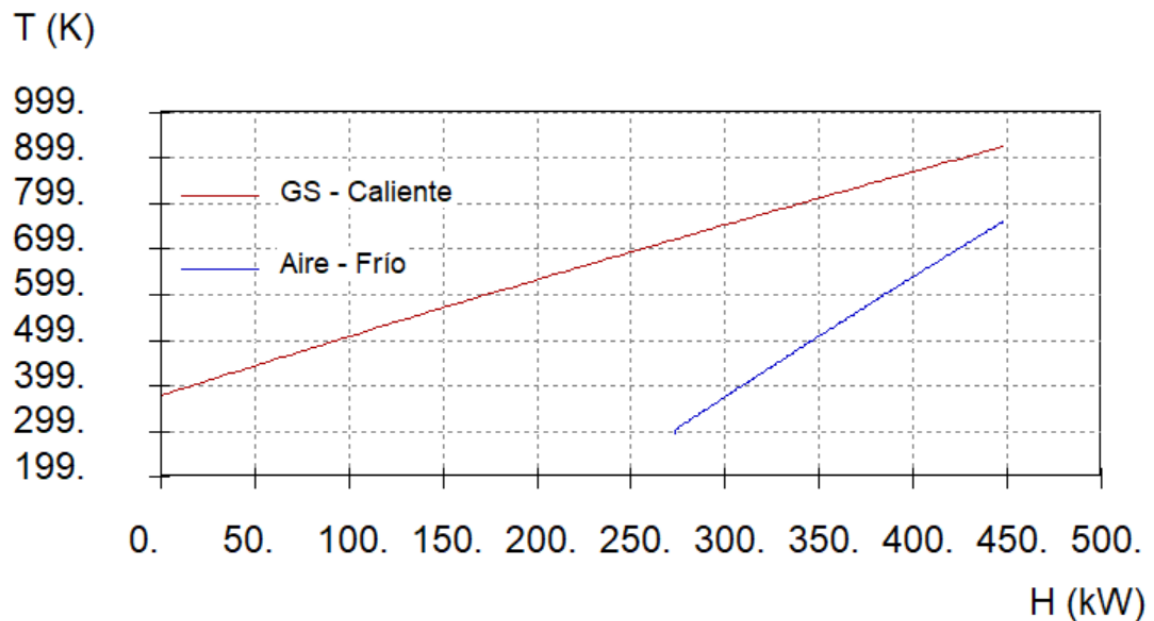


Figura 6.11. Análisis Pinch. Intercambiador gas-aire

Bajo este análisis, en el intercambiador gas-aire:

- Se enfría el gas desde 918 K hasta los 720 K.
- Se calienta el aire desde los 293 K hasta los 759 K.

El área de intercambio de calor necesario es de **45 m²**. El calor a intercambiar es de 174 kW. Para enfriar el gas desde los 638 K hasta los 373 K, se debe emplear una corriente auxiliar que será de agua.

Se vuelve a realizar el análisis Pinch para poder estimar el área de intercambio de calor y también el caudal de agua que será necesario. El agua, luego de ser utilizada en el intercambiador, se dirige a la torre de enfriamiento, a la cual no puede entrar a más de

50°C, para que sea eficiente. Se estima que se enfriará hasta los 30°C, por lo tanto, se diseña el intercambiador de calor entre los 30 y 50°C de ingreso y salida de agua.

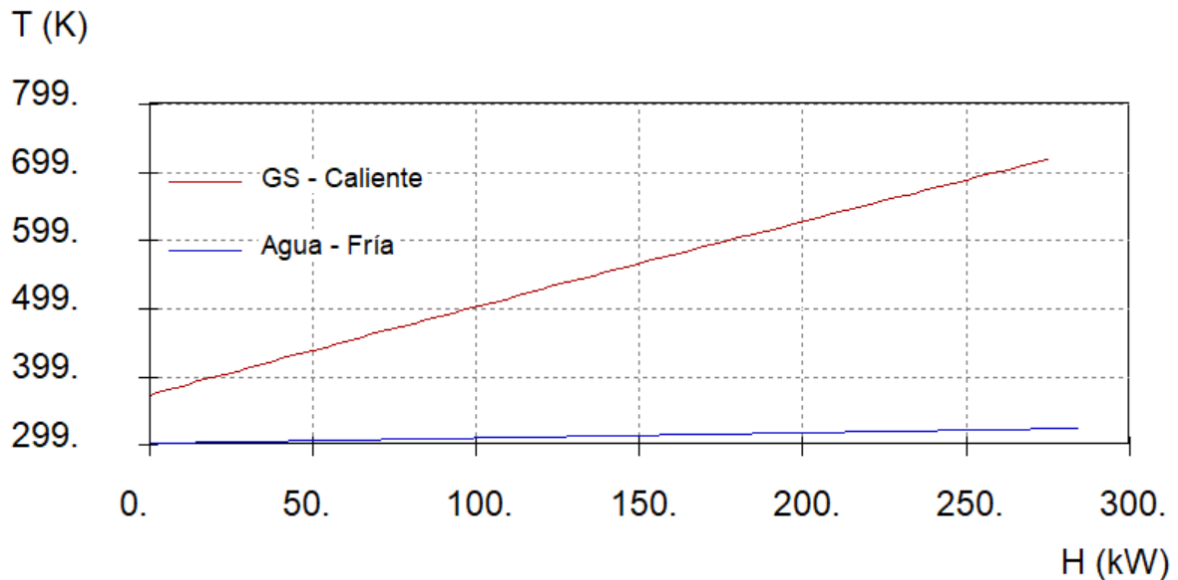


Figura 6.12. Análisis Pinch. Intercambiador gas-agua

Para enfriar el gas hasta los 373 K, se precisan **28 m²** de área de intercambio de calor, utilizando un caudal de agua de **11 m³/h**. El calor a intercambiar es de 284 kW.

Diseño del intercambiador gas-aire

Con el objetivo de cumplir las especificaciones energéticas anteriormente mencionadas, se decide emplear un intercambiador de calor de tubos y coraza debido a la facilidad que presenta este equipo para el manejo de caudales elevados.

El mismo consiste en un tubo de gran diámetro (coraza) que contiene en su interior varios tubos. Para decidir por dónde va cada fluido, se debe tener en cuenta que los tubos son más fáciles de cambiar y/o limpiar que toda la coraza. Por lo tanto, se envía al gas de síntesis por los mismos, ya que todavía no completó su etapa de limpieza, y al aire por la coraza.

Para encarar el diseño del equipo, se utiliza la metodología de cálculo descrita por Eduardo Cao en *Intercambiadores de calor* y el programa utilizado para el análisis Pinch. En el programa, para la estimación del área de intercambio de calor para un determinado requerimiento energético, se calculan los coeficientes de transferencia de calor. Estos son estimados a partir de:

- a. Velocidad del fluido en tubos/coraza
- b. Diámetro del área de flujo
- c. Propiedades del fluido (viscosidad, conductividad térmica, densidad y capacidad calorífica). Se consideran las propiedades promedio en el rango de temperatura considerado. Se obtuvieron las mismas del UNISIM.

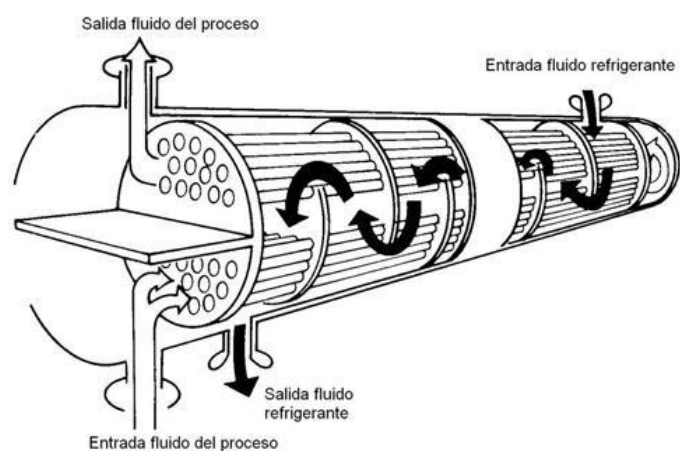
Por lo tanto, se realiza el siguiente esquema de cálculo iterativo:

1. A partir de las velocidades sugeridas para cada fluido, con el caudal volumétrico se estima un área de flujo para cada uno, y consecutivamente, un diámetro.
2. Se calcula el área de transferencia de calor en el programa
3. Se buscan diseños de intercambiadores de calor que se asemejen a tales dimensiones y velocidades de fluido.
4. Con el diseño propuesto, se vuelven a estimar las velocidades y área de flujo. Cabe destacar que la pérdida de carga en el equipo no debe ser excesiva.
5. Se vuelve a calcular el área, hasta llegar al diseño acorde.

En base a lo mencionado, para el intercambiador de calor gas de síntesis/aire, se propone el diseño descrito en Tabla 6.28. En el Apéndice se encuentra el cálculo más detallado. Se consideró un área de intercambio levemente superior ya que en el programa no se considera el ensuciamiento de los tubos.

Tabla 6.28. Dimensiones del intercambiador de calor gas/aire

Diámetro coraza (in)	33
Diámetro nom. tubo (in)	1
BWG	8
Largo tubos (m)	2,5
N° de tubos	255
Arreglo de tubos	Cuadrado
Pitch (in)	1,25
Pasos por los tubos	1
Pasos por la coraza	1
N° de baffles	3
Área int. calor (m ²)	51



Las condiciones de operación se encuentran en Tabla 6.29.

Tabla 6.29. Condiciones de operación intercambiador de calor.

	Gas de síntesis	Aire
Velocidad (m/s)	31,29	5,73
Caída de presión (kPa)	1,62	0,02

Enfriamiento del agua

El intercambiador agua-gas se diseña considerando que el agua saliente del intercambiador de calor se enfría y se recircula en busca de minimizar el consumo de este recurso.

Para diseñar la torre de enfriamiento de agua, se utiliza la humedad relativa característica de Pasco y su altitud sobre el nivel del mar para calcular la temperatura de bulbo húmedo del aire en las condiciones elegidas con un diagrama psicrométrico (Figura 6.13). De este modo, se determina la temperatura más baja a la que se puede enfriar el agua para ser reutilizada. Además, se suponen las condiciones climáticas menos favorables para la ubicación de la planta (Pasco, Córdoba) (Tabla 6.30). 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 6.30. Condiciones climáticas menos favorables para el proceso, utilizadas para el diseño.

Humedad relativa	Temperatura máxima	Altura sobre nivel del mar	Temperatura de bulbo húmedo
46%	35 °C	185 m	25.3 °C

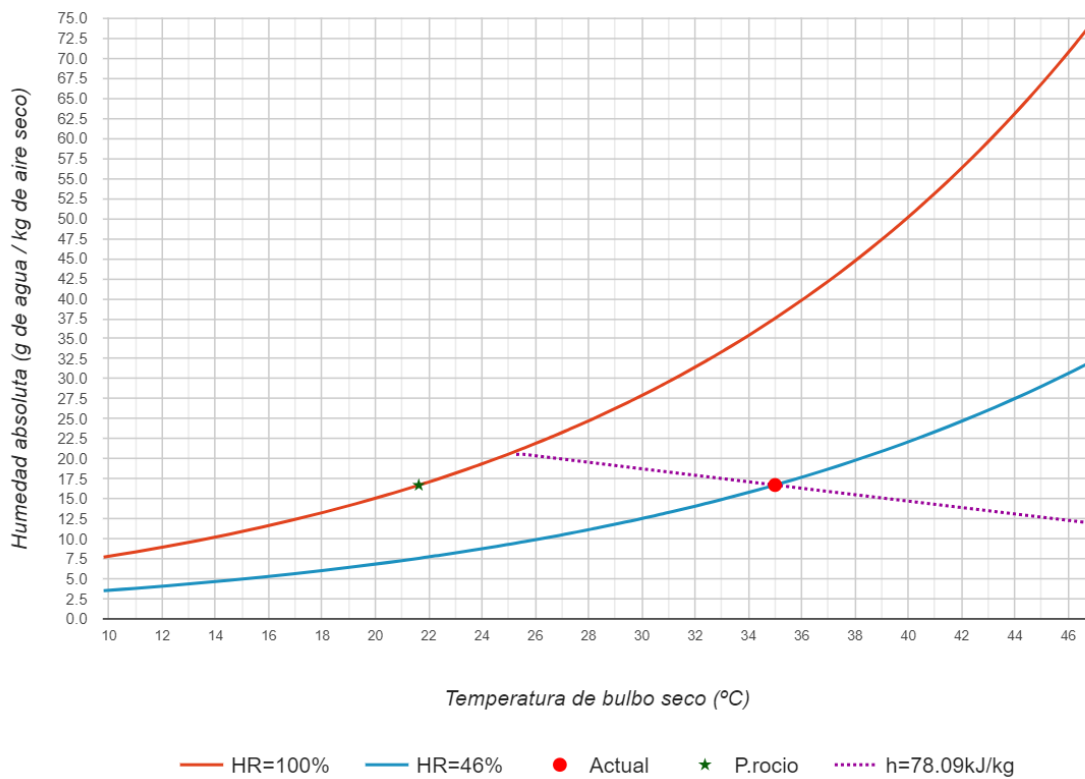


Figura 6.13 . Diagrama psicrométrico evaluando las peores condiciones climáticas para el proceso.

Teniendo en cuenta estas condiciones, se decide ser conservador en el diseño y se considera que ante el resto de las circunstancias la torre se encuentra sobredimensionada.

El diseño de la torre de enfriamiento se encuentra descrito en el Apéndice 6-C. La torre propuesta se simula en UNISIM DESIGN 390.1 con los parámetros de diseño (condiciones de entrada, caudal de aire utilizado y operación atmosférica) y el reciclo de la corriente enfriada.

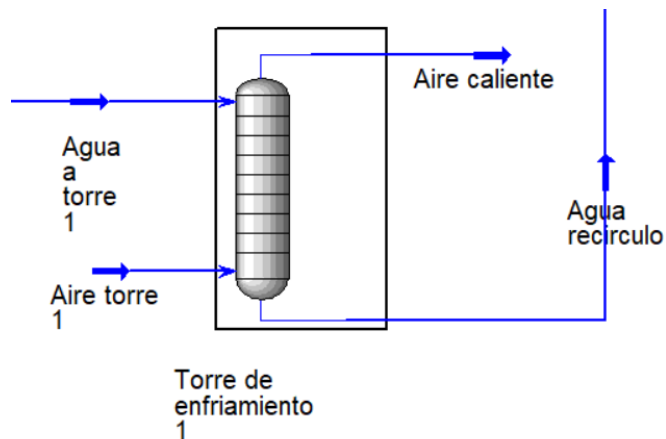


Figura 6.14. Torre de enfriamiento en simulador UNISIM 390.1.

Tabla 6.31. Corrientes de entrada y salida simuladas de la torre de enfriamiento.

Corriente	Agua a torre 1	Aire torre 1	Agua recirculo	Aire caliente
Fracción vapor	0.0	1.0	0.0	1.0
Temperatura (°C)	49.5	35.0	29.9	44.9
Flujo másico (kg/h)	11000.0	8114.0	10647.9	8466.1
g Agua/ kg Aire seco	-	21.0	-	65.3
Humedad relativa (%)	-	46.0	-	100.0

Para reponer las pérdidas de agua en el enfriamiento se agrega agua de pozo antes de volver a ingresar el agua al intercambiador de calor (Tabla 6.32).

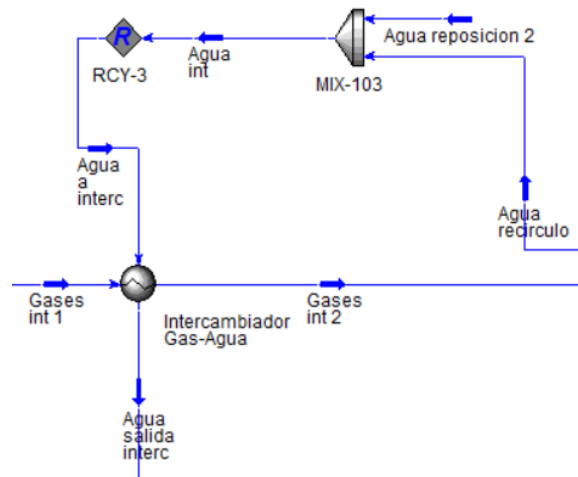


Figura 6.15. Reposición y recirculación de agua enfriada en simulador UNISIM 390.1.

Tabla 6.32. Corrientes de para recirculación a intercambiador de calor.

Corriente	Agua recirculo	Agua reposición 2	Agua int
Temperatura (°C)	29.9	25.0	29.7
Flujo másico (kg/h)	10647.9	352.1	11000.0

Planta tratamiento y recirculación de agua

La salida inferior del lavador Venturi se encuentra compuesta por agua contaminada con los sólidos y el tar removido. En busca de recircular el agua utilizada, se propone tener

una planta de tratamiento de agua. Además de limpiar la corriente del Venturi, también se elimina el amoníaco absorbido en el lavador y en el absorbedor posterior.

La planta propuesta consiste en un depósito de agua, una bomba, un multifiltro, un filtro de tela, un reactor homogéneo, un evaporador de múltiple efecto con condensador y una torre de enfriamiento (Figura 6.16).

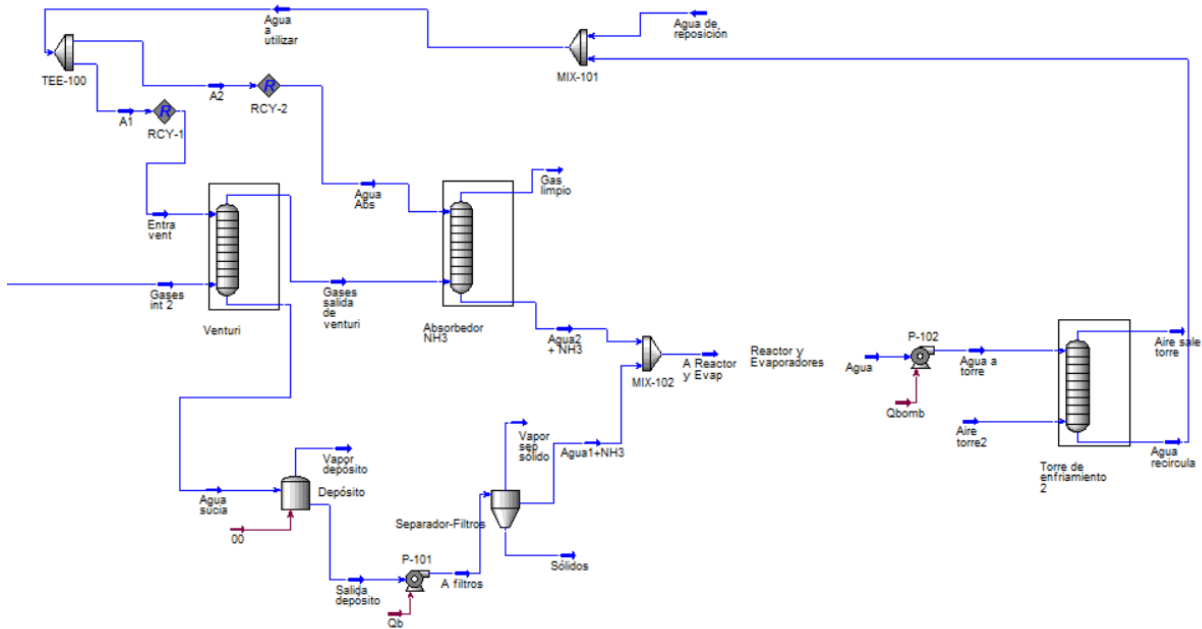


Figura 6.16. Diagrama esquemático de la planta de tratamiento de agua.

1. Depósito de agua

La finalidad del depósito es recoger el agua que por gravedad sale del lavador, para luego ser bombeada y que circule por los filtros para la separación de sólidos y tar.

2. Bomba de agua

Se hace uso de una bomba para garantizar la circulación del agua por el sistema de separación. La potencia de la bomba depende de la caída de presión de los medios filtrantes, la altura hasta la que se deba bombear el fluido y del caudal del mismo (aproximadamente 7 m³/h). Por lo tanto, La bomba debe ser capaz de vencer la caída de presión del circuito al caudal requerido.

3. Filtros de arena y astillas

Tienen la función de filtrar el agua que contiene sólidos en suspensión y alquitranes. La capacidad de filtrado depende del tamaño del medio filtrante (tamaño de grano en el caso de arena y tamaño de partícula en el caso de astillas). La ventaja de utilizar astillas como medio filtrante es que estas pueden ser

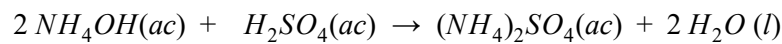
posteriormente secadas e introducidas en el gasificador para producir gas con lo que se evita tratar el medio filtrante como residuo.

4. Filtro de tela

Se encarga de retener arena y/o astillas arrastradas por el agua luego de pasar por los filtros.

5. Reactor homogéneo

Se alimenta un reactor TAC (tanque de agitación continua) con la corriente de agua proveniente de los filtros y con el agua utilizada en el absorbedor posterior al lavador venturi. La alimentación contiene amoníaco disuelto que debe eliminarse para poder recircular el agua y mantener el gas de síntesis libre de amoníaco. En estado acuoso, el amoníaco hidroliza formando hidróxido de amonio (NH_4OH). Para eliminar este compuesto, el mismo se neutraliza con ácido sulfúrico:



La entalpía de la reacción de neutralización se calcula a partir de las entalpías de formación de los reactivos y productos:

$$\begin{aligned} \Delta H_{f((\text{NH}_4)_2\text{SO}_4)} &= -1181 \text{ kJ/mol} \times 1 \text{ mol} &&= -1181 \text{ kJ} \\ \Delta H_{f(\text{H}_2\text{O}(l))} &= -285.8 \text{ kJ/mol} \times 2 \text{ mol} &&= -571.6 \text{ kJ} \\ \Delta H_{f(\text{H}_2\text{SO}_4)} &= -909 \text{ kJ/mol} \times 1 \text{ mol} &&= -909 \text{ kJ} \\ \Delta H_{f(\text{NH}_4\text{OH})} &= -80.8 \text{ kJ/mol} \times 2 \text{ mol} &&= -161.6 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\Delta H_r = (-1181 \text{ kJ} + -571.6 \text{ kJ}) - (-909 \text{ kJ} + -161.6 \text{ kJ}) = -682 \text{ kJ}$$

71

Por lo tanto, el calor de reacción es exotérmico y es posible determinar la temperatura de la corriente de salida del reactor. La corriente a tratar posee disuelto los 4.08 kg/h de amoníaco formados en el proceso de gasificación, por lo que se calcula la cantidad de moles de ácido sulfúrico que debe utilizarse y el calor liberado por la neutralización si la reacción sucede completamente.

$$\text{Moles}_{\text{NH}_3} = \frac{4.08 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{17 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 0.24 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 240 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$\text{Moles}_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\text{Moles}_{\text{NH}_3}}{2} = 120 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{reacción}} = 120 \frac{\text{mol}}{\text{h}} * 682 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -81778 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -22.72 \text{ kW}$$

El caudal total de agua proveniente del venturi y del absorbedor resulta de 10.500 kg/h. Sabiendo que la corriente resultante posee una temperatura de 40°C,

⁷¹ Obtenido de Chemistry.

se calcula la temperatura de salida considerando que el reactor opera adiabáticamente:

$$-Q_{reacción} = Q_{sistema}$$

$$Q_{sistema} = +22.72 \text{ kW} = 17350 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} (T_f - 40 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$T_f = 41.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6. Evaporador-Condensador

La corriente de agua posee a esta altura sulfato de amonio disuelto. Esta sal tiene actualmente valor comercial como fertilizante. Para poder comercializar este producto sólido o como un líquido concentrado (40% de sal peso en peso), se necesitaría calentar y evaporar la totalidad del agua. La evaporación de semejante cantidad de agua implicaría un gasto energético muy elevado, entonces se propone utilizar un evaporador de múltiple efecto (Figura 6.17) para evaporar el 50% del agua.

Esta tecnología consiste en un conjunto de evaporadores conectados entre sí en serie en el que el vacío aumenta progresivamente del primero al último. Esto hace que la temperatura de ebullición, en principio, vaya disminuyendo, por lo que es posible utilizar el vapor generado en un evaporador (o efecto) como fluido calefactor del siguiente efecto, produciéndose un efecto cascada. Su principal ventaja respecto a un único evaporador reside en el ahorro tanto de fluido calefactor como de fluido refrigerante. Para tratar caudales elevados, ésta es una de las opciones más competitivas a nivel económico.^{72 73}

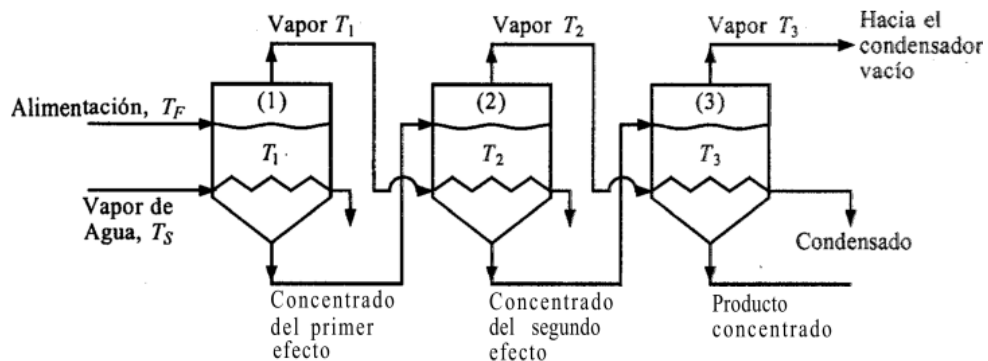


Figura 6.17. Evaporador de triple efecto con alimentación hacia adelante.

La alimentación de vapor calefactor del primer evaporador se considera que proviene de la empresa productora de maní (Manisel S.A.). El vapor generado puede

⁷² Obtenido de "Fundamentos de la evaporación al vacío"

⁷³ 'Procesos de transporte y operaciones unitarias'. C.J. Geankopolis. 3ª Edición

condensarse y luego enfriarse en una torre de enfriamiento para su recirculación. La solución con la sal disuelta puede posteriormente ser tratada por ósmosis inversa para obtener una concentración de sal apta para la comercialización. Sin embargo, en este trabajo no se continúa con el análisis.

7. Torre de enfriamiento

El agua libre de la sal que se obtiene de los evaporadores debe enfriarse en una torre de enfriamiento para ser reutilizada en el Venturi y en el absorbedor. Se diseña una torre de enfriamiento repitiendo el procedimiento realizado para el enfriamiento de agua de los intercambiadores de calor. En busca de conocer la composición de las corrientes efluentes de la torre, ésta se simula en UNISIM DESIGN 390.1 con parámetros como condiciones de entrada, caudal de aire utilizado y operación atmosférica. Se considera que la temperatura del agua a la entrada es de 90°C (proveniente de sistema de evaporadores) que se enfría hasta 30°C, teniendo en cuenta las condiciones climáticas descritas anteriormente.

Finalmente, el caudal de agua disponible para recircular resulta de 8675 kg/h. Antes de ser reutilizada, se repone el agua perdida con agua de pozo a 25 °C hasta obtener el caudal necesario para el Venturi y el absorbedor.

Impulsión de corrientes

Gas de síntesis

Los equipos para compresión y movimiento de gases se clasifican teniendo en cuenta el intervalo de diferencia de presión que pueden producir. Según este criterio el orden creciente es, ventiladores-soplantes-compresores.

Las caídas de presión desde el gasificador hasta el motor de combustión interna se presentan en Tabla 6.33. Las pérdidas de carga marcadas en la tabla se suponen de la siguiente manera. En busca de ser conservadores, se sobreestiman las caídas de presión en las cañerías con un valor de 300 Pa en cada tramo entre equipos. Este valor podría determinarse analíticamente si se conociera la longitud de tramo recto de cada tramo y los accesorios utilizados (codos, reducciones, entre otros). Por otro, la pérdida de carga del segundo intercambiador se considera igual a la del primer intercambiador de calor. Este valor se encuentra sobreestimado porque a partir de las áreas de cada intercambiador puede deducirse que el intercambiador agua-gas tiene un menor tamaño y probablemente una menor pérdida de carga.

Tabla 6.33. Caídas de presión del gas de síntesis a través del proceso.

	delta P (kPa)	Presión sin ventilador (kPa)	VENTILADOR	Presión con ventilador (kPa)
Salida gasificadores	0,3	101,0		101,0
Tramo cañería 1	0,3	100,7		100,7
Salida ciclones	0,7	100,0		100,0
Union triple + Tramo cañería 2	0,5	99,5	5	105,0
Salida intercambiador de calor gas/aire	1,6	97,9		103,4
Tramo cañería 3	0,3	97,6		103,1
Salida intercambiador de calor gas/agua	1,6	96,0		101,5
Tramo cañería 4	0,3	95,7		101,2
Salida venturi	5,2	90,5		96,0
Tramo cañería 5	0,3	90,2		95,7
Salida absorbedor	0,3	89,9		95,4
Tramo cañería 6	0,3	89,6	5	100,4
Salida lecho fijo edh	1,2	88,4		99,2
Tramo cañería 7	0,2	88,2		99,0
Entrada Motor				

Los ventiladores centrífugos pueden aumentar la presión del gas entre 1,3 y 15 kPa y manejar grandes caudales, por lo tanto, estos equipos son aptos para este proceso⁷⁴. Cabe destacar que no aumentan la temperatura del gas ya que no lo comprimen, y según el material y el diseño que tengan, pueden ser utilizados a temperaturas elevadas, y ser resistentes a la abrasión por parte de los sólidos arrastrados.

