

# Trabajo Final de Ingeniería Química

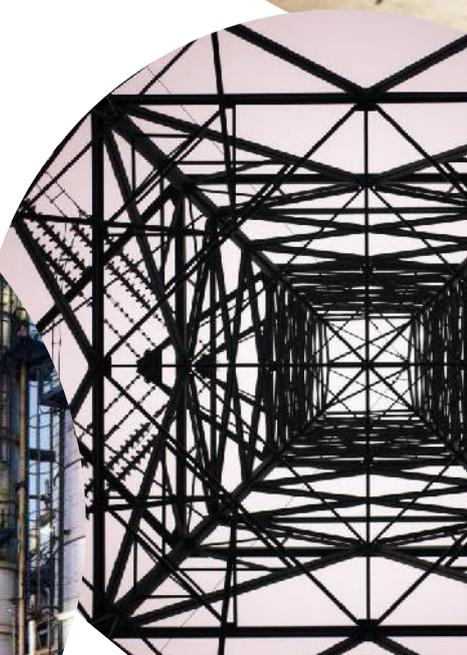
## Gasificación a partir de orujillo de oliva para generación eléctrica

Melina Kloster y Franco Regalini



Universidad Nacional de Mar del Plata

Diciembre 2019





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

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

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



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

## Tabla de contenido

---

Capítulo 1 .....	8
Resumen ejecutivo.....	9
Introducción .....	10
Gas de síntesis .....	11
Aplicaciones del gas de síntesis .....	11
Obtención del gas de síntesis .....	12
Gasificación .....	13
Biomasa como materia prima.....	13
Etapas del proceso de gasificación .....	14
Secado .....	14
Pirólisis.....	15
Reacciones gas-sólido.....	15
Reacciones en fase gas .....	15
Agentes gasificantes.....	16
Condiciones de operación .....	17
Gasificadores .....	18
Reactores de fase densa .....	18
Reactores de fase liviana .....	19
Pretratamientos de la biomasa.....	21
Acondicionamiento del gas de síntesis .....	22
Marco económico y político .....	22
Contexto mundial.....	22
Contexto nacional .....	24
Marco legal .....	24
Mercado nacional .....	25
Industria oleícola en Argentina.....	26
Desarrollo de la industria en la provincia de San Juan.....	28
Generación de energía eléctrica.....	29
Ciclo combinado.....	30
Conclusiones.....	31
Justificación final del proyecto .....	32
Bibliografía .....	33

Capítulo 2 .....	35
Resumen Ejecutivo.....	36
Introducción .....	38
Reacciones de oxidación .....	39
Reacciones de reducción .....	39
Modelado .....	39
Modelado termodinámico.....	39
Modelado cinético .....	40
Desarrollo del modelo.....	42
Suposiciones .....	42
Ecuaciones del modelo.....	43
Análisis .....	48
Variación de la composición de salida con la temperatura de entrada a la zona de reducción .....	49
Variación de la composición de salida con la presión de entrada .....	50
Variación de la composición de salida con el la velocidad inicial .....	52
Variación de la composición de salida con respecto a la relación de equivalencia (ER).....	54
Conclusiones.....	55
Anexo .....	57
Nomenclatura .....	57
Ajuste de las constantes de equilibrio .....	58
Obtención de densidad y viscosidad .....	58
Cálculos adicionales .....	59
Constantes cinéticas.....	60
Bibliografía .....	61
Capítulo 3 .....	63
Resumen ejecutivo.....	64
Introducción .....	66
Procesos .....	67
Unidad de separación de aire .....	67
Secador .....	71
Gasificador.....	73
Limpieza del gas .....	74
Separación .....	74

Separación de material particulado .....	75
Separación de compuestos nitrogenados .....	77
Separación de gases ácidos: CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S.....	78
Diagrama de flujo.....	79
Corrientes del proceso .....	80
Conclusiones.....	84
Bibliografía .....	85
Capítulo 4 .....	86
Resumen Ejecutivo.....	87
Introducción .....	88
Reactor escala piloto.....	90
Partes del gasificador .....	91
Garganta .....	91
Reactor interior .....	91
Reactor exterior .....	92
Cubierta exterior .....	92
Parte inferior.....	93
Obtención de las dimensiones del reactor industrial a partir de estimaciones de bibliografía ..	94
Caso propio.....	97
Resultados .....	97
Aislación .....	101
Elección del aislante .....	101
Determinación de cantidad de aislante y pérdidas de calor .....	102
Otras propuestas de diseño.....	106
Características finales del reactor.....	107
Automatización.....	108
Diagrama cualitativo .....	109
Instrumental necesario .....	109
Instrumentos de medición de caudal másico .....	109
Instrumentos de medición de temperatura .....	110
Instrumentos de medición de caudal de gas .....	111
Instrumentos de medición de nivel.....	111
Analizador de gases.....	112
Válvulas de control.....	113

PLC.....	114
Variables a controlar .....	114
Control en puesta en marcha .....	114
Bibliografía .....	115
Capítulo 5 .....	117
Resumen Ejecutivo.....	118
Introducción .....	120
Ciclón.....	120
Definiciones de interés y formulas .....	122
Diseño.....	125
Contacto gas-líquido .....	127
Equipos de contacto gas líquido .....	127
Paquetes termodinámicos.....	127
Lavador húmedo (Wet Scrubber) .....	129
Separación de partículas .....	132
Absorción de gases .....	132
Rellenos .....	133
Disolvente.....	135
Absorbedor de NH <sub>3</sub> .....	136
Recuperación de NH <sub>3</sub> .....	141
Absorbedor H <sub>2</sub> S.....	142
Regeneración de aminas .....	149
Recuperación de H <sub>2</sub> S .....	154
Bibliografía .....	158
Capítulo 6 .....	160
Resumen ejecutivo.....	161
Introducción .....	163
Transporte de la materia prima.....	163
Características climáticas .....	167
Rediseño de absorbedores.....	168
Absorbedor de amoníaco .....	168
Eliminación de NOX.....	170
Absorbedor de sulfuro de hidrógeno.....	171
Diseño de intercambiadores de calor .....	173

Introducción .....	173
Requerimientos energéticos.....	174
Intercambio de calor .....	175
Cañerías.....	178
Introducción .....	178
Cañerías de acero.....	179
Aceros inoxidables .....	179
Selección de materiales de cañerías .....	181
Diámetro de las cañerías .....	182
Impulsión de fluidos.....	183
Líquidos .....	183
Torre de lavado .....	184
Absorbedor de amoníaco .....	184
Absorbedor de sulfuro de hidrógeno .....	186
Torre de enfriamiento de agua .....	187
Gases .....	189
Unidad de separación de aire .....	191
Absorbedor de amoníaco .....	193
Absorbedor de sulfuro de hidrógeno .....	193
Torre de enfriamiento de agua .....	193
Cálculo de potencia.....	194
Potencia generada .....	194
Potencia consumida .....	195
Balance energético.....	195
Anexo .....	196
Capacidades caloríficas de los componentes del gas de síntesis.....	196
Catálogo PSA Atlas Copco.....	197
Bibliografía .....	198
Capítulo 7 .....	199
Resumen ejecutivo.....	200
Introducción .....	201
Generación de energía eléctrica.....	201
Potencia del motogenerador.....	202
Motogeneradores en el mercado .....	204

Balance energético de la planta de gasificación .....	205
Análisis económico .....	205
Inversión.....	205
Inversión fija total .....	205
Equipos .....	206
Inversión en capital de trabajo .....	213
Cronograma de actividades de la planta.....	213
Costos de operación .....	214
Costos variables .....	215
Costos fijos.....	217
Cálculo de la rentabilidad.....	218
Conclusión .....	221
Discusiones y mejoras en general.....	223
Balance energético .....	227
Anexo .....	228
Método de los factores de Chilton .....	228
Índice de costos para plantas de procesos químicos (Chemical Engineering Plant Cost Index - CEPCI) .....	229
Bibliografía .....	230
Capítulo 8 .....	231
Resumen ejecutivo.....	232
Introducción .....	234
Termodinámica.....	235
Ciclo de Carnot .....	236
El ciclo de las turbinas de gas .....	238
El ciclo de las turbinas de vapor .....	243
Modificaciones de los ciclos de vapor.....	245
Recalentamientos intermedios.....	245
Regeneración .....	246
Presiones supercríticas.....	247
Ciclo combinado .....	247
Rendimiento del ciclo combinado .....	248
Cálculos para un ciclo combinado simple.....	249
Ciclos combinados con diferentes niveles de presión y de temperatura de vapor .....	252

Ciclos combinados con un nivel de presión .....	252
Ciclo combinado con dos niveles de presión .....	254
Ciclo combinado con tres niveles de presión .....	256
Ciclo combinado con recalentamiento.....	256
Ciclo combinado con recalentamiento y un solo nivel de presión .....	256
Resumen de configuraciones.....	257
Tecnología .....	258
Elementos constitutivos .....	258
Turbina de gas.....	258
Turbina de vapor .....	259
Configuraciones básicas empleadas .....	261
Conclusiones.....	266
Bibliografía .....	268

# Capítulo 1

## Estudio preliminar



## Resumen ejecutivo

---

Las necesidades y creciente demanda del mercado, tanto mundial como nacional, y las políticas de beneficios económicos brindadas por el estado motivan a que la producción de bioenergías sea una buena alternativa para iniciar una industria en el mercado.

En el presente trabajo se desarrollará una alternativa para la producción de electricidad. Para ello se partirá de biomasa, particularmente orujillo de oliva, a partir del cual mediante un proceso de gasificación se generará gas de síntesis.

El gas de síntesis se compone principalmente de hidrógeno ( $H_2$ ), metano ( $CH_4$ ) y monóxido de carbono ( $CO$ ). Dicho gas es utilizado en diferentes aplicaciones que se pueden englobar en síntesis química o generación de energía. La finalidad del gas generado será la generación de energía eléctrica.

La gasificación es uno de los procesos por los que es posible obtener gas de síntesis a partir de biomasa. Consta de cuatro etapas: secado, pirólisis, reacciones sólido gas y reacciones en fase gas.

La gasificación ocurre en equipos denominados gasificadores. Los gasificadores se dividen en dos grandes grupos: de fase densa (dentro de los cuales se encuentran los del tipo downdraft, updraft y crossdraft) y los de fase liviana (que pueden ser de lecho fluidizado o de lecho arrastrado). Cada tipo de gasificador tiene requerimientos especiales sobre la alimentación y brinda diferentes calidades del gas de salida. Debido a los requerimientos de entrada para el proceso se requiere un pretratamiento de la biomasa. Otro factor que influye en la calidad y poder calorífico del gas de síntesis producido es el agente gasificante utilizado, el cual puede ser vapor, oxígeno o aire. Luego de la etapa de gasificación, dependiendo de la aplicación del gas, deben realizarse diferentes procesos para acondicionarlo.

Particularmente, los requerimientos del gas para la aplicación en turbinas son exigentes, los niveles de alquitrán deben ser nulos o estar en fase vapor, debe poseer pequeñas cantidades de polvo y, para la generación de energía, es necesario que el gas de síntesis posea un alto poder calorífico. La calidad más próxima a la requerida del gas de síntesis se obtiene utilizando un reactor del tipo downdraft con oxígeno como agente gasificante, por lo que se utilizará dicha combinación.

El orujillo de oliva juega un rol fundamental en el proceso ya que, a partir de él, mediante la gasificación, de una tonelada de materia prima se pueden obtener aproximadamente  $3600m^3$  de gas de síntesis. Esta cifra es superior a la que podría producirse por otros tipos de biomasa. Además, el orujillo de oliva es un desecho que genera problemas a las productoras de aceite debido a los costos por manejo y disposición final.

Con respecto a ubicación, la planta productora de gas de síntesis se localizará en el parque industrial de 9 de Julio en la provincia argentina de San Juan. Esta provincia presenta mayor producción de aceite de oliva a nivel nacional, por lo tanto, es la mayor productora de orujillo.

## Introducción

---

En los últimos años, el interés del mundo por el cambio climático y sus consecuencias ha crecido enormemente. Uno de los problemas que concierne al cambio climático es el efecto invernadero. El efecto invernadero es, básicamente, el fenómeno por el cual determinados gases, que son componentes de la atmósfera, retienen parte de la energía que el suelo emite por haber sido calentado por la radiación solar. Este efecto se acrecienta debido a emisiones de dióxido de carbono y metano a la atmósfera, principalmente por la acción humana.

Por lo que, organismos internacionales como la Organización de las Naciones Unidas (ONU) plantean objetivos para el desarrollo sostenible, los cuales involucran niveles sociales, ambientales, económicos y políticos. Según la Comisión Mundial del Medio Ambiente y del Desarrollo (CMMAD) de las Naciones Unidas el “desarrollo sustentable es el desarrollo que satisface las necesidades del presente sin comprometer la capacidad de las generaciones futuras para satisfacer sus propias necesidades”.

En cuanto a la reducción del impacto humano sobre el cambio climático se deben prestar especial atención a los objetivos ambientales tales como: energía asequible y no contaminante, ciudades y comunidades sostenibles, producción y consumo responsables, acción por el clima y vida de los ecosistemas terrestres, entre otros objetivos no menos importantes para el desarrollo mundial.

El ciclo del carbono, básicamente, se puede dividir en dos ciclos: el biológico y el geológico. El primero se trata de un ciclo rápido. El dióxido de carbono del aire, el cual se puede disolver en el agua formando bicarbonatos, se convierte mediante la fotosíntesis en moléculas orgánicas. Estas últimas pasan a través de las cadenas alimenticias y la respiración celular convierte nuevamente el carbono orgánico en dióxido de carbono gaseoso, cerrando el ciclo del carbono. El ciclo del carbono geológico es un ciclo que puede llegar a tardar millones de años. Los combustibles fósiles se formaron por materia proveniente de organismos vivos, la cual fue enterrada profundamente bajo la tierra y posiblemente formó rocas sedimentarias. La actividad volcánica y, en tiempos más recientes, la quema de combustibles fósiles, devuelven este carbono orgánico a la atmósfera provocando un desbalance en los niveles de dióxido de carbono. Esto se debe a que la cantidad de CO<sub>2</sub> liberada resulta mucho mayor a la cantidad de CO<sub>2</sub> consumida por los organismos fotosintéticos, para cerrar este ciclo deben pasar millones de años, por lo que a los combustibles fósiles se los llama no renovables. Actualmente se busca reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, lo cual se puede lograr sustituyendo los combustibles fósiles por otras fuentes de energía que permitan cerrar el ciclo del carbono como la biomasa.

Además de los aspectos de sustentabilidad o sostenibilidad, otro concepto importante dentro de este tema es el de bioeconomía. Este se presenta como respuesta a las crecientes demandas poblacionales, la menor disponibilidad de recursos fósiles y las consecuencias del cambio climático. Según la Secretaria de Desarrollo Sustentable de la Argentina, “la bioeconomía surge como un nuevo paradigma que comprende la convergencia de las nuevas tecnologías en los sectores productivos tradicionales, implicando una etapa de transición que sustituiría el modelo de industrialización actual. El foco de las discusiones se orienta a mayores productividades en el marco de mayor sostenibilidad económica, social y ambiental”.

En el presente trabajo se desarrollará una alternativa para la producción de electricidad. Para ello se partirá de biomasa, preferentemente desechos, a partir de la cual mediante un proceso de gasificación se generará gas de síntesis.

## Gas de síntesis

El gas de síntesis se compone principalmente de hidrógeno ( $H_2$ ), metano ( $CH_4$ ) y monóxido de carbono ( $CO$ ). Este gas se puede producir a partir de hidrocarburos (incluido el gas natural), carbón, coque de petróleo, así como también a partir de biomasa. El gas producto de la gasificación de la biomasa está compuesto por hidrógeno, humedad, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, hidrocarburos alifáticos, benceno y tolueno, así como pequeñas cantidades de amoníaco, ácido clorhídrico y sulfuro de hidrógeno. El gas de síntesis se extrae de la mezcla antes mencionada, luego de procesos de purificación.

## Aplicaciones del gas de síntesis

Las principales aplicaciones del gas de síntesis son:

- Materia prima en la fabricación de gasolina, Diésel y otros productos químicos. Esto se realiza empleando la síntesis de Fischer Tropsch. Dicho proceso es un conjunto de reacciones químicas que convierte una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno en hidrocarburos líquidos.
- Materia prima en la producción de metanol, etanol, alcoholes mayores, dimetiléter e hidrógeno, entre otros.
- Producción de nitrógeno para fertilizantes.
- Utilización como combustible de turbinas y en ciclos combinados de gasificación integrada (IGCC).
- Materia prima para la producción de gas natural sintético (SNG). Se considera una alternativa viable para el uso como combustible en forma de GNL o GNC y se puede utilizar en el transporte por carretera, ferrocarril, marítimo y otros.
- Alimentación de motores a gas para diversos propósitos, como el suministro de energía, donde se puede usar para obtener beneficios como un bajo costo de energía.

La distribución de las aplicaciones del gas de síntesis se representa en el gráfico 1-1.

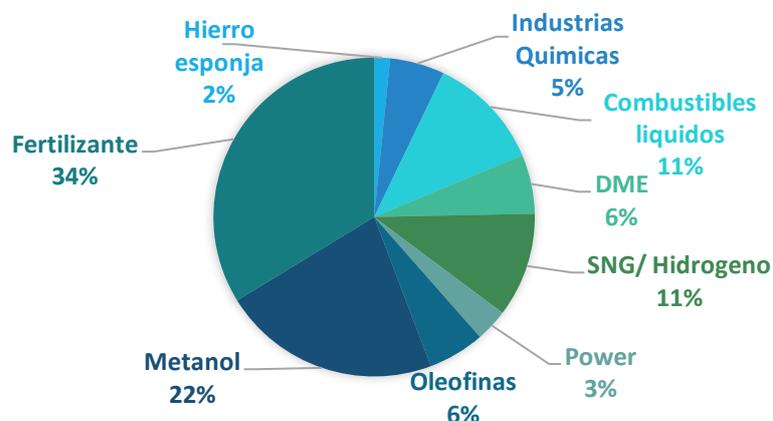


Gráfico 1 - 1. Distribución de los usos de gas de síntesis. (Khan, 2018)

## Obtención del gas de síntesis

El gas de síntesis puede obtenerse de diversas formas:

- Reformado de metano con vapor

El proceso se puede representar mediante la siguiente reacción:



En este proceso se utiliza un catalizador de Ni, el más utilizado es Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Dependiendo las condiciones de operación pueden obtenerse productos indeseados como el carbón, el cual puede inhibir el catalizador depositándose sobre él. Dado que la reacción principal es endotérmica, para alcanzar altas conversiones se requieren altas temperaturas de operación.

- Oxidación parcial de metano

El proceso se puede representar mediante la siguiente reacción:



La oxidación parcial presenta la ventaja de ser una reacción exotérmica para la que no se requiere el uso de catalizadores. No obstante, si se opera sin catalizador, son necesarias altas presiones y temperaturas. Por lo tanto, se suelen utilizar catalizadores de Ni, los cuales pueden desactivarse a causa de depósitos de carbón. Aunque la reacción de oxidación parcial está termodinámicamente favorecida, las selectividades se ven afectadas por la formación de H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub>, resultantes de la oxidación total del metano.

- Reformado de metano con dióxido de carbono

El proceso se puede representar mediante la siguiente reacción:



Este proceso es de interés tecnológico debido a que produce gas de síntesis con una relación (H<sub>2</sub>/CO=1) conveniente para la síntesis de Fischer-Tropsch, la producción de metanol y la producción de CO puro para la obtención de ácido acético, dimetiléter y oxoalcoholes. Este proceso resulta ser la ruta más conveniente, en cuanto a costo, para la producción de CO, suponiendo que el CO<sub>2</sub> se encuentra disponible a bajo costo.

- Gasificación

La gasificación es la conversión de materia prima sólida o líquida en gas de síntesis (junto con subproductos como el carbón, alquitranes, también llamados tar, y cenizas) que luego se puede tratar para utilizar como combustible, materia prima en la producción de químicos con valor agregado o ser quemado para generar energía térmica o eléctrica.

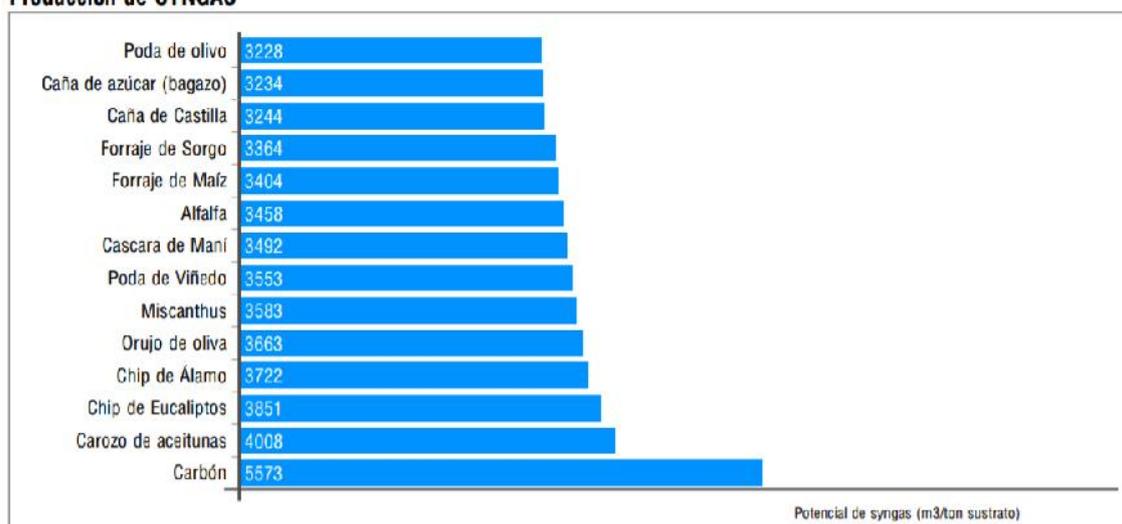
## Gasificación

El proceso de gasificación se ha desarrollado a escala industrial durante el siglo XIX para producir gas de iluminación y cocina. Más tarde, el gas natural y la electricidad lo reemplazaron en dichas aplicaciones, y se usó solo para la elaboración de algunos productos químicos sintéticos. Desde la década del 70, la crisis del petróleo ha llevado a la revalorización del proceso de gasificación en muchos países del mundo. Particularmente, la gasificación de la biomasa, impulsada por el interés en la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y debido a la disponibilidad de fuentes de energía renovables.

### Biomasa como materia prima

La biomasa es el conjunto de materia orgánica procedente de plantas, animales y microorganismos que se puede utilizar como un recurso energético. También incluye productos, subproductos y residuos de actividades como la ganadera, agrícola y forestal, entre otras; y la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU). La biomasa tiene diferentes potenciales de producción de energía debido a las características como materia prima en el proceso de producción, las cuales las hacen conveniente para la aplicación de determinadas tecnologías. En el gráfico 1-2 puede observarse la capacidad de producción aproximada de gas de síntesis en función de la tonelada de sustrato (biomasa).

**Producción de SYNGAS**



**Gráfico 1 - 2. Producción de gas de síntesis en función de la materia prima. (Tecnored, 2019)**

El gráfico 1-3 muestra la proporción de materias primas que se utilizan para obtener gas de síntesis a nivel mundial (año 2018). Se observa que las principales fuentes son carbón y gas natural, mientras que la biomasa representa alrededor del 1%. Se espera que esta cifra aumente debido al creciente interés por las fuentes de energía renovables.

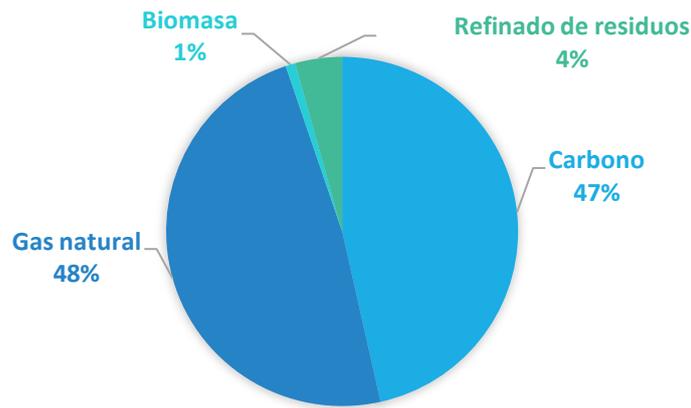


Gráfico 1 - 3. Materias primas para la generación de gas de síntesis. (Khan, 2018)

## Etapas del proceso de gasificación

La gasificación típica de biomasa incluye las siguientes etapas (gráfico 1-4):

- Secado
- Descomposición térmica o pirólisis
- Reacciones gas-sólido
- Reacciones en fase gas

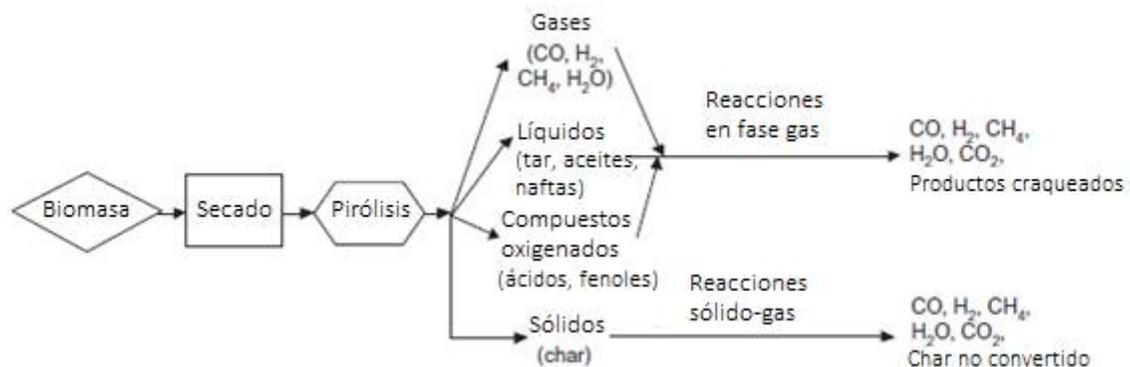


Gráfico 1 - 4. Descripción del proceso de gasificación.

## Secado

La biomasa utilizada para el proceso de gasificación posee generalmente un contenido de humedad del 10 al 35%. Por lo tanto, existe una etapa de secado a temperaturas entre 100 y 200°C antes de que ocurra la pirólisis. Cada kilogramo extraído de humedad de la biomasa requiere un mínimo de 2242 kJ de energía extra en el gasificador para vaporizar el agua contenida, y esta energía no es recuperable. Cuando los niveles de humedad son altos, este requerimiento energético es importante, especialmente si la finalidad del proceso es la producción de energía. Mientras que no se puede hacer mucho sobre la humedad inherente que reside en la estructura celular de la biomasa, los esfuerzos deben dirigirse a disminuir la humedad externa antes de que la biomasa entre al gasificador.

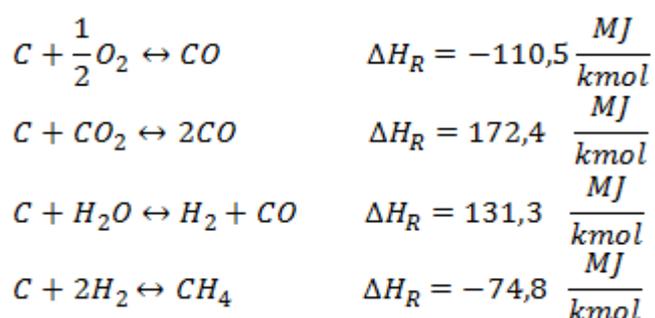
## Pirólisis

La pirólisis consiste en “quemar” completamente la biomasa en ausencia de oxígeno. Esta etapa se da a una temperatura entre 300 y 400°C. La pirólisis involucra la rotura térmica de largas cadenas hidrocarbonadas de biomasa generando moléculas de gas más pequeñas (condensables y no condensables) sin reacción química importante con aire o algún tipo de gas.

Los productos de la pirólisis son: carbón como producto sólido, alquitranes como producto líquido y gases de combustión como productos gaseosos. Los alquitranes o tar son formados por la condensación de vapores (condensables) producidos durante la pirólisis. Como es un líquido viscoso crea una gran dificultad en el proceso industrial ya que puede generar atascos y depósitos en los equipos.

## Reacciones gas-sólido

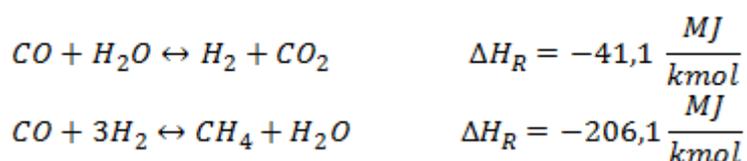
Esta etapa involucra las reacciones que se dan entre el carbón y el agente gasificante. A continuación, se describen las reacciones con oxígeno, dióxido de carbono, vapor de agua e hidrógeno con sus respectivas entalpías estándar.



La primera de dichas reacciones es fuertemente exotérmica, por lo que proporciona energía para las etapas de secado, pirólisis y para las reacciones endotérmicas de esta etapa.

## Reacciones en fase gas

Además de ocurrir reacciones gas-sólido, ocurren las siguientes reacciones en fase gas, las cuáles terminan de determinar la composición del gas efluente.



La primera reacción, denominada comúnmente como “water-gas shift reaction”, es importante para aumentar el contenido de H<sub>2</sub> en el gas de síntesis (necesario para la producción de combustibles sintéticos). La segunda reacción, reacción de metanización, puede influir fuertemente en el contenido de CH<sub>4</sub> del efluente (importante para la producción de gas natural sintético).

En el gráfico 1-5 se encuentran representadas las etapas que atraviesa una partícula de biomasa durante el proceso de gasificación.

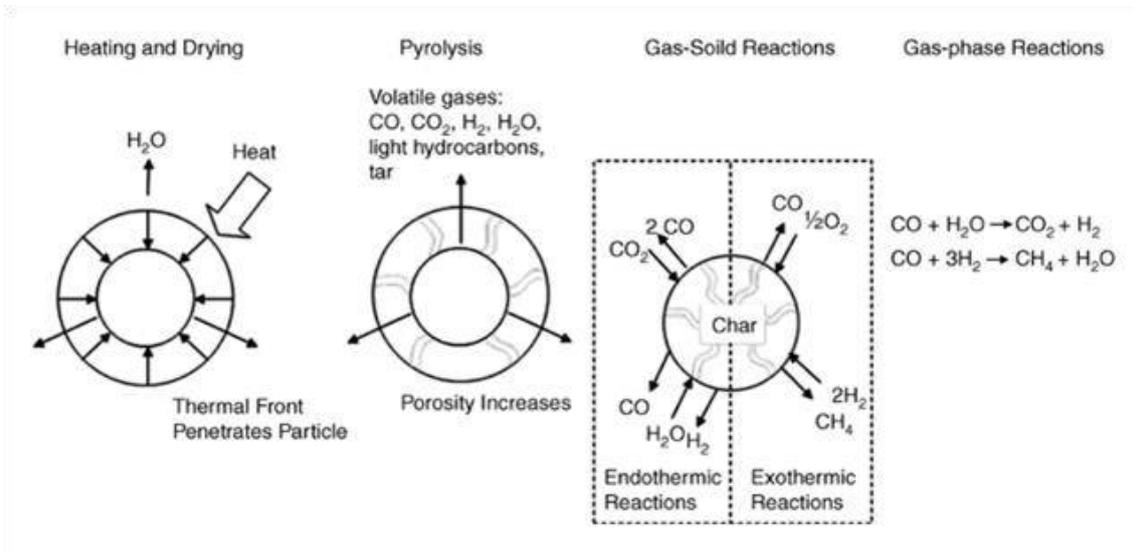


Gráfico 1 - 5. Interpretación de los pasos del proceso de gasificación.

## Agentes gasificantes

Un factor determinante en el proceso de gasificación es el medio gasificante empleado. Los medios de gasificación, también llamados agentes, reaccionan con el carbono sólido y los hidrocarburos de alto peso molecular para convertirlos en gases de bajo peso molecular como monóxido de carbono y/o hidrógeno.

Los principales agentes gasificantes son:

- Oxígeno
- Vapor
- Aire

La composición final y el poder calorífico del gas de síntesis son fuertemente dependientes del agente gasificante y la cantidad de este que se alimenta al gasificador, del tiempo y de la temperatura de reacción. El tipo de reactor empleado también tiene influencia sobre los productos a obtener.

Por ejemplo, si es utilizado aire en vez de oxígeno puro, el nitrógeno diluye el gas producido y reduce el poder calorífico del producto. En la tabla 1-1 se detalla el poder calorífico esperado para el gas producido según el agente que se utilice en la gasificación.

Tabla 1 - 1. Poder calorífico del gas de síntesis según el agente gasificante empleado

Medio gasificante	Poder calorífico MJ/Nm <sup>3</sup>
Aire	4-7
Vapor	10-18
Oxígeno	10-28

## Condiciones de operación

El gráfico 1-6 es un diagrama ternario que muestra las trayectorias que pueden tomar los productos dependiendo del tipo de agente utilizado.

Si se utiliza oxígeno como agente gasificante, el camino de conversión es hacia la esquina correspondiente al oxígeno. Los productos incluyen monóxido de carbono para bajas concentraciones de oxígeno y dióxido de carbono para altas. Cuando la proporción de oxígeno es la estequiométrica para una oxidación, ya no ocurre un proceso de gasificación, sino que ocurre una combustión. Los productos de este proceso son gases de combustión, los cuales ya no pueden ser utilizados como combustible.

Si se utiliza vapor como agente gasificante el camino de conversión es hacia la esquina correspondiente al hidrógeno. Por lo tanto, el gas producido contiene mayor número de átomos de hidrógeno por unidad de carbono.

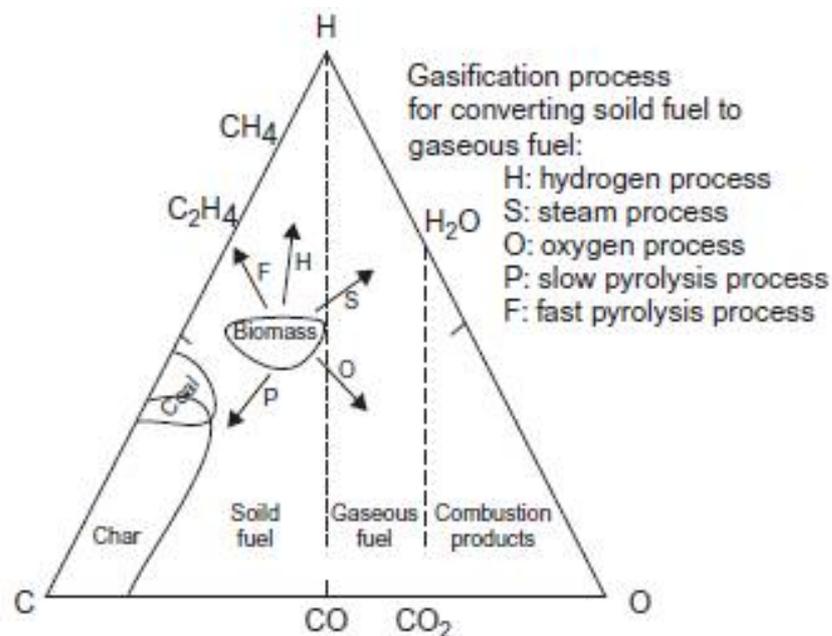


Gráfico 1 - 6. Diagrama ternario para el carbón, oxígeno e hidrógeno.

Con respecto a otros factores de los que depende la composición final del gas de síntesis para tiempos de reacción lo suficientemente largos los productos alcanzados son gases livianos como monóxido y óxido de carbono, hidrógeno y metano (además de nitrógeno que proviene del aire, si es que este se utiliza como fuente de oxígeno). De un análisis termodinámico de todas las reacciones de gasificación se llega a que altas temperaturas y altas presiones favorecen la formación de metano, mientras que altas temperaturas y bajas presiones favorecen la formación de hidrógeno y monóxido de carbono. Generalmente, los tiempos no son lo suficientemente largos como para llegar al equilibrio termodinámico y se obtienen varios hidrocarburos livianos como el etano o etino y aproximadamente un 10% de hidrocarburos pesados que condensan formando, como se ha mencionado anteriormente, alquitranes.

## Gasificadores

Los gasificadores son los equipos en los que tienen lugar las etapas del proceso de gasificación. Según la relación de la materia sólida que el gasificador puede quemar y el volumen total de reactor disponible, se pueden dividir en dos grandes grupos: de fase densa y de fase liviana.

### Reactores de fase densa

En los reactores de fase densa la biomasa (o la materia prima que se emplee) ocupa la mayoría de espacio en el reactor. La biomasa, el combustible de los gasificadores, se alimenta generalmente por la parte superior y se expone al agente gasificante a lo largo de su recorrido. Dentro del reactor pueden distinguirse diferentes zonas de temperatura en la que la biomasa sufre los procesos de secado, pirólisis, combustión (oxidación) y reducción (antes llamadas reacciones gas-sólido y reacciones en fase gas, respectivamente). Existen de tres tipos según la dirección del flujo de gas: downdraft, updraft y crossdraft.

- **Downdraft.** También son llamados de co-corriente, ya que la biomasa y el agente gasificante se mueven en la misma dirección. La biomasa es dosificada por la parte superior y el aire (o el agente gasificante) es soplado por los laterales en una zona contracta denominada "garganta". A medida que la biomasa combustiona el calor fluye hacia la zona superior provocando el secado de la materia prima. En la zona media debido al calor y la falta de oxígeno ocurre la pirólisis. En la zona caliente de la garganta y también en la zona baja, a los alquitranes les ocurre un proceso de craqueo en el que se convierten en moléculas más pequeñas. En la zona baja, además, se deposita un lecho de cenizas y carbón residual. Las diferentes zonas se distinguen en el gráfico 1-7. Este tipo de gasificador otorga una alta conversión y un gas relativamente limpio, lo cual es una ventaja si se requiere utilizar el gas de síntesis como combustible en motores a gas. Una de las desventajas que posee es que el contenido de humedad de la biomasa empleada debe ser bajo, menor al 30%, debe tener un bajo contenido de cenizas y las partículas deben poseer un diámetro de 1 a 30 cm. Otra de las desventajas es que las cenizas pueden sinterizarse en la zona de oxidación, dicho problema puede resolverse con rejillas giratorias o mecanismos similares. Además, el tamaño de la garganta puede llegar a limitar la cantidad de biomasa a procesar.
- **Updraft.** También son llamados de contracorriente debido a que la biomasa se mueve en sentido opuesto al agente gasificante. Este último entra por la parte baja del gasificador y fluye hacia la parte superior, mientras que la biomasa lo hace en sentido opuesto. El gas producido en este tipo de reactores sale junto con los productos de la pirólisis (como alquitranes) y el vapor de la zona de secado, a una temperatura inferior que la salida de los gasificadores downdraft. Los alquitranes que no salen pueden condensar y volver a las zonas de reacción en donde se convierten en moléculas más pequeñas y carbón. Un diagrama del equipo se observa en el gráfico 1-8. Finalmente, el gas de síntesis resulta rico en alquitranes y posee un alto poder calorífico. Esta última propiedad lo hace bueno para emplear en procesos de quemado directo en los cuales altos flujos de calor son necesarios, como son los hornos industriales; si se lo utiliza con la finalidad de obtener energía eléctrica debe ser adecuadamente acondicionado. Otra ventaja es que el diseño es simple y robusto, no requiere exigentes condiciones en cuanto a las características de la biomasa con la que se alimentan, puede usarse una biomasa con hasta un 50% de humedad y no existen limitaciones en cuanto al tamaño de las partículas
- **Crossdraft.** En este tipo de gasificadores el flujo de biomasa es cruzado con el de agente gasificante, este último entra por un lateral y sale convertido en gas de síntesis por el

otro, mientras que la biomasa fluye hacia abajo. Puede observarse un esquema del equipo en el gráfico 1-9. Es aplicable a escalas pequeñas y los requerimientos de limpieza del gas de salida son pocos (generalmente un ciclón y un filtro). Las reacciones de gasificación producen temperaturas muy elevadas que pueden alcanzar los 1500 °C por lo que se deben seleccionar materiales resistentes para su construcción. La principal desventaja de este tipo de gasificadores es la mínima remoción del alquitrán y la necesidad de que la alimentación posea bajo contenido de cenizas.

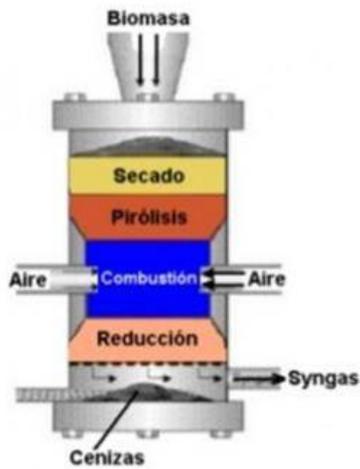


Gráfico 1 - 7. Gasificador downdraft.

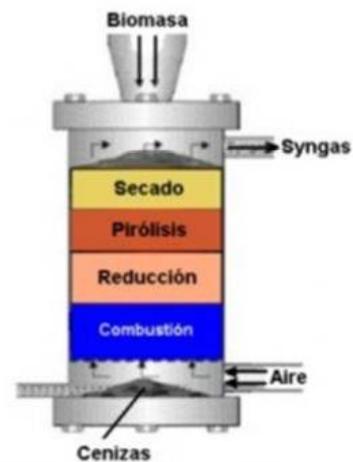


Gráfico 1 - 8. Gasificador updraft.

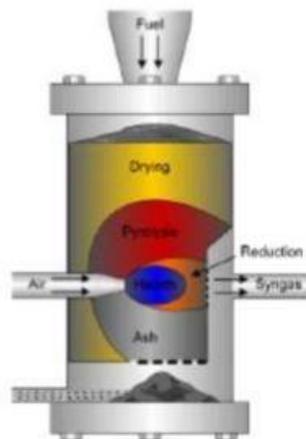


Gráfico 1 - 9. Gasificador crossdraft.

## Reactores de fase liviana

En este tipo de gasificadores no se distinguen las zonas en las que ocurren los distintos procesos que llevan a la obtención del gas de síntesis. Todos estos procesos ocurren en la cámara del reactor en la que el contacto gas-sólido resulta muy bueno. Se dividen principalmente en dos: de lecho fluidizado y de fluido arrastrado.

- Lecho fluidizado. La biomasa se agrega en un lecho fluidizado que durante la operación resulta una mezcla de partículas. Entre dichas partículas se encuentran las que llevan un

tiempo de residencia en el gasificador, nuevas partículas de materia prima y partículas de materiales inertes como arena o carbón, mezcladas con productos de la gasificación. El mezclado que se genera conlleva a una temperatura uniforme a lo largo del reactor (800-1000°C). La configuración del gasificador puede visualizarse en el gráfico 1-10.

En este tipo de gasificadores se puede emplear un amplio rango de tamaños de partículas de biomasa, aunque la operación suele ser más dificultosa que para los reactores de fase densa. El flujo de agente oxidante en el reactor debe ser suficiente para que las partículas no se asienten, pero no tan elevado ya que se podría producir un arrastre de partículas con el gas de salida. El tiempo de residencia es menor que para los reactores de fase densa. Generalmente, luego del gasificador se utiliza un ciclón que recoge las partículas de mayor tamaño y las devuelve al reactor mientras que el gas finalmente obtenido posee partículas finas de cenizas y niveles moderados de alquitranes.

Existe un tipo de lecho fluidizado, el cual se denomina lecho fluidizado circulante el cual es similar al anterior, pero con una velocidad de flujo mayor. El sistema posee una tubería de retorno del gas de síntesis al reactor, y como consecuencia de esa recirculación se consigue un gas con un poder calorífico tres veces superior al de los gasificadores convencionales. Las partículas son arrastradas en la corriente y por tanto se hace necesario la colocación de varios ciclones en serie que eviten que las partículas que forman el lecho abandonen el reactor. A su vez dichos ciclones evitan que el combustible todavía en estado sólido salga sin haber alcanzado la conversión requerida.

- Lecho arrastrado. En este tipo de gasificadores la materia prima y el agente gasificante se introducen por la parte superior del reactor en co-corriente. Un diagrama de este tipo de reactor se observa en el gráfico 1-11. La materia prima se calienta rápidamente y reacciona con el agente oxidante, como el tiempo de residencia en estos reactores es generalmente menor a 10 segundos es necesario operarlos a altas temperaturas (1200-1600°C), lo cual implica seleccionar materiales que sean resistentes, y presiones de entre 20 y 80 bar. Operan con combustible (materia prima) que presente un bajo contenido de humedad y de cenizas. Una de las ventajas de este tipo de gasificadores es que el gas de salida posee poca cantidad de alquitranes.

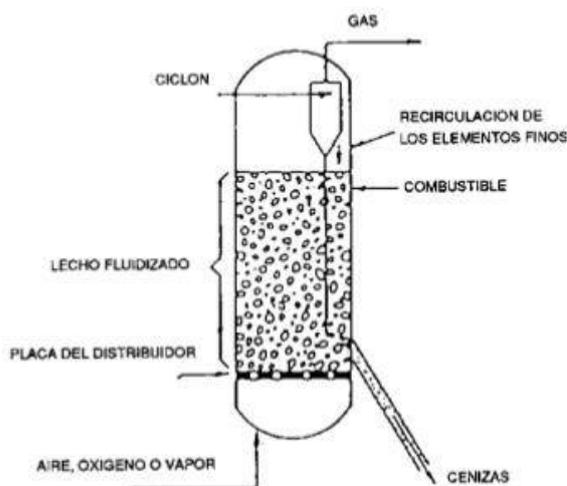


Gráfico 1 - 10. Gasificador de lecho fluidizado.

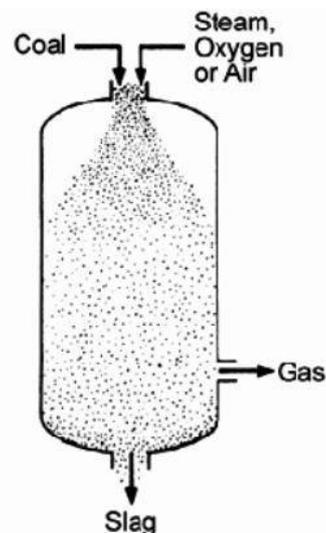


Gráfico 1 - 11. Gasificador de lecho arrastrado

En la tabla 1-2, se puede observar cómo varían la composición típica, calidad y el poder calorífico del gas producido según el tipo de reactor y el agente oxidante utilizado.

Tabla 1 - 2. Características del gas de salida para diferentes tipos de combinaciones reactor-agente gasificante. (Bridgwater, 1994)

Tipo de reactor-agente gasificante	Composición del gas (%v/v seco)					Poder calorífico superior (MJ/m <sup>3</sup> )	Calidad del gas	
	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>		Alquitranes	Polvo
Lecho fluidizado-aire	9	14	20	7	50	5.4	Justo	Pobre
Updraft-aire	11	24	9	3	53	5.5	Pobre	Bueno
Downdraft-aire	17	21	13	1	48	5.7	Bueno	Justo
Downdraft-oxígeno	32	48	15	2	3	10.4	Bueno	Bueno
Pirólisis (referencia)	40	20	18	28	1	13.3	Pobre	Bueno

## Pretratamientos de la biomasa

Los distintos reactores tienen requerimientos sobre la alimentación, por lo que, para que esta cumpla con las condiciones, requiere de un pretratamiento. Los procesos de pretratamiento incluyen: el secado para eliminar la humedad excesiva, la reducción de tamaño para los residuos agrícolas de grandes dimensiones y, en caso contrario, para los residuos de baja densidad un proceso de densificación (por ejemplo, la realización de pellets y briquetas) para aumentar el tamaño y la densidad energética de la materia prima. Finalmente, un proceso de torrefacción para mejora las características y eficiencia de almacenamiento de la biomasa.

La torrefacción es un proceso termoquímico en un entorno de oxígeno inerte o limitado donde la biomasa se calienta lentamente dentro de un rango de temperatura específico durante un tiempo de modo que resulte en una degradación casi completa del contenido de hemicelulosa, mientras se maximiza el rendimiento de masa y energía del producto sólido. El objetivo de la torrefacción es hacer que la biomasa pierda su naturaleza fibrosa para que sea fácil de moler y formar pellets sin ligantes. La velocidad de calentamiento debe ser lo suficientemente lenta (menor a 50°C/min) para permitir la maximización de productos sólidos del proceso. Una velocidad mayor aumentaría la cantidad de líquido a expensas de los productos sólidos. El resultado del proceso es un aumento de la densidad energética de la biomasa al aumentar la proporción contenida de carbono, mientras disminuye el contenido de oxígeno e hidrógeno. En el gráfico 1-12 se encuentra representado esquemáticamente el proceso de torrefacción.

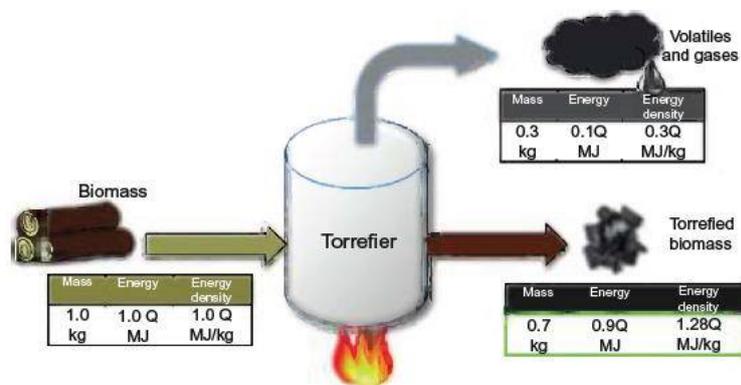


Gráfico 1 - 12. Proceso de torrefacción.

## Acondicionamiento del gas de síntesis

Previo a utilizar el gas de síntesis en los diferentes propósitos es necesaria una depuración y acondicionamiento con la finalidad de eliminar los contaminantes a niveles suficientemente bajos para cumplir con la normativa ambiental y la tolerancia de los sistemas de conversión del gas, también, para ciertas aplicaciones es necesario ajustar la relación de CO y H<sub>2</sub>. Mejorar la calidad de gas antes de su aprovechamiento ayuda a contribuir a la reducción de las emisiones responsables de la acidificación y el efecto invernadero. En la tabla 1-3 se listan los principales contaminantes junto con los problemas que causan y los métodos más utilizados para la remoción de los mismos. Dentro de los procesos existen los llamados procesos húmedos, los cuales se realizan a temperaturas menores a 100°C, lo cual no es beneficioso cuando se requiere utilizar el gas con la finalidad de generar energía eléctrica. La limpieza de los gases en caliente (temperaturas mayores a los 300°C) permite un mejor balance energético y una superior economía del proceso en dichas aplicaciones. Algunas cuestiones de este tipo de limpieza, como por ejemplo, los adsorbentes a utilizar, están siendo desarrolladas aun.

Tabla 1 - 3. Contaminantes del gas de síntesis.

Contaminante	Ejemplos	Problemas	Método de limpieza del gas
Partículas	Ceniza, Carbón, Material del lecho	Erosión	Separación ciclónica, Filtración, Scrubbing
Álcali	Compuestos de sodio y potasio	Corrosión en caliente	Enfriamiento, Condensación, Filtración, Adsorción
Compuestos nitrogenados	NH <sub>3</sub> y HCN principalmente	Formación de NO <sub>x</sub>	Scrubbing, Descomposición catalítica
Alquitranes	Hidrocarburos pesados	Depósitos, Desactivación, Atascos, Dificultad de quemar	Craqueo (térmico/catalítico)
Compuestos de azufre	H <sub>2</sub> S	Emisión, Corrosión, Envenenamiento	Absorción, scrubbing
Metales pesados	Hg	Legislación	Adsorción

## Marco económico y político

Además de las características operativas del proceso es importante situar el proyecto en el contexto de mercado mundial y particularmente nacional para evaluar las necesidades y el impacto que tendrá.

### Contexto mundial

A nivel mundial se espera que el panorama de producción de gas de síntesis evolucione de acuerdo con el gráfico 1-13. La evolución de la producción de este gas se ve enfocada a futuro en un aumento de la generación de energía, seguido por un aumento en la obtención de combustibles líquidos y gaseosos mientras que el menor aumento se dará en la síntesis química (gráfico 1-14). Mientras que el precio de los combustibles fósiles, como el petróleo, siga en

aumento, luego del año 2020, se prevé que se incremente considerablemente la utilización del gas de síntesis para los mismos propósitos.

Entre las principales tendencias de comercialización se encuentra que en el 2017 China concentró el 14.6% y se prevé que para el año 2026 concentre el 57% de la producción de gas de síntesis global, liderando el mercado. Además, se espera que la demanda global de metanol, el cual se puede sintetizar a partir de gas de síntesis, experimente un crecimiento sin precedentes entre 2015 y 2025 ya que, desde finales de 2013 hasta finales de 2015, la demanda aumentó un 23%. China y Estados Unidos liderarán el mercado ampliando su capacidad a largo plazo.

El mercado del gas de síntesis es un mercado fragmentado y fuertemente competitivo. Por lo que entrar en él para las industrias implica no tener que vencer consolidadas barreras de entrada por parte de los competidores a nivel mundial.

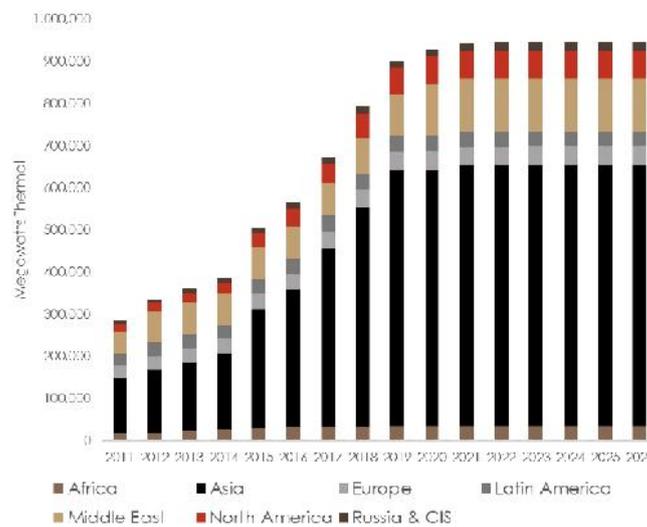


Gráfico 1 - 13. Capacidad de producción de gas de síntesis por región. (Khan, 2018)

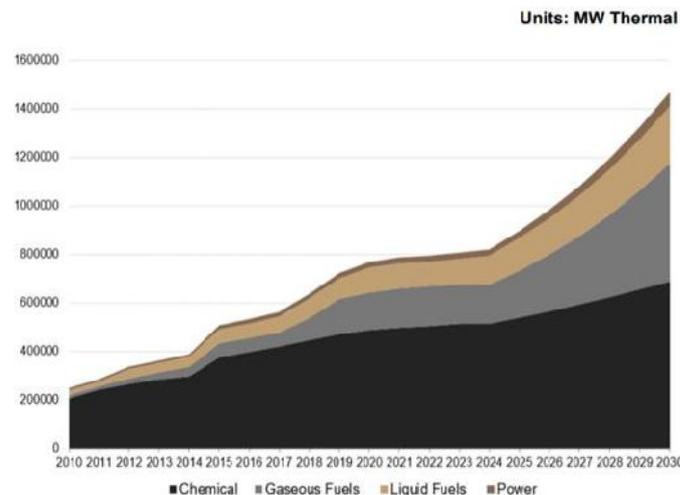


Gráfico 1 - 14. Capacidad esperada según aplicación. (Khan, 2018)

## Contexto nacional

### Marco legal

En Argentina la ley que respalda la generación de Bioenergías es la Ley 26190, sancionada el 6 de diciembre de 2006. Dicha ley establece el Régimen de Fomento Nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica. La ley declara de interés nacional la generación de energía eléctrica a partir del uso de fuentes de energía renovables con destino a la prestación de servicio público como así también la investigación para el desarrollo tecnológico y fabricación de equipos con esa finalidad.

La ley 27191, Modificaciones a la Ley 26190, “Régimen de Fomento Nacional para el Uso de Fuentes Renovables de Energía Destinada a la Producción de Energía Eléctrica”, establece que, al 31 de diciembre de 2025, las energías renovables deberán alcanzar como mínimo el veinte por ciento (20%) del total del consumo propio de energía eléctrica, esperando seguir los valores que se muestran en la tabla 1-4. Dicha ley otorga beneficios en cuanto al Impuesto al Valor Agregado (IVA) y al Impuesto a las Ganancias. Los beneficios fiscales de cada proyecto deberán ser solicitados al momento de presentar las ofertas e incluirán:

- Depreciación acelerada de bienes que podrá hacer en 3, 4 o 5 cuotas anuales dependiendo los bienes y el inicio de los proyectos;
- Devolución anticipada de IVA;
- Certificado de crédito fiscal para ser utilizado contra impuestos federales equivalente al 20% del monto de las compras del componente nacional para el proyecto teniendo en cuenta determinadas condiciones;
- Desgravación de impuestos a las importaciones.
- Adicionalmente se prorroga 5 años el plazo para computar las pérdidas impositivas del proyecto para impuesto a las ganancias.

Tabla 1 - 4. Objetivos de la Ley 27191 y energía estimada para su cumplimiento<sup>1</sup>. (Cámara Argentina de Energías Renovables, 2018)

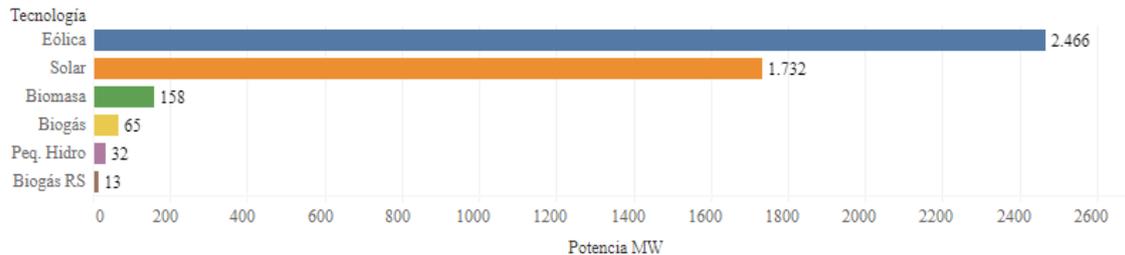
Año	Demanda anual estimada (TWh)	Objetivo Ley 27191	Energía renovable requerida (TWh)
2018	135.0	8%	10.8
2019	137.7	12%	16.5
2021	143.3	16%	22.9
2023	149.1	18%	26.8
2025	155.1	20%	31.0

En el 2016 se lanzaron los decretos 531 y 882 que establecen el Programa RenovAr y Marco legal Mercado a Término (MATER). RenovAr es un plan de incorporación de fuentes renovables a la matriz energética, a través de un proceso de convocatoria abierta para la contratación, en el Mercado Eléctrico Mayorista (MEM), de energía eléctrica de fuentes renovables, basadas en el uso del sol, el viento, el agua y la biomasa. El MATER establece condiciones para administrar contratos entre la nueva generación o autogeneración renovable y los grandes usuarios del MEM.

<sup>1</sup> Cálculos realizados a partir de la demanda base 2017 y una estimación de crecimiento de 2% anual.

Hasta el momento según el Ministerio de Energía y Minería de la Nación, se adjudicaron en el programa RenovAr 147 proyectos que generaran 4466.5 MW de Potencia partiendo desde energía renovables con un precio promedio ponderado de 54.72 USD/MWh.

En el gráfico 1-15 se detalla cómo está distribuida la potencia esperada según la tecnología empleada en la República Argentina.



**Gráfico 1 - 15. Potencia esperada según tecnología. (Ministerio de Energía y Minería, 2019)**

Datos del Ministerio de Energía y Minería indican que se adjudicaron en el programa RenovAr 18 proyectos que generarán 157.7 MW de potencia partiendo desde biomasa con un precio promedio ponderado de 116,5 USD/MWh. Se puede apreciar en el gráfico 1-16 que la mayoría de las inversiones se encuentran en el litoral argentino, seguido por el noreste y la provincia de Buenos Aires. Se puede observar que la provincia que posee más proyectos adjudicados es Corrientes. Esta posee 4 proyectos adjudicados y se espera que genere 65.4 MW de potencia, lo que equivale al 42% del total esperado para el país.



**Gráfico 1 - 16. Proyectos RenovAr adjudicados por provincia. (Ministerio de Energía y Minería, 2019)**

## Mercado nacional

Con respecto a la Argentina, el mercado del gas de síntesis, al igual que en el resto del mundo no está consolidado aún. Estadísticas del Comité de Biomasa de la Cámara Argentina de Energías Renovables (Cader) indican que nuestro país posee entre 60 y 80 plantas de biomasa, de las cuales 20 son grandes instalaciones. Estas plantas son básicamente de tratamiento de residuos

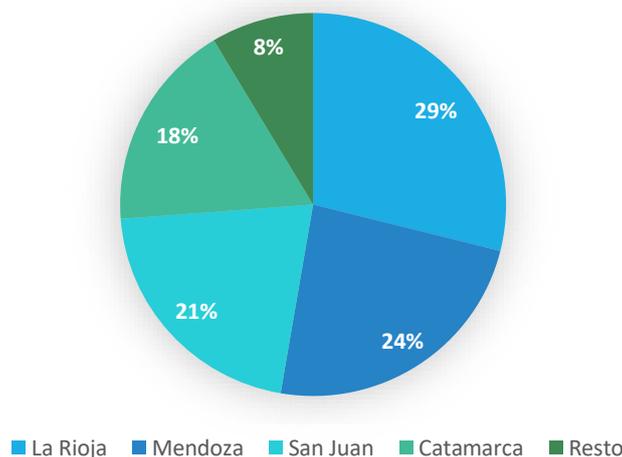
sólidos urbanos o componentes orgánicos, así como también mini-biodigestores o mini lagunas cubiertas para consumo domiciliario.

En cuanto a la tecnología de gasificación, en la Argentina se destacan los siguientes ejemplos:

- En Presidencia de la Plaza (provincia de Chaco) poseen un proceso de gasificación donde la biomasa se transforma en un gas que alimenta un motor a explosión, el cual arrastra un generador eléctrico de 380 volts y 380 kVA. La potencia generada permite abastecer el pequeño parque industrial de Presidencia de la Plaza, favoreciendo la generación eléctrica distribuida y la utilización de residuos de la industria forestal.
- Con el objetivo de reemplazar combustibles fósiles (fuel oil), una empresa llamada Manfrey implementó en su planta de Freyre (Córdoba) un sistema de gasificación de biomasa (chips de madera proveniente de aserraderos del Valle de Calamuchita) de tipo up-draft para la generación de vapor de baja presión con fines térmicos. El sistema se complementa con un quemador apto para manejar simultáneamente el gas de síntesis generado y gas licuado (GLP). El agente gasificante es aire y vapor, en relaciones definidas y controladas en forma automática. El sistema está previsto para la entrega de 10 MW térmicos, acorde con la máxima capacidad de generación de vapor de la caldera.

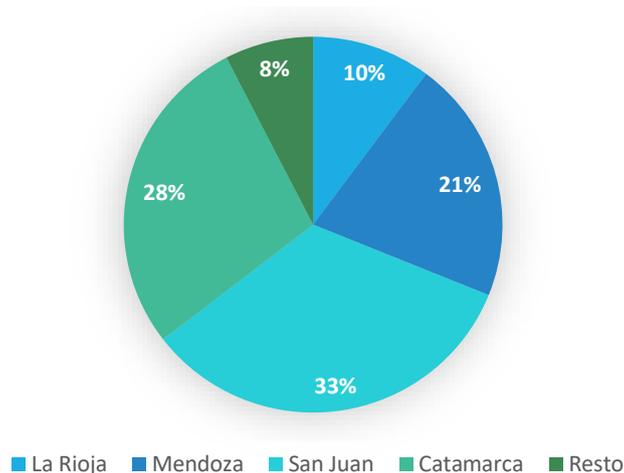
## Industria oleícola en Argentina

Según el Ministerio de Agricultura de la Nación, Argentina posee una superficie de 90000 hectáreas para el cultivo de oliva distribuidas en distintas provincias como muestra el gráfico 1-17. Solo dos de dichas provincias presentan un perfil de producción destinado al aceite de oliva, ellas son Catamarca y San Juan. Se estima que destinan el 90% de la producción de aceitunas a fabricar aceite.



**Gráfico 1 - 17. Distribución de las hectáreas dedicadas a la producción olivícola. (Secretaría de Política Económica, 2018)**

Según el Consejo Oleícola Nacional la producción de aceite de oliva para el año 2019 se espera que esté en torno a las 43500 toneladas. El aporte de cada provincia se detalla en el gráfico 1-18.



**Gráfico 1 - 18. Aporte de cada provincia a la producción nacional de aceite de oliva (Secretaría de Política Económica, 2018)**

El proceso de obtención del aceite de oliva, principalmente por centrifugación y en un reducido número por prensado, genera como subproducto el orujo. Este se almacena para su procesamiento posterior, que puede tratarse de un proceso físico de segunda centrifugación, también llamado repaso y/o un proceso químico en las extractoras, obteniéndose aceite de orujo. El orujo, una vez secado y sometido al proceso de extracción de aceite, se transforma en orujillo.