Se colocará un ventilador centrífugo entre la unión triple y el intercambiador gas/aire (Ventilador 1), con el objetivo de vencer la caída de presión de los equipos aguas abajo y no perjudicar su performance (Tabla 6.33). Se colocará también un ventilador centrífugo entre la salida del absorbedor y la entrada al lecho de esponja de hierro (Ventilador 2). Para evitar

⁷⁴ Obtenido de “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Mc Cabe Smith”

que el ventilador se dañe por el arrastre de agua proveniente del absorbedor, se considerará un 20% más de altura de relleno arriba de la entrada del agua. La caída de presión a vencer de cada ventilador se encuentra detallada en la Tabla 6.33.

La implementación de estos impulsores centrífugos permite trabajar durante todo el proceso con condiciones cercanas a las atmosféricas. De este modo, se considera que los diseños realizados en el Capítulo V y en el presente capítulo no presentarán cambios significativos.

Aire a los gasificadores

En busca de garantizar el ingreso del aire necesario para el sistema de gasificación, se utiliza un forzador a la entrada del intercambiador aire-gas para vencer la caída de presión de este equipo. Esta pérdida de carga para el aire resulta de 20 Pa. Para el cálculo de la potencia del forzador, se considera una caída de presión de 300 Pa ya que el aire no sólo debe pasar por el intercambiador, si no que también debe ser impulsado hasta los gasificadores.

Circuito de agua

Se deben implementar bombas centrífugas para garantizar su circulación en los siguientes tramos:

- Intercambiador de calor gas/agua - Torre de enfriamiento : 1
- Venturi - Absorbedor- evaporadores: 5

El tramo que presenta más caída de presión es el del venturi-absorbedor. Por lo tanto, se estima la potencia necesaria en ese tramo, y se sobreestima el resto de las mismas.

Grupo electrógeno⁷⁵

Potencia del motor cuando se utiliza gas pobre

La potencia de un motor que funciona con gas pobre vendrá determinada por los mismos factores que en el caso de los motores que funcionan con combustibles líquidos, es decir:

- el valor calorífico de la mezcla combustible de gas pobre y aire que entra en el motor en cada golpe de combustión;
- la cantidad de mezcla combustible que entra en el motor durante cada golpe de combustión;
- la eficiencia con que el motor transforma la energía térmica de la mezcla combustible en energía mecánica (potencia en el eje);
- el número de golpes de combustión (número de revoluciones por minuto: rpm);

La adaptación de un motor para funcionar con gas pobre o con doble combustible lleva generalmente a una reducción de la potencia. A continuación se analizan las razones así como las posibilidades de reducir al mínimo la pérdida de potencia.

a. Valor calorífico de la mezcla

El valor calorífico del gas pobre depende de las cantidades relativas de los diferentes componentes combustibles: monóxido de carbono, hidrógeno y metano. El valor calorífico de estos tres gases se presenta en la Tabla 6.34.

Sin embargo, a fin de conseguir la combustión, el gas pobre tiene que mezclarse con una cantidad apropiada de aire. La mezcla combustible tendrá un menor valor calorífico, por unidad de volumen, que el gas pobre solo.

Las cantidades de oxígeno necesarias para una combustión completa (combustión estequiométrica) de cada uno de los componentes del combustible, se presentan también en la Tabla 6.34.

⁷⁵ Obtenido de El Gas de Madera como Combustible para Motores

Tabla 6.34. Valores caloríficos y demandas estequiométricas de O₂ de los gases combustibles del syngas

Gas	Valor kJ/Nm ³	Demanda estequiométrica de oxígeno (m ³ /m ³)
CO	12655	0.5
H ₂	10770	0.5
CH ₄	35825	2.0

Los valores caloríficos del gas pobre y de las mezclas con aire son alrededor de 2500 kJ/m³. Cuando se compara este valor con el valor calorífico de una mezcla estequiométrica de gasolina y aire (alrededor de 3 800 kJ/m³), resulta evidente la diferencia de potencia de salida entre un motor determinado alimentado con gasolina y con gas pobre. Puede esperarse una pérdida de potencia de alrededor del 35% como resultado del menor valor calorífico de la mezcla de gas pobre y aire.

b. Cantidad de mezcla combustible suministrada al cilindro

La cantidad de mezcla combustible que entra realmente en el cilindro de un motor viene determinada por el volumen del cilindro y la presión del gas en éste en el momento del cierre de la válvula de entrada.

El **volumen del cilindro es una constante para un motor dado**. La presión real de la mezcla combustible al comienzo de la carrera de compresión depende, sin embargo, de las características del motor (especialmente el diseño de la tubuladura de admisión y el paso de admisión de aire), de la velocidad del motor (mayores velocidades tienden a traducirse en menores presiones) y de la presión del gas que entra en la tubuladura de admisión de aire. Los dos primeros factores están incorporados en la denominada "eficiencia volumétrica" del motor, que se define como la relación entre la presión real del gas en el cilindro y la presión normal (1 atm). Normalmente, cuando los motores funcionan a las velocidades de diseño, muestran eficiencias volumétricas que varían entre **0.7 y 0.9**.

La presión del gas en la tubuladura de admisión de aire depende de la caída de presión en todo el sistema de gasificación, es decir, gasificador, refrigerador/depurador y carburador gas/aire. Esta caída reduce de nuevo la presión de entrada con un factor de 0.9.

En resumen, **hay que llegar a la conclusión de que la cantidad real de gas combustible disponible en el cilindro será sólo del 0.65 al 0.80 del valor máximo teórico**, debido a las pérdidas de presión en el recorrido hasta el cilindro. Esto reduciría lógicamente la potencia máxima de salida del motor.

c. Eficiencia del motor

La eficiencia con que un motor puede transformar la energía térmica del combustible en potencia mecánica (eje) depende en primer lugar del índice de compresión del motor.

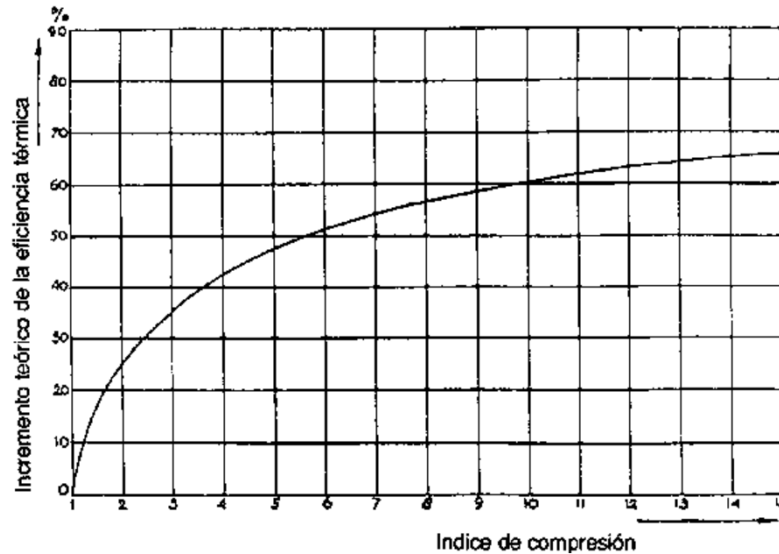


Figura 6.18. Relación entre el índice de compresión y la eficiencia térmica de un motor.

En el caso de los motores alimentados con gasolina, el índice posible de compresión está limitado por el número de "octanos" del combustible, que es una medida del índice de compresión en que tiene lugar la detonación o "golpeteo" (que puede ocasionar serios daños al motor). Las mezclas de gas pobre y aire presentan unos números de octanos superiores a los de las mezclas de gasolina y aire.

Por este motivo, pueden emplearse unos índices de compresión superiores (**hasta 1:11**) con el gas pobre, lo que se traduce en una mejor eficiencia térmica del motor y en un aumento relativo de la potencia de salida en el eje del motor.

d. Velocidad del motor

Como la potencia del motor se define por unidad de tiempo, dicha potencia depende de la velocidad.

Para motores diesel, la potencia de salida está en relación aproximadamente lineal con las rpm. Para motores con encendido de chispa el incremento de potencia es inferior al lineal debido a los cambios de los diferentes factores de eficiencia.

Cuando se calcula la potencia de salida de un motor de 4 tiempos, hay que dejar un margen por el hecho de que sólo una de cada dos rotaciones representa un golpe o carrera de compresión y combustión.

La velocidad máxima de los motores alimentados con gas pobre viene limitada por la velocidad de combustión de la mezcla combustible de gas pobre y aire. Como esta velocidad es baja, en comparación con las mezclas combustibles de gasolina y aire, la eficiencia del motor puede caer muchísimo si la velocidad de combustión de la mezcla y la velocidad media del pistón se hacen del mismo orden de magnitud.

En los tipos de motores que se producen actualmente en serie, cabe esperar que este fenómeno **se produzca a velocidades del motor de alrededor de 2 500 rpm. Los motores alimentados con gas pobre deben por tanto funcionar generalmente por debajo de esta velocidad.**

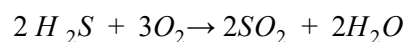
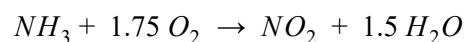
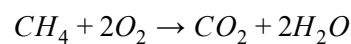
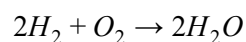
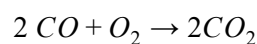
Diseño

Balance de masa en el motor

Para realizar la combustión del gas dentro del motor se utiliza aire como comburente, en condiciones normales de presión y temperatura. Se toman como hipótesis las siguientes consideraciones: se produce la combustión completa, se introduce un exceso de aire de hasta el 10%⁷⁶, y se forma SO₂ y NO₂ a partir de H₂S y NH₃ respectivamente.

Se regulará el ingreso del syngas al motor por una electroválvula.

Las reacciones de combustión son:



En base a las reacciones mencionadas, se precisa de 1799.57 kg/h de aire estequiométrico. Por lo tanto, el caudal real empleado será de 1979.53 kg/h. En el Apéndice E se puede observar el cálculo más detallado.

A partir del balance de masa, se estima la entrada y salida de contaminantes del motor en Tabla 6.35, asumiendo combustión completa.

⁷⁶ Obtenido de Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz

Tabla 6.35. Entrada y salida de contaminantes, asumiendo combustión completa.

Contaminantes	Entrada		Salida	
	kg/h	mol/h	kg/h	mol/h
NH ₃	0.0001	0.0059	0.0000	0.0000
H ₂ S	0.0266	0.7835	0.0000	0.0000
NO ₂	0.0000	0.0000	0.0003	0.0059
SO ₂	0.0000	0.0000	0.0501	0.7835

Elección del grupo electrógeno

En base a los poderes caloríficos de CH₄, H₂ y CO₂ se vuelve a calcular el poder calorífico inferior (PCI) del gas, como se realizó en el Capítulo II, resultando de 4.5 MJ/Nm³.

Con el PCI, y el caudal del gas en CNPT⁷⁷, que resulta de 0.38 Nm³/s, se estima que la potencia disponible del gas de síntesis obtenido es de 1706.5 kW.

Se buscó en los catálogos de *Caterpillar* generadores de potencia eléctrica a gas. Para ello, se buscó equipos cuya potencia máxima esté comprendida entre los 1000 y 2000 kVA. A partir de la velocidad del motor en rpm y su cilindrada, se estima el volumen máximo de gas que puede entrar al motor, y afectando por una eficiencia volumétrica del 80%, se calcula cuánto entra en realidad. Se busca que esta última esté cercana al caudal de syngas generado, para que no se desperdicie ni se sobredimensione al equipo. En la Tabla 6.36 se pueden observar los distintos motores evaluados. Los pasos seguidos para el cálculo se pueden seguir en el Apéndice 6-E.

Tabla 6.36. Análisis de generadores a gas serie CG170 de Caterpillar para el presente trabajo

Motor	Caterpillar					
	CG170-12 (50 HZ) 1200 kWe	CG170-16 (50HZ) 1560 kWe	CG170-20 (50HZ) 2000 kWe	CG170-12 (60 HZ) 1200 kWe	CG170-16 (60 HZ) 1560 kWe	CG170-16 (60 HZ) 2000 kWe
Cilindrada (D)	53.10	70.80	88.50	53.10	70.80	88.50
rpm	1500.00	1500.00	1500.00	1800.00	1800.00	1800.00
Entrada máx. de aire/gas (m3/s)	0.66	0.89	1.11	0.80	1.06	1.33
Coef aire/gas est	1,1:1,0	1,1:1,0	1,1:1,0	1,1:1,1	1,1:1,2	1,1:1,3
Máx. entrada de gas (m3/s)	0.32	0.42	0.53	0.38	0.51	0.63
Eficiencia vol. del gas (f)	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
Entrada real del gas (m3/s)	0.25	0.34	0.42	0.30	0.40	0.51

⁷⁷ Condiciones normales de presión y temperatura

Pci gas (MJ/Nm ³)	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50
Potencia térmica gas (MW)	1.14	1.52	1.90	1.37	1.82	2.28
Máx. eficiencia eléctrica	0.44	0.42	0.44	0.42	0.41	0.41
Potencia eléctrica (kWe)	501	638	835	574	747	934
Máx. eficiencia térmica	0.44	0.44	0.43	0.44	0.44	0.44
Potencia térmica (kWt)	500.99	667.99	816.01	601.19	801.59	1001.99
Potencia total (kW)	1001.99	1305.62	1651.00	1175.06	1548.53	1935.66

En base a lo analizado, se decide utilizar el generador CG170-16 (60 HZ) |1560 kWe. Con el mismo, se estima que la potencia eléctrica obtenida será de **747 kWe**, que es menos de la mitad de la máxima que puede obtener el motor en continuo. Esto se debe a que el syngas posee un poder calorífico mucho menor que si fuera gas natural o biogás.

Los humos de combustión, según el catálogo de Caterpillar para la quema de biogás, se refrigeran hasta 150°C, ya que cuenta con camisa de enfriamiento con agua.

Las especificaciones del generador elegido se puede observar en el Apéndice 6-E. Se utilizó para el cálculo las eficiencias obtenidas para biogás, ya que no se disponían para syngas.

Antorcha⁷⁸

Las antorchas son elementos de seguridad y protección para el medio ambiente. Los productos de combustión son ambientalmente más ecológicos que los gases no quemados. Los objetivos principales de la antorcha son la liberación de gas en situaciones de emergencia y quemar de forma segura y controlada estos gases no utilizables, evitando su emisión directa a la atmósfera. La antorcha debe quemar el gas producido en exceso y no utilizado, como en el caso de una parada del motor de combustión.

Para realizar la combustión dentro de la antorcha se emplea aire como comburente en condiciones normales de presión y temperatura. Además, se toman como hipótesis las siguientes consideraciones:

- se produce la combustión completa,
- se introduce un exceso de aire de hasta el 30%⁷⁹,

⁷⁸ Antorchas EMISON

⁷⁹ Obtenido de Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz

- y se forma SO_2 y NO_2 a partir de H_2S y NH_3 respectivamente.

Utilizando el mismo procedimiento de cálculo que para el motor de combustión interna, se precisará 2339.5 kg/h de aire. En el Apéndice F se puede observar el balance de masa en la antorcha.

Elección de la antorcha

Se busca en el catálogo de *Emison* una antorcha acorde al caudal de syngas generado, que como se ha mencionado, es de 1477.6 Nm^3/h . El número que le sigue a “AS” significa el caudal máximo de syngas en Nm^3/h .

Tabla 6.37. Antorchas quemadoras de syngas, disponibles en el catálogo de *Emison*

Modelo	Caudal volumétrico del syngas (Nm^3/h)	Altura del tubo (mm)	Diámetro del tubo (mm)	Diámetro de la base (mm)
AS-100	100	600	325	450
AS-175	175	750	375	450
AS-250	250	900	400	520
AS-400	400	1250	500	600
AS-600	600	1500	600	715
AS-800	800	1750	700	900
AS-1000	1000	2000	750	1040
AS-1250	1250	2000	900	1190
AS-1500	1500	2250	1000	1350
AS-1750	1750	2250	1100	1520
AS-2000	2000	2250	1200	1700
AS-2500	2500	2500	1400	2200
AS-3000	3000	2500	1600	3000
AS-3500	3500	3000	1800	3000
AS-4000	4000	4000	2000	3000

La más cercana al requerimiento es la **AS-1500**. El tubo tiene 2.25 m de altura y un diámetro de 1 m, y su base es de 1.35 m.



Figura 6.19. Antorcha Industrial Emison

Cañerías^{80 81}

Se entiende por cañería a todo el sistema formado por los caños, uniones, válvulas, tapones, todas las conexiones para el cambio de dirección de la cañería y la eventual aislamiento exterior de esta última, que se emplea para la conducción de gases, líquidos, semilíquidos, vapores, polvos, plásticos, cableados eléctricos, etc.

Las cañerías se clasifican de la siguiente forma:

- Cañerías destinadas a conducir productos de servicio (agua, vapor, combustible, etc.).
- Cañerías destinadas a conducir materias primas, productos en proceso y productos terminados.

Tabla 6,38. Colores fundamentales para cañerías según Norma IRAM 2507

⁸⁰ Norma Iram 2507.

⁸¹ Velocidades recomendadas en Apéndice.

Producto	Color fundamental
Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.)	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranja

A continuación, se detallan las cañerías a utilizar en la planta:

Línea de syngas

Al ser una línea de proceso, va pintada de gris con franjas naranjas, ya que una fuga del gas implicaría un riesgo para la seguridad personal, por su toxicidad e inflamabilidad, y además por su alta temperatura. Todas las uniones deben estar soldadas por tal motivo, y también se debe poner un cartel de advertencia en cañerías a temperaturas mayores a 40°C.

Se utiliza como velocidad recomendada en cañerías a la correspondiente al gas natural, que es de 30 m/s.

Se pueden identificar distintos tramos de esta línea:

❖ Gasificador - Unión de las tres corrientes

En este tramo, el caudal volumétrico es de 0.60 m³/s, por lo que se necesita una cañería de diámetro interno de 160 mm. La temperatura es de 643°C aproximadamente, por lo que se precisa de un material resistente a tal temperatura y a agentes corrosivos presentes en el gas, como lo es el acero inoxidable.

❖ Unión de las tres corrientes- Intercambiador de calor aire/gas

El caudal se triplica (1.81 m³/s), por lo que se necesitará un diámetro interno de 277 mm. También se emplea acero inoxidable.

❖ Intercambiador de calor aire/gas - Intercambiador de calor agua/gas

La temperatura en este tramo es de 435°C, por lo que se puede emplear una cañería de acero al carbono aquí y aguas debajo. El diámetro es de 246 mm.

❖ Intercambiador agua/gas - Venturi

Por la disminución de temperatura hasta 100°C, el caudal volumétrico disminuye a 0.775 m³/s. Por lo tanto, el diámetro en este tramo es de 181 mm.

❖ Venturi - Absorbedor

A la salida del venturi la corriente se encuentra a una temperatura de 48,5°C aproximadamente, y un caudal volumétrico de 0.602 m³/s, por lo que el diámetro es de 160 mm

❖ Absorbedor - Lecho de esponja de hierro

En este tramo se trata un caudal de 0.518 m³/s cuya temperatura es de 27°C, siendo necesaria una cañería de 148 mm de diámetro

❖ Válvula- Motor/Antorcha

Se precisa una cañería de diámetro de de las mismas características del tramo anterior.

Línea de aire

Para el transporte de aire la velocidad recomendada es de 20 m/s

❖ Forzador de aire - intercambiador gas/aire

El caudal de aire que ingresa al intercambiador es de 0.330 m³/s. Se precisa de un diámetro de 145 mm. El material es de acero al carbono.

❖ Intercambiador gas/aire - Gasificadores

En el intercambiador gas/aire, el aire aumenta su temperatura de 25 a 483°C. Se puede emplear una cañería de acero al carbono a la salida del intercambiador, cuyo diámetro a utilizar es de 228 mm (0.819 m³/s).

Línea de agua

Esta línea va pintada de color verde. El material a utilizar es polietileno reticulado. Se elige debido a su flexibilidad, dureza y rentabilidad, además de fácil instalación y mantenimiento. La velocidad recomendada es de 2 m/s.

Los tramos de esta línea son:

❖ Agua para el venturi

Es un caudal de $0.002 \text{ m}^3/\text{s}$ a temperatura ambiente. Se precisa un diámetro de 36 mm.

❖ Agua para el intercambiador de calor agua/gas

Es un caudal de $0.003 \text{ m}^3/\text{s}$ a temperatura ambiente. Se precisa un diámetro de 44 mm.

Línea de aire comprimido

El aire comprimido se utiliza para instrumentos de medición, válvulas aire abre/cierra, etc. Se identifica con el color azul.

Línea de agua de incendios

Se considera necesaria en esta planta porque el syngas es inflamable. Se identifica de color rojo.

Línea de electricidad

Se identifica de color negro.

Línea de gas natural

Es de hierro con pintura amarilla tipo epoxi.

Integración energética

Se estima la potencia realmente generada a partir de la resta de la potencia consumida por los equipos más energéticos de la planta.

Los gastos energéticos:

→ Ventiladores centrífugos

El primer ventilador debe impulsar un caudal volumétrico de gas de síntesis de $6520 \text{ m}^3/\text{h}$, mientras que el segundo ventilador impulsa un caudal de $1836 \text{ m}^3/\text{h}$. Entonces, se calcula la potencia que debe transmitir al fluido cada impulsor y se lo corrige por la densidad del aire en condiciones estándar. Para buscar un impulsor de este tipo en un catálogo es necesario hacer esta corrección porque los catálogos informan la potencia de los equipos impulsando aire a temperatura ambiente y condiciones atmosféricas.

$$\text{Ventilador 1: } Pot_1 = \Delta P * Q_{vol} * \frac{\rho_{aire\ estandar}}{\rho_{gas}} = 5\ kPa * 6520\ \frac{m^3}{h} \frac{1\ h}{3600\ s} * \frac{1.2\ \frac{kg}{m^3}}{0.3153\ \frac{kg}{m^3}} = 34.5\ kW$$

$$\text{Ventilador 2: } Pot_2 = \Delta P * Q_{vol} * \frac{\rho_{aire\ estandar}}{\rho_{gas}} = 5\ kPa * 1836\ \frac{m^3}{h} \frac{1\ h}{3600\ s} * \frac{1.2\ \frac{kg}{m^3}}{0.9266\ \frac{kg}{m^3}} = 3.03\ kW$$

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%⁸²:

$$\eta = \frac{Pot}{Pot_{bruta}} = 0.7$$

$$Pot_{bruta\ 1} = \frac{Pot_1}{0.7} = 49.3\ kW$$

$$Pot_{bruta\ 2} = \frac{Pot_2}{0.7} = 4.3\ kW$$

→ Bombas centrífugas

Se estima la potencia consumida por las mismas, a partir del consumo de la bomba del tramo torre de enfriamiento de agua - venturi y absorbedor.

El caudal a impulsar es de 17 m³/h y la caída de presión entre el venturi, absorbedor y torre de enfriamiento se estima de: 5 + 0.3 + 1.5 kPa = 6.8 kPa. Se considera un 20% más para las cañerías, resultando 8.2 kPa en total. Se considera una eficiencia del 80% para las bombas debido que las bombas reales, debido a la fricción y a otras deficiencias, tienen un rendimiento algo menor al ideal (eficiencia 100%).⁸³

La potencia bruta de la bomba es de:

$$Pot = \Delta P * Q_{vol} = 8.2\ kPa * 17\ \frac{m^3}{h} \frac{1\ h}{3600\ s} = 0.04\ kW$$

$$Pot_{bruta} = \frac{Pot_1}{0.8} = 0.05\ kW$$

Se precisan 6 bombas, por lo tanto, la potencia consumida en total es de 0.3 kW.

→ Tornillo y horno

A partir de la potencia del tornillo saliente de los gasificadores, se asume la misma potencia al horno rotatorio. Por lo tanto, se consumen 0.46 kW.

→ Cinta transportadora

Su consumo es de 2.45kW.

→ Forzadores

⁸² Obtenido de 'Operaciones Unitarias en Ingeniería Química' McCabe, Smith & Harriot.

⁸³ Obtenido de 'Operaciones Unitarias en Ingeniería Química' McCabe, Smith & Harriot.

El aire debe vencer una caída de presión de 300 Pa aproximadamente. Se estima la potencia necesaria del mismo modo que para los ventiladores.

$$Pot = \Delta P * Q_{vol} * \frac{\rho_{aire\ est\ andar}}{\rho_{aire}} = 0.3\ kPa * 1081\ \frac{m^3}{h} \frac{1\ h}{3600\ s} = 0.09\ kW$$

$$Pot_{bruta} = \frac{Pot_1}{0.7} = 0.13\ kW$$

Se asume la misma potencia para el quemador del forzador del horno rotatorio, y el de las dos torres de enfriamiento. La potencia de los mismos resulta de 0.52kW.

En base al consumo de los equipos mencionados, se asume un 30% más para contemplar instrumentos, iluminación, sistemas de control y otros gastos que no se tienen en cuenta en este análisis.

En resumen, los consumos de la planta se presentan en Tabla 6.39, y en la Tabla 6.40, el balance energético de la planta.

Tabla 6.39. Consumos energéticos de la planta

Consumos	Cantidad	Potencia (kW)	Potencia total (kW)
Ventilador 1	1	49.3	49.3
Ventilador 2	1	4.3	4.3
Bombas	6	0.05	0.3
Forzadores	4	0.13	0.5
Cinta	1	2.45	2.5
Tornillo	1	0.23	0.2
Horno rotatorio	1	0.23	0.2
Extras 30%+			17.2
			74.5

Tabla 6.40. Balance energético de la planta

	Potencia
Generación	737
Consumos	74.5
Diferencia	662.5

Finalmente, se obtiene a partir del balance energético de la planta que la potencia neta generada por la planta resulta de **662.5 kWe**.

Bibliografía Capítulo 6

1. El Gas de Madera como Combustible para Motores. FAO (Roma, 1993). Disponible en:
<http://www.fao.org/3/T0512S/t0512s03.htm#2.1.%20aprovisionamiento%20de%20motores%20con%20gas%20pobre>
2. Geankopolis. 'Procesos de transporte y operaciones unitarias'. 3ª Edición
3. Caterpillar. Disponible en
https://www.cat.com/es_MX/products/new/power-systems/electric-power/gas-generator-sets/18487391.html#
4. Cao, E (1983). Intercambiadores de calor. Universidad Nacional de Buenos Aires
5. Catálogo antorchas para syngas. Emison. Disponible en:
<http://www.emison.es/medioambiente/pdf/incineracion/antorchas/antorchas%20syngas.pdf>.
6. Sánchez Lario, A. (2017). Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz. Universidad Politécnica de Madrid.
7. Norma Iram 2507. Disponible en:
http://www.etpcba.com.ar/Documentos/Nivel_Medio/Especialidades/Industrias_de_los_Alimentos/Anexos/IRAM_2507_IDENTIFICACION_C.pdf
8. Velocidades Sugeridas para fluidos en tuberías. Disponible en:
[http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%20\(TF-1221\)/Material%20Te%C3%B3rico%20\(TF-1221\)/TF-1221%20Velocidades%20Recomendadas%20En%20Tuber%C3%ADas.pdf](http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%20(TF-1221)/Material%20Te%C3%B3rico%20(TF-1221)/TF-1221%20Velocidades%20Recomendadas%20En%20Tuber%C3%ADas.pdf)

9. Mc Cabe Smith. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 4ta edición
10. "Características físico mecánicas y análisis de calidad de granos" de Julio Ernesto Ospina Machado. Bogotá D.C 2001
11. Catálogo bombas KSB. Disponible en:
https://shop.ksb.com/ims_docs/20/20A162506B056667E1000000AD5062A.pdf
12. NIST. Disponible en: <https://webbook.nist.gov>
13. Clima promedio en Villa María. Disponible en:
<https://es.weatherspark.com/y/28296/Clima-promedio-en-Villa-Mar%C3%ADa-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o#Sections-Temperature>
14. Fundamentos de la evaporación al vacío. Disponible en:
<https://blog.condorchem.com/fundamentos-evaporacion-al-vacio/>
15. 'Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach.' Roshan Budhathoki.
16. Chemistry. Disponible en:
<https://chemistry.stackexchange.com/questions/51951/does-the-reaction-between-sulphuric-acid-and-ammonium-hydroxide-give-off-heat>
17. Manual de transportadores helicoidales. Disponible en:
https://www.academia.edu/35893056/Manual_de_transportadores_helicoidales
18. Cálculo de Transportadores de Tornillo Sin Fin. Disponible en:
<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>
19. Salazar, E. Software para Diseño de Transportadores de Tornillo Sinfín (2005). Escuela Superior Politécnica del Litoral, Ecuador.

Capítulo 7: Análisis económico

En este capítulo se desarrolló el análisis económico correspondiente a la instalación y puesta en marcha de la planta generadora de energía eléctrica a partir de la gasificación de la cáscara de maní.

Para ello, primero se calculó la inversión total utilizando el método de estimación por factores. Con este método, se extrapola la inversión total a partir del costo de los equipos principales con su correspondiente instalación. Luego se estimaron los costos de producción y los ingresos por ventas.