Por cada tonelada de aceituna procesada se obtiene aproximadamente 0.2 toneladas de aceite de oliva y 0.8 toneladas de orujo. Aproximadamente el 25% de cada tonelada de orujo se transforma en orujillo.

Teniendo en cuenta los datos macroeconómicos y aplicando los porcentajes mencionados se estima una producción de orujillo de 43500 toneladas anuales aproximadamente con las características que se describen en la tabla 1-5.

**Tabla 1 - 5. Características fisicoquímicas del orujillo de oliva. (Junta de Andalucía, 2019)**

<b>Análisis Inmediato (% peso)</b>	
<b>Carbono Fijo</b>	22.13
<b>Volátiles</b>	72.29
<b>Cenizas</b>	4.64
<b>Humedad</b>	12.69
<b>Análisis Elemental (% peso)</b>	
<b>Carbono</b>	50.54
<b>Hidrogeno</b>	5.86
<b>Nitrógeno</b>	0.97
<b>Azufre</b>	0.07
<b>Oxigeno</b>	42.56
<b>Poder calorífico (kcal / kg seco)</b>	
<b>Superior</b>	4500
<b>Inferior</b>	4300

Anualmente esta industria genera grandes cantidades de residuos sólidos que presentan inconvenientes relacionados a su manejo y disposición final, estos son:

- Estacionalidad. La generación de grandes volúmenes de residuos en un período corto de tiempo, que coincide con la molienda y elaboración de aceite, dificulta la disponibilidad de recursos (personal, maquinaria, infraestructura) para su gestión.
- Pocas alternativas. Hay pocas alternativas capaces de dar uso a estos residuos en una escala similar a la de su generación.
- Costos de transporte. Los costos para transportar los residuos hasta las plantas receptoras son cada vez más altos.
- Contaminación de aguas. Debido a su alta carga orgánica y al remanente de aceite que puedan contener, su vertido en cursos de agua está prohibido y su acumulación en superficies no impermeabilizadas puede ocasionar la contaminación de napas poco profundas.

## Desarrollo de la industria en la provincia de San Juan

En el gráfico 1-18, se observa que San Juan es la provincia que presenta mayor producción de aceite de oliva a nivel nacional, por lo tanto, es la mayor productora de desechos a partir de este.

La extracción de aceite de oliva es la segunda actividad agroindustrial en importancia en la provincia de San Juan.

Según la Estrategia Provincial para el Sector Agroalimentario (EPSA) de San Juan, esta provincia contaba con aproximadamente 40 establecimientos industriales en el año 2017 (último relevamiento) de los cuales: 21 solo elaboran aceite de oliva; 7 elaboran aceituna de mesa (conserva) y 15 aceite de oliva y conserva. En la tabla 1-6 se muestra esta distribución.

Tabla 1 - 6. Distribución industria olivícola en San Juan. (Programa de Desarrollo Económico Provincial, 2017)

Departamento	Establecimiento Elaboración			Total
	Aceite y conserva	Aceite	Conserva	
Pocito	6	9	4	19
Rawson	3	3	1	7
Ullum	1	1		2
Sarmiento	1	1		2
Capital	1	1	1	3
Caucete		1	1	2
Santa Lucía		2		2
Rivadavia		1		1
25 de Mayo		1		1
Jachal		1		1
<b>Total</b>	<b>12</b>	<b>21</b>	<b>7</b>	<b>40</b>

Según el Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria (INTA) la mayor cantidad de hectáreas implantadas se encuentra en el sur de la provincia de San Juan, en las localidades Sarmiento, 25 de Mayo y, en menor medida, en la localidad de Rawson. Haciendo un análisis de los datos de la

tabla 1-6 se puede observar que la industria aceitera se encuentra concentrada en el departamento de Pocito y sus alrededores.

Los parques industriales cercanos a dicha zona se encuentran en:

- 9 de Julio (47 hectáreas)
- Chimbab (74 hectáreas)
- Albardón (150 hectáreas)
- Pocito (4 hectáreas)

Las firmas que se instalan en esos predios quedan eximidas por diez años del pago de impuestos inmobiliarios y sellos y cuentan con créditos especiales nacionales a tasa baja. También hay líneas de financiación bonificadas provinciales, con tasas muy convenientes, tanto para la construcción como para la adquisición de capital de trabajo.



Gráfico 1 - 19. Departamentos de la provincia de San Juan.

## Generación de energía eléctrica

El gas producido por el proceso de gasificación a partir de orujillo de oliva se utilizará con el propósito de generar energía eléctrica.

En la tabla 1-7 se muestran las características de diferentes opciones para la generación de energía eléctrica.

Tabla 1 - 7. Comparación de tecnologías para la generación de energía.

	Motor a gas	Turbina de vapor	Turbina de gas	Micro -turbina
<b>Eficiencia eléctrica</b>	25 – 45 %	30 – 42 %	25 – 40 % (simple)  40 – 60 % (ciclo combinado)	20 – 30 %
<b>Tamaño (MW)</b>	0.05 – 5.00	Cualquiera	3 – 200	0.025 – 0.250

Aún no se dispone de suficiente información para evaluar finamente las características ni el caudal de gas producido. Sin embargo, a partir de los datos recopilados de bibliografía se puede estimar el caudal de gas producido y su poder calorífico, y con estos datos obtener la potencia que se generará. Del gráfico 1-2 se obtiene que, a partir de una tonelada de orujillo de oliva, la materia prima seleccionada, se obtienen aproximadamente 3600 Nm<sup>3</sup> de gas. Para el proceso se seleccionará un reactor tipo downdraft con oxígeno como agente gasificante, ya que obtienen mejores poderes caloríficos en el gas mediante dicha combinación. La composición del gas típica obtenida por esta combinación se observa en la tabla 1-2. El poder calorífico del gas generado se estima como 10.4 MJ/Nm<sup>3</sup>. Por lo que la potencia máxima, considerando un 100% de eficiencia, sería de 10.4 MW. Dado que el ciclo combinado es el que presenta mayor eficiencia y concuerda en tamaño con la potencia que se podría generar, se seleccionará como proceso de obtención de energía.

## Ciclo combinado

Un ciclo combinado consta de dos etapas consecutivas: una corresponde a una turbina a gas y la otra a una turbina a vapor. El combustible para la turbina a gas es el gas de síntesis que se obtiene por el proceso de gasificación. Este tipo de centrales se caracterizan por el uso que se realiza del calor generado en la combustión en la turbina a gas, que se lleva a un elemento recuperador del calor (caldera) y se emplea para mover una o varias turbinas a vapor. Estas dos turbinas, a gas y a vapor, están acopladas a un alternador común que convierte la energía mecánica generada en energía eléctrica. Los rendimientos de este ciclo combinado varían entre 40 y 60%, mayores a los de una turbina de gas o de vapor.

Como el gas se utilizará en turbinas, debe poseer características especiales (tabla 1-8) para preservar la propia turbina y demás elementos constructivos y garantizar una buena eficiencia del proceso.

Tabla 1 - 8. Características del gas de síntesis para el uso en turbinas.

	<b>Especificación</b>
<b>Poder calorífico mínimo</b>	4-6 MJ/m <sup>3</sup>
<b>Mínima concentración de hidrógeno</b>	10-20 %vol
<b>Límite de álcalis</b>	20-1000 ppb
<b>Máxima temperatura de entrada</b>	450-600°C
<b>Tras a la temperatura de entrada</b>	Todos en fase vapor o ninguno
<b>Amoníaco</b>	Sin límite
<b>HCl</b>	<0.5 ppm
<b>S (H<sub>2</sub>S+SO<sub>2</sub>)</b>	<1 ppm
<b>N<sub>2</sub></b>	Sin límite
<b>Metales totales</b>	<1 ppm
<b>Metales alcalinos+ sulfuros</b>	<0.1 ppm
<b>Máxima cantidad de partículas &gt;20 micrómetros</b>	<0.1 ppm
<b>Máxima cantidad de partículas &gt;10 y &lt;20 micrómetros</b>	<1 ppm
<b>Máxima cantidad de partículas &gt;4 y &lt;10 micrómetros</b>	<10 ppm

## Conclusiones

Las necesidades y creciente demanda del mercado, tanto mundial como nacional, y las políticas de beneficios económicos brindadas por el estado motivan a que la producción de bioenergías sea una buena alternativa para iniciar una industria en el mercado. La generación de gas de síntesis a partir de biomasa es una adecuada opción cuando los requerimientos energéticos son pequeños como el autoabastecimiento.

En primer lugar, es indispensable seleccionar una materia prima que se adecúe a las necesidades del proceso. La elegida es el orujillo de oliva, el gráfico 1-2 muestra que los desechos de la industria olivícola presentan un buen rendimiento en la producción de gas de síntesis. Su aprovechamiento energético supone convertir este residuo en un recurso.

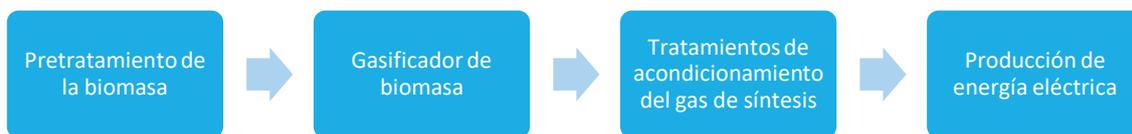
Se puede observar en la tabla 1-8 que los requerimientos del gas para la aplicación en turbinas son exigentes, los niveles de alquitrán deben ser nulos o estar en fase vapor además de poseer pequeñas cantidades de polvo. Para la generación de energía es necesario, también, que el gas de síntesis posea un alto poder calorífico. Las especificaciones del gas de síntesis para el uso en turbinas acortan las posibilidades de elección del reactor y el agente gasificante a utilizar. En tabla 1-2 se observa que la mejor calidad de gas se obtiene utilizando un reactor del tipo downdraft con oxígeno como agente gasificante (en la tabla 1-1 se observa que al emplear oxígeno el poder calorífico es mayor que con otros agentes).

La biomasa debe contar con un pretratamiento adecuado de acuerdo con las condiciones de alimentación que requiere el reactor. El gas de síntesis obtenido, pese a haber elegido un tipo de reactor y un medio gasificante que favorezcan las condiciones necesarias, debe sufrir tratamientos de acondicionamiento antes de ser alimentado a las turbinas.

Utilizar la producción de gas de síntesis a partir de biomasa integrada en un ciclo combinado para la generación de energía resulta una buena opción, debido a los mayores rendimientos que se obtienen en comparación con ciclos convencionales (de gas o vapor). La energía, además de ser utilizada para el autoabastecimiento de la planta, será vendida a la red interconectada.

Dentro del programa RenovAr el precio que se paga por el kWh producido a partir de biomasa se encuentra entre 106.7 y 145.9 U\$D.

Finalmente, el proceso se puede representar por medio del siguiente diagrama de bloques (gráfico 1-20).



**Gráfico 1 - 20. Diagrama de bloques del proceso.**

En cuanto a la producción se procesará alrededor una tonelada de materia prima por hora, de la cual se espera obtener una producción de gas de síntesis de aproximadamente 3600 m<sup>3</sup>.

Con respecto ubicación, la planta productora de gas de síntesis para generación de energía se localizará en el parque industrial de 9 de Julio en la provincia argentina de San Juan. Este cuenta con el espacio disponible y la energía se puede distribuir en dicho parque industrial.

## Justificación final del proyecto

Según el Instituto Americano de Ingenieros Químicos: “La Ingeniería química es la profesión en la cual el conocimiento de matemática, química y otras ciencias naturales, adquirido por el estudio, experiencia y práctica, es aplicado con juicio al desarrollo de maneras económicas de utilizar materiales y energía para el beneficio de la humanidad”.

La utilización de la energía, obtenida a partir de un residuo de la biomasa, sigue el lineamiento de esta definición ya que contribuye a reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> para satisfacer las necesidades presentes sin comprometer las posteriores. Esta es una de las motivaciones principales del proyecto como futuros ingenieros químicos. El proyecto es concebido con mirada hacia el futuro, debido al cambio de paradigma, de la ingeniería de procesos al desarrollo sustentable, que se está dando en el siglo XXI. La forma de generación de energía empleada sigue las pautas que plantea la sustentabilidad y la bioeconomía, con la finalidad de la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, ayudando a alcanzar los objetivos propuestos por la ONU.

Por los motivos antes mencionados, los cuales son de índole ambientales, políticos, económicos y sociales, encarar un proyecto de las características del presente es conveniente.

## Bibliografía

---

- Avinash Kumar Agarwal. (2018). *Coal and Biomass Gasification*. Singapur: Springer.
- Basu, P. (2013). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*. Chennai: Academic Press.
- Bridgwater, A. (1994). The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, 631-653.
- Camara Argentina de Energías Renovables. (2018). *Anuario*.
- Información Legislativa, Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. (2006). Ley 26.190. *Regimen de Fomento Nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica*. Argentina.
- Información Legislativa, Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. (2015). Ley 27.191. *Ley 26190. Régimen de Fomento Nacional para el uso de Fuentes Renovables de Energía destinada a la Producción de Energía Eléctrica. Modificación*. Argentina.
- INTA, Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria. (2017, Enero). *Reutilización de residuos sólidos y semisólidos del proceso de extracción de aceite de oliva como enmienda orgánica de suelos*. Retrieved from [https://inta.gob.ar/sites/default/files/inta\\_reutilizacion\\_de\\_ro\\_como\\_enmienda\\_organica\\_de\\_suelos.pdf](https://inta.gob.ar/sites/default/files/inta_reutilizacion_de_ro_como_enmienda_organica_de_suelos.pdf)
- Junta de Andalucía. (2019). *Potencial y aprovechamiento energético de la biomasa del olivar en Andalucía*. Andalucía.
- Kaltschmitt. (2019). *Energy from Organic Materials (Biomass)*. Hamburgo: Springer.
- Khan, H. (2018). *Stratas Advisors*. Retrieved from Global Syngas Overview: <https://www.globalsyngas.org/uploads/downloads/2018-presentations/KEYNOTE-MON-GlobalSyngasOverview-by-Habib-Khan.pdf>
- Ministerio de Energía y Minería. (2019). *Ministerio de Energía y Minería*. Retrieved from <https://www.minem.gob.ar/www/833/25897/proyectos-adjudicados-del-programa-renovar>
- Mordor Intelligence. (2019, Marzo). *SYNGAS MARKET – GROWTH, TRENDS, AND FORECAST (2019 – 2024)*. Retrieved from <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/global-synthesis-gas-syngas-market-industry>
- Ocsachoque, M. A. (2012). *Desarrollo de catalizadores metálicos soportados para la obtención de gas de síntesis*. La Plata.
- Programa de Desarrollo Económico Provincial. (2017). *Programa de Desarrollo Económico Provincial*. San Juan.
- Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable, Presidencia de la Nación (Argentina). (2019). *Bioeconomía Argentina*. Retrieved from <http://www.bioeconomia.mincyt.gob.ar/bioeconomia-argentina/>
- Secretaría de Política Económica. (2018). *Informe de cadenas de valor: Olivícola*. Capital Federal.

Tecnored, C. (2019). *Tecnored Consultores*. Retrieved from  
<http://www.tecnoredconsultores.com.ar/arch/biomasa.pdf>

Vera, D. (2018). Biomass Gasification for Power Generation Applications. *Advances in Renewable Energies and Power Technologies*, 87-121.

# Capítulo 2

## Reacción química



## Resumen Ejecutivo

El proceso de gasificación consta de cuatro etapas: secado, pirólisis, oxidación y reducción. La etapa más lenta de estas cuatro, y, por lo tanto, la que se considera la controlante del proceso es la etapa de reducción. Para el modelado de la etapa de reducción nos hemos basado en el modelo que plantea Giltrap, D. L. Este modelo plantea un conjunto de nueve ecuaciones diferenciales a resolver. Seis de dichas ecuaciones modelan la variación de la concentración a lo largo del reactor. Para obtener las condiciones iniciales, las de la entrada a la zona de reducción, se plantean balances de masa obtenidos del modelo de Y. Wang y C. M. Kinoshita. Para el resto de las ecuaciones, por las cuales se obtienen los perfiles de velocidad, temperatura y presión dentro del reactor, las condiciones iniciales se obtienen de datos provenientes de la bibliografía antes mencionada.

Para determinar las condiciones óptimas de operación se realizaron variaciones modificando un solo parámetro de interés y dejando las demás constantes sobre un caso base. En la siguiente tabla se puede ver rangos de análisis y valores óptimos.

Tabla R2 1. Condiciones óptimas de operación

Parámetro	Valores de análisis	Valor óptimo
Temperatura de ingreso	800 / 1000 / 1200 K	1200 K
Presión de ingreso	1 / 2.5 / 10 atm	1 atm
Velocidad de ingreso	1.68 / 0.75 / 0.42 m/s	1.68 m/s
ER	0.20 / 0.25 / 0.30	0.25

Luego del análisis, se concluye que:

- El aumento en la temperatura de entrada a la zona de reducción aumenta el rendimiento del gasificador.
- El aumento en la presión de entrada en la zona de reducción no modifica el rendimiento del gasificador, pero aumenta los costos por lo tanto es desfavorable.
- El aumento del área transversal del gasificador no modifica el rendimiento del gasificador, pero aumenta el costo fijo de inversión por lo tanto es desfavorable.
- El aumento en la cantidad de agente gasificante alimentado por sobre el óptimo obtenido de bibliografía al reactor no modifica de manera sustancial el rendimiento del gasificador, pero aumenta la cantidad de productos no deseados propios de la combustión.

El perfil en el gasificador para los componentes del gas de síntesis se muestra en el siguiente gráfico para las condiciones tomadas como óptimas.

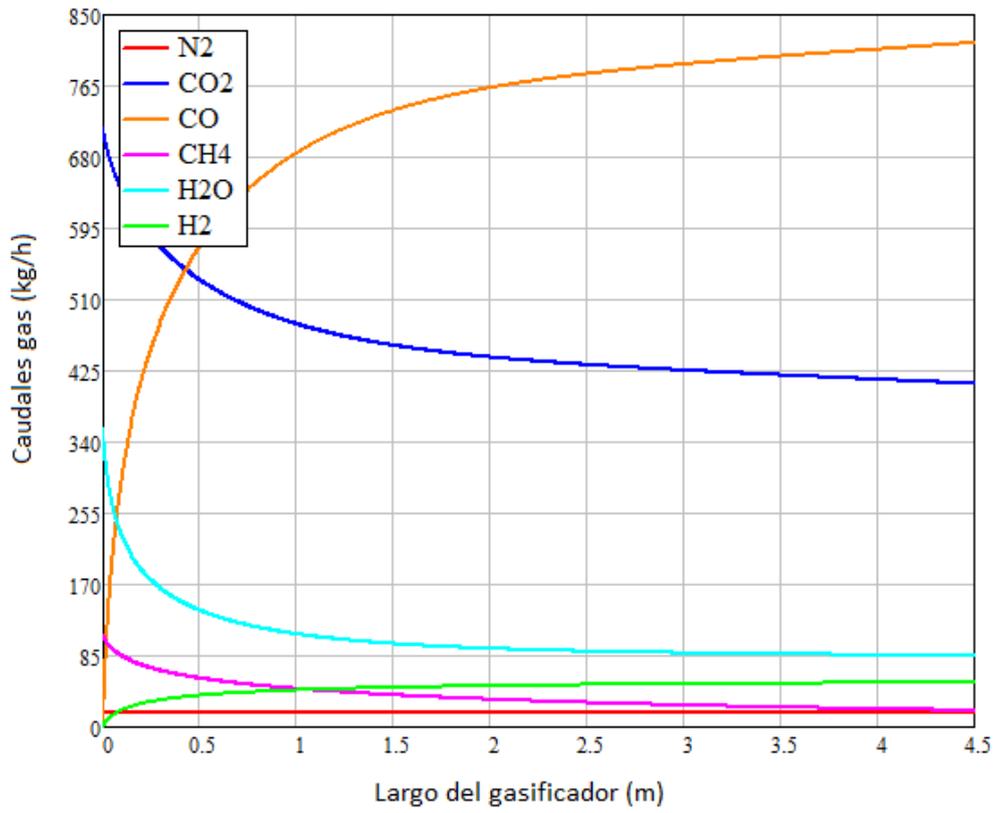


Gráfico R2 1. Composición del gas en la zona de reducción

## Introducción

---

La gasificación de biomasa es básicamente la conversión de combustibles sólidos (madera, residuos de madera, residuos de agricultura, entre otros) en una mezcla de gases combustibles llamada gas de síntesis.

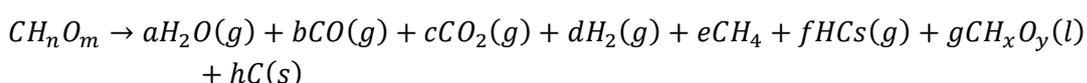
Los motivos por los que una materia prima (la cual puede ser utilizada como combustible sin ningún tratamiento) se convierte en otro combustible por medio de un proceso termoquímico son:

- Aumentar el poder calorífico de la materia prima, eliminando los compuestos, como el nitrógeno y agua, los cuales no son combustibles.
- Eliminar elementos como azufre o nitrógeno orgánico en el combustible, los cuales, en su estado oxidado pueden contribuir a emisiones de gases perjudiciales.

La gasificación ocurre en reactores denominados gasificadores. Estos se clasifican en diferentes tipos como se mencionó en el capítulo 1. Entre ellos se encuentran los de lecho fijo que pueden subdividirse en downdraft, updraft o crossdraft. También los hay de lecho fluidizado y de lecho arrastrado, los cuales se encuentran en diferentes configuraciones. En el presente trabajo se tratará un reactor de lecho fijo del tipo downdraft.

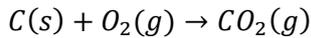
Cuando un combustible sólido (como la biomasa) se calienta, la primera etapa que ocurre es la de secado entre 100 y 200 °C, en la cual se elimina la humedad contenida. Si se sigue calentando, ocurre la pirólisis, durante la cual la materia volátil presente es liberada, separándose del char y de las cenizas, dicho proceso puede describirse por medio de la reacción 2-1. El char se compone mayoritariamente por carbón y las cenizas por compuestos inorgánicos que no son combustibles. En presencia de oxígeno y a temperaturas mayores ocurre la oxidación, dicho proceso puede describirse por medio de las reacciones 2-2 a 2-5. Los gases volátiles y el char, producidos en la etapa de pirólisis, se oxidan de acuerdo a la cantidad de oxígeno presente. Si este se encuentra en exceso se produce la combustión. Para el caso de la gasificación la cantidad de oxígeno que se usa es menor que el que indica la cantidad estequiométrica para la oxidación completa. Posteriormente, ocurre la etapa en la cual algunos de los productos de la etapa de oxidación se reducen, dando como resultado el gas de síntesis. Las reacciones 2-5 a 2-10 son las correspondientes a las reacciones de reducción. Dicha etapa es la más lenta de todas las que ocurren, por lo tanto, puede decirse que será la que limite la velocidad global del proceso.

En los gasificadores de lecho fijo los cuatro procesos mencionados anteriormente se encuentran diferenciados, es decir, ocurren en distintas zonas del reactor. En cambio, en los reactores de lecho fluidizado todos los procesos ocurren a lo largo del lecho.

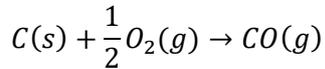


**Reacción 2 - 1. Reacción de pirólisis.**

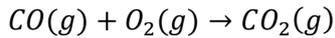
## Reacciones de oxidación



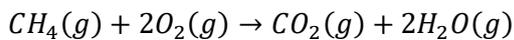
Reacción 2 - 2



Reacción 2 - 3

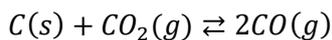


Reacción 2 - 4

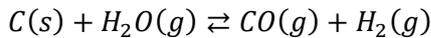


Reacción 2 - 5

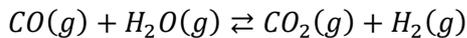
## Reacciones de reducción



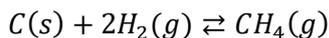
Reacción 2 - 6. Gasificación por CO<sub>2</sub>.



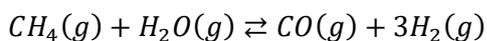
Reacción 2 - 7. Gasificación por vapor.



Reacción 2 - 8. Desplazamiento gaseoso por agua.



Reacción 2 - 9. Metanación.



Reacción 2 - 10. Reformado de metano.

## Modelado

---

Los sistemas deben ser modelados para poder predecir las salidas conociendo las entradas a un proceso antes de que una planta sea construida. El modelado también ayuda a optimizar la operación en función de obtener los resultados deseados.

### Modelado termodinámico

El modelado termodinámico se basa en la ley de conservación de la masa y en la primera y segunda ley de la termodinámica. La termodinámica predice las salidas de un sistema sin entrar

en detalle en el entorno en el que se desarrolla el proceso. Además, predice los puntos de operación del sistema que llevan al mejor desempeño para lograr las características, en este caso del gas de síntesis, deseadas.

Existen dos tipos de modelo de equilibrio:

- Estequiométricos
- No estequiométricos

Para los modelos estequiométricos es necesaria detallada información acerca de las reacciones químicas y las especies involucradas. Los no estequiométricos, por otra parte, se basan en la minimización de la energía libre de Gibbs.

Generalmente, los datos imprescindibles para un modelado termodinámico son la composición elemental de la materia prima y el análisis de las cantidades de humedad, cenizas, etc. Además, se requieren las entalpías estándar de formación de la materia prima y sus poderes caloríficos mínimo y superior. También son necesarias las entalpías y entropías en función de la temperatura para todas las sustancias involucradas en las diferentes etapas de la gasificación.

Para la aplicación de los modelos termodinámicos las ecuaciones que se utilizan son un balance elemental de masa de las especies involucradas y un balance para la conservación de la masa, en el cual se deben incluir las cenizas. Además, se plantea un balance para la conservación de la energía, según la primera ley de la termodinámica y condiciones de equilibrio, las cuales comprenden constantes de equilibrio en función de la temperatura o en función de la energía libre de Gibbs (la cual es función de la temperatura).

Dichos modelos son capaces de predecir: la composición del gas, la proporción entre materia prima y agente oxidante óptima. Predicen también los efectos producidos sobre la composición final del gas debidos a variaciones en condiciones de operación. Además, permiten estimar la eficiencia en la conversión de la gasificación al variar los parámetros antes mencionados, logrando así obtener las condiciones óptimas de operación.

Prácticamente es imposible alcanzar el equilibrio termodinámico dentro del reactor. Es por ello que dichos modelos son una herramienta que permite calcular el máximo rendimiento que puede ser alcanzado. Las limitaciones suelen ser cinéticas, ya que, al tratarse de reacciones heterogéneas, la transferencia de masa puede intervenir en el tiempo en que tarda en alcanzarse el equilibrio. Esto se debe a que los tiempos de residencia son menores que los tiempos requeridos para llegar al equilibrio. Los cálculos del modelo son independientes del diseño del gasificador, por lo que es útil para estudiar la influencia de la biomasa y los parámetros del proceso en la composición del gas final.

Existen modelos denominados quasi-termodinámicos, los cuales tienen en cuenta las desviaciones del equilibrio. Por lo tanto, los resultados que predicen son más exactos que los termodinámicos.

## Modelado cinético

Dado que el tiempo de residencia en el reactor no es infinito como para alcanzar el equilibrio, un modelo cinético es más adecuado que uno termodinámico para realizar predicciones

significativas. En este tipo de modelos se considera el progreso de la reacción a lo largo del reactor, el cual depende de la geometría de este y del tipo de flujo. Particularmente, para reactores de tipo fase densa las etapas de gasificación se encuentran diferenciadas dentro del reactor, siendo la etapa más lenta la de reducción de char, por lo tanto, la determinante de la velocidad de reacción como ya se ha mencionado.

El modelado de todas las etapas de la gasificación es una tarea compleja, ya que a lo largo del reactor se modifica la composición, estructura, y reactividad del char y de los gases, además de que ocurren simultáneamente múltiples reacciones. Existen ciertas limitaciones para este tipo de modelos, como lo son encontrar parámetros cinéticos y termodinámicos que puedan aplicarse a amplios rangos de temperaturas.

Dentro de los modelos cinéticos existen diferentes tipos:

- **Modelos cero-dimensionales**  
Consideran la totalidad de la gasificación en un único volumen de control. Se aplican los balances de conservación de masa y energía y las ecuaciones de equilibrio termodinámico con la finalidad de determinar la composición y temperaturas finales en el gasificador. Generalmente, sólo se modelan las etapas de oxidación y reducción que se resuelven en equilibrio, ignorándose las etapas de secado y pirólisis. Estos modelos son buenos para una rápida estimación del gas de síntesis que se obtiene como producto y ajustan correctamente cuando las reacciones son rápidas y pueden suponerse en equilibrio para el tiempo de residencia que se considere.
- **Modelos unidimensionales**  
En los gasificadores de fase densa este se puede dividir en diferentes regiones. Para cada región es posible definir un volumen de control y modelar para cada uno la etapa que ocurre: secado, pirólisis, oxidación y reducción. Cada etapa dependerá de la temperatura, composición de los gases y el sólido en el volumen de control. El flujo a lo largo del gasificador es unidimensional y modelado teniendo en cuenta las caídas de presión en cada zona.
- **Modelos multidimensionales**  
Este tipo de modelos resuelven las variaciones espaciales de temperatura, presión y composición teniendo en cuenta el tipo de flujo para sólidos y gases. Se utilizan las respectivas ecuaciones de momento para fluido y sólido y otras ecuaciones constitutivas propias de la termodinámica y de la cinética.

Los modelos más apropiados y comúnmente utilizados para representar básicamente las etapas de la gasificación son los unidimensionales. Los modelos multidimensionales requieren grandes esfuerzos computacionales y largos tiempos para llevarlos a cabo, mientras que los cero-dimensionales son muy simples y se basan en el equilibrio termodinámico para sus predicciones. Estos últimos, consideran tiempos de residencia infinitamente largos, suficientes para alcanzar el equilibrio, lo cual no es siempre cierto.

## Desarrollo del modelo

---

Luego del análisis de los modelos termodinámicos y cinéticos se llega a la conclusión de que, para las necesidades del presente trabajo, es conveniente el planteo de un modelo cinético. Posteriormente, dicho modelo se utilizará para el diseño del reactor, por lo cual es importante tener en cuenta el tiempo en el que los compuestos van a permanecer en el mismo. Dicho tiempo será menor al tiempo que se requiera para alcanzar el equilibrio termodinámico.

Luego de analizar varios modelos cinéticos para describir la gasificación, la decisión es usar una combinación entre varios de ellos. Para modelar la gasificación se utilizará el modelo de D. L. Giltrap et al. (Giltrap, McKibbin, & Barnes, 2003) con ciertas modificaciones. Dicho modelo se basa en la zona de reducción, que es la última etapa y la determinante de la velocidad del proceso de gasificación.

### Suposiciones

- Todo el oxígeno del agente gasificante que ingresa al gasificador se convierte en  $CO_2$  y los productos de la pirólisis se encuentran completamente craqueados.
- No considera todos los productos de la etapa de pirólisis, los cuales harían del análisis una cuestión muy compleja.
- El char se encuentra presente a lo largo de toda la zona de reducción y está siempre en exceso. Es por ello que se analizan las variaciones en las concentraciones de  $CO_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$ ,  $H_2O$ ,  $H_2$  y  $N_2$ .
- Las reacciones que considera el modelo son las siguientes:  
Reacción 1:  $C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$   
Reacción 2:  $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$   
Reacción 3:  $C + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4$   
Reacción 4:  $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3 H_2$
- El  $N_2$  no participa en ninguna de las reacciones consideradas, solo provoca que el gas producto sea más diluido.
- No se considera en el modelo la reacción denominada comúnmente como “water shift reaction” ( $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ ) debido a que análisis de sensibilidad indican que el modelo no es sensible a la constante de velocidad aparente dentro del rango de relaciones de humedad-biomasa analizado (Wang & Kinoshita, 1992).
- El comportamiento de los gases se asume ideal, lo cual no es erróneo dado que se tratan de gases que se encuentran a altas temperaturas y presiones relativamente bajas. El modelo de gas ideal deja de ser válido a bajas temperaturas y/o altas presiones, ya que las fuerzas intermoleculares se ven acrecentadas y el espacio entre las moléculas es menor.
- Se considera un reactor cilíndrico de área transversal y constante A, en el cual se desprecian las variaciones radiales a lo largo de la sección (gráfico 2-1).

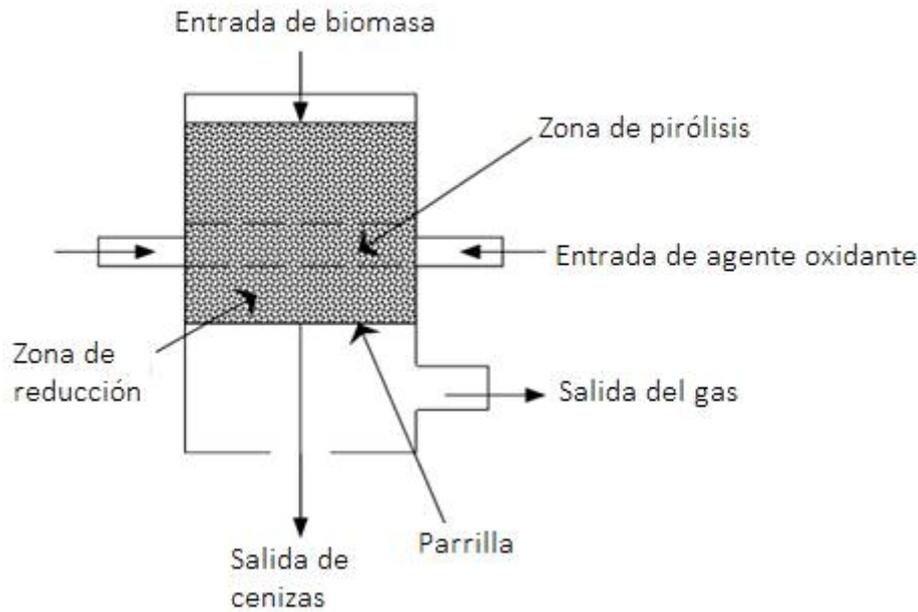


Gráfico 2 - 1. Esquema de gasificador downdraft.

## Ecuaciones del modelo

Si se toma una longitud  $\Delta z$  del reactor, para cada una de las especies, el cambio en el flujo molar de la especie  $x^1$  en  $\Delta z$  debe ser igual a la velocidad neta de producción dentro de dicha longitud de control. Se puede escribir el balance expresado en la ecuación 2-1 para cada una de las seis especies involucradas.

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

Ecuación 2 - 1

Reacomodando el balance y tomando el límite cuando  $\Delta z \rightarrow 0$  se llega a la ecuación 2-2.

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

Ecuación 2 - 2

De manera similar, la variación de energía en la longitud de control  $\Delta z$  debe ser igual a la energía liberada o consumida por las reacciones. El balance de energía se representa por la ecuación 2-3.

$$v_{z+\Delta z} A \left( \sum_x n_x c_x T \right)_{z+\Delta z} - v_z A \left( \sum_x n_x c_x T \right)_z = - \sum_i r_i \Delta H_i \Delta z - \Delta(PAv)$$

Ecuación 2 - 3

<sup>1</sup> Las especies se denotarán con el subíndice "x", mientras que el subíndice "i" se empleará para referirse a las reacciones.

Dividiendo por  $A\Delta z$  y tomando el límite cuando  $\Delta z \rightarrow 0$  se llega a la ecuación 2-4.

$$\frac{d(v \sum_x n_x c_x T)}{dz} = - \sum_i r_i \Delta H_i - \frac{d(Pv)}{dz}$$

Ecuación 2 - 4

Reacomodando se obtiene la ecuación 2-5.

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

Ecuación 2 - 5

Para obtener el gradiente de presión, el cual se relaciona con la velocidad superficial del fluido y las propiedades de las partículas, se emplea la fórmula empírica de Ergun (1952) (ecuación 2-6).

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

Ecuación 2 - 6

Para la variación de velocidad a lo largo del lecho se llega a la expresión de la ecuación 2-7 aplicando la ley de los gases ideales.

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

Ecuación 2 - 7

Para la resolución del modelo se requiere definir las variables y expresiones involucradas.

Las velocidades de reacción necesarias para la resolución de las ecuaciones son tomadas del modelo de Ahmed Salem et al. (Salem & Paul, 2017), el cual se basa en el modelo de D. L. Giltrap. Dichas expresiones se encuentran en la tabla 2-1, en las que  $y_x$  representa la fracción molar para cada especie.

Los parámetros cinéticos para las velocidades de reacción se toman del modelo de Y. Wang y C. M. Kinoshita (tabla 2-3) con una consideración adicional. Al factor preexponencial, se lo multiplica por un factor denominado "Char Reactivity Factor" (CRF). Este factor incorpora el tamaño de la partícula y el número de sitios activos, los cuales afectan la reactividad del char.

Tabla 2 - 1. Velocidades de reacción para la etapa de reducción.

	Velocidad de reacción (mol m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> )
<b>Reacción 1</b> $C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$	$r_1 = A_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) \left(y_{CO_2} - \frac{y_{CO}^2}{Keq_1}\right)$
<b>Reacción 2</b> $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	$r_2 = A_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) \left(y_{H_2O} - \frac{y_{CO} y_{H_2}}{Keq_2}\right)$
<b>Reacción 3</b> $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	$r_3 = A_3 \exp\left(-\frac{E_3}{RT}\right) \left(y_{H_2}^2 - \frac{y_{CH_4}}{Keq_3}\right)$
<b>Reacción 4</b> $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3 H_2$	$r_4 = A_4 \exp\left(-\frac{E_4}{RT}\right) \left(y_{CH_4} y_{H_2O} - \frac{y_{CO} y_{H_2}^3}{Keq_4}\right)$

B. V. Babu y Pratik N. Sheth (Babu & Sheth, 2005) realizan un análisis del efecto del parámetro CRF en la zona de reducción de un gasificador del tipo downdraft. En dicho artículo se analiza el efecto de este parámetro tanto en la temperatura como en la composición resultante del gas de síntesis. Dado que el análisis se realiza considerando que el agente gasificante es aire y el seleccionado para el presente trabajo es oxígeno se tomará la conclusión que se llega del análisis de la temperatura. Esta última, sin embargo, también presentará variaciones con respecto al caso en el que se emplea aire. Para el análisis, en la publicación, además de emplear valores de CRF constantes, se utilizan variaciones lineales y exponenciales para dicho factor, comparando los resultados con valores obtenidos experimentalmente y por medio de simulación por T.H. Jayah et al. (Jayah, Aye, J., & Stewart, 2003). Cuando se calcula la desviación estándar de los datos experimentales se obtienen los resultados presentes en la tabla 2-2. Por simplicidad se utilizará un valor de CRF constante de 100 en la zona de reducción y no una variación exponencial, ya que se observa que es el valor constante que menor desviación estándar presenta con respecto a los datos experimentales para un gasificador escala laboratorio.

A partir de dichas velocidades de reacción  $r_i$  es posible expresar la velocidad neta de producción para cada especie considerada. Dichas expresiones se listan en la tabla 2-4.

Tabla 2 - 2. Desviación estándar de la temperatura con respecto a la experimental según el modelo adoptado. (Babu & Sheth, 2005)

	CRF=1	CRF=10	CRF=100	CRF=1000	Variación lineal de CRF	Variación exponencial de CRF	Modelo de Jayah
<b>Desviación estándar</b>	0.346302	0.226614	0.145176	0.224383	0.224245	0.091151	0.147922

Tabla 2 - 3. Parámetros cinéticos del modelo de Y. Wang y C. M. Kinoshita.

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

Tabla 2 - 4. Velocidades netas para cada especie en la etapa de reducción.

Especie	Rx (mol m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> )
N <sub>2</sub>	0
CO <sub>2</sub>	-r <sub>1</sub>
CO	2r <sub>1</sub> +r <sub>2</sub> +r <sub>4</sub>
CH <sub>4</sub>	r <sub>3</sub> -r <sub>4</sub>
H <sub>2</sub> O	-r <sub>2</sub> -r <sub>4</sub>
H <sub>2</sub>	r <sub>2</sub> -2r <sub>3</sub> +3r <sub>4</sub>
Número total de moléculas de gas	r <sub>1</sub> +r <sub>2</sub> -r <sub>3</sub> +2r <sub>4</sub>

Los  $c_x$  son las capacidades caloríficas de las especies que son función de la temperatura los cuales se obtienen de bibliografía (Smith, Ness, & Abbott, 1996). Para las ecuaciones también son necesarias las entalpías de cada una de las reacciones, las cuales se obtienen a partir de las entalpías de formación de los productos y reactivos (Malcom W. Chase, 1998). Las constantes de equilibrio  $K_i$ , las cuales son parámetros termodinámicos, se obtienen por medio de la ecuación de Van't Hoff (Ecuación 2-8).

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{\Delta H^0}{RT^2}$$

Ecuación 2 - 8

Las condiciones para su integración son la constante de equilibrio para una determinada temperatura  $T_0$ , se llega a la expresión (Ecuación 2-9)<sup>2</sup>.

$$\ln\left(\frac{K}{K_0}\right) = \frac{\Delta H^0}{R}\left(\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T}\right)$$

Ecuación 2 - 9

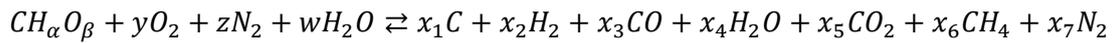
También son necesarias la viscosidad y densidad del gas de síntesis, que son  $4.5 \times 10^{-5}$  Pa.s y  $0.175$  kg/m<sup>3</sup> respectivamente<sup>3</sup>.

Para la porosidad del lecho se consideró un  $\epsilon=0.5$ .

Finalmente, se obtiene un sistema de nueve ecuaciones diferenciales para el cual se requieren nueve condiciones iniciales. Dado que el modelo se basa en la zona de reducción, las condiciones de entrada a dicha zona serán las condiciones iniciales del modelo. Para la obtención de dichas condiciones iniciales, con la finalidad de la resolución de las ecuaciones, nos basaremos en los balances de masa que plantean Y. Wang y C. M. Kinoshita. Se plantea una ecuación general para la gasificación de biomasa (reacción 2-11).

<sup>2</sup> En Anexo: Ajuste de las constantes de equilibrio se puede observar el ajuste de estas en comparación con los datos experimentales.

<sup>3</sup> En Anexo: Obtención de densidad y viscosidad se detalla el procedimiento seguido para la obtención de dichas propiedades.



**Reacción 2 - 11. Ecuación general para la gasificación de biomasa.**

La biomasa se representa por la fórmula  $CH_{\alpha}O_{\beta}$ , para este caso  $\alpha=1.4$  y  $\beta=0.62$ . Los  $x_i$ ,  $y$ ,  $z$  y  $w$  representan la cantidad de moles por cada mol de biomasa. Los balances que se plantean para obtener las condiciones a la entrada de la zona de reducción se encuentran en la tabla 2-5.

**Tabla 2 - 5. Balances de masa para obtener condiciones iniciales.**

$H_2$	$x_{2,0} = 0$
$CO$	$x_{3,0} = 0$
$N_2$	$x_{7,0} = z$
<i>Carbono</i>	$x_{1,0} + x_{5,0} + x_{6,0} = 1$
<i>Hidrógeno</i>	$2x_{4,0} + 4x_{6,0} = \alpha + 2w$
<i>Oxígeno</i>	$x_{4,0} + 2x_{5,0} = 2y + \beta + w$
<i>Relación adicional<sup>4</sup></i>	$x_{4,0} = \lambda x_{5,0} + w$

El valor “w” es la cantidad de moles de agua que ingresan en la biomasa por cada mol de la misma. El porcentaje de humedad de la biomasa es igual a 12.69% por lo que w resulta 0.2.

El valor de “y” y de “z” dependen de la cantidad de agente gasificante que ingrese al reactor. Dicha cantidad se determina a partir del valor del ER.

La relación de equivalencia “ER” (‘Equivalence Ratio’) es un parámetro importante en el diseño de gasificadores. Se define de acuerdo a la ecuación 2-11 que es equivalente a la ecuación 2-10.

$$ER = \frac{\text{Relación aire/biomasa}}{\text{Relación aire/biomasa estequeométrica}}$$

**Ecuación 2 - 10**

$$ER = \frac{\text{Relación } \frac{\text{oxígeno}}{\text{biomasa}}}{\text{Relación } \frac{\text{oxígeno}}{\text{biomasa}} \text{ estequeométrica}}$$

**Ecuación 2 - 11**

Si  $ER < 1.0$  se da la gasificación, pero si  $ER > 1.0$  se da la combustión.

El ER controla el desempeño del gasificador. Por ejemplo, la pirólisis se lleva a cabo en ausencia de aire, es decir, que el  $ER = 0$ ; para la gasificación de biomasa, el ER varía entre 0.2 y 0.3 (Basu, 2013).

Los gasificadores tipo downdraft brindan el mayor rendimiento para  $ER=0.25$ . Con un valor mayor de ER, algunos gases combustionan incrementando la temperatura del gasificador. Un valor más bajo de ER eleva la producción de tar, puede producir gasificación incompleta y un

<sup>4</sup>  $\lambda$  es la relación de formación vapor de agua: dióxido de carbono, la cual se considera igual a 1, asumiendo que la misma cantidad de dióxido de carbono y vapor de agua (además de la humedad w, proveniente del agente gasificante) se producen en la zona de pirólisis.

bajo poder calorífico del gas producido (Reed, 1998). Por otro lado, para valores mayores a 0.4 se obtiene una excesiva formación de productos pertenecientes a la combustión completa como CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O a expensas de los productos deseados.

Por lo tanto, se calcula la cantidad de oxígeno estequiométrico requerida y se emplea la relación antes mencionada para obtener la cantidad de moles oxígeno por mol de biomasa que ingresan al reactor. A partir de dichos cálculos se obtienen las concentraciones a la entrada de la zona de reducción, las cuales son condiciones iniciales para la resolución de las ecuaciones diferenciales<sup>5</sup>.

También son necesarias condiciones de temperatura, presión y velocidad de entrada a la zona de reducción. Dichas condiciones, junto con la cantidad de agente oxidante que ingrese al reactor, se variarán para realizar un estudio de sensibilidad del modelo con respecto a los mencionados parámetros.

Al resolver los balances para un conjunto de condiciones iniciales fijadas se observa que el modelo de la manera que se encuentra sobreestima la cantidad de metano producida y los valores se encuentran lejos de los esperados según bibliografía para un gasificador tipo downdraft con oxígeno como agente gasificante (tabla 2-6). Como el modelo está realizado considerando aire como agente gasificante, para adaptarlo a nuestras necesidades, se multiplican las expresiones de R<sub>x</sub>, (tabla 2-4) por un factor FM al que se le asigna un valor de 20. Dicho valor se obtuvo por medio de un proceso de prueba y error hasta alcanzar resultados coincidentes con los de bibliografía para el agente gasificante utilizado.

Tabla 2 - 6. Composición del gas de salida para la combinación gasificador-agente oxidante seleccionada. (Basu, 2013) pág. 44

Tipo de reactor-agente gasificante	Composición del gas (%v/v seco)				
	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>
<b>Downdraft- oxígeno</b>	32	48	15	2	3

## Análisis

A continuación, se analizará cómo afectan variaciones de los parámetros antes mencionados a la entrada de la zona de reducción en la composición de los productos a la salida del gasificador. Los productos de interés son el hidrógeno, el metano y el monóxido de carbono. El poder calorífico mínimo de estos compuestos se observa en la tabla 2-7. Los demás compuestos diluyen el gas a la salida ya que no son combustibles. El objetivo, entonces, es maximizar la producción de los gases de interés para obtener la mayor potencia posible en el gas de salida cuando sea empleado en la generación de energía.

<sup>5</sup> Ver Anexo: Cálculos adicionales

Tabla 2 - 7. Poder calorífico de componentes del gas de síntesis.

	Hidrógeno	Metano	Monóxido de Carbono
<b>Poder calorífico [MJ/kg]</b>	128.18	53.47	10.79

Las variaciones se realizan modificando un solo parámetro de interés y dejando los demás constantes. El caso básico del cual se parte es un gasificador que opera a 2.5 atm de presión, una relación de oxígeno respecto del estequiométrico para combustión del 25%, una temperatura de entrada a la zona de reducción de 1200 K, un área transversal de 1.77 m<sup>2</sup> y un largo de 4.5 m.

## Variación de la composición de salida con la temperatura de entrada a la zona de reducción

La temperatura tiene un fuerte impacto sobre las constantes presentes en las expresiones para las velocidades de reacción, las constantes cinéticas y de equilibrio. Con respecto a las constantes cinéticas, al aumentar la temperatura, aumentan de manera exponencial<sup>6</sup>, lo cual se refleja en reacciones más rápidas, es decir que alcanzan una determinada conversión en menor tiempo. Al tratarse de reactores continuos que operan en estado estacionario, en vez de hablar de tiempos es conveniente hablar del volumen del reactor. Si una reacción es más rápida, requerirá un menor volumen de reactor para llegar a una conversión dada.

El otro factor a tener en cuenta es el efecto de la temperatura sobre las constantes de equilibrio de las reacciones. Con respecto a las constantes para las reacciones 1,2 y 4, dentro del rango de temperatura empleado (800 a 1200K), aumentan al aumentar la temperatura, mientras que la constante para la reacción 3 no se ve afectada con la temperatura en el rango analizado<sup>7</sup>. Dicho aumento impacta en las velocidades de reacción (tabla 2-1), al hacerse más pequeño el término que se resta, la velocidad de reacción aumenta.

Entonces, el aumento de la temperatura hace que se aumente la velocidad por dos contribuciones, una mayoritaria que es la cinética, y, en menor medida, por la contribución termodinámica. Una variación en la constante de equilibrio se ve reflejada en un desplazamiento de las condiciones de equilibrio. Particularmente, si la constante de equilibrio aumenta, el equilibrio se ve desplazado hacia los productos de la reacción, por lo tanto, se espera que las cantidades de productos en el equilibrio sean mayores.

Se puede observar que un aumento en la temperatura de ingreso a la zona de reducción favorece la producción de gas y la potencia que genera dicho gas debido a que aumentan las cantidades de monóxido de carbono e hidrógeno, los principales componentes del gas de síntesis (gráficos 2-2 y 2-3). A su vez, disminuyen las de dióxido de carbono y char, los cuales son subproductos del proceso. Dicha observación se debe al desplazamiento del equilibrio hacia productos a causa del aumento en la temperatura. En el conjunto de reacciones cuyos

<sup>6</sup> Ver gráficos de  $k_i$  vs T en Anexo: Constantes cinéticas

<sup>7</sup> Se puede observar en Anexo: Ajuste de las constantes de equilibrio

equilibrios se encuentran desplazados hacia los productos de reacción podemos mencionar como reactivos al char, dióxido de carbono, metano y agua, y como productos se obtienen monóxido de carbono e hidrógeno. La temperatura no se puede aumentar infinitamente ya que existen limitaciones dadas por la resistencia térmica de los materiales de construcción.

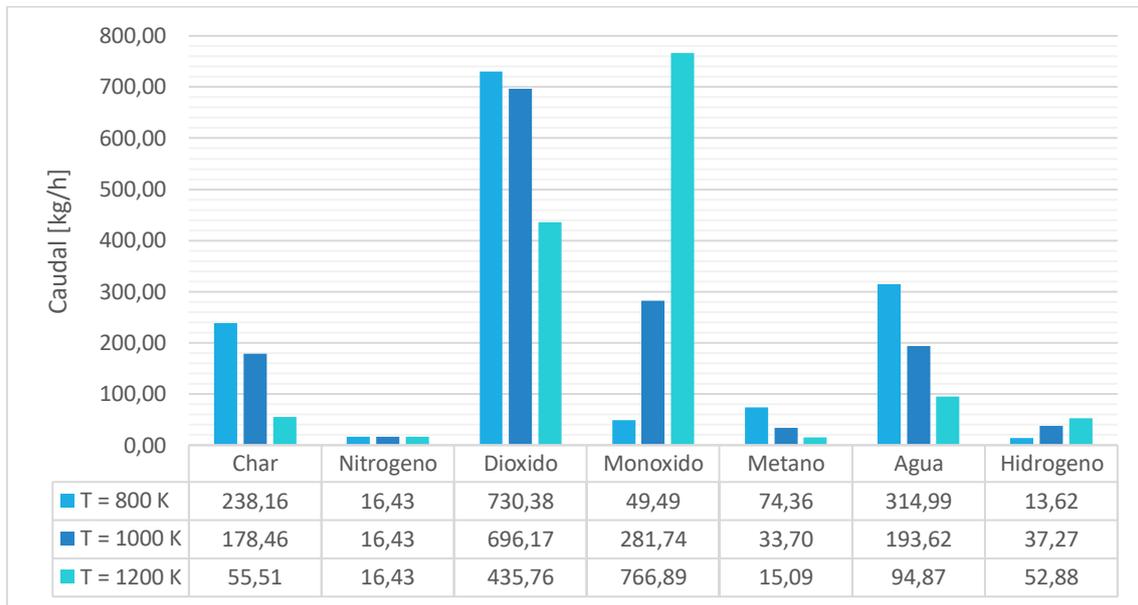


Gráfico 2 - 2. Caudales máxicos a la salida del gasificador ante cambio en la temperatura de entrada.

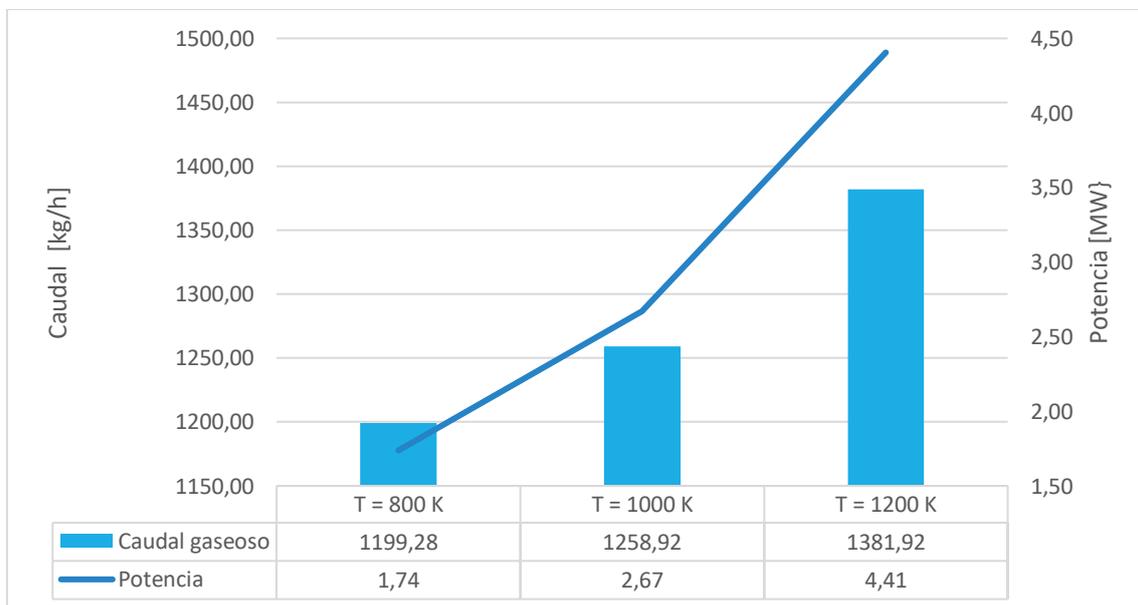
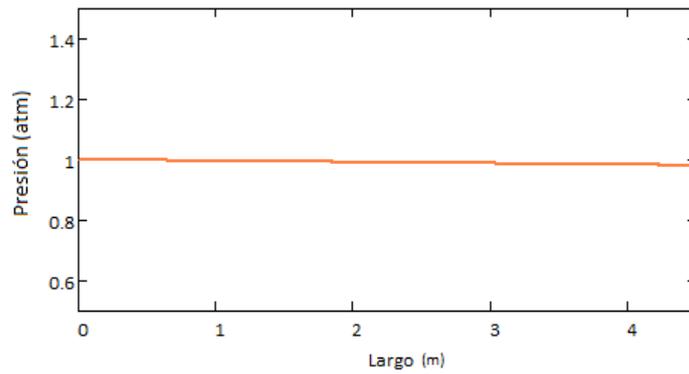


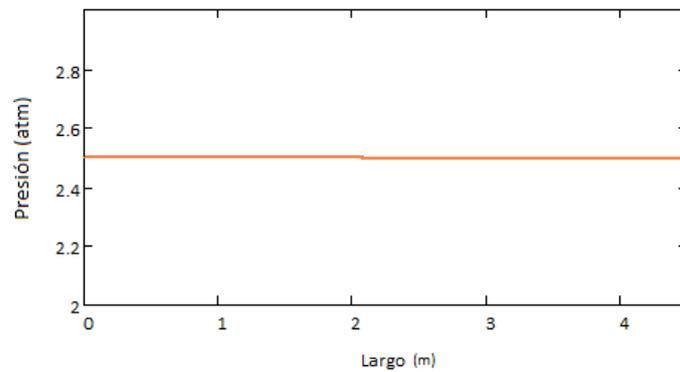
Gráfico 2 - 3. Potencia bruta y caudal gaseoso generado ante cambios en la temperatura inicial.

## Variación de la composición de salida con la presión de entrada

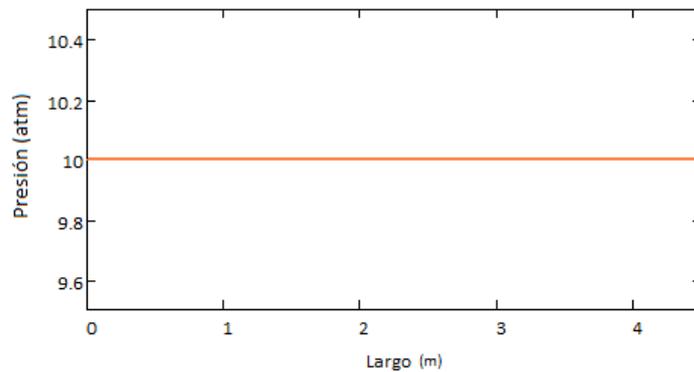
De la resolución del modelo para diferentes presiones de ingreso a la zona de reducción se obtienen los perfiles que se encuentran en los gráficos 2-4, 2-5 y 2-6. Se observa que independientemente de la presión de entrada al gasificador la caída de presión dentro de este puede considerarse nula.



**Gráfico 2 - 4. Perfil de presión a lo largo del gasificador para P inicial 1 atm.**



**Gráfico 2 - 5. Perfil de presión a lo largo del gasificador para P inicial 2.5 atm.**



**Gráfico 2 - 6. Perfil de presión a lo largo del gasificador para P inicial 10 atm.**

En los gráficos 2-7 y 2-8 puede observarse que la producción de gas, su composición y su potencia son prácticamente constantes. A una menor presión se observa una leve mejoría en la potencia calculada. Si se observan las ecuaciones diferenciales del modelo, la presión no tiene influencia directa sobre la variación de las concentraciones a lo largo del lecho (ecuación 2-2) pero si tiene una leve influencia en variación de temperatura y velocidad a lo largo del lecho (ecuaciones 2-5 y 2-7). La variación de la presión también se halla en los balances planteados para el modelo, pero como esta es prácticamente nula no tiene injerencia sobre los resultados.

Dado que el producto obtenido no se ve modificado por la presión, la mejor opción es trabajar a presión atmosférica. Trabajar a mayores presiones se corresponde con mayores costos

operativos y de construcción, dado que los reactores deben construirse con materiales más resistentes.

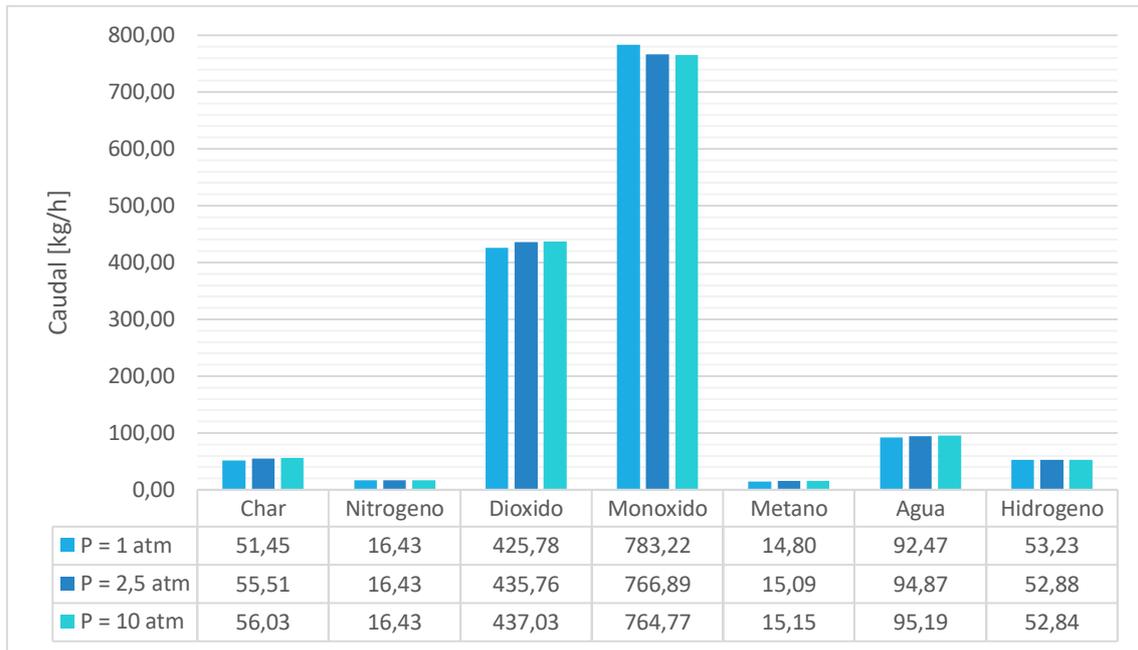


Gráfico 2 - 7. Caudales máxicos a la salida del gasificador ante cambio en la presión de entrada.

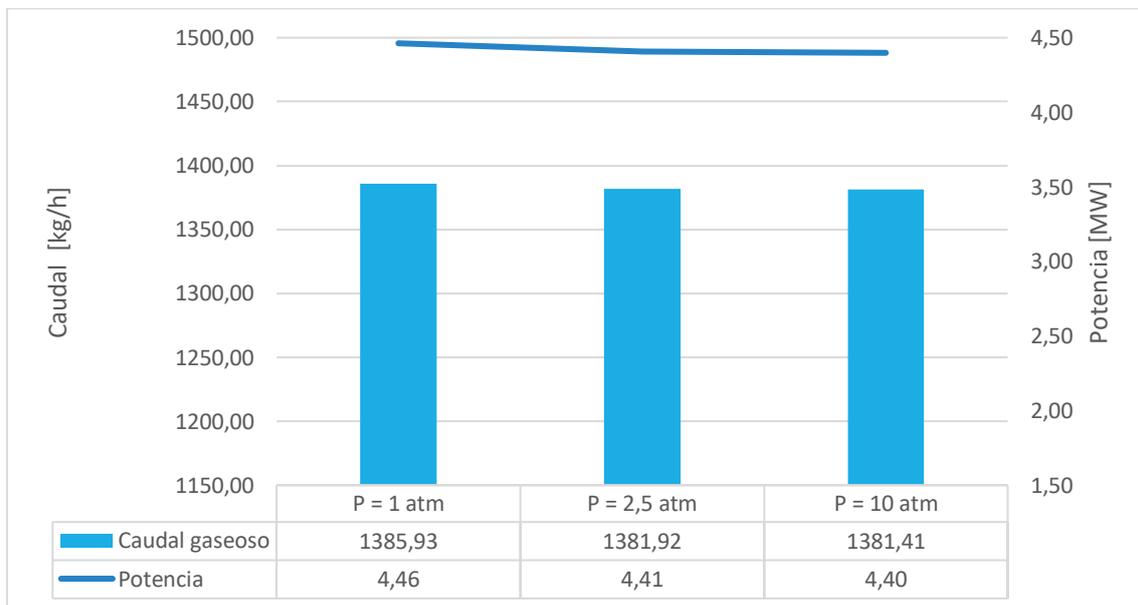


Gráfico 2 - 8. Potencia bruta y caudal gaseoso generado ante cambios en la presión inicial.

## Variación de la composición de salida con el la velocidad inicial

La velocidad inicial de la zona de reducción es una de las condiciones iniciales para la resolución del modelo. Manteniendo el caudal de biomasa alimentado se pueden obtener diferentes velocidades iniciales variando el área transversal del reactor considerada. En las ecuaciones del modelo la variación de velocidad influye en la variación de las concentraciones a lo largo del reactor (ecuación 2-2) y en la variación de temperatura a lo largo del reactor (ecuación 2-5). La

velocidad también influye en la caída de presión, pero ya se analizó que esta es despreciable. Si se analizan los perfiles de velocidad a lo largo del reactor presentan en los primeros metros una leve variación y luego se alcanza una velocidad que tiende a mantenerse constante a lo largo del lecho. Que dicha variación sea leve para diferentes áreas produce que el término convectivo en el balance de la variación de la concentración de las especies (ecuación 2-12) sea pequeño en todos los casos. Finalmente se obtiene que las variaciones de la velocidad inicial en la zona de reducción no afectan el desempeño del gasificador (gráficos 2-12 y 2-13).