	Componentes Inversión Total	US\$
1	Equipos + instalación	1184319.93
2	Tuberías de proceso	532943.97
3	Instrumentación	88823.99
4	Conexiones entre unidades	29608.00
5	Edificación	995000.00
6	Planta de servicios auxiliares	177648
7	Ingeniería y construcción	1278546.15
8	Factores de tamaño	300834.39
9	Contingencias	752085.97
	Total	5339810.38

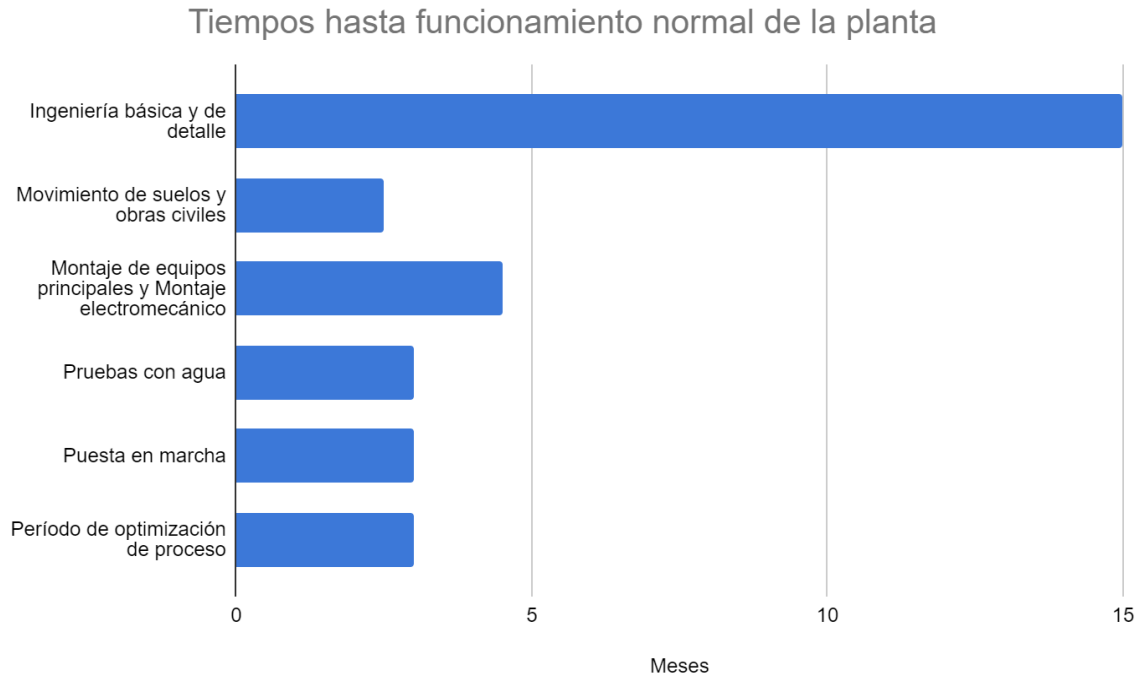
	Ingreso por ventas	US\$/año
1	Producción energía eléctrica	686361.6
2	Carbón activado	3041280
	Total	3727641.6

	Costos de producción	US\$/año
1	Materia prima	0.00
2	Envases	76032.00
3	Mano de obra	149237.89
4	Supervisión	45950.48
5	Servicios	0.00
6	Mantenimiento	186893.36
7	Suministros	40048.58
8	Laboratorio	2984.76
9	Regalías y patentes	0.00
10	Impuestos	80097.16
11	Seguros	40048.58
12	Depreciación	266990.52
13	Venta y distribución	37276.42
14	Dirección y administración	44771.37
15	Investigación y desarrollo	93191.04
	Total	1063522.15

Por último, se verificó si el proyecto era rentable o no mediante los siguientes métodos de evaluación de rentabilidad:

- Valor presente: este resultó de US\$ 1596242. Al ser un valor positivo, el proyecto resulta **rentable**.
- Tiempo de repago: se recupera la inversión a los **3 años**. Como el proyecto es de 20 años por RenovAR, mediante este método resulta rentable ya que es menos de la mitad de la vida útil.

El cronograma para el planeamiento, construcción y puesta en marcha de la planta tiene una duración total de 31 meses aproximadamente. El detalle de los tiempos resulta de la siguiente manera:



Introducción

En el presente capítulo se realizará el análisis económico correspondiente para la instalación y puesta en marcha de la planta generadora de energía a partir de gas de síntesis, producto de la gasificación de la cáscara de maní. 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 gas de síntesis (costos de producción).

Al mismo tiempo se especifica un cronograma de ejecución del proyecto y se ahonda en la justificación de su implementación.

Justificación de la inversión

En la República Argentina, al igual que en el resto del mundo, se han realizado y se realizan en la actualidad aprovechamientos energéticos de la biomasa. Gran parte de la matriz energética en la Argentina proviene del uso de combustibles fósiles, es por eso que se promueve el uso y la incorporación de diversas fuentes de energías renovables a la matriz energética nacional.

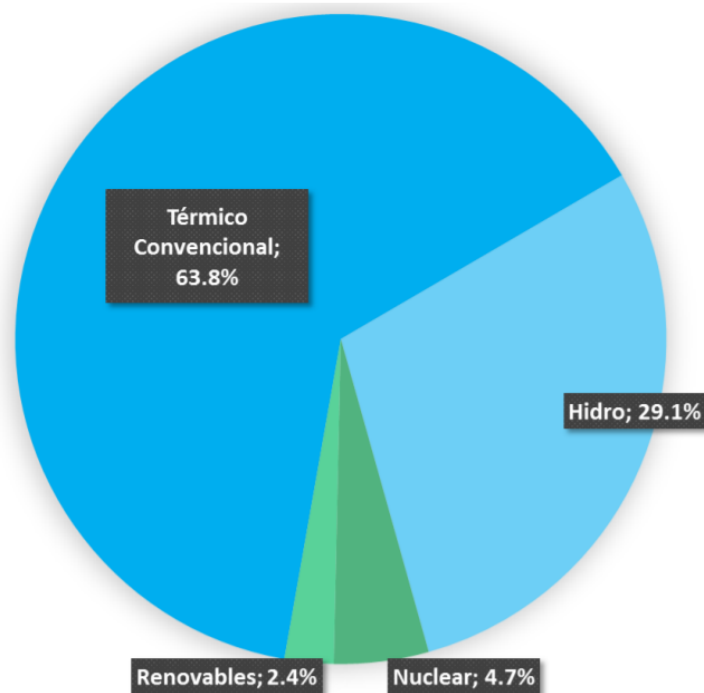


Figura 7.1. Energía generada según el tipo de generación.

(Renovables: Biodiesel, Biomasa, Biogás, Eólico, Solar e Hidro renovable) (CAMESSA)

La fuente de la generación térmica convencional implica la necesidad de un combustible de origen fósil para producir calor y transformar el mismo en movimiento.

Los principales combustibles que se utilizan en el MEM (Mercado Eléctrico Mayorista) son el gas natural (GN), combustibles líquidos como el fuel oil (FO) y gas oil (GO), y el carbón mineral (CM) de acuerdo a las tecnologías instaladas.

En los últimos años, se ha impulsado mundialmente una transición hacia las energías renovables, es decir, hacia aquellas fuentes energéticas basadas en la utilización del sol, el viento, el agua o la biomasa vegetal o animal -entre otras-. Se caracterizan por no utilizar combustibles fósiles –como sucede con las energías convencionales-, sino recursos capaces de renovarse ilimitadamente. Su impacto ambiental es de menor magnitud dado que además de no emplear recursos finitos, no generan contaminantes.

En busca de diversificar de la matriz energética del país y el desarrollo de las economías regionales, se ha presentado en Julio de 2016 el primer Plan RenovAr. Este plan se propone duplicar la potencia instalada de energías renovables en Argentina, reducir dos millones de toneladas de dióxido de carbono por año y, a su vez un, ahorro de 300 millones de dólares por los combustibles que se dejarán de importar al generar esta energía limpia. Luego, anualmente se ha ido abriendo el plan en busca de seguir sumando licitaciones para la generación de energía renovable.

De este modo, el programa RenovAr -mediante 3 rondas licitatorias-, la Resolución 202 y el régimen MaTER (Mercado a Término de Energía Eléctrica de Fuente Renovable) llevan hasta Noviembre-2018 197 proyectos adjudicados en 21 provincias por un total de 5.941 MW de potencia instalada.

En el presente trabajo, se presenta la posibilidad de instalar una planta de generación de energía renovable a partir de cáscara de maní. En el año 2016, la generación a partir de biomasa sólo consistía en un 8% de la generación renovable nacional (Figura 7.2).

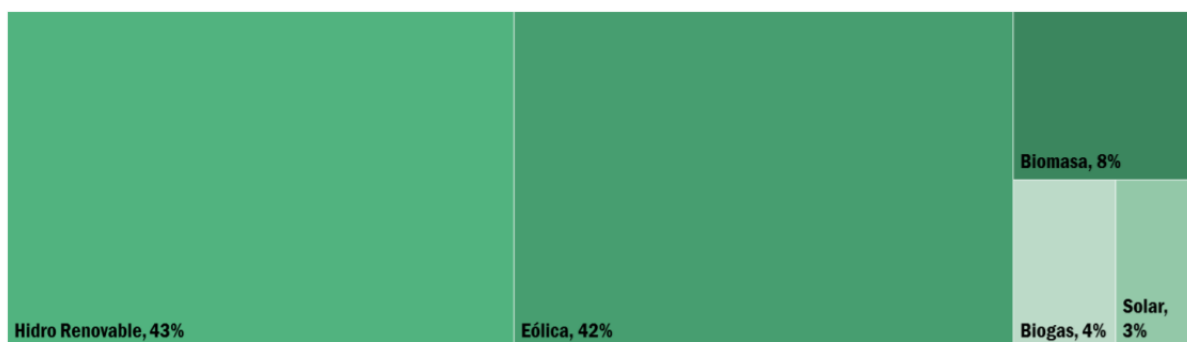


Figura 7.2. Porcentaje de la Demanda MEM cubierta con Generación Renovable en 2016 (CAMESSA).

Posteriormente, con el programa RenovAr se han licitado 4 proyectos a partir de biomasa.

Tabla 7.1. Plantas de energía renovable a partir de biomasa en operación comercial

Nro Orden	ORIGEN	TECNOLOGÍA	NOMBRE DEL PROYECTO	POTENCIA ADJUDICADA (MW)	PROVINCIA	REGIÓN
4	Renovar Ronda 1	Biomasa	C.T. Pindó Eco - Energía	2.00	Misiones	NEA
65	Renovar Ronda 2	Biomasa	C.T. Prodeman Bioenergía	9.00	Córdoba	Centro
73	Renovar Ronda 2	Biomasa	C.T. Ticino	3.00	Córdoba	Centro
107	Renovar Ronda 2	Biomasa	C.T. Cogeneración Ing. Leales	2.00	Tucumán	NOA

Por lo tanto, ante la oportunidad de recibir apoyo para el proyecto con el RenovAr, se propone instalar una planta que produzca energía a partir de la combustión de syngas, proveniente de la gasificación de cáscara de maní. Así, se diseña una planta que incorpore las mejores tecnologías para lograr un proceso más eficiente y que asegure la generación de energía sustentable y sin contaminantes.

Costos de inversión

El costo de inversión (I_T) es el capital necesario para instalar la planta. 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 (I_{FT}): 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 (I_W): 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.

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

Inversión fija

Se divide en:

- I. Componentes directos de la Inversión Fija
 - A. Gastos de estudio e investigaciones previas del proyecto
 - B. Gastos por la compra de los equipos principales
 - C. Gastos en la instalación de los equipos
 - D. Gastos por la compra e instalación de cañerías
 - E. Gastos en instrumentación y control
 - F. Gastos en la instalación eléctrica
 - G. Gastos por la construcción edilicia
 - H. Gastos en servicios auxiliares (vapor, agua, electricidad)
 - I. Gastos en el terreno y las mejoras del terreno
 - J. Gastos de puesta en marcha: gastos de construcción durante la puesta en marcha, y gastos de operación de puesta en marcha.
 - K. Intereses durante la construcción
- II. Componentes indirectos de la Inversión Fija
 - A. Gastos en Ingeniería y supervisión
 - B. Gastos indirectos de construcción
 - C. Honorarios del contratista
 - D. Contingencias

Para estimar la inversión, se usa el “Método de estimación por factores”. A partir de este método, se puede extrapolar 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 .

$$I_F = I_E \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{ii})$$

I_F = inversión fija (sin terreno) del sistema completo

I_E = valor del equipo principal instalado

f_i = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.

f_{ii} = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

Tabla 7.2. Factores y componentes directos para la estimación por factores de la inversión fija.

Valor del Equipo Instalado de Proceso	I_E
Factores experimentales como fracción de I_E	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	$I_E (1 + \sum f_i)$

Tabla 7.3. Factores y componentes indirectos para la estimación por factores de la inversión fija.

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{i1}
Ingeniería inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{i2}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{i3}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_i = \sum f_{ij} + 1$
Inversión fija	$IF = IE (1 + \sum f_i) f_i$

Terreno

El terreno seleccionado se encuentra dentro del predio de la industria manisera Manisel S.A. en Pasco, Córdoba (Figura 7.3). Se propone utilizar la misma como subsidiaria de la empresa Manisel S.A. De este modo, las instalaciones de servicios auxiliares ya se encuentran instaladas y se ahorran los costos de transporte de la materia prima a utilizar. Además, se ofrece una salida alternativa para el residuo generado por la industria.



Figura 7.3. Imagen satelital de la localidad de Pasco, Córdoba.

Se estima que el valor del terreno es nulo debido a que el mismo pertenece a la empresa a la cual se ofrece la planta.

Edificación

En esta sección, se hace referencia tanto al lugar físico en el que se instalarán los equipos, como a las oficinas en donde trabajará el personal administrativo de la planta.

Inicialmente, se busca el valor del precio por metro cuadrado para la construcción, tanto de oficinas como para el galpón en el cual se instalarán los equipos de producción. Con el objetivo de obtener precios actualizados, se utiliza un catálogo de “HORMIMIX-Hormigón elaborado” de Octubre 2019, del cual se extrae la información necesaria.

En base a la fuente consultada, el precio para la construcción del galpón es de 28.000\$/m². Mientras que para la construcción de oficinas se estima un valor de 35.000\$/m², un costo intermedio entre la construcción de galpones y la construcción de viviendas independientes. Estos costos incluyen tanto la mano de obra como los trabajos preliminares y la instalación de los servicios requeridos en la zona donde se planea ubicar la planta.

Se estima que se necesita un terreno de 2300 m², donde 1600 m² corresponden a galpón, 400 m² a oficinas y lo restante se utiliza para silos de almacenamiento y vías de escape.

Por lo tanto el precio de la edificación resulta de:

- Superficie de galpones: 1600 m² * 28.000\$/m² = AR\$ 28000000
- Superficie de oficinas: 400 m² * 35.000\$/m² = AR\$ 14000000
- Silos 15000 US\$ (precio hallado en <https://www.agrofy.com.ar/>)

La cotización del dólar en octubre de 2019 rondó los 60 AR\$/US\$, por lo tanto:

Edificación=US\$ 995000

Equipos

❖ Gasificador

Se buscó en *Indiamart.com* gasificadores similares al diseñado en este trabajo.

Se encontró un gasificador downdraft que podría adaptarse a los requerimientos de la planta diseñada. Por lo general, los gasificadores disponibles en venta incluyen una serie de filtros y la antorcha, por lo que no se considerarán estos últimos en otro ítem.

US\$ Gasificador = 42000

Como se precisan 3 en paralelo:

Gasificadores= US\$ 126000

❖ Ciclones

Su precio fue encontrado a partir del estimador *Matches*. Se consideró que esté fabricado en acero al carbono y que su capacidad es de 1240 ft³/min.

Esta página estima que su costo es de US\$ 4800 para el año 2014. Se actualiza su valor a partir del índice de costo anual, con respecto al 2014 y 2018:

$$US\$ \text{Ciclón} (2018) = US\$ \text{Ciclón} (2014) \cdot \frac{603.1}{576.1}$$

$$US\$ \text{Ciclón} (2018) = 5025$$

Como se precisan 3 en paralelo:

Ciclones= US\$ 15075

❖ Intercambiadores de calor

Su precio fue encontrado a partir del estimador *Matches*, en base a su área de intercambio de calor. Se consideró que estos fueran tubo/coraza y fabricado en acero al carbono .

El intercambiador syngas/ aire es de US\$ 30600 para el año 2014. Se actualiza a US\$ 32034.

El intercambiador syngas/agua es de US\$ 23600 para el año 2014. Se actualiza a US\$ 24706 .

El intercambiador carbón activado/agua es de US\$ 27200 para el año 2014. Se actualiza a US\$ 28475 .

Intercambiadores de calor= US\$ 85215

❖ Lavador Venturi

Se buscó un precio cercano en *Indiamart*. Se encontró uno similar al diseñado, a un precio de RS\$250000. Ya que 1 rupia equivale a 0.014 dólares:

Lavador venturi= US\$ 3500

❖ Columnas empacadas

Se precisan 3: dos torres de enfriamiento de agua y absorbedor. Se estiman su valor a partir de *Process Equipment Cost Estimation* (Figura 7.4) y se actualiza su costo al 2018 (Tabla 7.4). Para el caso de las torres de enfriamiento, al no encontrar otra fuente, se extrapola su valor siguiendo la tendencia.

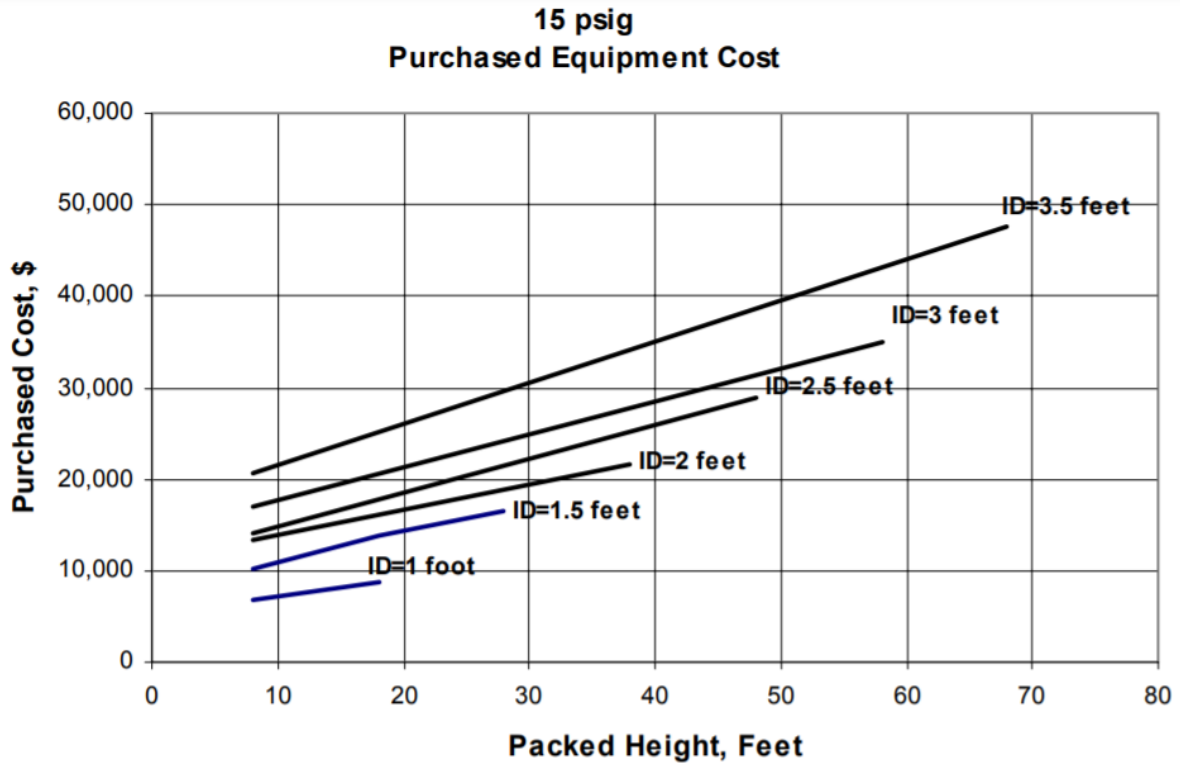


Figura 7.4. Precio de columnas empacadas en función del diámetro y altura (1998).

Tabla 7.4. Estimación precio columnas empacadas.

	Diámetro (ft)	Altura (ft)	US\$ (1998)	Índice 1998	Índice 2018	US\$ (2018)
Absorbedor	2.5	7.5	15000	389.5	603.1	23226
Torre enf 1	4.0	17.4	30000	389.5	603.1	46452
Torre enf 2	5.0	18.7	40000	389.5	603.1	61936
Total			85000			131614

Para el relleno se utilizan anillos pall de polipropileno de 1.5". Se estima la cantidad requerida en base a la altura y diámetro estimado por el simulador UNISIM, y el espacio libre y volumen de anillos, arrojado por el catálogo de *Besora Hnos* (Tabla 7.5). Se le consultó el precio por m³ por vía e-mail.

Tabla 7.5. Volumen de anillos requerido y precio. Relleno columnas empacadas.

	Diámetro (m)	Altura (m)	Vol. total (m3)	Espacio libre	Vol. de anillos (m3)	US\$/m3	US\$
Absorbedor	0.76	2.30	1.04	0.93	0.07	750	55
Torre enf 1	1.22	5.31	6.21	0.93	0.43	750	326
Torre enf 2	1.52	5.70	10.34	0.93	0.72	750	543
Total					1.23		924

Columnas + empaque= US\$ 132538

❖ **Generador de gas**

Al no conseguir el precio del generador de gas Caterpillar, que se eligió en Capítulo 6, se busco un generador similar, de una potencia 1200 kW. Se encontró en un catálogo de equipos usados, un generador marca *China Yuchai Brand* con la misma potencia.

Generador de gas= US\$ 226000

❖ **Lecho de esponja de hierro**

Se considera que el precio es similar al del absorbedor debido a su funcionamiento.

Lecho de esponja de hierro= US\$ 25000

❖ **Horno rotatorio**

Se buscó un precio cercano en *Alibaba*. Se encontró un horno con capacidad de 0.9 ton/h, cuyo valor es mayor a la capacidad del horno diseñado en el Capítulo VIII. A falta de información de equipos de menor capacidad, se considera que el costo del equipo es:

Horno rotatorio= US\$ 25000

El total de los equipos resulta:

Equipos principales (sin instalación)= US\$ 623326

Costo de instalación de equipos

La instalación de los equipos y la importación de los equipos se calcula como el 90% del valor de los equipos. De este modo, el costo de instalación de equipos resulta de US\$ 560994.

Por lo tanto, la inversión en equipos es de:

$$I_E = \text{US\$ } 1184320$$

Estimación por factores

Los factores escogidos y las componentes a tener en cuenta en el método de estimación por factores se encuentran en las Tablas de 7.2 y 7.3.

1. Componentes directos de la Inversión Fija Total

1.1. Tuberías de proceso

Se seleccionan tuberías para el proceso de fluidos, por lo que se utiliza un factor promedio $f_1=0.45$.

1.2. Electricidad, instrumentación y control

El proceso se encuentra parcialmente automatizado. Entonces se define un factor promedio $f_2=0.075$.

1.3. Edificios de fabricación

Este dato se estima en la sección de Edificación. Entonces se define un factor promedio $f_3=0$.

1.4. Plantas de servicios auxiliares

Este factor abarca instalaciones para suministrar agua, vapor, electricidad, aire comprimido y combustibles. $f_4=0.15$

1.5. Conexiones entre unidades

Las conexiones entre unidades son las mínimas para los servicios, por lo que se utiliza un factor $f_5=0.025$.

Se obtiene entonces:

$$Inversión_{Directa} = I_E * (1 + \sum_{i=1}^5 f_i) + Edificación = I_E * (1 + 1.7) + Edificación = \text{US\$ } 3008344$$

2. Componentes indirectos de la Inversión Fija Total

2.1. Ingeniería y construcción

Se espera una ingeniería compleja y se define un factor promedio de $f_1=0.425$.

2.2. Factores de tamaño

Se trata de una unidad comercial pequeña, definiéndose un factor promedio de $f_2=0.1$

2.3. Contingencias

Se considera la aparición de contingencias imprevistas, por lo que se define un factor promedio de $f_3=0.25$.

Se obtiene entonces:

$$Inversión_{Fija} = I_E * (1 + \sum_{i=1}^5 f_i) * (1 + \sum_{i=1}^3 fI_i) = US\$ 5339810$$

La inversión fija total resulta igual a la inversión fija ya que no se considera el costo del terreno:

$$Inversión_{Fija\ Total} = US\$ 5339810$$

Luego, 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 %. Para industrias químicas, el 10% es una buena aproximación. Este valor resulta entonces de $I_W = US\$ 533981$.

La inversión total se define como:

$$Inversión_{Total} = I_T = I_{FT} + I_W = US\$ 5873791$$

Costos de operación

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 los **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. De esta forma, el cálculo de costos contribuye a realizar inversiones que sean rentables y a seleccionar entre varias alternativas aquella que tenga el mayor retorno sobre la inversión.

Asimismo, la estimación permite determinar la estructura de costos y así evaluar los costos que tienen mayor influencia en la rentabilidad y poder diseñar alguna estrategia de reducción de costos o, simplemente, ajustar la estimación para esos componentes del costo de producción que son más relevantes.

Costos variables

Costo materias primas

Gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación

Cáscara de maní

Al ser un residuo de la industria lindera a la que se va a instalar esta planta, tanto su costo como el de transporte será nulo.

Costo de envases

Consultando Mercado Libre, se obtiene que el valor promedio de una bolsa con capacidad de 5 kg es de 0.25 US\$ la bolsa. Considerando la producción de carbón activado de 1520640 kg/año el costo de este rubro resulta:

$$\text{Envases} = 76032 \text{ US\$/año}$$

Costo mano de obra directa y supervisión

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. La ecuación representa estas relaciones:

$$\frac{(\text{Horas-Hombre /día})}{(\text{capacidad en t/día})} = W \times \frac{\text{número de etapas del proceso}}{(\text{capacidad en t/día})^{0.76}}$$

Donde W adopta el valor de 10 por ser una planta donde solo se procesan fluidos.

Diariamente, se consumen 24 ton de biomasa y un valor semejante en aire, generando aproximadamente 50 ton/día de gas de síntesis. Al considerar que se trata de una planta con múltiples unidades, se utiliza el gráfico de Wessel y se obtiene que se necesitan 28 horas-hombre/día por etapa de proceso.

El proceso se divide en 5 etapas:

1. Transporte de cáscara a gasificador
2. Gasificación de cáscara de maní
3. Separación de sólidos y tar
4. Purificación del gas
5. Generación de energía

Se considera esta suposición para obtener un total de 140 horas-hombre/día. Dado que la jornada laboral estipulada es de 8 horas diarias, se presume entonces que se requerirán en total 18 empleados distribuidos en tres turnos. Todo esto resulta en 6 empleados por turno y un total de 144 horas-hombre/día. Para tener en cuenta el franco semanal, se consideran 6 empleados más.

Para la estimación del costo de mano de obra, se buscan los sueldos de aquellos operarios en ingenieros de la planta:

Tabla 7.6. Estimación salarios personal de planta.

Personal	Salarios (\$/hora)	Valor utilizado (\$/hora)	Estimación anual (\$/año)	Con cargas sociales (+40%) (\$/año)
Ingeniero Químico (4)	91,93 a 245,28	169	1969306	2757029
Controlador (4)	78,86 a 215,21	147	1717369	2404316
Operarios (16)	66,42 a 133,86	100	4678541	6549957
			TOTAL (\$/año)	11711302
			TOTAL (U\$\$/año)	195188.4

Donde:

- Ingenieros químicos: realizan investigaciones y desarrollan, asesoran y orientan los procesos químicos a escala comercial y la producción de diversas sustancias.

Dirigen el mantenimiento y reparación de las instalaciones químicas y los equipos y estudian y asesoran sobre los aspectos químicos de materiales, productos o procesos particulares.

- Controladores de instalaciones de procesamiento de productos químicos: operan y monitorean las plantas químicas y ajustan y mantienen, las unidades de procesamiento y el equipo que destila, filtra, separa, calienta o refina las sustancias químicas.

Mano de obra= 149238 US\$/año

Supervisión= 45950 US\$/año

Utilidades y servicios

Con respecto al consumo de agua y electricidad, solo se tiene en cuenta el agua, ya que se plantea que la planta se autoabastezca de energía eléctrica. Sin embargo, se tiene en cuenta que el agua a utilizar se extrae de pozo y/o se utilizan corrientes de servicio de la planta principal de la industria manicera. Por lo tanto, no se consideran gastos en estos servicios.

Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) presentes en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Se estima el costo considerando que es un proceso con alta instrumentación, lo cual equivale a un 9% de la inversión fija anual. Este valor resulta:

Mantenimiento= 186893 U\$S/año.

Laboratorio

Se supone que se va a contar con equipos de control de calidad y se analizarán periódicamente los gases emitidos a la atmósfera. Por lo que es este valor se estima como el 2% del costo de la mano de obra directa, lo cual sería:

Laboratorio= 2985 U\$S/año

Suministros

El costo de suministros se considera como el 0.5-1% de la inversión fija, por lo que se considera el 0.75%.