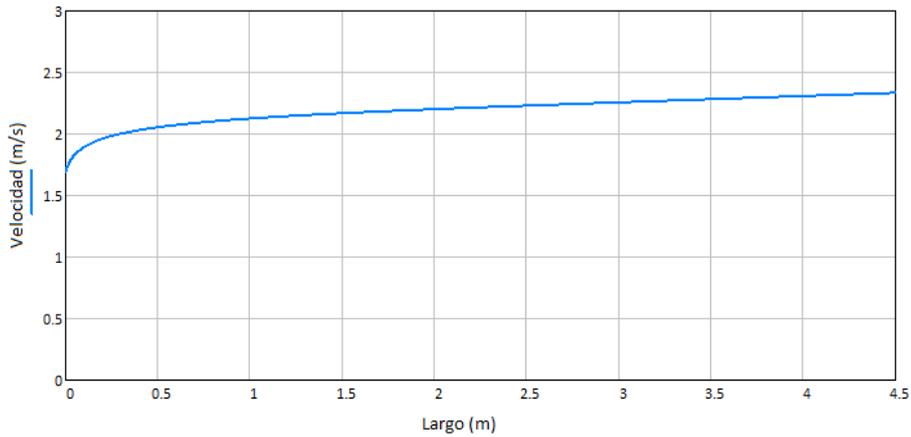


Gráfico 2 - 9. Perfil de velocidad para  $v_0=1.68$  m/s.

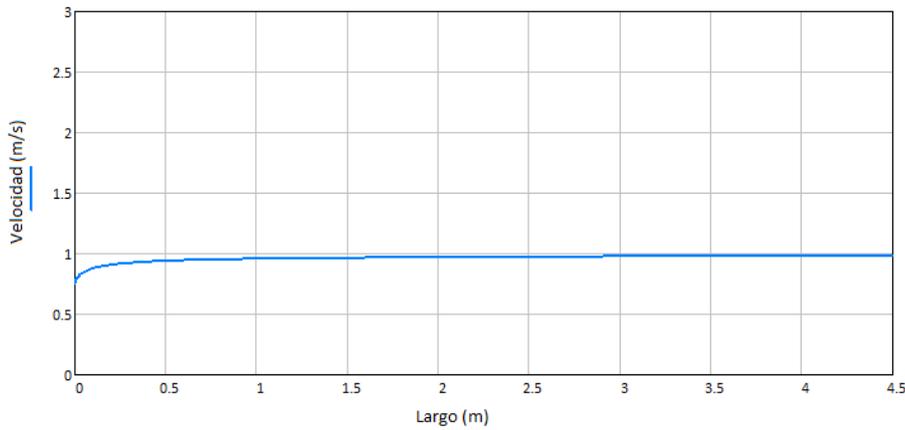


Gráfico 2 - 10. Perfil de velocidad para  $v_0=0.75$  m/s.

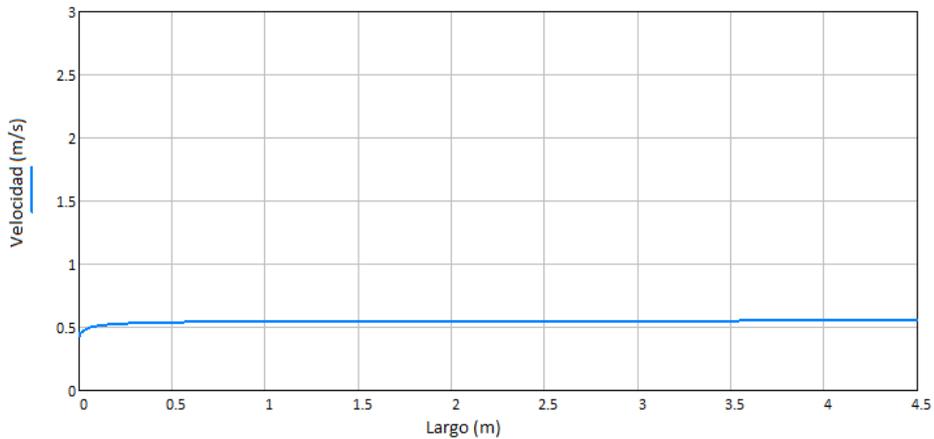
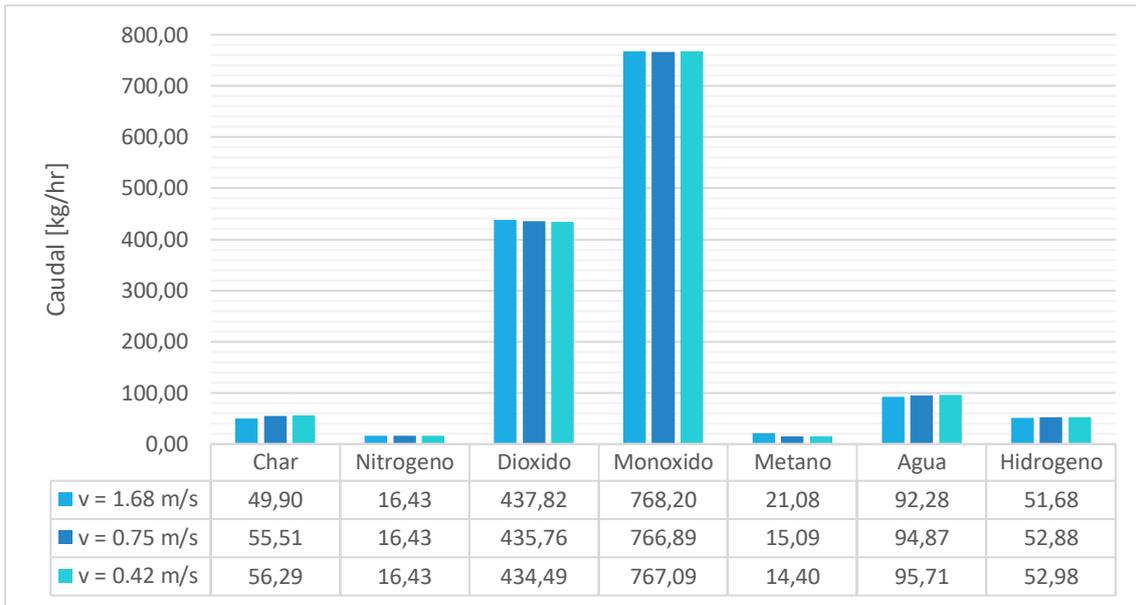
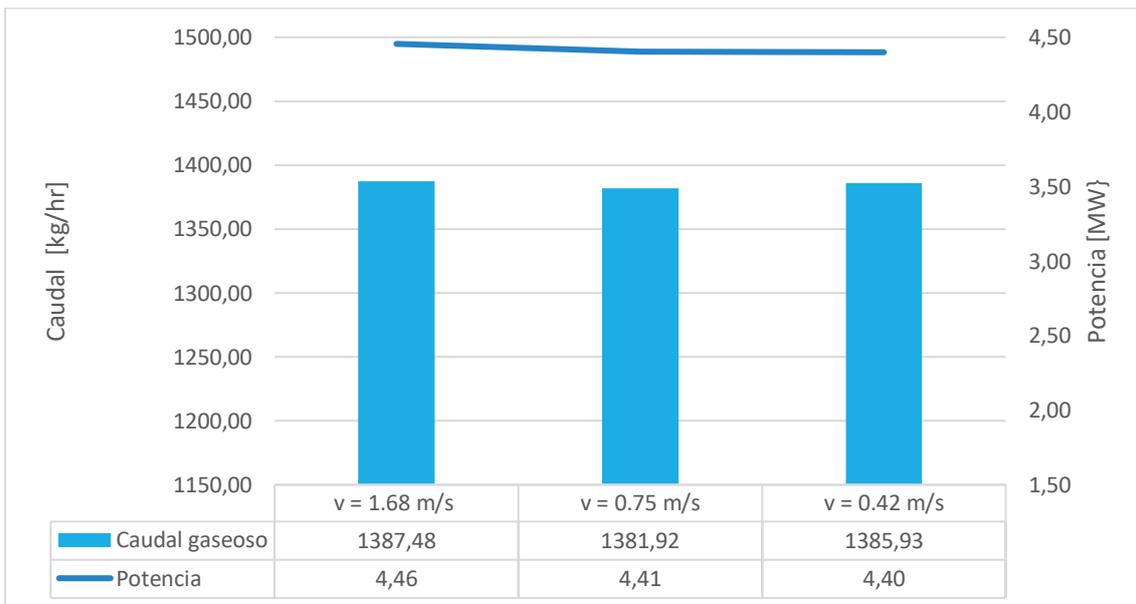


Gráfico 2 - 11. Perfil de velocidad para  $v_0=0.42$  m/s.



**Gráfico 2 - 12. Caudales máxicos a la salida del gasificador ante cambio en la velocidad inicial.**



**Gráfico 2 - 13. Potencia bruta y caudal gaseoso generado ante cambios en la velocidad inicial.**

## Variación de la composición de salida con respecto a la relación de equivalencia (ER)

Al aumentar el parámetro ER, aumenta la cantidad de oxígeno que se alimenta al reactor para que ocurra la etapa de oxidación. Esto modifica la cantidad de las especies que llegan a la zona de reducción que plantea el modelo. Al incorporar mayor cantidad de oxígeno se observa que aumenta la cantidad de dióxido de carbono y levemente la de agua, y que disminuye la cantidad de char, esto se debe a que se favorece que parte de la biomasa combustione completamente. Aumentar la cantidad de oxígeno, aumenta los costos de operación ya que el caudal de oxígeno que debe separarse del aire debe ser mayor. Además, con dicho valor de relación de equivalencia en la zona de oxidación las temperaturas se elevarían demasiado, lo cual no es

conveniente desde el punto de vista operacional. Según bibliografía el valor óptimo es de 0.25, para el cual se obtiene una menor producción, pero una potencia similar que puede entregar el gas con respecto al ER=0.3.

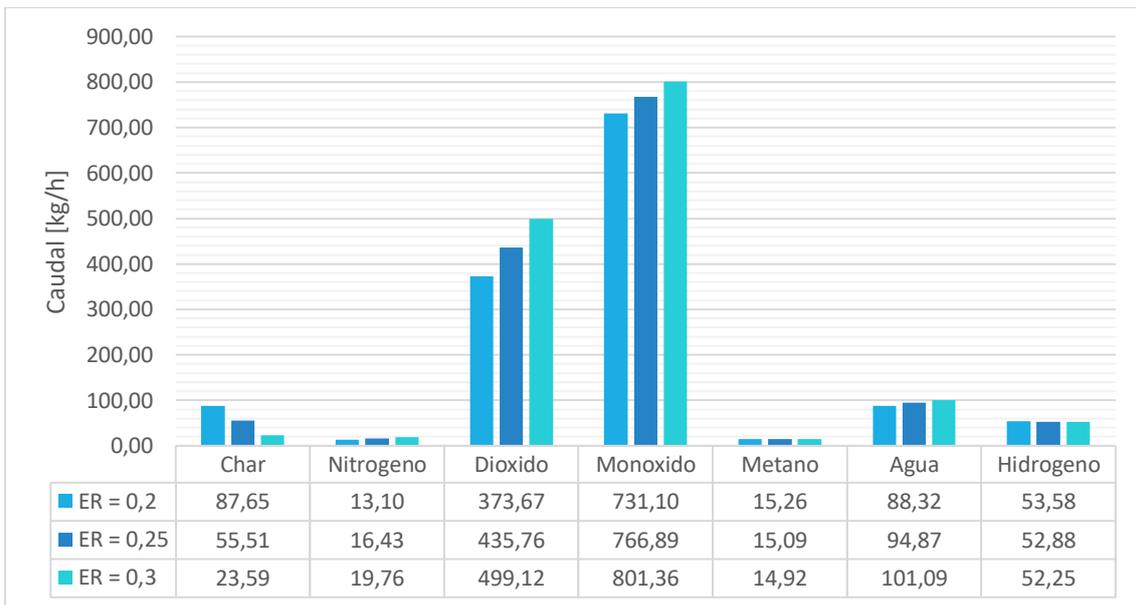


Gráfico 2 - 14. Caudales máxicos a la salida del gasificador ante cambio en el ER.

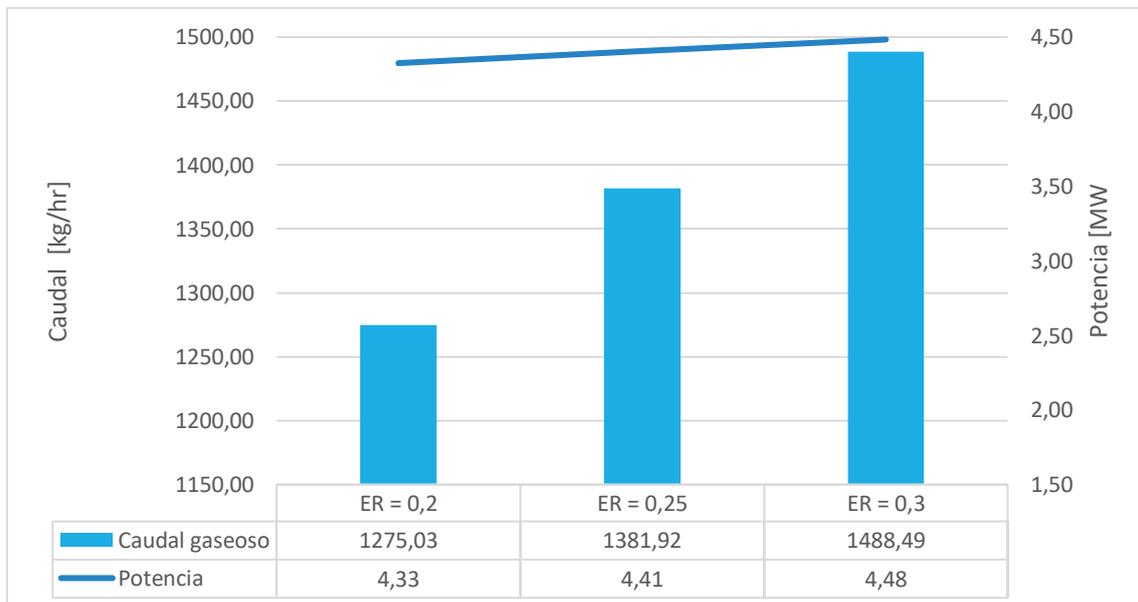


Gráfico 2 - 15. Potencia bruta y caudal gaseoso generado ante cambios en el ER.

## Conclusiones

Se consideraron dos factores para optimizar el modelo, uno es el CRF, propio del análisis realizado por D. L. Giltrap, que considera la reactividad del char y otro denominado FM que ajusta los resultados para el caso de la utilización de oxígeno como agente gasificante.

Finalmente, de los resultados obtenidos por el modelado:

- El aumento en la temperatura de entrada a la zona de reducción aumenta el rendimiento del gasificador.
- La variación de la presión de entrada en la zona de reducción no modifica el desempeño del gasificador.
- La variación en la velocidad de entrada en la zona de reducción no modifica el desempeño del gasificador.
- El aumento en la cantidad de agente gasificante alimentado al reactor mejora el rendimiento del gasificador.

Por lo tanto, las condiciones de operación óptimas:

- Temperatura: 1200K
- Presión: 1 atm
- ER: 0.25
- Velocidad inicial: 1.68 m/s

Los perfiles a lo largo del reactor para las condiciones mencionadas se observan en el gráfico 2-16.

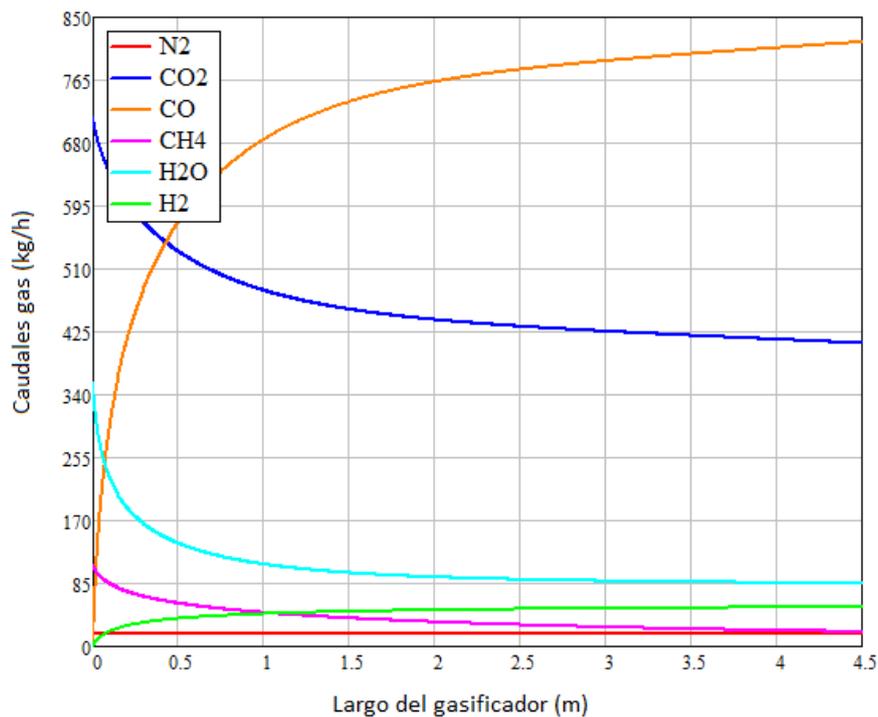


Gráfico 2 - 16. Perfil de caudales máxicos a lo largo del gasificador para los distintos gases.

# Anexo

## Nomenclatura

<b>A</b>	Factor de frecuencia para las reacciones ( $s^{-1}$ )
<b>Cx</b>	Capacidad calorífica molar de las especies ( $J mol^{-1} K^{-1}$ )
<b>Ea</b>	Energía de activación ( $(J mol^{-1} K^{-1})$ )
<b><math>\Delta H_i</math></b>	Entalpía de la reacción ( $KJ mol^{-1}$ )
<b>ki</b>	Constante de velocidad de reacción ( $s^{-1}$ )
<b>Ki</b>	Constante de equilibrio de reacción
<b>nx</b>	Concentración ( $mol m^{-3}$ )
<b>ri</b>	Velocidad de reacción ( $mol m^{-3} s^{-1}$ )
<b>Rx</b>	Velocidad de formación de las especies ( $mol m^{-3} s^{-1}$ )
<b>R</b>	Constante de los gases ( $J K^{-1} mol^{-1}$ )
<b>t</b>	Tiempo (s)
<b>T</b>	Temperatura (K)
<b>v</b>	Velocidad superficial ( $m s^{-1}$ )
<b>z</b>	Largo (m)
<b><math>\rho</math></b>	Densidad del fluido ( $kg m^{-3}$ )
<b><math>\mu</math></b>	Viscosidad del fluido (Pa s)
<b><math>\varepsilon</math></b>	Porosidad del lecho
<b>Dp</b>	Diámetro de partícula (m)
<b>FM</b>	Factor de ajuste
<b>ER</b>	Relación de equivalencia
<b>P</b>	Presión (atm)
<b>CMa</b>	Caudal Másico ( $kg s^{-1}$ )
<b>CMo</b>	Caudal Molar ( $mol s^{-1}$ )
<b>CV</b>	Caudal Volumétrico ( $m^3 s^{-1}$ )
<b>Pot</b>	Potencia (MW)

## Ajuste de las constantes de equilibrio

En los gráficos 2-17 a 2-20 puede observarse como se ajusta la expresión a los datos experimentales (Wagma, Kilpatrick, Taylor, Pitzer, & Rossini, 1945).

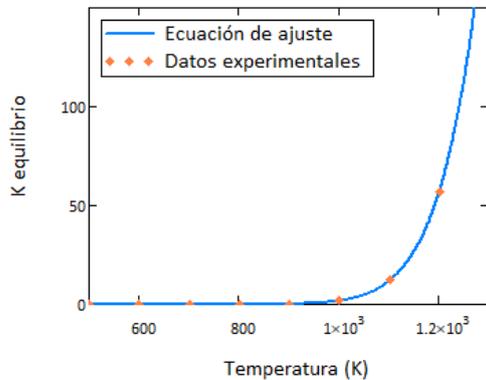


Gráfico 2 - 17. Variación de la constante de equilibrio de la reacción 1 con la temperatura

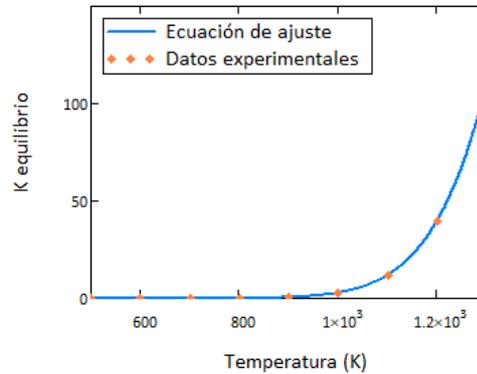


Gráfico 2 - 18. Variación de la constante de equilibrio de la reacción 2 con la temperatura

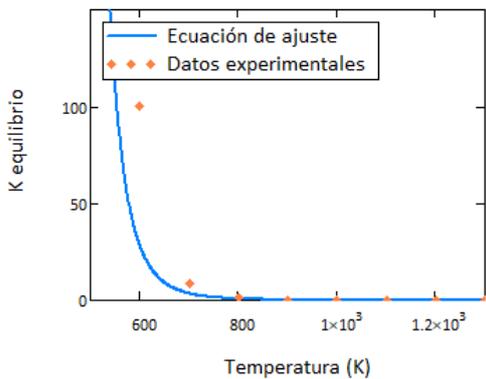


Gráfico 2 - 19. Variación de la constante de equilibrio de la reacción 3 con la temperatura

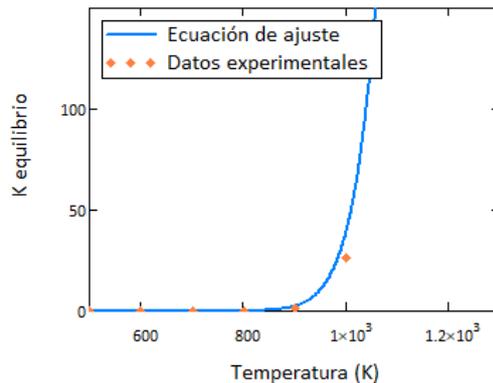


Gráfico 2 - 20. Variación de la constante de equilibrio de la reacción 4 con la temperatura

## Obtención de densidad y viscosidad

Como se tienen los datos del gráfico 2-21, los cuales no llegan a la temperatura de operación que se va a evaluar, y observando que a partir de los 500°C las curvas tienen una tendencia lineal, se estiman los parámetros. Para la obtención de dichos parámetros a una temperatura próxima a la deseada (aproximadamente 950°C), la viscosidad y la densidad se calculan con una aproximación lineal. Obteniéndose valores de  $4.5 \times 10^{-5}$  Pa.s y  $0.175$  kg/m<sup>3</sup> respectivamente.

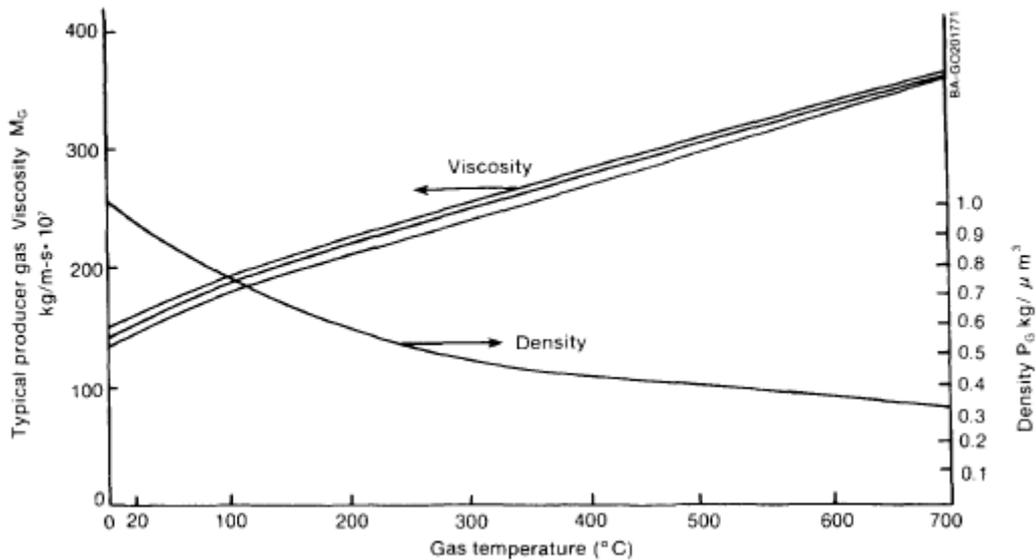
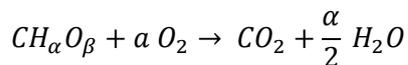


Gráfico 2 - 21. Variación de la viscosidad y densidad típicas para el gas de síntesis en función de la temperatura del gas

## Cálculos adicionales

- Cálculo cantidad estequiométrica de oxígeno para la combustión



$$\text{Moles Oxígeno esteq} = \frac{2 + \frac{\alpha}{2} - \beta}{2} = 1.04$$

Ecuación 2 - 12

- Cálculo cantidad utilizada de oxígeno.

$$\text{Moles Oxígeno utilizados} = \text{Moles Oxígeno esteq} * ER$$

Ecuación 2 - 13

Se supone que el oxígeno utilizado no es puro por lo que se asume que por cada mol de biomasa entrarán al reactor junto con el oxígeno 0.01 moles de nitrógeno.

Resolviendo los balances de la tabla 2-4 se obtiene el número de moles por cada mol de biomasa en la parte final de la zona de pirólisis. Para llevar estos valores a concentraciones se realiza lo siguiente:

- Se calcula el peso molecular de biomasa.

$$PM_{\text{Biomasa seca}} = PM_C + \alpha PM_H + \beta PM_O$$

Ecuación 2 - 14

- Se calcula el caudal molar de biomasa.

$$CMO_{Biomasa} = \frac{CMA_{Biomasa\ seca}}{PM_{Biomasa\ seca}} \left[ \frac{mol}{s} \right]$$

Ecuación 2 - 15

- Se calcula el caudal volumétrico total.

$$CVt \left[ \frac{m^3}{s} \right] = \sum_{i=1}^6 xi R \frac{T}{P}$$

Ecuación 2 - 16

- Se calculan las concentraciones de las especies involucradas

$$ni \left[ \frac{mol}{m^3} \right] = \frac{xi CMO_{Biomasa}}{CVt}$$

Ecuación 2 - 17

Dichas concentraciones son las condiciones iniciales para la resolución del modelo.

## Constantes cinéticas

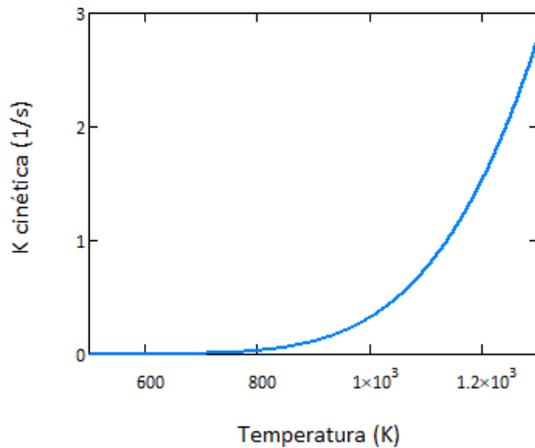


Gráfico 2 - 22. Variación de la constante de velocidad de la reacción 1 con la temperatura

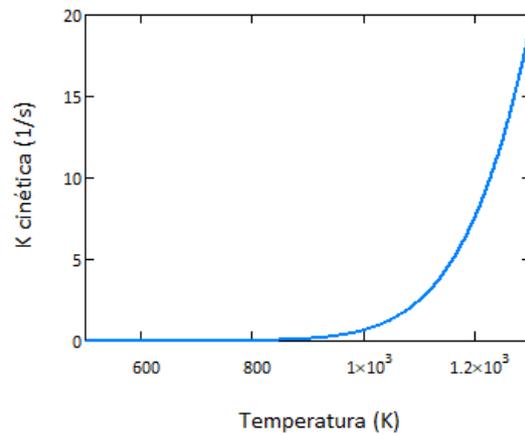


Gráfico 2 - 23. Variación de la constante de velocidad de la reacción 2 con la temperatura

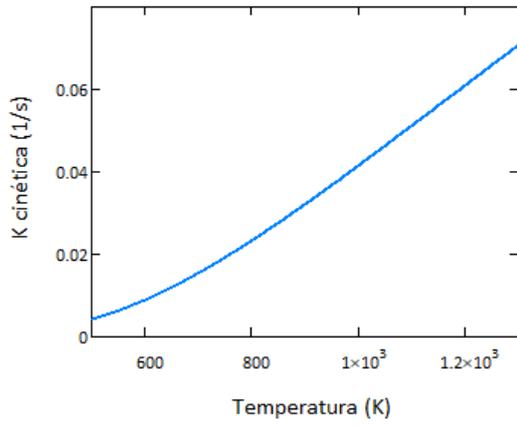


Gráfico 2 - 24. Variación de la constante de velocidad de la reacción 3 con la temperatura

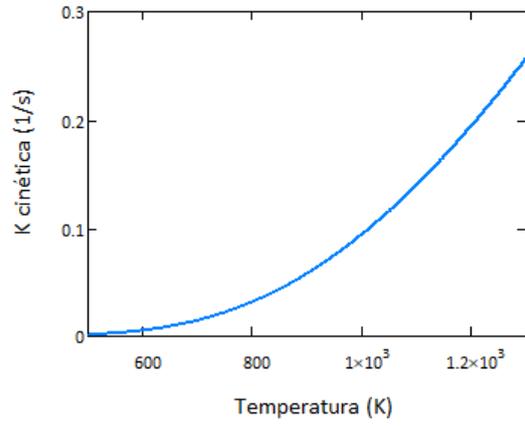


Gráfico 2 - 25. Variación de la constante de velocidad de la reacción 4 con la temperatura

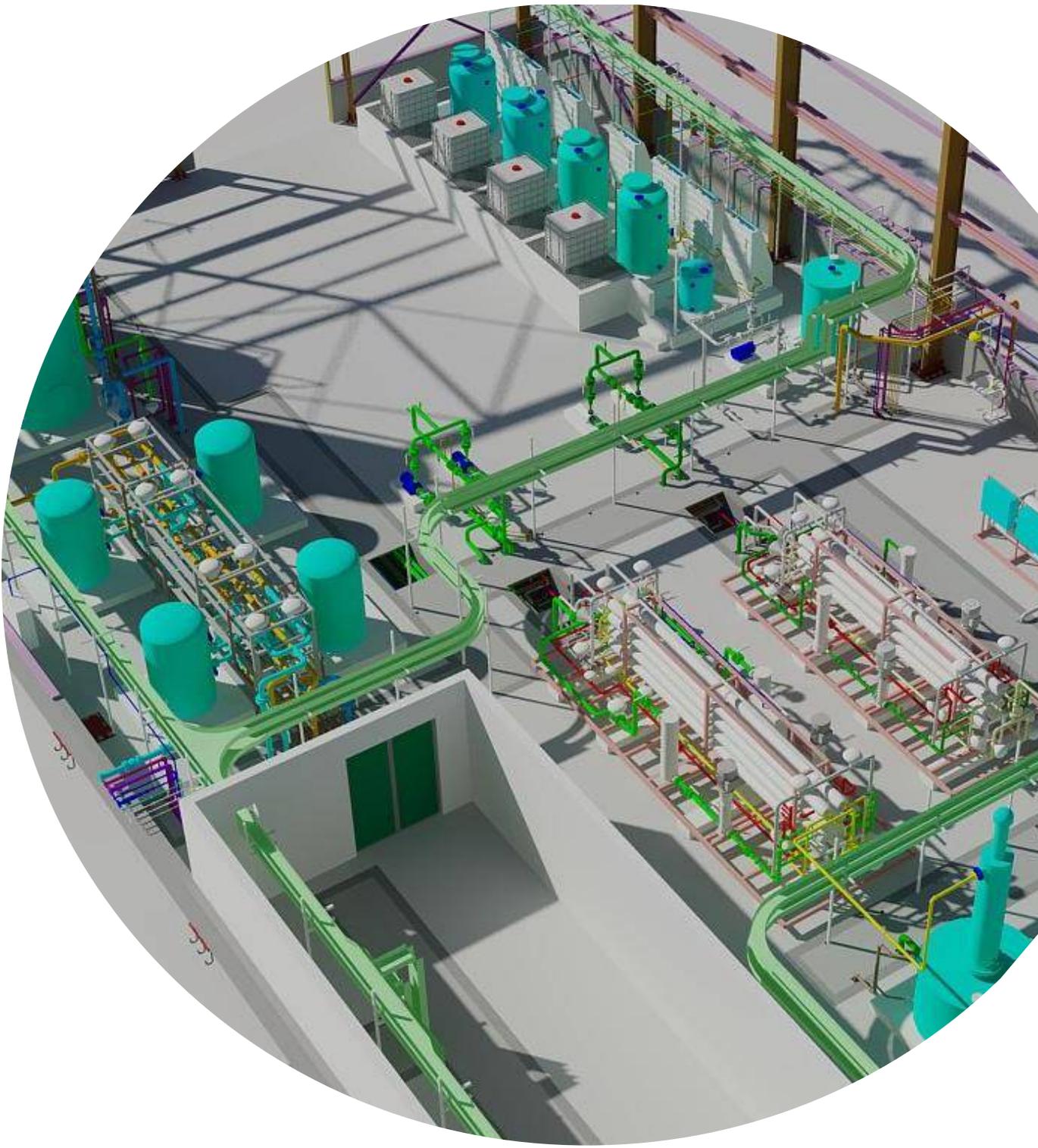
## Bibliografía

---

- Babu, B., & Sheth, P. N. (2005). Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor. *Energy Conversion & Management*, 2602-2611.
- Basu, P. (2013). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*. Chennai: Academic Press.
- Bridgwater, A. (1994). The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, 631-653.
- Brown, R. (2011). *Thermochemical Processing of Biomass, Conversion into Fuels, Chemicals and Power*. Wiley.
- C, D. (2013). *Four Zones Modeling of the Downdraft Biomass Gasification Process: Effects of moisture content and air to fuel ratio*. Elsevier.
- Giltrap, D. L., McKibbin, R., & Barnes, G. R. (2003). A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Energy*.
- Jayah, T. H., Aye, L. F., J., R., & Stewart, D. F. (2003). Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass and Bioenergy*, 25(4), 459-469.
- Kumar, S. D., Moholkar, A. V., & Thallada, B. (n.d.). *Coal and Biomass Gasification: Recent Advances and Future Challenge*. Springer.
- Laidler, K. J. (1987). *Chemical Kinetics*. Ottawa: Pearson.
- Malcom W. Chase, J. (1998). *NIST-JANAF Thermochemical Tables*. Maryland: Journal of Physical and Chemical Reference Data.
- Ravi, M. R., & Kohli, S. (2018). *Thermodynamics and Kinetics of Gasification*.
- Reed, T. B. (1998). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Biomass Energy Foundation.
- Salem, A. M., & Paul, M. C. (2017). An integrated kinetic model for downdraft gasifier based on a novel approach that optimises the reduction zone of gasifier. *Biomass and Bioenergy*.
- Silvio, V. (2018). *Biomass and Green Chemistry*. Springer.
- Smith, Ness, V., & Abbott. (1996). *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química* (Quinta ed.). Mc Graw Hill.
- Vera, D. (2018). Biomass Gasification for Power Generation Applications. *Advances in Renewable Energies and Power Technologies*, 87-121.
- Wagma, D. D., Kilpatrick, J. D., Taylor, W. J., Pitzer, K. S., & Rossini, F. D. (1945). *Heats, free energies, and equilibrium constants of some reactions involving O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, C, CO, CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub>*. Journal of Research of the National Bureau of Standards.
- Wang, Y., & Kinoshita, C. M. (1992). *Experimental Analysis of biomass gasification with steam and oxygen*. Solar Energy.
- Wang, Y., & Kinoshita, C. M. (1993). *Kinetic model of biomass gasification*. Solar Energy.

# Capítulo 3

## Estructura del diagrama de flujo y balances de masa



## Resumen ejecutivo

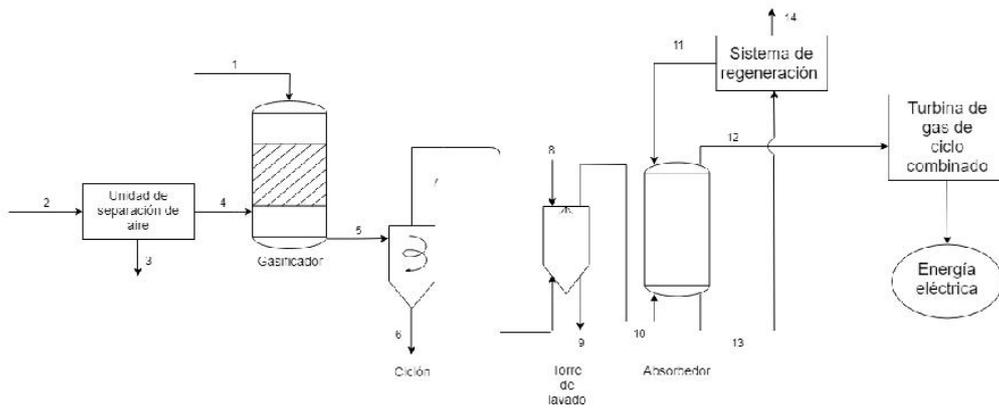
El gas de síntesis producido en la gasificación está compuesto principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono, presentando en menor medida metano, dióxido de carbono, vapor de agua y varias impurezas. Algunas de las principales impurezas presentes son las cenizas arrastradas en la gasificación y los compuestos de azufre (H<sub>2</sub>S) y nitrógeno (NH<sub>3</sub>).

Con el fin de eliminar las impurezas mencionadas se utilizarán los siguientes equipos: ciclón, que elimina partículas sólidas; torre de lavado, que elimina el amoníaco, y un absorbedor que elimina el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno. Estas impurezas son eliminadas con el fin de cumplir con la legislación vigente, cumplir con los requerimientos de la turbina y, a su vez, aumentar el rendimiento del ciclo combinado. En la siguiente tabla se encuentran los parámetros de la corriente final y los requerimientos para cada compuesto. Por otro lado, se utilizará una unidad de separación de aire para proveer oxígeno al gasificador.

Tabla R3 1. Características del gas de entrada a la turbina

Corriente entrada a la turbina			
	Valores	Especificación	
Caudal total (kg/h)	1257.359	-	
Caudal total (Nm <sup>3</sup> /h)	1580.21		
Poder calorífico	12.64 MJ/kg gas	>6 - 8.5 MJ/kg	
Caudal Char + Cenizas (kg/h)	0	>20 µm	<0.1 ppm
		>10 y <20 µm	<1 ppm
		>4 y <10 µm	<10 ppm
Caudal H <sub>2</sub> (kg/h)	54.846	> 10 - 25 kg/h	
Caudal CO (kg/h)	791.663	-	
Caudal H <sub>2</sub> O (kg/h)	120.593	-	
Caudal CO <sub>2</sub> (kg/h)	249.235	-	
Caudal CH <sub>4</sub> (kg/h)	26.554	-	
Caudal N <sub>2</sub> (kg/h)	16.436	-	
Caudal NH <sub>3</sub> (kg/h)	0.022	< 0.9 ppm	
Caudal H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0013	< 1 ppm	
Presión (Pa)	De operación de la turbina	-	
Temperatura (°C)	450 a 600	450 a 600	

El esquema siguiente muestra la disposición de cada equipo mencionado.



**Gráfico R3 1. Esquema tecnológico del proceso**

## Introducción

---

En el presente capítulo se tratará la estructura del diagrama de flujo y los balances de masa del proceso. Un diagrama de flujo es un esquema de los equipos y corrientes principales que intervienen en un proceso. Entre los equipos principales se encuentran los de pretratamiento, tanto para la biomasa como para el agente gasificante; el gasificador y, los equipos que se emplean para la limpieza y adecuamiento del gas de síntesis.

El gas de síntesis producido en la gasificación está compuesto principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono, presentando en menor medida metano, dióxido de carbono, vapor de agua y varias impurezas. Algunas de las principales impurezas presentes son las cenizas arrastradas en la gasificación y los compuestos de azufre y nitrógeno. El azufre orgánico contenido en la biomasa se convierte a  $H_2S$  durante el proceso de gasificación. Se encuentran también presentes en el gas efluente compuestos nitrogenados como el  $NH_3$  y partículas sólidas de carbón sin reaccionar. Si estos contaminantes no se eliminan apropiadamente pueden causar graves problemas en los equipos utilizados, provocando que se requieran mayores gastos en mantenimiento o costosas reparaciones. En la tabla 3-1 se especifican las cantidades permitidas a la entrada de la turbina de generación de energía. Para diseñar un apropiado sistema de limpieza para el gas es necesario tener en cuenta la cantidad y naturaleza del gas “sucio” y los requerimientos del gas para la aplicación que se le dé. Otros aspectos a tener en cuenta son el orden de remoción de los contaminantes, la temperatura, caída de presión, consumos de suministros, disposición final para los contaminantes extraídos y el tiempo que requiere un ciclo de limpieza, si es que esta se hace de manera discontinua, entre otros.

La temperatura del gas de síntesis a la salida del gasificador puede alcanzar los 1200 °C en el caso de gasificadores de lecho fijo. Como prácticamente todos los procesos disponibles operan con gas de síntesis “frío”, es decir, a temperaturas cercanas al ambiente, debe adecuarse la temperatura del gas. Esto provoca una pérdida de eficiencia en aplicaciones de ciclo combinado donde el gas es posteriormente calentado para su combustión.

La limpieza, además de realizarse para evitar problemas operacionales y de mantenimiento, debe hacerse para reducir las emisiones de compuestos tóxicos al ambiente. En la provincia de San Juan, donde se ubicará la planta de producción de gas de síntesis, las emisiones de gases a la atmosfera están reguladas por el Decreto Reglamentario 1211/07 de la Ley Provincial 6665 que se adhiere a la Ley Nacional 24051. Este decreto establece los límites permisibles para ciertos gases en un intervalo de tiempo determinado. Los gases generados en el proceso de gasificación de biomasa o producción de energía que contempla la Ley se detallan la tabla 3-1. Estos límites permisibles serán tenidos en cuenta para evaluar la limpieza que se le debe realizar al gas.

Tabla 3 - 1. Límites permisibles de emisión (Decreto Reglamentario 1211/07, Provincia de San Juan) y requerimientos de entrada a la turbina.

Límites permisibles según legislación		
Compuesto	Cantidad permitida máxima [ppm]	Periodo de tiempo [min]
Amoníaco	1.5	30
Monóxido de Carbono	40.082	60
Óxidos de Nitrógeno	0.9	60
Dióxido de Azufre	1300	120
Límites permisibles en turbina		
	Especificación	
Poder calorífico mínimo	4-6 MJ/m <sup>3</sup>	
Mínima concentración de hidrógeno	10-20 %vol	
Máxima temperatura de entrada	450-600°C	
Amoníaco	Sin límite	
S (H <sub>2</sub> S+SO <sub>2</sub> )	<1 ppm	
N <sub>2</sub>	Sin límite	
Metales alcalinos+ sulfuros	<0.1 ppm	
Máxima cantidad de partículas >20 micrómetros	<0.1 ppm	
Máxima cantidad de partículas >10 y <20 micrómetros	<1 ppm	
Máxima cantidad de partículas >4 y <10 micrómetros	<10 ppm	

## Procesos

### Unidad de separación de aire

En el capítulo 1 se analizaron las ventajas de la utilización de oxígeno como agente oxidante. Una de ellas es que se obtiene un gas de síntesis con un poder calorífico mayor que con otros agentes oxidantes como el vapor de agua o el aire, lo cual lo hace bueno para la generación de energía cuando es quemado en turbinas.

Existen diversos tipos de tecnologías para la separación del aire. Entre ellos se destacan:

- Separación por membranas  
Para esta tecnología de separación de gases se utilizan membranas de fibras. La fibra vacía tiene estructura asimétrica compleja. Los polímeros utilizados poseen una alta selectividad durante la separación de diferentes gases, lo que asegura un alto nivel de pureza de los productos gaseosos. La separación de la mezcla se debe a la diferencia entre las presiones parciales en las superficies externa e interna de la membrana de fibra vacía. Los gases que penetran rápidamente a través de la membrana entran en las fibras y salen del cartucho de membrana por una de las tubuladuras de salida. Los gases que penetran lentamente a través de la membrana, salen del módulo de membrana por otra tubuladura de salida. Este proceso se puede observar en el gráfico 3-1.

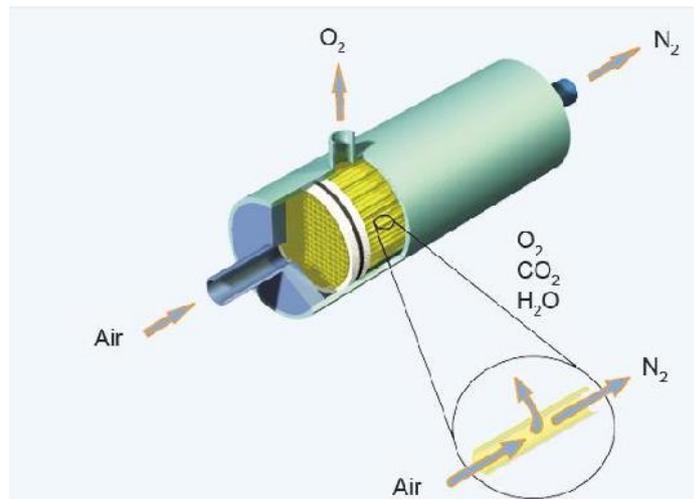


Gráfico 3 - 1. Esquema de separación gaseosa por membranas. (Grasys, s.f.)

- Separación por adsorción  
Estos procesos se basan en el hecho de que los gases tienden a ser atraídos hacia superficies o adsorbidos cuando se encuentran bajo presión. Es decir, cuanto mayor es la presión, mayor cantidad de gas es adsorbido y cuando la presión se reduce el gas es liberado o desorbido. El aire es conducido hacia un lecho adsorbente, donde el nitrógeno es adsorbido sobre el lecho y se obtiene una corriente rica en oxígeno.
- Separación criogénica  
El principio de funcionamiento de las instalaciones criogénicas se basa en la licuación del aire y su posterior división en nitrógeno, oxígeno y el argón. La separación del aire líquido se basa en la diferencia entre la temperatura de ebullición de sus componentes: 90.18 K para el oxígeno y 77.36 K para el nitrógeno. Durante la evaporación paulatina del aire líquido primero se evapora preferentemente el nitrógeno, y el líquido restante se enriquece aún más con el oxígeno. Al repetir muchas veces este proceso en los platos rectificadores de las torres separadoras de aire se obtiene el oxígeno, nitrógeno y argón líquidos de pureza deseada.

Para la elección del tipo de tecnología a utilizar se cuenta con el gráfico 3-2 que relaciona el tipo de tecnología a utilizar con la pureza requerida del oxígeno y su caudal volumétrico.

Dado que el caudal a utilizar es 263 Nm<sup>3</sup>/h y la pureza requerida se encuentra entre el rango de 90 – 95%. La elección es instalar una planta de adsorción.

Ventajas de este sistema de separación:

- Automatismo completo y facilidad del mantenimiento
- Alta estabilidad contra fallas y seguridad
- Mínimo control por parte el operador durante el funcionamiento
- Rápido arranque y parada del sistema
- Dimensiones exteriores y peso pequeños
- Gastos mínimos de operación

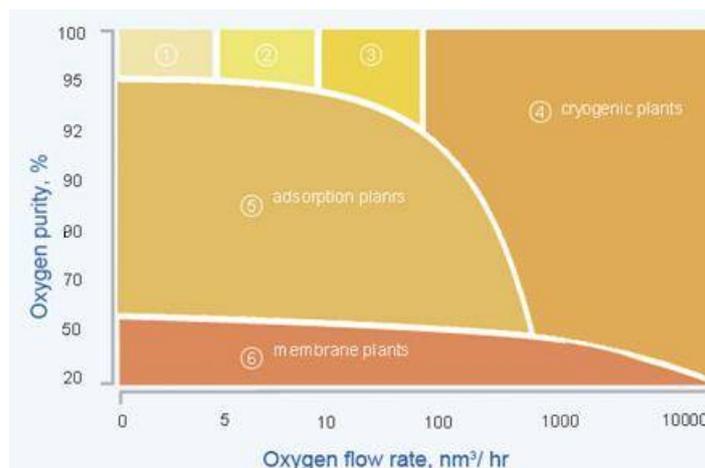


Gráfico 3 - 2. Sistemas de separación gaseosa según requerimientos. (Grasys, s.f.)

La unidad de PSA (adsorción con cambio de presión) se dispone de la siguiente manera:

Un compresor se emplea para comprimir el aire atmosférico, que luego fluye hacia un receptor para amortiguar las pulsaciones de presión y entra en el sistema de tratamiento. Luego de la limpieza del aire de sus impurezas mecánicas, la humedad condensada y la reducción del punto de rocío, este se suministra a la unidad de separación por adsorción. La misma consta de dos adsorbentes que contienen el agente adsorbente, una sustancia granulada que adsorbe selectivamente el nitrógeno y el vapor de agua del aire. Dichos equipos son comercializados por diferentes empresas y existen catálogos según el requerimiento. Las características generales de la operación se pueden observar en la tabla 3-2 para el separador comercializado por la empresa Grasys.

Durante la operación, los adsorbentes cambian continuamente entre las etapas de adsorción y regeneración.

- En la etapa de adsorción, el adsorbente adsorbe el nitrógeno para garantizar la generación de oxígeno del producto, que fluye hacia el receptor de oxígeno.
- En la etapa de regeneración, el nitrógeno adsorbido se desplaza del adsorbente y se descarga a la atmósfera.

Tabla 3 - 2. Características técnicas de PSA. (Grasys, s.f.)

<b>Pureza, %</b>	90 – 95
<b>Rendimiento, Nm<sup>3</sup>/h</b>	3 – 300
<b>Presión, atm</b>	0 – 5
<b>Temperatura de entrada del aire, °C</b>	5 – 40
<b>Tiempo de salida, min</b>	20

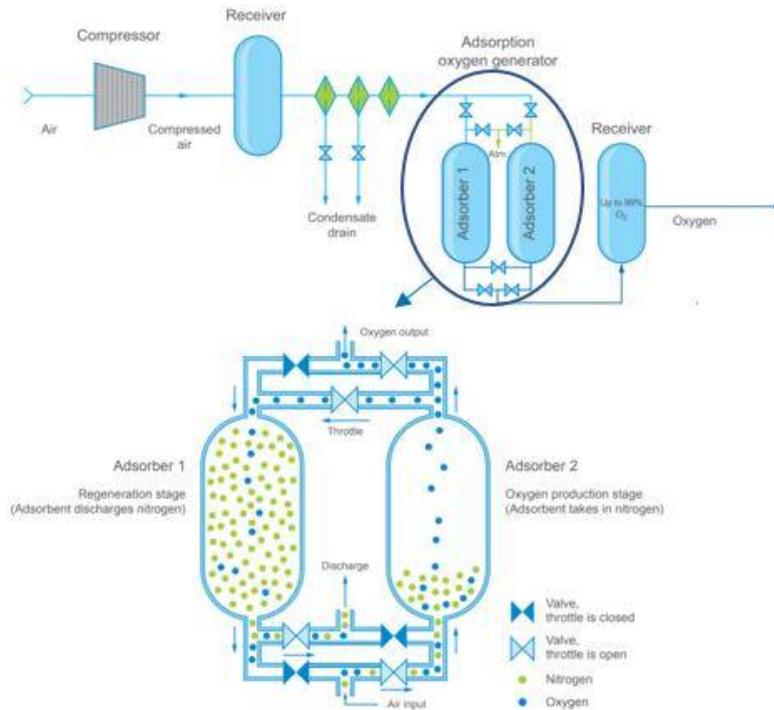


Gráfico 3 - 3. Esquema funcionamiento PSA. (Grasys, s.f.)

Del siguiente balance de masa se obtienen las corrientes de entrada y salida a la unidad de separación de aire. La composición de la corriente de entrada al gasificador se definió como 95%v/v rica en oxígeno, es decir, que el 5%v/v de la corriente está compuesta por nitrógeno. Por otra parte, la composición de la corriente de desecho se obtuvo de acuerdo con los datos de proveedores.

$$W_{entrada} = W_{desecho} + W_{principal}$$

$$w_{O_2,e}W_{entrada} = w_{O_2,d}W_{desecho} + w_{O_2,p}W_{principal}$$

$$(1 - w_{O_2,e})W_{entrada} = (1 - w_{O_2,d})W_{desecho} + (1 - w_{O_2,p})W_{principal}$$

Donde:

$$w_{O_2,e} = 0.23$$

$$w_{O_2,d} = 0.01$$

$$w_{O_2,p} = 0.956$$

$$w_{O_2,p}W_{principal} = 356.61 \text{ kg/h} \rightarrow W_{principal} = 373.03 \text{ kg/h}$$

Se obtiene que  $W_{entrada} = 1604 \text{ kg/h}$ .

Tabla 3 - 3. Corrientes de entrada y salida Unidad de Separación de Aire (% molares).

<b>Entrada a PSA</b>	
<b>Aire</b>	1604.00 kg/h
- Oxígeno 21%	- O <sub>2</sub> : 368.92 kg/h
- Nitrógeno 79%	- N <sub>2</sub> : 1235.08 kg/h
<b>Salida de PSA</b>	
<b>Entrada al gasificador</b>	373.02kg/h
- Oxígeno 95%	- O <sub>2</sub> : 356.61 kg/h
- Nitrógeno 5%	- N <sub>2</sub> : 16.41 kg/h
<b>Descarte</b>	1230.97 kg/h
- Oxígeno 1%	- O <sub>2</sub> : 12.31 kg/h
- Nitrógeno 99%	- N <sub>2</sub> : 1218.66 kg/h

## Secador

Como pretratamiento de la biomasa se suele realizar un secado de la misma para reducir su contenido de humedad previo a ser alimentada al gasificador. La reducción de la humedad en un equipo separado del reactor es, generalmente, conveniente. Esto se debe a que la primera etapa dentro del gasificador es la de secado, y si la biomasa presenta un alto contenido de humedad se requerirá mayor energía en el gasificador para evaporarla.

Los tipos de secado utilizados industrialmente son el secado continuo y el secado discontinuo.

El secado por lotes (discontinuo) es una operación relativamente costosa; en consecuencia, se limita para el empleo en operaciones a pequeña escala, plantas piloto, trabajos de investigación y para secar materiales valiosos cuyo costo total no será alterado por el costo agregado de la operación de secado.

El secado continuo ofrece las siguientes ventajas: generalmente el equipo necesario es pequeño en comparación con la cantidad de producto; la operación se integra fácilmente con los procesos químicos continuos sin necesidad de almacenamiento intermedio y el costo de secado por unidad de producto es relativamente pequeño. Dentro de estos secadores existen del tipo directo o indirecto dependiendo del método de obtención del calor necesario para la evaporación de la humedad. En los del tipo directo, el calor se obtiene completamente por contacto directo de la materia prima con el gas caliente. En los indirectos, el calor se transfiere al sólido húmedo por conducción a través de una pared de retención. El líquido vaporizado se separa independientemente del medio de calentamiento. La velocidad de secado depende del contacto que se establezca entre el material húmedo y las superficies calientes.

Existen diversos tipos de secadores utilizados industrialmente:

- Secadores de túnel
- Secadores de tipo turbo
- Secadores de circulación transversal
- Secadores rotatorios
- Otros

En el caso de materia prima granular que pueda arrojarse sin temor de romperse y que debe secarse en forma rápida y con un bajo costo unitario para medianas y grandes cantidades, el tipo de secador indicado es del tipo rotativo. Permiten secar un sólido como es la biomasa y obtener un producto con humedad menor al 10%, dependiendo de las condiciones de operación. El cuerpo principal de estos secadores es un cilindro hueco rotativo horizontal por dentro del cual circula el producto a secar, entrando por un extremo y saliendo por el opuesto, estando en contacto con el gas de secado. El interior de los secadores rotativos cuenta con paletas removedoras de producto, que, además de ayudar a aumentar el coeficiente de transferencia térmica del equipo, facilitan el flujo del producto dentro del mismo. Al girar el cuerpo del secador las paletas levantan al producto y lo hacen caer en forma de lluvia, favoreciendo el contacto gas-partícula. Estos secadores pueden ser diseñados para tiempos de secado comprendidos entre cinco y sesenta minutos, y capacidades de secado desde unos pocos cientos de kilogramos hasta más de 200 toneladas por hora.

Según datos de bibliografía es posible reducir la humedad del orujillo de oliva hasta un 5.78%. Teniendo en cuenta dicho porcentaje, se evalúa a partir del modelo planteado en el capítulo 2 la composición a la salida del gasificador, comparándola con que se obtendría si la biomasa ingresa sin ser secada con un 12.69% de humedad. Los resultados se muestran en el gráfico 3-4. Analizándolos se puede observar que la diferencia más notoria entre las dos condiciones planteadas se da en la proporción de char a la salida del gasificador, mientras que para el resto de las especies y sustancias es menor. Al modelar el gasificador considerando una reducción en el contenido de humedad de la biomasa no se observan ventajas con respecto al caso en que la biomasa no sufre un proceso de secado. Es por ello que se concluye que no es necesaria la implementación de un equipo adicional para el secado de la misma.

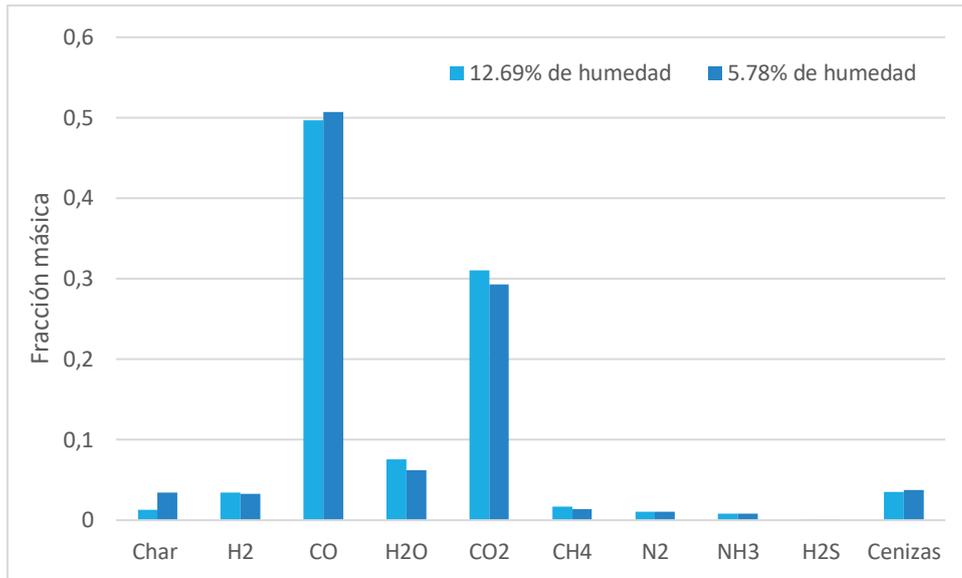


Gráfico 3 - 4. Composición obtenida a la salida del gasificador para diferentes porcentajes de humedad.

## Gasificador

El gasificador es el equipo principal de la planta de generación de gas de síntesis a partir de la gasificación de biomasa. Como se analizó en el capítulo 1 existen diferentes tipos de gasificadores como son los de lecho empacado, lecho fluidizado y lecho penetrado. De estos últimos se seleccionó para el presente trabajo un gasificador empacado de tipo downdraft con el que se puede obtener una adecuada calidad del gas a la salida para la utilización del mismo en generación de energía eléctrica. Una correcta elección del gasificador de acuerdo a la aplicación que desee para el gas hace que se simplifiquen los tratamientos aguas abajo del gasificador.

El caso ideal sería que la planta estuviese en operación durante los 365 días del año, las 24 horas de cada día. Sin embargo, se deberá tener en cuenta una efectividad global del proceso del 80% (EQTEC) para el caso de gasificación utilizando orujillo de oliva. La efectividad de la planta se calcula teniendo en cuenta tres aspectos principales: disponibilidad, porcentaje de producto conforme y performance. En la siguiente tabla se muestra la capacidad de la planta.

Tabla 3 - 4. Capacidad de la planta.

<b>Capacidad de diseño en función de la materia prima (instantánea)</b>	10705 ton/año
	29.33 ton/día
	1.22 ton/h
<b>Capacidad de producción en función de la materia prima (nominal)</b>	8564 ton/año
	23.46 ton/día
	0.98 ton/h

El balance para el gasificador se realizará teniendo en cuenta un caudal de entrada al mismo de 1067.08 kg/h de biomasa seca. Empleando en modelo desarrollado en el capítulo 2 se modela la zona de reducción con las características presentadas en la tabla 3-5.

Tabla 3 - 5. Características del gasificador (zona de reducción).

Características del gasificador	
Área	0.79 m <sup>2</sup>
Largo	4.50 m
Volumen	5.49 m <sup>3</sup>
Agente oxidante	Oxígeno

De la resolución numérica del modelo planteado bajo las condiciones antes mencionadas se obtiene el caudal de gas de síntesis generado y la composición de dicha corriente. En la tabla 3-6 se presentan las corrientes de entrada y salida del gasificador. La composición del gas es la esperada para un reactor del tipo downdraft con oxígeno como agente gasificante como ya se comentó en el capítulo 2. Se obtiene una conversión de reactivo del 96%. Según Biomass gasification – State of the art description (Lettner, Timmerer, & Haselbacher, 2007) un gasificador del tipo downdraft operando en condiciones óptimas alcanza conversiones superiores al 95% sobre biomasa sin humedad.

Tabla 3 - 6. Corrientes de entrada y salida del gasificador<sup>1</sup>.

Alimentación del gasificador	
Caudal de biomasa (kg/h)	1222.17
Caudal de agente oxidante (kg/h)	373.03
Caudal total alimentado (kg/h)	1595.20
Salida del gasificador	
Composición (kg/h)	
Char	20.43
H <sub>2</sub>	54.85
CO	791.66
H <sub>2</sub> O	120.59
CO <sub>2</sub>	494.48
CH <sub>4</sub>	26.55
N <sub>2</sub>	16.44
NH <sub>3</sub>	12.59
H <sub>2</sub> S	0.80
Cenizas	56.76
<b>Caudal másico total</b>	<b>1595.20</b>

## Limpieza del gas

En sistemas de purificación de gas de síntesis, el primer paso es la separación de partículas gruesas que comprenden cenizas y el carbón sin reaccionar. En los sistemas que involucran enfriamiento, se utiliza una unidad de lavado húmedo que remueve cantidades significativas de partículas, compuestos de cloro, compuestos alcalinos, y parte del amoníaco producido, entre otros. Tras esta unidad de lavado, los esfuerzos se centran en la eliminación de los gases ácidos.

<sup>1</sup> El modelo planteado no predice las cantidades de NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S ni de cenizas, las consideraciones para la estimación de las cantidades de cada uno se explicitarán en los correspondientes apartados.

Debido a la selección del gasificador, las cantidades generadas de tar son despreciables. Se supone que las trazas que pudiesen haber quedado en la corriente gaseosa condensan por debajo de los 350°C y son eliminados durante el lavado húmedo.

## Separación

### Separación de partículas y agua

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos. Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de gases, líquidos o sólidos son: la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga y el choque de partículas o coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

### Separación de otras sustancias químicas

Dado que el gas de síntesis tiene presente otros contaminantes como el amoníaco y gases ácidos, son necesarias las separaciones con otros equipos.

Si los gases son solubles en agua, se utilizan torres lavadoras o scrubbers para realizar el lavado del gas, como es en el caso del amoníaco.

Para la eliminación de los gases ácidos existen varios procesos, los cuales están basados en los siguientes principios:

- Absorción química o física en un disolvente líquido que luego es regenerado.
- Adsorción química o física mediante partículas sólidas.
- Difusión a través de membranas semipermeables.

A continuación, se mencionarán las diferentes maneras para separar los contaminantes y alcanzar las especificaciones de calidad y emisiones requeridas.

### Separación de material particulado

Se considera que el material particulado está compuesto por el char que no reaccionó en el gasificador y por las cenizas. Las cenizas son el residuo no combustible que permanece después de la completa incineración de la materia orgánica. Estas se componen por compuestos inorgánicos que incluyen metales alcalinos (potasio y sodio), metales alcalinotérreos (principalmente calcio), sílice ( $\text{SiO}_2$ ) y otros metales como el hierro y el magnesio. Si estos contaminantes no son eliminados pueden provocar ensuciamiento, corrosión y erosión, que causan problemas de eficiencia y seguridad.

Si bien durante el proceso de gasificación no ocurre una combustión completa, se considera que la cantidad de estos componentes que contiene la biomasa alimentada, luego del proceso de gasificación forman cenizas. Otra de las consideraciones que simplifican el análisis es que el gas que sale del gasificador, como lo hace por la parte inferior del mismo arrastra todo el material particulado presente en este.