Suministros= 40049 US\$/año

Por lo tanto, los costos variables resultan:

Costos variables= 501147 US\$/año

Costos fijos

Depreciación

La palabra depreciación significa una disminución en valor. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. El costo de depreciación depende de la vida útil (n), del capital invertido, del valor residual y del método seleccionado.

$$\text{Costo de depreciación anual} = e \cdot (IF - L)$$

El factor 'e' se denomina factor de depreciación anual, y la forma de estimarlo depende del método utilizado. En este caso se deprecia mediante el Método de la línea recta, siendo éste el más simple y el más ampliamente usado; resultando la depreciación anual constante. Considerando que es un proyecto de 20 años, por el RenovAR:

Depreciación= 266991 US\$/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. Este costo se puede estimar entre el 1 al 2% de la Inversión fija, por lo que se considerará el 1.5%. Este valor resulta:

Impuestos= 80097 US\$/año

Seguros

Dependen del tipo de proceso e incluyen seguros sobre la propiedad, para el personal y para las mercaderías, jornales caídos, entre otros. Normalmente el monto anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la Inversión fija. Este valor resulta:

Seguros= 40049 US\$/año

Ventas y distribución

Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. En general, este costo se calcula como un porcentaje, generalmente el 1%, de los ingresos por ventas anuales. La venta de carbón activado es de 1848960 US\$/año:

Ventas y distribución= 37276 US\$/año

Dirección y administración

Incluye todos los gastos de la Administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales tanto de insumos como de servicios. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa, el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría. Este costo se puede estimar como un 30% del costo de mano de obra directa. Resultando un valor de:

Dirección y administración= 44771 U\$/año

Investigación y desarrollo

Incluye los salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios.

Este componente del costo puede estimarse como un porcentaje (0 a 5%) del valor de los ingresos por ventas anuales. Este valor resulta:

Investigación y desarrollo= 93191 US\$/año

Por lo tanto los costos fijos resultan:

Costos fijos sin depreciación= 295385 US\$/año

Costos fijos con depreciación= 562375 US\$/año

Los costos totales resultan:

Costos totales sin depreciación= 796532 US\$/año

Costos totales con depreciación= 1063522 US\$/año

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 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.

Diagramas de flujo de caja

Todo proyecto de inversión implica una acción a desarrollar durante un determinado número de años en el futuro. Debe tenerse en cuenta que la evaluación de la rentabilidad se basa en una predicción de futuros resultados, que necesariamente incluye suposiciones.

Existe la posibilidad de variaciones en la demanda o de los precios o fallas operativas que no siempre pueden ser previstas al momento de hacer la evaluación. Una manera de visualizar algunos de estos factores es utilizando el diagrama de flujo de caja.

El dinero se representa en ordenadas y el tiempo en abscisas. A tiempo igual a cero, comienza la planta a producir. A tiempos negativos, el flujo de caja es negativo y corresponde al dinero pagado por el terreno y la inversión fija. Cuando el proceso está listo para comenzar, es necesaria una cantidad de dinero adicional para el capital de trabajo. Cuando el proceso está en producción, el dinero ingresa al proyecto como producto de las ventas. El flujo de caja se acumula, pasando de negativo a positivo y cuando el proyecto termina, el capital invertido en activo de trabajo y terreno es recuperado, al igual que el valor residual, dando un flujo de caja final positivo. Este diagrama tiene la ventaja de mostrar todas las características económicas del proyecto, pero no tiene en cuenta el riesgo, la tasa a la cual es generado el dinero por el proyecto y las ganancias por reinversión.

Cuadro de fuentes y usos de fondos para evaluar la rentabilidad

La presentación de la evaluación se facilita mediante la integración de los datos en los denominados "cuadros 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. El BNAI, el Beneficio Neto Antes de Impuestos, es calculado como el valor total de las "fuentes" menos los "usos". Los impuestos, que se calculan como el 35 - 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, es posible realizar el siguiente cuadro de fuentes y usos, a 20 años:

Tabla 7.7. Cuadro de fuentes y usos.

Ejercicio al año	1	2	3	4	5	6	7	8	9
% de operación de la planta	100	100	100	100	100	100	100	100	100
a-Fuentes									
Capital propio	5873791	0	0	0	0	0	0	0	0
Ventas anuales	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642
Total a	9601433	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642

Producción de gas de síntesis a partir de cáscara de maní

b- Usos										
Inversión Fija	5339810									
Capital de trabajo	533981									
Terreno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos de producción	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522
Total b	6937314	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522
a-b	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119
Impuestos 35%	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442
BENEFICIO NETO	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678
Depreciación	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991
Flujo de caja	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668

10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642
3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642	3727642
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522
1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522	1063522
2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119	2664119
932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442	932442
1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678	1731678
266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991	266991
1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668	1998668

Método para evaluar la rentabilidad

Valor presente (VP)

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. El valor presente del proyecto es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. En otras palabras, es la

cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que, invertida a una tasa de interés pre asignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.

De esta forma, si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. 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:

$$VP = \frac{\sum_{j=1}^n FC_j}{(1+i)^j} - I_T$$

Donde i se estimó como 0.2, debido a que se trata de un proyecto con equipos específicos⁸⁴.

De esta forma se obtuvo el Valor Presente, resultando U\$S 3872811. Por lo tanto, se puede decir que el proyecto resulta rentable.

Tiempo de repago

Es el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión original en forma de flujos de caja del proyecto.

$$n_R = \frac{\text{Inversión Fija Depreciable}}{\text{Flujo de Caja Promedio}}$$

$$n_R = \frac{5339810}{1998668} = 2.67 \text{ años}$$

Teóricamente se necesitan casi 3 años para recuperar el capital invertido, lo cual es un plazo menor a la mitad de la vida útil del proyecto, resultando un buen parámetro para determinar la rentabilidad de la propuesta.

⁸⁴ Cátedra de Ingeniería Económica (2019). Facultad de Ingeniería, UNMDP.

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.

A continuación se estiman los tiempos necesarios para poner la planta propuesta en régimen de operación normal.

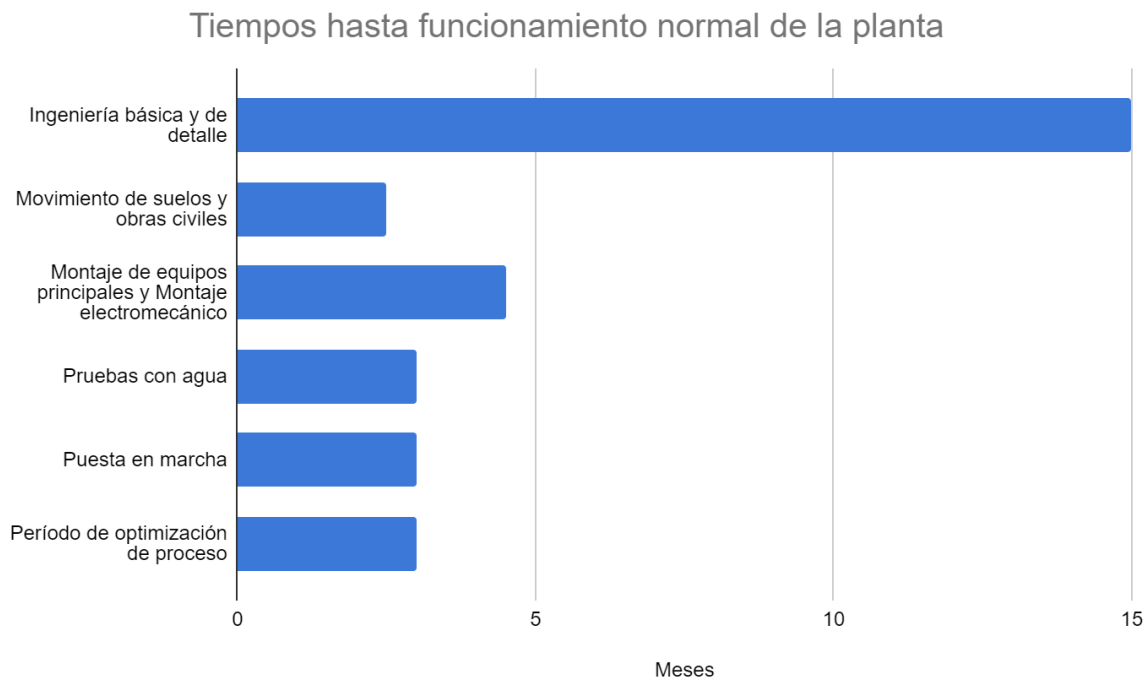


Figura 7.5. Cronograma hasta tener la planta en funcionamiento.

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 son estimativos, son de mucha utilidad para verificar si se está dispuesto a afrontar la inversión que requiere el proyecto que se viene 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, donde se ajustan los valores y especificaciones técnicas de la ingeniería básica haciendo un análisis más profundo y

dedicado en lo analizado en la ingeniería básica. Usualmente, estas primeras dos etapas requieren tiempos de entre 12 y 18 meses.

Una vez concluida la Ingeniería de detalle se pone en marcha la etapa de Movimiento de suelos y obras civiles. En esta etapa se comienza con la preparación del terreno para la construcción y se inicia con la obra. Este período se estima que abarca un tiempo de 2 a 3 meses debido a que el terreno elegido pertenece a una empresa con una planta en producción y no se espera que tome mucho tiempo esta etapa.

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. Además, deben hacerse las conexiones de los servicios necesarios para el correcto desarrollo del proceso. Para realizar el montaje se requiere de un tiempo que se estima entre 3 y 6 meses.

Una vez instalada la maquinaria, se realizan 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 y alcanzar condiciones nominales de operación. Se estima que pueda tardar alrededor de 3 meses, y alcanzar las condiciones óptimas de operación requerirá de pruebas constantes, por lo que se considera que puede tardar otros 3 meses.

Para concluir entonces, el tiempo aproximado desde que se considera la opción de desarrollar el proceso, hasta que se comienza a producir en condiciones óptimas es de entre 26 y 36 meses. En la Figura 7.5 se considera el valor medio de los períodos de tiempo estimados.

Bibliografía Capítulo 7

1. Cátedra de Ingeniería Económica (2019). Facultad de Ingeniería, UNMDP.
2. Process equipment Cost estimation. Disponible en:
http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/apendiceA.pdf
3. Costos de edificación: medios CIFRAS. Disponible en:
https://www.cifrasonline.com.ar/wp-content/uploads/2019/10/R283_Costos_50.pdf&a=D&ust=1571067021237000&usg=AFQjCNGV5kNn7eowmS_NSPtK2MMGPmT-1Q
4. Links para estimar los precios de los equipos:
 - a. <https://www.indiamart.com/proddetail/industrial-venturi-scrubber-1615068433.html>
 - b. https://mainpower.en.made-in-china.com/product/xCOEsLiokvWK/China-1200kw-Natural-Gas-Generator-China-Yuchai-Brand-Gas-Power-Plant.htmlhttps://www.alibaba.com/product-detail/Chemical-high-pressure-water-pump-centrifugal_62121017256.html?spm=a2700.7724838.normalList.155.374929eaNB5znS
 - c. https://www.alibaba.com/product-detail/Three-Pass-3000Kg-Hour-Steam-Output_60741996390.html?spm=a2700.7724857.normalList.171.52617a99r7HAMc
 - d. https://www.alibaba.com/product-detail/Three-Pass-3000Kg-Hour-Steam-Output_60741996390.html?spm=a2700.7724857.normalList.171.52617a99r7HAMc

Capítulo 8: Producción de carbón activado a partir de char

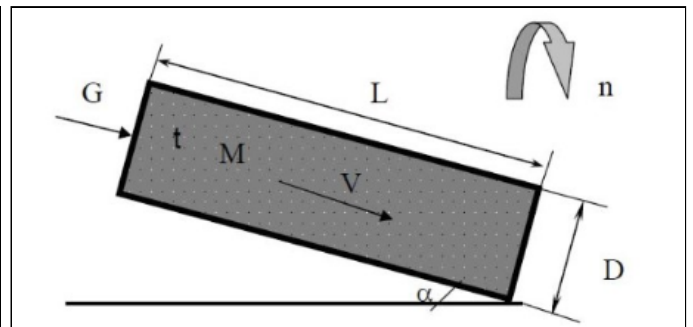
En este capítulo, se desarrolla como se lleva a cabo la producción de carbón activado a partir de los residuos carbonosos de la gasificación. Para ello, se calculan los balances de masa y energía a caja negra para la obtención del producto deseado en un horno rotatorio continuo. Se utiliza la activación térmica con vapor de agua, que será generado en caldera.

Los caudales másicos de entrada y salida del horno rotatorio se presentan en la siguiente tabla. Los gases de pirólisis son deshidratados con un filtro, previo al quemado en antorcha.

	Entrada (kg/h)	Salida (kg/h)
C	231.7	220.1
Cenizas	37.1	37.1
CO	0.0	27.0
H ₂	0.0	1.9
H ₂ O	231.7	214.3
Total	500.5	500.5

Las dimensiones del horno rotatorio a utilizar son las siguientes:

Ángulo de inclinación (α)	3.5°
Revoluciones por minuto (N)	2.5 r.p.m.
Capacidad de transporte por hora	325 kg/h
Diámetro (D)	3.43 m
Tiempo de residencia (t)	180 min
Largo (L)	63.77 m



Para cumplir con los requerimientos energéticos del horno, se precisan desviar 128.1 kg/h de syngas. El aire necesario para la combustión es de 157.7 kg/h, considerando 15% en exceso respecto al estequiométrico.

El carbón activado, a la salida del horno rotatorio, se dirige a un intercambiador de calor rotatorio encamisado con agua. Para que se enfría hasta 50°C se precisan 2703.3 kg/h de agua refrigerante ingresando a 30°C.

De este modo, se logra obtener un producto con valor agregado muy utilizado en el proceso de purificación de líquidos y gases, debido a su capacidad de adsorción elevada.

Introducción

El objetivo de este capítulo es analizar la posibilidad de utilizar los residuos sólidos de la gasificación como precursor en la producción de carbón activado. La producción de carbón activado a partir de los residuos carbonosos de la gasificación no sólo sirve para obtener un adsorbente muy efectivo y relativamente económico, sino que ayuda a reducir significativamente los residuos del proceso.

El carbón activado es un material de carbón poroso. Un material carbonizado que se ha sometido, a reacción con gases oxidantes (como CO_2 , vapor de agua o aire); o bien a un tratamiento con adición de productos químicos como el H_3PO_4 , después de un proceso de carbonización, con el objeto de aumentar su porosidad. Los carbones activados poseen una capacidad de adsorción elevada y se utilizan para la purificación de líquidos y gases. Mediante el control adecuado de los procesos de carbonización y activación se puede obtener una gran variedad de carbones activados que posean diferentes distribuciones de tamaño de poros.

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.

En el futuro, se espera que las aplicaciones de conversión termoquímica de biomasa abarquen una fracción mayor de la matriz energética global. Eso conlleva una mayor generación de residuos con alto contenido de carbono durante estos procesos. Por lo tanto, será necesario alguna reutilización. En base a este análisis, la activación del residuo carbonoso del proceso termoquímico resulta una opción interesante, ya que se puede utilizar como adsorbente para la eliminación de nitratos y fosfatos en el tratamiento de efluentes acuosos. Esta aplicación es una de las múltiples soluciones que puede dar este producto, tanto a la disminución de residuos generados como a un avance hacia un sistema más amigable con el medioambiente.

Carbonización

La etapa de carbonización es una etapa muy importante para la obtención de carbones activos, ya que en esta etapa se forma la estructura porosa inicial del precursor, la

cual será desarrollada en la etapa posterior de activación. Durante la carbonización, la descomposición térmica de la materia prima carbonosa (cáscara de maní) conduce a dos fracciones:

- Una fracción volátil, rica en hidrógeno, que está formada por gases, vapores y alquitranes
- Un residuo sólido, rico en carbono, denominado carbonizado

El carbonizado presenta unas formaciones cristalográficas relativamente organizadas. Estos cristales se agrupan de forma irregular, de modo que siempre quedan huecos muy estrechos entre ellos, que además pueden estar bloqueados por la deposición del residuo generado por el craqueo de alquitranes. Por tanto, el carbonizado obtenido tiene una pequeña capacidad de adsorción que necesita ser incrementada en una etapa posterior.

El proceso de carbonizado es realizado durante el proceso de gasificación de la materia prima. En el artículo de *Tuomikoski*⁸⁵ se estudia las características del biochar formado en un equipo de gasificación y la posibilidad de su posterior activación para transformarlo en carbón activado. En la Tabla 8.1 se muestran las características del biochar formado a partir de las tecnologías de gasificación (TEA) y pirólisis (BSI) a partir de residuos de molino y forestales como alimentación.

Tabla 8.1. Comparación de áreas BET de carbón activado obtenido a partir de pirólisis y gasificación.

Feedstock	System	H ₂ O (%)	Bulk density, dry (Mg m ⁻³)	pH	C (%)	N (%)	C:N	BET surface area (m ² g ⁻¹)	Energy (MJ kg ⁻¹)
Mill residues	TEA	2.94	0.165	10.2	91.5	0.89	102.8	15.0	33.98
Mill residues	BSI	1.31	0.150	9.0	82.1	0.83	98.9	203.0	35.71
Forest residues	TEA	1.68	0.183	8.9	70.5	0.81	87.0	11.8	33.40
Forest residues	BSI	2.23	0.131	8.7	75.9	0.45	168.7	129.0	33.46

Se puede observar que el área superficial del char obtenido mediante gasificación ronda los 15 m²/g, siendo necesaria una etapa de activación para aumentar el área superficial hasta un valor comparable a los carbones activados comerciales.

⁸⁵ Obtenido de “Utilisation of gasification carbon residues”

Activación

Activación Química

Esta forma incluye la reacción del precursor del carbón con un reactivo, y se conoce como activación química. La porosidad se desarrolla a la vez que el material se descompone térmicamente hasta una temperatura entre 350 y 900 °C. Aunque el proceso puede llevarse a cabo en varias etapas, lo normal es que sólo se utilice un único reactor, es decir, se realiza en una única etapa. Por otro lado, la viabilidad del proceso de activación química depende enormemente de la eficacia de la recuperación del reactivo para su reciclado y reutilización posterior. Por eso, es necesaria una etapa posterior de lavado del carbón activo para eliminar restos del agente activante.

El reactivo que ha sido más utilizado a escala industrial es el ácido fosfórico (H_3PO_4). También ha sido desarrollado otro método de activación química con hidróxido de potasio (KOH), aunque su uso es menos frecuente.

Activación química con H_3PO_4

La producción de carbones activados con altas superficies aparentes en el método de activación química con ácido fosfórico depende, principalmente, de la estructura del material original, de la relación ácido-precursor y de la velocidad de calefacción de la temperatura final. Las principales características de los carbones activados por activación con ácido fosfórico comparado con los obtenidos por activación térmica son su menor densidad, menor resistencia mecánica y desarrollo de la porosidad media (mesoporosidad).

En la Figura 8.1, se muestra un esquema de una planta productora de carbones activos por el método de ácido fosfórico a partir de serrín. La madera, previamente convertida en serrín es mezclada con H_3PO_4 (proporción 1,4 g. H_3PO_4 /gramos precursor, como mínimo) y entra a un horno rotatorio, con atmósfera inerte, en el cual existe un gradiente de temperaturas de 100-200 °C a 400-500 °C de temperatura final, y manteniéndola esta temperatura en torno a una hora. El carbón activo obtenido es lavado (para recuperar el ácido para su reutilización), seguido de una etapa de secado y posterior etapa de separación en distintas granulometrías. El H_3PO_4 sobrante, se separa y recircula.

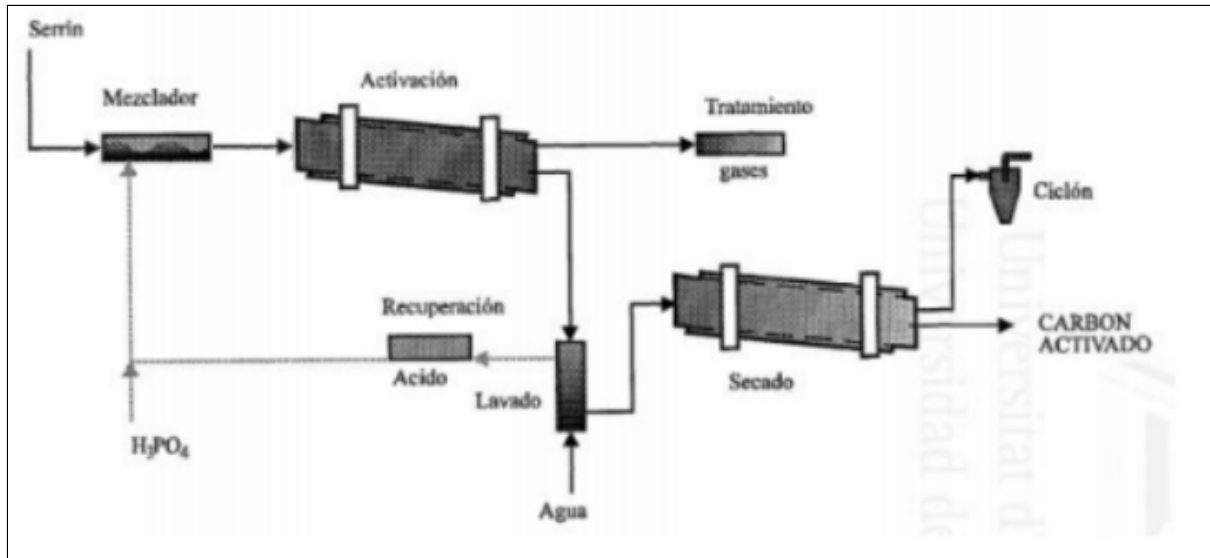


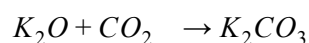
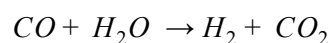
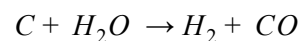
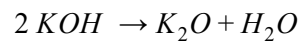
Figura 8.1. Esquema de una planta productora de CA por el método de ácido fosfórico

El rendimiento de esta operación en carbón activo obtenido es del 50% aproximadamente respecto a la masa de precursor utilizado.

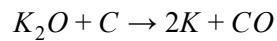
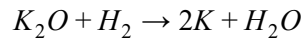
Activación química con KOH

Este método apenas es utilizado en la industria ya que actualmente no es rentable económicamente, aunque en un futuro podría utilizarse para la obtención de carbones activos muy específicos. En el método del KOH, los precursores más utilizados son el coque de petróleo y los carbones minerales. Inicialmente se mezclan tanto el precursor como el hidróxido en polvo en una proporción 4 gramos KOH/gramo precursor. Cuando la impregnación tiene lugar en medio acuoso, se somete a dos tratamientos térmicos distintos en atmósfera inerte:

1. El primero de los tratamientos a temperaturas “bajas”, dos horas a 400 °C y posteriormente otras dos horas a 900 °C. En el caso de mezcla física no es necesario llevar a cabo el primer tratamiento. En el primer calentamiento las reacciones que tienen lugar son:



2. Mientras que en el segundo calentamiento, por encima de 700 °C las siguientes reacciones se suman a las anteriores, en las que se forma potasio metálico:



Los carbones activos obtenidos con KOH tienen elevadas capacidades de adsorción comparados con los obtenidos con otros métodos.

Activación térmica

Llamada también física, a pesar de que la activación se produce por la reacción del agente activante con el carbono del material que está siendo activado.

El producto obtenido en el proceso de carbonización tiene una estructura porosa desarrollada débil, pero si no es sometido a la etapa de activación posterior no puede ser utilizado como adsorbente. El método de activación térmica o física consiste en tratar la materia prima en presencia de gases oxidantes (dióxido de carbono, vapor de agua, oxígeno) a elevadas temperaturas. En este proceso, el carbono de la estructura carbonosa reacciona con el agente oxidante, formando óxidos de carbono. Debido a una gasificación parcial del sólido inicial, se desarrolla una gran estructura porosa en el interior de las partículas.

La velocidad del proceso de activación está limitada por el tipo de materia carbonosa inicial y el agente activante. Entre los agentes activantes, el más reactivo es el oxígeno, mientras que el menos reactivo es el dióxido de carbono.

❖ Activación con oxígeno:

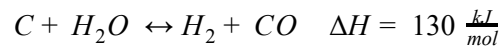
La reacción de carbono con oxígeno produce simultáneamente dióxido y monóxido de carbono de acuerdo con las siguientes ecuaciones estequiométricas:



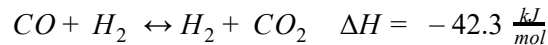
Este agente activante es raramente utilizado ya que lleva consigo muchas dificultades. Al ser exotérmica la reacción, es muy difícil controlar la temperatura del proceso, y al aumentar localmente la temperatura, la reacción estaría controlada por difusión y no se desarrollaría la estructura interna, sino que se quemaría su superficie.

❖ Activación con vapor de agua:

La reacción básica del carbono con el vapor de agua es endotérmica, y se puede apreciar su progreso a partir de los 600°C:



Además, los productos de esta reacción pueden reaccionar posteriormente tanto en fase homogénea como en fase heterogénea de acuerdo con las siguientes reacciones:



❖ Activación con dióxido de carbono:

La reacción entre el carbono y el dióxido de carbono, que es heterogénea y endotérmica, viene representada por:



Las reacciones del carbón tanto con dióxido de carbono como con vapor de agua necesitan absorción de calor para producirse, razón por la cual las partículas de carbón deben estar en contacto óptimo con el agente activante, es decir, **debe estar el gas a una temperatura ligeramente superior a la temperatura de reacción, siendo necesario aportar calor al sistema para mantener la temperatura de reacción.** En estas condiciones, la reacción puede controlarse fácilmente si se opera en condiciones en las que predomine el factor cinético.

Desarrollo poroso en la activación térmica

El desarrollo de la porosidad producido en un determinado carbonizado es distinto en función del agente activante utilizado. A medida que se va aumentando el grado de

activación, las diferencias entre la porosidad creada por distintos agentes se va haciendo cada vez más pronunciada: mientras que el dióxido de carbono desarrolla más intensamente la porosidad estrecha de la estructura, el vapor de agua produce mayoritariamente un agrandamiento y ensanchamiento de la estructura porosa inicial.

Cabe aclarar que la estructura del carbonizado inicial de partida es fundamental para el desarrollo de la porosidad.

Justificación de la activación a utilizar

En términos de calidad, la activación química da como resultado en general carbones activados del orden de entre **500 y 1000 m²/g**, mientras que la distribución de poros es tendiente a los macroporos. Por este motivo los productos obtenidos mediante este método son poco eficientes en la adsorción de moléculas pequeñas, pero tienen la ventaja de que su resistencia mecánica es muy alta debido a que el tratamiento no degrada el esqueleto del carbón. Dado que la cáscara de maní es poco densa, la activación química aumentaría la fragilidad del carbón activado obtenido, por lo tanto, este método no sería el apropiado.

Además, es importante destacar que esta alternativa requiere partir de una materia prima más costosa, debido a que debe poder deshidratarse con facilidad. El uso de materiales, como el cloruro de zinc, pueden causar problemas en la calidad final del producto ya que es difícil de eliminar luego de la impregnación en la primera etapa.

Con respecto a la activación física, el tratamiento del material carbonoso se realiza con gases oxidantes (H₂O o CO₂) a alta temperatura (800-950 °C aprox.), generando una estructura porosa, rica en carbón puro. Luego del paso de activación es necesario un enfriamiento debido a que las altas temperaturas lo vuelven susceptible a la combustión en condiciones atmosféricas, para luego poder ser trasladado y utilizado.

Este método es favorable para las propiedades que el carbón es capaz de obtener una vez tratado, ya que las superficies específicas que se obtienen en estos tratamientos pueden ser desde **1000 hasta 2500 m²/g**.

Además, los poros se distribuyen en su mayoría como meso y microporos, haciendo al producto de este tipo de activación un mejor adsorbente de moléculas pequeñas y con mayor especificidad.

Cabe aclarar en este caso que el tratamiento térmico para la obtención del carbón activado tiene costos operativos más elevados debido a las temperaturas de trabajo y a la necesidad de controlar las atmósferas en las cuales se trabaja.

Con el fin de obtener un carbón activado de mayor calidad, se opta por realizar la **activación térmica** del residuo carbonoso con **vapor de agua**.

El biochar producido por el sistema de gasificación es adecuado para la activación física utilizando métodos de activación física estándar. El carbón activado, obtenido a partir del char de gasificación, está dentro del rango comercial, y el biochar de los residuos del molino produce carbón activado con un área de superficie BET más alta que el biochar de los residuos forestales. Estos resultados se pueden observar en la Tabla 8.2.

Tabla 8.2. Comparación de áreas BET de carbón activado generado a partir de distintas biomásas.

Feedstock	Product	BET surface (m ² g ⁻¹)
Mill residues	Biochar	15.0
Forest residues	Biochar	11.8
Mill residues	AC	1283.0
Forest residues	AC	575.9

Aunque es difícil competir con la eficiencia económica y la consistencia del carbón fósil como precursor de carbón activado, el biochar proviene de recursos renovables, lo que puede ser una ventaja en algunos mercados para productos de carbono diferenciados. Además, debido a que la biomasa está disponible como un subproducto de la industria manicera y la producción de maní en Córdoba, y la tecnología gasificación funciona bien a escalas distribuidas, el carbón activado puede producirse a partir de biochar en una cadena de suministro más distribuida que la que caracteriza al carbón activado a partir de fósiles. La producción distribuida puede proporcionar ventajas en la eficiencia del transporte a algunos usuarios individuales de carbón activado y mercados locales.

Proceso de obtención de carbón activado

Para la aplicación del proceso en cuestión, en la planta de gasificación de cáscara de maní, se propone transportar el char desde el gasificador y el ciclón por medio de un tornillo sin fin hacia el horno rotatorio. Allí, por medio de la adición de vapor de agua y

calentamiento a 900°C, se genera el carbón activado. A la salida del horno, se lo debe enfriar para que no entre en combustión en contacto con el aire como para facilitar su manipulación. El proceso queda representado en Figura 8.2:

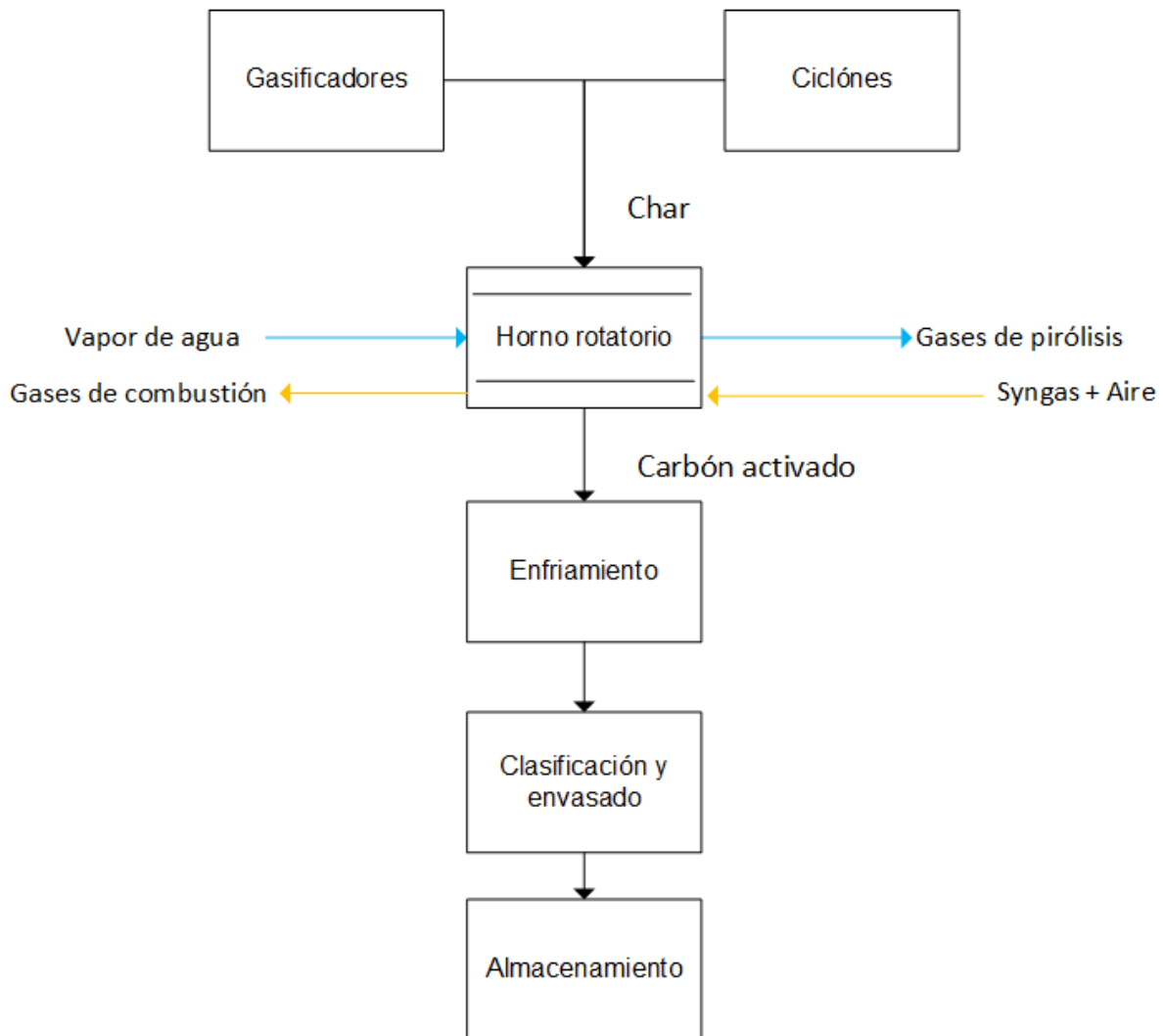


Figura 8.2. Diagrama de bloques del proceso de activación del char.

Hornos

Son varios los tipos de hornos que se pueden utilizar para este proceso. Su elección depende de algunas variables como el tipo de material a tratar, el volumen de producción, la resistencia mecánica del compuesto, si se debe realizar una pirólisis o proceso de carbonización antes de la activación, la capacidad de reciclo de los gases combustibles, entre otras.

Las alternativas tecnológicas más viables para la realización del proceso de producción y activación térmica del carbón son los hornos de retorta, de lecho fluidizado, de platos y rotatorios.

Descripción del horno rotatorio

Los hornos rotatorios constituyen la parte principal del proceso, es el equipo en donde se produce la activación del carbón y este tipo de horno es el más utilizado a nivel industrial para la fabricación de carbón activado por medio de gases de reacción.

Estos hornos constan de un tubo cilíndrico horizontal con una leve inclinación (de 2 a 6°), el cual gira gracias a la acción de un sistema de rodamientos, permitiendo que el material introducido en este avance hacia la parte inferior del tubo. Debido a la constante rotación, el material se mezcla radialmente, dando lugar a un tratamiento homogéneo.

El material se introduce en el horno por el extremo superior y la calefacción se aplica por el otro extremo, el inferior, por lo cual estos hornos trabajan a contracorriente. El combustible inyectado puede ser carbón pulverizado, petróleo o gas. Existen dos tipos de hornos rotatorios según el tipo de calentamiento: calentados directamente y calentados indirectamente.

En los hornos rotatorios calentados directamente, el quemador está ubicado directamente en el tubo rotativo, es decir, en el espacio de reacción. El calentamiento del material se lleva a cabo directamente por la llama del quemador y por el flujo de gas caliente generado. Los hornos suelen estar forrados a prueba de fuego y, por lo tanto, pueden operarse a temperaturas más altas que los hornos comparables con tubos de metal puro.

En los hornos rotatorios calentados indirectamente, el calor se genera fuera del espacio de reacción por combustión o calefacción eléctrica y se transmite a través de la pared del tubo rotatorio. Por esto, el tratamiento del material también es posible en atmósferas de gas definidas.

El interior del horno está cubierto por material refractario para mejorar la transmisión de calor, así como un aislante térmico que cubre el exterior del cilindro. Su sistema de alimentación constará de una tolva que conducirá el material hacia una cámara hermética que evitará la entrada de oxígeno a su interior, así como también la salida del horno se encuentra hermética para dejar salir una cierta cantidad de carbón, impidiendo la entrada de aire.

Un elemento importante en este tipo de hornos son los elevadores, que son elementos que permiten que el carbón no quede apelmazado, provocando puntos calientes y una desigual gasificación, que llevaría a una calidad del producto muy pobre y poco homogénea.

El horno consta de varios quemadores y difusores a lo largo del horno (Figura 8.3) para mejorar el control de la temperatura y composición del gas. Los quemadores nombrados se encargan de aportar el calor necesario al horno mediante la combustión de gas natural. Los difusores tendrán la función de introducir el agua (agente activante) dentro del horno, donde el contacto inmediato del agua introducida a presión con el ambiente en el interior del horno hace que pase a fase vapor.

En la primera sección longitudinal del horno, el carbón eleva su temperatura hasta la temperatura de operación. Una vez que el material pase una longitud determinada, se encuentra con el vapor proveniente de los difusores para su activación, los cuales deberán disponer sus boquillas en dirección a la salida del horno para no influir en el proceso previo.

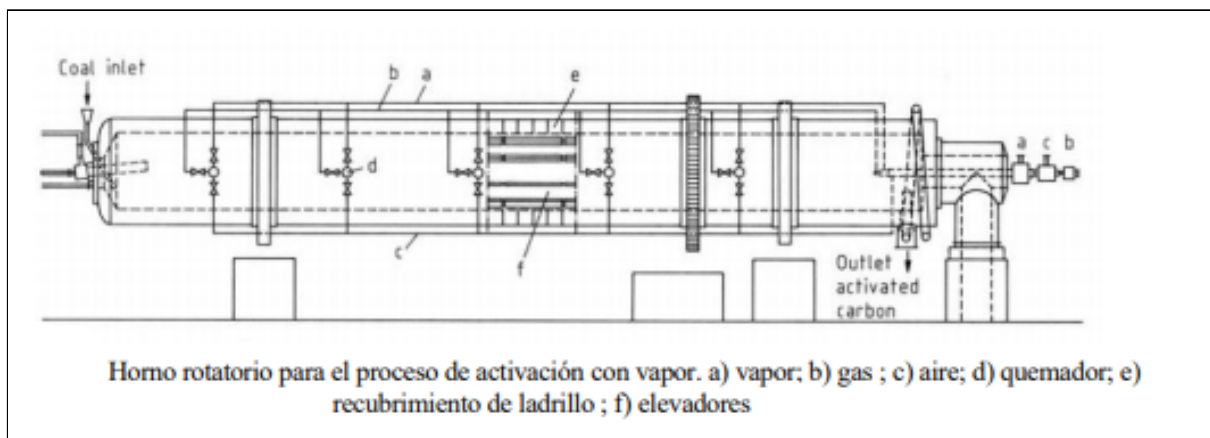


Figura 8.3. Representación horno rotatorio

Dimensionamiento⁸⁶

Con el objetivo de dimensionar el horno rotativo es necesario determinar, en función de las condiciones operativas, la velocidad de alimentación de material; la velocidad de desplazamiento del material en el horno; el volumen del horno ocupado por el material; la velocidad de rotación del horno y la pendiente del horno.

⁸⁶ Obtenido de "Diseño de una planta de generación de carbón activado obtenido a partir de carozos de aceitunas mediante activación térmica"

El horno funciona con un volumen de material muy inferior al volumen del horno, entre 3% y 12% del mismo. A los efectos del dimensionamiento se define un parámetro denominado retención o grado de llenado (R o Φ), que se define como el cociente entre la parte ocupada por el material en el área de la sección transversal del horno, sobre el área total de dicha sección transversal, lo cual es análogo al volumen ocupado por el material sobre el volumen del horno. El valor más usual es de 10% (0.1).

A continuación, es necesario definir otros dos parámetros iniciales: la inclinación y la velocidad de rotación. Existen valores predeterminados y recomendados para el correcto funcionamiento del horno:

- La pendiente con respecto a la horizontal suele rondar en el orden del 3,5 %.
- La velocidad de rotación óptima oscila entre las 1,8 y los 3,5 rpm.

Tanto el largo, el diámetro, la pendiente y la velocidad de rotación influyen en otra variable de suma importancia: el tiempo de residencia o permanencia. Éste se define como la cantidad de tiempo, en minutos, que tarda una porción del material en recorrer el largo del horno, Matemáticamente, la expresión empírica que lo determina es la siguiente:

$$t = \frac{1.77 * \sqrt{\theta} * L * F}{N * D * S}$$

Donde:

- t = tiempo de residencia en el horno de los sólidos, [min]
- θ = Ángulo de reposo del material, [rad]
- L = Longitud del horno, [m]
- F = Factor de forma del horno (para cilindros F=1)
- D = Diámetro interno del horno, [m]
- S = Pendiente del horno, [m/m]
- N = Revoluciones por minuto, [rpm]

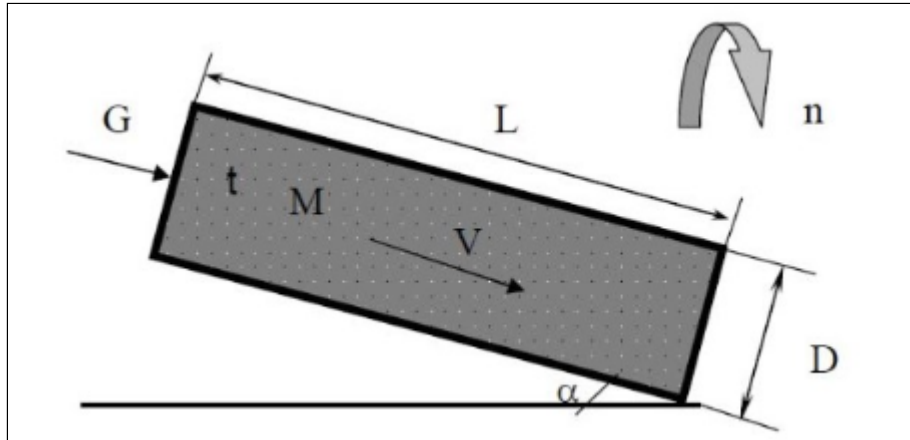


Figura 8.4. Esquema y dimensionamiento del horno rotatorio

La pendiente del horno se mide como la relación entre la diferencia de alturas entre los extremos del horno y la longitud del horno.

Existe otro parámetro clave en el dimensionamiento del horno: la capacidad de transporte por hora (CTH), correspondiente a la producción horaria del equipo, o cantidad de materia en kilogramos que procesa el horno en una hora.

$$CTH = 1.48 * N * D^3 * \Phi * \rho * \tan(\beta) \quad [kg/h]$$

Donde ρ es la densidad del carbón y $\tan(\beta)$ es el movimiento del material resultante, igual al cociente entre el seno del ángulo de inclinación del horno (α) y la tangente del ángulo de reposo del material.

$$\tan(\beta) = \frac{\sin(\alpha)}{\tan(\theta)}$$

Las dimensiones del horno se muestran en la Tabla 8.3. Los cálculos se encuentran explicados en el Apéndice A.

Tabla 8.3. Dimensiones del horno

Ángulo de inclinación (α)	3.5°
Revoluciones por minuto (N)	2.5 r.p.m.
Capacidad de transporte por hora	325 kg/h
Diámetro (D)	3.43 m
Tiempo de residencia (t)	180 min
Largo (L)	63.77 m

Como se puede observar, las dimensiones obtenidas del horno a partir del esquema de cálculo propuesto pueden llamar la atención. Se consideran que las mismas son acorde ya que se encontraron distintos hornos rotatorios operando en el país de un tamaño aún mayor (Tabla 8.4).

Tabla 8.4. Ejemplos de hornos rotatorios operando en el país.⁸⁷

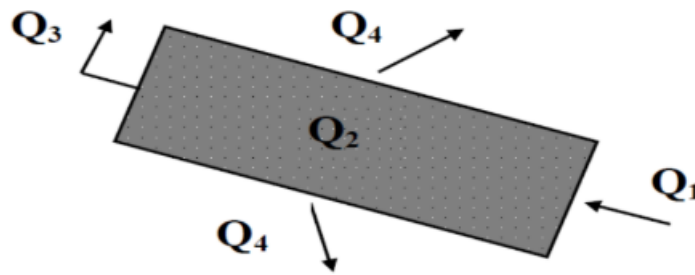
Ubicación geográfica	Diámetro (m)	Longitud (m)	Capacidad
Mendoza (Mendoza)	2,1	69	
Barker (Bs. As.)	5,65	180	2000 ton/día

Balances de energía⁸⁸

En el balance térmico del horno rotativo, de igual forma que en cualquier otro tipo de horno, se debe establecer una igualdad de calores puestos en juego dentro del proceso. Es decir, que el calor que se entrega al horno, al quemar el combustible, debe ser igual al que se consume en el proceso y las pérdidas en el horno son los gases que salen por la chimenea.

⁸⁷ Obtenido de “Planta de producción de carbón activado de cáscara de nueces, para aplicaciones en hidrometalurgia del oro”

⁸⁸ Obtenido de “Obtención de carbón activado a partir de madera”



$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Figura 8.5. Horno representado como caja negra

En donde:

Q_1 = Calor entregado por el combustible quemado (syngas)

Q_2 = Calor interior del reactor (calentamiento y reacción química)

Q_3 = Calor que se va con gases caliente

Q_4 = Pérdidas

Como el único calor utilizado en el proceso es Q_1 , el rendimiento térmico del horno será:

$$\eta = \frac{100 \cdot Q_2}{Q_1}$$

Para los hornos rotativos alcanza valores del orden del 45% al 65%.

Para el cálculo de los calores Q_1 , Q_2 , Q_3 y Q_4 , se consideran las expresiones de capacidad calorífica utilizadas en el Capítulo VI. Estas expresiones tienen la siguiente forma:

$$Cp^o = A + B * t + C * t^2 + D * t^3 + E/t^2 \quad \left[\frac{J}{mol.K} \right] \quad t = T/1000 \quad [K]$$

Donde se utilizaron los valores presentados en la Tabla 8.5.

Tabla 8.5. Coeficientes de las capacidades caloríficas.⁸⁹

	A	B	C	D	E
CO	25.56759	6.096130	4.054656	-2.671301	0.131021

⁸⁹ Obtenido del Webbook de NIST.

CO ₂	24.99735	55.18696	-33.69137	7.948387	-0.136638
H ₂ O g	30.092	6.832514	6.793435	-2.53448	0.082139
H ₂ O l	-203.6060	1523.29	-3196.413	2474.455	3.855326
N ₂	19.50583	19.88705	-8.598535	1.369784	0.527601
CH ₄	-0.703029	108.4773	-42.52157	5.862788	0.678565
H ₂	33.066178	-11.363417	11.432816	-2.772874	-0.158558
C *	14.724	6.41	0	0	-0.721

*Obtenido de las tablas otorgadas por la Cátedra de Termodinámica.

A continuación se detalla el cálculo de cada uno de los calores puestos en juego en el horno:

1. Cálculo de Q_1

$$Q_1 = PCI \cdot F_G$$

Donde:

- PCI : Poder calorífico inferior (kJ/kg)= 3927,8 kJ/kg
- F_G : Flujo de combustible (gas de síntesis) (kg/h)

2. Cálculo de Q_2

$$Q_2 = Q_{MPC} + Q_{rxn} + Q_{gases}$$

$$Q_2 = 138279.8 \text{ kJ/h} + 118.4 \text{ kJ/h} + 171578.0 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 309976.2 \text{ kJ/h}$$

Donde:

Q_{MPC} : Calor necesario para el calentamiento del char y cenizas.

Q_{rxn} : Calor de reacción del carbono.

Q_{gases} : Calor sensible de los gases productos de la activación.

- Cálculo de Q_{MPC} :

$$Q_{MPC} = M_{sólidos} \cdot C_{pC} \cdot \Delta T = 268.8 \text{ kg/h} * 1.72 \text{ kJ/(kg * K)} * (900^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C})$$

$$Q_{MPC} = 138279.8 \text{ kJ/h}$$

Donde:

$M_{sólidos}$ = Masa de sólidos (carbón y cenizas)

C_{pC} = Calor específico promedio del carbono entre 600 y 900 °C

- Cálculo de Q_{rxn} :

$$Q_R = M_C \cdot X_R \cdot \Delta H_{rx} = 231.7 \text{ kg/h} * 0.05 * 10.22 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_R = 118.4 \text{ kJ/h}$$

Donde:

X_R : Fracción del char que reacciona

M_C : Masa de carbón sin cenizas (kg/h)

ΔH_{rx} : Calor de reacción (kJ/kg)

- Cálculo Q_{gases} :

En este cálculo se tiene en cuenta que los gases se empiezan a producir a partir de 600°C, se calientan hasta los 900°C que es la temperatura de reacción y por último estos abandonan el horno con los gases de combustión a 450°C, entregando el calor antes de abandonar el horno. Cómo se considera que el vapor de agua ingresa a 120°C, se considera el calentamiento del mismo hasta 900°C y el posterior enfriamiento del vapor que no reacciona hasta 450°C.

$$Q_{gases} = F_{CO} * C_{pCO} * (900^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C}) + F_{CO} * C_{pCO} * (450^{\circ}\text{C} - 900^{\circ}\text{C}) +$$

$$F_{H_2} * C_{pH_2} * (900^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C}) + F_{H_2} * C_{pH_2} * (450^{\circ}\text{C} - 900^{\circ}\text{C}) +$$

$$F_{vapor\ entrada} * C_{pvapor} * (900^{\circ}\text{C} - 120^{\circ}\text{C}) + F_{vapor\ sale} * C_{pvapor} * (450^{\circ}\text{C} - 900^{\circ}\text{C})$$

$$Q_{gases} = F_{CO} * C_{pCO} * (450^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C}) + F_{H_2} * C_{pH_2} * (450^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C}) +$$

$$F_{vapor\ entrada} * C_{pvapor} * (900^{\circ}\text{C} - 120^{\circ}\text{C}) + F_{vapor\ sale} * C_{pvapor} * (450^{\circ}\text{C} - 900^{\circ}\text{C})$$

$$F_{CO} = \frac{28}{12} \frac{\text{kgCO}}{\text{kgC}} * F_C * X_R = 27.032 \text{ kg/h}$$

$$F_{H_2} = \frac{2}{12} \frac{\text{kgH}_2}{\text{kgC}} * F_C * X_R = 1.931 \text{ kg/h}$$

$$F_{vapor\ entrada} = 231.7 \text{ kg/h}$$

$$F_{vapor\ salida} = F_{vapor\ entrada} - M_C * X_R * \frac{18}{12} = 214.3 \text{ kg/h}$$

$$Q_{gases} = 171578.0 \text{ kJ/h}$$

Donde:

Cp_i = Capacidad calorífica promedio del compuesto en el rango de temperaturas de trabajo. Cada uno se calcula de la siguiente forma:

$$Cp_{i,promedio} = \frac{\int_{T_{inicial}}^{T_{final}} Cp_i(T) dT}{T_{final} - T_{inicial}}$$

3. Cálculo de Q_3 :

$$Q_3 = M_g \cdot \overline{Cp} \cdot \Delta T$$

$$Q_3 = 2.223 * F_G * 1.1966 \text{ kJ}/(\text{kg} * \text{K}) * (450^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = 1130.5 * F_G$$

Donde:

ΔT : diferencia de temperatura entre la salida y entrada de gases

$$M_g = \text{flujo másico de gases de combustión (kg/h)} = 2.223 \frac{\text{kg}_{\text{humos}}}{\text{kg}_{\text{combustible}}} * F_G$$

(relación obtenida con balance de masa combustión con 15% en exceso de aire respecto al estequiométrico)

La masa de gases es incógnita, ya que no se sabe la cantidad de combustible que se debe utilizar, por lo que se decide poner el flujo de gases en función del consumo de combustible. Se emplea un 15% de exceso de aire.

\overline{Cp} : calor específico medio de los gases producto de combustión

Se calcula el calor específico de los gases de combustión entre 25°C y 450°C a partir de la fracción másica (Tabla 8.6) de cada gas y sus correspondientes calores específicos promedio:

$$\overline{Cp} = \sum_1^4 x_i * Cp_i = 1.1966 \text{ kJ}/(\text{kg} * \text{K})$$

Tabla 8.6. Fracciones másicas humos de combustión, considerando aire 15% en exceso

Humos*	X másico
CO ₂	0.220
H ₂ O**	0.070
O ₂	0.693
N ₂	0.017

*Se desprecia la formación de SO₂ y NO₂

** Para el calor específico promedio del agua se considera el calor específico correspondiente al agua líquida y al vapor según el rango de temperaturas.

4. Cálculo de Q_4 :

$$Q_4 = \%p\acute{e}rdida * Q_1 = 0.1 * PCI * F_G$$

Donde

%p\acute{e}rdida: se considera un 10% de pérdidas del calor suministrado por el combustible.

Finalmente, a partir del balance de energía del horno rotatorio se puede determinar la cantidad de combustible que debe quemarse:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

$$3927.8 \text{ kJ/kg} \cdot F_G = 309976.2 \text{ kJ/h} + 1130.5 * F_G + 0.1 * 3927.8 \text{ kJ/kg} \cdot F_G$$

Se despeja el caudal de combustible se determina el Q_1 entregado al reactor:

$$F_G = 128.91 \text{ kg/h} = \text{gas de síntesis a quemar}$$

$$Q_1 = 506338 \text{ kJ/h}$$

Una vez conocidos todos los calores involucrados en el proceso, se procede a calcular el rendimiento térmico del horno a partir de Q_1 y Q_2 :

$$\eta = \frac{100 \cdot Q_2}{Q_1} = 61.2\%$$

Balance de masa

El horno rotatorio se puede dividir en dos componentes, como se observa en la Figura 8.6.

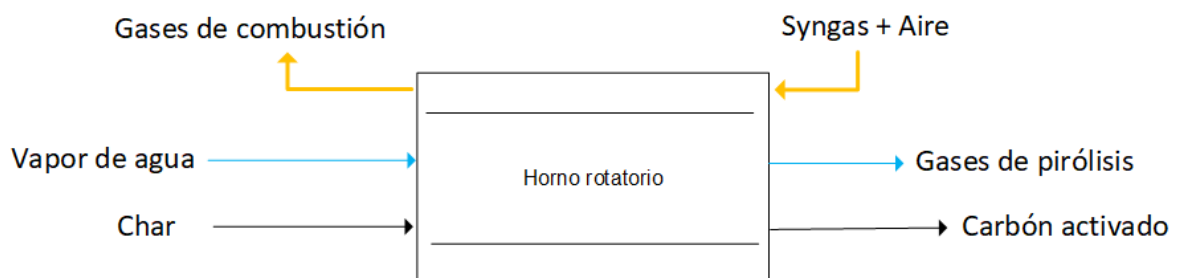


Figura 8.6. Corrientes entrantes y salientes del horno rotatorio.

El balance de masa en la zona central, es decir, donde ocurre la activación del carbón se presenta en la Tabla 8.7.

Tabla 8.7. Balance horno rotatorio: activación térmica

	Entrada (kg/h)	Salida (kg/h)
C	231.7	220.1
Cenizas	37.1	37.1
CO	0.0	27.0
H ₂	0.0	1.9
H ₂ O	231.7	214.3
Total	500.5	500.5

La relación de carbonizado/vapor tiene que ser como máximo de 1.⁹⁰ Por lo tanto, se ingresarán al horno 231.7 kg/h de vapor, de los cuales reaccionan con el carbón 17.4 kg/h. Los gases de pirólisis se dirigen a un filtro deshidratador, para luego ser quemados en la antorcha.

El balance en la zona de combustión de syngas se presenta en Tabla 8.8.

Tabla 8.8. Balance horno rotatorio: combustión syngas

	Syngas kg/h	Aire kg/h	Humos kg/h
CO	21.149	0.000	0.000
CO ₂	23.023	0.000	62.920
H ₂ O	3.155	0.000	20.043
CH ₄	2.423	0.000	0.000
N ₂	77.887	120.922	198.809
H ₂	1.271	0.000	0.000
NH ₃	0.000	0.000	0.000
H ₂ S	0.002	0.000	0.000
O ₂	0.000	36.736	4.792
NO ₂	0.000	0.000	0.000

⁹⁰ A partir de un análisis termogravimétrico realizado en la tesis "Obtención de carbón activado a partir de madera"

SO ₂	0.000	0.000	0.004
	128.910	157.658	286.568

Enfriamiento⁹¹

Como el carbón debe emerger del horno a una temperatura menor a 400 °C para evitar cualquier tipo de reacción indeseada en contacto con el aire, se selecciona una temperatura de salida menor a 350 °C; a partir de la cual el carbón se enfría gracias al aire atmosférico.

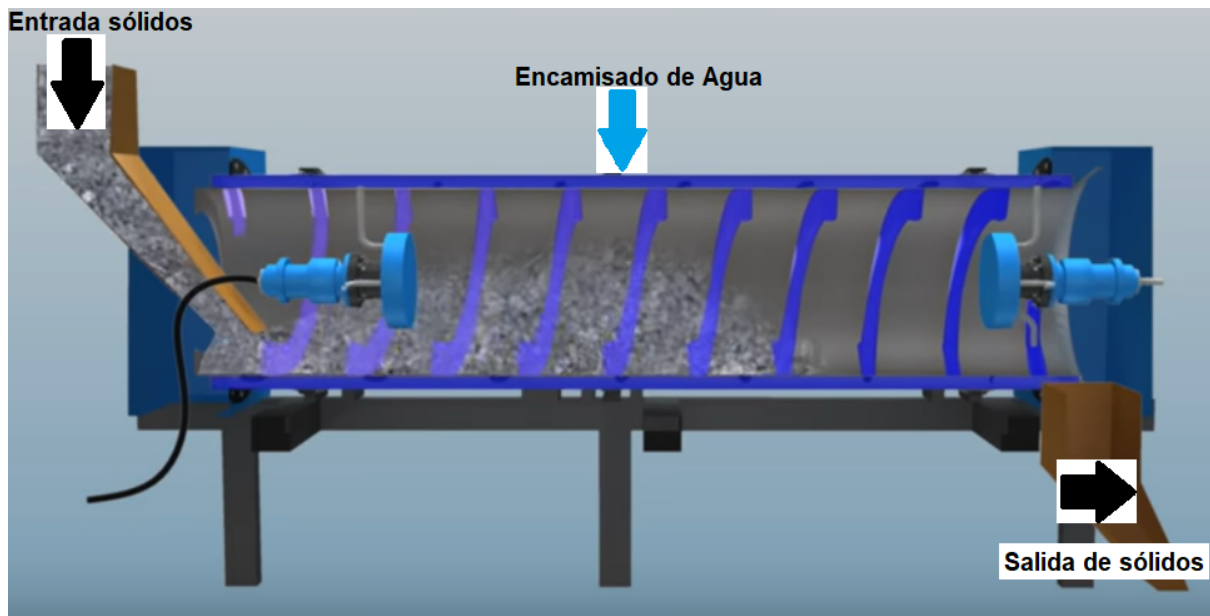


Figura 8.7. Representación del intercambiador de calor rotativo para el enfriamiento.