## Separación de partículas

Los métodos de separación de material particulado dependen generalmente de la cantidad y el tamaño de partículas. Los métodos más simples son los que utilizan la gravedad para la separación de partículas como son los clasificadores. Es común emplear separadores basados en la separación centrífuga como son los ciclones. Dado que este último método de separación tiene una eficiencia buena comprobada para aplicaciones de gasificación, es simple, económico, y la caída de presión que presenta es despreciable, es el método de separación de material particulado que se desarrollará. Para partículas de menor diámetro, para las cuáles los ciclones se vuelven ineficientes e incapaces de separar, se utilizan lavadores húmedos. Estos lavadores sirven, a su vez, como absorbedores de otros contaminantes como  $\text{NH}_3$ , HCN y haluros.

### *Ciclones*

Un separador ciclónico (gráfico 3-4) es esencialmente un separador que actúa con fuerza gravitacional pero la separación se ve incrementada por una componente centrífuga. Su principio de funcionamiento es simple y no posee piezas móviles, requiere poco capital y los costos de operación son bajos. La corriente de aire y cenizas que ingresa al separador ciclónico, lo hace de forma tangencial por lo que comienza a rotar formando una corriente en espiral descendente. Así, las partículas con mayor masa (si se considera una densidad constante para las partículas coinciden con las de mayor tamaño) son afectadas por esta fuerza centrífuga. La fuerza centrífuga provoca que las partículas sean concentradas en una delgada capa o película en movimiento sobre a la pared interior del ciclón y separadas de la corriente de gas. La desventaja de este tipo de separadores es que se vuelven inefectivos conforme disminuye el tamaño de las partículas a separar. En general presentan una eficiencia del 100% para partículas mayores a  $20\mu\text{m}$  y de 0% para partículas menores a  $1\mu\text{m}$ .

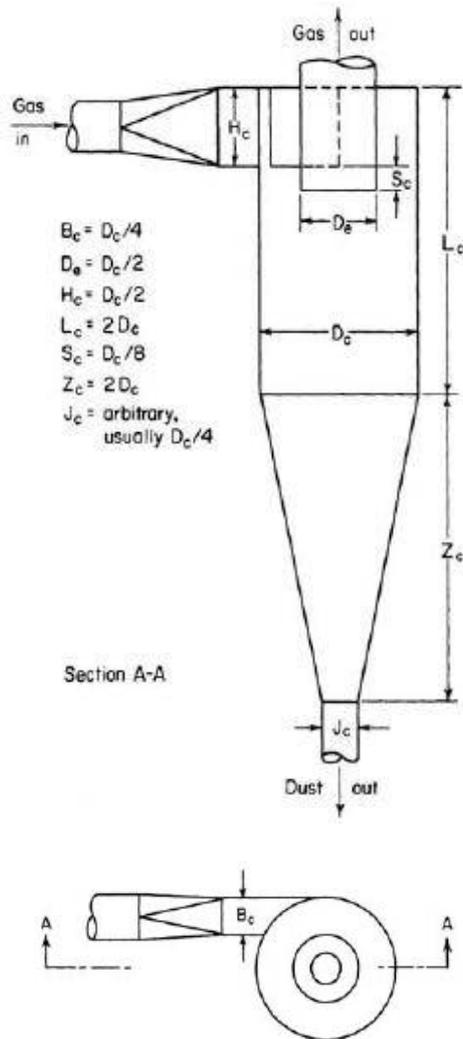


Gráfico 3 - 5. Esquema de un separador ciclónico. (Perry, 1997)

De acuerdo a la aplicación que se le da al gas de síntesis deben cumplirse ciertos requerimientos. Los requerimientos para el material particulado se presentan en la tabla 3-7 junto con las cantidades correspondientes para la cantidad de efluente del gasificador. Según el análisis de la biomasa el 4.64% de esta son “cenizas”. Las cenizas y char que salen del gasificador no presentan un tamaño homogéneo, sino que distribución de tamaños que sigue la forma del gráfico 3-5.

Tabla 3 - 7. Requerimientos del gas de síntesis.

Requerimiento <sup>2</sup>				
<b>Partículas entre 4 y 10 μm</b>	10	ppm	0.0126	kg/h
<b>Partículas entre 10 y 20 μm</b>	1	ppm	0.0013	kg/h

<sup>2</sup> Para el cálculo del requerimiento en ppm (partes por millón) para cada sustancia se considera que la masa final del gas no posee NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, cenizas ni char, además se supone la eliminación del 50% del CO<sub>2</sub> en la etapa de eliminación del sulfuro de hidrógeno. Por lo tanto, el caudal de gas “limpio” resulta 1257.331 kg/h.

---

**Partículas mayores a 20  $\mu\text{m}$     0.1   ppm   0.0001   kg/h**

---

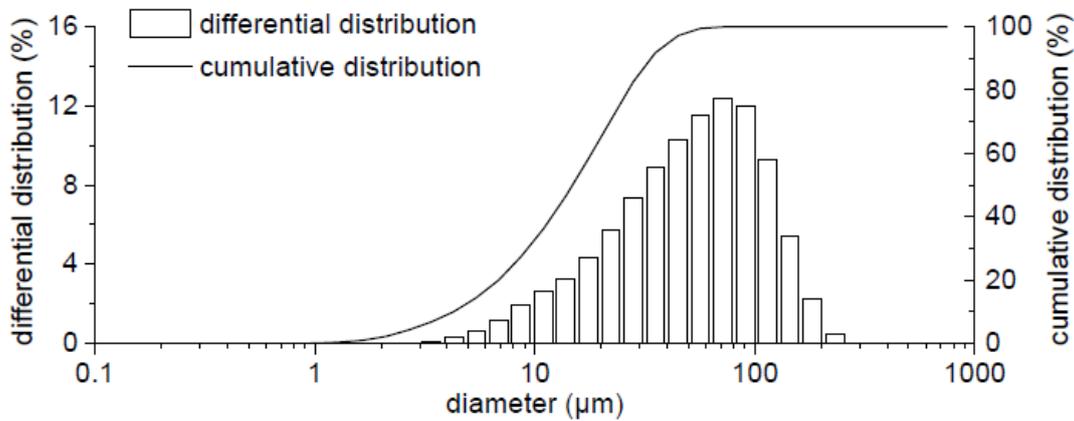


Gráfico 3 - 6. Distribución de cenizas luego de la gasificación. (Du, Li, & Qi, 2017)

Tabla 3 - 8. Partículas a la salida del gasificador.

Diámetro de partícula ( $\mu\text{m}$ )	% acumulado de partículas	Contenido de partículas en el gas		
20	65,0	Partículas entre 4 y 10 $\mu\text{m}$	19.30	kg/h
10	32,5	Partículas entre 10 y 20 $\mu\text{m}$	25.09	kg/h
4	7,5	Partículas mayores a 20 $\mu\text{m}$	26.02	kg/h

Finalmente, deben separarse 71.39 kg/h de material particulado para cumplir los requerimientos para el uso del gas en turbinas, lo que representa un 92.5% del material particulado que sale del gasificador.

### Separación de compuestos nitrogenados

El nitrógeno orgánico presente en la biomasa, luego del proceso de gasificación forma amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) y en menor medida cianuro de hidrógeno ( $\text{HCN}$ ). El amoníaco puede acortar la vida útil de los equipos y, si el gas es quemado produce emisiones de  $\text{NO}_x$  a la atmósfera. Estos gases son tóxicos para el ser humano y contribuyen a la lluvia ácida y al efecto invernadero. Además, las unidades de eliminación de gas ácido utilizadas para la recuperación de azufre en el proceso también pueden experimentar problemas si no son reducidas las cantidades de nitrógeno.

Para eliminar el amoníaco de la corriente gaseosa se aprovecha la solubilidad de este en agua. Generalmente utilizan lavadores húmedos o absorbedores con agua. Estos lavadores también son capaces de aglomerar las partículas más pequeñas y eliminarlas de la corriente gaseosa, además de retener cantidades de  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$  y parcialmente  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$  que pudiera haber en el gas. El agua utilizada para el lavado posteriormente se procesa para eliminar los contaminantes por desorción a baja presión.

En el presente trabajo se considera que todo el nitrógeno orgánico contenido en la biomasa, 0.97% p/p, se convierte luego del proceso de gasificación en NH<sub>3</sub>.

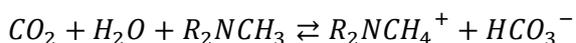
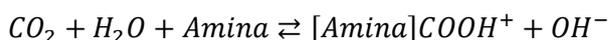
Las cantidades de amoníaco no son una limitación para el uso en turbinas. Si se considera que cuando el gas es quemado totalmente en turbinas el amoníaco se transforma en óxidos de nitrógeno este debe ser separado. Por reglamentación las emisiones de óxidos de nitrógeno no pueden superar 0.9 ppm. Teniendo en cuenta que la corriente de salida del gasificador contiene 12.591 kg/h, deben separarse 12.569 kg/h de amoníaco para no superar el límite de óxidos de nitrógeno (considerando que todo el amoníaco se transforma en NO<sub>2</sub>). Dicha cantidad corresponde a un 99.82% del amoníaco a la salida del gasificador. Por otra parte, se considera que se eliminarán todas las partículas sólidas remanentes.

## Separación de gases ácidos: CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S

Gases ácidos como el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) se encuentran presentes en el gas de síntesis producido por el proceso de gasificación y es deseable su eliminación ya sea por motivos operacionales, económicos o medioambientales. Por ejemplo, el H<sub>2</sub>S puede corroer las superficies metálicas. Además, si el gas es posteriormente quemado, los compuestos sulfurados se convierten en dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), el cuál es un contaminante que está estrictamente regulado en el mundo.

Uno de los métodos más utilizados para su remoción es la absorción con soluciones de alcanolaminas. Durante el proceso los componentes ácidos del gas reaccionan con la alcanolamina por medio de reacciones reversibles y exotérmicas en equipos de contacto líquido-gas como son los absorbedores. Estos operan a alta presión y baja temperatura para favorecer la extracción de los gases ácidos del gas de síntesis a través de la corriente líquida. Paralelamente, se utiliza un desorbedor para regenerar el agente absorbente y recuperar el contaminante extraído de la corriente de gas. El desorbedor, en comparación con el absorbedor, opera a menores presiones y mayores temperaturas. Industrialmente las alcanolaminas más utilizadas son la monoetanol amina (MEA), dietanol amina (DEA), di-isopropanol amina (DIPA) y N-metil dietanol amina (MDEA). Del grupo de aminas mencionados esta última es la única que es una amina terciaria y la preferida para el proceso de absorción que se trata. No es deseable en este caso el uso de aminas primarias y secundarias ya que su carácter es más básico lo que provoca que el calor de reacción sea mayor y también sea mayor el consumo energético en la etapa de regeneración. Estas últimas tienen mayor tendencia a reaccionar formando sales estables con otros gases, lo que aumenta la cantidad de disolvente a utilizar en el proceso.

Las reacciones que ocurren entre las alcanolaminas y los compuestos a separar se pueden resumir en las siguientes:



La especificación del gas de síntesis para el uso en turbinas fija el contenido de compuestos sulfurados como H<sub>2</sub>S o SO<sub>2</sub> en 1 ppm. En el presente trabajo se considera que todo el azufre contenido en la biomasa, 0.07% p/p, se convierte luego del proceso de gasificación en H<sub>2</sub>S. Con dicho porcentaje se obtiene la cantidad de sulfuro de hidrógeno que está presente en el efluente

del gasificador, y con el requerimiento se calcula la cantidad a remover de la corriente gaseosa. Dichos datos se presentan en la tabla 3-9.

Tabla 3 - 9. Requerimiento sobre el azufre en el gas de síntesis.

Requerimiento	1 ppm lo que corresponde a	1.2573 g/h
<b>H<sub>2</sub>S en el efluente del gasificador</b>	0.7956	kg/h
<b>Cantidad a eliminar</b>	0.7943	kg/h

Finalmente se deben eliminar 0.7943 kg/h de H<sub>2</sub>S, lo que corresponde a un 99.83% del contenido de azufre contenido en el efluente del gasificador.

Debido a que no se tienen restricciones con respecto al dióxido de carbono no se busca su eliminación. Pero como se trata de un gas ácido será absorbido. Dado que se desconocen datos se asume que el absorbedor separa el 50% del CO<sub>2</sub> y en capítulos posteriores se simulará el equipo para obtener resultados más certeros.

## Diagrama de flujo

El gráfico 3-7 representa un diagrama de flujo de la planta simplificado en el cual se pueden observar las corrientes principales y las conexiones entre equipos. En base a la capacidad de la planta y a los resultados obtenidos del capítulo 2 fueron estimadas las corrientes de entrada y salida del gasificador. Según las especificaciones para el uso del gas de síntesis en turbinas (capítulo 1) fueron estimadas las cantidades de contaminantes y sustancias no deseadas a separar en cada uno de los equipos.

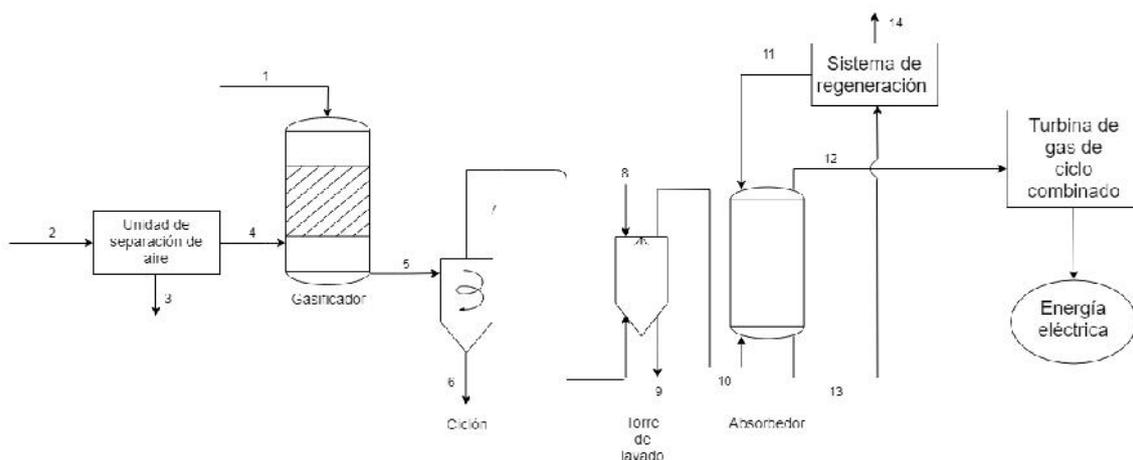


Gráfico 3 - 7. Diagrama de flujo simplificado del proceso de gasificación.

## Corrientes del proceso

En las siguientes tablas se presentan las características de cada una de las corrientes señaladas en el gráfico 3-7. Dichos datos fueron obtenidos de estimaciones, bibliografía y balances de masa del proceso.

Tabla 3 - 10

<b>Corriente 1</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1222.166
<b>Caudal biomasa seca (kg/h)</b>	1067.073
<b>Contenido de N (kg/h)</b>	10.351
<b>Contenido de S (kg/h)</b>	0.747
<b>Contenido de H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	155.093
<b>Contenido de cenizas (kg/h)</b>	56.76
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	25

Tabla 3 - 11

<b>Corriente 2</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1604.00
<b>Caudal oxígeno (kg/h)</b>	368.92
<b>Caudal nitrógeno (kg/h)</b>	1235.08
<b>Presión (Pa)</b>	709275
<b>Temperatura (°C)</b>	25

Tabla 3 - 12

<b>Corriente 3</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1230.97
<b>Caudal oxígeno (kg/h)</b>	12.31
<b>Caudal nitrógeno (kg/h)</b>	1218.66
<b>Presión (Pa)</b>	709275
<b>Temperatura (°C)</b>	25

Tabla 3 - 13

<b>Corriente 4</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	373.031
<b>Contenido de O<sub>2</sub> (kg/h)</b>	356.61
<b>Contenido de N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.423
<b>Presión (Pa)</b>	709275
<b>Temperatura (°C)</b>	25

Tabla 3 - 14

<b>Corriente 5</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1594.366
<b>Caudal Char (kg/h)</b>	20.434
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	54.846
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	791.663
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	120.593
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	494.47
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	26.554
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.436
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	12.591
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.796
<b>Caudal Cenizas (kg/h)</b>	56.76
<b>Presión (Pa)</b>	950528
<b>Temperatura (°C)</b>	693

Tabla 3 - 15

<b>Corriente 6</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	71.39
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	71.39
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	693

Tabla 3 - 16

<b>Corriente 7</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1523.706
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	5.804
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	54.846
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	791.663
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	120.593
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	494.47
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	26.554
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.436
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	12.591
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.796
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	< 80

Tabla 3 - 17

<b>Corriente 8</b>	
<b>Caudal Agua</b>	
<b>Presión (Pa)</b>	>101325
<b>Temperatura (°C)</b>	25

Tabla 3 - 18

<b>Corriente 9</b>	
<b>Caudal Agua (C8 (kg/h) + 18.373 kg/h)</b>	
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	5.804
<b>Contenido de NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	12.569
<b>Presión (Pa)</b>	> 101325
<b>Temperatura (°C)</b>	25 a 80

Tabla 3 - 19

<b>Corriente 10</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1505.388
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	54.846
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	791.663
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	120.593
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	494.47
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	26.554
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.436
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.022
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.796
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	< 80

Tabla 3 - 20

<b>Corriente 11</b>	
<b>Caudal MDEA (kg/h)</b>	
<b>Presión (Pa)</b>	7329127
<b>Temperatura (°C)</b>	58 a 82

Tabla 3 - 21

<b>Corriente 12</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1257.359
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	54.846
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	791.663
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	120.593
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	247.235
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	26.554
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.436
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.022
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.0013
<b>Presión (Pa)</b>	> 101325
<b>Temperatura (°C)</b>	58 a 82

Tabla 3 - 22

<b>Corriente 13</b>	
<b>Caudal MDEA</b>	
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.794
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	247.235
<b>Presión (Pa)</b>	> 101325
<b>Temperatura (°C)</b>	58 a 82

Tabla 3 - 23

<b>Corriente 14</b>	
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.794
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	247.235
<b>Presión (Pa)</b>	> 101325
<b>Temperatura (°C)</b>	58 a 82

Previo al ingreso a la turbina de gas, la presión y la temperatura de la corriente de gas de síntesis deben regularse para cumplir con los requerimientos.

## Conclusiones

El proceso de gasificación de orujillo de oliva para la generación de energía eléctrica por medio de una turbina de gas en un ciclo combinado tiene que cumplir tanto especificaciones técnicas de la corriente de entrada a la turbina como especificaciones legales para los compuestos que se van a emitir. Para ellos los equipos requeridos son:

- Ciclón
- Torre de lavado
- Absorbedor

También es necesaria la instalación de una unidad de separación de aire para obtener oxígeno con una pureza del 95% que actúa como agente oxidante.

El elemento central de este proceso es el gasificador, las características de este afectan de manera directa en el dimensionamiento de los equipos mencionados y las características del gas de síntesis producido.

Con respecto a la corriente de entrada al ciclo combinado, es decir, la corriente de syngas "limpio", se puede observar en la tabla 3-24 que este cumple todas las especificaciones que fueron mencionadas en el desarrollo del capítulo.

Tabla 3 - 24. Corriente syngas "limpio".

Corriente entrada a la turbina			
	Valores	Especificación	
Caudal total (kg/h)	1257.359	-	
Caudal total (Nm <sup>3</sup> /h)	1580.21	-	
Poder calorífico	12.64 MJ/kg gas	>6 - 8.5 MJ/kg	
Caudal Char + Cenizas (kg/h)	0	>20 µm	<0.1 ppm
		>10 y <20 µm	<1 ppm
		>4 y <10 µm	<10 ppm
Caudal H <sub>2</sub> (kg/h)	54.846	> 10 - 25 kg/h	
Caudal CO (kg/h)	791.663	-	
Caudal H <sub>2</sub> O (kg/h)	120.593	-	
Caudal CO <sub>2</sub> (kg/h)	249.235	-	
Caudal CH <sub>4</sub> (kg/h)	26.554	-	
Caudal N <sub>2</sub> (kg/h)	16.436	-	
Caudal NH <sub>3</sub> (kg/h)	0.022	< 0.9 ppm	
Caudal H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.0013	< 1 ppm	
Presión (Pa)	7329127,00	-	
Temperatura (°C)	450 a 600	450 a 600	

El volumen que se espera obtener para un gasificador del tipo downdraft con oxígeno como agente gasificante está comprendido entre 1.1 y 1.6 Nm<sup>3</sup> por cada kilogramo de biomasa. Por lo tanto, el valor obtenido, el cual es 1.29 Nm<sup>3</sup> gas limpio por kilogramo de biomasa, es coherente con datos bibliográficos.

## Bibliografía

---

- Bhattacharyya, D., Turton, R., & Zitney, S. E. (2016). Acid gas removal from syngas in IGCC plants. In T. W. Gary J. Stiegel, *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies* (pp. 385-418). Chennai, India: Woodhead Publishing.
- Du, X., Li, Y., & Qi, B. (2017). Experimental Research of Coal Dust Removal System at High Temperature. *CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS*, 61, 1021-1026.
- EQTEC, P. H. (n.d.). EQTEC Gasifier Technology. Barcelona, España.
- Erdmann, E., Ruiz, L. A., Martínez, J., Gutierrez, J. P., & Tarifa, E. (2012, Octubre/Diciembre). Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 3(4), 89-101.
- Grasys. (n.d.). *Grasys tecnologías*. Retrieved 5 20, 2019, from <http://www.grasys.com/es/technologies/>
- Herrero, E. A. (2012). *Diseño básico del tren de limpieza de gases de turbina de una central de gasificación con ciclo combinado IGCC*. Universidad Carlos III de Madrid.
- Kumar, A., Parihar, S., Joshi, C., & Sridhar, G. (2012). The performance of cyclones in producer gas cleaning: experimental and modeling studies. *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy*, 776-793.
- Perry, R. H. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill.
- Reed, T. B., & Das, A. (1998). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Golde, Colorado: Biomass Energy Foundation.
- Ruiz, E., & Sánchez, J. (2014). Purificación y acondicionamiento del gas de gasificación de biomasa. *Dialnet- Bol. Grupo Español Carbón*, 33, 15-19.
- Treybal, R. (1997). *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-Hill.
- Woolcock, P. J., & Brown, R. C. (2013). A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. *Biomass and bio energy*, 52, 54-84.
- Zare Aliabad, H., & Mirzaei, S. (2009). Removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S using Aqueous Alkanolamine Solutions. *World Academy of Science, Engineering and Technology*, 3 (1), 50-59.

# Capítulo 4

## Diseño del reactor



## Resumen Ejecutivo

Se plantea el diseño para un gasificador a escala industrial basándose en un modelo a escala piloto (Pérez, 2014) y (Toledo, 2015) y estimaciones de bibliografía para reactores a escala mayor (Belmar, 2014). Teniendo en cuenta otras consideraciones para adaptar los datos de bibliografía al presente caso se obtienen las siguientes dimensiones y características para el gasificador.

Tabla R4 1. Características del gasificador

<b>Diámetro garganta</b>	75	cm
<b>Material de la garganta</b>	Acero AISI	310
<b>Diámetro interno reactor interior</b>	175	cm
<b>Espesor del reactor interior</b>	25	mm
<b>Material reactor interior</b>	Acero AISI	310
<b>Espesor del aislante</b>	10	cm
<b>Material del aislante</b>	Manta de fibra cerámica	
<b>Diámetro interno del reactor exterior</b>	178.5	cm
<b>Espesor del reactor exterior</b>	10	mm
<b>Material reactor exterior</b>	Acero AISI	304
<b>Diámetro inferior interno (debajo de la contracción)</b>	173	cm
<b>Diámetro interno cubierta exterior</b>	254.5	cm
<b>Espesor de la cubierta exterior</b>	10	mm
<b>Material cubierta exterior</b>	Acero AISI	304
<b>Entradas de aire entre el reactor exterior y la cubierta</b>	3	
<b>Número de boquillas</b>	9 con diferente longitud de penetración a la zona de oxidación	
<b>Diámetro de boquillas</b>	5.75	cm
<b>Distancia entre la contracción y las boquillas</b>	72	cm
<b>Lr (largo de la zona de reducción)</b>	100	cm
<b>Lc (largo de la zona de combustión)</b>	155	cm
<b>Largo total</b>	1000	cm
<b>Lp (largo de la zona de pirólisis y secado)</b>	750	cm

Además, se proponen los siguientes sistemas de control a través de un PLC (Programmable Logic Controller):

Para controlar:

Caudal de alimentación de biomasa	→ Se manipula el mismo caudal
Nivel de biomasa adentro del tanque	→ Se manipula la alimentación de biomasa
Relación oxígeno-biomasa	→ Se manipula el caudal de oxígeno
Temperatura dentro del gasificador	→ Se manipula el caudal de oxígeno

## Introducción

---

La industria química es aquella dedicada a la extracción, procesado, transformación y síntesis de productos, a partir de materias primas naturales o sintéticas, con el objetivo de cubrir las necesidades de las personas en el mundo. Este tipo de industria se encuentra en constante cambio y desarrollo, ya que cambian las tecnologías, se desarrollan nuevos procesos y, a su vez, cambian las necesidades de las personas. Estos cambios provocan que deban realizarse modificaciones en las grandes industrias, lo cual está ligado a cuestiones económicas y de seguridad. Por lo tanto, no es conveniente implementar las modificaciones directamente en plantas industriales.

Para evaluar el impacto de las modificaciones en un proceso es necesario trabajar, en primera instancia, a pequeña escala. Posteriormente, se debe realizar un escalado para reproducir el proceso en mayor escala.

Existen muchas definiciones del término escalado:

- Estudio de los problemas asociados a la transferencia de datos del laboratorio y la planta piloto a la producción industrial;
- El escalado hace uso de los datos del laboratorio y/o escala piloto, complementados con modelos a gran escala (mockups) y modelado matemático, para determinar las dimensiones y el tamaño de una unidad industrial;
- Conjunto de técnicas y metodologías que se utilizan para transferir un proceso desarrollado en una escala menor a la escala de producción;
- Escalado es el proceso mediante el cual se logra la exitosa puesta en marcha y la operación económica de una unidad a escala comercial basándose, al menos en parte, en resultados de investigaciones realizadas a una escala más pequeña.

Entonces, en escalas de trabajo pequeñas se trata de conseguir llevar a cabo el proceso en condiciones estables y buscando el máximo rendimiento del mismo. Los equipos pequeños que se utilizan son fáciles de manipular y realizar modificaciones para obtener los resultados deseados. Además, se requieren pequeñas cantidades de reactivos para realizar pruebas y son más seguras.

Luego de que se prueban los procesos a escala laboratorio, se suele pasar a la realización de pruebas en plantas piloto. Se puede, en esta escala, evaluar la interacción de diferentes aspectos como la termodinámica, las reacciones químicas y las operaciones de transferencia (calor, masa y cantidad de movimiento). El proceso en escala planta piloto tiene la finalidad de reproducir procesos productivos para obtener datos, que serán la base del diseño a escala industrial. También, se emplea para evaluar el impacto de modificaciones en variables o condiciones de un determinado proceso antes de implementarlo en la planta industrial. Sin embargo, conseguir buenos resultados a escala piloto o laboratorio no implica que al pasar a trabajar a gran escala estos se mantengan.

En los procesos químicos resulta muy problemático el escalado del reactor, el cual se considera el corazón de una planta de procesos. Dicho escalado no puede realizarse

únicamente de forma teórica, como se mencionó es muy importante contar con datos a diferentes escalas. Los problemas de escalado pueden ser agrupados en dos tipos: los relacionados con la necesidad de manejar grandes volúmenes y los que se relacionan con el problema de tamaños a la escala en la que se quiere operar.

Las velocidades de reacción química, a priori, resultan independientes de las configuraciones que presenten los reactores, pero las mismas se ven influenciadas por procesos como la transferencia de masa o calor que si dependen de la configuración. Por estas razones, el efecto de incrementar de escala el reactor, muchas veces resulta impredecible de forma cuantitativa. Dicho proceso se torna más complejo si la reacción es heterogénea. Esto es debido a que el mayor tamaño del reactor no afecta los fenómenos que ocurren en las distintas fases.

En este capítulo se planteará el diseño de un gasificador de biomasa del tipo downdraft. El proceso de gasificación presenta inconvenientes dado que se trata de un conjunto reacciones heterogéneas que ocurren en diferentes zonas del reactor (gráfico 4-1). Debido a esto, el diseño y la construcción de un gasificador a escala industrial es una tarea de extrema complejidad. Además, los reactores del tipo downdraft se caracterizan por poseer una reducción de flujo, comúnmente denominada garganta (gráfico 4-1). A la altura de la garganta se produce el ingreso de agente gasificante al reactor. El diámetro de dicha garganta es una de las limitaciones que presentan este tipo de gasificadores. La máxima “carga del corazón del reactor” (heart load) es  $0.9 \text{ Nm}^3/\text{h cm}^2$  para un buen rendimiento (Reed & Das, 1998). A partir de este valor es posible calcular al área transversal de la garganta. Se recomienda no superar los 380 kg/h de alimentación, debido a que a mayor cantidad de carga, el diámetro de garganta debe ser mayor y esto trae como dificultad que el agente gasificante no pueda llegar hasta el centro del equipo. Esto provocaría no idealidades dentro del reactor.

La mayoría de los artículos publicados en bibliografía tratan de gasificadores a escala laboratorio y piloto. Dichos reactores no presentan las características, tamaños y cantidades de biomasa alimentada de un gasificador a escala industrial. Sin embargo, existen reactores industriales comerciales del tipo downdraft que soportan hasta 2000 kg/h, de los cuales se desconoce su configuración. Debido a ello se describirán las características constructivas y el diseño interno de un reactor a escala piloto y se calcularán las dimensiones para un reactor a escala industrial a partir de estimaciones de bibliografía.

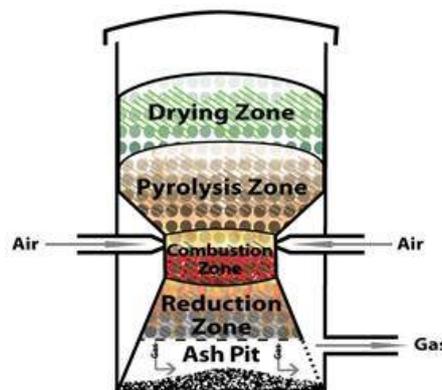


Gráfico 4 - 1. Esquema de gasificador downdraft.

## Reactor escala piloto

(Pérez, 2014) (Toledo, 2015)

Un esquema del reactor a escala piloto se puede observar en el gráfico 4-2. La biomasa ingresa por la parte superior del gasificador, en la zona (6) ocurre el proceso de secado de la misma dentro del gasificador. A medida que la biomasa desciende ocurre la pirólisis, zona (1), a una temperatura de aproximadamente 250°C. En la zona (2), sobre la garganta, se produce el ingreso de aire el cual es la fuente de oxígeno, para que se produzca la oxidación. Las reacciones de oxidación son exotérmicas y posibilitan que el gasificador se mantenga a temperaturas elevadas para que ocurran los procesos como el secado y la pirólisis. La reducción, la etapa que determina la velocidad del proceso de gasificación, ocurre seguida de la oxidación en la zona (3). El aire, o el agente gasificante a utilizar, ingresa por una boquilla (5) e intercambia calor con el gas que egresa del gasificador y sale por la boquilla (4). Este intercambio es beneficioso ya que ayuda a calentar el aire (o agente gasificante) que ingresa al gasificador, lo cual mejora su eficiencia; y, además, permite que se enfríe el gas de síntesis para sus posteriores etapas de limpieza y acondicionamiento. En la zona (7) se produce la recogida de cenizas que no arrastra el gas de síntesis sobre un plato perforado con movimiento. El movimiento del plato evita que ocurran obstrucciones en las perforaciones, las cuales permiten que las cenizas atraviesen el plato y puedan ser finalmente recogidas y depositadas fuera del gasificador.

En el gráfico 4-2, se puede observar que el gasificador se compone de tres piezas cilíndricas concéntricas. Desde el centro hacia fuera dichas piezas se denominan reactor interior, reactor exterior y cubierta. Dentro del reactor interior se halla otra pieza de gran importancia en el diseño que es la garganta. También se observa que se emplea un aislante entre el reactor interior y el exterior.

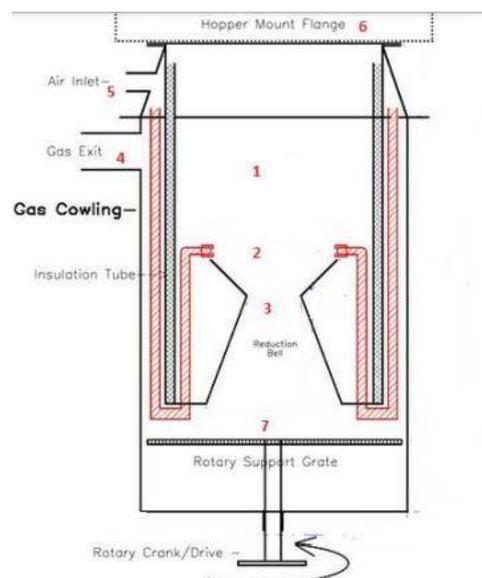


Gráfico 4 - 2. Esquema del reactor escala piloto. (Pérez, 2014)

## Partes del gasificador

### Garganta

En la garganta ocurren las etapas de oxidación, en la parte superior, y de reducción, en la parte inferior. En dichas etapas la temperatura del gasificador puede alcanzar los 1200°C, por lo que los materiales de construcción deben resistir muy altas temperaturas. Existen aceros refractarios, como el AISI 310 que son adecuados para estas aplicaciones. El acero AISI 310, particularmente, es inoxidable y soporta hasta 1400°C. Un esquema de la garganta se puede observar en el gráfico 4-3.

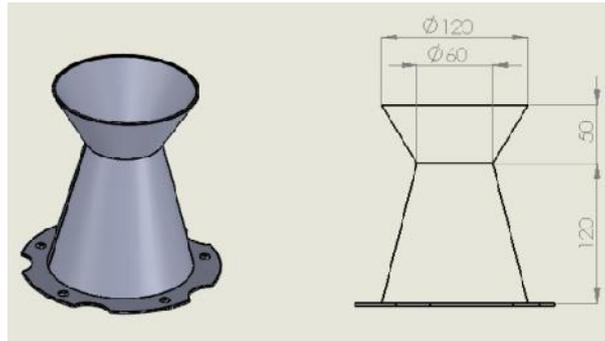


Gráfico 4 - 3. Esquema de la garganta. (Pérez, 2014)

### Reactor interior

Un esquema del reactor interior y su acople con la garganta puede observarse en el gráfico 4-4. Dicha parte del gasificador debe construirse de acero inoxidable AISI 310 al igual que la garganta para que sea resistente a las altas temperaturas. Se observan dos entradas en la parte superior, una es para colocar el sistema de encendido y la otra para colocar el medidor de temperatura. Los orificios de la parte inferior son para colocar los tubos que llevarán las boquillas para el ingreso del agente gasificante a la zona de oxidación.

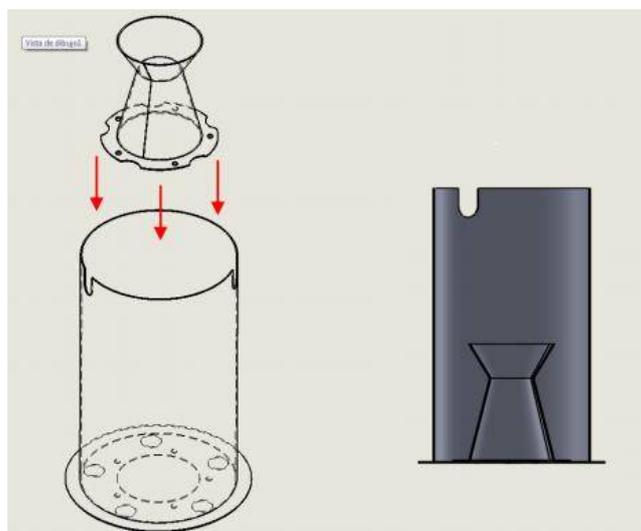


Gráfico 4 - 4. Reactor interior y garganta. (Pérez, 2014)

## Reactor exterior

En el gráfico 4-5 se observa lo que denominamos el reactor exterior. Este posee tres orificios en la parte superior cónica, uno para el ingreso de aire, otro para el sistema de encendido y otro para la medición de la temperatura. La parte cónica cumple con la función de crear un espacio estanco entre los discos que sujetan las distintas partes del reactor. Dado que esta parte debe soportar menores temperaturas se puede utilizar un acero diferente al de las partes interiores del gasificador. Se selecciona el AISI 304, el cual soporta temperaturas de hasta 900°C.

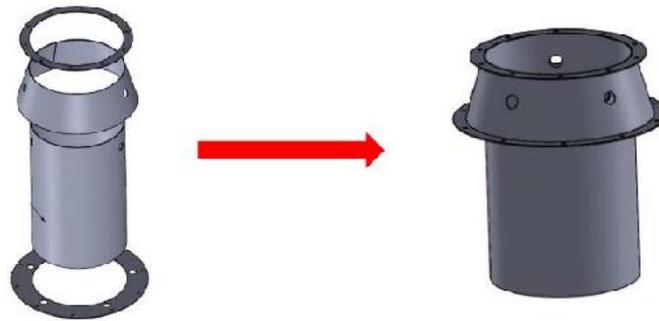


Gráfico 4 - 5. Reactor exterior. (Pérez, 2014)

## Cubierta exterior

La cubierta exterior (gráfico 4-6) permite el pasaje del gas de síntesis al exterior para llegar a la etapa de limpieza acondicionado. Allí es donde se produce el intercambio de calor entre el aire (o agente gasificante) que ingresa y el gas de síntesis que sale del gasificador. Además, sirve como soporte para la parrilla, el sitio donde se depositan las cenizas. Posee en la parte inferior una ventana por la cual se puede acceder al interior del gasificador para realizar la limpieza del mismo.



Gráfico 4 - 6. Cubierta exterior. (Pérez, 2014)

## Parte inferior

En la parte inferior del gasificador se halla la parrilla, la cual se puede mover para evitar obstrucciones. La recogida de cenizas se realiza por la ventana antes mencionada en la cubierta del reactor.

Finalmente, el reactor a escala piloto resultante se puede observar en el gráfico 4-7. Se plantea que, en la zona superior, donde ocurre el secado de la biomasa, exista intercambio de calor entre esta y el gas caliente que abandona el ciclón, el cual constituye la primera etapa de limpieza en caliente del gas producido. Los tubos que se hallan entre el reactor exterior y la cubierta son por los cuales ingresa el aire mientras intercambia calor con el gas de síntesis que egresa del gasificador. En el gráfico 4-8 se pueden apreciar claramente la distribución de las cinco boquillas que alimentan el agente gasificante a la garganta del reactor.

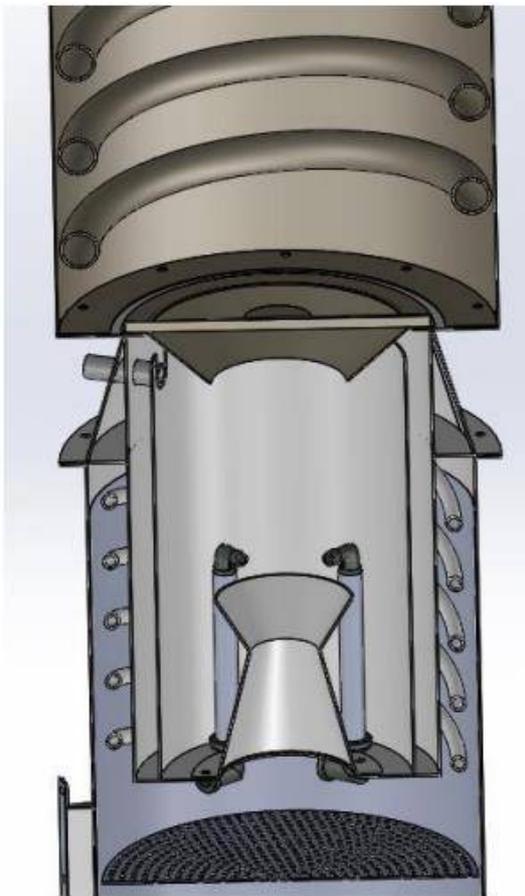


Gráfico 4 - 7. Esquema del gasificador.  
(Toledo, 2015)

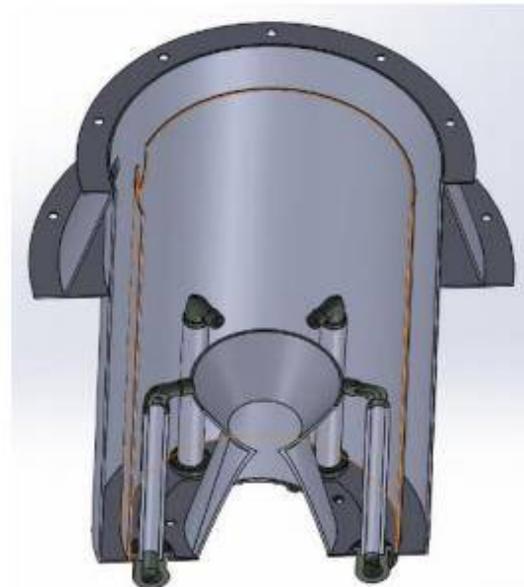


Gráfico 4 - 8. Parte interior del gasificador.  
(Toledo, 2015)

Entre el reactor a escala piloto descrito y un reactor industrial, el cual se busca diseñar, hay notables diferencias en cuanto a tamaño principalmente. De todas formas, es valioso considerar el diseño de prototipos a escala piloto, de los cuales se puede obtener información útil.

# Obtención de las dimensiones del reactor industrial a partir de estimaciones de bibliografía

En el gráfico 4-9 pueden observarse las variables que se estimarán para obtener las dimensiones del reactor a escala industrial.

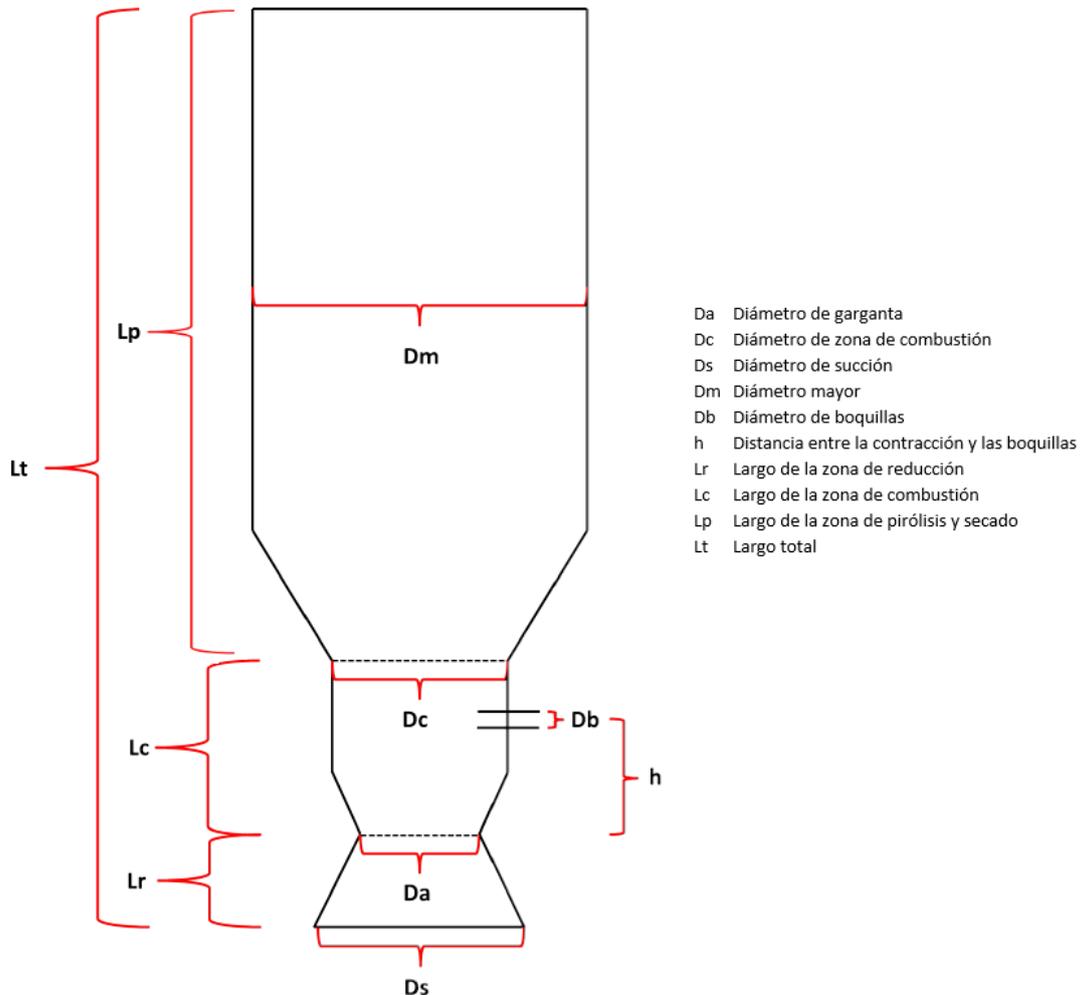


Gráfico 4 - 9. Esquema del gasificador para dimensionar. (Belmar, 2014)

La carga del corazón del reactor  $hI$  se define según la ecuación 4-1. Como ya se mencionó, dicho parámetro es esencial en el diseño de gasificadores, ya que representa el caudal que circula por área transversal de la garganta, además, a partir de este puede obtenerse el diámetro de la garganta.  $F_{gp}$  es el flujo volumétrico del gas de síntesis ( $m^3/h$ ), el cual se estima como 2.3 veces el caudal másico de biomasa alimentado al reactor. Dicho factor se obtiene de relaciones entre la densidad del gas típico producido en la gasificación, considerando una temperatura de  $1000^\circ C$ .  $D_a$  es el área de la garganta.

$$hl = \frac{F_{gp}}{\pi \left(\frac{D_a}{2}\right)^2} \left[ \frac{m^3}{cm^2 h} \right]$$

**Ecuación 4 - 1**

Normalmente hl se considera comprendido entre 0.4 y 0.6. Con estos límites y la ecuación 4-1 se pueden calcular un rango para obtener Da.

A partir de del diámetro Da se pueden obtener el diámetro de combustión (Dc), el diámetro de succión (Ds) y el diámetro mayor (Dm) a partir de las ecuaciones 4-2 a 4-4. Para el cálculo de estos rangos se utiliza el valor de Da promedio obtenido, así como para los siguientes.

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

**Ecuación 4 - 2**

$$2.0 \leq \frac{D_s}{D_a} \leq 2.6$$

**Ecuación 4 - 3**

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

**Ecuación 4 - 4**

A partir del área transversal de la garganta se puede obtener un rango para diámetros de boquilla de acuerdo con la ecuación 4-5. "n" representa el número de boquillas del gasificador, las cuales se relacionan con el flujo másico de entrada al reactor. El número de boquillas para un gasificador es impar para que los flujos de agente gasificante no estén enfrentados y ocurra una buena penetración hasta el centro del reactor.

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

**Ecuación 4 - 5**

La distancia entre la contracción de la garganta y las boquillas se puede determinar a partir de la ecuación 4-6. Este rango de valores es el óptimo para asegurar un adecuado tiempo de residencia para que se produzca la oxidación antes de la etapa de reducción.

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

**Ecuación 4 - 6**

A partir de la ecuación 4-7 se puede obtener la longitud de la zona de reducción ( $L_r$ ). Si bien la longitud de dicha zona fue modelada en el capítulo 2, es decir, que se le puede asignar un valor a priori, se realizará la estimación de esta forma y se comparará con los resultados ya obtenidos.

$$0.65 \leq \frac{2 L_r}{D_a + D_s} \leq 1.0$$

Ecuación 4 - 7

En relación con la longitud de la zona de reducción se pueden calcular las longitudes de la zona de la zona de combustión ( $L_c$ ), longitud total ( $L_t$ ) y longitud de la zona de pirólisis y secado ( $L_p$ ) de acuerdo con las ecuaciones 4-8 a 4-10.

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

Ecuación 4 - 8

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

Ecuación 4 - 9

$$L_p = L_t - (L_c + L_r)$$

Ecuación 4 - 10

El rango de valores que se menciona es debido a que no se especifica una materia prima en particular, las estimaciones son válidas para un amplio rango de materias primas.

Utilizando las ecuaciones 4-1 a 4-10 se obtienen los resultados mostrados en la tabla 4-1, considerando que se alimentan 1121 kg/h de biomasa al gasificador.

Tabla 4 - 1. Dimensiones del gasificador.

<b><i>Da (diámetro garganta)</i></b>			
<b>límite inferior</b>	0.4	90.59	cm
<b>límite superior</b>	0.9	60.40	cm
<b>Promedio</b>		<b>75.49</b>	<b>cm</b>
<b><i>Dc (diámetro zona combustión)</i></b>			
<b>límite inferior</b>	1.8	135.89	cm
<b>límite superior</b>	2.1	158.54	cm
<b>Promedio</b>		<b>147.21</b>	<b>cm</b>
<b><i>Ds (diámetro succión)</i></b>			
<b>límite inferior</b>	2	150.99	cm
<b>límite superior</b>	2.6	196.29	cm
<b>Promedio</b>		<b>173.64</b>	<b>cm</b>

Tabla 4 - 1. Continuación

<b><i>Dm (diámetro mayor)</i></b>			
límite inferior	3.4	256.68	cm
límite superior	7.7	581.31	cm
<b>Promedio</b>		<b>419.00</b>	<b>cm</b>
<b><i>Db (diámetro de boquillas)<sup>1</sup></i></b>			
límite inferior	0.03	4.36	cm
límite superior	0.08	7.12	cm
<b>Promedio</b>		<b>5.74</b>	<b>cm</b>
<b><i>h (distancia entre la contracción y las boquillas)</i></b>			
límite inferior	0.7	52.85	cm
límite superior	1.2	90.59	cm
<b>Promedio</b>		<b>71.72</b>	<b>cm</b>
<b><i>Lr (largo de la zona de reducción)</i></b>			
límite inferior	0.65	80.97	cm
límite superior	1	124.57	cm
<b>Promedio</b>		<b>102.77</b>	<b>cm</b>
<b><i>Lc (largo de la zona de combustión)</i></b>			
límite inferior	1.4	143.87	cm
límite superior	1.6	164.43	cm
<b>Promedio</b>		<b>154.15</b>	<b>cm</b>
<b><i>Lt (largo total)</i></b>			
límite inferior	0.2	1284.59	cm
límite superior	0.35	734.05	cm
<b>Promedio</b>		<b>1009.32</b>	<b>cm</b>
<b><i>Lp (largo de la zona de pirólisis y secado)</i></b>		<b>752.40</b>	<b>cm</b>

## Caso propio

### Resultados

En el capítulo 2 se había modelado la zona de reducción, considerando que esta era la etapa más lenta del proceso de gasificación y por lo tanto la determinante de la velocidad global del proceso. Del análisis realizado variando parámetros que afectaban el desempeño del gasificador se había llegado a la conclusión que mejor calidad del gas de síntesis se obtenía con los valores de la tabla 4-2.

<sup>1</sup> Se desconocen datos de bibliografía para reactores con capacidad mayor a 350 kg/h. Para realizar el cálculo se utilizó en “n” correspondiente a gasificadores de 350 kg/h que es 9. Pero las boquillas son de mayor diámetro, lo cual compensa el cambio de escala.

Tabla 4 - 2. Valores óptimos para la zona de reducción. (Capítulo 2)

Parámetro	Valor óptimo
Temperatura de ingreso a la zona de reducción	1200 K
Presión de ingreso a la zona de reducción	1 atm
Área transversal	0.79 m <sup>2</sup>
ER	0.25

Del análisis en el capítulo 2 se llegó a la conclusión de que la variación de la velocidad (que se logra variando el área) tenía un leve efecto en el desempeño del gasificador. Con el valor de área de 0.79 m<sup>2</sup> (correspondiente a un diámetro de 1 m) se obtuvieron los perfiles de composiciones del gráfico 4-10. Considerando que para el modelado de la zona de reducción se consideró un área transversal fija, los valores obtenidos de  $D_a$  y  $D_s$  son coherentes con lo obtenido del modelado. Sin embargo, se observa que para una longitud de la zona de reducción de un metro (obtenida del diseño a gran escala) no se obtienen los valores de composición que darían una mayor producción del gas. Si se toma un promedio entre  $D_a$  y  $D_s$  se obtiene un área de 1.22 m<sup>2</sup>. Para dicho área se obtiene el perfil del gráfico 4-11, en el que se observa que para un metro se obtiene un gas con mayor caudal de monóxido de carbono e hidrógeno.

Conforme aumenta el largo de la zona de pirólisis se observa que los perfiles de composición alcanzan un valor final que no presenta una diferencia significativa con respecto a los valores alcanzados para 1 m de longitud. Excepto para el metano, que en 1 m alcanza el doble de la composición de los 4.5 m. Sin embargo, las cantidades de monóxido de carbono e hidrógeno disminuyen. Para evaluar el efecto de la longitud de la zona se calcula la potencia del gas resultante. Los datos de los poderes caloríficos de cada componente se listan en la tabla 4-3.

Tabla 4 - 3. Poderes caloríficos componentes del gas de síntesis.

	Poder calorífico (KJ/kg)
CO	10107.14
CH <sub>4</sub>	50168.75
H <sub>2</sub>	120950.00

Finalmente, para la longitud de 1 m se obtiene una potencia de 4.476 MW y para la de 4.5 m una potencia de 4.471 MW. Ambas potencias teóricas son prácticamente iguales. Por lo que para coincidir con las predicciones de dimensionamiento y reducir el costo en materiales, si se debe hacer un gasificador más largo, se selecciona la longitud de la zona de reducción de 1 m.

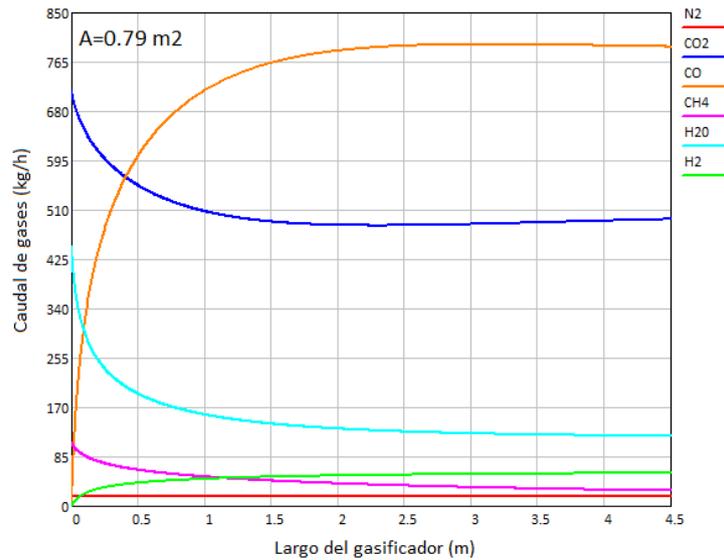


Gráfico 4 - 10. Perfiles de composición en la zona de reducción para las condiciones de la tabla 4-2.

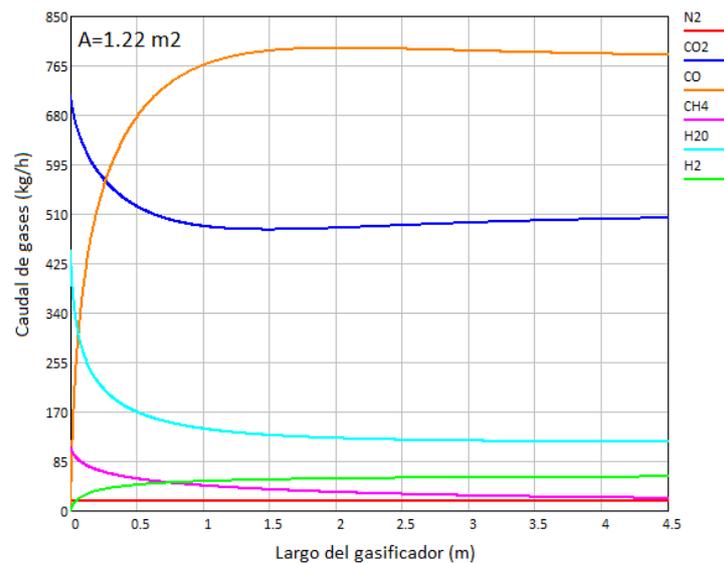


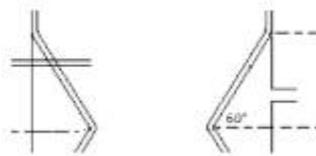
Gráfico 4 - 11. Perfiles de composición en la zona de reducción para un área de  $1.22 \text{ m}^2$ .

Del diseño mecánico del reactor escala piloto abordado se pueden obtener características constructivas para implementar en el diseño del reactor industrial o utilizar algunas de ellas como disparador para nuevas propuestas.

- ✓ Utilizar un reactor interior de un material resistente a muy altas temperaturas, un reactor exterior y entre ellos un aislante para que no ocurran pérdidas de calor en la zona de reacción.
- ✓ Utilizar una cubierta exterior por la que salga el gas e intercambie calor con el oxígeno que se alimenta al gasificador.
- ✓ Se consideró en el capítulo 3 que el gas de síntesis arrastraba fuera de gasificador todo el char y las cenizas formadas como una simplificación para diseñar un sistema de limpieza. Esto en la realidad no ocurre por lo que sería conveniente utilizar una parrilla

con movimiento (para que no se obstruya) que las recoja. Además de un orificio conectado a un conducto aislado en la parte inferior por el que se puedan remover fácilmente de manera continua.

- ✓ Para la construcción utilizar aceros 310, para las zonas expuestas a mayor temperatura, y AISI 304 para las que lo están a menor temperatura.
- ✓ Para la mayoría de los gasificadores el ángulo de inclinación de la garganta se halla entre 45° y 60°. Con respecto al reactor a escala piloto, se considera para el diseño propio que la garganta estará en contacto con las paredes del reactor interior y con un ángulo de 60° como muestra el gráfico 4-12. Las nueve boquillas de alimentación de oxígeno se hallarán a la distancia “h” (mencionada en la tabla 4-1) de la garganta.



**Gráfico 4 - 12. Inclinación de la garganta del gasificador.**

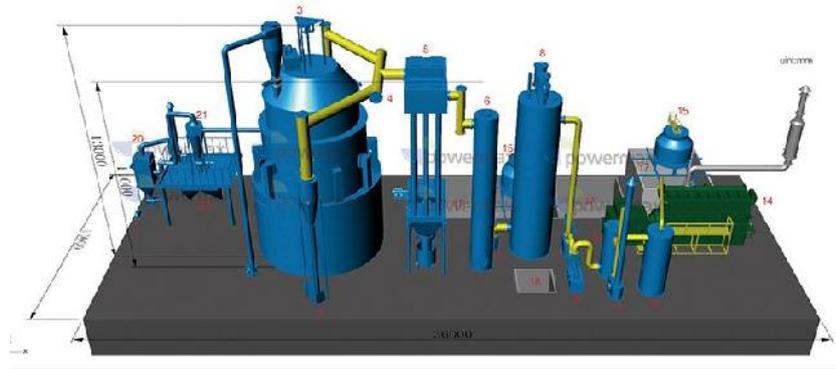
Para el diseño final se toman las medidas obtenidas por las estimaciones para un reactor a gran escala.

La empresa Powermax es una compañía que se dedica a producir sistemas de gasificación de carbón, biomasa y otros desechos. En su página web se pueden encontrar especificaciones técnicas como las presentes en la tabla 4-4 para diferentes tipos de gasificadores. En dicha tabla se observa que los modelos 500DFBG, 600DFBG, 800DFBG y 1000DFBG satisfacen los requerimientos con respecto a la alimentación que se desea procesar. En el gráfico 4-13 se observa un ejemplo del proceso de gasificación que la empresa ofrece para el modelo de gasificador 500DFGB. Dicho gasificador tiene una altura total de 13 m y mediante relaciones entre las medidas informadas por la empresa se puede decir que el diámetro es de aproximadamente 5 m. Por lo tanto, el gasificador diseñado posee medidas similares a un reactor comercial a escala industrial para la capacidad que se desea procesar.

**Tabla 4 - 4. (Powermax, s.f.)**

**Technical Specification of DFBG series Biomass Gasification Power Generation System**

Model	50DFBG	100DFBG	200DFBG	300DFBG	400DFBG	500DFBG	600DFBG	800DFBG	1000DFBG
Rated Power(kw)	50	100	200	300	400	500	600	800	1000
Rated Frequency	50 /60 HZ								
Rated Voltage(V)	220 / 400 / 440 / 6300 / 6600 / 11000 /13800								
Model of Gasifier	DFBG50	DFBG100	DFBG200	DFBG300	DFBG400	DFBG500	DFBG600	DFBG800	DFBG1000
Gasifier Type	Downdraft Fixed Bed Gasifier								
Biomass Moisture Requirement	≤16% (wet basis)								
Biomass Size Requirement	Less than 1cm								
Biomass Consumption(Kg/hr)	50-100	100-200	200-400	300-600	400-800	500-1000	600-1200	800-1600	1000-2000
Gas Production(Nm <sup>3</sup> /h)	125-150	250-300	500-600	750-900	1000-1200	1250-1500	1500-1800	2000-2400	2500-3000
Ash Discharge Type	Dry Ash Type								
Type of Gas Purification	Dry Type Gas Purification System								
Heat Value of Gas	≥1100Kcal/Nm <sup>3</sup>								
Gas Composition	CO-15~20%, CO <sub>2</sub> -8~12%, CH <sub>4</sub> -upto 4% H <sub>2</sub> -10~15% N <sub>2</sub> -45~55%								
Model of Genset	50GFLS	100GFLS	100GFLS	300GFLS	400GFLS	500GFLS	300GFLS	400GFLS	1000GFLS
Qty of Genset	1	1	2	1	1	1	2	2	1



1.Biomass Fuel Blower	8.ESP	15.Cooling Tower	22.Ash Tank
2.Cyclone	9.Booster Fan	16.Water Pump	23.Ash Discharge Transition Hopper
3.Gasifier	10.Water Drop Catcher	17.Cooling Water Pool	24.Water Tank
4.Cyclone	11.Water Bleeding	18. Tar Tank	
5.Air Cooler	12.Gas Flare	19.Condensate Water Pool	
6.Indirect Cooler	13.Buffer Tank	20.Pulse Dust Collector	
7.Isolation Seal	14.Gas Generator Set	21.Cyclone Dust Collector	

Gráfico 4 - 13. Esquema de una planta de gasificación. (Powermax, s.f.)

## Aislación

### Elección del aislante

Como se mencionó anteriormente se utilizará un aislante entre el reactor exterior e interior para evitar pérdidas de calor de la zona de reacción.

El aislante seleccionado es una manta de fibra cerámica dado que soporta temperaturas superiores a 1200°C. Existen de distintas densidades según las condiciones de operación. Su conductividad térmica depende de la densidad elegida y de la temperatura media como se observa en la tabla 4-5.

Tabla 4 - 5. Características del material aislante. (Association of architectural aluminium manufacture, 2001)

Temperatura Media (°C)	Conductividad térmica W/mK para la densidad siguiente		
	64 kg/m <sup>3</sup>	96 kg/m <sup>3</sup>	128 kg/m <sup>3</sup>
100	-	0.041	0.030
300	-	0.079	0.06
600	0.18	0.14	0.12
800	0.27	0.22	0.18
1000	0.42	0.36	0.28

El aislante seleccionado es el que posee una densidad 128 kg/m<sup>3</sup> ya que presenta el coeficiente más bajo de conductividad térmica. Debido a esto es necesario una menor cantidad de este.

## Determinación de cantidad de aislante y pérdidas de calor

Para calcular la cantidad de aislante se desea que el reactor opere en condiciones adiabáticas, es decir que no existan pérdidas de calor. En la realidad esto es imposible de alcanzar ya que requeriría una cantidad infinita de aislante. Por lo tanto, se analizará como varía el flujo de calor con respecto a la cantidad de aislante y se tomará una decisión de diseño.

### Suposiciones

- El valor de la temperatura  $T_1$  se define en 1200 K que corresponde a la entrada de la zona de gasificación. Si bien esta temperatura disminuye a lo largo del gasificador, se considera este valor límite lo cual sobreestima el radio del aislante de manera que se asegure siempre un mínimo flujo de calor.
- El valor del espesor de acero del reactor interior y de los cilindros concéntricos se determina teniendo en cuenta que existe un mínimo determinado para un correcto diseño mecánico. (The European Commission, 2009)
- La temperatura ambiente se considera 298 K.
- Para los cálculos no se consideran las reducciones de área, sino que se suponen cilindros concéntricos como se muestra en el gráfico 4-14.
- Se considera estado estacionario.
- El flujo de calor calculado es el máximo que podría existir ya que la fuerza impulsora es máxima.
- Los valores de los coeficientes de conducción son dados por los fabricantes de los materiales.
- Los valores de coeficientes de convección se obtienen de correlaciones.

El flujo de calor esta dado por la ecuación 4-11.

$$\dot{Q} = \frac{T_1 - T_6}{R_{TOT}}$$

Ecuación 4 - 11

Donde R total se expresa según la ecuación 4-12.

$$R_{TOT} = R_{acero} + R_{aislante} + R_{acero} + R_{convección} + R_{acero} + R_{convección}$$

Ecuación 4 - 12

Finalmente, se llega a la ecuación 4-13.

$$\dot{Q} = \frac{T_1 - T_6}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L k_{ac}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi L k_{ais}} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi L k_{ac}} + \frac{1}{h_1 2\pi L r_4} + \frac{\ln(r_6/r_5)}{2\pi L k_{ac}} + \frac{1}{h_2 2\pi L r_6}}$$

Ecuación 4 - 13

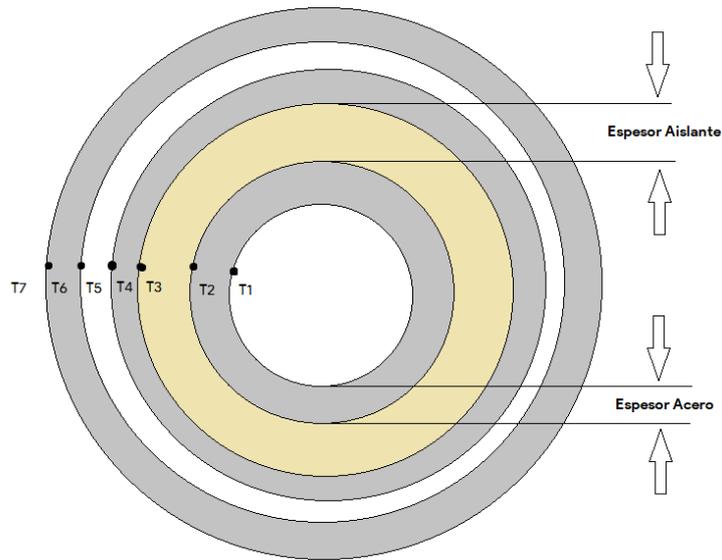


Gráfico 4 - 14. Esquema de un corte transversal del gasificador.

Los parámetros conocidos para los cálculos se indican en la tabla 4-6.

Tabla 4 - 6. Parámetros y datos para los cálculos de transferencia de calor.

Variable	Valor
$r_1$	2 m
$r_2$	$e_{ac1} + r_1$
$e_{ac1}$	10 mm <sup>2</sup>
$r_3$	Espesor aislante + $r_2$
$r_4$	$e_{ac2} + r_3$
$e_{ac2}$	10 mm <sup>2</sup>
$r_5$	0.5 m + $r_4$
$r_6$	$e_{ac2} + r_5$
L	10 m
$T_1$	1200 K
$T_6$	298 K

<sup>2</sup> El espesor mínimo del acero es 5 mm, con un criterio conservador se seleccionó espesor de 10 mm (United Nations Industrial Development Organization, 2016)

Tabla 4 - 6. Continuación

$k_{ac}$	$18.7 \frac{W}{m^2K}$
$k_{ais}$	$0.18 \frac{W}{m^2K}$
$h_1$	$75 \frac{W}{m^2K}$
$h_2$	$25 \frac{W}{m^2K}$

Se grafica la variación de  $\dot{Q}$  con respecto al radio del aislante y se obtiene el gráfico 4-15.

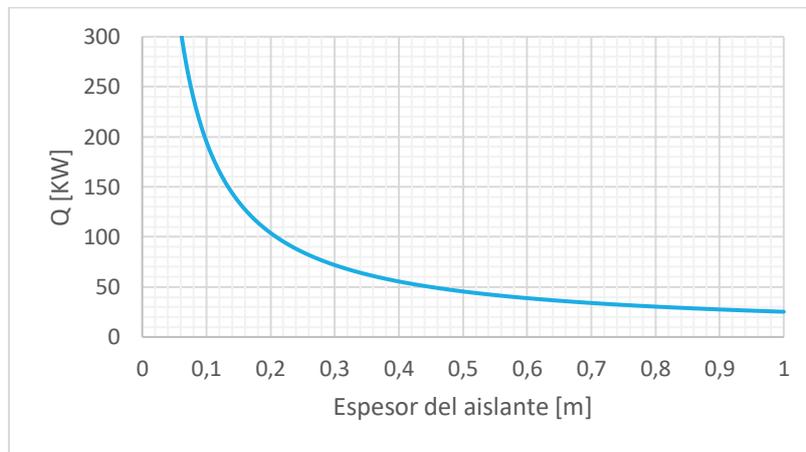


Gráfico 4 - 15. Flujo de calor en función del espesor del aislante.

Para analizar los cambios que provocaría esta pérdida de calor en el perfil de temperaturas, se incorpora un término representativo al balance de energía de la zona modelada (reducción) resultando la ecuación 4-14.

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

Ecuación 4 - 14<sup>3</sup>

El gráfico 4-16 muestra el perfil de temperatura para el caso adiabático y el caso real según el espesor del aislante y el gráfico 4-17 es una ampliación del 4-16.

Como se puede observar en dichos gráficos, la variación de los perfiles de temperatura es despreciable. La máxima variación de temperatura es de 10°C entre el menor radio de

<sup>3</sup> Las pérdidas de calor por unidad de volumen  $\left(\frac{\dot{Q}}{V}\right)$  si se considera todo el volumen del reactor son bajas y poco representativas dado que la mayor pérdida de calor se da en la zona de reducción y combustión. Por lo tanto, se considerará el volumen de estas dos zonas y se diseñará el espesor del aislante. Luego se pondrá el mismo espesor para todo el reactor.

aislamiento y el caso adiabático. Los resultados del modelado para los dos extremos de temperatura pueden observarse en el gráfico 4-18. En los resultados no existen prácticamente diferencias. Las mantas de aislante se comercializan con un espesor que varía entre 10 y 50 cm. Por lo tanto, el espesor seleccionado del aislante es de 10 cm.

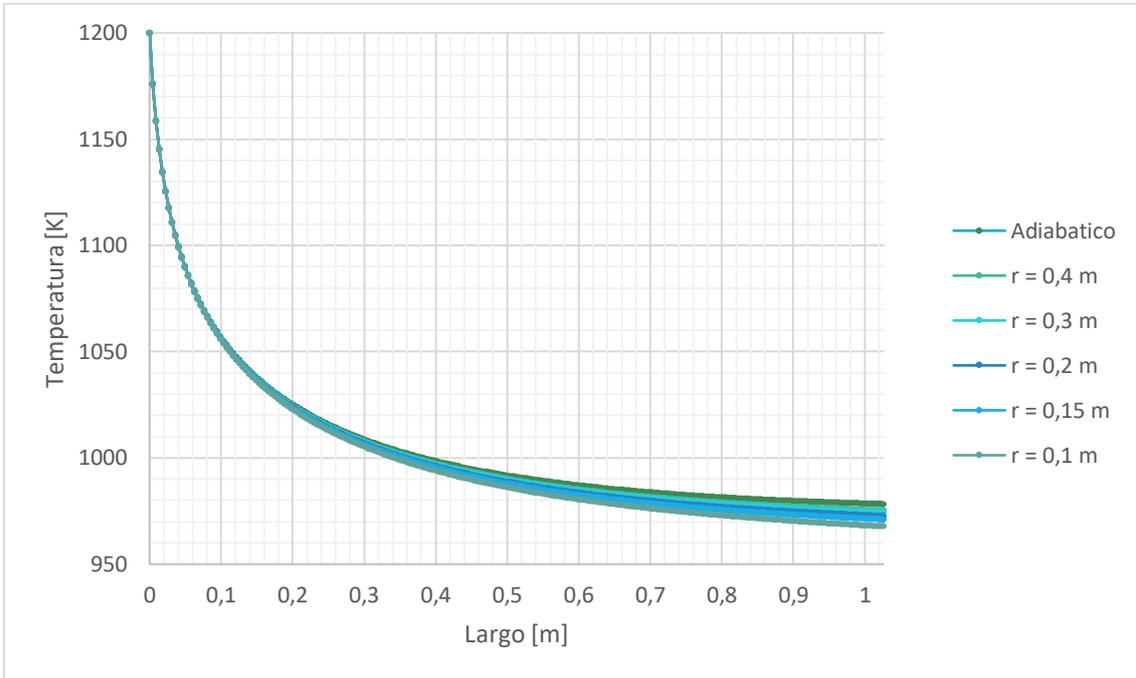


Gráfico 4 - 16. Perfil de temperatura a lo largo de la zona de reducción según radio de aislamiento.

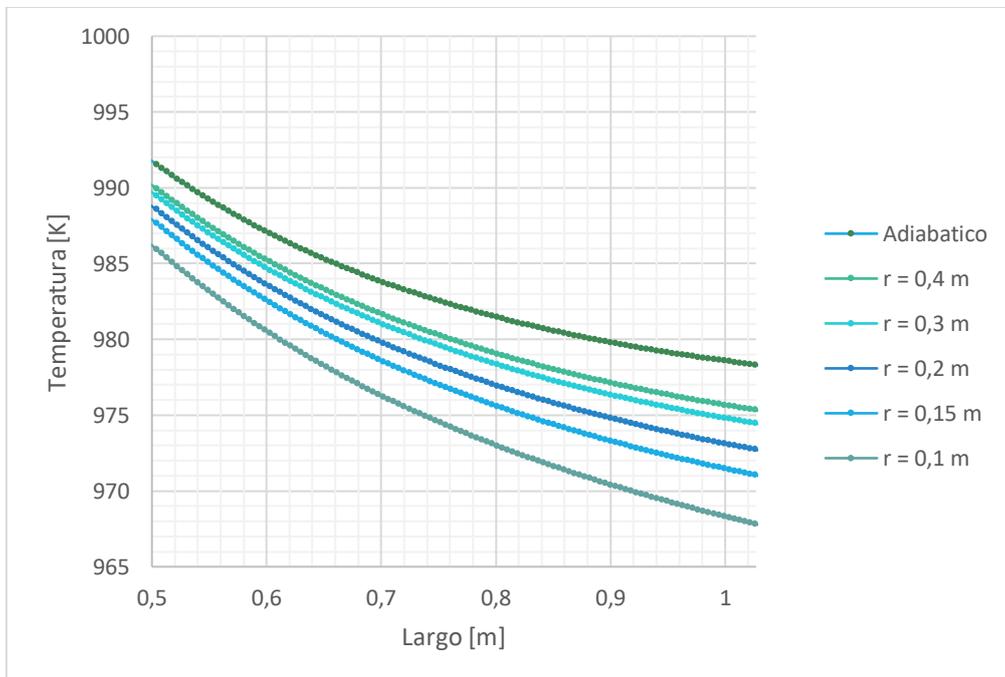


Gráfico 4 - 17. Ampliación del gráfico 4-16.

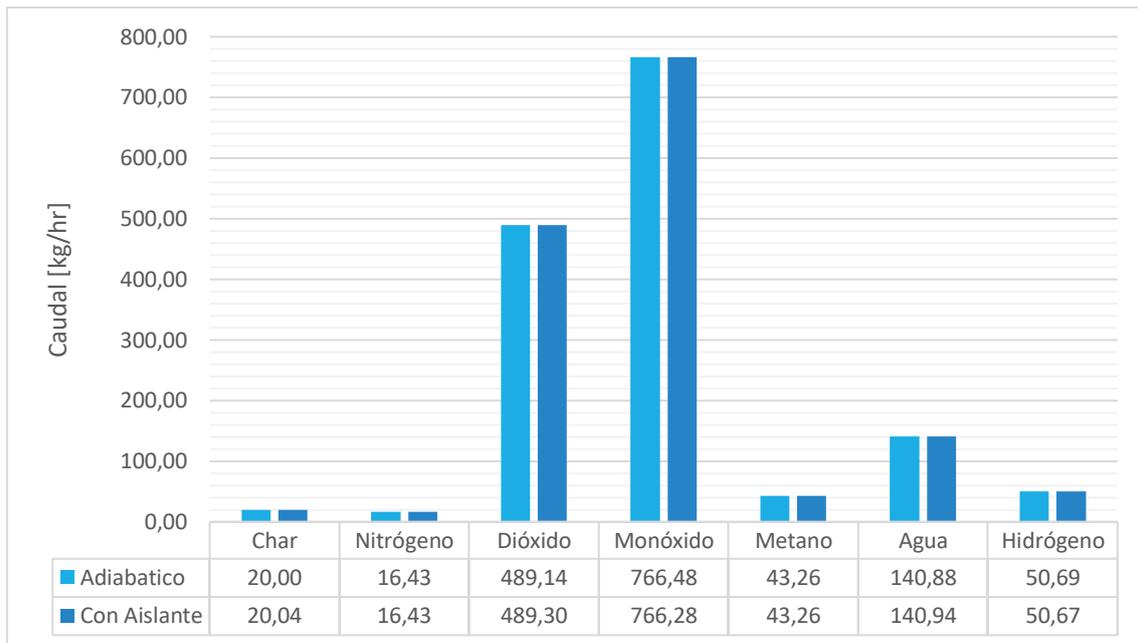


Gráfico 4 - 18. Resultados del modelado considerando caso adiabático y aislante de espesor 10 cm.

## Otras propuestas de diseño

Para el diseño propio se propone que existan tres ingresos de oxígeno al gasificador equidistantes entre sí, dado que se deben alimentar cerca de 400 kg/h de agente gasificante, y nueve boquillas que den a la zona de oxidación.

Se tomó del gasificador piloto la idea de que exista un intercambio de calor entre el gas que sale caliente del gasificador y el oxígeno que se alimenta. A diferencia de dicho gasificador, dado que los diámetros que manejamos son mucho mayores, no se selecciona un serpentín que rodee al reactor. Este, además, podría reducir notablemente el área de flujo para la salida del gas generando caída de presión. Se propone que intercambio se de a través de tres caños verticales de acero AISI 304, que se ramifiquen a su vez en tres en la parte inferior del reactor para alimentar el oxígeno al gasificador por las nueve boquillas.

Ya que los gasificadores del tipo downdraft poseen problemas de distribución del agente gasificante cuando se operan a gran escala, se propone que las boquillas penetren diferentes distancias hacia dentro de la zona de oxidación (gráfico 4-19). Además, estas podrían ayudar a salvar el hecho de alimentar un gran caudal de biomasa. Estas deben ser de un material como el acero AISI 310 para que sean capaces de soportar altas temperaturas. Se desconoce su desempeño en gasificadores, esto pondría restricciones al flujo, por lo tanto, debería analizarse su implementación mediante estudios fluido dinámicos.

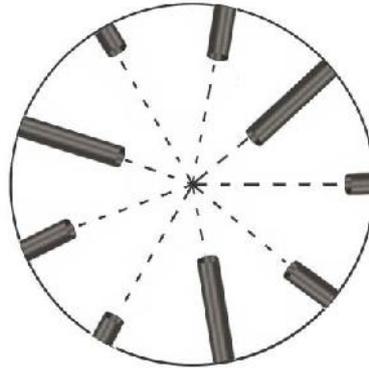


Gráfico 4 - 19. Distribución de las boquillas en el gasificador.

## Características finales del reactor

Con todas las consideraciones desarrolladas anteriormente podemos resumir las características que presentará el gasificador (tabla 4-7).

Tabla 4 - 7. Medidas del gasificador.

<b>Diámetro garganta</b>	75	cm
<b>Material de la garganta</b>	Acero AISI	310
<b>Diámetro interno reactor interior</b>	175	cm
<b>Espesor del reactor interior</b>	10	mm
<b>Material reactor interior</b>	Acero AISI	310
<b>Espesor del aislante</b>	10	cm
<b>Material del aislante</b>	Manta de fibra cerámica	
<b>Diámetro interno del reactor exterior</b>	178.5	cm
<b>Espesor del reactor exterior</b>	10	mm
<b>Material reactor exterior</b>	Acero AISI	304
<b>Diámetro inferior interno (debajo de la contracción)</b>	173	cm
<b>Diámetro interno cubierta exterior</b>	254.5	cm
<b>Espesor de la cubierta exterior</b>	10	mm
<b>Material cubierta exterior</b>	Acero AISI	304
<b>Entradas de aire entre el reactor exterior y la cubierta</b>	3	
<b>Número de boquillas</b>	9 con diferente longitud de penetración a la zona de oxidación	
<b>Diámetro de boquillas</b>	5.75	cm
<b>Distancia entre la contracción y las boquillas</b>	72	cm
<b>Lr (largo de la zona de reducción)</b>	100	cm
<b>Lc (largo de la zona de combustión)</b>	155	cm
<b>Largo total</b>	1000	cm
<b>Lp (largo de la zona de pirólisis y secado)</b>	750	cm

Se considera que la cubierta exterior es un cilindro de radio interior constante de 254.5 cm en los 1000 cm. En la zona de combustión y reducción se considera que la distancia entre el reactor exterior y la cubierta es 75 cm.

El reactor diseñado posee dimensiones comparables a gasificadores industriales comerciales como se analizó anteriormente.

## Automatización

Cualquier planta industrial necesita un sistema de automatización y control, sin embargo, en sistemas a pequeña escala la instrumentación puede llegar a ser relativamente costosa. En el caso particular que refiere a nuestro trabajo, los sistemas de control son indispensables. En una planta industrial de gasificación de biomasa los siguientes procesos son los más automatizados:

- Alimentación de biomasa.
- Nivel de biomasa dentro del tanque.
- Alimentación de agente oxidante.
- Relación aire-gas en la entrada de las turbinas.

Con respecto a la instrumentación utilizada, la más frecuente se ubica en la tabla 4-8.

Tabla 4 - 8. Instrumentación frecuente.

<b>Instrumento</b>	<b>Funciones destacadas</b>
<b>Termocuplas</b>	Medición de temperatura del gas y posible aviso de alta temperatura.  Medición de temperatura en el secador para control.
<b>Manómetros</b>	Caída de presión en equipos.
<b>Transductores de presión</b>	Medición de presión en puntos críticos para control.
<b>Indicador de nivel de biomasa</b>	Mantener la biomasa en un determinado nivel dentro del reactor.
<b>Balanzas</b>	Mantener la extracción de char.
<b>Caudalímetros</b>	Registrar ingreso de biomasa. Mediciones de flujo de gas.
<b>Monitor de O<sub>2</sub></b>	Medición de O <sub>2</sub> en el gas producido.
<b>Analizador de gas</b>	Medición de composición del gas.
<b>Monitor de CO</b>	Seguridad en el ambiente de trabajo.
<b>Medidor de humedad</b>	Medición de la humedad de la biomasa.

## Diagrama cualitativo

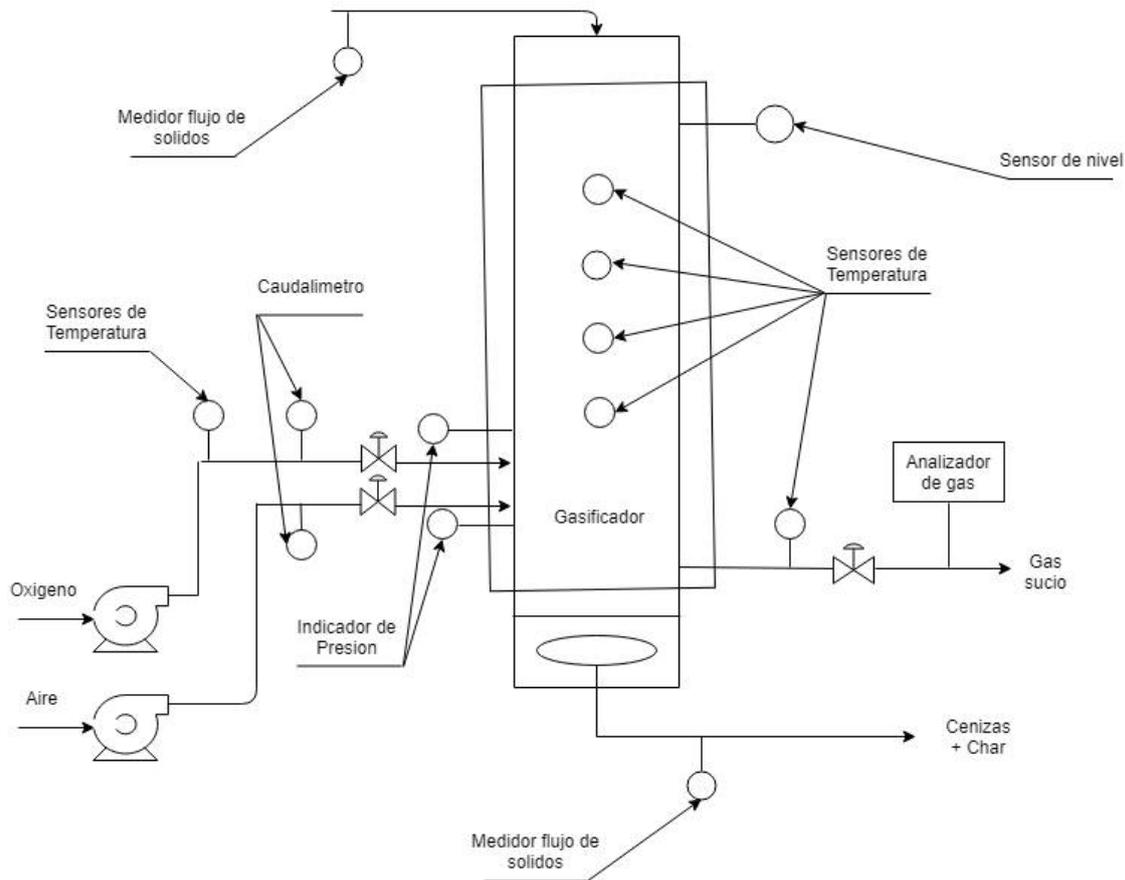


Gráfico 4 - 20. Diagrama cualitativo de instrumentación para control en un gasificador.

## Instrumental necesario

### Instrumentos de medición de caudal másico

Los instrumentos para determinar el caudal másico monitorizan el caudal de sólidos a granel en un proceso. Miden continuamente la fuerza de impacto del material alimentado por gravedad, y convierten esta señal en caudal, para regular la cantidad de sólidos necesarios en un proceso. Pueden medir de forma autónoma o integrarse en sistemas de control de procesos que utilicen protocolos de comunicación estándar. El gráfico 4-21 corresponde a una representación esquemática del mismo.

Los sólidos a granel pasan por el conducto principal del caudalímetro, e impactan en la placa sensora, provocando una flexión mecánica. El caudalímetro convierte en señal eléctrica la deflexión que genera la fuerza horizontal y la transmite al integrador electrónico. Basándose en esta señal el integrador calcula el caudal y el peso totalizado del material. Se basan únicamente en la fuerza horizontal creada por el impacto del producto en la placa sensora. La fuerza

horizontal depende de la masa y de la velocidad de las partículas, del ángulo de impacto en la placa, de las características de amortiguación de las partículas y no están influenciados por variaciones de la fuerza vertical relacionadas con acumulaciones de material en la superficie sin impacto.

La ubicación de este dispositivo debería ser a la entrada del gasificador, para cuantificar el caudal de biomasa que ingresa, y a la salida del mismo si se desea cuantificar el caudal de char que emerge del gasificador.

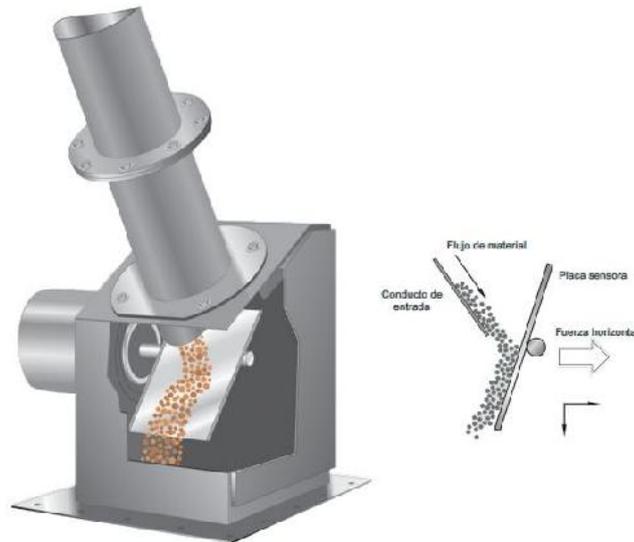


Gráfico 4 - 21. Caudalímetro (Caudal másico) .

## Instrumentos de medición de temperatura

El principal factor que definirá que tipo de sensor de temperatura se necesita en cada caso es, lógicamente, la temperatura que se debe registrar. Según la temperatura, se podrá escoger entre un amplio abanico de termocuplas.

Una termocupla consiste es la unión de dos metales distintos, que en función de la temperatura que experimentan, producen una diferencia de potencial muy pequeña (del orden de mV). Las más utilizadas en la industria se muestran en la tabla 4-9.

Tabla 4 - 9. Termocuplas.

Tipo	Combinación de metales	Sensibilidad	Rango de Temperatura
J	Hierro / Constantan	5,6 mV / 100 °C	- 40 a 750 °C
K	Cromel / Alumel	3,6 mV / 100 °C	- 40 a 1200 °C
T	Cobre / Constantan	4,5 mV / 100 °C	- 50 a 400 °C
E	Cromel / Constantan	7,9 mV / 100 °C	- 40 a 900 °C

Ubicación:

- Alimentación de oxígeno (Termocupla J)
- Gasificador (Termocuplas K)
- Salida de gas sucio (Termocuplas K)

## Instrumentos de medición de caudal de gas

Existen varios tipos de instrumentos de medición de flujo basados en diferentes tecnologías. Los medidores que se deben utilizar en este proceso deben tener la capacidad de transmitir la señal.

Se utilizarán caudalímetros tipo cono en V (gráfico 4-22).

El cono interactúa con el flujo del fluido, modificando su perfil de flujo y creando una región de presión más baja inmediatamente aguas abajo del cono. La diferencia entre la presión estática de la línea y la presión creada puede medirse a través de dos tomas piezosensible. La diferencia de presión se puede incluir en una ecuación derivada de Bernoulli para determinar el caudal de flujo.

Ubicación:

- Salida de los sopladores de aire y oxígeno.

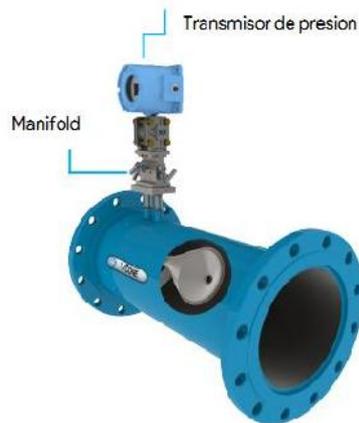


Gráfico 4 - 22. Medidor de caudal de gas.

## Instrumentos de medición de nivel

Se utilizará un medidor de nivel por radar. Sirve para el nivel en continuo y tiene la ventaja que no se requiere que este en contacto con el sólido. Posee un programador manual y permite enviar la información recopilada en línea.

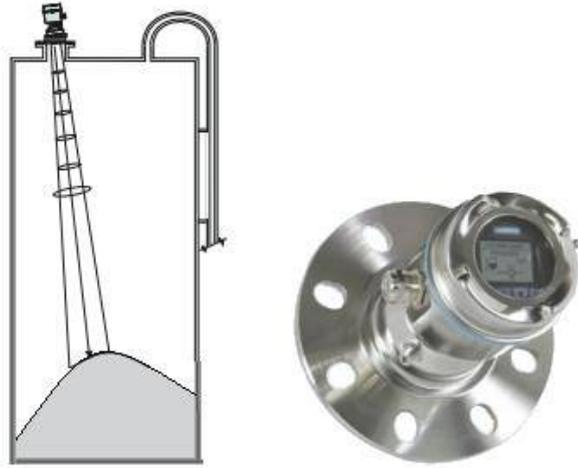


Gráfico 4 - 23. Instrumento para la medición del nivel de sólidos.

### Analizador de gases

Los analizadores de gases (gráfico 4-24) de proceso se utilizan para el cálculo continuo de valores de concentración de uno o varios gases en una mezcla de ellos. El cálculo de la concentración de gases en un proceso sirve para controlar y monitorizar los flujos de proceso, por lo que juega un papel decisivo en la automatización y optimización de procesos y en la seguridad de la calidad del producto. Los procedimientos de análisis con medición in situ se caracterizan por el hecho de que la medición física en la corriente del gas de proceso tiene lugar directamente en la propia tubería. Por eso, al contrario que en el análisis extractivo, no se toma ninguna muestra.

Funciona según el principio de espectroscopía molecular de alta resolución. Para ello, un diodo genera una luz láser en el campo del infrarrojo cercano que es irradiada a través del gas de proceso y recibida por el detector. La longitud de onda de la luz láser está sintonizada con una línea de absorción específica del gas a medir. El resultado es una sola línea molecular totalmente resuelta, cuya forma y capacidad de absorción se analizan.

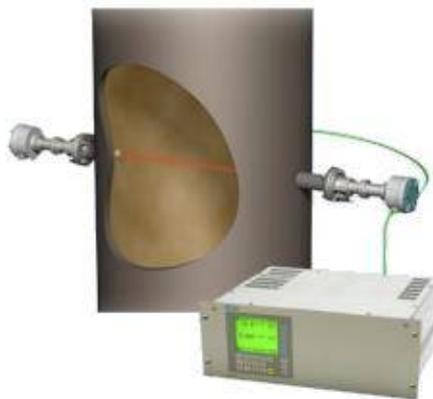


Gráfico 4 - 24. Analizador de gases.

## Válvulas de control

Las válvulas de control son instrumentos que realizan la función de regular el caudal de un fluido que se comanda a distancia por medio de una señal neumática o eléctrica sobre un servomotor que la posiciona acorde a la orden de un controlador. Las válvulas son las encargadas de regular el caudal del fluido de control que modifica el valor de la variable medida y por tanto de la variable controlada. Las válvulas son los principales elementos finales de control.

Se pueden clasificar en tres tipos según como sea el caudal en función de la apertura de la válvula (gráfico 4-25):

- Apertura rápida. Se utilizan principalmente en controles on-off.
- Isoporcentuales. Se utilizan principalmente en procesos rápidos.
- Lineales. Se utilizan principalmente en procesos lentos.

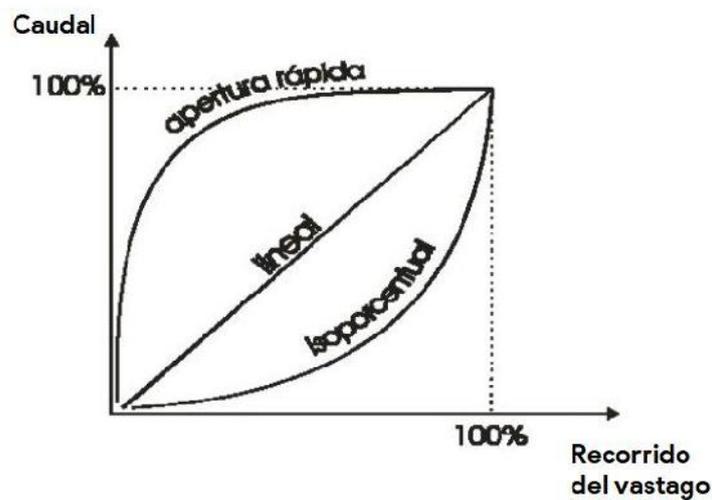


Gráfico 4 - 25. Características de las válvulas de control.

Las elegidas para el proceso tratado son válvulas globo (tipo isoporcentual) como se observa en el gráfico 4-26. Estas son muy buenas reguladoras de flujo y actúan rápidamente.



Gráfico 4 - 26. Válvula reguladora del tipo globo.

## PLC

Un controlador lógico programable, más conocido por sus siglas en inglés PLC (Programmable Logic Controller), se trata de una computadora utilizada en la ingeniería automática o automatización industrial para automatizar procesos electromecánicos, tales como el control de la maquinaria de la fábrica en líneas de montaje o atracciones mecánicas.

El campo de aplicación de los PLCs es muy diverso e incluye diversos tipos de industrias (ej. automoción, aeroespacial, construcción, etc.), así como de maquinaria. A diferencia de las computadoras de propósito general, el PLC está diseñado para múltiples señales de entrada y de salida, amplios rangos de temperatura, inmunidad al ruido eléctrico y resistencia a la vibración y al impacto.

Un PLC es un ejemplo de un sistema de tiempo real donde los resultados de salida deben ser producidos en respuesta a las condiciones de entrada dentro de un tiempo limitado, que de lo contrario no producirá el resultado deseado. Dentro de las ventajas que estos equipos poseen se encuentran que, gracias a ellos, es posible realizar operaciones en tiempo real, debido a su pequeño tiempo de reacción.

## Variables a controlar

Para controlar:

Caudal de alimentación de biomasa	→ Se manipula el mismo caudal
Nivel de biomasa adentro del tanque	→ Se manipula la alimentación de biomasa
Relación oxígeno-biomasa	→ Se manipula el caudal de oxígeno
Temperatura dentro del gasificador	→ Se manipula el caudal de oxígeno

## Control en puesta en marcha

La automatización de la puesta en marcha consiste en un control basado en un controlador lógico programable (PLC) que controla las siguientes acciones:

- Control automático sobre el posicionador ON-OFF que permite ingresar biomasa al equipo desde una tolva basado en el sensor de nivel ultrasónico.
- Control automático sobre un soplador de aire secundario para el encendido.
- Control automático sobre el inyector de combustible.
- Control automático sobre un extractor de cenizas + char.
- Control automático referido a parada de emergencia.

## Bibliografía

---

- Anaya-Durand, A., & Pedroza-Flores, H. (enero-junio de 2008). Escalamiento, el arte de la ingeniería química: Plantas piloto, el paso entre el huevo y la gallina. *Tecnología, Ciencia, Educación*, 23(1), 31-39.
- Association of architectural aluminium manufacture. (2001). *THERMAL*. Sudafrica: AAAMSA.
- Belmar, A. M. (2014). Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa. Santiago de Chile, Chile: Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología.
- DASTECS. (10 de 06 de 2019). Obtenido de <https://www.dastecsrl.com.ar/>
- Direct Industry. (30 de 06 de 2019). Obtenido de <http://www.directindustry.es/>
- FLV Industrial Valves. (10 de 06 de 2019). Obtenido de <https://www.flourvalve.net/index.php/es/>
- González-Castellanos, D. C. (2000). *Principios básicos del escalado*. Ciudad de Matanzas: Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba, Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos, Centro de Estudios de Combustión y Energía (CECYEN) .
- Pérez, D. M. (Octubre de 2014). Diseño de un gasificador de pequeña potencia eléctrica. Barcelona, España: Universidad Politécnica de Cataluña - Universidad de Barcelona.
- Powermax. (s.f.). *Powermax - The Worldwide Leader in Biomass Gasification Technology*. Obtenido de Powermax DFBG Power Plant: [http://www.powermaxgasifier.com/article\\_read\\_158.html](http://www.powermaxgasifier.com/article_read_158.html)
- Reed, T. B., & Das, A. (1998). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Golde, Colorado: Biomass Energy Foundation.
- Sanjeevi Gandhi, A., Kannadasan, T., & Suresh, R. (2015). Biomass Downdraft Gasifier: Controller Using Intelligent Techniques. *INTECH*, 107-128.
- The European Commission. (Diciembre de 2009). Final Guideline for Safe and Eco-friendly Biomass Gasification.
- Toledo, O. P. (13 de Enero de 2015). Diseño y construcción de un sistema de generación de energía mediante gasificación de biomasa. Barcelona, España: Departamento de Ingeniería Eléctrica - Universidad Politécnica de Cataluña.
- United Nations Industrial Development Organization. (Diciembre de 2016). Minimum Quality Standards for Biomass Gasification Plants. Nueva Delhi, India.
- Urbano, F. J. (2016). Escalado de una torre de Absorción. *Proyecto fin de grado de Ingeniería Química*. Sevilla, España: Dep. Ingeniería Química y Ambiental, Escuela Técnica Superior de Ingeniería; Universidad de Sevilla.
- Vijay Daniel, P., & Sanjeevi Gandhi, A. (2019). Enhanced Conventional PID controller for Temperature Control in Woody Gasifier using Searching Algorithms. *International Journal of Innovative Technology and Exploring Engineering*, 438-442.

Zubair, M. (2016). *Biomass Gasification Systems*. Islamabad: NUST.

# Capítulo 5

## Sistema de purificación



## Resumen Ejecutivo

En este capítulo se tratará el diseño de alguno de los equipos de separación mencionados en capítulos anteriores. Dichos equipos son un ciclón, para remover el material particulado más grueso; un lavador húmedo (wet scrubber), para eliminar el material particulado más fino a la vez que absorbe amoníaco, y dos torres de absorción: una para absorber amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) y otra para absorber sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ). La primera es con la finalidad de no sobrepasar las emisiones permitidas de  $\text{NO}_x$  una vez que el gas sea quemado en la turbina, y, la otra torre para absorber  $\text{H}_2\text{S}$  con el fin de cumplir los requerimientos del gas de síntesis para su uso en turbinas. El absorbedor de sulfuro de hidrógeno opera con una solución de MEA, la cual es regenerada en un equipo de destilación flash.

Tabla R5 1. Ciclón.

Dimensión	Valor
<b>Diámetro del ciclón <math>D_c</math></b>	0.759 m
<b>Altura de entrada <math>a</math></b>	0.3798 m
<b>Ancho de entrada <math>b</math></b>	0.1519 m
<b>Altura de salida <math>S</math></b>	0.3798 m
<b>Diámetro de salida <math>D_s</math></b>	0.3798 m
<b>Altura parte cilíndrica <math>h</math></b>	1.139 m
<b>Altura parte cónica <math>z</math></b>	1.899 m
<b>Altura total del ciclón <math>H</math></b>	3.038 m
<b>Diámetro salida partículas <math>B</math></b>	0.284 m

	Entrada ciclón	Salida ciclón
<b>Temperatura (<math>^{\circ}\text{C}</math>)</b>	693	693
<b>Presión (Pa)</b>	101325	100689
<b>Caudal (kg/h)</b>		
<b>Char + Cenizas</b>	76.410	15.000

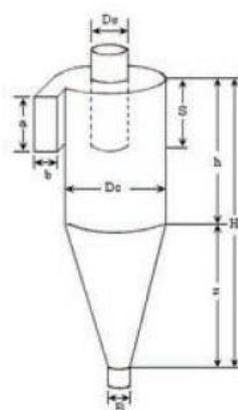


Tabla R5 2. Lavador húmedo.

	G1	L2	L1	G2
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1531.966	1497	1529.3	1499.66
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	13.580	0	13.580	0
<b>Caudal <math>\text{NH}_3</math> (kg/h)</b>	12.591	0	0.776	11.815
<b>Presión (Pa)</b>	101325	101325	101325	101325
<b>Temperatura (<math>^{\circ}\text{C}</math>)</b>	80	25	44.74	44.74

Dimensiones	
Diámetro:	0.46 m
Altura:	0.6 m

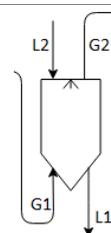
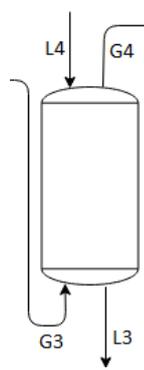


Tabla R5 3. Torre de Absorción de amoníaco.

	G3	L4	G4	L3
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1499.66	6537	1369.96	6666.48
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	11.815	0	0.0158	11.799
<b>Presión (Pa)</b>	300000	300000	300000	300000
<b>Temperatura (°C)</b>	44.74	25	25.05	29.53



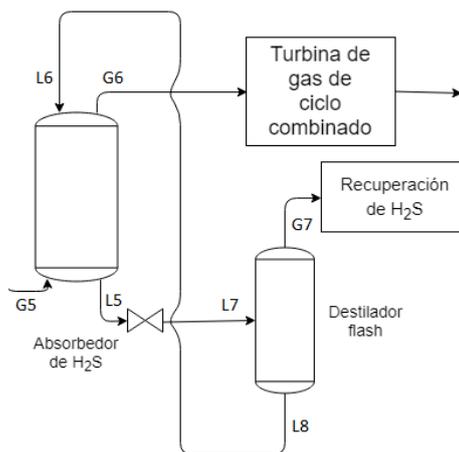
**Dimensiones del relleno**

Diámetro: 0.6 m

Altura: 5.2 m

Tabla R5 4. Sistema de limpieza de H<sub>2</sub>S.

	G5	L6	L8	G6	G7	L7
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1369.96	6933.50	6904.78	890.00	508.68	7413.46
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	484.77	0	4,97	12.624	472.52	477.49
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.0158	0.001	0	0.0158	0	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7732	0.0291	0.0291	0.00062	0.7727	0.8018
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	0	1257.30	1257.2	0.022	0.097	1257.30
<b>Presión (Pa)</b>	500000	500000	500000	500000	100000	100000
<b>Temperatura (°C)</b>	25.05	25	55.87	25.4	55.87	55.89



**Dimensiones del relleno del absorbedor de H<sub>2</sub>S**

Diámetro: 0.46 m

Altura: 7.36 m

**Dimensiones del destilador flash**

Diámetro 0.61 m

Altura: 3.35 m

## Introducción

En este capítulo se tratará el diseño de alguno de los equipos mencionados en el capítulo 3 correspondiente a balances de materia. En el gráfico 5-1 se puede observar el esquema resultante de los equipos necesarios para la separación.

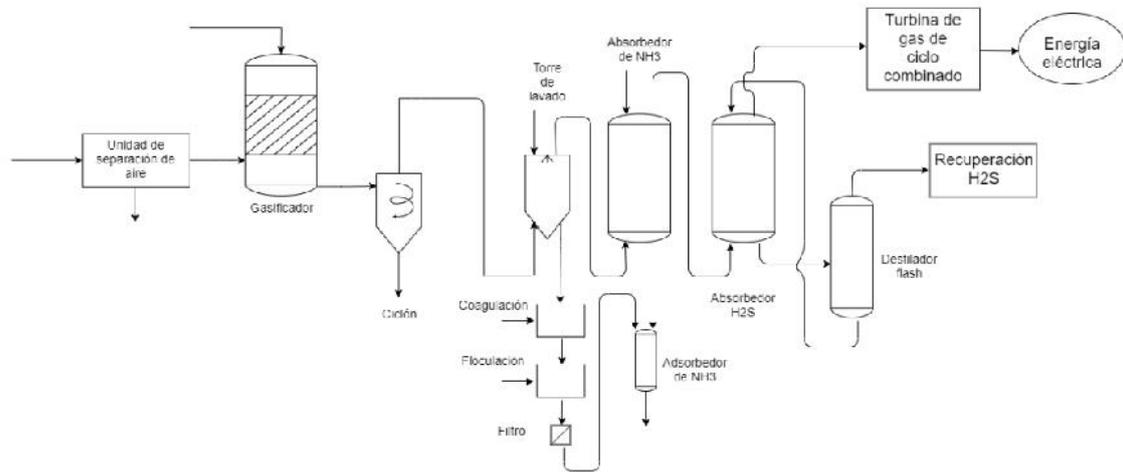


Gráfico 5 - 1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de gasificación<sup>1</sup>.

Los equipos que se diseñarán son los siguientes:

- Ciclón
- Lavador Húmedo
- Torre de absorción de amoníaco
- Torre de absorción de sulfuro de hidrógeno
- Destilador para la regeneración de aminas.
- Adsorbedor de  $\text{NH}_3$

## Ciclón

Un separador ciclónico es un dispositivo ampliamente utilizado en la remoción de partículas de una corriente, en este caso gaseosa. Se basan en el principio de impactación inercial, generado

---

<sup>1</sup> En el diagrama no se detallan equipos auxiliares como intercambiadores de calor, compresores, bombas, etc.

por la fuerza centrífuga. Las dimensiones relativas de un separador ciclónico se pueden observar en el gráfico 5-2.

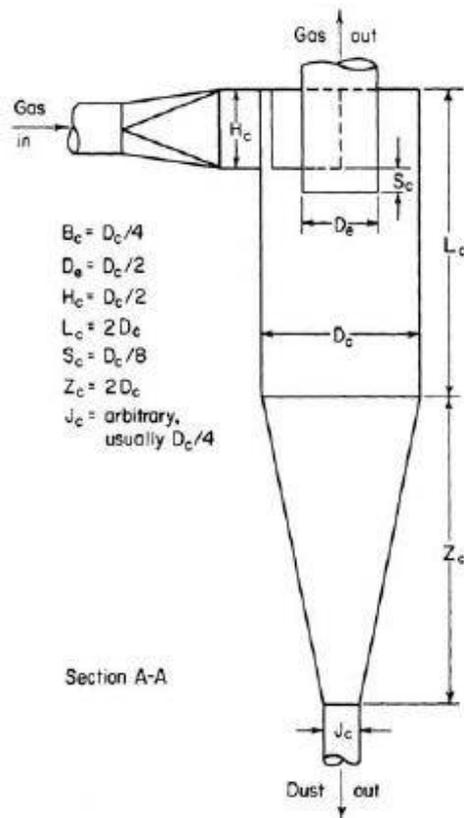


Gráfico 5 - 2. Ciclón genérico. (Perry, 1997)

Los ciclones se diseñan dependiendo de las necesidades que se requieran. Es indispensable conocer la distribución de las partículas, lo cual se trató en el capítulo 3. Una de las consideraciones que deben tenerse acerca de los separadores ciclónicos es que la velocidad de entrada debe ser mayor que 22 m/s, esta velocidad es determinante para la separación. A partir de esta velocidad pueden calcularse las dimensiones del ciclón y, en caso de ser necesario, analizar la necesidad de colocar varios ciclones en paralelo. También puede ser conveniente para una mejor separación de material particulado colocar dos o más ciclones en serie.

Existen diferentes tipos de ciclones:

- 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  $\mu\text{m}$  con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes. Los ciclones de alta eficiencia tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón. Por lo general, el diseño del ciclón está determinado por una limitación especificada de caída de presión, en lugar de cumplir con alguna eficiencia de control especificada.

- Los ciclones de alta capacidad están garantizados solamente para remover partículas mayores de 20  $\mu\text{m}$ , aunque en cierto grado ocurra la colección de partículas más pequeñas.

Se utilizará un ciclón de alta eficiencia del tipo Stairmand dado que se debe cumplir con un requerimiento que afecta a partículas de 4 a 10  $\mu\text{m}$ . Si se cumple dicho requerimiento, existen altas probabilidades de que se cumplan los límites de partículas mayores. Las características de este ciclón se encuentran en la tabla 5-1.

Tabla 5 - 1. Características del ciclón.

Dimensión	Relación con Dc	Valor
Diámetro del ciclón Dc	Dc/Dc	1
Altura de entrada a	a/Dc	0.5
Ancho de entrada b	b/Dc	0.2
Altura de salida S	S/Dc	0.5
Diámetro de salida Ds	Ds/Dc	0.5
Altura parte cilíndrica h	h/Dc	1.5
Altura parte cónica z	z/Dc	2.5
Altura total del ciclón H	H/Dc	4
Diámetro salida partículas B	B/Dc	0.375

## Definiciones de interés y formulas

- Factor de configuración G: El factor de configuración resulta de relacionar algunas proporciones normalizadas por el diámetro del ciclón

$$G = \frac{8 Kc}{(Ka Kb)^2}$$

Ecuación 5 - 1

Donde:

Ka = Relación altura de entrada con diámetro del ciclón a/Dc

Kb = Relación ancho de entrada con diámetro del ciclón b/Dc

- Factor dimensional Kc

$$Kc = \frac{(Vsc + \frac{Vr}{2})}{Dc^3}$$

Ecuación 5 - 2

Donde:

$V_{sc}$  = Volumen evaluado sobre la salida del ciclón [m<sup>3</sup>].

$$V_{sc} = \frac{\pi}{4} \left( S - \frac{a}{2} \right) (Dc^2 - Ds^2)$$

**Ecuación 5 - 3**

$V_r$  = Volumen evaluado sobre la longitud natural del ciclón [m<sup>3</sup>]. Se debe cumplir  $L < H - S$

$$V_r = \frac{\pi}{4} Dc^2(h - S) + \frac{\pi}{12} Dc^2(L + S - h) \left( 1 + \frac{Kl}{Dc} + \frac{Kl^2}{Dc^2} \right) - \frac{\pi}{4} Dc^2L$$

**Ecuación 5 - 4**

Donde:

$Kl$  = Factor de dimensiones lineales

$$Kl = Dc - (Dc - B) \left( \frac{S + L - h}{z} \right)$$

**Ecuación 5 - 5**

- Longitud natural del ciclón: corresponde a longitud necesaria para iniciar el vórtice ascendente, tomada desde la altura superior del ciclón. [m]

$$L = 2.3 Ds \sqrt[3]{\frac{Dc^2}{a b}}$$

**Ecuación 5 - 6**

- Tiempo de relajación: es el tiempo necesario para que una partícula alcance la velocidad terminal de caída [s].

$$Ti = \frac{\rho p Dpi^2}{18\mu}$$

**Ecuación 5 - 7**

Donde:

$\rho p$  = Densidad de la partícula [kg/m<sup>3</sup>]

$Dpi$  = Diámetro de la partícula [m]

$\mu$  = Viscosidad del gas [kg/m s]

- Exponente del vórtice n: El exponente del vórtice resulta de relacionar la velocidad tangencial y el radio de giro de un movimiento en forma de vórtice. Los análisis teóricos revelan que n debe ser igual a 1.0 en ausencia de fricción de pared (vórtice libre). No obstante, las mediciones reales señalan que n puede variar de 0.5 a 0.7 de acuerdo con el tamaño del ciclón y la temperatura

$$n = 1 - (1 - 0.67 Dc^{0.14}) \left(\frac{T}{283}\right)^{0.3}$$

Ecuación 5 - 8

Donde:

T = Temperatura en K

- Numero de giros N

$$N = \frac{1}{a} \left(h + \frac{z}{2}\right)$$

Ecuación 5 - 9

- Eficiencia fraccional por intervalos de tamaño

$$ni = 1 - e \left[ -2 \left( \frac{G Ti Q (n + 1)^{0.5}}{Dc^3} \right)^{\frac{0.5}{n+1}} \right]$$

Ecuación 5 - 10

- Velocidad de saltación: En los ciclones, la velocidad de entrada es un parámetro fundamental; velocidades muy bajas permiten la sedimentación de partículas y neutralizan el efecto de la fuerza centrífuga generando disminución en la eficiencia de colección; velocidades muy altas pueden resuspender partículas previamente colectadas, disminuyendo también la eficiencia. Por lo tanto, una 'velocidad de saltación' en el ciclón se utiliza para explicar por qué la eficiencia de colección algunas veces descendía con incrementos en la velocidad de entrada

$$Vs = \frac{4.913 W Kb^{0.4} Dc^{0.067} \sqrt[3]{Vi^2}}{\sqrt[3]{1 - Kb}}$$

Ecuación 5 - 11

Donde:

Vi = Velocidad de entrada al ciclón [m/s].

W = Velocidad equivalente [m/s].

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 9.8 \cdot \mu (\rho_p - \rho)}{3 \rho^2}}$$

Ecuación 5 - 12

Donde:

$\rho$  = Densidad del gas [kg/m<sup>3</sup>]

- Caída de presión

$$\Delta P = 0.5 \rho V_i^2 N_h$$

Ecuación 5 - 13

Donde:

$N_h$  = número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón.

$$N_h = \frac{16 a b}{D_s^2}$$

Ecuación 5 - 14

## Diseño

A partir del área del ducto se obtiene  $D_c$ :

$$Area = a b = 0.5 D_c 0.2 D_c = \frac{Caudal}{V_i} = \frac{1.841}{22} \rightarrow D_c = 0.759$$

Ecuación 5 - 15

Luego se obtienen todos los parámetros de diseño, los cuales se hallan en la tabla 5-2.

Tabla 5 - 2. Parámetros de diseño.

Dimensión	Valor
<b>Diámetro del ciclón <math>D_c</math></b>	0.759 m
<b>Altura de entrada <math>a</math></b>	0.3798 m
<b>Ancho de entrada <math>b</math></b>	0.1519 m
<b>Altura de salida <math>S</math></b>	0.3798 m
<b>Diámetro de salida <math>D_s</math></b>	0.3798 m
<b>Altura parte cilíndrica <math>h</math></b>	1.139 m
<b>Altura parte cónica <math>z</math></b>	1.899 m
<b>Altura total del ciclón <math>H</math></b>	3.038 m

Tabla 5 - 2. Continuación

<b>Diámetro salida partículas B</b>	<b>0.284 m</b>
<b>Factor de configuración G</b>	558.4
<b>Numero cabezas de velocidad NH</b>	6.4
<b>Numero de vórtices</b>	5.5
<b>Caída de presión</b>	635.8 Pa

Con los datos presentados anteriormente se calculan las eficiencias fraccionales, las cuales se encuentran en la tabla 5-3.

Tabla 5 - 3. Eficiencias fraccionales del separador ciclónico.

<b>Rango de tamaño</b>	<b>Dp medio</b>	<b>Eficiencia</b>
<b>4 a 10 µm</b>	7	73%
<b>10 a 20 µm</b>	15	68%
<b>20 a 50 µm</b>	35	97%

Los resultados y condiciones de la simulación se detallan en la tabla 5-4. El ciclón se opera a altas temperaturas ya que no resulta conveniente realizar el intercambio de calor previamente, debido a problemas operacionales como depósitos e incrustaciones que se pueden dar en el intercambiador de calor.

Tabla 5 - 4. Eliminación de partículas en el separador ciclónico.

<b>Entrada ciclón</b>		<b>Salida ciclón</b>	
Temperatura (°C)	693	Temperatura (°C)	693
Presión (Pa)	101325	Presión (Pa)	100689
<b>Composición (kg/h)</b>		<b>Composición (kg/h)</b>	
<b>Char + Cenizas</b>	75.977	<b>Char + Cenizas</b>	13.58
<b>H<sub>2</sub></b>	48.423	<b>H<sub>2</sub></b>	48.423
<b>CO</b>	766.757	<b>CO</b>	766.757
<b>H<sub>2</sub>O</b>	140.875	<b>H<sub>2</sub>O</b>	140.875
<b>CO<sub>2</sub></b>	489.250	<b>CO<sub>2</sub></b>	489.250
<b>CH<sub>4</sub></b>	43.258	<b>CH<sub>4</sub></b>	43.258
<b>N<sub>2</sub></b>	16.436	<b>N<sub>2</sub></b>	16.436
<b>NH<sub>3</sub></b>	12.591	<b>NH<sub>3</sub></b>	12.591
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0.796	<b>H<sub>2</sub>S</b>	0.796
<b>Caudal másico total</b>	<b>1594.363</b>	<b>Caudal másico total</b>	<b>1531.966</b>
<b>Desecho</b>			
<b>Composición (kg/h)</b>			
<b>Char + Cenizas</b>	62.397		
<b>Caudal másico total</b>	62.397		

El gas con las partículas que no se han logrado eliminar en el ciclón pasa posteriormente por un lavador húmedo que las retiene.

## Contacto gas-líquido

---

### Equipos de contacto gas líquido

El propósito de los equipos para las operaciones gas-líquido es permitir el contacto íntimo entre los fluidos. La finalidad es que se lleve a cabo la difusión interfacial de los componentes. La velocidad de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases y de los coeficientes de transferencia, que aumentan con la turbulencia de las fases, lo que implica costos operativos. Generar una alta área de transferencia se obtiene dispersando una fase en la otra, es decir, gas en el líquido, mediante la formación de burbujas; ó líquido en gas, en forma de gotas o película. En el presente trabajo se plantean un lavador y dos absorbedores.

- Dispersión de gas en líquido: se da en equipos como las columnas o tanques de burbujeo y agitados o torres de platos, siendo estas últimas las más importantes del grupo.
- Dispersión de líquido en gas: se da en equipos como los lavadores Venturi, torres de paredes mojadas, torres y cámaras de aspersion o torres empacadas, siendo estas últimas las más importantes del grupo.

### Paquetes termodinámicos

Para la efectiva simulación de procesos químicos es imprescindible una correcta elección del paquete termodinámico a utilizar. Para equipos en los que el gas de síntesis está en contacto con agua, como es el caso del lavador húmedo y de la torre de absorción de amoníaco se selecciona como paquete termodinámico NRTL. Dicha elección se basa en los siguientes diagramas.

Para simular el absorbedor de sulfuro de hidrógeno es necesario que se encuentre representado el comportamiento que presentan las aminas, reaccionar mediante equilibrios ácido-base con los gases ácidos para removerlos. Para ello, el software Unisim R 390.1 presenta un paquete termodinámico especial para aminas.

Para la fase gaseosa se utilizó en todas las simulaciones un comportamiento de gas ideal.

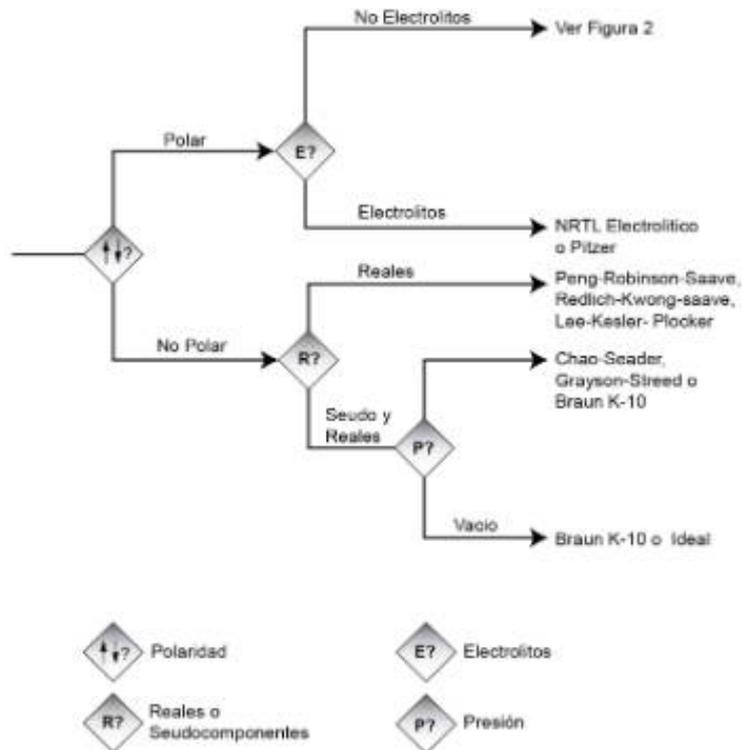


Gráfico 5 - 3. Diagrama parte 1.

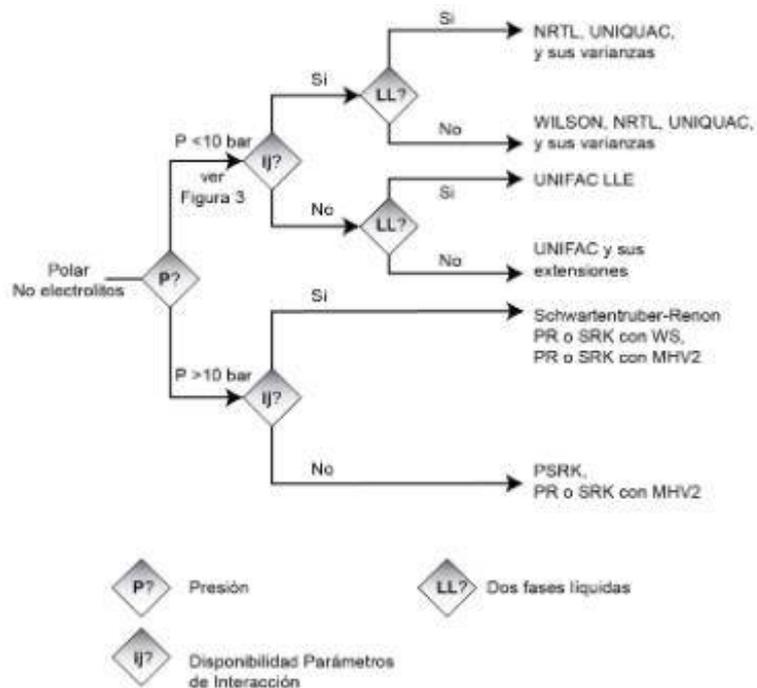


Gráfico 5 - 4. Diagrama parte 2.

## Lavador húmedo (Wet Scrubber)

Para remover el material particulado más fino y el amoníaco necesario de la corriente gaseosa se propuso en el capítulo 3 utilizar un lavador húmedo. En el presente capítulo se plantea la utilización de dos equipos en serie: el primero, un lavador húmedo con la finalidad de remover las partículas más finas y, posteriormente, un absorbedor para alcanzar la cantidad de amoníaco requerida.

Los dispositivos que cumplen la función de absorbedores como son las torres de platos, torres empacadas, torres de paredes mojadas o lavadores de spray, entre otros, podrían servir en la remoción de partículas finas. Ocurre que el material particulado puede traer problemas operacionales en torres empacadas o de platos. Es conveniente utilizar lavadores del tipo spray, en los que las partículas se incorporen a las gotas de agua y sean separadas del gas. Dentro de los lavadores del tipo spray se encuentran los lavadores Venturi, un esquema de estos puede observarse en el gráfico 5-5.

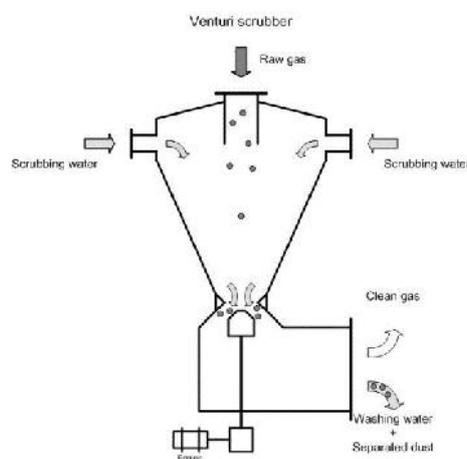


Gráfico 5 - 5. Lavador Húmedo.

Un lavador Venturi consiste en una sección convergente, una garganta y un difusor. La mezcla de polvo y gas fluye a través del tubo Venturi y alcanza la velocidad máxima en la sección de la garganta. A partir de ahí, la mezcla pasa al difusor donde la velocidad vuelve a descender. Se agrega líquido al flujo de gas en la sección de la garganta o antes. Debido a la alta velocidad producida por el gas y el líquido (el cual presenta un caudal mucho menor al del gas), el agua se libera en finas gotas. Es una instalación que no requiere un gran volumen como otros tipos de lavadores húmedos.

Este tipo de equipos se puede emplear también para absorber sustancias solubles en agua como el amoníaco, utilizando un mismo equipo para ambas funciones. Sin embargo, esto no es conveniente, ya que para la separación del amoníaco es necesario poseer una gran área interfacial y es beneficioso que el gas tenga tiempos de residencia prolongados para que se produzca la transferencia de masa. Se propone emplear dos equipos en serie, un lavador Venturi con la finalidad de separar el material particulado y, a continuación, un absorbedor destinado a la eliminación de amoníaco.

Para este caso particular se utilizarán 1.5 m<sup>3</sup>/h de agua a temperatura ambiente (25°C aproximadamente) que ingresan al lavador con una presión de 1 atm.

Este equipo se simula como una torre de absorción de una etapa ideal. La temperatura de entrada del gas es 80°C e ingresa a una presión de 1 atm.

Los resultados y condiciones de la simulación se detallan en las tablas 5-5 a 5-8. En el gráfico 5-6 se observa una ampliación del diagrama de flujo del proceso sobre el equipo tratado. Se obtiene un diámetro de 0.46 m y una altura de 0.6 m.

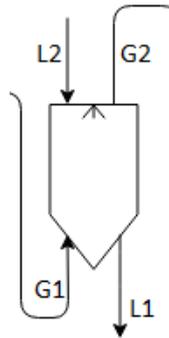


Gráfico 5 - 6. Esquema de la torre de lavado descrita.

Tabla 5 - 5. Especificaciones de la corriente gaseosa de entrada al lavador.

<b>G1</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1531.966
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	13.580
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.423
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	766.757
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	140.875
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	489.250
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.258
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.436
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	12.591
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.796
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	80

Tabla 5 - 6. Especificaciones de la corriente de agua de lavado.

<b>L2</b>	
<b>Caudal de agua (kg/h)</b>	1497
<b>Caudal volumétrico (m<sup>3</sup>/h)</b>	1.5
<b>Temperatura (°C)</b>	25
<b>Presión (Pa)</b>	101325

Tabla 5 - 7. Especificaciones de la corriente de agua de lavado a la salida del lavador.

<b>L1</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1529.3
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	13.580
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.0007
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0.23615
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	1514.5
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.20796
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0.0009
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.0014
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.776
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.0011
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	44.74

Tabla 5 - 8. Especificaciones de la corriente de gas de síntesis a la salida del lavador.

<b>G2</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1499.66
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.422
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	766.52
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	123.38
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	489.04
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.257
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.435
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	11.815
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7949
<b>Presión (Pa)</b>	101325
<b>Temperatura (°C)</b>	44.74

Como se mencionó anteriormente en este equipo se eliminan principalmente partículas sólidas que no han sido eliminadas por el ciclón, sin embargo, dado la alta solubilidad del amoníaco un 6.2% es absorbido. En la simulación se obtiene como resultado que existen otras sustancias que se transfieren al agua debido a su solubilidad, pero los porcentajes son pequeños y no es la finalidad de esta etapa de limpieza del gas.

## Separación de partículas

Las partículas contenidas en el líquido deben ser separadas para que el líquido pueda ser bombeado nuevamente al wet scrubber. Dado que son de pequeño diámetro es conveniente realizar un proceso de coagulación-floculación antes de la separación.

La coagulación-floculación es una técnica química de tratamiento de agua que mejora la capacidad de eliminación de partículas en un proceso de sedimentación o filtración. La coagulación neutraliza cargas y forma una masa gelatinosa que une partículas, aumentando el tamaño de modo que puedan quedar retenidas en un filtro o sedimentar. La floculación mueve suavemente las partículas, para que se unan en masas mayores.