Para llegar a esta temperatura se incorpora un intercambiador de calor rotativo (Figura 8.7). Este tipo de intercambiador consiste en dos cilindros concéntricos. El cilindro interno es un cilindro rotativo, por donde van los sólidos a enfriar, con un encamisado de agua que fluye entre el cilindro externo y el interno. Entre sus ventajas se encuentra la homogeneidad del enfriamiento, flexibilidad operativa, gran capacidad y la imposibilidad de pérdida de producto o contaminación.

Para el cálculo del calor a intercambiar, se supone una temperatura de salida de sólidos del enfriador de 40 °C, tomando como temperatura de entrada unos 850°C debido a

⁹¹ Obtenido en 'Estudio Tecno-Económico de una Planta de Producción de Carbón Activo a partir de Hueso de Aceituna' Autor: Rubén Arteaga Martínez

las pérdidas con el ambiente en el transporte a través de un tornillo sin fin desde la salida del horno hasta la entrada al enfriador. La temperatura del agua de entrada se asume 25°C, ya que se utilizaría agua de pozo para este equipo. Posteriormente, el agua puede enfriarse en una de las torres de enfriamiento diseñadas para la planta.

A partir de un balance de energía es posible determinar la cantidad de calor que debe retirarse en el equipo y obtener el caudal de agua de refrigeración necesario para retirar dicho calor.

$$Q = m_{C.A.} * Cp_{C.A.} * (T_{ent. CA} - T_{sal.CA}) = m_{agua} * Cp_{agua} * (T_{sal. gua} - T_{ent. agua})$$

Donde:

- Q= Calor transferido en el enfriador (kJ/h)
- $m_{C.A.}$ =Caudal de sólidos = Carbón activado+cenizas = 257.2 kg/h
- m_{agua} = Caudal de agua de refrigeración(kg/h)
- $Cp_{C.A.}$ =Calor específico de carbón activado promedio en el rango de temperatura de enfriamiento= 1.36 (kJ/kg*°C)
- Cp_{agua} =Calor específico de agua de refrigeración respectivamente= 4.18 (kJ/kg*°C)
- $T_{ent. CA}$ y $T_{sal.CA}$: Temperaturas de entrada y salida del carbón activado.
- $T_{ent. agua}$ y $T_{sal.agua}$:Temperaturas de entrada y salida del agua de refrigeración.

Se calcula el calor necesario para el enfriamiento del carbón activado y con este valor se despeja el agua a utilizar suponiendo una temperatura de salida de 50°C.

$$Q = m_{C.A.} * Cp_{C.A.} * (T_{ent. CA} - T_{sal.CA}) = 282494 \text{ kJ/h}$$

$$m_{agua} = \frac{Q}{Cp_{agua}(50-25)} = 2703.3 \text{ kg/h}$$

Por lo tanto, el caudal de agua de refrigeración a utilizar resulta de aproximadamente 2700 kg/h. Este caudal de agua puede enfriarse en la torre de enfriamiento y reutilizarse en la planta si fuese necesario.

Clasificación y envasado

El carbón ya activado sale del horno, se enfría, clasifica y envasa. La clasificación y envasado: se refiere al proceso de trituración y/o tamizado final, que es parte del tratamiento del producto final.

Bibliografía Capítulo 8

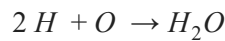
1. Tuomikoski, S. 'Utilisation of gasification carbon residues (2014)'. University of Oulu, Finland.
2. Céliz, F; Forneris, I. 'Diseño de una planta de generación de carbón activado obtenido a partir de carozos de aceitunas mediante activación térmica (2018)'. Universidad Nacional de Catamarca.
3. Martínez, M. 'Planta de producción de carbón activado de cáscara de nueces, para aplicaciones en hidrometalurgia del oro (2012)'. Facultad de Ingeniería. Universidad Católica de Valparaíso.
4. Sevillano; Torres (2013). 'Obtención de carbón activado a partir de madera.' Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria. UNCuyo.
5. Webbook de NIST.
6. Rubén Arteaga Martínez. 'Estudio Tecno-Económico de una Planta de Producción de Carbón Activo a partir de Hueso de Aceituna' .

Apéndice

Apéndice Capítulo 2

Apéndice 2-A: Modelo estequiométrico para secado y pirólisis

El primer postulado considera que el 80% del oxígeno de la biomasa reacciona con el hidrógeno para formar agua según la siguiente reacción:



Oxígeno consumido: $\frac{4}{5} \times o$ Hidrógeno consumido: $2 \times \frac{4}{5} \times o$

Agua generada: $\frac{4}{5} \times o$

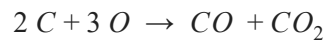
La cantidad total de agua a la salida de la pirólisis resulta: $n_{p,H_2O} = \frac{4}{5} \times o + w$ donde w representa la humedad expresada en fracción molar. La misma se calcula a partir de la humedad absoluta (MC), del peso molecular de la cáscara de maní y del agua:

$$PM_{biomasa} = 12c + 16o + h$$

$$PM_{agua} = 18$$

$$w = \frac{PM_{biomasa} \cdot MC}{PM_{agua}(1-MC)}$$

De acuerdo al segundo postulado el 20% del oxígeno de la biomasa reacciona con el carbono para formar CO y CO_2 según la siguiente reacción:

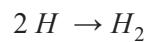


El tercer postulado indica la relación molar de formación entre el CO y el CO_2 .

Con el segundo y tercer postulado se obtiene el siguiente sistema de ecuaciones para obtener los moles producidos de dióxido y monóxido en la etapa de pirólisis:

$$\frac{1}{5} \times o = 2 \times n_{p,CO_2} + n_{p,CO} \quad ; \quad \frac{n_{p,CO}}{n_{p,CO_2}} = \frac{44}{28}$$

Según el cuarto postulado el 50% del hidrógeno (H) restante de la biomasa se libera en forma de hidrógeno molecular (H_2)



De este postulado se obtiene la cantidad de hidrógeno molecular obtenido durante la pirólisis:

$$n_{p,H_2} = \frac{0.5 \times (h - 2 \times \frac{4}{5} \times o)}{2}$$

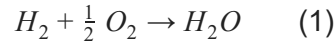
El quinto postulado considera que el hidrógeno restante forma CH_4 y C_2H_2 mientras que el sexto indica la relación de formación entre estos productos, obteniéndose así el siguiente sistema de ecuaciones para obtener los moles producidos de cada compuesto:

$$0.5 \times (h - 2 \times \frac{4}{5} \times o) = 4 \times n_{p,CH_4} + 2 \times n_{p,C_2H_2} \quad ; \quad \frac{n_{p,CH_4}}{n_{p,C_2H_2}} = \frac{26}{16}$$

Finalmente, sustituyendo los valores de $n_{p,CO}$, n_{p,CO_2} , n_{p,CH_4} , n_{p,C_2H_2} en el balance del carbono se obtiene $n_{p,C}$.

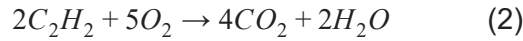
Apéndice 2-B: Modelo estequiométrico para oxidación

El primer postulado indica que el hidrógeno (H_2) formado durante la pirólisis de biomasa se oxida completamente a H_2O , es decir:



A partir de la reacción estequiométrica (1) es posible determinar que la oxidación de n_{p,H_2} moles de H_2 conlleva el consumo $\frac{n_{p,H_2}}{2}$ moles de O_2 y la formación de n_{p,H_2} moles de H_2O .

El segundo postulado indica que el C_2H_2 se oxida completamente en una reacción de combustión completa:



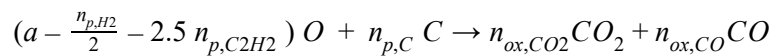
Luego, al conocer la estequiometría de la reacción (2) y los n_{p,C_2H_2} moles de C_2H_2 provenientes de la pirólisis, es posible saber que $2.5 n_{p,C_2H_2}$ moles de O_2 reaccionan para producir $2 n_{p,C_2H_2}$ moles de CO_2 y n_{p,C_2H_2} moles de H_2O .

Se define al oxígeno remanente en la zona de oxidación:

$$O_{2,rem} = (a - O_{2,consumido\ por\ H_2} - O_{2,consumido\ por\ C_2H_2}) = (a - \frac{n_{p,H_2}}{2} - 2.5 n_{p,C_2H_2})$$

donde $a = [(1 + \frac{h}{4} - \frac{g}{2}) * ER]$, es decir, los moles de aire presentes en la oxidación por mol de biomasa consumido.

El tercer postulado considera que el oxígeno remanente es consumido en la oxidación del char para producir CO y CO_2 :



Donde al analizar el balance elemental del oxígeno:

$$(a - \frac{n_{p,H_2}}{2} - 2.5 n_{p,C_2H_2}) \rightarrow 2n_{ox,CO_2} + n_{ox,CO} \quad (3)$$

De acuerdo al cuarto postulado $\frac{n_{CO}}{n_{CO_2}} = 3.5606$, al tener en cuenta esta relación es posible balancear la ecuación (3). Se obtiene:

$$n_{ox,CO_2} = \frac{(a - \frac{n_{p,H_2}}{2} - 2.5 n_{p,C_2H_2})}{5.5606} \quad n_{ox,CO} = \frac{(a - \frac{n_{p,H_2}}{2} - 2.5 n_{p,C_2H_2})}{1 + \frac{2}{3.5606}}$$

A partir del quinto postulado se tiene en cuenta que el CO , CO_2 y el H_2O formado durante la pirólisis se suman a lo generado en la zona de oxidación. Por lo tanto,

$$n_{ox,CO} = n_{ox,CO} + n_{p,CO} = \frac{(a - \frac{n_{p,H_2}}{2} - 2.5 n_{p,C_2H_2})}{1 + \frac{2}{3.5606}} + n_{p,CO}$$

$$n_{ox,CO_2} = n_{ox,CO_2} + n_{p,CO_2} = \frac{(a - \frac{n_{p,H_2}}{2} - 2.5 n_{p,C_2H_2})}{5.5606} + n_{p,CO_2}$$

$$n_{ox,H2O} = n_{ox,H2O} + n_{p,H2O} = n_{p,H2} + n_{p,C2H2} + n_{p,H2O}$$

Los últimos dos postulados indican que el CH_4 y el N_2 no reaccionan durante la oxidación y se mantienen hasta la zona de reducción tal que:

$$n_{ox,CH4} = n_{p,CH4}$$

$$n_{ox,N2} = a \cdot 3.76$$

Finalmente, al sustituir los valores conocidos de $n_{ox,CO}$, $n_{ox,CO2}$, $n_{ox,CH4}$, y los correspondientes a la pirólisis, en el balance de carbono se despeja $n_{ox,C}$.

Apéndice 2-C: Poder calorífico del gas⁹²

El mayor poder calorífico (HHV, también conocido como poder calorífico bruto) de un combustible se define como la cantidad de calor liberado por una cantidad específica una vez que se quema y los productos han regresado a una temperatura en la que se recupera el calor latente de vaporización del agua en los productos de combustión.

A partir de la composición en base seca, se puede calcular un poder calorífico bruto (HHV) del combustible

$$HHV_{gas} = HHV_{H_2} \cdot x_{H_2} + HHV_{CO} \cdot x_{CO} + HHV_{CH_4} \cdot x_{CH_4}$$

El poder calentamiento más bajo (LHV, también conocido como poder calorífico neto) de un combustible se define como la cantidad de calor liberado al quemar una cantidad específica suponiendo que el calor latente de vaporización del agua en los productos de reacción no se recupera, es decir que el agua vaporizada en la combustión no regresa a estado líquido. Se calcula de la misma forma que para el HHV:

$$LHV_{gas} = LHV_{H_2} \cdot x_{H_2} + LHV_{CO} \cdot x_{CO} + LHV_{CH_4} \cdot x_{CH_4}$$

	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

⁹² Obtenido de "Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach."

Apéndice Capítulo 3

Apéndice 3-A: Entrada y salida de equipos

En el presente apéndice se presenta el balance de masa realizado para cada etapa de la planta descrita en el diagrama de bloques de la Figura 3.5.

Tabla 3.A.1. Entrada y salida de sistema de gasificación (3 gasificadores en conjunto).

Entrada			Salidas		
Biomasa	892.50	kg/h	Gases	2048.967	kg/h
Impurezas	54.30	kg/h	Alquitrán	5.7	kg/h
Agua	53.19	kg/h	Char+cenizas	269.733	kg/h
Aire	1324.41	kg/h	Temperatura	921	K
Temperatura de biomasa	298	K	Presión	100958	Pa
Temperatura del aire	775	K	Total másico	2324.40	kg/h
Presión del aire	101325	Pa			
Total másico	2324.40	kg/h			

Tabla 3.A.2. Salidas del gasificador

Salida superior			Salida inferior		
Gases	2048.967	kg/h	Gases	0	kg/h
Alquitrán	5.7	kg/h	Alquitrán	0	kg/h
Char+cenizas	26.9733	kg/h	Char+cenizas	242.7597	kg/h
Total másico	2081.6403	kg/h	Total másico	242.7597	kg/h

Tabla 3.A.3. Balance en ciclones.

Entrada	kg/h	Salida gases	kg/h	Salida sólidos	kg/h
Gases	2048.97	Gases	2048.97	Gases	0.00
Alquitrán	5.70	Alquitrán	5.70	Alquitrán	0.00
Char+cenizas	26.97	Char+cenizas	0.91	Char+cenizas	26.07
Total	2081.64	Total	2055.57	Total	26.07

Tabla 3.A.4. Temperatura y presión entrada y salida de ciclones.

	Entrada	Salida gases	Salida sólidos
Temperatura (K)	921	918	918
Presión (kPa)	100.96	100.31	100.31

Tabla 3.A.5. Condiciones de intercambiadores de calor

Intercambiador de calor gas/aire		
Gas de síntesis	Entrada	Salida
Temperatura (K)	918	638
Presión (kPa)	100.30	97.80
Aire		
Temperatura (K)	293	775
Presión (kPa)	103.8	101.3

Intercambiador de calor gas/agua		
Gas de síntesis	Entrada	Salida
Temperatura (K)	638	373
Presión (kPa)	97.80	95.30
Agua		
Temperatura (K)	303	323
Presión (kPa)	101.3	98.8

Tabla 3.A.6. Balance en venturi

	Entrada Gas	Entrada Agua	Salida Gas	Salida Agua	
Gases*	1655.97	0	1652.86	3.10	kg/h
Alquitrán	5.70	0	0	5.70	kg/h
Char+cenizas	0.91	0	0	0.91	kg/h
Agua**	393.00	7000	167.11	7225.89	kg/h
Temperatura	373	299.34	321.54	321.54	K
Presión	95.3	100	90.1	90.1	Pa
Total másico	2055.57	7000	1819.97	7235.60	kg/h
Total	9055.57		9055.57		kg/h

*Moléculas que en la corriente original eran gaseosas, excluyendo el H₂O, sin importar que estén disueltas en el agua o no (en el caso de la salida del agua)

** Total de agua. En caso del gas es la humedad del mismo.

Tabla 3.A.7. Balance en el absorbedor

	Entrada Gas	Entrada Agua	Salida Gas	Salida Agua	
Gases*	1652.86	0	1650.80	2.0599	kg/h
Agua**	167.11	10000	41.41	10125.7	kg/h
Temperatura	321.5	299.34	299.3	307.2	K
Presión	90.1	100	89.8	89.8	Pa
Total másico	1819.97	10000	1692.21	10127.7599	kg/h
Total	11819.97		11819.97		kg/h

Tabla 3.A.8. Balance en lecho de esponja de hierro

	Entrada Gas	Salida Gas	Retención	
Gases sin H2S	1692.12	1692.12	0	kg/h
H2S	0.0888	0.02664	0.06216	kg/h
Temperatura	299.3	299.3		K
Presión	89.8	88.7		Pa
Total másico	1692.21	1692.15	0.06216	kg/h
Total	1692.21	1692.21		kg/h

Tabla 3.A.9. Distribución del gas generado

	Gas generado	Gas a horno	Gas a MCI	
Gases sin H2S	1692.12	46.50	1645.62	kg/h
H2S	0.0266	0.0007	0.0259	kg/h
Temperatura	299.30	299.30	299.30	K
Presión	88.70	88.70	88.70	Pa
Total másico	1692.1507	46.5000	1645.6507	kg/h
Total	1692.1507	1692.1507		kg/h

Tabla 3.A.10. Balance horno rotatorio: Activación

	Entrada (kg/h)	Salida (kg/h)
C	231.7	220.1
Cenizas	37.1	37.1
CO	0.0	27.0
H ₂	0.0	1.9
H ₂ O	231.7	214.3
Total	500.5	500.5

Tabla 3.A.11. Balance horno rotatorio: combustión de gas de síntesis

Syngas (kg/h)	Aire (kg/h)	Humos (kg/h)
128.910	157.658	286.568

Tabla 3.A.12. Balance motor de combustión interna: combustión de gas de síntesis

Syngas (kg/h)	Aire (kg/h)	Humos (kg/h)
1563.24	1828.73	3391.97

Tabla 3.A.13. Balance antorcha: combustión de gas de síntesis

Syngas (kg/h)	Aire (kg/h) (e30%)	Humos (kg/h)
1692.2	2339.4	4031.6

Apéndice Capítulo 4

Apéndice 4-A: Dimensionamiento del gasificador downdraft

A partir de las relaciones de dimensionamiento descritas en el presente capítulo, se pueden obtener los parámetros de construcción para el cuerpo interno del reactor downdraft D_a , D_c , D_s , D_m y D_b , n , h , L_r , L_c , L_p y L_t ; en sus valores límite.

Para ello, se define un caudal másico a tratar de biomasa y se calcula el caudal volumétrico de gas a obtener a la salida del gasificador haciendo uso del modelo matemático elegido en el Capítulo II.

El reactor a dimensionar tiene una capacidad consumo de biomasa de aproximadamente 330-335 kg/h debido a que se propone trabajar con tres de estos gasificadores en paralelo. Por lo tanto, ya se puede definir que se utilizan 9 boquillas para el ingreso de aire (parámetro n), recordando la Tabla 4.1.

El caudal volumétrico obtenido por el modelo se encuentra en condiciones de operación, por lo que en primer lugar se convierte el caudal a condiciones normales de presión y temperatura (F_{gp}). Este valor se expresa en m³/h.

Luego, a partir del caudal volumétrico de gas pobre se procede a calcular el diámetro de contracción D_a en los extremos del rango de operación:

$$D_{a,m\acute{a}x} = 2 \sqrt{\frac{F_{gp}}{\pi \cdot 0.4}} \quad D_{a,m\acute{i}n} = 2 \sqrt{\frac{F_{gp}}{\pi \cdot 0.9}} \quad D_{a,prom} = 2 \sqrt{\frac{F_{gp}}{\pi \cdot 0.65}}$$

Se decide trabajar con el diámetro de contracción promedio para calcular D_c , D_s , D_m y D_b :

Tabla 4.A.1. Valores límite para cada parámetro y el valor utilizado.

Parámetro	Valor máximo	Valor mínimo	Valor promedio a utilizar
D_c	$2.1 D_{a,prom}$	$1.8 D_{a,prom}$	$1.95 D_{a,prom}$
D_s	$2.6 D_{a,prom}$	$2.0 D_{a,prom}$	$2.3 D_{a,prom}$
D_m	$7.7 D_{a,prom}$	$3.4 D_{a,prom}$	$5.55 D_{a,prom}$
D_b	$\sqrt{\frac{0.08}{9}} D_{a,prom}^2$	$\sqrt{\frac{0.03}{9}} D_{a,prom}^2$	$\sqrt{\frac{0.055}{9}} D_{a,prom}^2$

Se procede a calcular el resto de los parámetros de diseño a partir de los valores promedio obtenidos:

Tabla 4.A.2. Valores límite para cada parámetro y el valor utilizado.

Parámetro	Valor máximo	Valor mínimo	Valor promedio a utilizar
h	$1.2 D_{a,prom}$	$0.7 D_{a,prom}$	$0.95 D_{a,prom}$
L_r	$\frac{1}{2} (D_{a,prom} + D_{s,prom})$	$\frac{0.65}{2} (D_{a,prom} + D_{s,prom})$	$\frac{0.825}{2} (D_{a,prom} + D_{s,prom})$
L_c	$1.6 L_{r,prom}$	$1.4 L_{r,prom}$	$1.5 L_{r,prom}$
L_t	$\frac{(L_{r,prom} + L_{c,prom})}{0.2}$	$\frac{(L_{r,prom} + L_{c,prom})}{0.35}$	$\frac{(L_{r,prom} + L_{c,prom})}{0.275}$

La altura de restante L_p se obtiene tal que: $L_p = L_t - L_c - L_r$. De esta longitud, es necesario diferenciar qué longitud corresponde a la zona de reducción de la sección de flujo. En esta zona, se utiliza un cono para el flujo de biomasa hacia la región de oxidación del reactor. En bibliografía, se halla que la inclinación adecuada para esta parte del reactor es de 60° .⁹³ Por lo tanto se calcula:

$$L_{cono} = \operatorname{tg}(60^\circ) * \frac{D_m - D_c}{2} \qquad L_{sup} = L_p - L_{cono}$$

Una vez obtenidos todos los parámetros de diseño del gasificador, se utilizan para calcular el caudal volumétrico obtenido en condiciones normales F_{gp} con el modelo matemático propuesto, y se verifica que coincida con el valor utilizado de F_{gp} al inicio del dimensionamiento. En caso de que no haya coincidencia, se itera hasta obtener el diseño del reactor. El valor de F_{gp} resulta $634.6 \text{ m}^3/\text{h}$ en CNPT.

⁹³ Obtenido en "Biomass Gasification Processes in Downdraft Fixed Bed Reactors: A Review"

Apéndice Capítulo 5

Apéndice 5-A: Ciclón⁹⁴

A continuación se presentan los cálculos para el ciclón de alta eficiencia Swift seleccionado. El procedimiento de cálculo es el mismo para cada uno de los ciclones analizados.

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. Para este caso se selecciona una velocidad de entrada de 21.3 m/s (promedio en el rango recomendado).

Con este valor se puede determinar el diámetro del ciclón y las otras dimensiones con base en las relaciones establecidas para las familias de ciclones.

Área del ducto de entrada: $A = \frac{Q}{v_i} = 0.028 \text{ m}^2$ Donde $Q=2167 \text{ m}^3/\text{h}$

$$A = a * b$$

Para un ciclón Swift de alta eficiencia:

$$a = 0.44 * Dc \quad b = 0.21 * Dc$$

$$A = 0.44 * Dc * 0.21 * Dc$$

Se despeja Dc

$$Dc = \sqrt{\frac{A}{0.44*0.21}} = 0.553 \text{ m}$$

Entonces, las otras dimensiones se hallan en base a las proporciones propuestas para el ciclón Swift de alta eficiencia:

$$a = 0.44 * Dc = 0.243 \quad b = 0.21 * Dc = 0.116$$

$$S = 0.5 * Dc = 0.277 \quad Ds = 0.4 * Dc = 0.221$$

$$h = 1.4 * Dc = 0.774 \quad z = 2.5 * Dc = 1.383$$

$$H = 3.9 * Dc = 2.157 \quad B = 0.4 * Dc = 0.221$$

Todos los valores anteriores expresados en metros.

Debido a que el diámetro del ciclón es menor a 1 m, solo se requiere un ciclón. Este parámetro de diseño es una recomendación, mas no una imposición en el momento de diseñar.

Para calcular la eficiencia del ciclón se requiere calcular primero si hay o no resuspensión. A velocidades muy altas pueden resuspender partículas previamente

⁹⁴ "Diseño óptimo de ciclones". Carlos Alberto Echeverri Londoño.

colectadas, disminuyendo también la eficiencia. De suceder esto en el ciclón, la ecuación de Leith y Licht estaría sobrestimando la eficiencia del ciclón.

Lo ideal es trabajar con velocidades de entrada lo suficientemente altas para aprovechar el efecto de la aceleración centrífuga, sin sobrepasar la velocidad que implica resuspensión del material ya colectado.

Para hallar la relación de velocidades se requiere estimar la velocidad equivalente y luego la velocidad de saltación, concepto presentado por Kalen y Zenz para explicar por qué la eficiencia de colección algunas veces descendía con incrementos en la velocidad de entrada.

Por lo tanto, se calcula la velocidad equivalente (m/s):

$$W = \sqrt{\frac{4 * g * \mu * (\rho_p - \rho)}{3 * \rho^2}} = 1.96864 \text{ m/s}$$

Donde $g = 9.8 \text{ m/s}^2$
 $\mu = 0.0000346 \text{ kg/m*s}$, Viscosidad del gas portador
 $\rho_p = 1642 \text{ kg/m}^3$, Densidad de la partícula
 $\rho = 0.3119 \text{ kg/m}^3$, Densidad del gas portador

Luego se calcula la velocidad de "saltación" mediante la siguiente correlación empírica:

$$V_s = \frac{4.913 * W * K_b^{0.4} * D_c^{0.067} * \sqrt[3]{V_i^2}}{\sqrt[3]{1 - K_b}} = 41.3882 \text{ m/s}$$

Donde $K_b = b/D_c = 0.21$
 $V_i = \text{velocidad entrada al ciclón}$

Por lo tanto, la relación entre velocidades resulta

$$\frac{V_i}{V_s} = 0.51464$$

Como el valor de la relación es menor a 1.35, se puede considerar que no hay resuspensión del material particulado. Entonces se procede a calcular la eficiencia del ciclón. Para ello se necesita determinar el factor de configuración "G", el tiempo de relajación "Ti" y el exponente de vórtice "n".

La longitud natural del ciclón "L" corresponde a longitud necesaria para iniciar el vórtice ascendente, tomada desde la altura superior del ciclón. La longitud natural del ciclón es común para cada familia de ciclones.

$$L = 2.3 * D_s * \sqrt[3]{\frac{D_c^2}{a*b}} = 1.12542 \text{ m}$$

Este valor debe ser menor a la diferencia entre la altura total del ciclón H y la altura de la salida S, de modo que se llegue a formar el vórtice ascendente y la corriente gaseosa salga por el tope del ciclón. Entonces, se verifica que esto suceda

$$L < H - S$$

$$1.12542\text{m} < 1.88\text{m}$$

El volumen del ciclón evaluado sobre la salida se evalúa:

$$V_{sc} = \frac{\pi}{4} * (S - \frac{a}{2}) * (D_c^2 - D_s^2) = 0.03125 \text{ m}^3$$

El factor de dimensiones lineales K_L se calcula:

$$K_L = D_c - (D_c - B) * (\frac{S+L-h}{z}) = 0.40239$$

Luego, el volumen del ciclón evaluado sobre la longitud natural se calcula:

$$V_R = \frac{\pi}{4} * D_c^2 * (h - S) + \frac{\pi}{12} * D_c^2 * (L + S - h) * (1 + \frac{K_L}{D_c} + (\frac{K_L}{D_c})^2) - \frac{\pi}{4} * D_s^2 * L = 0.18974 \text{ m}^3$$

El factor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón K_C se calcula:

$$K_C = \frac{V_{sc} + \frac{V_R}{2}}{D_c^3} = 0.74562$$

Finalmente, el factor de configuración G se obtiene:

$$G = \frac{8 * K_C}{(K_a * K_b)^2} = 698.65347$$

Donde $K_a = a/D_c = 0.44$; $K_b = b/D_c = 0.21$

El exponente de vórtice se calcula:

$$n = 1 - (1 - 0.67 * D_c^{0.14}) * (\frac{T}{283})^{0.3} = 0.55565$$

El tiempo de relajación o tiempo necesario para que una partícula alcance la velocidad terminal de caída, se evalúa:

$$Ti(Dpi) = \frac{\rho_p * Dpi^2}{18 * \mu}$$

Ahora bien, ya es posible determinar la eficiencia fraccional de cada intervalo de la distribución de partículas mediante la fórmula:

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

Para calcular las eficiencias fraccionales, se evalúa el tiempo de relajación con el diámetro de partícula promedio de cada intervalo y se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 5.A.1. Valores de tiempo de relajación y eficiencia fraccional del ciclón seleccionado.

Tamaño (µm)		Fracción másica m _i	D _{promedio} (µm)	Ti (s)	Eficiencia fraccional η _i	m _i x η _i
5	10	0.1552	7.5	0.000	0.812	0.126
10	30	0.0897	20	0.001	0.957	0.086
30	50	0.0587	40	0.004	0.993	0.058
50	60	0.0414	55	0.008	0.998	0.041
60	75	0.0830	67.5	0.012	0.999	0.083
75	102	0.0710	88.5	0.021	1.000	0.071
102	250	0.2370	176	0.082	1.000	0.237
250	1000	0.2470	625	1.030	1.000	0.247
1000	-	0.0170	1000	2.636	1.000	0.017

Luego, a partir de todas las eficiencias fraccionales se calcula la eficiencia total:

$$\eta T = \sum \eta_i * m_i = 0.966$$

Donde m_i = Fracción másica del intervalo de partículas

Número de cabezas de velocidad

$$NH = K * \frac{a * b}{D_s^2} = 9.24$$

Donde K = Constante, toma el valor de 16 para entrada tangencial

El valor de Nh es común para cada familia de ciclones.

Caída de presión

$$\Delta P = \frac{1}{2} * \rho * V_i^2 * NH = 653.757 \text{ Pa}$$

Apéndice 5-B: Venturi

Diseño y remoción de partículas sólidas

Luego de los ciclones, se unifican las corrientes de syngas y se procesa el caudal total del mismo (2056 kg/h). 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.5.

Tabla 5.B.1. Condiciones de entrada al lavador venturi

Presión (Pa)	Temperatura (K)	Caudal molar (mol/s)	Caudal volumétrico Gg (m ³ /s)
95300	373	23.86	0.777

Tabla 5.B.2. Propiedades de las fases en el lavador venturi, obtenidas de simulador UNISIM.

Propiedades del gas	Densidad (gr/cm ³)	0.0007365
	Viscosidad (poise)	0.0001711
Propiedades del agua	Densidad (gr/cm ³)	1.006
	Viscosidad (poise)	0.00862
	Tensión superficial (dinas/cm)	71.85
Propiedades del sólido	Densidad (gr/cm ³)	1.642

Se selecciona una velocidad lineal en la garganta de la tabla de valores recomendables de forma tal que ocurra la remoción de partículas sólidas con mayor eficiencia.

Tabla 5.B.3. Valores recomendados para el diseño del lavador de partículas.

Velocidad del gas en la garganta	
$V_g > 4575 \text{ cm/s}$	Alta eficiencia de remoción de PM
$2000 < V_g < 2300 \text{ cm/s}$	Absorción y remoción de PM simultáneas
Relación Líquido – Gas	
$0.26 < L/G < 2.6 \text{ l/m}^3$	Remoción de PM
$5.5 < L/G < 11 \text{ l/m}^3$	Absorción de gases y remoción de PM
Caída de presión	
$10 < \Delta P < 150 \text{ in H}_2\text{O}$	Inferior en aplicaciones de absorción
Dimensiones típicas	
Área de entrada / Área de la garganta = 4:1	
Ángulo de convergencia = 12.5°	
Ángulo de divergencia = 3.5°	

Entonces, se elige una velocidad (V_g) de 50 m/s.

Se determina el área y el diámetro de la garganta:

$$A_2 = \frac{G_g}{V_g} = 0.0155 \text{ m}^2 \quad A_2 = \pi \times \left(\frac{D_2}{2}\right)^2 \quad D_2 = 0.1406 \text{ m}$$

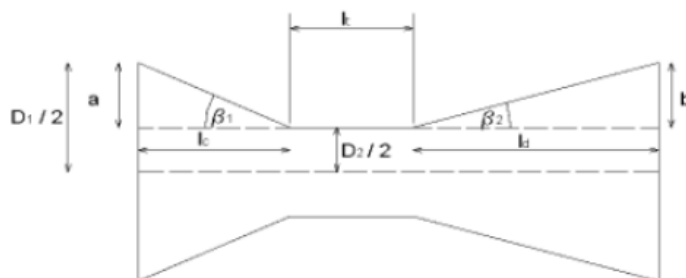
Con la relación de áreas entre la entrada y la garganta se calcula el área y el diámetro de entrada:

$$A_1 = 0.0621 \text{ m}^2 \quad D_1 = 0.2812 \text{ m}$$

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 cada zona.

$$a = \frac{D_1}{2} - \frac{D_2}{2} = 0.070 \text{ m}$$

$$L = \frac{a}{\tan(\beta)} \quad L_c = 0.317 \text{ m} \quad L_d = 1.149 \text{ m}$$



Se elige una relación de Líquido-Gas para la remoción de partículas sólidas cercana al valor máximo recomendado, siendo esta de 2.523 l/m^3 , resultando en un caudal de agua de $7 \text{ m}^3/\text{h}$.

Se calcula el diámetro promedio de las gotas utilizando la ecuación de Nukiyama-Tanasawa.

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

$$d_d = 206.58 \mu m$$

Se realiza el cálculo del 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 y caída de presión del Venturi.

Re	Cd	Lg (cm)	Delta P (Pa)
444.615	0.578	97.6	5165

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 como se muestra en la Tabla 5.B.5.

Tabla 5.B.5. Eliminación de partículas sólidas.

Rango de partículas (μm)	5-10	10-30	30-50	50-60	60-75	75-102	102-250	250-1000	>1000
promedio (μm)	7.5	20.0	40.0	55.0	67.5	88.5	176.0	625.0	1000.0
Cantidad (p/p)*	0.8658	0.1151	0.0129	0.0030	0.0026	0.0006	0	0	0
Dp (cm)	0.0008	0.0020	0.0040	0.0055	0.0068	0.0089	0.0176	0.0625	0.1000
Da (cm)	0.0010	0.0026	0.0051	0.0070	0.0086	0.0113	0.0226	0.0801	0.1281
Número de impacto kp	145.2	1032.3	4129.3	7807.0	11758.9	20213.7	79943.7	1008135.4	2580826.7
Penetración Pt	0.0024	0.0012	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010	0.0009	0.0009	0.0009
Eficiencia (%)	0.998	0.999	0.999	0.999	0.999	0.999	0.999	0.999	0.999
Cantidad removida (p/p)**	0.8637	0.1150	0.0129	0.0030	0.0026	0.0006	0	0	0
Eficiencia total (%)			0.998						

*Corresponde a la masa del rango respecto a la masa total que entra.

**Corresponde a la masa removida del rango analizado respecto a la masa total que entra.

Luego de analizar los resultados, se puede asumir que la remoción de sólidos es total en el equipo diseñado y se considera que los alquitranes al condensar siguen el mismo comportamiento que los sólidos en su remoción.

Finalmente, se utiliza el simulador UNISIM DESIGN 390.1 para analizar el grado de absorción de los compuestos presentes en el gas a tratar al entrar en contacto con agua en el lavador.

Para ello, se modela el lavador venturi como un absorbedor de una única etapa ideal. Se define la composición de la corriente de entrada y sus condiciones de presión y temperatura (Tabla 5.B.1, Tabla 5.B.6).

Tabla 5.B.6. Condiciones de la corriente de entrada y salida en el lavador venturi.

	Entrada Gas	Salida Gas	Entrada Agua	Salida Agua	
Temperatura	373	321.54	299.34	321.54	K
Presión	95.3	90.1	100	90.1	kPa
CO	277.62	277.62	0	0	kg/h
CO ₂	303.30	302.93	0	0.37	kg/h
H ₂ O	393.00	167.11	7000	7225.89	kg/h
CH ₄	31.80	31.80	0	0	kg/h
N ₂	1022.39	1022.39	0	0	kg/h
H ₂	16.68	16.68	0	0	kg/h
NH ₃	4.08	1.35	0	2.73	kg/h
H ₂ S	0.10	0.0896	0	0.01	kg/h
Alquitrán	5.70	0	0	5.70	kg/h
Sólidos	0.91	0	0	0.91	kg/h
Total	2055.57	1819.97	7000.00	7235.60	kg/h
Total Entrada	9055.57				kg/h
Total Salida	9055.57				kg/h

Luego de realizar la simulación, se obtiene que el lavador elimina el 66.9% del amoníaco del syngas ingresado. También se puede observar que una pequeña fracción de CO₂ y de H₂S se absorbe en este equipo, mientras que el resto de los compuestos no presenta cambios significativos en sus caudal másico. Los alquitranes están representados por C₂H₂, pero no quiere decir que sea ese mismo, ya que hay muchos compuestos involucrados. Cómo se explica en el Capítulo III, los alquitranes formados en el gasificador ingresan en estado gaseoso al lavador Venturi y condensan en el equipo. Por lo tanto, se asume que todos son arrastrados con el agua.

Por último, se elimina de la corriente gaseosa aproximadamente el 57% del agua arrastrada por el syngas hasta el lavador. Esto se debe a que parte del agua que ingresa como vapor al lavador condensa por el enfriamiento del gas.

Apéndice 5-C: Lecho fijo de esponja de hierro⁹⁵

Consideraciones de diseño

La determinación del diámetro del recipiente de esponja de hierro es una función de las siguientes variables:

- Vida útil deseada del lecho
- Velocidad a través del lecho
- Caída de presión a través de la unidad
- Tiempo de contacto
- Posible canalización de gas

Las siguientes ecuaciones establecen las condiciones limitantes para el dimensionamiento del equipo.

La velocidad superficial del gas (es decir, el flujo de gas dividido por el área de la sección transversal del recipiente) a través del lecho de esponja de hierro normalmente se limita a un máximo de 10 ft/s (3 m/s) en condiciones de flujo reales para promover el contacto adecuado con el lecho y evitar una caída de presión excesiva.

El diámetro mínimo del recipiente para la velocidad del gas viene dado por:

$$d_{min} = 8.58 * \left(\frac{Q_g * T * Z}{P * V_{g\ max}} \right)^{1/2} = 333.8 \text{ cm}$$

En donde: d_{min} = mínimo diámetro interno del equipo (cm)

Q_g = flujo volumétrico de gas a 15°C y 1 atm = 1513 Sm³/h

T = temperatura de operación (K) = 300 K

P = presión de operación (kPa) = 100 kPa

$V_{g\ max}$ = máxima velocidad del gas (m/s) = 3 m/s

Z = Factor de compresibilidad = 1

Un límite superior al diámetro del recipiente puede determinarse mediante la siguiente ecuación suponiendo una velocidad mínima de 2 ft/s (0.61 m/s) :

$$d_{m\acute{a}x} = 8.58 * \left(\frac{Q_g * T * Z}{P * V_{g\ min}} \right)^{1/2} = 740.2 \text{ cm}$$

Un tiempo de contacto de 60 s se considera mínimo para elegir un volumen de lecho. Se puede considerar un volumen mayor ya que extenderá la vida útil de la cama y, por lo tanto, extenderá el tiempo del ciclo entre los cambios de cama. Suponiendo un tiempo de contacto mínimo de 1 minuto, cualquier combinación de diámetro del equipo y altura del lecho que satisfaga lo siguiente es aceptable:

⁹⁵ 'Surface Production Operations (Third Edition), Volume 2, 2014' Maurice I. Stewart Jr.

$$H_{min} = \frac{73.63}{d^2} * \frac{Q_g * T * Z}{P * V_{g\ min}} = 3\ m$$

En donde: d = diámetro interno del equipo (cm) = 333.7 cm

H = altura del lecho (m)

Al seleccionar combinaciones aceptables, la altura del lecho debe ser de al menos 10 pies (3 m) para la eliminación de H₂S y 20 pies (6 m) para la eliminación de mercaptano. La selección debe producir una caída de presión suficiente para garantizar una distribución de flujo adecuada en toda la sección transversal. El diámetro del equipo debe estar entre d_{min} y d_{max}. La esponja de hierro normalmente se vende en los Estados Unidos por el bushel (1 US bushel= 35.2 litros).

El volumen en bushels se puede determinar a partir de la siguiente ecuación una vez que se conocen las dimensiones del lecho de diámetro y altura:

$$Vol = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{d}{100}\right)^2 * H = 26.2\ m^3$$

En donde: Vol = volumen de lecho (m³)

La cantidad de óxido de hierro, que está impregnada en las astillas de madera, normalmente se especifica en unidades de libras de óxido de hierro (Fe₂O₃) por bushel. Los grados comunes son 6.5, 9, 15 o 20 lbs Fe₂O₃/bushel. Se escoge trabajar con 15 lbs Fe₂O₃/bushel, equivalente a 193 kg Fe₂O₃/m³.

La vida teórica de la cama para la esponja de hierro entre reemplazos se determina a partir de:

$$t_c = 1.48 * 10^{-6} \frac{Fe * d^2 * H * e}{Q_g * MF} = 1103\ días$$

En donde: t_c = tiempo de ciclo (días)

Fe = contenido de esponja de hierro (kg Fe₂O₃/m³) = 193 kg Fe₂O₃/m³

e = eficiencia = 0.7

MF = fracción molar de H₂S en alimentación = 0.00004

Apéndices Capítulo 6

Apéndice 6-A: Banda transportadora

Se deben determinar las características de la materia prima a transportar para poder diseñar correctamente la banda. La cáscara de maní es un material muy liviano, su peso específico es aproximadamente 77 kilogramos por metro cúbico. Su tamaño no supera los 2.5 centímetros de largo (máxima dimensión) y es no clasificado (no uniforme, mixto). De la Tabla 1 se obtiene un ancho de banda de 400 mm (0.4 m).

Los ángulos de reposo, sobrecarga y de inclinación máxima son 30°, 20° y 15° respectivamente. Para los cálculos se utilizan ángulos 5° menores para sobredimensionar la cinta, asegurar el correcto funcionamiento de la misma y cumplir con la capacidad de transporte requerido.

Estos datos se presentan en la Tabla 6.A.1.

Tabla 6.A.1. Características de la materia prima.

Peso específico	0.77	ton/m ³
dimensión máx	25	mm
Ángulo de reposo	30	°
Ángulo de sobrecarga	20	°
Áng inclinación máx	15	°

Luego, se deben definir la altura de elevación de la materia prima, que corresponde a la altura del gasificador visto en el Capítulo 4 del presente trabajo, adicionando 2 metros por las tolvas de alimentación que tienen los gasificadores. Se utilizará un valor de 7 m para esta altura y un ángulo de inclinación de la banda de 10°. Con estos valores se calcula la longitud de la banda

$$L = \frac{H}{\text{sen}(10^\circ)} = 40.3 \text{ m}$$

Además se le adiciona un tramo recto horizontal que circula por sobre los gasificadores, el cual tendrá separadores para alimentar a cada gasificador. La longitud total será de 63 m para utilizar un valor de factor de longitud de banda. El valor de 50 no se utiliza debido a que las tolvas de alimentación de los gasificadores quedarían muy próximas entre sí.

Para el ángulo de 10° el coeficiente de reducción de capacidad es K=0.95.

Se opta por rodillos planos por la facilidad de transporte de la materia prima, como así también el bajo caudal a transportar ya que las otras configuraciones poseen una gran capacidad de transporte.

Longitud de rodillo=0.5 m

Ancho de banda efectivo: $b = 0.9 * 0.4 - 0.05 = 0.31 \text{ m}$

Área de flujo: $A = 0.25 * \tan(15) * (0.5 + (0.31 - 0.5) * \cos(0))^2 = 6.44 * 10^{-3} \text{ m}^2$

Área de flujo máxima: $A_{max} = 0.25 * \tan(20) * (0.5 + (0.31 - 0.5) * \cos(0))^2 = 8.74 * 10^{-3} \text{ m}^2$

De la ecuación de caudal se calcula la velocidad mínima necesaria para cumplir con el requerimiento de caudal

$$v_m = \frac{Q_m}{3600 * 6.44 * 10^{-3} * 0.77 * 0.95} = 0.059 \text{ m/s}$$

Se opta por utilizar una velocidad de 1.5 la velocidad mínima, resultando en una velocidad de 0.0885 m/s (0.09 m/s)

El caudal máximo que la banda podrá transportar a la velocidad utilizada es:

$$Q_{max} = 3600 * 0.0885 * 8.74 * 10^{-3} * 0.77 * 0.95 = 2.038 \text{ ton/h}$$

Cálculo de potencia

Potencia para mover la cinta en vacío y cargada con desplazamiento horizontal.

Factor ancho de banda: 108

Factor longitud de banda: 145

Factor de servicio: 1

$$P_1 = \frac{108 * 0.0885 * 1}{145 * 1} = 0.073 \text{ kW}$$

Potencia para elevar la carga a cierta altura

$$P_2 = \frac{7 * 1}{367} = 0.019 \text{ kW}$$

Potencia necesaria para vencer rozamientos de trippers, dispositivos de limpieza y guías

$$P_a = 0.8 * 0.0885 = 0.071 \text{ kW}$$

$$P_b = 1.5 * 0.4 * 0.0885 = 0.053 \text{ kW}$$

$$P_c = 1.6 * 0.0885 * 63 = 0.571 \text{ kW}$$

$$P_3 = 0.071 + 0.053 + 0.408 = 0.695 \text{ kW}$$

Potencia total (parcial)

$$PT = 0.073 + 0.019 + 0.695 = 0.787 \text{ kW}$$

Finalmente, considerando un rendimiento del 85% y una eficiencia de 90% la potencia necesaria del motor para su funcionamiento es:

$$PM = \frac{0.787}{0.85 \cdot 0.9} = 1.028 \text{ kW}$$

Apéndice 6-B: Dimensionamiento de tornillo sin fin

Antes del dimensionamiento es necesario conocer la densidad del material a transportar. Según las Tablas 6.16 y 6.17 mostradas en la descripción de los equipos de tornillo y la información de la Tabla 6.18, se determina que la densidad promedio de estas partículas es de 0.6 ton/m³.

Al tratarse de un material abrasivo, se considera un valor de coeficiente de relleno (λ) de 0.125 y una velocidad de giro (n) de 50 rpm.

Con respecto a la inclinación del equipo, el carbón y las cenizas serán transportadas a un horno rotatorio para la activación de carbón. Por tal motivo se considera el peor caso posible, una inclinación de 20°, siendo el coeficiente de disminución de flujo (i) igual a 0.6.

Se considera un equipo cuyo paso sea de 1 vez el diámetro del equipo.

Con los datos anteriormente mencionados se calcula el diámetro mínimo que debe tener el tornillo sin fin para transportar caudal del material deseado, el cual es de 0.27 ton/h aproximadamente.

$$Q = 3600 * \lambda * \frac{\pi * D^2}{4} * \frac{D * n}{60} * \rho * i$$

Resolviendo se obtiene que el diámetro mínimo es de 0.137 m.

A continuación se realizan nuevamente los cálculos para un diámetro de 6 pulgadas (0.1524 m), el cual se puede obtener comercialmente.

Los resultados se muestran a continuación:

$$S = \lambda * \frac{\pi * D^2}{4} = 0.00228 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{D * n}{60} = 0.127 \text{ m/s}$$

$$Q = 3600 * \lambda * \frac{\pi * D^2}{4} * \frac{D * n}{60} * \rho * i = 0.375 \text{ ton/h}$$

Luego se procede a calcular la potencia necesaria para el funcionamiento del equipo. Para ello es necesario definir el valor de resistencia del material transportado (C_o) y el largo del equipo. Se considera el peor caso para el coeficiente C_o , tomando un valor de 4, y el largo del equipo se considera arbitrariamente de 20 m.

$$P_H = C_o * \frac{Q * L}{367} = 0.082 \text{ kW}$$

$$P_N = \frac{D * L}{20} = 0.152 \text{ kW}$$

$$P_i = \frac{Q * H}{367} = 0.0002142 \text{ kW} \quad (\text{Despreciable frente al resto})$$

$$P = P_H + P_N + P_i = 0.234 \text{ kW}$$

Apéndice 6-C: Diseño torre de enfriamiento

Se decide emplear una torre de enfriamiento para enfriar el agua utilizada en el intercambiador agua-gas, ya que la misma se reutiliza en el intercambiador. Entonces, se debe hacer uso de la carta psicrométrica y de los datos siguientes escogidos para el diseño:

- Temperatura de entrada del agua a la torre: 50°C
- Caudal de agua a enfriar: 11000 kg/h
- Temperatura deseada de salida de agua de la torre: 30°C
- Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada: 25.3 °C
- Humedad del aire: 46%
- Temperatura de bulbo seco del aire: 35°C

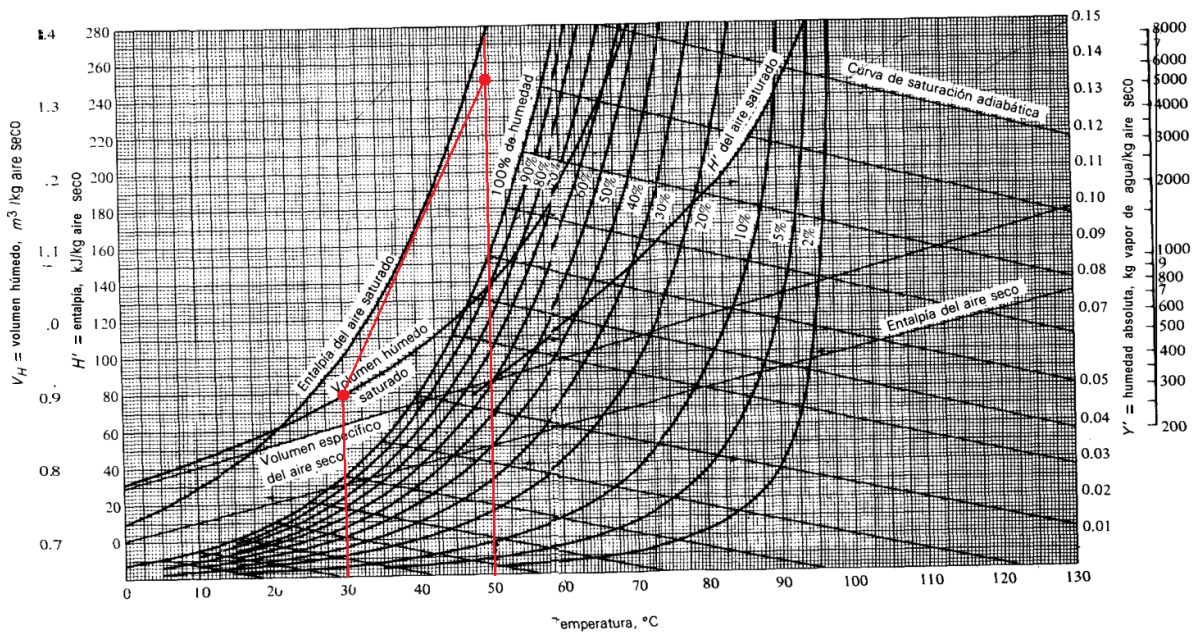


Figura 6.C.1. Diagrama psicrométrico y recta de operación con caudal de gas mínimo (tangente a curva equilibrio)

Teniendo la recta graficada, se obtiene el valor de la pendiente, que resulta de 8.5 kJ/kg°C. Este valor corresponde a $L \cdot C_p / G_{\min}$. Se conoce el valor del caudal de agua L, y su valor de Cp, se obtiene así el caudal de aire mínimo necesario.

$$G_{\min} = \frac{L \cdot C_p}{8.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}} = \frac{11000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}}{8.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}} = 5409 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Luego, se estima que el valor de G será 1.5 veces el mínimo, por lo que el caudal G a utilizar resulta de 8114 kg/h. Una vez obtenido el caudal de aire G, se utiliza el gráfico de Leva para lechos de relleno desordenado para averiguar el valor de Gs. Se calcula primero:

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_{gas}}{\rho_{liquido}} \right)^{0.5} = 0.045$$

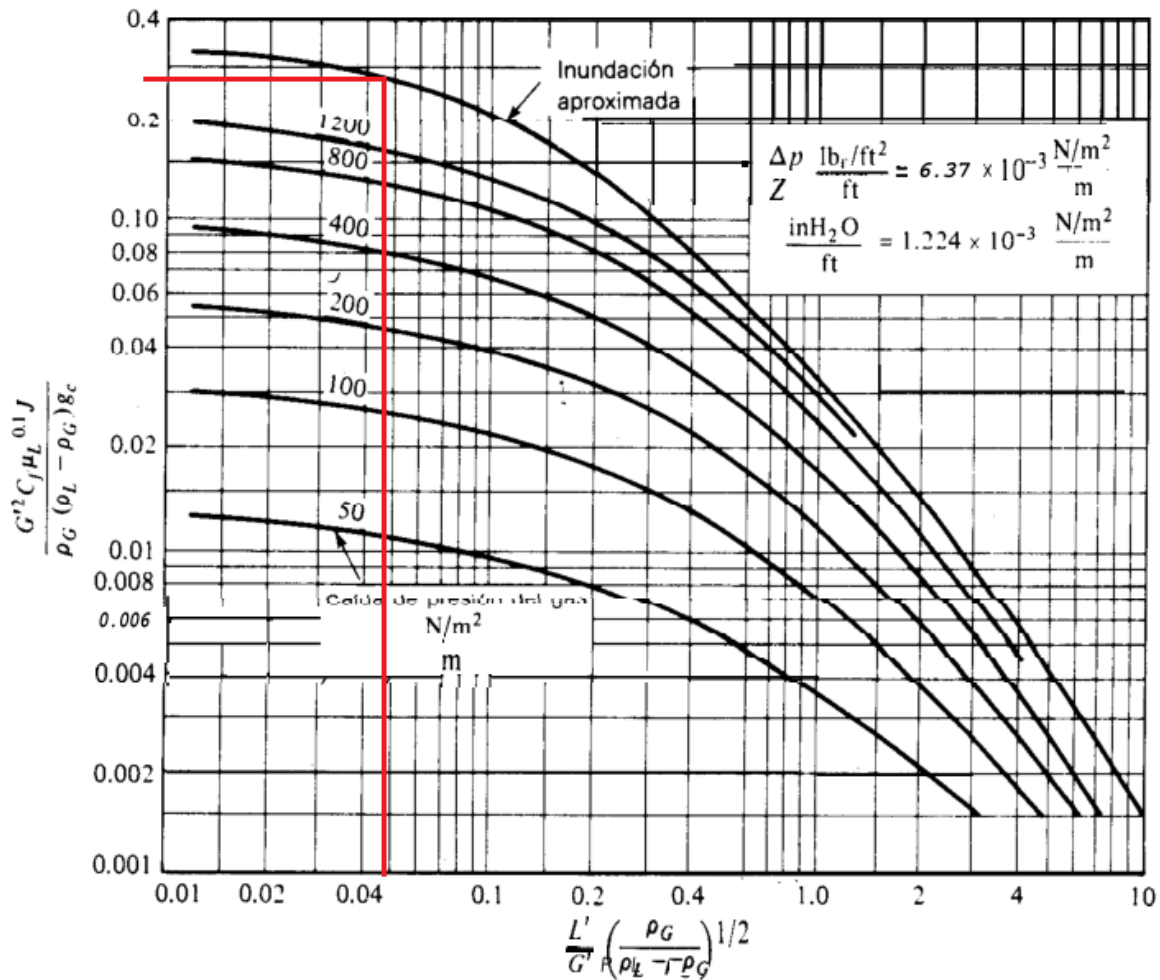


Figura 6.C.2. Gráfico de correlación de Leva

Se cruza este valor con la curva de inundación y se obtiene un valor de abscisa de 0.28, que se corresponde con el valor de $\frac{G'^2 * Cf * \mu_L^{0.1}}{\rho_{gas} * (\rho_{liquido} - \rho_{gas})}$. De esta expresión, es posible despejar el valor de G'.

Para ello, se precisa conocer el valor de Cf que dependerá del tipo de relleno a utilizar en la torre. Se propone utilizar anillos Pall de polipropileno de tamaño nominal 1.5", obteniéndose un valor de Cf= 40 y un área de contacto $a_p = 128 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ⁹⁶.

⁹⁶ Operaciones de transferencia de masa. 2ª Edición. Robert E. Treybal.

Por lo tanto, se despeja y obtiene un valor de G' de $3.95 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$. Este valor sería el correspondiente a la inundación. Generalmente el valor de operación es un 80% del de inundación, quedando un valor de G'_{op} de $3.16 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$.

Ahora es posible determinar la altura necesaria de la torre a implementar. Sabiendo que: $Z_{torre} = H_{TOG} \cdot N_{TOG}$ se procede a calcular ambos términos.

- HTOG

Este valor se obtiene utilizando el coeficiente global de transferencia de masa de K_y y el valor del área característica del relleno a utilizar a_p .

Sin embargo, es un valor específico que para la mayoría de los empaques se puede obtener del manual o de los boletines de los fabricantes de sistemas específicos. Por lo tanto, se considera que el valor de H_{TOG} se proporciona por el proveedor del relleno y se plantea cómo se procede con el dimensionamiento de la torre en cuestión.

- NTOG

Se calcula gráficamente, sabiendo el valor de G_{op} ya obtenido y recalculando la pendiente de la recta de operación de la siguiente forma:

$$\frac{L \cdot C_p}{G} = \frac{11000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}}{8114 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} = 5.67 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Se procede a calcular la entalpía del extremo derecho de la recta de operación, la cual resulta de 193 kJ/kg . Luego, se traza la nueva recta de operación en el diagrama psicrométrico y se calcula gráficamente el valor de $N_{TOG} = 4$.