En agua las partículas suelen presentar cargas negativas que se repelen entre sí. Para desestabilizar las cargas de las partículas se agregan coagulantes. Los coagulantes son sustancias con cargas opuestas a las de los sólidos en suspensión para neutralizar las cargas de sólidos no decantables. Los coagulantes pueden ser: coagulantes minerales u orgánicos, como sales de hierro y aluminio o polímeros orgánicos; aditivos de floculación, como sílice activada, talco o carbón activado; floculantes aniónicos o catiónicos y reactivos de control del pH como ácidos y bases. Al neutralizarse las cargas las partículas se pegan unas con otras formando microfloculos. En la etapa de floculación se realiza una mezcla suave que aumenta el tamaño de los aglomerados uniendo entre sí los microfloculos. Luego ocurre un proceso de separación que puede ser sedimentación, flotación o filtrado.

## Absorción de gases

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido.

La rapidez con la cual se disolver un componente gaseoso de una mezcla en un líquido absorbente depende de la desviación del equilibrio que existe; por lo tanto, es necesario considerar las características en el equilibrio de los sistemas gas líquido.

Los equipos más importantes en los procesos de contacto gas-líquido, como es la absorción de gases, son las torres empacadas y las torres de platos. Cada una de ellas presenta características que las vuelven favorables para ciertos procesos y no para otros. Columnas de pequeño diámetro, medios corrosivos, caídas de presión bajas, bajas restricciones de líquido y líquidos que forman espuma favorecen la utilización de torres empacadas. Por otra parte, cargas variables de líquido y/o vapor, presiones superiores a la atmosférica, bajas velocidades de líquido, grandes diámetros, muchas etapas, elevados tiempos de residencia del líquido, posible

ensuciamiento y esfuerzos térmicos o mecánicos que podrían provocar la rotura del relleno favorecen la utilización de las torres de platos.

## Rellenos

Existen requisitos para la selección del relleno para el caso de las torres empacadas. Se detallan a continuación:

1. Proveer gran área interfacial L-G en poco volumen. El líquido debe mojar al relleno.
2. Permitir buen flujo L-G, o sea alta porosidad, de modo de poder manejar mayores caudales a través de la sección transversal de torre.
3. Ser químicamente inertes con respecto al gas y al líquido que se estén utilizando.
4. Ser fuertes, para permitir fácil manejo e instalación.
5. Ser baratos.

Los empaques pueden ser aleatorios o regulares.

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan a la torre durante la instalación y se dejan caer en forma aleatoria. Para construir estos rellenos se utilizan diversos materiales: cerámica, metales, plásticos y carbono. Los anillos de metal y plástico son más eficaces que los de cerámica puesto que sus paredes pueden ser más finas. La elección del material dependerá de la naturaleza del fluido y la temperatura de operación: el empaquetado cerámico es útil para líquidos corrosivos, pero no para disoluciones fuertemente alcalinas. El plástico es atacado por algunos disolventes orgánicos y sólo debe usarse cuando no se sobrepasan temperaturas moderadas (por ejemplo, no son útiles en columnas de rectificación). Tanto el relleno metálico como especialmente el cerámico se pueden romper fácilmente.

Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que para los empaques aleatorios.

Para los absorbedores a diseñar se utilizarán rellenos al azar.

En el mercado se encuentran disponibles múltiples rellenos (gráfico 5-7) como son los anillos Rasching, las monturas Intalox o Berl y los anillos de Pall, entre otros, realizados en diferentes materiales y tamaños.

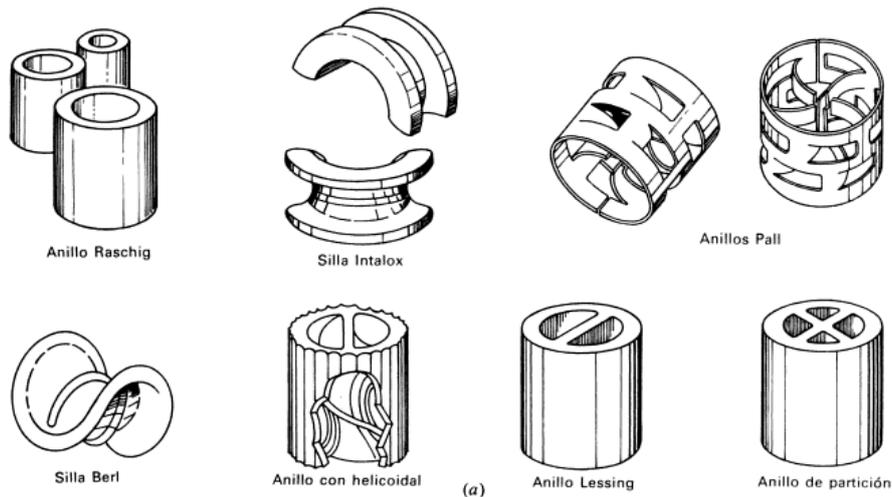


Gráfico 5 - 7. Tipos de rellenos aleatorios.

Los anillos Pall tienen la forma aproximada de los anillos Raschig, excepto que las paredes han sido abiertas y se han adicionado superficies interiores y deflectores como se puede observar en el gráfico 5-7. Estos cambios eliminan los defectos que presentan los anillos Raschig, por los cuales no son del todo satisfactorios, en el relleno de columnas de gran diámetro. El espacio libre disponible incrementado de los anillos Pall, resulta en grandes mejoramientos de la capacidad. Cuando son comparados con los anillos Raschig, la capacidad de los anillos Pall muestra un incremento de por lo menos el 80%, y cuando son comparados con cualquier relleno del tipo de "montura", es hasta, por lo menos, del 40%. Además, los anillos Pall producen una caída de presión menor que para rellenos como los anillos Rasching o monturas de porcelana. En el gráfico 5-8, se observa que los anillos Pall presentan menor altura equivalente de plato teórico (HETP) que los anillos Raschig, esta altura corresponde con la altura de relleno requerida por cada etapa teórica del absorbedor. Esto demuestra que es conveniente el empleo de anillos Pall por sobre otros rellenos.

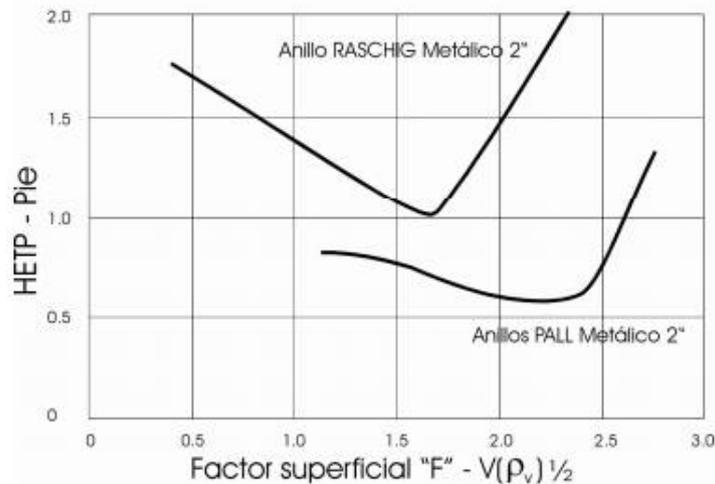


Gráfico 5 - 8. Comparación entre anillos Raschig y Pall según HTPE. (Besora Hnos)

Los rellenos plásticos, como los de polipropileno, han reemplazado ampliamente a la cerámica y el metal en muchas operaciones de absorción, destilación, extracción y transferencia de calor con contacto directo. Algunos ejemplos son instalaciones para la absorción de alcanolamina y separación de gases ácidos, en rellenos cuya altura excede los 5 m y temperaturas de picos de hasta 100-110°C, en absorbedores y separadores de carbonato de potasio caliente, en extracción de líquidos en compuestos sulfurosos y en torres de absorción, de destilación, extracción, etc. En la tabla 5-9 puede observarse una tabla de especificaciones para diferentes tamaños de anillos Pall.

Tabla 1. Especificaciones anillos Pall de plástico. (The Pall Ring Company)

Serie	Tamaño de empaquetamiento	Espacio Libre (%)	Anillos Pall termoplásticos			Peso específico (kg/m <sup>3</sup> )		
			Área superficial (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Cantidad por unidad de volumen (nro/m <sup>3</sup> )	Factor de empaquetamiento (1/m)	PP	PVDF	PVC
16	16	320	213000	315	110	110	198	165
25	25	209	49360	176	69	69	128	107
38	38	127	12120	107	52	52	99	82
50	50	100	5960	80	45	45	84	70
90	90	59	1090	51	42	42	67	56

Generalmente, los tamaños más pequeños de empaques al azar suelen ofrecer superficies específicas mayores (y mayores caídas de presión), pero los tamaños mayores cuestan menos por unidad de volumen. Los tamaños de empaque de 25 mm (aprox. 1") o mayores se utilizan generalmente para flujo de gas de 0.25m<sup>3</sup>/s, 50 mm (aprox. 2") o mayores para un flujo del gas de 1 m<sup>3</sup>/s. Dado que el flujo de gas que se maneja es inicialmente de 0.73 m<sup>3</sup>/s se seleccionará un relleno de 1.5" (aprox. 38 mm). Analizando en el simulador Unisim 390.1 la altura equivalente de plato teórico del relleno de anillos Pall según el tamaño la diferencia entre 1 y 2 pulgadas es de 0.02 m aproximadamente, lo cual no influye de gran manera en los resultados que se obtendrán.

## Disolvente

Otro aspecto muy importante a tener en cuenta en los absorbedores es el disolvente a utilizar, el cuál debe cumplir ciertas características:

- Solubilidad del gas. La solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente. En general, los disolventes de naturaleza química similar a la del soluto que se va a absorber proporcionan una buena solubilidad.
- Volatilidad. El disolvente debe tener una baja presión de vapor para minimizar las pérdidas por evaporación y evitar la transferencia de este a la corriente gaseosa.

- Corrosión. Los materiales de construcción del equipo no deben ser atacados por el disolvente.
- Costo. El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente.
- Viscosidad. Se prefiere la viscosidad baja debido a la rapidez en la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.
- Misceláneos. Si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento.

### Absorbedor de $\text{NH}_3$

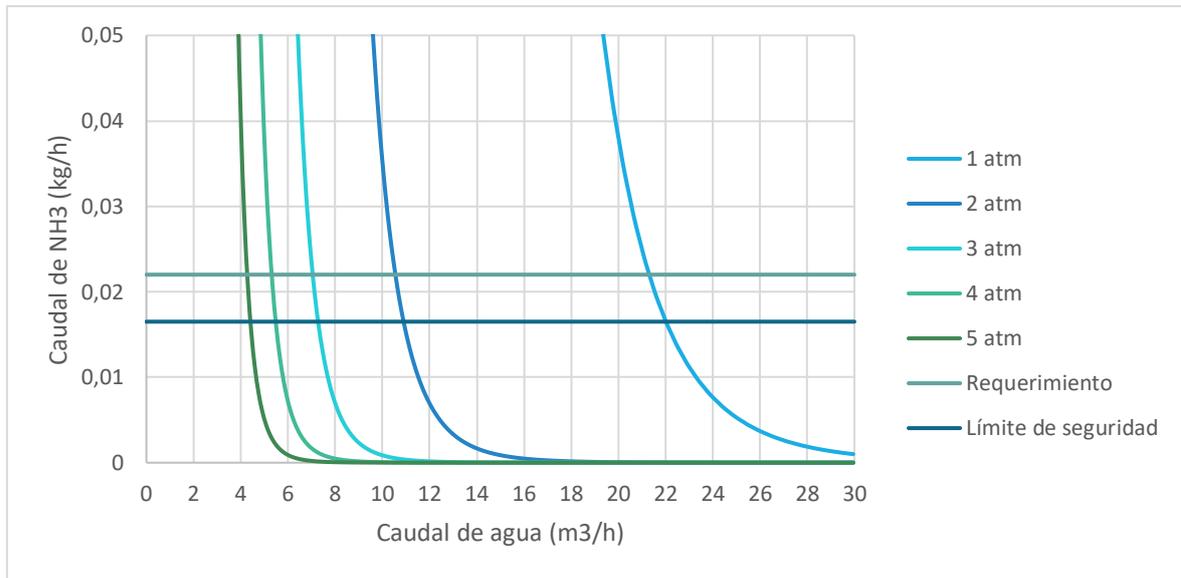
Dado que se desea eliminar amoníaco de la corriente gaseosa para cumplir con los límites mencionados en el capítulo 3, se diseñará una torre de absorción para tal fin. En dicho capítulo se estimó que la máxima cantidad que debía contener el gas antes de ser quemado era de 0.022 kg/h para que no sean superadas las emisiones de  $\text{NO}_x$ . Se selecciona agua como disolvente de absorción, aprovechando que el amoníaco es muy soluble en agua (89.9 g/100 ml (0°C)) y que este como disolvente cumple con las características mencionadas anteriormente. Se utilizará agua a temperatura ambiente (aproximadamente 25°C).

La torre que se utilizara es una torre rellena, dado que la solubilidad del amoníaco, como ya se mencionó, es alta en agua, por lo que no son requeridos altos tiempos de residencia del líquido. En este caso conviene tener una alta área interfacial, brindada por un empaque. Para el empaque se seleccionará uno aleatorio. El relleno elegido son anillos tipo Pall de plástico de 1.5 pulgadas.

En el gráfico 5-9 se observa el caudal de amoníaco presente en la salida del absorbedor en función del caudal de agua utilizado fijando 10 etapas, el parámetro es la presión de operación. Se observa que al aumentar la presión en el absorbedor para una misma cantidad de etapas provoca una disminución en el caudal de agua necesario para cumplir con los requerimientos. Esto es debido a que la solubilidad de los gases se favorece con el aumento de la presión y la disminución de la temperatura. Al operar a 100 kPa se requieren aproximadamente 22 m<sup>3</sup>/h, lo que corresponde a 22000 kg/h de agua, para lograr la separación, considerando un valor del 75% del límite como margen de seguridad. Dicho valor es demasiado elevado considerando que se procesan aproximadamente 1500 kg/h de gas. Para lograr la separación a presión atmosférica con un caudal no tan elevado se requeriría de muchas más etapas. Es por ello que se decide operar la torre a una presión mayor a la atmosférica.

Si se duplica la presión de operación, de 100 a 200 kPa, la cantidad de agua se reduce a la mitad, es decir 11 m<sup>3</sup>/h. Al pasar de una presión de operación de 200 a 300 kPa, la cantidad de agua requerida disminuye en 4 m<sup>3</sup>/h aproximadamente, pero al pasar de 300 a 400 kPa solo disminuye menos de 2 m<sup>3</sup>/h. Es por ello que se decide operar la torre de absorción a una presión

de 300 kPa. Esta presión permite reducir el caudal de agua notablemente y mayores presiones no muestran grandes ventajas frente a los costos de construcción y operación.

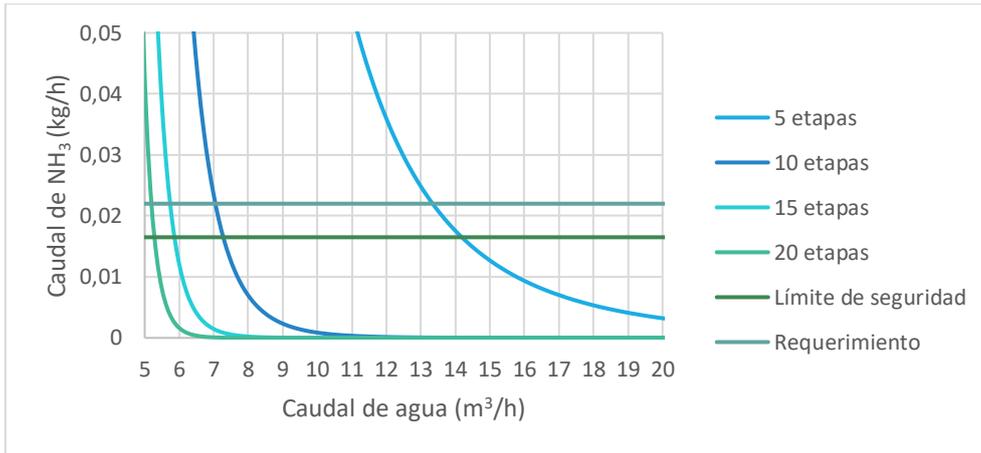


**Gráfico 5 - 9. Caudal de amoníaco en función del caudal de agua para diferentes presiones de operación.**

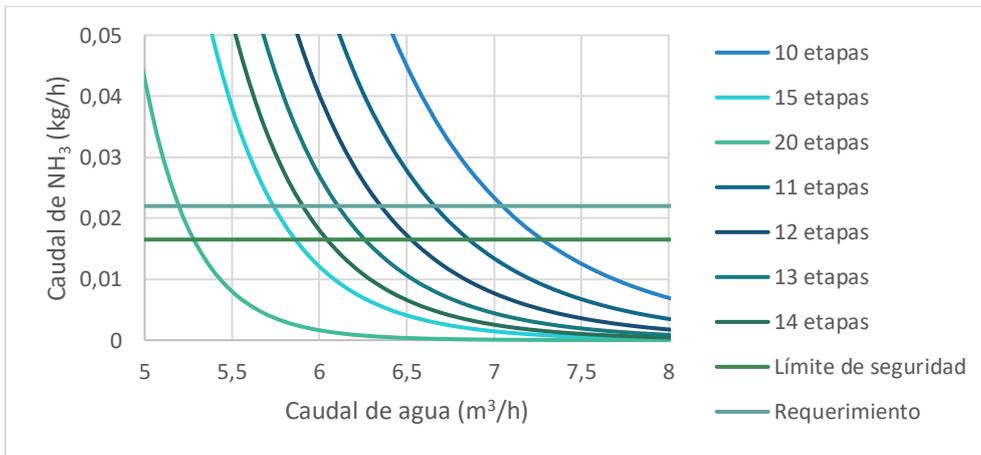
Habiendo seleccionado una presión de operación, se debe seleccionar el número de etapas de la torre para poder fijar el caudal necesario de agua para lograr cumplir el requerimiento. Aquí se ponen en juego dos variables, el costo fijo de la construcción de la torre completa y el costo variable de la corriente de agua que debe ser bombeada.

Para seleccionar la cantidad de etapas se realizará un análisis similar al anterior, para una presión de 300 kPa se grafica el caudal de amoníaco en la corriente de salida en función del caudal de agua requerido para diferentes cantidades de etapas ideales. Los resultados se observan en el gráfico 5-10. En un primer análisis sería conveniente operar entre 10 y 15 etapas, entre 5 y 10 etapas se obtiene una notable reducción en el caudal de operación y más allá de 15 etapas la reducción del caudal es pequeña al aumentar las etapas. En el gráfico 5-11 se agregan las curvas de etapas entre 10 y 15 para profundizar el análisis.

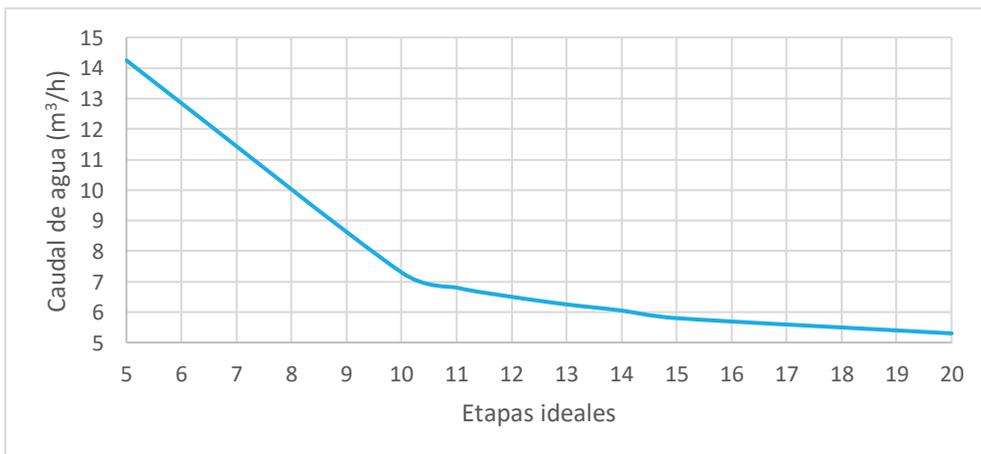
En el gráfico 5-12 se puede notar que al aumentar el número de etapas se reduce el caudal de agua necesario para lograr la separación y esta variación no es lineal. Para lograr la separación con 5 etapas se requieren 14.2 m<sup>3</sup>/h de agua mientras que para lograrla con 10 etapas se requiere la mitad del caudal, aproximadamente 7.1 m<sup>3</sup>/h. Para lograr la separación con 20 etapas se requieren 5.2 m<sup>3</sup>/h, a medida que aumenta el número de etapas la ventaja en la reducción del caudal es menor. Como se propuso operar entre 10 y 15 etapas, si se calcula el caudal de agua intermedio para las dos situaciones se obtiene un caudal próximo al que se corresponde con 12 etapas. Por esta razón se propone una torre de 12 etapas ideales, la cual requiere para lograr la separación un caudal de agua de 6.55 m<sup>3</sup>/h. Dicho caudal de agua nos da una relación L/G de 4.9, lo cual resulta razonable.



**Gráfico 5 - 10. Caudal de amoníaco en función del caudal de agua para diferentes cantidades de etapas ideales.**



**Gráfico 5 - 11. Caudal de amoníaco en función del caudal de agua para diferentes cantidades de etapas ideales.**



**Gráfico 5 - 12. Caudal de operación en función del número de etapas ideales para cumplir con el requerimiento.**

Finalmente, las dimensiones del relleno de la torre son 0.61 m de diámetro y 5.2 m de alto<sup>2</sup>. Se debe tener en cuenta que es conveniente al construir la torre considerar una altura mayor de relleno seco para así evitar el arrastre de líquido. Además, debe considerarse la adición de distribuidores de líquido (5 puntos de alimentación de líquido cada 0.1 m<sup>2</sup> de área transversal), un soporte de relleno en el fondo de la torre y contenedores de relleno en caso de ser necesarios.

En las tablas 5-9 a 5-12 se hallan los resultados de la simulación realizada. En el gráfico 5-13 se observa una ampliación del diagrama de flujo del proceso sobre el equipo tratado.

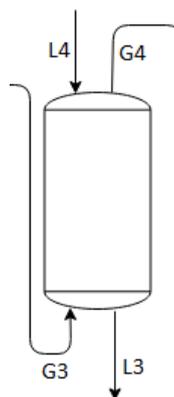


Gráfico 5 - 13. Absorbedor de amoníaco.

Tabla 5 - 9. Especificaciones de la corriente de gas de síntesis de entrada al absorbedor de amoníaco.

G3	
Caudal total (kg/h)	1499.66
Caudal Char + Cenizas(kg/h)	0
Caudal H <sub>2</sub> (kg/h)	48.422
Caudal CO (kg/h)	766.52
Caudal H <sub>2</sub> O (kg/h)	123.38
Caudal CO <sub>2</sub> (kg/h)	489.04
Caudal CH <sub>4</sub> (kg/h)	43.257
Caudal N <sub>2</sub> (kg/h)	16.435
Caudal NH <sub>3</sub> (kg/h)	11.815
Caudal H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.7949
Presión (Pa)	300000
Temperatura (°C)	44.74

<sup>2</sup> Las dimensiones de las torres de absorción son obtenidas mediante la herramienta Tray Sizing de Unisim Desing R390.1. Esta función minimiza la altura equivalente de plato teórico.

Tabla 5 - 10. Especificaciones de la corriente de agua de entrada al absorbedor de amoníaco.

<b>L4</b>	
<b>Caudal de agua (kg/h)</b>	6537
<b>Caudal volumétrico (m<sup>3</sup>/h)</b>	6.55
<b>Temperatura (°C)</b>	25
<b>Presión (Pa)</b>	300000

Tabla 5 - 11. Especificaciones de la corriente de gas de síntesis a la salida del absorbedor de amoníaco.

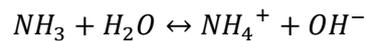
<b>G4</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1369.96
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.411
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	763.68
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	12.646
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	484.77
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.241
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.418
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.0158
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7732
<b>Presión (Pa)</b>	300000
<b>Temperatura (°C)</b>	25.05

Tabla 5 - 12. Especificaciones de la corriente de agua de lavado a la salida del absorbedor de amoníaco.

<b>L3</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	6666.48
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.011
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	2.839
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	6647.5
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	4.274
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0.016
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.016
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	11.799
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.022
<b>Presión (Pa)</b>	300000
<b>Temperatura (°C)</b>	29.53

## Recuperación de NH<sub>3</sub>

La corriente líquida a la salida del lavador húmedo y del absorbedor de amoníaco, contiene una muy baja proporción de este gas disuelto (aproximadamente 0.05 y 0.20% p/p respectivamente). El agua es el componente mayoritario de ambas corrientes. Es conveniente entonces poder reutilizarla, pero para ello debe eliminarse la mayor cantidad de amoníaco posible. Se supondrá que todo el amoníaco de dichas corrientes se encuentra en forma de iones amonio para realizar los cálculos. La siguiente reacción de equilibrio representa la forma en que el amoníaco se transforma en iones amonio en medio acuoso.



Una de las opciones más económicas para extraer el amonio de la corriente a tratar es mediante la utilización de zeolitas. Las zeolitas son aluminosilicatos micro porosos presentes en grandes depósitos naturales en el planeta y que son procesados mediante molturación para poder ser utilizados como adsorbentes. Las zeolitas, al ser un producto natural, presentan un costo mucho menor que las resinas de intercambio sintéticas tradicionales, lo que favorece la viabilidad del proceso.

Se utilizarán clinoptilolitas, un tipo de zeolita con una proporción Si/Al = 4.2. Estas poseen una alta selectividad respecto del amonio. Son capaces de capturar 37 mg amonio / g de zeolita.

La recuperación del amonio adsorbido por las zeolitas se realiza mediante un proceso de regeneración del lecho con una solución de NaCl 2% p/v. De esta forma se recupera el amoníaco gaseoso y posteriormente se pueden obtener sales de amonio para su comercialización como fertilizantes.

Un proceso con dichas características sería adecuado para poder recircular el agua utilizada para la absorción.

### Diseño lecho de adsorción.

A continuación, en la tabla 5-13 se incorporan las composiciones de interés de las corrientes mencionadas.

**Tabla 5 - 13. Composiciones de las corrientes que salen del lavador húmedo y del absorbedor de amoníaco.**

	<b>Amonio (kg/h)</b>	<b>Agua (kg/h)</b>
<b>Salida lavador húmedo</b>	0.780	1503.9
<b>Salida absorbedor de amoníaco</b>	12.54	6652.8
<b>Total</b>	13.32	8156.7

Se considerará la utilización de dos lechos, dado que es un proceso discontinuo en donde los lechos se saturan y es necesario regenerarlos. Por lo tanto, mientras uno de ellos se encuentra en operación, el otro se encuentra en regeneración. Para calcular el tamaño de ellos se selecciona un tiempo de operación de 6 horas.

En 6 horas se debe adsorber 79.9 kg de amonio. Considerando la capacidad de adsorción, se requieren 2159 kg de zeolitas. Se utilizará una cantidad de 2400 kg de manera de ser conservadores en el diseño. Esta cantidad de adsorbente ocupa 1.1 m<sup>3</sup> (su densidad es 2200 kg/m<sup>3</sup>). Se diseñan entonces dos equipos de forma cilíndrica de 1 m de diámetro y 1.4 m de alto. Se considerará que la cantidad de zeolitas se renueva una vez por mes.

### Regeneración del lecho

Como se mencionó anteriormente el lecho se regenera con una solución de NaCl 2% p/v, de esta forma se produce amoníaco gaseoso. La reacción involucrada es la siguiente (Huanca Zuñiga, 2016):



La relación entre el volumen de solución regenerante y el volumen del lecho debe ser de 20 (Huanca Zuñiga, 2016). Por lo tanto, es necesario utilizar un volumen de 22 m<sup>3</sup>. Dado que el tiempo de regeneración debe ser menor al tiempo de operación de modo de no ocasionar tiempos muertos se utilizará un caudal de 4.4 m<sup>3</sup>/h durante 5 horas. Es necesario utilizar 444 kg de NaCl 99.1% de pureza.

### Producción de fertilizante

Se utilizará la corriente de desecho proveniente de la regeneración de los lechos para la fabricación de sulfato de amonio. Este fertilizante se vende en forma sólida y en solución. En solución se vende a un mayor precio. Dicha solución debe contener 8.4% p/v de nitrógeno y 9.2 %p/v de azufre, lo que es equivalente a una solución 38 %p/v.

Para producirlo es necesario la utilización de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (98%) como reactivo. La reacción involucrada es la siguiente:



Esta reacción ocurrirá en un reactor gas-líquido en el que se agregará el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 770 litros de agua y luego se hará burbujear el amoníaco. Dado que la reacción es exotérmica, el tanque debe estar encamisado. Se considerará un caudal de agua adicional en la torre de enfriamiento para que esta sea utilizada como fluido refrigerante.

Para cada operación de desorción se liberarán 75.56 kg de amoníaco. Es decir que se requieren 222 kg de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% p/p y se producirán 294 kg de sal. Obteniéndose, aproximadamente, 770 litros de una solución 0.38% p/v por cada ciclo.

### Absorbedor H<sub>2</sub>S

La absorción química del ácido sulfhídrico de corrientes gaseosas a través de la utilización de aminas es uno de los procesos más utilizados en refinerías, esto se debe a su bajo costo y a la flexibilidad de operación. Generalmente la manera más eficiente de eliminar este contaminante es a través de torres de absorción y regeneración en continuo, utilizándose una solución acuosa

de alcanolaminas básicas como disolvente. En este caso se debe remover  $H_2S$  de la corriente gaseosa para que el gas antes de entrar a la turbina cumpla con los requerimientos, esta cantidad corresponde a 0.0009 kg/h.

El sulfuro de hidrógeno en soluciones acuosas forma ácido sulfhídrico, el cual se comporta como ácido débil. Las aminas, en cambio, presentan carácter básico. Por lo que cuando el gas ácido entra en contacto con la solución de aminas ocurre una reacción reversible ácido-base, por lo cual aumenta la remoción con respecto al caso en que las aminas no se encuentran presentes. Al tratarse de una reacción reversible es posible recuperar el solvente mediante un proceso de desorción para que pueda ser reutilizado.

Las aminas pueden ser primarias, secundarias o terciarias, según aumenta el grado de sustitución del nitrógeno central. Las alcanolaminas, además de poseer al menos un grupo amino, presentan al menos un grupo hidroxilo, el cual disminuye la presión de vapor de las soluciones y aumenta la solubilidad en agua con respecto a las aminas que no lo poseen.

Algunos de los posibles disolventes a utilizar son:

- Monoetanolamina (MEA)

Es la más reactiva de las alcanolaminas. Se usa preferiblemente en procesos no selectivos de eliminación de dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ). Con MEA se logran concentraciones muy bajas de  $CO_2$  y  $H_2S$ . La corrosión y la formación de espuma son los principales problemas. Las soluciones a utilizar se limitan a porcentajes entre 15 y 20% de MEA en peso, por lo que se requieren cantidades de calor considerables en la regeneración de la amina. Debido a que presenta un bajo peso molecular, tiene la mayor capacidad de transporte para gases ácidos por unidad de peso o volumen, lo que significa menor tasa de circulación de amina para remover una determinada cantidad de gases ácidos. La presión de vapor es mayor que para otras aminas, por lo que podrían producirse pérdidas por evaporación. Otra de las desventajas que posee es que, al tratarse de una amina primaria, cuyo carácter básico es mayor que para el resto de las aminas, el calor de reacción es elevado y por lo tanto mayor es el costo energético en la regeneración.

- Dietanolamina (DEA)

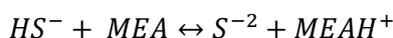
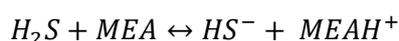
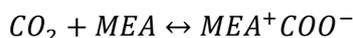
La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la disolución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas. Se trata de una amina secundaria. Posee una presión de vapor más baja, reduciendo considerablemente las pérdidas de disolución de amina por evaporación. Además, al presentar una baja presión de vapor, podrá funcionar bien en columna de absorción que trabajen a baja presión. La concentración máxima que se utiliza en disoluciones es del 35%. La DEA se emplea cuando la corriente de hidrocarburos gaseosa contiene gran cantidad de ácido sulfhídrico o cuando los requerimientos en el gas de salida exigen bajas concentraciones.

- Metildietanolamina (MDEA)

La MDEA es una amina terciaria, en disolución acuosa se comporta como una base débil, que reacciona lentamente con el CO<sub>2</sub>, por lo tanto, para removerlo se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción. Su mejor aplicación es la remoción selectiva del H<sub>2</sub>S cuando ambos gases están presentes (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S). Las soluciones de MDEA presentan una presión de vapor baja lo que minimiza las pérdidas por evaporación y son poco corrosivas. Las desventajas que presenta es que son más costosas que el resto de las aminas y al ser menos reactiva se requieren mayores cantidades para eliminar una determinada cantidad de gases ácidos.

Dado que la eliminación de CO<sub>2</sub> puede contribuir a la eficiencia del proceso, y se desea eliminar H<sub>2</sub>S, se utilizará una solución de MEA de 18% p/p en agua. Además, este solvente dio mejores resultados en la simulación que DEA y MDEA.

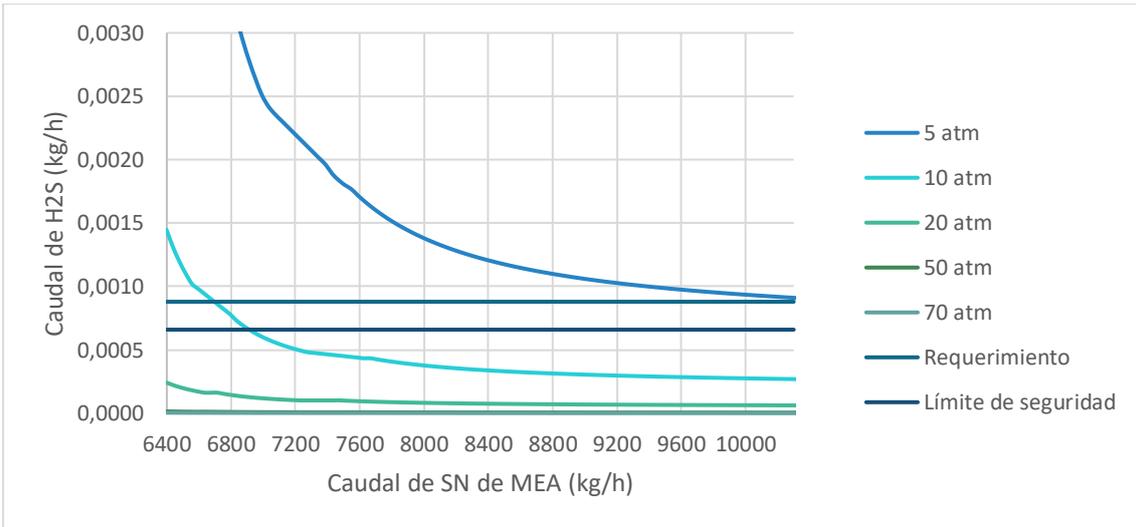
A continuación, se describen las reacciones ácido-base involucradas en el proceso de absorción química con MEA.



Como el disolvente a utilizar puede formar espumas es conveniente la utilización de una torre rellena. El relleno empleado será el mismo que para la torre de absorción de amoníaco, anillos Pall de plástico de 1.5".

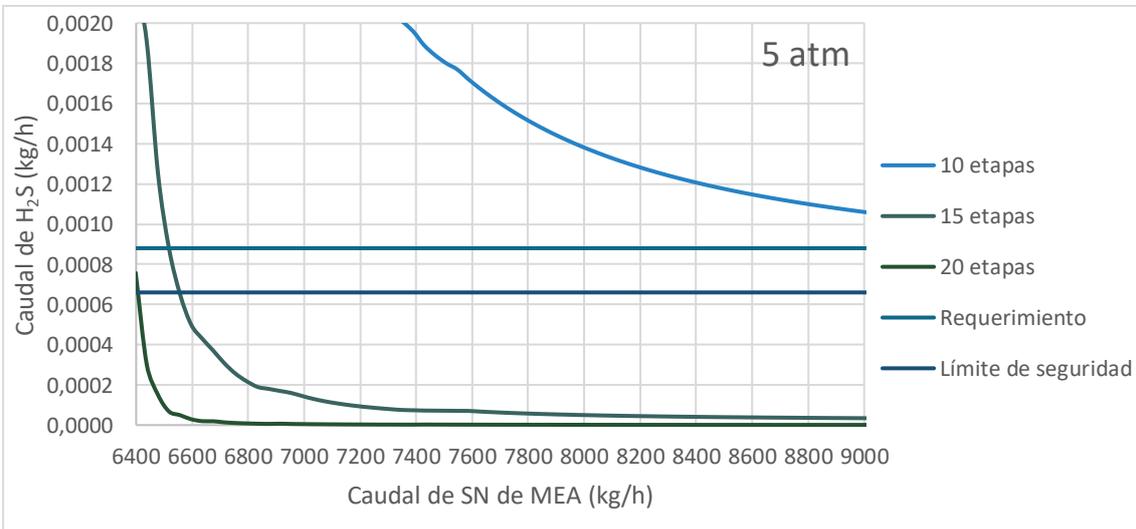
El análisis que se plantea es similar al realizado para el absorbedor de amoníaco. Se elige una concentración de seguridad que corresponde con el 75% del caudal de H<sub>2</sub>S. Para cumplir con las partes por millón que se tienen como límite el valor no corresponde al calculado en el capítulo 3 ya que no se había considerado la remoción del CO<sub>2</sub> correctamente ni la longitud adecuada de la zona de reducción, ahora dicha concentración es de 0.00088 kg/h (el límite de seguridad es de 0.00066 kg/h).

En el gráfico 5-14 se observa la cantidad de H<sub>2</sub>S remanente en el gas de síntesis en función del caudal de solución de MDA para diferentes presiones para 10 etapas. El caudal mínimo en el gráfico es de 6400 kg/h debido a que a caudales menores el simulador presentaba inconsistencias. Según bibliografía, estos equipos operan a presiones alrededor de las 70 atm (Vallee, Pascal, & Jullian, 1999). Operar a dichas presiones implica grandes costos de instalación y operación, en el gráfico se observa que operando a menores presiones también es posible lograr la separación requerida. Es por ello que se analizará como influye el número de etapas para 5 y 10 atm de presión.

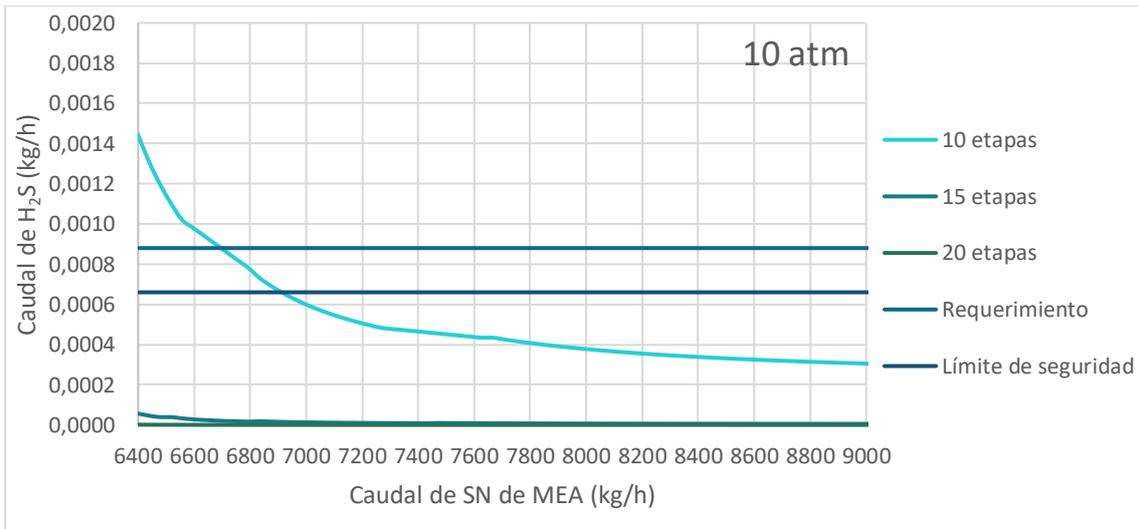


**Gráfico 5 - 14. Caudal de sulfuro de hidrógeno en función del caudal de MDA para diferentes presiones de operación.**

Los gráficos 5-15 y 5-16 muestran la cantidad de sulfuro de hidrógeno en el gas de salida del tren de tratamiento en función del caudal de MDA utilizado para diferentes cantidades de etapas ideales para 5 y 10 atm respectivamente. Se puede notar que la eliminación con 15 etapas y 5 atm resulta ventajosa frente a la de 10 etapas operando a 10 atm. Como ya se mencionó, operar a altas presiones no solo implica costos de construcción o adquisición del equipo, los que implican una única inversión, sino que es necesario tener en cuenta el costo de bombeo. Por esta razón es conveniente la operación a 5 atm aunque implique mayor cantidad de etapas.

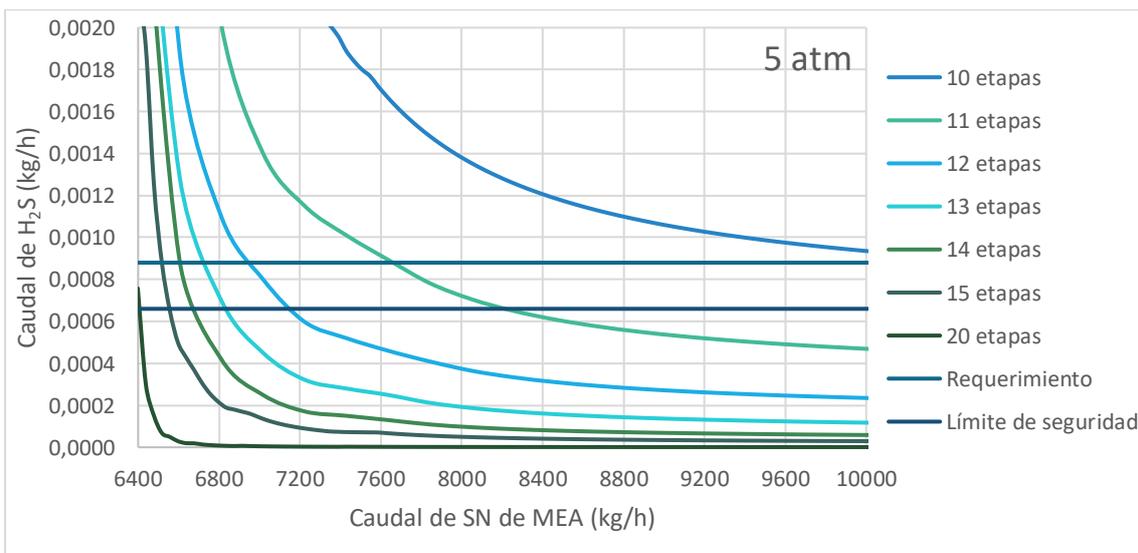


**Gráfico 5 - 15. Caudal de sulfuro de hidrógeno en función del caudal de MDA para diferentes cantidades de etapas a 5 atm de presión.**

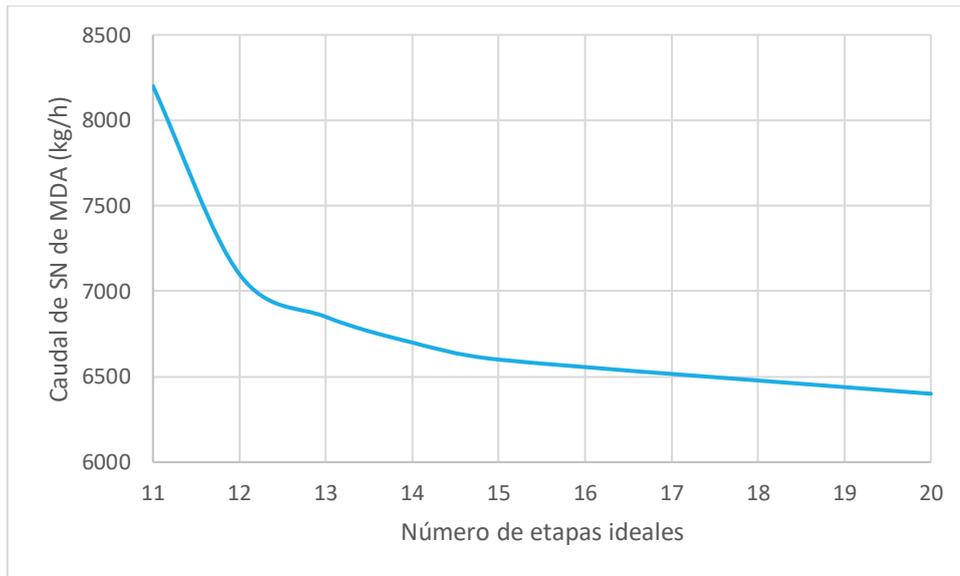


**Gráfico 5 - 16. Caudal de sulfuro de hidrógeno en función del caudal de MDA para diferentes números de etapas a 10 atm de presión.**

Finalmente, para confeccionar el gráfico 5-17, se realizó la simulación a 5 atm para etapas entre 10 y 15, ya que de 15 a 20 la reducción del caudal de amina al aumentar las etapas no es tan significativa.



**Gráfico 5 - 17. Caudal de sulfuro de hidrógeno en función del caudal de MDA para diferentes números de etapas a 5 atm de presión.**



**Gráfico 5 - 18. Caudal necesario para la separación en función del número de etapas de la torre.**

Al igual que para el caso del absorbedor de amoníaco se realiza un gráfico del caudal necesario para cumplir con el límite de seguridad según el número de etapas de la torre (gráfico 5-18). Se observa que la disminución del caudal se vuelve más pequeña al aumentar el número de etapas. Se propone operar entonces entre 12 y 15 etapas, en dicho rango el caudal medio corresponde con un equipo de 13 etapas ideales.

Para el diseño final se utilizarán 13 etapas ideales con un caudal de aproximadamente 6875 kg/h de MDA. Los resultados de la simulación se hallan en las tablas 5-14 a 5-17. En el gráfico 5-17 se muestra una ampliación del diagrama de flujo en el equipo descrito junto con la nomenclatura de las corrientes mencionadas.

Para dichas condiciones las dimensiones del relleno de la torre son 0.46 m de diámetro y 7.36 m de alto. Al igual que para el absorbedor de amoníaco, se debe tener en cuenta que es conveniente al construir la torre considerar una altura mayor de relleno seco para así evitar el arrastre de líquido. Además de distribuidores de líquido (5 puntos de alimentación de líquido cada 0.1 m<sup>2</sup> de área transversal), un soporte de relleno en el fondo de la torre y contenedores de relleno en caso de ser necesarios.

Aunque no es un requisito del proceso, ya se mencionó que la eliminación de CO<sub>2</sub> presente en el gas de síntesis resulta ventajosa. Bajo las condiciones seleccionadas para remover el H<sub>2</sub>S, es posible eliminar el 97.4% del CO<sub>2</sub> que presentaba la corriente de gas a la salida del gasificador.



Gráfico 5 - 19. Absorbedor de H<sub>2</sub>S.

Tabla 5 - 14. Especificaciones de la corriente de entrada al absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

<b>G5</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1369.96
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.411
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	763.68
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	12.646
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	484.77
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.241
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.418
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.0158
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7732
<b>Presión (Pa)</b>	500000
<b>Temperatura (°C)</b>	40

Tabla 5 - 15. Especificaciones de la corriente de amina al absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

<b>L6</b>	
<b>Caudal (kg/h)</b>	6860.7
<b>Caudal volumétrico (m<sup>3</sup>/h)</b>	6.851
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	5625.8
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	1234.9
<b>Temperatura (°C)</b>	25
<b>Presión (Pa)</b>	500000

Tabla 5 - 16. Especificaciones de la corriente gaseosa de salida del absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

<b>G6</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	890.4
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.395
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	763.450
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	6.231
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	12.628
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.221
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.415
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.016
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.00066
<b>Presión (Pa)</b>	500000
<b>Temperatura (°C)</b>	25.4

Tabla 5 - 17. Especificaciones de la corriente líquida de salida del absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

<b>L5</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	7340.32
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.0158
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0.2342
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	5632.2
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	472.14
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0.0192
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.0035
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7725
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	1234.9
<b>Presión (Pa)</b>	500000
<b>Temperatura (°C)</b>	55.89

## Regeneración de aminas

Dado que las aminas presentan cierta toxicidad y son costosas es conveniente su reutilización. Para ello la amina que presenta el contaminante, en este caso H<sub>2</sub>S, debe sufrir un proceso de regeneración. Para regenerar la amina es necesario aumentar la temperatura y/o reducir la

presión en un equipo. Según bibliografía, la operación más conveniente para la regeneración es una destilación.

Analizando la corriente de amina que sale del absorbedor de sulfuro de hidrógeno, se observa que se compone mayoritariamente por agua y MEA, líquidos a temperatura ambiente, mientras que en menor proporción se encuentran el resto de los compuestos, como el  $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ , etc., los cuales son gases a temperatura ambiente. Dada esta gran diferencia en la volatilidad resulta conveniente emplear una destilación flash.

La destilación flash o destilación en el equilibrio, es una operación de una sola etapa en donde se evapora parcialmente una mezcla líquida, bajando la presión y/o aumentando la temperatura, se permite que el vapor alcance el equilibrio con el líquido residual y se separan y eliminan del aparato las fases vapor y líquido resultante. Un esquema se observa en el gráfico 5-20.

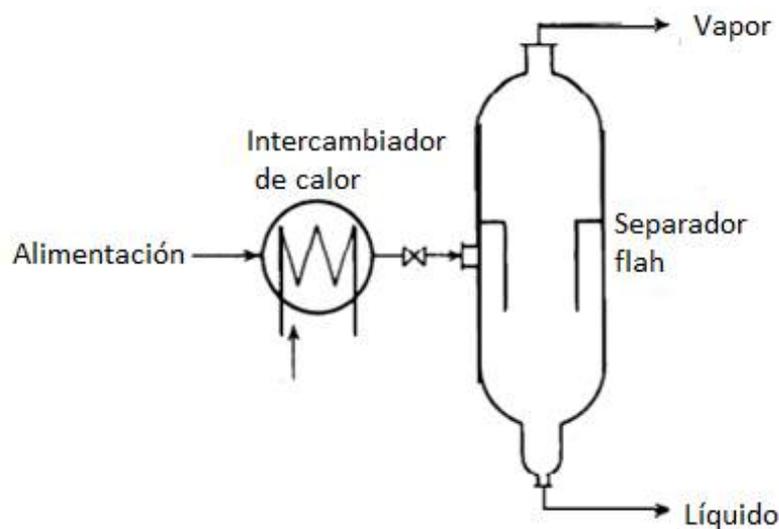
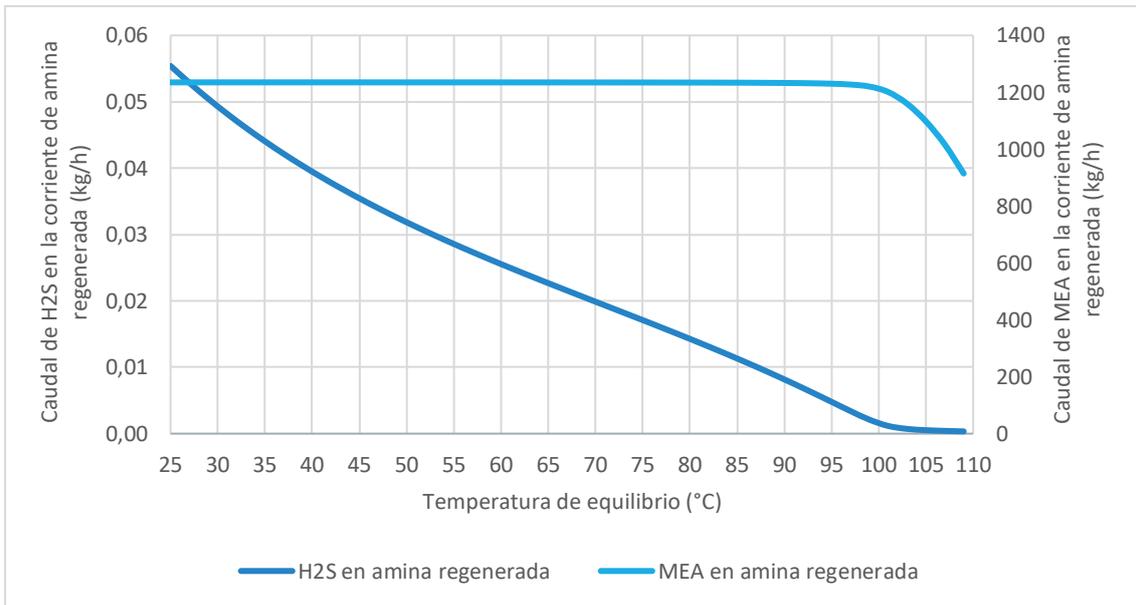


Gráfico 5 - 20. Esquema de destilación flash

Este equipo se modela con el simulador Unisim Desing 390.1. Inicialmente, se propone que la presión de la corriente pase de 500kPa a 100kPa. Para diseñar el equipo de destilación es necesario especificar la temperatura de equilibrio de salida que se requiere para la separación deseada. Dicha temperatura se traduce en la cantidad de calor que hay que entregarle a la corriente.

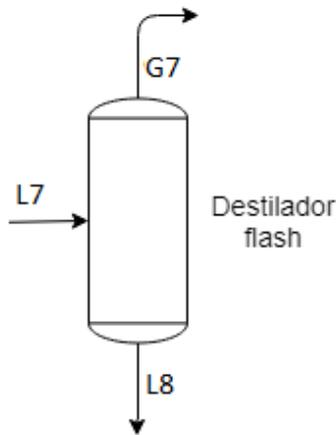
Se realizó un análisis de las cantidades de MEA y  $H_2S$  que contiene la corriente de amina regenerada en función de la temperatura de equilibrio a presión atmosférica. En dicho gráfico se observa que al aumentar la temperatura se favorece la desorción del gas ácido, pero que aumenta la cantidad de amina que pasa a la fase vapor, lo cual no es conveniente. La corriente de amina que sale del absorbedor lo hace a 56°C aproximadamente, en el gráfico 5-21 se observa que a dicha temperatura se obtiene una buena recuperación de la amina y esta no se transfiere prácticamente al gas. Además, en dichas condiciones no es necesaria la implementación de un intercambiador de calor para modificar la temperatura de la corriente. Bajo estas condiciones

en el gas se recupera el 96.4% del H<sub>2</sub>S presente en la corriente de alimentación. De la simulación surge que el diámetro del equipo es de 0.61 m y la altura de 3.35 m.



**Gráfico 5 - 21. Composiciones en la corriente de amina regenerada.**

En el gráfico 5-22 se halla una ampliación del diagrama de flujo sobre el destilador flash que se emplea para la regeneración de aminas con la nomenclatura utilizada para las corrientes. Las especificaciones de dichas corrientes se hallan en las tablas 5-18 a 5-20.



**Gráfico 5 - 22. Destilador flash.**

Tabla 5 - 18. Especificaciones de la corriente de amina de entrada al destilador flash.

<b>L7</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	7340.3220
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.0158
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0.2342
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	5632.20
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	472.14
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0.0192
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.0035
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7725
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	1234.90
<b>Presión (Pa)</b>	100000
<b>Temperatura (°C)</b>	55.89

Tabla 5 - 19. Especificaciones de la corriente de amina de salida al destilador flash.

<b>L8</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	6837.34
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	5597.6
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	4.917
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.028
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	1234.8
<b>Presión (Pa)</b>	100000
<b>Temperatura (°C)</b>	55.87

Tabla 5 - 20. Especificaciones de la corriente gaseosa a la salida del destilador flash.

<b>G7</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	503
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.016
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0.232
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	34.650
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	467.220
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0.019
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.004
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.745
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	0.096
<b>Presión (Pa)</b>	100000
<b>Temperatura (°C)</b>	55.87

El diseño del absorbedor-destilador se planteó considerando una corriente de amina “limpia” sin tener presente H<sub>2</sub>S que no se separa en la regeneración. Como se observa en los resultados reportados, no es posible regenerar la amina completamente. Por lo que se debe analizar si con la amina regenerada es posible cumplir con la separación requerida y si el destilador es capaz de funcionar con las nuevas concentraciones. Los resultados de emplear la amina regenerada en comparación con la amina limpia se hallan en la tabla 5-21.

Tabla 5 - 21. Comparación de corrientes de gas de síntesis según la regeneración de la amina.

	<b>Corriente de amina regenerada (L8)</b>	<b>Gas de salida del absorbedor de H<sub>2</sub>S (G6)</b>	
		<b>Amina limpia</b>	<b>Amina regenerada</b>
<b>Caudal total (kg/h)</b>	6837.34	890.40	905.60
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0	48.395	48.396
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0	763.450	763.45
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	5597.600	6.231	6.242
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	4.917	12.628	13.507
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0	43.221	43.221
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0	16.415	16.415
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0	0.0158	0.0158
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.02800	<b>0.00066</b>	<b>0.00080</b>
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	1234.8	0.0210	0.0217

En la tabla 5-21 se observa que, si bien las composiciones de los compuestos son similares, la que nos interesa, que es la de H<sub>2</sub>S sobrepasa el límite establecido, por lo que los equipos diseñados no funcionan para el propósito descrito cuando la amina sufre la regeneración. Para salvar este inconveniente se propone utilizar un caudal mayor, para que la amina al ser regenerada siga absorbiendo la cantidad de H<sub>2</sub>S requerida.

Los resultados de la simulación se pueden observar en la tabla 5-22. Por problemas de incompatibilidad entre corrientes con distinto paquete termodinámico no se pudo emplear la función reciclo del simulador entonces se iteró manualmente. Se observa que entre la amina limpia y regenerada hay una diferencia de casi 29 kg/h en el caudal total, esto se debe a que el agua (aproximadamente 28.6 kg/h), como pequeñas cantidades de MEA y otros componentes, se transfieren a la fase gaseosa en los equipos de contacto. Es por ello que resulta conveniente adicionar los 29 kg/h de agua que se “pierden” en las corrientes gaseosas en continuo junto con la amina regenerada. Con esta modificación se cumplen los requerimientos del gas para su utilización en turbinas. Además, debe considerarse la reposición de amina cada cierto periodo debido a las pérdidas que se dan hacia el gas. En el gas de síntesis final (corriente G6) también se verifica que se cumple con el límite permitido de NH<sub>3</sub>.

Tabla 5 - 22. Resultados del proceso de separación de H<sub>2</sub>S.

	Entrada al absorbedor (G5)	Amina regenerada (L6)	Amina limpia (L8)	Gas de síntesis (G6)	Gas rico en H <sub>2</sub> S (G7)	Corriente intermedia (L7)
<b>Caudal total (kg/h)</b>	1369.960	6933.502	6904.777	890.003	508.682	7413.458
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.411	0.000	0.000	48.395	0.016	0.016
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	763.680	0.001	0.001	763.450	0.236	0.237
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	12.646	5671.200	5642.600	6.220	35.014	5677.600
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	484.770	4.988	4.970	12.264	472.520	477.490
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.241	0.000	0.000	43.221	0.019	0.019
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.418	0.000	0.000	16.415	0.004	0.004
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.0158	0.0000	0.0000	0.0158	0.0000	0.0000
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.7732	0.0291	0.0291	0.00062	0.7727	0.8018
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	0.000	1257.300	1257.200	0.022	0.097	1257.300

## Recuperación de H<sub>2</sub>S

La recuperación de H<sub>2</sub>S con el objetivo de obtener azufre es uno de los métodos más utilizados. Generalmente, estos procesos se producen en las refinerías ya que la mayoría de los petróleos contienen cantidades variantes de azufre. En ausencia de la recuperación de azufre, la única opción sería quemar este gas en los hornos de la refinería, emitiendo cantidades grandes de dióxido de azufre a la atmósfera, una opción que trae consecuencias negativas al medio ambiente.

A partir del H<sub>2</sub>S se puede obtener azufre elemental mediante el proceso de Claus, que es el más utilizado en el mundo hasta este momento, llegándose a obtener rendimientos superiores al 90% en las variantes más modernas de este proceso. El destino del azufre producido es

preferentemente la producción  $H_2SO_4$ , un producto muy valioso para la economía de un país, que es tomado como indicador básico del desarrollo industrial.

El proceso Claus se basa en la oxidación catalítica del  $H_2S$  a azufre elemental. Se trata de uno de los procesos más populares empleados a escala industrial para la eliminación de  $H_2S$  con recuperación de azufre elemental. En una primera etapa el  $H_2S$  es parcialmente oxidado a  $SO_2$  con aire, y en una segunda etapa, la mezcla  $H_2S/SO_2$  es oxidada a azufre elemental y agua, empleando bauxita como catalizador. La eficacia de conversión de  $H_2S$  a azufre elemental es del 90-95%. Sin embargo, este proceso no es conveniente en aplicaciones en las que el gas presenta un porcentaje en volumen menor al 20%.

Debido a la limitación antes mencionada se buscó otra alternativa para realizar. Consiste en la deshidratación del gas y la separación de  $H_2S$ , obteniéndose una corriente compuesta principalmente por  $CO_2$ .

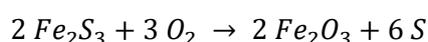
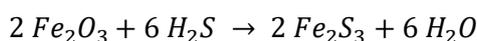
Uno de los métodos más comunes para la deshidratación de gases es la adsorción. Este método es más económico que otros como la absorción y es tecnológicamente viable. Con este proceso pueden obtenerse niveles muy bajos de humedad, inferiores 1 ppm. Los desecantes más comunes son los geles de sílice, la alúmina y las mallas moleculares. Dichos desecantes deben cumplir con la capacidad de regeneración para ser reutilizados. Además, es deseable que presenten una alta área superficial y alta velocidad de transferencia de masa, entre otras.

Los geles de sílice son materiales duros, rugosos y con buena resistencia al desgaste. Son unos de los más utilizados en la industria del gas natural, lo que los hace viables para la industria de la gasificación también. La capacidad a la deshumidificación que presentan es muy buena debido a la gran área superficial ( $800 \text{ m}^2/\text{g}$ ) y estructura hidrofílica. Se regeneran fácilmente, llevándolos a temperaturas entre  $120$  y  $180^\circ\text{C}$ .

De la corriente de salida del gas se deben remover  $35 \text{ kg/h}$  de agua, se considera que las trazas de amina se remueven con el agua de la corriente gaseosa. Los geles de sílica pueden absorber hasta 40% de su peso en agua, siendo la densidad seca  $700 \text{ kg/m}^3$ . Entonces para eliminar la totalidad de agua de la corriente gaseosa se requieren  $0.125 \text{ m}^3/\text{h}$ . El gel de sílica puede disponerse en lechos que contengan el volumen necesario para eliminar el agua del gas por un día, para ello se requieren  $3 \text{ m}^3$ . Si se considera un lecho cilíndrico de 1 m de diámetro, la altura debería ser de 1.7 m. Resulta conveniente que la altura del lecho sea de 2 m, mayor al resultado obtenido, ya que el gel irá perdiendo capacidad con los ciclos de regeneración.

Una vez secado el gas se propone remover el sulfuro de hidrógeno contenido en este. Se puede lograr por medio de un proceso denominado proceso de óxido de hierro.

Es un proceso de oxidación por vía seca en el que ocurren las siguientes reacciones:



La primera reacción ocurre a temperaturas moderadas, aproximadamente 35°C y ambiente alcalino. Esto provoca que no pierda el agua de hidratación del óxido férrico ( $\alpha - Fe_2O_3 \cdot H_2O$  y  $\gamma - Fe_2O_3 \cdot H_2O$ ) que son las únicas formas estables para la absorción regenerativa.

Para la recuperación del óxido se pasa una corriente de aire (ocurre la segunda reacción) y se disuelve posteriormente el azufre sólido con disulfuro de carbono, de donde se separa por cristalización o destilación. Otra opción es quemar el sulfuro de hierro a dióxido de azufre, recuperando el óxido de hierro. El dióxido de azufre puede enviarse a una planta de ácido sulfúrico.

El óxido de hierro puede utilizarse en lechos de virutas. Primero, estas deben lavarse con detergente y secarse. Posteriormente, se sumergen en ácido clorhídrico al 5% durante 5 a 10 minutos y se deben dejar secar. Por último, se repite el procedimiento anterior, pero en una solución de hidróxido de sodio al 5%. El límite de absorción del sulfuro de hidrógeno en el óxido férrico es del 56% de su peso (Peralta, O' Farril, Arteaga, Díaz, & Varela, 2011).

Se puede estimar la cantidad de óxido que se requiere para absorber el sulfuro de hidrógeno durante un día de operación. La cantidad de  $H_2S$  por día es de 19.3 kg. Entonces la cantidad de óxido necesaria es de 34.5 kg por día. A dicha cantidad se le añade un 20% más por seguridad, lo que resulta en 41.35 kg. Un diagrama de la disposición del equipo en discontinuo se puede observar en el gráfico 5-23. En dicha configuración el sólido se dispone en bandejas y puede colocarse sólidos para diferentes periodos de tiempo.