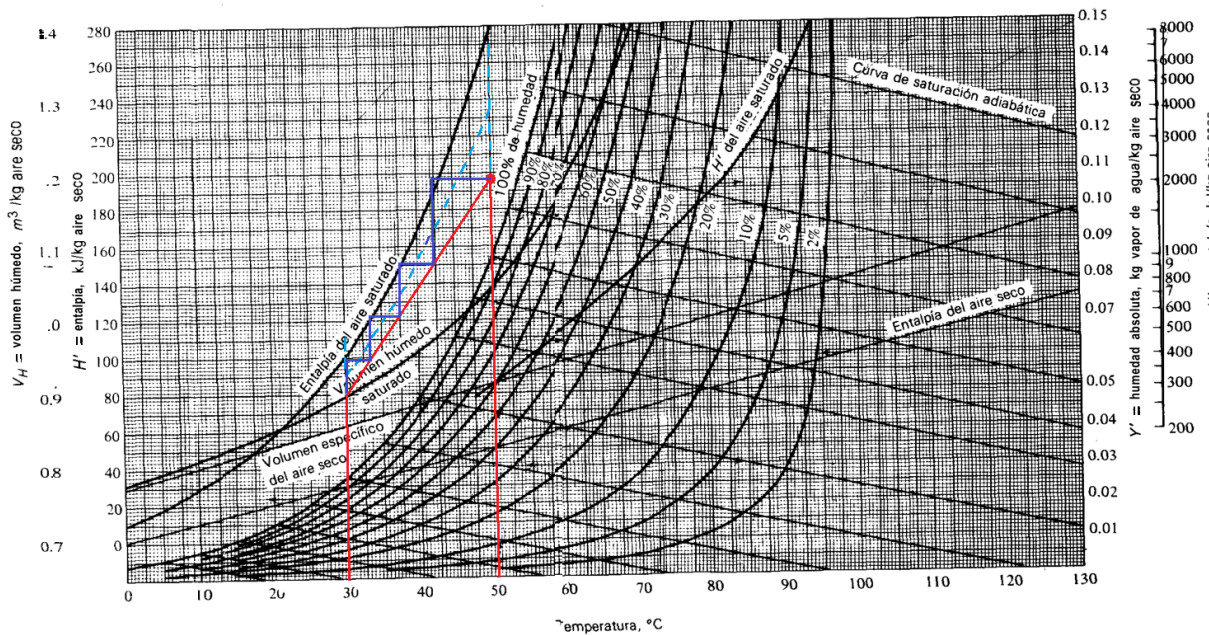


Figura 6.C.3. Cálculo gráfico de N_{TOG} en diagrama psicrométrico.

Finalmente, una vez conocidos ambos parámetros H_{TOG} y N_{TOG} es posible calcular la altura de la torre empacada de enfriamiento. Y conociendo el valor de caudal de gas por unidad de área G'_{op} a utilizar también es posible dimensionar el área transversal del equipo.

En busca de conocer la composición de las corrientes efluentes de la torre de enfriamiento, la torre propuesta se simula en UNISIM DESIGN 390.1 con los parámetros especificados anteriormente (condiciones de entrada, caudal de aire utilizado y operación atmosférica). Los resultados obtenidos por el simulador teniendo en cuenta el reciclo del agua se muestran en la Tabla 6.C.1.

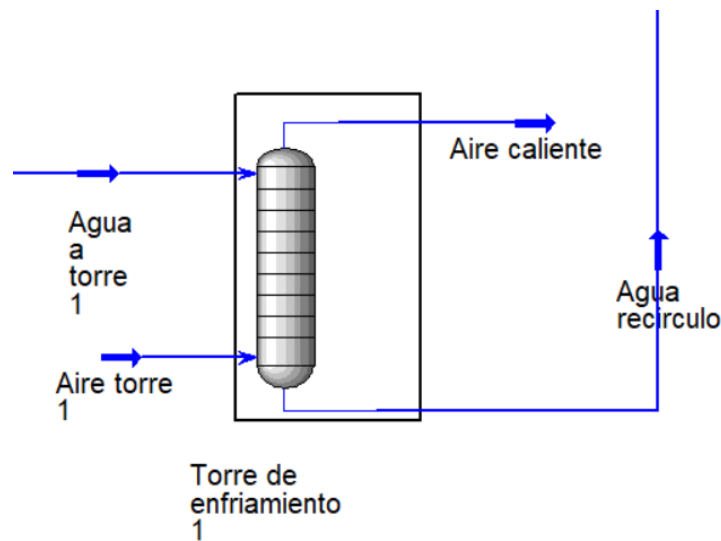


Figura 6.C.4. Torre de enfriamiento en simulador UNISIM 390.1.

Tabla 6.C.1. Corrientes de entrada y salida simuladas de la torre de enfriamiento.

Corriente	Agua a torre 1	Aire torre 1	Agua recirculo	Aire caliente
Fracción vapor	0.0	1.0	0.0	1.0
Temperatura (°C)	49.5	35.0	29.9	44.9
Flujo másico (kg/h)	11000.0	8114.0	10647.9	8466.1
g Agua/ kg Aire seco	-	21.0	-	65.3
Humedad relativa (%)	-	46.0	-	100.0

Tabla 6.C.2. Parámetros de torre de enfriamiento diseñada con el simulador.

Torre de enfriamiento Agua Intercambiador	
Diámetro (m)	1.22
Altura(m)	5.31
Caída de presión (kPa)	1.49

Es importante destacar que el enfriamiento del agua implica un proceso de humidificación del aire, por lo que el caudal de agua saliente de la torre resulta menor al que ingresa a la misma. Por lo tanto, es necesario reponer las pérdidas con agua de pozo antes de volver a ingresar el agua al intercambiador de calor (Tabla C.3).

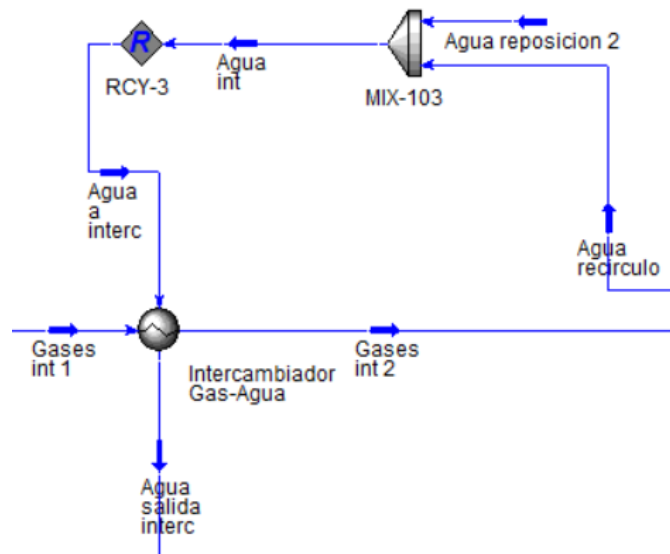


Figura 6.C.5. Reposición y recirculación de agua enfriada en simulador UNISIM 390.1.

Tabla 6.C.3. Corrientes de para recirculación a intercambiador de calor.

Corriente	Agua recirculo	Agua reposición 2	Agua int
Temperatura (°C)	29.9	25.0	29.7
Flujo másico (kg/h)	10647.9	352.1	11000.0

Apéndice 6-D: Velocidades recomendadas para fluidos en cañerías

Velocidades Sugeridas para fluidos en tuberías

Tomado de Ludwig, E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Vol. 1", Gulf Publishing Company, USA (1965).

Fluido	Velocidad de ensayo sugerida	Material de la tubería
Acetileno	4000 fpm	Acero
Aire, 0 a 30 psig	4000 fpm	Acero
Amoniaco		
Líquido	6 fps	Acero
Gas	6000 fps	Acero
Benceno	6 fps	Acero
Bromo		
Líquido	4 fps	Vidrio
Gas	2000 fpm	Vidrio
Cloruro de Calcio	4 fps	Acero
Tetracloruro de Carbono	6 fps	
Cloro (seco)		
Líquido	5 fps	Acero Cat. 80
Gas	2000-5000 fpm	Acero Cat. 80
Cloroformo		
Líquido	6 fps	Cobre y Acero
Gas	2000 fpm	Cobre y Acero
Etileno gaseoso	6000 fpm	Acero
Dibromuro de etileno	4 fps	Vidrio
Dicloruro de etileno	6 fps	Acero
Etilenglicol	6 fps	Acero
Hidrógeno	4000 fpm	
Acido clorhídrico		
Líquido	5 fps	Rubber Lined
Gas	4000 fpm	R.L. Saran, Haveg
Cloruro de Metilo		
Líquido	6 fps	Acero
Gas	4000 fpm	Acero
Gas natural	6000 fpm	Acero
Aceros lubricantes	6 fps	Acero
Oxígeno	1800 fps Máx.	Acero (30 psig máx)
A temperatura ambiental	4000 fpm	Tipo 304 SS
Propilenglicol	5 fps	Acero
Hidróxido de sodio		
0-30%	6 fps	Acero y Níquel
30-50%	5 fps	Acero y Níquel
50-73%	4 fps	Acero y Níquel
Solución de cloruro de sodio		
Sin sólidos	5 fps	Acero

Con sólidos	(6 Min.-15 Máx.) fps 7.5 fps	Monel o Níquel
Percloroetileno	6 fps	Acero
Vapor		
0-30 psi Saturado	4000-6000 fpm	Acero
30-150 psi Saturado o sobrecalentado	6000-10000 fpm	Acero
Más de 150 psi, sobrecalentado	6500-15000 fpm	Acero
Líneas cortas	15000 fpm (máx)	Acero
Acido sulfúrico		
88-93%	4 fps	S.S.-316, plomo
93-100%	4 fps	Acero Cat. 80
Dióxido de azufre	4000 fpm	Acero
Estireno	6 fps	Acero
Tricloroetileno	6 fps	Acero
Cloruro de vinilo	6 fps	Acero
Cloruro de vinilideno	6 fps	Acero
Agua		
Servicio promedio	3-8 (prom.6) fps	Acero
Alimentación de caldera	4-12 fps	Acero
Líneas de succión de bombas	1-5 fps	Acero
Máxima economía (usual)	7-10 fps	Acero
Agua de mar, tubería	5-8 fps (3 min.)	Concreto R. L., canal de asfalto
Agua de mar, concreto	5-12 fps (3 min.)	Saran-lined, Transite

Los valores de velocidad mostrados son únicamente para comenzar el cálculo de la caída de presión.

El valor definitivo debe ajustarse a la economía y al balance de energía de la línea considerada.

Velocidades de diseño típicas para aplicaciones en sistemas de procesos:

Servicio	Velocidad (fps)
Líquido en proceso estandar	4 – 6,5
Succión de bomba (excepto ebullición)	1 – 5
Succión de bomba (punto de ebullición)	0,5 – 3
Agua de alimentación de caldera (presión de descarga)	4 – 8
Líneas de drenaje	1,5 – 4
Líquido a rehervidor (sin bomba)	2 – 7
Mezcla líquido-vapor de salida de recalentador	15 – 30
Vapor de condensador	15 – 80
Separadores de flujo por gravedad	0,5 – 1,5

Apéndice 6-E: Grupo electrógeno

Combustión en el motor: Balance de masa

Tabla 6.E.1. Balance de masa en el motor de combustión interna, asumiendo combustión completa y exceso de aire del 10% con respecto al estequiométrico.

Balance	Gas (kg/h)	Gas(kmol/h)	Aire est.(kmol/h)	Aire exceso 10%(kmol/h)	Aire exceso 10%(kg/h)	Humos (kmol/h)	Humos (kg/h)
CO	256.4706	9.1597				0.0000	0.0000
CO ₂	279.1965	6.3454				17.3411	763.0097
H ₂ O	38.2553	2.1253				13.5029	243.0514
CH ₄	29.3774	1.8361				0.0000	0.0000
N ₂	944.5068	33.7324	45.5395	50.0934	1402.6160	83.8258	2347.1229
H ₂	15.4093	7.7046				0.0000	0.0000
NH ₃	0.0001	0.0000				0.0000	0.0000
H ₂ S	0.0246	0.0007				0.0000	0.0000
O ₂		0.0000	12.1054	13.3160	426.1112	1.2105	38.7374
NO ₂		0.0000				0.0000	0.0002
SO ₂		0.0000				0.0007	0.0463
Total	1563.2407	60.9042	57.6449	63.4094	1828.7272	115.8811	3391.9680

Entra	3672.6474
Sale	3672.6474
Diferencia	0.0000

Tabla 6.E.2. Poder calorífico del gas de síntesis.

	Gas (kg/h)	Gas (kmol/h)	Xmolar seco	PCI (MJ/Nm ³)	PCI.Xseco (MJ/Nm ³)
CO	256.5	9.2	0.2	12.6	2.0
CO ₂	279.2	6.3	0.1	0.0	0.0
H ₂ O	38.3	2.1	0.0	0.0	0.0
CH ₄	29.4	1.8	0.0	35.9	1.1
N ₂	944.5	33.7	0.6	0.0	0.0
H ₂	15.4	7.7	0.1	10.8	1.4

NH ₃	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂ S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Total	1563.2	60.9	1.0		4.5

Tabla 6.E.3. Caudales volumétricos de entrada y salida al motor.

Caudales en Nm ³ /h	
Gas	1478
Aire	1538
Humos	2811

Diseño motor

Para un dado motor de combustión interna, se debe calcular la entrada máxima de aire a partir de la cilindrada (D) y las revoluciones por minuto (rpm) del motor:

$$\text{Entrada máxima de aire/gas} = \frac{0.5 \cdot \text{rpm} \cdot D}{60 \cdot 1000} \quad [m^3/s]$$

Con una entrada de aire superior al 10%, con respecto al necesario estequiométricamente para la combustión, el coeficiente aire/gas resulta: 1.1 ; 1.0. Por lo tanto, la máxima entrada de gas al motor resulta:

$$\text{Entrada máxima de gas} = \text{Entrada máxima de aire/gas} \cdot \frac{1}{2.1} \quad [m^3/s]$$

La entrada real de gas es:

$$\text{Entrada real de gas} = \text{Entrada máxima de gas} \cdot f$$

Donde f es la eficiencia volumétrica del motor (%) y depende de:

- rpm del motor
- diseño de la tubuladura de entrada de aire del motor
- suciedad de la tubuladura de entrada de aire del motor

A 1500 rpm, para una tubuladura de entrada de aire bien diseñada y limpia, puede considerarse que f es 0.8.

Con el valor calorífico del gas (PCI), se estima la potencia disponible del gas:

$$\text{Potencia disponible [KW]} = \text{Entrada real de gas} [m^3/s] \cdot \text{PCI} [KJ/m^3]$$

La eficiencia del motor depende en parte del índice de compresión del motor. Puede estar dado por el fabricante, o puede calcularse en base al índice de compresión. Para un índice de compresión de 9.5:1 la eficiencia η_m puede estimarse en el 28 por ciento.

Por lo tanto, la producción mecánica máxima de este motor es:

$$PM_{max} = Potencia\ disponible \cdot \eta_m$$

La máxima producción eléctrica (cos phi generador = 0.8) es por lo tanto:

$$PMe = PM_{max} * 0.8$$

Grupo electrógeno elegido

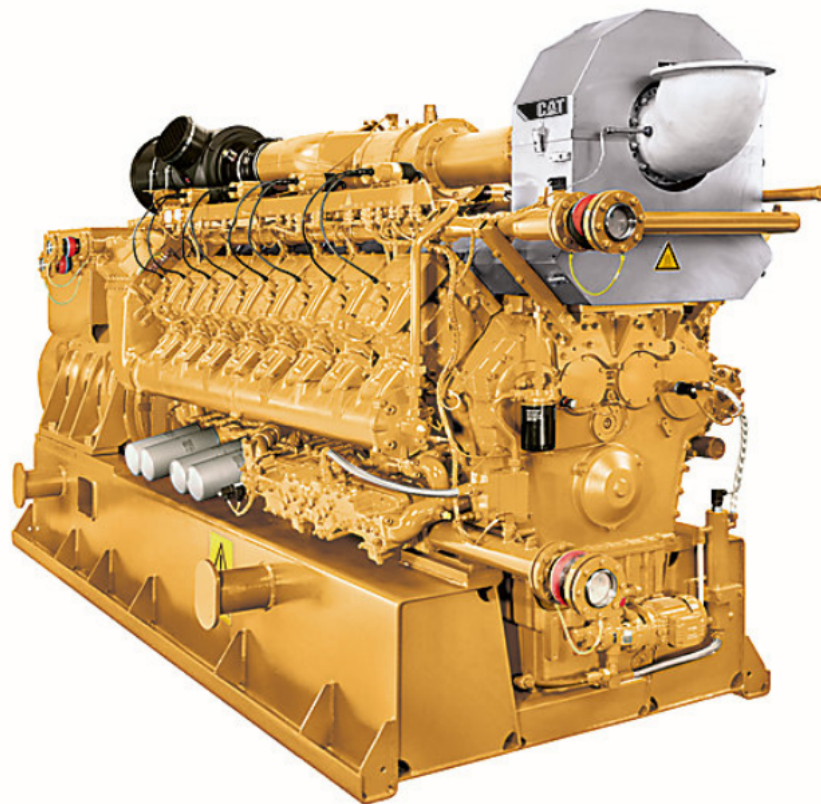


Figura 6.E.1 Generador de gas CG170-16 (60 HZ) | 1560 kWe Caterpillar

Tabla 6.E.4. Especificaciones de generadores serie CG170 50HZ, Caterpillar

50 Hz PRODUCT PERFORMANCE

ENGINE TYPE	UNITS	CG170-12		CG170-16		CG170-20	
Bore/stroke	mm in	170/195	6.7/7.7	170/195	6.7/7.7	170/195	6.7/7.7
Displacement	l in ³	53.1	3,240	70.8	4,320	88.5	5,401
Speed	rpm	1500		1500		1500	
Mean piston speed	m/s ft/s	9.8	32	9.8	32	9.8	32
Length ¹⁾	mm in	4,640	183	5,360	211	6,200	244
Width ¹⁾	mm in	1,810	71	1,810	71	1,710	67
Height ¹⁾	mm in	2,210	87	2,210	87	2,190	86
Dry weight genset	kg lb	10,600	23,373	12,600	27,783	17,200	37,926

Tabla 6.E.5. Eficiencias de generadores serie CG170 50HZ, Caterpillar

BIOGAS

ENGINE TYPE	UNITS	CG170-12		CG170-16		CG170-20	
Electrical power ²⁾	kW _e	1,200		1,560		2,000	
Mean effective pressure	bar psi	18.6	270	18.1	263	18.6	270
Thermal output (+/-8%) ³⁾	kW Btu/m	1,249	71,093	1,641	93,405	2,021	115,035
Electrical efficiency ²⁾	%	42.1		41.8		42.9	
Thermal efficiency ³⁾	%	43.8		44.0		43.3	
Total efficiency	%	85.9		85.8		86.2	

$NO_x \leq 500 \text{ mg/Nm}^3, 1 \text{ g/bhp-h}$

Tabla 6.E.6. Especificaciones de generadores serie CG170 60HZ, Caterpillar

60 Hz PRODUCT PERFORMANCE

ENGINE TYPE	UNITS	CG170-12		CG170-16		CG170-20	
Bore/stroke	mm in	170/195	6.7/7.7	170/195	6.7/7.7	170/195	6.7/7.7
Displacement	l in ³	53.1	3,240	70.8	4,320	88.5	5,401
Speed	rpm	1500		1500		1500	
Mean piston speed	m/s ft/s	9.8	32	9.8	32	9.8	32
Length ¹⁾	mm in	4,640	183	6,640	261	7,470	294
Width ¹⁾	mm in	1,810	71	1,790	70	1,710	67
Height ¹⁾	mm in	2,210	87	2,210	87	2,190	86
Dry weight genset	kg lb	10,600	23,373	14,850	32,744	19,400	42,777

Tabla 6.E.7. Eficiencia de generadores serie CG170 60HZ, Caterpillar.

BIOGAS

ENGINE TYPE	UNITS	CG170-12		CG170-16		CG170-20	
Electrical power ²⁾	kW _e	1,200		1,550		2,000	
Mean effective pressure	bar psi	18.8	273	18.2	264	18.8	273
Thermal output (+/-8%) ³⁾	kW Btu/m	1,258	71,605	1,657	94,316	2,027	115,376
Electrical efficiency ²⁾	%	41.5		41.4		42.6	
Thermal efficiency ³⁾	%	43.8		43.9		43.6	
Total efficiency	%	85.6		85.3		86.0	

NO_x ≤ 500 mg/Nm³, 1 g/bhp-h

Apéndice 6-F: Antorcha

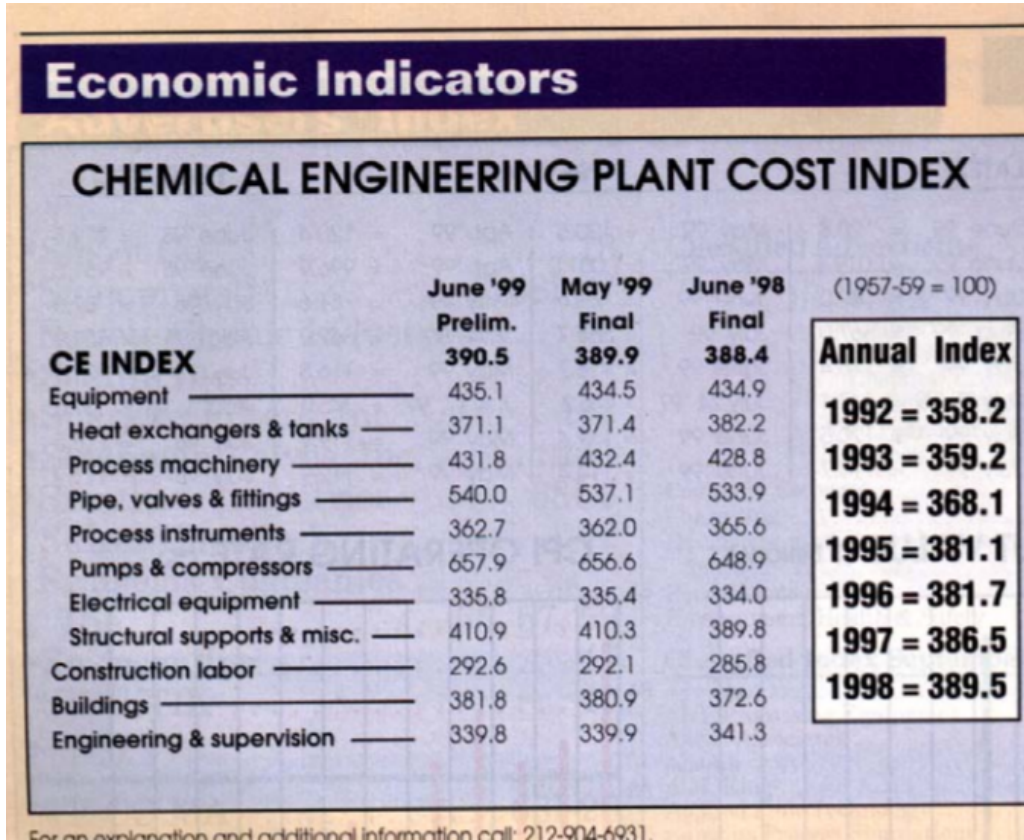
Balance de masa en la antorcha

Tabla 6.F.1. Balance de masa en la antorcha.

	Gas (kg/h)	Aire exceso 30%(kg/h)	Humos (kg/h)
CO	277.6	0.0	0.0
CO ₂	302.2	0.0	825.9
H ₂ O	41.4	0.0	263.1
CH ₄	31.8	0.0	0.0
N ₂	1022.4	1794.3	2816.7
H ₂	16.7	0.0	0.0
NH ₃	0.0	0.0	0.0
H ₂ S	0.0	0.0	0.0
O ₂	0.0	545.1	125.8
NO ₂	0.0	0.0	0.0
SO ₂	0.0	0.0	0.1
Total	1692.2	2339.4	4031.6

Apéndice Capítulo 7

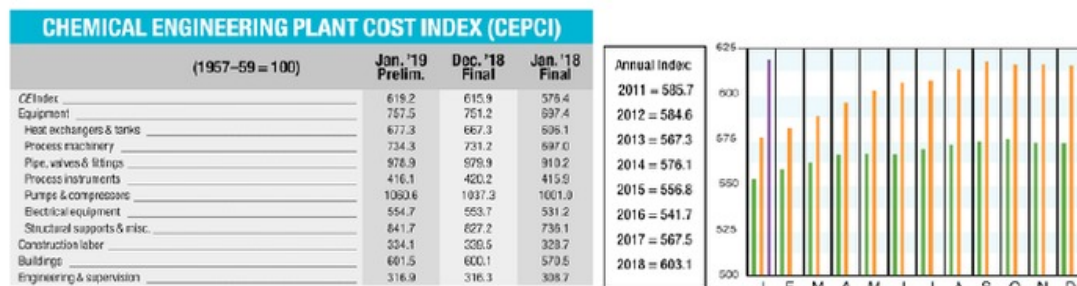
Apéndice 7-A: Indicadores económicos



Economic Indicators

2016 2017 2018 2019

Download the CEPCI two weeks sooner at www.chemengonline.com/pci



Starting in April 2007, several data series for labor and compressors were converted to accommodate series IDs discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics (BLS). Starting in March 2016, the data series for chemical industry special machinery was replaced because the series was discontinued by BLS (see *Chem. Eng.*, April 2016, p. 76-77).

Apéndice 7-B: Apuntes Ingeniería Económica

Tabla 5. Estimación del costo de producción

COSTOS VARIABLES	
Costo de materia prima	Estimación a partir de las cantidades requeridas y precios.
Costo de envases	Estimación a partir de las cantidades requeridas y precios.
Costo de mano de obra directa (MOD)	Estimación a partir del número de operarios o gráfico de Wessel y precio hora hombre con cargas sociales (Cargas sociales 30-45% del precio de la hora hombre)
Costo de supervisión	10 al 25% de MOD
Costo de servicios	Estimación a partir de requerimientos y tarifas de empresas proveedoras
Costo de mantenimiento	2 al 10% de la Inversión Fija (I_F) (el resultado da unidad monetaria/por año)
Costo de suministros	0,5 a 1% de I_F (el resultado da unidad monetaria/por año)
Costo de laboratorio	2 a 20% de MOD
Costo de regalías y patentes	0 a 5% de los ingresos por ventas anuales

COSTOS FIJOS		
Costos de inversión	Costo de depreciación	Estimación en función del método seleccionado (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	Costo de impuestos	1 a 2% de I_F (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	Costo de seguros	0,5 a 1% de I_F (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	Costo de financiación	Estimación en función del capital solicitado a crédito (el resultado da en unidad monetaria/por año)
Costo de ventas y distribución	1 a 5% de los ingresos por ventas anuales	
Costo de administración y dirección	20 a 40% del costo anual de MOD	
Costo de investigación y desarrollo	0 al 5% de los ingresos por ventas anuales	

Apéndice 7-C: Costo equipos principales

	Equipo	Característica	Costo (US\$)	Cantidad	Fuente	Total (US\$)
1	Gasificador	Downdraft + filtros+antorcha	42000	3	Indiamart.com	126000
2	Ciclón		5025	3	Matche.com	15075
3	Intercambiador de calor	Syngas/Aire	32034	1	Matche.com	32034
4	Intercambiador de calor	Syngas/Agua	24706	1	Matche.com	24706
5	Wet Venturi Scrubber		3500	1	Indiamart.com	3500
6	Absorbedor		23226	1	Process Equipment Cost Estimation	23226
7	Lecho de esponja		25000	1		25000
8	Generador de gas	1200kw	226000	1	mainspower.en.made-in-china.com	226000
9	Horno rotatorio		10000	1	https://spanish.alibaba.com/product-detail/rotary-kiln-for-activated-carbon-1185656267.html?spm=a2700.8699010.normalList.11.5dfe6473lUFYUC&s=p	10000
10	Intercambiador de calor	CA/Agua	28475	1	Matche.com	28475
11	Torre	Enfriamiento 1	46452	1	Process Equipment Cost Estimation	46452
12	Torre	Enfriamiento 2	61936	1	Process Equipment Cost Estimation	61936
13	Empaque torres	Pall ring 1.5" PP	750	1.23	Besora Hnos.	922.5
	Total					623326

Apéndice Capítulo 8

Apéndice 8-A: Cálculo de dimensionamiento del horno

El horno trabaja a un grado de llenado del 10%, siendo $\Phi = 0.1$. La pendiente con respecto a la horizontal suele rondar en el orden del 3,5 %, por lo que se define al ángulo de inclinación $\alpha = 3.5^\circ$. La velocidad de rotación óptima oscila entre las 1.8 y los 3.5 rpm, tomándose arbitrariamente un valor de $N=2.5$ rpm. El ángulo de reposo del material se considera de 40° .

$$\Phi = 0.1 \quad \alpha = 3.5^\circ \quad N = 2.5 \text{ rpm} \quad \theta = 40^\circ$$

Ingresan 268.8 kg/h de sólidos, provenientes del gasificador, al horno rotatorio. Se sobredimensiona el equipo considerando un 20% más de caudal del sólidos, resultando en un valor de CTH de 322.5 kg/h, se elige trabajar con 325 kg/h para el diseño.

Se calcula el valor de $\tan(\beta)$ a partir de la siguiente ecuación:

$$\tan(\beta) = \frac{\sin(\alpha)}{\tan(\theta)} \quad \tan(\beta) = \frac{\sin(3.5^\circ)}{\tan(40^\circ)} = 0.072$$

De la ecuación de la capacidad de transporte por hora (CTH) se despeja el valor del diámetro del equipo.

$$CTH = 1.48 * N * D^3 * \Phi * \rho * \tan(\beta)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{CTH}{1.48 * N * \Phi * \rho * \tan(\beta)}} = 3.43 \text{ m}$$

Según datos de bibliografía se utiliza un tiempo de residencia del material de 3 horas (180 minutos). Finalmente, de la ecuación de tiempo de residencia se despeja y calcula la longitud del equipo.

$$t = \frac{1.77 * \sqrt{\theta} * L * F}{N * D * S}$$

$$L = \frac{N * D * S * t}{1.77 * \sqrt{\theta}} = 63.77 \text{ m}$$