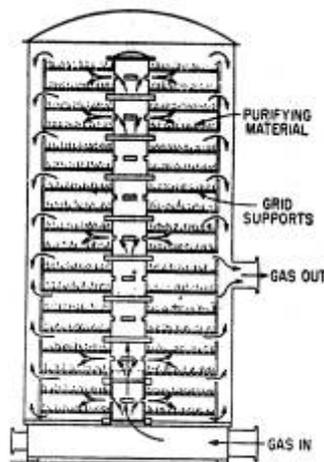


Gráfico 1. Torre de Thyssen-Lenze de absorción de  $H_2S$  en  $Fe_2O_3$ . (Lorente, 2002)

Si se obtiene la remoción completa del agua y del sulfuro de hidrógeno se obtiene un gas con las características presentadas en la tabla 5-23. Se obtiene que el gas producido presenta un porcentaje mayor al 99.9% de  $CO_2$ .

El dióxido de carbono presenta variados usos dentro de diferentes industrias. Tiene aplicaciones en la industria metalúrgica, de la construcción, automotriz, de productos alimentarios y bebidas, petróleo y gas, aeronáutica, vidrio y pasta y papel, entre otras.

Tabla 5 - 23. Composición de la corriente final.

<b>Caudal total (kg/h)</b>	<b>472.791</b>
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.016
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0.232
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	0
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	472.52
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0.019
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0.004
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	0

## Bibliografía

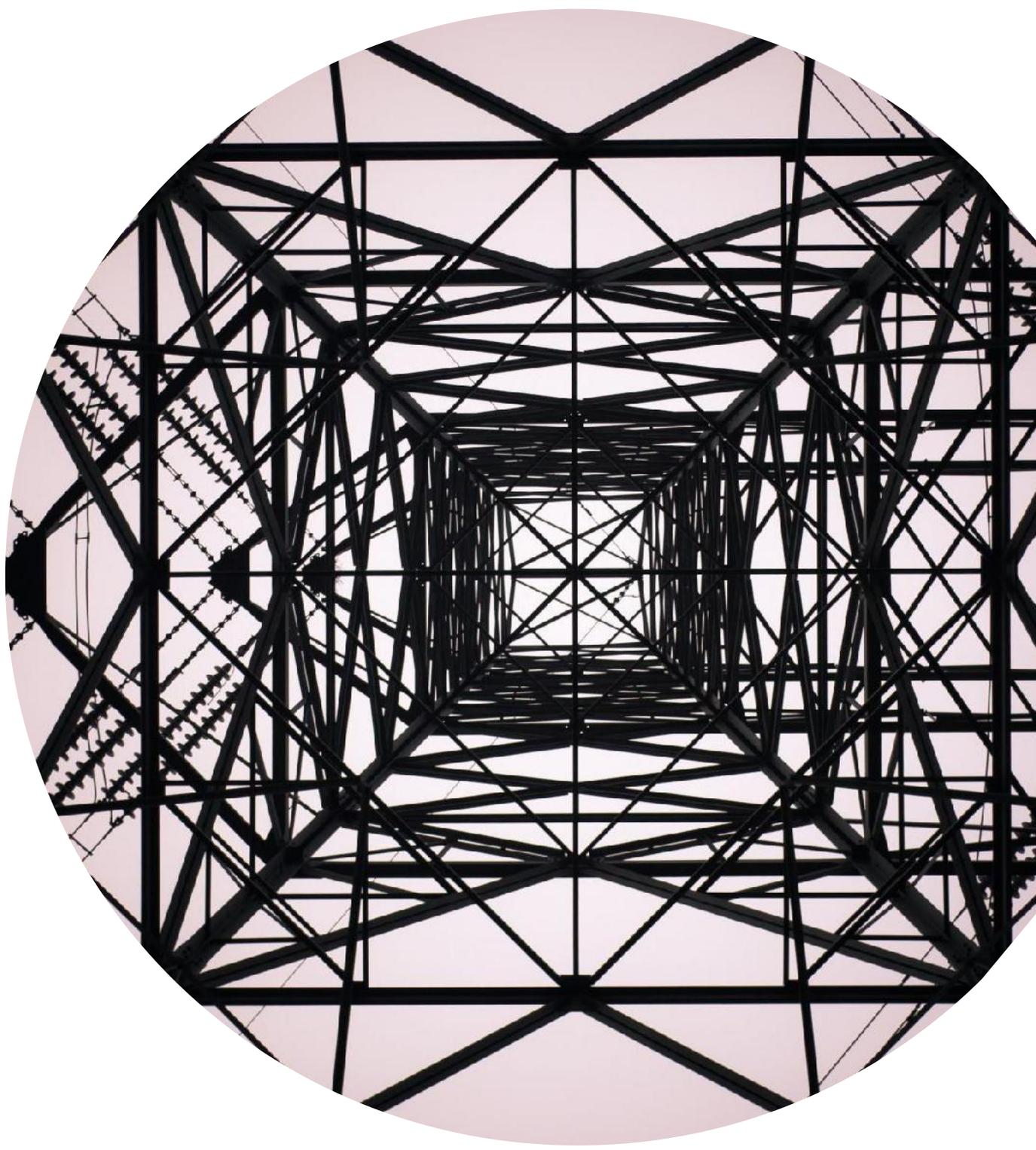
---

- Aguilera González, E. N., Ortiz-Reyes, J. M., & Sánchez Castro, M. E. (2013). Adsorbentes para la deshidratación de gas húmedo dulce: avances y tendencias. Obtenido de [http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S2224-61852013000100007](http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2224-61852013000100007)
- Air Liquide. (s.f.). Dióxido de Carbono. Obtenido de <https://industrial.airliquide.com.ar/gas-dioxido-carbono>
- Besora Hnos, S. (s.f.). Anillos tipo Pall rellenos para torres. Río Tercero, Córdoba, Argentina. Obtenido de <http://www.besora.com.ar/AnillosPall.pdf>
- Díaz Piñón, M. (s.f.). Eliminación del sulfuro de hidrógeno en el biogás.
- Du, X., Li, Y., & Qi, B. (2017). Experimental Research of Coal Dust Removal System at High Temperature. *CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS*, 61, 1021-1026.
- Emis. (08 de 07 de 2019). Obtenido de <https://emis.vito.be/en/techniekfiche/venturi-scrubber>
- Fernández, G. (26 de 11 de 2014). *Operación unitaria de destilación*. Obtenido de Industria e ingeniería química: <http://www.industriaquimica.net/destilacion.html>
- Field, A., Koss, U., & Tork, T. (2004). Modelling selective H<sub>2</sub>S absorption and desorption. *Chemical Engineering and Processing*, 701-715.
- Grupo Haiyang Yin Hai España, S.L. (s.f.). Características del gel de sílice/silica gel. Obtenido de <https://www.geldesilice.com/es/gel-de-silice/caracteristicas-del-gel-de-silicesilicagel/26>
- Huanca Zuñiga, P. K. (2016). Evaluación de la capacidad de adsorción de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y metales pesados empleando zeolitas naturales y sintéticas. Arequipa, Perú.
- Huertas, J. (2011). Removal of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> by Amine Absorption. En J. Markoa , *Mass Transfer in Chemical Engineering Processes* (págs. 133 - 150). Monterrey: Intech.
- Kumar, A., Parihar, S., Joshi, C., & Sridhar, G. (2012). The performance of cyclones in producer gas cleaning: experimental and modeling studies. *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy*, 776-793.
- Lorente, J. F. (Enero de 2002). Desulfuración de gas de síntesis a alta temperatura y presión por absorción en óxidos regenerables. Barcelona.
- Mazille, F., & Spuhler, D. (2 de Diciembre de 2018). Coagulación, floculación y separación. Obtenido de <https://sswm.info/es/gass-perspective-es/tecnologias-de-agua-y-saneamiento/tecnologias-de-abastecimiento-de-agua/coagulaci%C3%B3n-y-separaci%C3%B3n>
- Pani, F., Gaunand, A., & Richon, D. (1997). Absorption of H<sub>2</sub>S by an Aqueous Methyl-diethanolamine Solution at. *J. Chem. Eng. Data*, 865-870.
- Peralta, L. M., O' Farril, M. E., Arteaga, L. E., Díaz, J., & Varela, S. (2011). Obtención de azufre a partir de los gases residuales del proceso de refinación de crudo . *Centro Azúcar*, 38(3), 19-29.

- Perry, R. H. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill.
- Sercalia. (s.f.). Gel de sílice/Silica Gel. Obtenido de <https://www.sercalia.com/gel-de-silice/>
- The Pall Ring Company. (s.f.). Tower packing and internal. UK. Obtenido de <https://www.pallrings.co.uk/wp-content/uploads/2013/05/The-Pall-Ring-Company-Virtual-Brochure.pdf>
- Treybal, R. E. (1980). *Operaciones de transferencia de masa*. Naucalpan de Juarez: McGraw - Hill.
- Vallee, G., Pascal, M., & Jullian, S. (1999). Representation of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S Absorption by Aqueous Solutions of. *Ind. Eng. Chem. Res*, 3473-3480.
- Woolcock, P. J., & Brown, R. C. (2013). A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. *Biomass and bio energy*, 52, 54-84.
- Zare Aliabad, H., & Mirzaei, S. (2009). Removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S using Aqueous. *International Journal of Chemical and Molecular Engineering*, 50 - 59.

# Capítulo 6

## Equipos auxiliares e integración energética



## Resumen ejecutivo

---

La materia prima requerida para el proceso de gasificación se recibirá en tolvas receptoras. Mediante un tornillo sinfín, el orujillo de oliva se transportará a silos tolva para su almacenamiento. Dichos silos contarán con tornillos sinfín que transportarán el orujillo hasta una tolva pesadora ubicada en la alimentación del gasificador, mediante esta se mantendrá controlado el caudal de sólidos que ingresen al gasificador.

Dadas las altas temperaturas de la provincia de San Juan (38°C y 48% de humedad), la locación seleccionada para la planta de gasificación, se rediseñó el sistema de limpieza de gases. El principal problema fue que en diseños previos se había considerado que corrientes podían enfriarse hasta 25°C utilizando sistemas de intercambio de calor y torres de enfriamiento de agua. Esto resulta imposible cuando la temperatura de bulbo húmedo del aire en las condiciones estivales es de 28°C. Luego de un análisis utilizando el método Pinch se concluye que son necesarios tres intercambiadores de calor. En uno de ellos es posible el intercambio de calor entre una corriente que debe enfriarse y una que debe calentarse dentro del proceso. Para los otros dos son necesarias corrientes auxiliares.

Debe tenerse presente el material de las cañerías de transporte tanto de gases como líquidos. Se seleccionaron caños de acero inoxidable AISI 304 Sch 40 con diámetros nominales entre 6 y 0.5" según el caudal del fluido que circule por ellos, para obtener una velocidad que se halle dentro de los rangos sugeridos.

Otro aspecto de interés en el presente capítulo es la impulsión de fluidos, tanto gases, como líquidos. Se seleccionaron bombas y compresores de acuerdo a las necesidades y los requerimientos que exige el proceso. El conjunto de estos, considerando un 20% de consumo de energía adicional, para salvar la no consideración de las pérdidas de carga por equipos y cañerías y otros pequeños equipos adicionales, consumirían una potencia de 580 kW.

También se calcula la energía producida por el ciclo combinado, el cual presenta, según bibliografía, una eficiencia del 57%. Considerando el caudal de combustible y el poder calorífico de sus componentes, junto con la eficiencia del ciclo se llega a que la potencia producida es de 2482 kW. Resulta, entonces, un balance energético positivo: solo el 23% de la energía corresponde a la necesaria para el funcionamiento de la planta de gasificación.

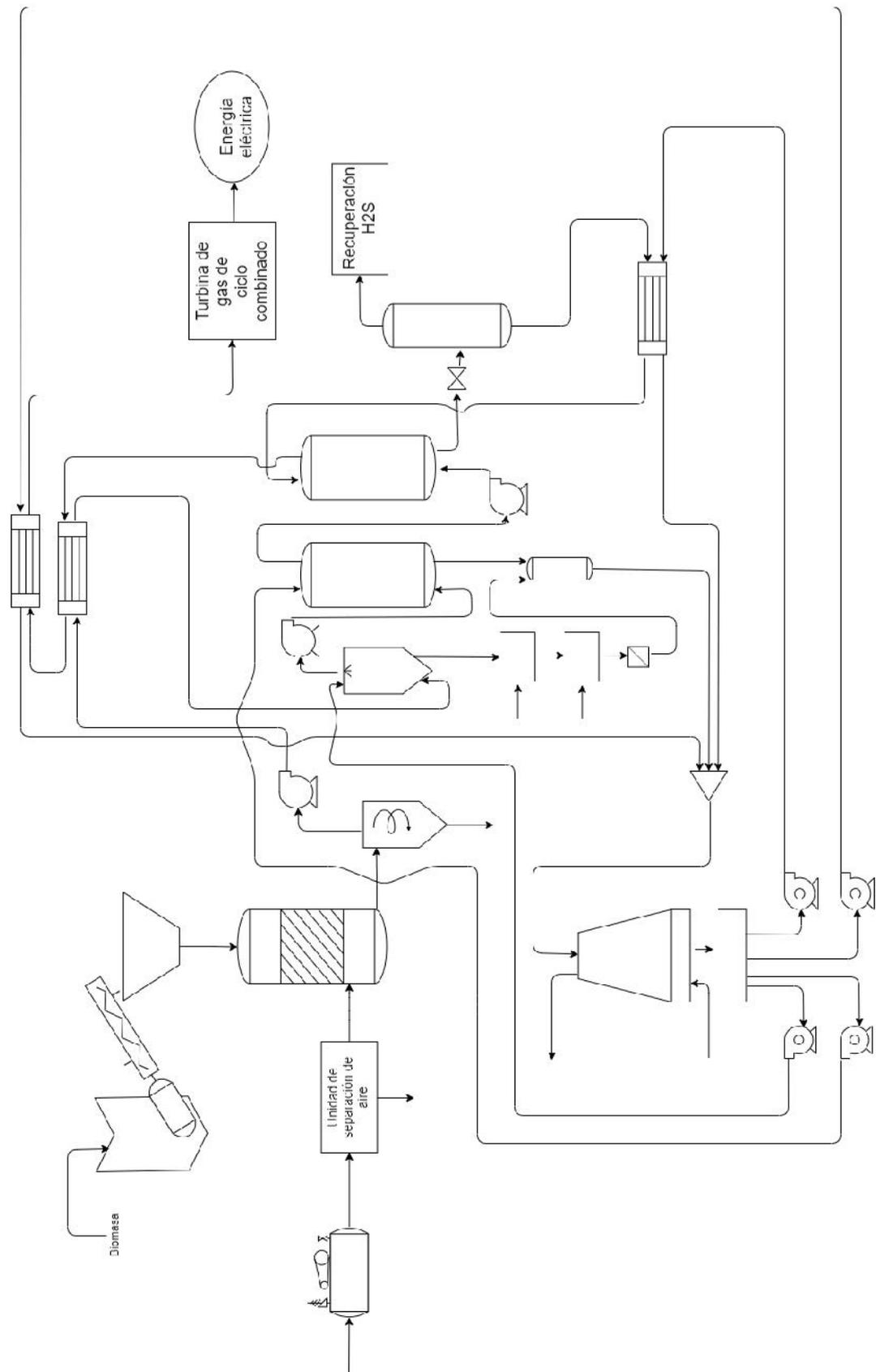


Gráfico R6 1. Diagrama del proceso.

## Introducción

---

El diseño de los sistemas auxiliares del proceso suele ser la última fase del diseño del mismo y es crítico para el éxito comercial de dicho proceso. Dentro de los sistemas auxiliares para el “diseño mínimo adecuado” se encuentran el transporte de materiales, la adecuación del tamaño y el manejo de energía.

El transporte de materiales involucra el manejo de sólidos, gases y fluidos. El transporte de estos tiene como factor limitante, muchas veces, la energía requerida para la operación. En el tipo de proceso que se trata puede requerirse una adecuación de tamaño, ya sea por aumento o disminución de este.

Dentro de los equipos necesarios para el manejo de energía se pueden mencionar intercambiadores de calor, calderas, condensadores y torres de enfriamiento de agua. En la selección de estos se buscará la integración energética, esto quiere decir que se utilizarán eficientemente los recursos y se minimizarán las corrientes auxiliares del proceso.

## Transporte de la materia prima

---

En el proceso tradicional de extracción de aceite de oliva, el orujillo es el principal residuo. Aunque la cantidad de orujillo depende de la variedad de aceituna y del método de extracción, el residuo que se produce duplica en peso a las cantidades de aceite extraído.

Un problema que presenta la generación de estos residuos es que se producen en un corto período de tiempo. Dicho periodo coincide con la recolección, molienda y elaboración de aceite, que en el hemisferio sur se da en dos etapas dentro del periodo comprendido entre febrero y mayo. Por lo tanto, deben almacenarse grandes cantidades de orujillo de oliva para poder mantener el proceso de gasificación durante todo el año.



**Gráfico 6 - 1. Forma de comercialización del orujillo de oliva.**

Es necesaria, muchas veces, una adecuación de tamaño de la biomasa antes del proceso de gasificación. Esta adecuación puede ser aumentando el tamaño, para lo cual puede recurrirse a los procesos de sinterización, briquetización, peletización o nodulación. Muchas veces estos procesos se realizan para materias primas que presentan baja densidad, ya que esta aumenta

como resultado de la reducción del tamaño. En un mismo volumen es contenida mayor cantidad de masa, lo que facilita el almacenamiento ya que no se requerirán espacios tan grandes. Si la materia prima se provee en partículas grandes, puede ser necesaria una reducción del tamaño, mediante equipos como quebrantadores, molinos y máquinas de corte. En el gráfico 6-1 se observa la forma de comercialización del orujillo de oliva. Su aspecto es granulado, con gránulos de diámetro de 0.5 cm aproximadamente y una densidad de 500 kg/m<sup>3</sup>. Dichas características son buenas tanto para el manejo como para el almacenamiento, por lo que resulta conveniente no adicionar un equipo para el acondicionamiento de la biomasa en cuanto a tamaño.

El orujillo de oliva será transportado a la planta de gasificación por medio de camiones. Estos camiones deben descargar el orujillo en un lugar apropiado para que posteriormente pueda ser almacenado. Como ya se mencionó, existen dos periodos en el año en el que la producción de residuos del olivar es mayor, por lo que deben almacenarse dentro de la planta de gasificación. Existen tolvas receptoras como las mostradas en los gráficos 6-2 y 6-3 que poseen hasta 28 m<sup>3</sup> de capacidad. Dichas tolvas alimentan una cinta transportadora que lleva el material sólido desde la tolva receptora hasta el sitio donde será almacenado. La tolva receptora además de servir de reserva, proporciona limpieza y, muchas veces, clasificación del producto.

A las tolvas receptoras se le suele adicionar un método de transporte mecánico para llevar la materia prima hasta el lugar para su disposición. En las imágenes el método seleccionado es una cinta transportadora, aunque también podría emplearse un tornillo sinfín.



**Gráfico 6 - 2. Tolva receptora.**



**Gráfico 6 - 3. Tolva receptora y transporte de cinta.**

El tornillo o la cinta deben elevar la materia prima hasta un almacenamiento superior con compuerta conectado a varios silos. Según el silo que se llene se abrirá una compuerta determinada.

El orujillo de oliva puede almacenarse en silos con tolva, como el que muestra el gráfico 6-4, que son normalmente utilizados cuando los silos deben descargarse del todo en alguna ocasión. En el fondo de estos silos puede integrarse un tornillo sinfín que alimente el gasificador. El transporte del producto se produce por el efecto de un espiral sinfín que gira sobre su eje en el interior de una camisa tubular o de canal. El tornillo debe disponerse como en el gráfico 6-5. El transporte de sólidos a través de tornillos se emplea para material particulado fino. Como ejemplos se pueden citar el transporte de diferentes granos (maíz, arroz, trigo, porotos de soja) y de polvos (azúcar impalpable, almidón, leche en polvo), entre otros. Dado que es adecuado para el transporte de dichos sólidos, no presentará inconvenientes a la hora de transportar el orujillo. Este tipo de tornillos presentan un consumo bajo de energía que se contemplará en el 20% considerado.

Los silos tolva se comercializan con diferentes ángulos de tolva según la granulometría del material. Según la producción de la planta por año se procesan aproximadamente 11000 toneladas, lo que equivale aproximadamente a un volumen de 22000 m<sup>3</sup>. Se considera que deberá contar con almacenamiento suficiente para albergar la mitad de la materia prima procesada por año. Por lo tanto, se requiere una capacidad de 11000 m<sup>3</sup>. Existen silos de diferentes tamaños y capacidades. Generalmente se construyen de chapa galvanizada corrugada de la cual puede variar el espesor. Por catálogo se selecciona un silo de 9.1 m de diámetro y 20.83 m de altura, con un ángulo de tolva de 40°, el cual puede albergar 1030 m<sup>3</sup> de material. Para los requerimientos de la planta de gasificación serán necesarios 11 silos con dichas características.



Gráfico 6 - 4. Silo tolva BROCK.



Gráfico 6 - 5. Silo tolva y tornillo sin fin para transporte de sólidos.

Otro aspecto importante en el manejo del orujillo de oliva es controlar el caudal de sólidos que ingresan al gasificador. Se había planteado anteriormente un sistema basado en la fuerza de impacto que generan los sólidos alimentados por gravedad. Otra opción en la industria, que utiliza para sólidos a granel de manera continua, son las tolvas pesadoras.

Las tolvas pesadoras son equipos que se han desarrollado para el control dinámico de cualquier tipo de producto, independientemente de las propiedades físicas del material y el tipo de proceso. Son equipos con una muy buena calidad en la medida, permiten ser utilizados como

sistemas de dosificación en sectores sensibles como la industria química o la industria farmacéutica.

Con los sistemas de pesaje en tolva pesadora continuos se puede obtener información en línea de todo el producto que se está procesando en cada momento. Para ello tiene gran importancia que los sistemas de pesaje cuenten con un riguroso control metrológico periódico y una recalibración constante tantas veces como sea necesaria en el normal desarrollo de su trabajo.

Los sistemas dinámicos de pesaje siempre van a estar compuestos de una tolva de pesaje, que es la que llevan instaladas las células de carga (y que, a su vez, van conectadas a un cabezal de pesaje o equipo que registra la medida), y un dispositivo retentor o pulmón que es el que va a absorber el tiempo de espera necesario para que el equipo de medida registre la cantidad de producto depositada en cada ciclo de pesaje. Este equipo irá conectado al tornillo sinfín que alimenta el gasificador por medio de un sistema de control para que este pueda cortar su marcha con el fin de que pueda completarse el ciclo de pesaje.

## Características climáticas

La provincia de San Juan presenta temporadas de verano con temperaturas máximas que promedian los 35°C y humedades alrededor del 50%, como se observa en los gráficos 6-6 y 6-7. Dicho clima supone una limitación a la hora del diseño de los equipos de intercambio de calor. Es común en la industria utilizar como fluido refrigerante agua de torre, proveniente de una torre de enfriamiento que se dispone en la misma planta de gasificación. La temperatura máxima que dicha torre puede enfriar el agua es la temperatura de bulbo húmedo en las condiciones de entrada del gas, requiriéndose para alcanzarla una torre de altura infinita.

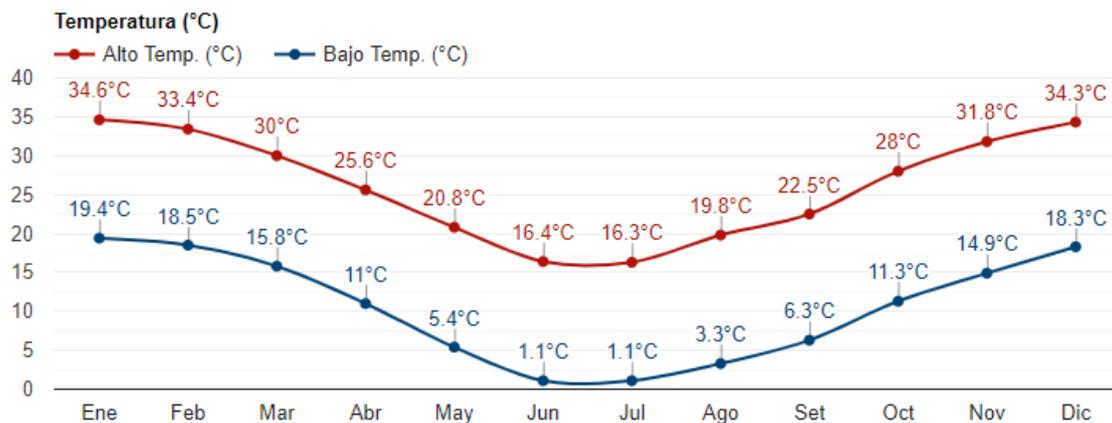


Gráfico 6 - 6. Promedio de temperaturas máximas y mínimas en la zona a emplazar la planta a lo largo del año (Weather Atlas).

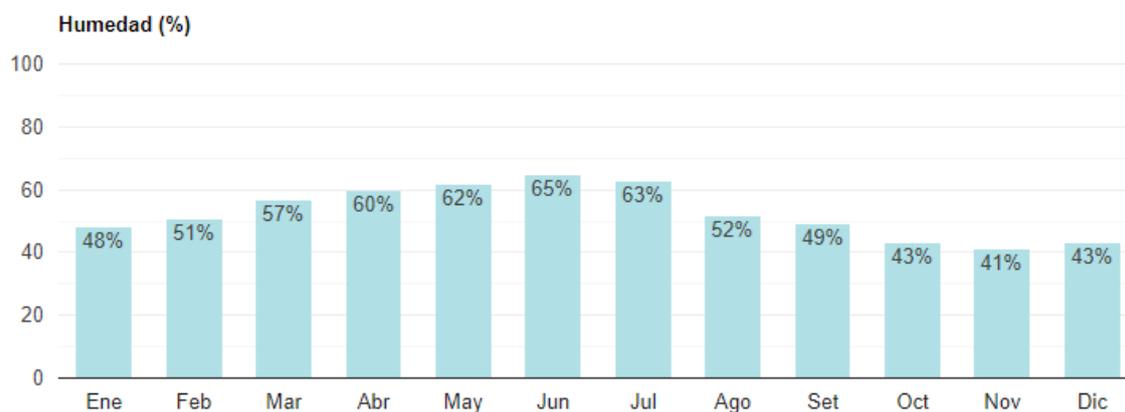


Gráfico 6 - 7. Humedad media en la zona a emplazar la planta a lo largo del año. (Weather Atlas)

En los meses de verano la temperatura máxima que se alcanza es de 38°C, la cual puede mantenerse por varios días. Dicha temperatura, junto con la humedad del 48%, lleva a una temperatura de bulbo húmedo de 28°C. Resulta necesario, entonces, considerar el factor climatológico en el diseño de los equipos. En el capítulo anterior se diseñaron equipos de separación, como absorbedores que operaban con temperaturas de entrada del líquido de 25°C. Considerando la temperatura de bulbo húmedo que se podría alcanzar en los días más calurosos, y el margen que se debe tener en cuenta al plantear la torre de enfriamiento y los intercambiadores de calor, los equipos diseñados no servirán para los fines propuestos.

## Rediseño de absorbedores

### Absorbedor de amoníaco

Para el caso del agua proveniente del lavador húmedo y el absorbedor de amoníaco, luego de tratarlas, se alimentarán a una torre de enfriamiento de agua para disminuir su temperatura. Luego del paso por la torre se reutilizará el agua en los equipos antes mencionados. Para realizar el rediseño, solo para el caso del absorbedor ya que se considera que el lavador cumple la función de remoción de partículas únicamente, se supone que la temperatura de entrada del agua al equipo es de 31°C. Dicha temperatura coincide con la temperatura de salida de la torre de enfriamiento, distanciada tres grados con la temperatura de bulbo húmedo en las peores condiciones climáticas para el proceso.

En el gráfico 6-8 se observa como varía la cantidad de amoníaco en la corriente de salida del absorbedor de amoníaco en función del caudal de agua cuando esta entra al equipo a 31°C para diferentes números de etapas. Para cuando el agua entraba a 25°C se utilizaba una torre de 12 etapas ideales y un caudal de agua de 6.55 m<sup>3</sup>/h. Para poder cumplir los requerimientos cuando el agua entra a 31°C es necesario aumentar el caudal de agua, aumentar el número de etapas de la torre o una combinación de ambas. Se tiene en cuenta un límite de seguridad que es el 75% del límite que se posee como requerimiento para turbinas de gas. Para mantener el número de etapas del diseño original cumpliendo el requerimiento son necesarios 7.7 m<sup>3</sup>/h de agua aproximadamente, y, para mantener el caudal se requieren 18 etapas ideales. Ambas alternativas suponen un costo adicional, ya sea porque se requiere bombear mayor cantidad de agua en el primer caso, o por los costos constructivos que supone una torre con un mayor

número de etapas en el segundo de los casos. Dado que la inversión en la torre se realiza una única vez se seleccionará para este nuevo diseño una torre que posea 18 etapas ideales y un caudal de agua de 6.55 m<sup>3</sup>/h. Con dichas condiciones la altura del relleno resulta de 7.8 m y el diámetro para la torre de 0.61 m<sup>1</sup>. En la tabla 6-1 se detallan las características de la corriente gaseosa de salida del absorbedor.

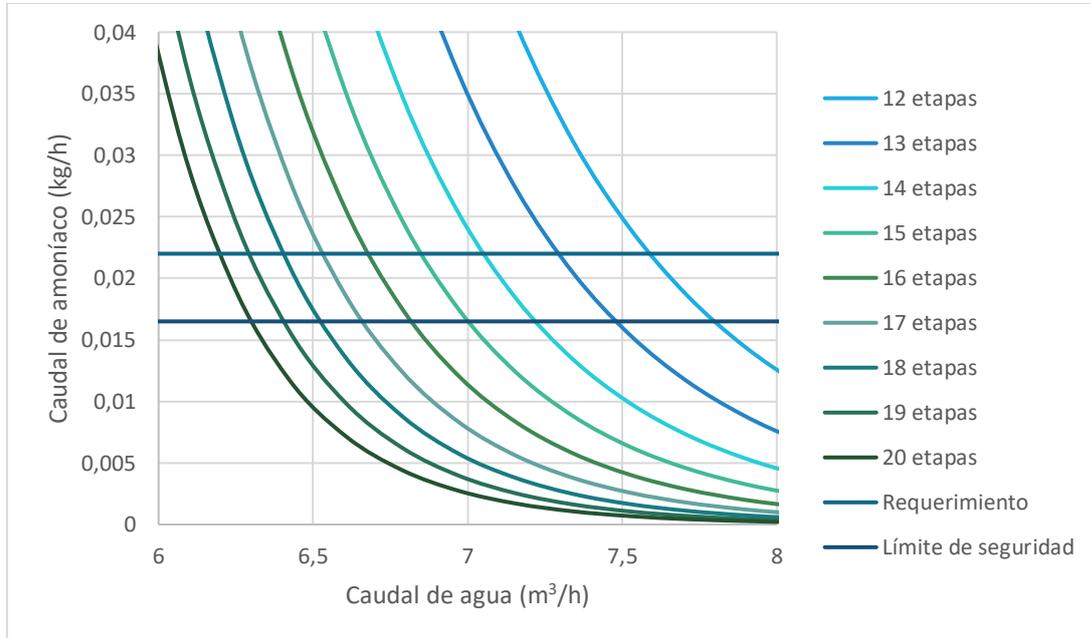


Gráfico 6 - 8. Concentración de amoníaco en el efluente del absorbedor en función del caudal de agua para diferente número de etapas ideales.

Tabla 6 - 1. Características de la corriente gaseosa de salida del absorbedor de NH<sub>3</sub> para Tagua=31°C.

G4	
Caudal total (kg/h)	1375.68
Caudal Char + Cenizas(kg/h)	0
Caudal H <sub>2</sub> (kg/h)	48.412
Caudal CO (kg/h)	763.530
Caudal H <sub>2</sub> O (kg/h)	180.12
Caudal CO <sub>2</sub> (kg/h)	485.28
Caudal CH <sub>4</sub> (kg/h)	43.242
Caudal N <sub>2</sub> (kg/h)	16.417
Caudal NH <sub>3</sub> (kg/h)	0.0155
Caudal H <sub>2</sub> S (kg/h)	0.776
Presión (Pa)	300000
Temperatura (°C)	31.04

<sup>1</sup> Las dimensiones de las torres de absorción son obtenidas mediante la herramienta Tray Sizing de Unisim Desing R390.1. Esta función minimiza la altura equivalente de plato teórico.

## Eliminación de NO<sub>x</sub>

En capítulos anteriores se analizó el tema de los contaminantes generados durante la producción de gas de síntesis y su utilización en la generación de energía eléctrica. Dentro de dichos contaminantes se hallan los óxidos de nitrógeno, cuyas emisiones son muy negativas para el medio ambiente ya que causan efectos como la destrucción del ozono estratosférico, contribuyen al efecto invernadero y a la lluvia ácida, y generan smog fotoquímico.

Por el impacto negativo que tienen en el ambiente es importante reducir su generación, lo cual no siempre es posible. Entonces, resulta necesario eliminar los NO<sub>x</sub> contenidos en los gases emitidos, con la finalidad de cumplir con la legislación y, desde el aspecto ambiental, contribuir a la reducción de las emisiones.

Las técnicas más comunes son:

- Absorción mediante reacción química

Consiste en la absorción de los NO<sub>x</sub> mediante una reacción química en fase líquida con ácido sulfúrico generalmente. Éste reacciona con los óxidos de nitrógeno para formar la especie HSO<sub>4</sub>NO (ácido nitrosilsulfúrico), la cual permanece en la fase líquida. En condiciones de elevada presión (2 atm) y baja temperatura (35°C) los NO<sub>x</sub> quedan absorbidos en la fase líquida, mientras que, se puede revertir el proceso a elevada temperatura (180°C) y baja presión (0,5 atm); en estas condiciones, se separa la molécula nitrogenada (ahora ácido nítrico por la presencia del agua) del ácido sulfúrico, el cual se puede reutilizar.

Este proceso presenta la desventaja de que se deben manipular reactivos químicos corrosivos y peligrosos a la vez que se requiere espacio físico para albergar el proceso. Las eficacias conseguidas no son elevadas (van del 30 al 50%), por lo que la técnica es recomendable para bajas cargas de NO<sub>x</sub>.

- Reducción mediante reacción selectiva no catalítica (SNCR)

Para llevar a cabo esta conversión, sin la presencia de ningún catalizador, es necesario subir la temperatura dentro del rango 850-1100°C. La temperatura de operación depende directamente del agente reductor que se utilice, siendo los más utilizados amoníaco o urea. Esta técnica se suele utilizar en pequeñas calderas industriales, ya que en instalaciones de mayor tamaño se disparan los costes de trabajar en este rango de temperaturas. El equipo de SNCR no requiere un gran espacio y es de fácil instalación y operación. No obstante, la eficiencia de reducción que se alcanza es moderada (40 a 50%), hecho que hace que sea una técnica válida para aquellos casos en que las emisiones de óxidos de nitrógeno sean bajas.

- Reducción mediante reacción química selectiva catalítica (SCR)

En el proceso se reducen de forma selectiva los óxidos de nitrógeno en presencia de un catalizador mientras que el agente reductor (amoníaco o urea) se oxida a nitrógeno gas. El hecho de que la reacción se lleve a cabo sobre la superficie del catalizador hace posible que la temperatura necesaria esté comprendida en el rango 250-450°C, a diferencia de la reducción no catalítica que requiere mayores temperaturas. La temperatura de operación depende de varios factores, uno de los más importantes es el catalizador empleado.

El agente reductor puede ser una disolución acuosa de amoníaco, amoníaco licuado o bien una disolución acuosa de urea. De todas ellas, la utilización de amoníaco licuado es la opción más económica, pero su manipulación es mucho más compleja, debido a sus características, que el de una solución acuosa de amoníaco o de urea.

A nivel de operación, como mayor sea la relación  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  alimentada, mayor será la eficiencia conseguida. No obstante, también aumentará la cantidad de amoníaco que no ha reaccionado y que se desaprovecha en la corriente de gases. Por lo tanto, a la hora de la operación debe lograrse un equilibrio para que los óxidos se reduzcan en la cantidad suficiente y no se desperdicien grandes cantidades de amoníaco. La elección del catalizador es determinante en el proceso, ya que influye en parámetros claves como son la temperatura de operación y la extensión de la reacción. Además, está relacionada con los costos de operación por las propiedades y la vida útil que presentan. Existen cuatro materiales diferentes utilizados como catalizadores: Óxidos metálicos (de vanadio, tungsteno, molibdeno o cromo) sobre base de dióxido de titanio ( $\text{TiO}_2$ ); Zeolitas; Óxidos de hierro envueltos por una fina capa de fosfato de hierro y Carbono activo.

Las principales ventajas de la tecnología SCR se basan en el rendimiento de eliminación de  $\text{NO}_x$ , que es muy elevado (del 90 al 95%), además de que se transforman los  $\text{NO}_x$  en nitrógeno gas sin producir ningún subproducto ni residuo.

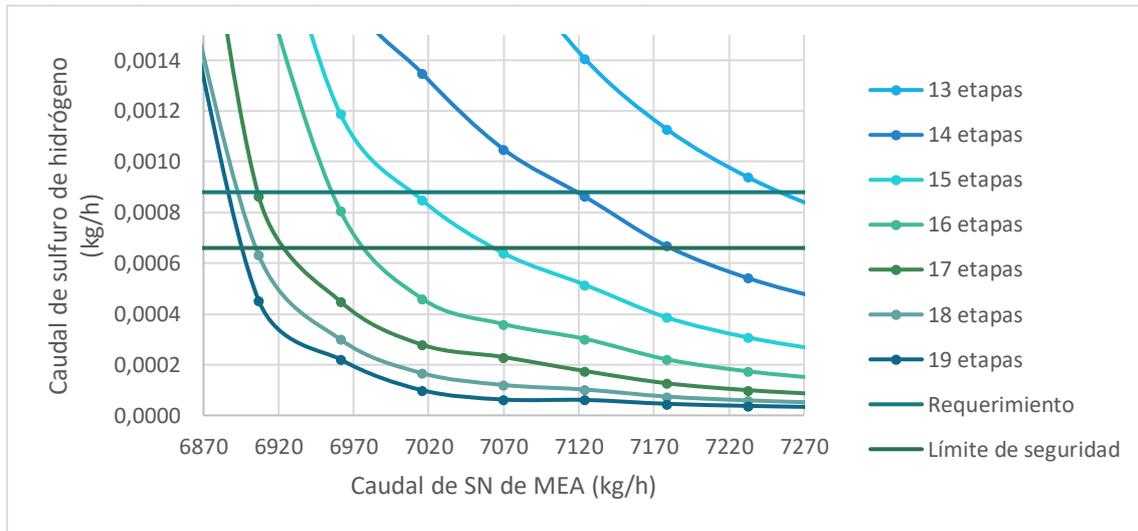
Anteriormente se planteó la eliminación del 99.82% del amoníaco contenido en el gas de síntesis, para disminuir las emisiones de  $\text{NO}_x$  al ser quemado para impulsar una turbina de gas dentro de un ciclo combinado. De todas formas, se plantea un sistema de reducción de óxidos de nitrógeno una vez quemado el gas, para asegurar que las emisiones se minimicen.

Un ciclo combinado se compone de cuatro elementos principales: una turbina de gas, una caldera de recuperación de calor, una turbina de vapor y un sistema de refrigeración que completa el ciclo de vapor. La caldera de recuperación de calor es básicamente un intercambiador de calor entre gases de combustión y agua-vapor para aprovechar la energía de los gases de escape en la generación de vapor. Es posible integrar en dicha caldera un sistema de reducción selectiva catalítica, como el descrito anteriormente (Fernández, 2006). La temperatura del gas que sale de la turbina, que entra a la caldera, se halla entre los 500 y 650°C. Estos gases abandonan la caldera por una chimenea con temperaturas entre 100 y 150°C. La temperatura óptima para la reducción es de entre 360 y 450°C, por lo que dentro de la caldera dichos gases se encontrarán en el rango óptimo de temperatura. Entonces, el catalizador puede ubicarse en un recinto en el que la temperatura sea la adecuada dentro de la caldera.

## Absorbedor de sulfuro de hidrógeno

En el caso del absorbedor de sulfuro de hidrógeno se considera que la amina entra al equipo en el peor de los casos, a 37°C. Esta temperatura es debido a que la amina, una vez regenerada, requiere enfriarse en un intercambiador con agua de torre. Como ya se mencionó la temperatura del agua de torre en el día más caluroso es de 31°C, a partir de esta temperatura se propone una diferencia de seis grados entre la temperatura del fluido de proceso, en este caso la amina y el fluido auxiliar. En el gráfico 6-9 se muestra como varía la cantidad de sulfuro de hidrógeno del gas de síntesis a la salida del absorbedor con respecto al caudal de amina utilizado y las etapas de la torre. Para la simulación se consideró una composición de amina regenerada constante, mientras se varió el caudal. En este caso también se está en una situación de compromiso entre el aumento del caudal de amina y el aumento de las etapas. Se observa que a partir de las 17 etapas ideales el caudal de amina necesario para lograr la separación

deseada varía muy poco para poder cumplir el requisito, teniendo en cuenta un margen de seguridad del 75%. Además, anteriormente se había considerado una temperatura de ingreso del gas arbitraria de 40°C, para que no sea necesario incluir un intercambiador de calor más, se propone que el gas ingrese a la temperatura que sale del absorbedor de amoníaco.



**Gráfico 6 - 9. Concentración de sulfuro de hidrógeno en el efluente del absorbedor en función del caudal de amina para diferente número de etapas.**

Se utilizará una torre de 16 etapas que requiere para la separación un caudal de amina de 6970 kg/h, lo que equivale a 6.997 m<sup>3</sup>/h. Resulta una torre de 7.3 m de altura de relleno y 0.6 m de diámetro. En la tabla 6-2 se detallan las características de la corriente gaseosa de salida del absorbedor.

**Tabla 6 - 2. Corriente de salida del absorbedor de H<sub>2</sub>S para una T amina= 37°C.**

<b>G6</b>	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	887.50
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	48.396
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	763.31
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	11.939
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	4.150
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	43.224
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	16.414
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0.015
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.00065
<b>Presión (Pa)</b>	500000
<b>Temperatura (°C)</b>	37.17

Dado que la amina sale del absorbedor a 65°C, el separador flash operará a la misma temperatura. Este separador da buenos resultados en cuanto a la recuperación de la amina para ser reutilizada en el proceso (tabla 6-3).

Tabla 6 - 3. Corriente de amina regenerada a T= 65°C.

L8	
<b>Caudal total (kg/h)</b>	6950.50
<b>Caudal Char + Cenizas(kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal CO (kg/h)</b>	0.001
<b>Caudal H<sub>2</sub>O (kg/h)</b>	5676.3
<b>Caudal CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	4.044
<b>Caudal CH<sub>4</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal N<sub>2</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal NH<sub>3</sub> (kg/h)</b>	0
<b>Caudal H<sub>2</sub>S (kg/h)</b>	0.023
<b>Caudal MEA (kg/h)</b>	1270.1
<b>Presión (Pa)</b>	100000
<b>Temperatura (°C)</b>	65

## Diseño de intercambiadores de calor

### Introducción

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

El primer paso en el procedimiento es establecer los objetivos energéticos para después realizar el diseño que se ajuste a éstos. Dentro de los objetivos energéticos es fundamental establecer el punto pinch, que es el punto más restringido de la red de intercambio de calor que proporcionara la información necesaria para comenzar a diseñar. Las mejoras obtenidas gracias a este método se extienden desde proyectos de recuperación de calor hasta cambios en las condiciones de operación, todo esto respaldado por una mejor comprensión del proceso.

Este análisis está basado en la primera y segunda Leyes de la termodinámica. La Primera Ley, la de conservación de la energía, proporciona la ecuación de la energía para el cálculo de la variación de entalpía de las corrientes que atraviesan el intercambiador de calor, permitiendo cuantificar de manera inequívoca la posibilidad de recuperación de energía en un proceso. La Segunda Ley permite conocer la dirección del flujo de calor. Esto implica que la energía calorífica solo puede fluir en la dirección de la corriente caliente a la corriente fría, lo que prohíbe el cruce de temperaturas entre dichas corrientes a través de la unidad de intercambio.

Los datos necesarios en el análisis pinch son los de las corrientes en el proceso que va a ser analizado, es decir, las corrientes que necesitan ser calentadas o enfriadas. Son necesarias las

temperaturas de entrada y salida y la capacidad de flujo de calor de la corriente (flujo másico por el calor específico de la corriente). Una vez obtenidos estos datos se puede comenzar el cálculo para el consumo mínimo de energía requerido.

El área de intercambio de calor es inversamente proporcional a la diferencia de temperatura mínima. Por lo tanto, un valor muy pequeño de  $\Delta T_{\min}$  implicaría intercambiadores de calor muy extensos y de elevado coste. Por otro lado, los caudales de fluido de intercambio a utilizar disminuyen a medida que el área de intercambio aumenta ( $\Delta T_{\min}$  decrece).

## Requerimientos energéticos

Lo primero que se realizará será evaluar si la mezcla de gases que llega a la zona de reducción lo hace con la temperatura supuesta de 927°C. Para ello se plantea el camino termodinámico detallado en el gráfico 6-10.

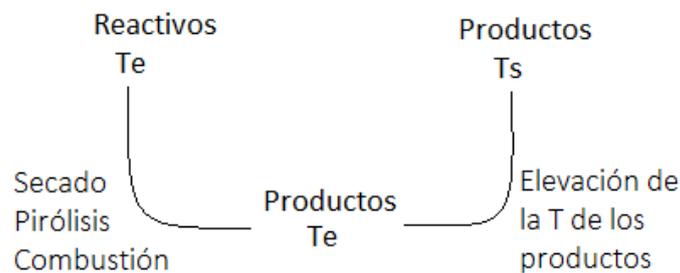


Gráfico 6 - 10. Camino termodinámico para alcanzar las condiciones de reducción.

La ecuación 6-1 describe el proceso. En este caso como el rango de temperaturas es muy amplio, a de temperatura ambiente, a la que se supone que están los reactivos hasta los 927°C a los que se quiere llegar, el cp se expresa como función de la temperatura y la diferencia de temperaturas se transforma en un diferencial T (dT), debiéndose resolver una integral.

$$W_{\text{biomasa}} w_{\text{humedad}} \lambda_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{pirólisis}}(T_e) W_{\text{biomasa}} + \Delta H_{\text{comb}}(T_e) ER W_{\text{biomasa}} + \sum W_{\text{producto}_i} \int_{T_{\text{ref}}}^{T_s} c_{p_i} dT = 0$$

Ecuación 6 - 1

Con los datos de las tablas 6-4 y 6-5 es posible calcular la temperatura Ts que alcanzan los reactivos.

Tabla 6 - 4. Datos para el cálculo del calor en las zonas de secado, pirólisis y combustión.

<b>ΔH comb</b>	-17991.2 kJ/kg seco <sup>2</sup>
<b>ΔH pirólisis</b>	1550 kJ/kg seco <sup>3</sup>
<b>λH<sub>2</sub>O</b>	2258 kJ/kg
<b>Humedad biomasa</b>	12.69%
<b>ER</b>	0.25
<b>Wbiomasa</b>	1222.17 kg/h

<sup>2</sup> (Moya López, 2013)

<sup>3</sup> (Daugaard & Brown, 2003) – Se toma un promedio entre el valor de pirólisis para madera de roble y pino dado que nuestra biomasa posee una composición similar.

Tabla 6 - 5. Composición de la corriente de entrada a la zona de reducción.

Especie	Caudal molar	
Char	5.477	mol/s
H <sub>2</sub>	0	mol/s
CO	0	mol/s
H <sub>2</sub> O	6.906	mol/s
CO <sub>2</sub>	4.524	mol/s
CH <sub>4</sub>	1.905	mol/s
N <sub>2</sub>	0.163	mol/s

Finalmente, considerando 298 K como temperatura de referencia, se obtiene que la temperatura Ts es de 1355 K (1082°C). Los productos de la zona de oxidación llegan a la zona de reducción con una temperatura mayor a la supuesta, lo que quiere decir que no es necesario suministrar calor a la corriente de aire que ingresa. En este caso no se han considerado pérdidas de calor hacia el entorno, lo que provocaría que dicha temperatura disminuya y que se asemeje a la temperatura supuesta al realizar los cálculos.

## Intercambio de calor

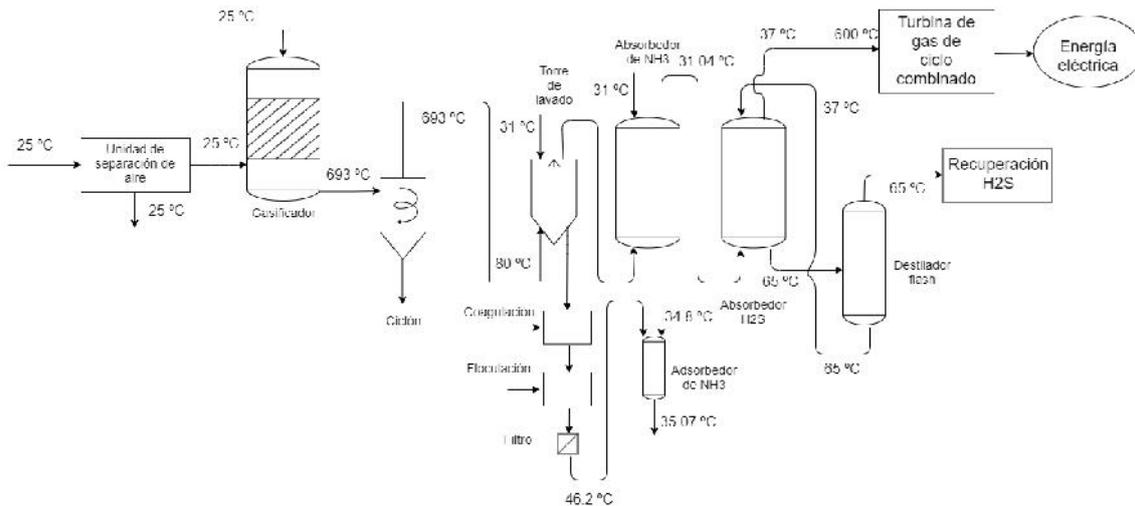
En la tabla 6-6 se detallan las características y requerimientos de las corrientes que deben intercambiar energía.

Tabla 6 - 6. Requerimientos para intercambio energético.

Corriente	Cambio de T [°C]	$\dot{m}C_p$ [KW/K]	H [KW]
Entrada de gas a torre de lavado	693 → 80	0.72	-441.4
	Enfriamiento		
Entrada de agua a torre de lavado	49.79* → 31	7.744	-24.8
Entrada de agua a absorbedor de amoníaco	Enfriamiento	1.739	-22.4
Entrada amina regenerada a absorbedor de H <sub>2</sub> S	65 → 37	7.778	- 225.6
	Enfriamiento		
Entrada de gas a ciclo combinado	37 → 600	0.495	278.7
	Calentamiento		

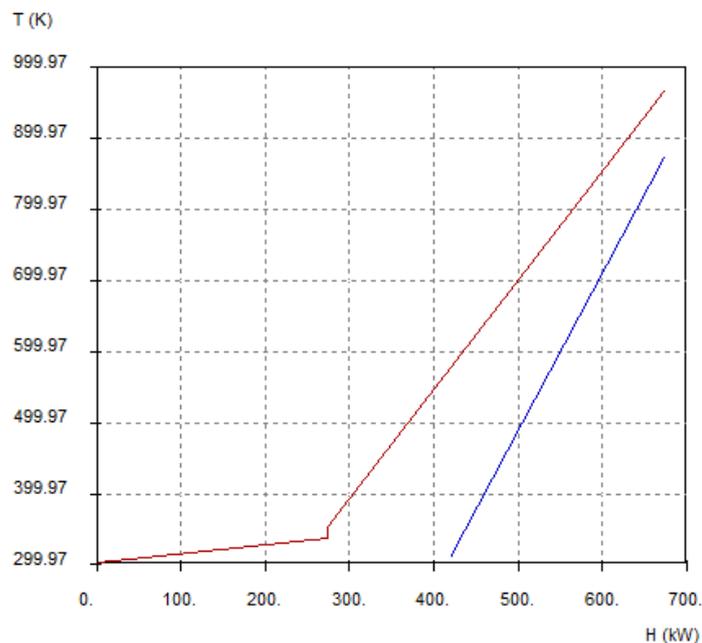
\* Temperatura resultante de la mezcla de corrientes de agua antes de la torre de enfriamiento.

Dichas corrientes pueden encontrarse en el diagrama del gráfico 6-11.



**Gráfico 6 - 11. Diagrama del proceso de gasificación.**

Una vez recopilados los datos de las corrientes implicadas en la red de intercambio de calor se realiza el diagrama H vs T que se muestra en el gráfico 6-12. Para crear dicha curva se utilizó el programa Hint. Esta gráfica es una representación de la temperatura frente a la entalpía, la cual ayuda a visualizar más fácilmente el intercambio de calor producido entre las corrientes frías y calientes.



**Gráfico 6 - 12. Curvas compuestas para el análisis Pinch.**

La diferencia de temperatura mínima entre las curvas compuestas fría y caliente afecta a los requerimientos de calor externos, y al tamaño de los intercambiadores de calor. Sin embargo, únicamente los intercambiadores de calor en punto pinch deben operar a valores de  $\Delta T$  de hasta  $\Delta T_{\min}$ , por ser este el punto más restringido de la red de intercambio.

Para lograr satisfacer las necesidades energéticas deben utilizarse 3 intercambiadores de calor y una torre de enfriamiento. Se considera que el agua que sale del separador de amoníaco que

debe ser reutilizada se enfriará en una torre de enfriamiento junto con las corrientes de agua auxiliares utilizadas en los intercambiadores n°2 y n°3.

El valor del  $\Delta T_{\min}$  para operar con el menor costo posible y menos área es de 49°C. Se diseñan el intercambiador n°1 teniendo en cuenta dicho valor. Para los intercambiadores donde debe utilizarse una corriente auxiliar de agua (intercambiador n°2 y n°3) debido a que las temperaturas de entrada y salida de las corrientes son cercanas, no se puede operar con dicha diferencia de temperatura y se designa un  $\Delta T_{\min}$  de 6°C.

El diseño de los intercambiadores de calor se realizó en el programa Hint, donde para cada intercambiador se seleccionó la ubicación de los fluidos, las correlaciones adecuadas, los requisitos de temperatura y las características de cada fluido.

A continuación, se detalla la operación de cada equipo diseñado (tablas 6-7 a 6-10).

Tabla 6 - 7. Intercambiador de calor 1.

<b>Intercambiador 1</b>			
<b>Corriente caliente</b>	Entrada de gas a torre de lavado		
	<b>Caudal [kg/s]</b>		0.42
<b>T entrada [°C]</b>	693	<b>T salida [°C]</b>	302.5
<b>Corriente fría</b>	Entrada de gas a ciclo combinado		
	<b>Caudal [kg/s]</b>		0.25
<b>T entrada [°C]</b>	37	<b>T salida [°C]</b>	600
<b>Calor removido [KJ/s]</b>	254	<b>Área de intercambio [m<sup>2</sup>]</b>	14.6

Tabla 6 - 8. Intercambiador de calor 2.

<b>Intercambiador 2</b>			
<b>Corriente caliente</b>	Entrada de gas a torre de lavado		
	<b>Caudal [kg/s]</b>		0.42
<b>T entrada [°C]</b>	302.5	<b>T salida [°C]</b>	80
<b>Corriente fría</b>	Agua de enfriamiento		
	<b>Caudal [kg/s]</b>		0.89
<b>T entrada [°C]</b>	31	<b>T salida [°C]</b>	70
<b>Calor removido [KJ/s]</b>	145	<b>Área de intercambio [m<sup>2</sup>]</b>	7.5

Tabla 6 - 9. Intercambiador de calor 3.

<b>Intercambiador 3</b>			
<b>Corriente caliente</b>	Entrada amina regenerada a absorbedor de H <sub>2</sub> S		
	<b>Caudal [kg/s]</b>		1.93
<b>T entrada [°C]</b>	65	<b>T salida [°C]</b>	37
<b>Corriente fría</b>	Agua de enfriamiento		
	<b>Caudal [kg/s]</b>		2.17
<b>T entrada [°C]</b>	31	<b>T salida [°C]</b>	55
<b>Calor removido [KJ/s]</b>	217.5	<b>Área de intercambio [m<sup>2</sup>]</b>	17.2

Tabla 6 - 10. Torre de enfriamiento de agua.

Torre de enfriamiento			
Características operativas			
Caudal de Agua [m <sup>3</sup> /h]	19.67	K <sub>v,a</sub> [kg/m <sup>3</sup> h]	1800
Caudal de Aire sin humedad [kg/s]	5	Potencia del compresor [W]	673
Caída de presión del gas [Pa]	142	Área transversal [m <sup>2</sup> ]	1.5
Agua de reposición [kg/s]	0.15	Altura [m]	6
N <sub>tog</sub>	2	H <sub>tog</sub> [m]	2.83
Características de las corrientes			
Aire	Entrada	Salida	
T <sub>bs</sub> [°C]	38	42	
T <sub>bh</sub> [°C]	28	42	
% Humedad	48	100	
Y' [kg agua/kg aire seco]	0.02	0.05	
H [KJ/kg aire seco]	90	186	
Agua	Entrada	Salida	
T [°C]	49.79	31	

## Cañerías

### Introducción

Los elementos designados para la conducción de fluidos son los caños y los tubos. Los primeros están normalizados y se designan por el diámetro nominal y el espesor de pared mientras que los otros son elementos no normalizados.

En instalaciones industriales los caños son los que se usan para la conducción de fluidos, y al estar normalizados y tener único el diámetro exterior para cada medida de diámetro nominal, permite el uso estándar de los elementos accesorios para el conexionado y cambio de dirección, como también las válvulas para interrupción y control de flujo. Los tubos son empleados en equipos como intercambiadores de calor, caldera, condensadores, etc.

Los materiales de los elementos para la conducción de los fluidos se pueden clasificar en:

- Ferrosos: Algunos ejemplos son acero al carbono, acero aleado, acero inoxidable, hierro fundido y hierro forjado
- No ferrosos: Se destacan el cobre, latón, bronce, cuproníquel, plomo, aluminio y titanio.
- Plásticos: Algunos ejemplos son polietileno de alta y baja densidad, policloruro de vinilo y teflón.
- Otros: Como por ejemplo la cerámica y el caucho

## Cañerías de acero

Es el tipo de conductor de fluido más utilizado en la industria por su resistencia a la presión interior y a la temperatura. Existen diversos tipos, entre ellos se encuentran:

- Acero al carbono. El rango de temperatura de trabajo es de - 30°C a 400°C. Estos aceros tienen porcentajes de Mn (hasta 0,9%) y Si (hasta el 0,1%). El Mn incrementa los límites de fluencia y rotura, es decir mayor resistencia mecánica. El Si aumenta la resistencia a la oxidación a alta temperatura.
- Acero aleado: Se clasifican en tres tipos.
  - I. Aceros de Baja Aleación: hasta 5% de elementos adicionales.
  - II. Aceros de Media Aleación: entre 5% y 10% de elementos adicionales.
  - III. Aceros de Alta Aleación: más del 10% de elementos adicionales. En este último tipo se encuentran los aceros inoxidable.

La utilización de este tipo de acero para cañerías, cuyo costo es mayor que la de acero al carbono se justifica para:

- I. Altas Temperaturas, > 470°C
- II. Bajas Temperaturas, < -30°C
- III. Alta abrasión
- IV. Alta Peligrosidad
- V. Alta Corrosión
- VI. Para evitar contaminación

En cuanto a la forma constructiva de los caños, estos pueden ser con o sin costura. En el primer caso, el caño se construye a partir de una chapa de acero que es conformada en frío mediante rodillos exteriores, luego es soldada mediante diferentes métodos. Al presentar una unión soldada a lo largo de su pared, la resistencia a la presión interna depende del tipo de soldadura y es menor que la de los tubos sin costuras. En el caso de la forma constructiva sin costura, el caño se construye a partir de un tocho de acero que es introducido a temperatura en un tren laminador, que mediante rodillos exteriores y un punzón interior se va conformando el caño. Hecho el punzonado del tocho, este se vuelve a laminar para darle las dimensiones definitivas al caño. Al ser una sola pieza sin presentar uniones en su circunferencia tiene la máxima resistencia a la presión interna que se puede obtener.

## Aceros inoxidables

Debido a las altas temperaturas del proceso y corrosión que puede originarse en las cañerías, se centrará el análisis en los aceros inoxidables.

El acero inoxidable puede ser clasificado en cinco familias diferentes; cuatro de ellas corresponden a las particulares estructuras cristalinas formadas en la aleación: austenita, ferrita, martensita y dúplex (austenita más ferrita); mientras que la quinta son las aleaciones endurecidas por precipitación, que están basadas más en el tipo de tratamiento térmico usado que en la estructura cristalina. A continuación, se presenta una tabla con las características de cada uno (tabla 6-11).

Tabla 6 - 11. Características de aceros inoxidable.

Clase	Composición	Características
<b>Martensíticos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cromo 10.5 a 18%</li> <li>- Carbono hasta 1.2%</li> </ul>	<p>Moderada resistencia a la corrosión y endurecibles por tratamiento térmico y por lo tanto se pueden desarrollar altos niveles de resistencia mecánica y dureza. Son magnéticos. Debido al alto contenido de carbono y a la naturaleza de su dureza, es de pobre soldabilidad. Después de ser tratados para endurecimiento, generalmente son utilizados en procesos de maquinado y formado en frío.</p>
<b>Ferríticos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cromo 10.5 a 30%</li> <li>- Carbono hasta 0.08%</li> <li>- Pueden contener molibdeno, silicio, aluminio, titanio y niobio</li> </ul>	<p>Resistencia a la corrosión de moderada a buena, la cual se incrementa con el contenido de cromo y en algunas aleaciones de molibdeno. Endurecidos moderadamente por trabajo en frío; no pueden ser endurecidos por tratamiento térmico. Las aleaciones ferríticas son magnéticas. Su soldabilidad es pobre por lo que generalmente se limitan las uniones por soldadura a calibres delgados. Usualmente se les aplica un tratamiento de recocido con lo que obtienen mayor suavidad, ductilidad y resistencia a la corrosión.</p>
<b>Austeníticos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cromo 16 a 26%</li> <li>- Carbono 0.03 a 0.08%</li> </ul>	<p>Excelente resistencia a la corrosión. Endurecidos por trabajo en frío y no por tratamiento térmico. Excelente soldabilidad. Excelente factor de higiene y limpieza. Formado sencillo y de fácil transformación. Tienen la habilidad de ser funcionales en temperaturas extremas (hasta 925 C). y bajas temperaturas previniendo la fragilización. Son esencialmente no magnéticos. Pueden ser magnéticos después de que son tratados en frío.</p>

Tabla 6 – 11. Continuación.

<b>Dúplex</b>	- Cromo 18 a 26% - Níquel 4.5 a 6.5% - Pueden adicionarse nitrógeno, molibdeno, cobre, silicio y tungsteno.	Son magnéticos. No pueden ser endurecidos por tratamiento térmico. Buena soldabilidad. La estructura dúplex mejora la resistencia a la corrosión de fractura bajo tensión en ambientes con iones de cloruro.
<b>Endurecibles por precipitación</b>	- Cromo 12 a 18% - Níquel 4 a 9% - Elementos tales como molibdeno, titanio, nitrógeno, cobre, aluminio, tántalo, boro y vanadio.	Moderada a buena resistencia a la corrosión. Muy alta resistencia. Buena soldabilidad. Magnéticos.

## Selección de materiales de cañerías

La selección del material a emplear en una cañería de acero está en función del uso del caño, la presión interior, la temperatura del fluido y su agresividad. A continuación, en la tabla 6-12 se detalla para cada corriente la presión y temperatura especiales. Luego en función de ellos se seleccionarán los caños.

Tabla 6 - 12. Características de las corrientes a transportar por cañerías.

Corriente	Presión máx. [KPa]	Temperatura máx. [°C]
<b>Entrada A.S.U</b>	100	25
<b>Salidas A.S.U</b>	100	25
<b>Salida gasificador</b>	100	693
<b>Salida gas ciclón</b>	100	693
<b>Agua de recicló e intercambiadores</b>	300	70
<b>Salida gas torre de lavado</b>	100	44
<b>Salida gas absorbedor de amoniaco</b>	300	40
<b>Salida gas absorbedor de sulfuro de hidrogeno</b>	500	66
<b>Amina regenerada</b>	500	66
<b>Salida gas destilador flash</b>	500	66

Debido a las propiedades mencionadas anteriormente el acero que se adecua a las condiciones de operación es el 304. El acero 304 es del tipo austenítico, tiene propiedades adecuadas para gran cantidad de aplicaciones. Se recomienda para construcciones ligeras soldadas que requieran buena resistencia a la corrosión. Tiene buen desempeño en temperaturas elevadas (800 a 900° C) y buenas propiedades mecánicas.

## Diámetro de las cañerías

El diámetro de las cañerías se determina en función de la velocidad de los fluidos que circulan por ella. Para líquidos la velocidad sugerida es entre 1.5 y 3 m/s mientras que para gases es entre 9 y 30 m/s.

Los caudales del gas de síntesis desde la salida del gasificador hasta la entrada al ciclo combinado se encuentran entre 0.5 y 0.4 m<sup>3</sup>/s. El caudal de aire a la entrada del gasificador es aproximadamente 0.1 m<sup>3</sup>/s

Los caudales de agua varían entre 2 y 7 m<sup>3</sup>/h mientras que el caudal de amina es aproximadamente 7 m<sup>3</sup>/h.

Para el cálculo del diámetro se utilizará el valor inferior del rango de velocidades de los fluidos y el punto medio de velocidades sugeridas. Luego se evaluará si el máximo caudal del intervalo cumple la velocidad sugerida para el diámetro seleccionado en el paso anterior.

Tabla 6 - 13. Transporte de fluidos de proceso por cañerías.

Fluido	Caudal	Diámetro calculado [mm]	Diámetro normalizado próximo (Sch 40) [mm/pulgadas]	Cumple / No cumple velocidad sugerida
Gas de síntesis	Min: 0.4 m <sup>3</sup> /s	160.6	161.2 / 6	C (19.6 m/s)
	Max: 0.5 m <sup>3</sup> /s			C (24.5 m/s)
Aire	0.1 m <sup>3</sup> /s	80.8	83.4 / 3	C (18.3 m/s)
Agua	Min: 2 m <sup>3</sup> /h	17.7	18.6 / 0.5	C (2.6 m/s)
	Max: 7 m <sup>3</sup> /h			NC (9 m/s)
Amina	7 m <sup>3</sup> /h	33.2	38.6 / 1.5	C (1.7 m/s)

En el único caso que no se cumple la velocidad sugerida para todo el rango es para el agua. Se evaluará a continuación que diámetro debe utilizarse en función de caudal de operación.

Un diámetro de 18.6 mm (1/2 pulgadas sch 40) sirve para caudales que se encuentran entre los 1.47 y 2.93 m<sup>3</sup>/h. Para caudales entre 2.4 y 4.8 m<sup>3</sup>/h debe utilizarse (3/4 pulgada sch 40). Para caudales entre 3.8 y 7.6 m<sup>3</sup>/h debe utilizarse un diámetro de 30.02 mm (1 pulgada sch 40). Como se puede observar, los rangos de caudal se superponen entre los diámetros mencionados. Para un diseño conservador cuanto frente a un caudal se puedan elegir dos diámetros diferentes, se elegirá el mayor.

Tabla 6 - 14. Características de cañerías. (Vendedora de materiales de acero S.A. VEMACERO)

Diámetro nominal	Diámetro externo x espesor [mm]	Peso teórico [Kg/m]
½" Sch. 40S	21.34 x 2.77	1.288
¾" Sch. 40S	26.67 x 2.87	1.710
1" Sch. 40S	33.40 x 3.38	2.541
3" Sch. 40S	88.90 x 5.49	11.466
6" Sch. 40S	168.30 x 7.11	28.697

# Impulsión de fluidos

## Líquidos

Para impulsar fluidos líquidos es común utilizar bombas. Existen diferentes tipos de bombas como son las dinámicas (centrífugas o periféricas) y las de desplazamiento positivo (alternativas o rotatorias).

- Bombas dinámicas. En este tipo de bombas se aumenta la energía cinética del líquido mediante un rodete giratorio, que todavía en el interior de la bomba se transforma en energía de presión. En ellas el líquido puede circular libremente a su través, pues recibe la energía por acción de giro que le comunica un disco giratorio a gran velocidad, sin necesidad de ser confinado en espacios interiores. Las turbobombas se clasifican en bombas centrífugas, helicocentrífugas y axiales en función de la trayectoria que siga el fluido a lo largo del rodete giratorio.
- Bombas de desplazamiento positivo. En este tipo de máquinas el líquido es introducido y confinado en un cierto espacio de la bomba, donde se le comunica la energía, siendo desplazado a continuación hasta la zona de expulsión. Este tipo de bombas proporciona una cantidad constante de líquido en cada embolada o revolución de la parte móvil, sin que el líquido pueda circular libremente a través del cuerpo de la bomba. Ésta, lógicamente, no puede funcionar con la salida cerrada y si se quiere disminuir o suprimir el caudal sin parar la bomba, es necesario recircular parte o todo el líquido bombeado, respectivamente.

En el presente trabajo las principales bombas deben ubicarse para la impulsión de fluidos a los absorbedores y a la torre de enfriamiento de agua. Las bombas que se seleccionarán serán bombas centrífugas, las cuales son muy comunes en la industria.

Para cada caso debe calcularse la altura de diseño ( $H_{dis}$ ) y buscar por catálogo una bomba que cumpla con los requerimientos, es decir, que su altura desarrollada ( $H_{des}$ ) sea igual o mayor que  $H_{dis}$  para el caudal que se maneja. La altura de diseño se calcula a partir de la ecuación 6-2, en la cual el primer término del segundo miembro está relacionado con la energía cinética, el segundo con la energía potencial, el tercero con la diferencia de presión que se requiere lograr y el cuarto con las pérdidas por fricción. En todos los casos a calcular se despreciará la diferencia de velocidades del fluido, se considera que no existen reducciones ni expansiones del diámetro de la cañería, por lo que el primer término se cancela. Además, se cancelará el cuarto término, correspondiente a las pérdidas de carga en cañerías y accesorios. Posteriormente, para salvar esta consideración y la pérdida de carga que presentan los equipos se calculará la potencia de las bombas principales y se adicionará un 20% más para obtener una estimación de la potencia real consumida. En general las bombas se seleccionarán con un  $H_{des} > H_{dis}$ , como en la operación las alturas deben ser iguales se regula el punto de operación con válvulas.

$$H_{dis} = \frac{-W}{g} = \frac{1}{2} \frac{\Delta v^2}{g} + \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{E_v}{g}$$

Ecuación 6 - 2. Cálculo de la altura de diseño.

## Torre de lavado

Si se observa el diagrama tecnológico el primer equipo al que le debe llegar líquido para su operación es la torre de lavado. La diferencia de alturas entre el punto "2" y "1" (gráfico 6-13) es de 0.6 m y la diferencia de presión es 0, por lo que se considera que no es necesaria la implementación de una bomba, ya que, posicionando el tanque de almacenamiento de agua a una altura superior a 0.6 m el fluido alcanzará la altura requerida.

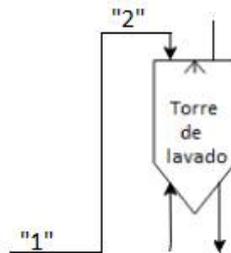


Gráfico 6 - 13. Esquema de la torre de lavado.

## Absorbedor de amoníaco

El siguiente equipo que requiere la impulsión de fluidos es el absorbedor de amoníaco (gráfico 6-14). En la tabla 6-15 se observan las características tenidas en cuenta.

Tabla 6 - 15. Características absorbedor de amoníaco

	"1"	"2"
Altura (m)	0	8.5 <sup>4</sup>
Presión (Pa)	101325	300000
Caudal (m <sup>3</sup> /h)		6.55
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )		1000

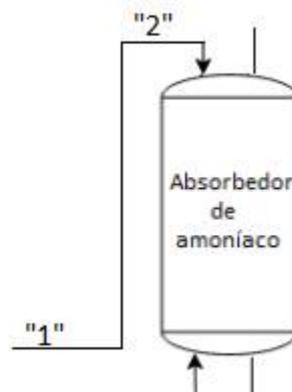


Gráfico 6 - 14. Esquema del absorbedor de amoníaco.

<sup>4</sup> La altura obtenida para el relleno de la torre fue de 7.8 m, se considera 8.5 m considerando el resto del equipamiento de la torre y un margen para los cálculos.

Empleando la ecuación 6-2 se obtiene que  $H_{dis}$  es 28.75 m. Con esta información y el caudal que se maneja se deben consultar catálogos para bombas con el fin de obtener la que se adecue a las necesidades.

La marca Pedrollo ofrece bombas para fluidos limpios, como es el caso para este absorbedor, que opera con agua de torre. En su catálogo se muestran las curvas características para una familia de bombas (gráfico 6-15). Si se ingresa a dicho gráfico con el caudal de agua que debe ser bombeado y la altura de diseño que se requiere se puede señalar el punto de operación. Para dicho punto de operación es adecuado el uso de la bomba CP660M, ya que su  $H_{des} > H_{dis}$  y el punto de operación puede regularse mediante una válvula.

**CURVAS Y DATOS DE PRESTACIONES**

60 Hz  $n = 3450 \text{ min}^{-1}$   $H_S = 0 \text{ m}$

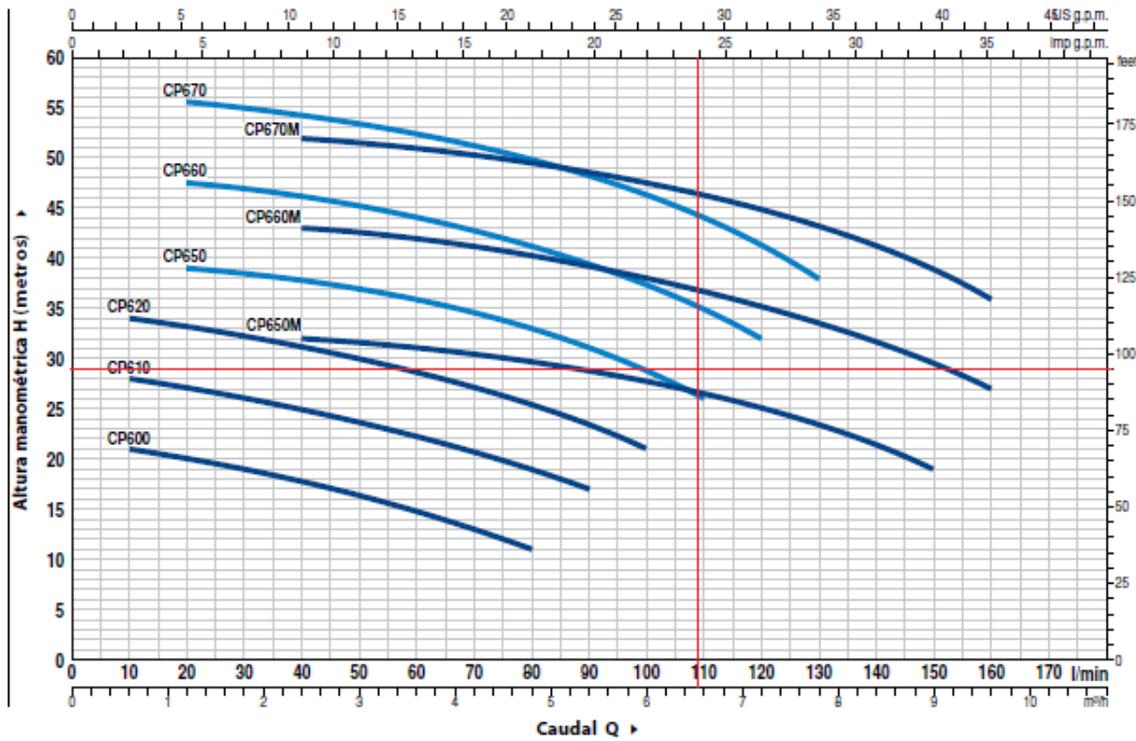


Gráfico 6 - 15.  $H_{des}$  para familia de bombas Pedrollo.

El catálogo también presenta una tabla (tabla 6-16) en la que se señala la potencia consumida por la bomba seleccionada y otra (tabla 6-17) en la que se muestra el consumo en amperes, mediante el cual puede calcularse la potencia bruta consumida.

Tabla 6 - 16. Características de la familia de bombas Pedrollo.

MODELO		POTENCIA (P <sub>2</sub> )			Q	H															
Monofásica	Trifásica	kW	HP	▲		m <sup>3</sup> /h	0	0.6	1.2	2.4	3.6	4.8	5.4	6.0	6.6	7.2	7.8	9.0	9.6		
						l/min	0	10	20	40	60	80	90	100	110	120	130	150	160		
CPm 600	CP 600	0.37	0.50	IE2	H metros	22	21	20	18	15	11										
CPm 610	CP 610	0.60	0.85			28.5	28	27	25	22	19	17									
CPm 620	CP 620	0.75	1			35	34	33	31	28.5	25.5	23.5	21								
CPm 650	CP 650	1.1	1.5	40		-	39	38	36	33.1	31.2	28.8	26								
CPm 660	CP 660	1.5	2	48		-	47.5	46	44	41	39.5	37.5	35	32							
CPm 670	CP 670	2.2	3	IE3		56	-	55.5	54.5	52.5	50	48.5	46.5	44	41.5	38					
CPm 650M	CP 650M	1.1	1.5			33	-	-	32	31	30	29	28	26.5	25	23	19				
CPm 660M	CP 660M	1.5	2			44	-	-	43	42	40	39	38	37	35.5	34	29.5	27			
CPm 670M	CP 670M	2.2	3			53	-	-	52	51	49.5	48.5	47.5	46.5	45	43.5	39	36			

Q = Caudal H = Altura manométrica total HS = Altura de aspiración

Tolerancia de las curvas de prestación según EN ISO9906 Grado 3B.

▲ Clase de rendimiento del motor trifásico (IEC 60034-30-1)

Tabla 6 - 17. Consumo familia de bombas Pedrollo.

CONSUMO EN AMPERIOS

MODELO	TENSION		
	220 V	110 V	127 V
CPm 600	2.7 A	5.5 A	5.2 A
CPm 610	4.0 A	8.0 A	8.0 A
CPm 620	6.0 A	12.0 A	10.0 A
CPm 650	8.8 A	17.6 A	16.7 A
CPm 650M	8.8 A	17.6 A	16.7 A
CPm 660	9.7 A	20.0 A	19.0 A
CPm 660M	9.7 A	19.0 A	18.4 A
CPm 670	13.2 A	25.0 A	22.8 A
CPm 670M	12.0 A	25.0 A	22.8 A

MODELO	TENSION			
	220 V	380 V	220 V	440 V
CP 600	1.8 A	1.0 A	2.0 A	1.2 A
CP 610	2.8 A	1.6 A	2.6 A	1.5 A
CP 620	4.2 A	2.4 A	4.2 A	2.4 A
CP 650	6.9 A	4.0 A	5.8 A	3.2 A
CP 650M	6.9 A	4.0 A	5.8 A	3.2 A
CP 660	7.6 A	4.4 A	6.4 A	4.1 A
CP 660M	7.6 A	4.4 A	6.4 A	4.1 A
CP 670	10.0 A	5.8 A	8.6 A	5.0 A
CP 670M	9.0 A	5.2 A	7.0 A	4.0 A

Para la bomba seleccionada P<sub>2</sub>=1.5 kW y el consumo de corriente es de 4.4 A para el modelo trifásico (380 V). La potencia bruta consumida entonces es el producto entre la corriente y la diferencia de potencial, igual a 1.67 kW. Se puede decir entonces, que la eficiencia de la bomba es de aproximadamente el 90%.

Absorbedor de sulfuro de hidrógeno

El siguiente equipo que requiere la impulsión de fluidos es el absorbedor de sulfuro de hidrógeno (gráfico 6-16). En la tabla 6-18 se observan las características tenidas en cuenta.

Tabla 6 - 18. Características absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

	"1"	"2"
Altura (m)	0	8.5 <sup>5</sup>
Presión (Pa)	101325	500000
Caudal (m <sup>3</sup> /h)		6.995
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )		1000

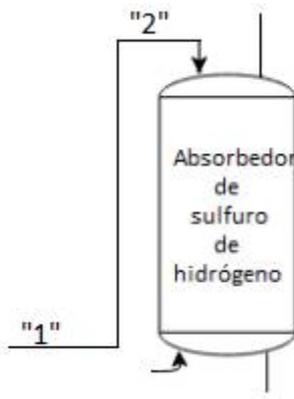


Gráfico 6 - 16. Esquema de absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

Empleando la ecuación 6-2 se obtiene que Hdis es 49.13 m≈50 m. Se consultó al catálogo de bombas de marca HM. La información en este se presenta en forma de tablas y no de curvas (tabla 6-19). De ellas la que se adecuaba a las necesidades es el modelo 10HM05S M (existe en dos tipos de aceros). La potencia consumida es 2.2 kW según el catálogo.

Tabla 6 - 19. Características de bombas HM-S

CURVA / CURVE / COURBE

Modelo / Model / Modèle		P1	P2	I (A)				Ø		Caudal / Flow / Débit (m³/h)																		
AISI 304	Cod.	AISI 316 L	Cod.	kW	kW	CV	1-230V	3-230V	3-400V	Asp	Imp	0	1,2	1,7	2,3	2,8	3,4	3,9	4,4	5,5	6,5	7,5	8,5	9,5	11	12,5	14	
3HM04S T	7100	3HM04N T	7900	0,47	0,3	0,4	-	2,0	1,1	1"	1"	29,1	27,8	26,3	24,3	21,7	18,6	14,8	10,2									
3HM04S M	7101	3HM04N M	7901	0,57	0,5	0,7	2,5	-	-	1"	1"	29,5	28,7	27,3	25,5	23	20	16,1	11,8									
3HM05S T	7102	3HM05N T	7902	0,55	0,4	0,55	-	2,3	1,3	1"	1"	36,8	35,3	33,5	31	27,9	24,1	19,2	13,5									
3HM05S M	7103	3HM05N M	7903	0,83	0,5	0,7	2,9	-	-	1"	1"	36,6	35,2	33,4	31	27,9	24	19,1	13,7									
3HM06S T	7104	3HM06N T	7904	0,64	0,5	0,7	-	2,6	1,5	1"	1"	43,8	41,8	39,5	36,5	32,7	28,1	22,2	15,4									
3HM06S M	7105	3HM06N M	7905	0,7	0,5	0,7	3,1	-	-	1"	1"	43,5	41,5	39,3	36,2	32,3	27,5	21,7	15,1									
3HM07S T	7106	3HM07N T	7906	0,84	0,75	1	-	2,7	1,5	1"	1"	53,1	52,3	50,2	47,2	43,3	38,2	31,7	23,9									
3HM07S M	7107	3HM07N M	7907	0,85	0,55	0,75	4,0	-	-	1"	1"	51,7	50,1	47,6	44,3	40	34,5	27,7	20,1									
3HM09S T	7108	3HM09N T	7908	0,85	1,1	1,5	-	3,5	2,0	1"	1"	68,5	67,6	65	61,2	56,2	49,7	41,4	31,5									
3HM09S M	7109	3HM09N M	7909	1,03	0,75	1	4,6	-	-	1"	1"	66	63,5	60,2	55,8	50,1	42,9	34,2	24,4									
5HM04S T	7110	5HM04N T	7910	0,88	0,5	0,7	-	2,6	1,5	1 1/4"	1"	29,3	-	-	27,4	26,5	25,6	24,7	23,5	21,1	18,1	14,4	9,8					
5HM04S M	7111	5HM04N M	7911	0,73	0,5	0,7	3,2	-	-	1 1/4"	1"	29,2	-	-	27,4	26,5	25,5	24,6	23,5	21,1	18	14,1	9,7					
5HM05S T	7112	5HM05N T	7912	0,85	0,75	1	-	2,8	1,6	1 1/4"	1"	37,8	-	-	36,7	35,8	34,8	33,8	32,7	30	26,5	22	16,4					
5HM05S M	7113	5HM05N M	7913	0,98	0,75	1	4,4	-	-	1 1/4"	1"	37,1	-	-	35,4	34,4	33,3	32,2	31	28,2	24,5	19,7	14,1					
5HM06S T	7114	5HM06N T	7914	1,02	1,1	1,5	-	3,6	2,1	1 1/4"	1"	45,5	-	-	44,4	43,4	42,3	41,2	39,8	36,6	32,5	27,1	20,4					
5HM06S M	7115	5HM06N M	7915	1,08	0,75	1	4,8	-	-	1 1/2"	1"	44,2	-	-	41,7	40,4	39,1	37,8	36,3	32,7	28,1	22,4	15,7					
5HM08S T	7122	5HM08N T	7916	1,32	1,1	1,5	-	4,2	2,4	1 1/2"	1"	60,4	-	-	58,4	56,9	55,5	53,8	52,1	47,7	42,1	34,9	25,9					
5HM08S M	7123	5HM08N M	7917	1,37	0,95	1,3	6,0	-	-	1 1/2"	1"	58,8	-	-	55	53,2	51,3	49,5	47,3	42,4	36,2	28,5	19,7					
5HM09S T	7124	5HM09N T	7918	1,48	1,5	2	-	5,0	2,9	1 1/2"	1"	68,1	-	-	66,1	64,7	63	61,3	59,2	54,4	48,2	40,1	30					
5HM09S M	7125	5HM09N M	7919	1,54	1,1	1,5	6,9	-	-	1 1/2"	1"	66,9	-	-	63,3	61,5	59,5	57,5	55,3	50	43,2	34,7	24,6					
10HM03S T	7130	10HM03N T	7920	1,3	1,1	1,5	-	4,2	2,4	1 1/2"	1 1/4"	36,2	-	-	-	-	-	-	-	33,2	32,3	31,2	29,8	28,2	25,3	21,9	17,9	
10HM03S M	7131	10HM03N M	7921	1,39	1,1	1,5	6,3	-	-	1 1/2"	1 1/4"	35,7	-	-	-	-	-	-	-	32	30,9	30,3	28,4	26,5	23,6	20,1	16,1	
10HM04S T	7132	10HM04N T	7922	1,7	1,5	2	-	5,4	3,1	1 1/2"	1 1/4"	44,8	-	-	-	-	-	-	-	42,3	40,6	39,6	36,3	33,7	29,2	23,9	20,8	
10HM04S M	7133	10HM04N M	7923	1,83	1,5	2	8,1	-	-	1 1/2"	1 1/4"	47,8	-	-	-	-	-	-	-	43	41,6	40,8	37,9	35,8	31,9	27,3	22	
10HM05S T	7134	10HM05N T	7924	2,14	2,2	3	-	7,2	4,1	1 1/2"	1 1/4"	60,6	-	-	-	-	-	-	-	55,8	54,3	53,3	50,2	47,8	42,8	37,1	30,5	
10HM05S M	7145	10HM05N M	7925	2,22	2,2	3	10,1	-	-	1 1/2"	1 1/4"	60	-	-	-	-	-	-	-	54,6	53	52,1	48,8	46	41,2	35,5	28,8	
10HM06S T	7146	10HM06N T	7926	2,52	2,2	3	-	8,0	4,6	1 1/2"	1 1/4"	72,4	-	-	-	-	-	-	-	66,3	64,4	63,2	59,3	56,2	50,5	43,6	35,6	
10HM06S M	7147	10HM06N M	7927	2,55	2,2	3	11,5	-	-	1 1/2"	1 1/4"	71,8	-	-	-	-	-	-	-	64,6	62,6	61,4	57,2	53,9	48,1	41,2	33,2	

## Torre de enfriamiento de agua

Otro de los equipos que requiere impulsión es la torre de enfriamiento de agua. En la tabla 6-20 se observan las características tenidas en cuenta.

<sup>5</sup> La altura obtenida para el relleno de la torre fue de 7.3 m, se redondea a 8.5 m considerando el resto del equipamiento de la torre y un margen para los cálculos.

Tabla 6 - 20. Características torre de enfriamiento de agua.

	"1"	"2"
Altura (m)	0	6 <sup>6</sup>
Presión (Pa)	101325	101325
Caudal (m <sup>3</sup> /h)		19.7
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )		1000

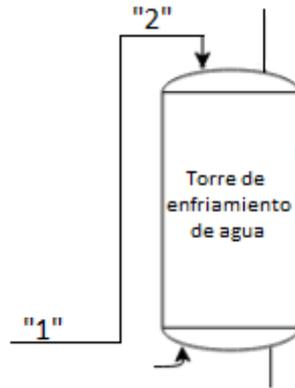


Gráfico 6 - 17. Esquema torre de enfriamiento de agua.

Empleando la ecuación 6-2 se obtiene que Hdis es 6 m. En este caso se consultó el catálogo de bombas de la marca Grundfos (gráfico 6-18). A partir de las curvas se obtiene que la potencia consumida para la impulsión del fluido es de 0.5 kW. Además, el catálogo presenta tablas para diferentes gamas (tabla 6-21) que señalan que la potencia bruta del motor es de 0.75 kW. Esto da una eficiencia aproximada del 66.7%.

Tabla 6 - 21. Datos eléctricos para diferentes gamas para la bomba marca Grundfos.

**Datos eléctricos, gama alta**

3 x 220-240Δ/3 x 380-415V, 50 Hz

Tipo de bomba	Tipo de motor	P <sub>2</sub> [kW]	I <sub>1/1</sub> [A]	η <sub>máx</sub> [%]	Factor de potencia cos φ	n [min <sup>-1</sup> ]	$\frac{I_{arranque}}{I_{1/1}}$
NB 50-200/219	MMG 90S-D	0,75	4,30/2,50	72,0	0,63	910	2,9

**Datos eléctricos, gama estándar**

3 x 220-240Δ/3 x 380-415V, 50 Hz

Tipo de bomba	Tipo de motor	P <sub>2</sub> [kW]	I <sub>1/1</sub> [A]	η <sub>máx</sub> [%]	Factor de potencia cos φ	n [min <sup>-1</sup> ]	$\frac{I_{arranque}}{I_{1/1}}$
NB 50-200/219	MMG 90S-E	0,75	3,70/2,15	70,3	0,72	910	3,5

<sup>6</sup> La altura obtenida para el relleno de la torre fue de 5.66 m, se redondea a 6 m considerando el resto del equipamiento de la torre y un margen para los cálculos.

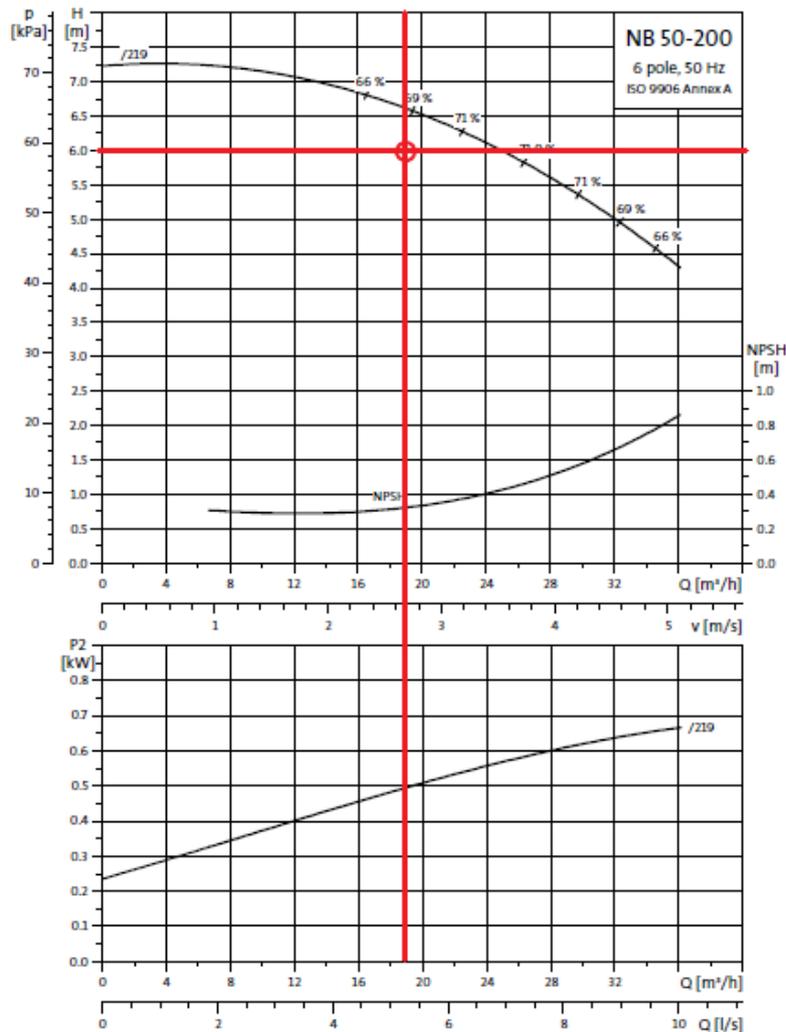


Gráfico 6 - 18. Curvas características para bomba de marca Grundfos.

## Gases

La diferencia fundamental entre la impulsión de un líquido y un gas reside en la posibilidad de reducir volumen de este último por compresión, a costa de aumentar su densidad, fenómeno que no ocurre en la impulsión de líquidos. Sin embargo, los principios esenciales del equipo de bombeo de líquidos son los mismos que los del equipo de impulsión de gases, aunque los detalles de construcción de los respectivos aparatos puedan ser muy diferentes. En el intervalo normal de presiones utilizadas para dicha impulsión, al ser la densidad del gas considerablemente menor que la del líquido, se pueden utilizar velocidades de operación mucho mayores, así como válvulas más ligeras en las líneas de aspiración y descarga. Por otra parte, dada la menor viscosidad del gas, existirá una mayor tendencia a la producción de fugas, por lo que será necesario un ajuste más preciso entre las partes fijas y móviles. Los aparatos destinados a la impulsión de gases suelen clasificarse en tres grupos, según sea el valor de la presión de descarga:

- Ventiladores: presiones de 12 a 150 cm de agua.
- Soplantes: presiones inferiores a 2 bar.
- Compresores: presiones superiores a 2 bar.

Esta clasificación no es muy rigurosa, pudiendo hablarse indistintamente de ventiladores o soplantes cuando el aparato de impulsión produce una presión intermedia próxima a los dos intervalos citados. Igual podría decirse respecto a las soplantes y compresores. A continuación, se brindan detalles de cada uno.

## Ventiladores

Se utilizan para impulsar grandes caudales de gas a bajas presiones, sin que apenas se produzca variación en su densidad; de hecho, no comprimen prácticamente el gas, sino que se limitan a hacerlo circular. Los ventiladores se utilizan frecuentemente en las torres de humidificación y enfriamiento de agua. Se suelen clasificar según la dirección del flujo en axiales y centrífugos.

## Soplantes

Los soplantes conocidos también como compresores de baja presión, son aparatos de impulsión de gases que proporcionan presiones de hasta 2 bar. Existen diversos tipos, según sea el flujo del gas. Los principales son: de desplazamiento positivo, centrífugos (de una sola etapa), axiales (de múltiples etapas) y de anillo líquido.

- Los soplantes de desplazamiento positivo son totalmente similares a las bombas de desplazamiento positivo rotativas. Con ellas se logran razones de compresión (cociente entre la presión de salida y la de entrada) de 4 aproximadamente, pudiendo suministrar caudales comprendidos entre 0.5 y 200 m<sup>3</sup>/min (en las condiciones de entrada). Las velocidades de giro son moderadas (1000 a 5000 r.p.m.). Los soplantes de desplazamiento positivo, al igual que las bombas rotatorias, son esencialmente aparatos de volumen constante con presión de descarga variable. El volumen o caudal suministrado puede variarse solamente al modificar la velocidad de giro o recirculando parte del gas.
- Los soplantes centrífugos son similares a las bombas centrífugas de una sola etapa. Para conseguir aumentos apreciables de presión, dada la baja densidad del fluido que impulsan, han de operar a gran velocidad de giro (entre 1000 y 30000 r.p.m.). Alcanzan razones de compresión de 3 a 4.5, suministrando caudales comprendidos entre 30 y 30.000 m<sup>3</sup>/min.
- Los soplantes axiales proporcionan caudales de aire muy grandes (se han construido hasta de 10<sup>5</sup> m<sup>3</sup>/min.) y se logra con ellas razones de compresión de 1.2-1.5 por etapa, con un máximo de 6 aproximadamente por aparato. Su velocidad de giro oscila entre 500 y 15000 r.p.m. Los soplantes axiales de varias etapas son insustituibles cuando se trata de conseguir caudales muy elevados de gas a baja presión. Su rendimiento llega a ser un 10 % mayor que el de los equivalentes aparatos centrífugos de múltiples etapas. Sus principales desventajas son un limitado intervalo de operación, mayor vulnerabilidad a la erosión y la corrosión y mayor tendencia a la formación de depósitos.
- Los soplantes de anillo líquido suministran una presión no muy elevada (inferior a 4 bar), y se utilizan frecuentemente como bombas de vacío, pues se consiguen en la zona de aspiración del aparato depresiones respecto a la presión atmosférica de hasta 680 mm Hg en una sola etapa. El líquido, además de servir de cierre hidráulico, desempeña una misión de refrigerante para eliminar el calor producido en la compresión, por lo que debe renovarse constantemente. Tienen el inconveniente de que con gases solubles en el líquido el caudal suministrado disminuye, perdiendo mucha eficacia.

## Compresores

Estos aparatos se utilizan para impulsar gases a presiones superiores a los 2 bar que pueden incluso llegar a miles de bar. La obtención de estas presiones tan elevadas requiere, naturalmente, la utilización de varias etapas, ya que por razones económicas la razón de compresión conseguida en cada etapa no suele ser superior a 3 o 4. La compresión adiabática de un gas produce una considerable elevación de temperatura. La liberación de calor es menor si la compresión es isoterma, lo que exige la total eliminación del calor generado en la compresión. Este aspecto térmico en el funcionamiento de los aparatos que impulsan gases comprimiéndolos resulta de poca importancia en los soplantes, donde el aumento de presión no es muy elevado, pero adquiere mucha importancia en el caso de los compresores, especialmente en los de desplazamiento positivo. Así pues, puesto que una parte importante del trabajo de compresión se convierte en calor, para tratar de aproximar la transformación lo más posible al proceso isoterma (mínima cantidad de trabajo requerido), el calor originado en la compresión del gas se elimina en su mayor parte, procurando que en cada etapa el gas se refrigere hasta alcanzar aproximadamente la temperatura de entrada al compresor. Los dos tipos fundamentales de compresores son: los compresores alternativos (de desplazamiento positivo) y los compresores centrífugos de múltiples etapas.

- Los compresores alternativos son los más utilizados en la industria química. Constan de uno o más cilindros en serie, según sean de una o varias etapas, respectivamente, cuyo funcionamiento es totalmente similar al de las bombas alternativas. En los aparatos más pequeños, de una sola etapa, es suficiente una refrigeración por aire, favorecida con la instalación de aletas exteriores. En los aparatos grandes, de múltiples etapas, donde la capacidad de refrigeración es limitada, la refrigeración se realiza mediante intercambiadores de calor conectados entre cada dos etapas. Este enfriamiento reduce todavía más el volumen del gas a la salida del cilindro de baja presión, por lo que los cilindros de alta presión son cada vez de menor tamaño. Operan a velocidades relativamente bajas, de 200-600 r.p.m., con rendimientos elevados, hasta de 90% en los compresores grandes. La regulación del caudal se puede hacer recirculando parte del gas o aumentando el volumen muerto del aparato.
- Los compresores centrífugos de múltiples etapas (también conocidos como turbocompresores) son análogos a las bombas centrífugas de múltiples etapas. Los compresores centrífugos suelen tener rendimientos comprendidos entre 70 y 80 % y se construyen con 5 a 8 etapas que giran a velocidades de 5000-10000 rpm. La regulación del caudal, como en las bombas centrífugas, puede conseguirse recirculando parte del gas o cerrando la válvula de salida.

## Unidad de separación de aire

Existen diversas empresas que venden equipamientos para la separación de aire utilizando la tecnología PSA. Una de ellas es la empresa Atlas Copco (ver catálogo en anexo). Su catálogo expresa los caudales como suministro libre de oxígeno. Para ello se debe estimar el necesario para el presente caso. Conociendo la cantidad de oxígeno en la corriente de salida principal, la cual surge del modelado del reactor y es de 373.03 kg/h de oxígeno (de composición molar 95% O<sub>2</sub>). Conociendo las composiciones de las corrientes de entrada y salida puede calcularse la

cantidad de aire necesario a la entrada del separador. Se plantean los siguientes balances de masa:

$$W_{entrada} = W_{desecho} + W_{principal}$$

$$w_{O_2,e}W_{entrada} = w_{O_2,d}W_{desecho} + w_{O_2,p}W_{principal}$$

$$(1 - w_{O_2,e})W_{entrada} = (1 - w_{O_2,d})W_{desecho} + (1 - w_{O_2,p})W_{principal}$$

Donde:

$$w_{O_2,e} = 0.23$$

$$w_{O_2,d} = 0.01$$

$$w_{O_2,p} = 0.956$$

$$w_{O_2,p}W_{principal} = 356.61 \text{ kg/h} \rightarrow W_{principal} = 373.03 \text{ kg/h}$$

Se obtiene que  $W_{entrada} = 1604 \text{ kg/h}$ . Para poder utilizar el catálogo, se considera que los datos informados se encuentran en las condiciones de entrada al equipo, 20°C y 7.5 bar. Entonces se obtiene que el caudal de aire es 177.52 m<sup>3</sup>/h de aire, lo que equivale a 140.24 m<sup>3</sup>/h de nitrógeno, es decir, suministro libre de oxígeno. Para esto es adecuado el equipo OGP 200, el cual posee un suministro libre de oxígeno de 175.0 m<sup>3</sup>/h ya que el OGP 160 tiene su límite cercano al caudal utilizar.

Para introducir el aire al equipo es necesario un compresor capaz de comprimir el caudal de aire necesario a la presión de 7.5 bar. La empresa de compresores ZEBRA presentan un catálogo, en el que presentan los compresores en función del caudal en condiciones normales que se presenta en la tabla 6-22. Para el caso de la aspiración de aire para el funcionamiento PSA el caudal en condiciones normales es 23.78 Nm<sup>3</sup>/min. Por lo tanto, el modelo que se adecua a las características buscadas es el FU132AZ que consume una potencia de 132 kW.

Tabla 6 - 22. Compresores serie FU-Z<sup>7</sup>.

**SERIE FU-Z | Compresores a tornillo de acople directo**

MODELO	MOTOR		FLUJO DE AIRE-PRESION N M <sup>3</sup> /min		NIVEL SONORO	DIMENSIONES cm	PESO NETO Kg.
	KW	HP	0.75	0.85	dBa	largo x ancho x alto	
FU22AZ	22	30	3.7	3.5	75±3	1300 x 880 x 1130	600
FU37AZ	37	50	6.6	6.3	75±3	1600 x 950 x 1250	920
FU55AZ	55	75	10.4	9.6	75±3	2250 x 1344 x 1694	2150
FU75AZ	75	100	14.1	12.8	75±3	2250 x 1344 x 1694	2250
FU90AZ	90	125	16.0	15.2	75±3	2250 x 1344 x 1694	2450
FU110AZ	110	150	21.0	19.8	80±3	2300 x 1450 x 1750	3050
FU132AZ	132	180	25.2	24	80±3	2300 x 1450 x 1750	3200
FU160AZ	160	220	28.7	27.6	80±3	2900 x 1600 x 1800	4050
FU185AZ	185	250	32.0	30.4	80±3	2900 x 1600 x 1800	4300
FU250AZ	250	350	42.5	42.0	85±3	3200 x 1050 x 2100	4800

<sup>7</sup> Los valores 0.75 y 0.85 corresponden a la presión máxima de trabajo y está expresada en MPa.

## Absorbedor de amoníaco

El gas a la salida de la torre de lavado sale a una presión de 1 atm y debe ingresar al absorbedor de amoníaco a una presión de 3 atm como se muestra en el gráfico 6-19. El caudal de operación es  $30.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$ . Para la elección del compresor se utilizará la tabla 6-22. El modelo que se adecua a las características buscadas es el FU185AZ que consume una potencia de 185 kW.

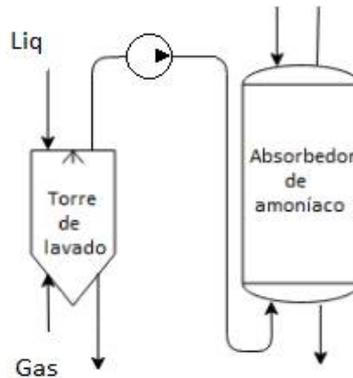


Gráfico 6 - 19. Esquema de impulsión del gas al absorbedor de amoníaco.

## Absorbedor de sulfuro de hidrógeno

El gas a la salida del absorbedor de amoníaco sale a una presión de 3 atm y debe ingresar al absorbedor de sulfuro de hidrogeno a una presión de 5 atm como se muestra en el gráfico 6-20. El caudal de operación es  $27.4 \text{ Nm}^3/\text{min}$ . Para la elección del compresor se utilizará la tabla 6-22. El modelo que se adecua a las características buscadas es el FU160AZ que consume una potencia de 160 KW.

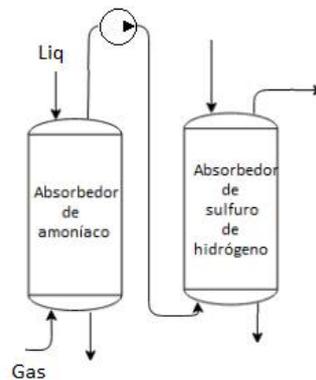


Gráfico 6 - 20. Esquema de impulsión del gas al absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

## Torre de enfriamiento de agua

La caída de presión del aire en la torre de enfriamiento según se calculó en la sección de diseño es 142 Pa. La potencia del compresor necesaria es 0.67 kW. Se seleccionará un ventilador de 1 kW sobredimensionando el cálculo.

# Cálculo de potencia

## Potencia generada

Una central térmica de ciclo combinado es una planta de producción energía eléctrica basada en dos ciclos térmicos diferentes: un ciclo de gas, denominado ciclo de Brayton, y un ciclo de vapor, correspondiente al ciclo de Rankine. El calor no utilizado por uno de los ciclos (la turbina de gas) se emplea como fuente de calor del otro (el ciclo agua-vapor que alimenta la turbina de vapor). De esta forma los gases calientes de escape del ciclo de turbina de gas entregan la energía necesaria para el funcionamiento del ciclo de vapor acoplado. Como se mencionó anteriormente un ciclo combinado se compone de cuatro elementos principales que se pueden observar en el gráfico 6-21: una turbina de gas, una caldera de recuperación de calor, una turbina de vapor y un sistema de refrigeración (condensador) que completa el ciclo de vapor. Esta configuración permite un muy eficiente empleo de combustible, con rendimientos que superan el 55%. El rendimiento se define como la energía aprovechada de la energía total que contiene el combustible.

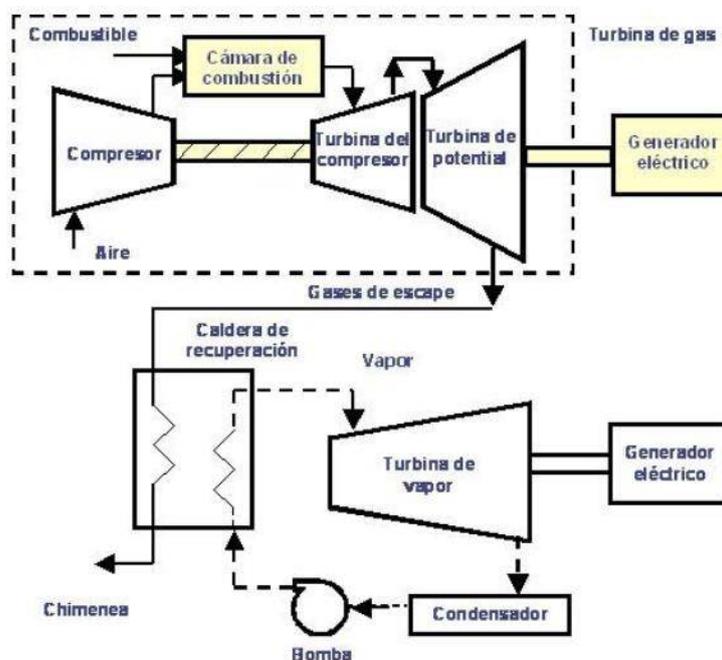


Gráfico 6 - 21. Esquema de una central de ciclo combinado.

Según bibliografía la eficiencia de los ciclos combinados convencionales es del 57 al 61%. Para realizar una estimación de la potencia producida se considerará el 57% utilizando un criterio conservador.

Tabla 6 - 23. Poder calorífico de las especies presentes en el gas de síntesis.

	Caudal (kmol/h)	Poder calorífico (KJ/kmol)
CO	27.25	$2.830 \cdot 10^5$
CH <sub>4</sub>	2.69	$8.027 \cdot 10^5$
H <sub>2</sub>	24.00	$2.419 \cdot 10^5$

Calculando la potencia que genera el gas, que es el producto del caudal por el poder calorífico del componente (tabla 6-23), se obtiene que la potencia contenida en el gas es de 4354.61 kW. Si se afecta este valor por la eficiencia se obtiene que se puede generar una potencia de 2482.12 kW.

## Potencia consumida

Si se realiza la sumatoria de las potencias calculadas que consumen los compresores y las bombas se llega a que su consumo es de 483 kW aproximadamente. A este valor se le adiciona un 20% más que considera las pérdidas de carga de los equipos y cañerías, y bombas o compresores adicionales pequeños que se requieran para corrientes auxiliares. Resulta entonces una potencia consumida de 580 kW.

## Balance energético

Se plantea un balance energético en el que se considera que la energía neta producida es la diferencia entre la energía total que puede generar el combustible afectado por la eficiencia del ciclo combinado y el consumo que requieren los principales equipos de la planta.

$$\begin{aligned} \text{Energía neta producida} &= \text{Energía producida} - \text{Consumo} \\ \text{Energía neta producida} &= 1902 \text{ kW} \end{aligned}$$

Se obtiene que el balance energético resulta positivo, lo cual indica que casi un 77% de la energía producida podrá ser inyectada a la red eléctrica y solo un 23% requerirá la planta para funcionar.

## Anexo

---

### Capacidades caloríficas de los componentes del gas de síntesis

Obtenidos de (Smith; Van Ness; Abbott, 1996)

$$\frac{Cp_{N_2}(T)}{R} = 3.28 + \frac{0.593}{1000} T + \frac{0.04}{1.10^{-5}} T^{-2}$$

Ecuación 6 - 3

$$\frac{Cp_{H_2O}(T)}{R} = 3.47 + \frac{1.5}{1000} T + \frac{0.121}{1.10^{-5}} T^{-2}$$

Ecuación 6 - 4

$$\frac{Cp_{CO_2}(T)}{R} = 5.457 + \frac{1.045}{1000} T - \frac{0.031}{1.10^{-5}} T^{-2}$$

Ecuación 6 - 5

$$\frac{Cp_{CH_4}(T)}{R} = 1.702 + \frac{9.081}{1000} T - \frac{2.164}{1.10^{-5}} T^2$$

Ecuación 6 - 6

$$\frac{Cp_{char}(T)}{R} = 1.771 + \frac{0.771}{1000} T - \frac{0.867}{1.10^{-5}} T^{-2}$$

Ecuación 6 - 7

# Catálogo PSA Atlas Copco

TIPO DE OGP	Puraza del oxígeno de FOD (suministro libre de oxígeno)			Dimensiones (An. x Pr. x AL)		Peso		
		90%	93%	95%	mm	pulg.	kg	lb
OGP 2	FOD l/s	0,6	0,5	0,4	600 x 600 x 1550	23,6 x 23,6 x 61,0	100	220
	FOD m <sup>3</sup> /h	2,1	1,6	1,5				
	FOD cfm	1,3	1,1	0,8				
OGP 3	FOD l/s	0,9	0,7	0,7	600 x 600 x 1600	23,6 x 23,6 x 63,0	150	331
	FOD m <sup>3</sup> /h	3,2	2,5	2,5				
	FOD cfm	1,9	1,5	1,5				
OGP 4	FOD l/s	1,1	1,0	0,9	600 x 800 x 1650	23,6 x 23,6 x 65,0	180	397
	FOD m <sup>3</sup> /h	4,0	3,6	3,2				
	FOD cfm	2,3	2,1	1,9				
OGP 5	FOD l/s	1,3	1,2	1,1	700 x 700 x 1900	27,6 x 27,6 x 74,8	230	507
	FOD m <sup>3</sup> /h	4,7	4,3	4,0				
	FOD cfm	2,8	2,5	2,3				
OGP 6	FOD l/s	1,8	1,6	1,5	800 x 900 x 1750	31,5 x 35,4 x 68,9	400	882
	FOD m <sup>3</sup> /h	6,5	5,8	5,4				
	FOD cfm	3,8	3,4	3,2				
OGP 8	FOD l/s	2,2	2,0	1,9	800 x 900 x 1750	31,5 x 35,4 x 68,9	700	1543
	FOD m <sup>3</sup> /h	7,9	7,2	6,8				
	FOD cfm	4,7	4,2	4,0				
OGP 10	FOD l/s	2,7	2,5	2,3	900 x 1200 x 2100	35,4 x 47,2 x 82,7	950	2094
	FOD m <sup>3</sup> /h	9,7	9,0	8,3				
	FOD cfm	5,7	5,3	4,8				
OGP 14	FOD l/s	4,0	3,7	3,4	900 x 1200 x 2100	35,4 x 47,2 x 82,7	950	2094
	FOD m <sup>3</sup> /h	14,4	13,3	12,2				
	FOD cfm	8,5	7,8	7,2				
OGP 18	FOD l/s	4,3	5,1	5,1	900 x 1300 x 2400	35,4 x 51,1 x 94,5	1150	2535
	FOD m <sup>3</sup> /h	15,5	18,4	18,4				
	FOD cfm	9,1	10,8	10,8				
OGP 20	FOD l/s	5,7	5,4	5,1	1000 x 1300 x 2400	39,4 x 51,1 x 94,5	1150	2535
	FOD m <sup>3</sup> /h	20,5	19,4	18,4				
	FOD cfm	12,1	11,4	10,8				
OGP 23	FOD l/s	6,5	6,9	5,7	1000 x 1300 x 3200	39,4 x 51,1 x 126,0	1350	2976
	FOD m <sup>3</sup> /h	23,4	21,2	20,5				
	FOD cfm	13,8	12,5	12,1				
OGP 29	FOD l/s	8,1	7,7	7,3	1000 x 2000 x 2500	39,4 x 78,7 x 98,4	1850	4079
	FOD m <sup>3</sup> /h	29,2	27,7	26,3				
	FOD cfm	17,2	16,3	15,5				
OGP 35	FOD l/s	9,8	9,2	8,8	1000 x 2000 x 2500	39,4 x 78,7 x 98,4	2150	4740
	FOD m <sup>3</sup> /h	35,3	33,1	31,7				
	FOD cfm	20,8	19,5	18,6				
OGP 45	FOD l/s	12,6	11,9	10,9	1000 x 2000 x 3400	39,4 x 78,7 x 134,0	3500	7716
	FOD m <sup>3</sup> /h	45,4	42,8	39,2				
	FOD cfm	26,7	25,2	23,1				
OGP 55	FOD l/s	15,5	14,4	13,6	1000 x 2000 x 3400	39,4 x 78,7 x 134,0	3500	7716
	FOD m <sup>3</sup> /h	55,8	51,8	49,0				
	FOD cfm	32,8	30,5	28,8				
OGP 65	FOD l/s	18,4	17,8	15,8	1000 x 2000 x 3400	39,4 x 78,7 x 134,0	3500	7716
	FOD m <sup>3</sup> /h	66,2	64,1	56,9				
	FOD cfm	39,0	37,7	33,5				
OGP 84	FOD l/s	23,7	22,0	20,6	2400 x 2200 x 3200	94,5 x 86,6 x 126,0	4200	9259
	FOD m <sup>3</sup> /h	85,3	79,2	74,2				
	FOD cfm	50,2	46,6	43,6				
OGP 105	FOD l/s	29,7	28,2	26,0	2400 x 2400 x 3300	94,5 x 94,5 x 130,0	4900	10803
	FOD m <sup>3</sup> /h	106,9	101,9	93,6				
	FOD cfm	62,9	59,9	55,1				
OGP 160	FOD l/s	43,8	43,0	39,9	4000 x 4000 x 3200	157,5 x 157,5 x 126,0	8000	17637
	FOD m <sup>3</sup> /h	157,7	154,8	143,6				
	FOD cfm	92,8	91,1	84,5				
OGP 200	FOD l/s	56,6	52,3	48,6	4000 x 4000 x 3300	157,5 x 157,5 x 130,0	9400	20723
	FOD m <sup>3</sup> /h	203,8	188,3	175,0				
	FOD cfm	119,9	110,8	102,9				

### FOD: suministro libre de oxígeno

#### Condiciones de referencia:

Presión efectiva de entrada de aire comprimido: 7,5 bar(g)/108 psi(g).

Presión de salida de oxígeno: 5 bar(g)/72 psi(g).

Temperatura ambiente del aire: 20 °C/68 °F

Punto de rocío a presión en la entrada de aire: 3 °C/37 °F

Punto de rocío a presión del oxígeno: -50 °C/-58 °F

Calidad del aire de entrada de la unidad 1.4.1 según la norma ISO 8573-1:2010.

Secador de refrigerante mínimo necesario para preacondicionar el aire de entrada.

Calidad típica de oxígeno 1.2.1 según la norma ISO 8573-1:2010.

#### Límites de funcionamiento:

Temperatura ambiente mínima: 5 °C/41 °F

Temperatura ambiente máxima: 45 °C/113 °F

Presión de entrada de aire comprimido máxima 10 bar(g)/145 psi(g).



## OGP 2-200

Consulte la tabla anterior para obtener las dimensiones detalladas.

## Bibliografía

---

- Agroanuncios. (s.f.). Venta de Orujillo en Málaga. Obtenido de <https://www.agroanuncios.es/pj33865/Venta-de-Orujillo-en-Malaga.html>
- Atlas Copco. (s.f.). Producción in situ de gases industriales. *Generaciones de nitrógeno y oxígeno*. Obtenido de <https://www.atlascopco.com/es-ar/compressors/products/Gas-generator/PSA-oxygen-generator/OGP-PSA-oxygen-generator>
- Bonnet. (s.f.). Bonnet Suministros y Maquinarias S.L. *CLASIFICACIÓN DE LOS ACEROS INOXIDABLES*. Tenerife, Gran Canaria, España. Obtenido de <http://www.bonnet.es/clasificacionacerinox.pdf>
- BROCK. (s.f.). Silos tolva comercial, sistema de manejo de granos. *Catálogo*.
- Condorchem Envitech. (s.f.). Eliminación de NOx - Uno de los principales contaminantes. Obtenido de <https://blog.condorchem.com/eliminacion-de-nox/>
- Dewulf. (s.f.). Tolvas receptoras Miedema. *Tolva receptora de hasta 28m3*. Obtenido de <https://www.dewulfgroup.com/es/product/almacenamiento/tolvas-receptoras-miedema/mh-24x>
- Fernández, I. P. (Julio de 2006). Generación termoeléctrica. *Ciclos combinados*. Gijón. Obtenido de [http://ocw.uniovi.es/pluginfile.php/1012/mod\\_resource/content/1/1C\\_C12757\\_0910/04\\_GT14\\_Centrales\\_termicas\\_de\\_ciclo\\_combinado.pdf](http://ocw.uniovi.es/pluginfile.php/1012/mod_resource/content/1/1C_C12757_0910/04_GT14_Centrales_termicas_de_ciclo_combinado.pdf)
- Grundfos. (s.f.). NB Bombas monobloc de aspiración axial. 43-43. Obtenido de <http://www.gomezroco.com.ar/sources/pdf/grundfos/nb.pdf>
- INTA, Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria. (Enero de 2017). *Reutilización de residuos sólidos y semisólidos del proceso de extracción de aceite de oliva como enmienda orgánica de suelos*. Obtenido de [https://inta.gob.ar/sites/default/files/inta\\_reutilizacion\\_de\\_ro\\_como\\_enmienda\\_organica\\_de\\_suelos.pdf](https://inta.gob.ar/sites/default/files/inta_reutilizacion_de_ro_como_enmienda_organica_de_suelos.pdf)
- Reina, J. M. (Febrero de 2013). Estudio energético comparativo de diferentes combinaciones de ciclo combinado.
- Renovetec. (2009). Ciclos Combinados. *¿Qué es una Central Térmica de Ciclo Combinado?* Obtenido de <http://www.cicloscombinados.com/cicloscombinados.html>
- Treybal, R. (1997). *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-Hill.
- Weather Atlas. (s.f.). Previsión meteorológica y clima mensual. *San Juan, Argentina*. Obtenido de <https://www.weather-arg.com/es/argentina/san-juan-clima>
- ZEBRA compresores. (s.f.). Catálogo. Caseros, Buenos Aires, Argentina. Obtenido de [www.compresoreszebra.com](http://www.compresoreszebra.com)

# Capítulo 7

## Evaluación económica



## Resumen ejecutivo

En la siguiente tabla se presentan las principales características de interés económico del proyecto.

Tabla R7 1. Características del proyecto

<b>Tiempo de vida del proyecto</b>	15 años
<b>Inversión total</b>	7186265 U\$D
<b>Costos de producción por año</b>	1793210 U\$D/año 67% Costos Variables 33% Costos Fijos
<b>Precio de venta del MWh</b>	145.9 U\$D/MWh
<b>MWh producidos por año</b>	6073.48 MWh
<b>Ingresos por año por inyección a la red</b>	886121.2 U\$D/año
<b>Ingresos por año por venta de solución de sulfato de amonio</b>	1866975 U\$D/año
<b>Tiempo de repago</b>	5.35 años
<b>Tasa interna de retorno</b>	11.5%

A continuación, se muestra el diagrama de flujos de caja del proyecto.

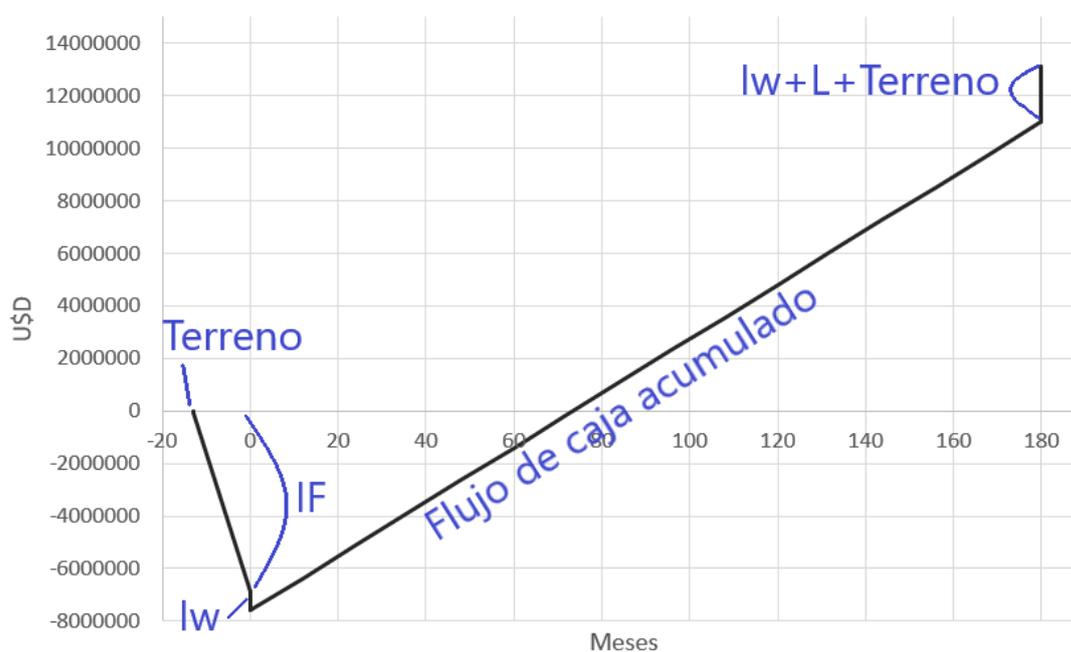


Gráfico R7 1. Diagrama de flujos de caja

## Introducción

---

El análisis de proyectos de inversión se realiza a través de la evaluación de la rentabilidad. En función de los resultados obtenidos de la evaluación de la rentabilidad en comparación con los criterios de decisión que la empresa defina, el proyecto se acepta, se rechaza, o bien se proponen cambios para ajustar los puntos que determinan un retorno sobre la inversión menor a la expectativa de los empresarios. Los criterios de aceptación de un proyecto individual o para la selección entre proyectos alternativos que se evalúan son los que se aplican a un proyecto privado, ya que los proyectos sociales se encuentran sometidos a criterios de valoración diferentes.

Para el cálculo de la rentabilidad es necesario el cálculo previo de la inversión total y los costos de operación. El primer paso es la investigación del mercado. Esta permite establecer la probable cuantía de los productos (bienes industriales y servicios) a vender y como consecuencia de ello fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial a instalar. La capacidad está relacionada directamente con la inversión; ésta a su vez influye sobre los costos de producción, los que pueden afectar, dentro de ciertos límites, los precios de venta, los cuales, a su vez, y a través de la elasticidad demanda-precio, pueden modificar el tamaño del mercado, con lo que se reiniciaría el ciclo.

## Generación de energía eléctrica

---

A lo largo del presente trabajo se ha planteado la utilización del gas de síntesis producido como combustible para turbinas de gas que formaran parte de un ciclo combinado. Analizando el caudal de gas que se genera, existen pocas turbinas en el mercado que se adecúen a las necesidades. Las turbinas de gas generalmente presentan eficiencias que rondan el 25%. El turbogenerador de gas OP16, de la empresa Opra Turbines, por ejemplo, a partir de 864 Nm<sup>3</sup>/h de combustible, genera 1883 kWe con una eficiencia del 25%. Dicho generador produce un pequeño caudal de gases de escape que hace que sea inviable la generación de grandes cantidades de vapor de agua por medio de una caldera. Para la impulsión de turbinas de vapor son necesarios grandes caudales de vapor de agua. Se concluye que, para poder realizar el planteo de la utilización del gas de síntesis en ciclos combinados el caudal de éste debe ser mucho mayor al logrado con la planta de gasificación diseñada.

Ante el problema de no poder aplicar el gas de síntesis para la generación de energía eléctrica mediante un ciclo combinado, surge el planteo de utilizarlo como combustible en un motor de combustión interna.

Los motores de combustión interna son máquinas motrices térmicas que convierten la energía química de un combustible, el cual puede ser líquido o gaseoso, liberada por un proceso de combustión dentro de la máquina en trabajo mecánico. Dado que muchas máquinas que no se conocen como motores cumplen con la anterior definición, se reserva la palabra para los motores volumétricos alternativos.

Los motores se pueden clasificar de diferentes maneras: según el sistema de encendido, según el ciclo operativo o de trabajo o según el combustible utilizado.

La utilización de motores de combustión interna para la generación de energía eléctrica a partir del gas de síntesis presenta ventajas y desventajas. Entre las ventajas se encuentra que son robustos, aceptan gases con un elevado contenido de alquitranes y presentan facilidad de arranque y parada. Por otro lado, como desventajas se puede citar una baja eficiencia térmica, posibilidad de emisiones altas de contaminantes y que el funcionamiento está por debajo de las 2500 rpm.

Según el sistema de encendido los motores pueden ser Otto o Diesel. En los Otto el encendido es por chispa y el gas de síntesis puede sustituir el 100% del combustible que se alimenta, realizándose algunas modificaciones. La combustión se lleva a cabo rápidamente. En los motores Diesel el encendido se realiza por compresión de aire en la cámara de combustión, el cual alcanza temperaturas que generan el autoencendido del combustible cuando es pulverizado en la misma cámara. En estos motores la combustión es lenta y gradual. En los motores Diesel no es posible reemplazar completamente el combustible por gas de síntesis, solamente es posible reemplazar el 85%. La ventaja de los motores Diesel se basa en que pueden continuar trabajando en caso de falta de gas de síntesis.

Para que el gas de síntesis pueda ser utilizado en motores debe cumplir con ciertas características, las cuales varían según el tipo de motor. Sin embargo, dichas condiciones se pueden generalizar:

- Material sólido: menos de 50 mg/m<sup>3</sup>, preferentemente 5 mg/m<sup>3</sup> de gas.
- Alquitranes: menos de 500 mg/m<sup>3</sup> de gas.
- Ácidos: menos de 50 mg/m<sup>3</sup> de gas (medido como ácido acético).

La limpieza que se planteó para el gas de síntesis para cumplir con los requerimientos de una turbina de gas, sigue siendo válida para la utilización del gas como combustible en motores.

La potencia de un motor disminuye utilizando gas de síntesis con respecto a si se utiliza el combustible para el que está diseñado. Esto ocurre debido a que el poder calorífico de la mezcla gas de síntesis-aire que entra en la cámara de combustión en cada ciclo de combustión es menor que el de la gasolina que se utilizaría convencionalmente. Además, depende de la cantidad de mezcla suministrada al cilindro, la cual es determinada por el volumen del cilindro y la presión del gas en el momento del cierre de la válvula de entrada. Otro factor que influye en la potencia del motor es la velocidad del mismo, la cual está determinada por la velocidad de combustión del gas. En el caso del gas de síntesis la velocidad de combustión es baja en comparación con las mezclas gasolina-aire y el motor generalmente funciona por debajo de las 2500 rpm.

Al emplear motores con encendido a chispa, la eficiencia es menor que al utilizar motores duales (gas de síntesis-diésel). Para un mayor aprovechamiento del gas de síntesis, una buena opción es la cogeneración; además de la potencia eléctrica y mecánica generada, es posible aprovechar la energía térmica liberada.

## Potencia del motogenerador

Lo primero a tener en cuenta para lograr calcular una potencia eléctrica estimada a generar a partir de la utilización de un motor de combustión interna es la composición del gas que se

alimentará. En la tabla 7-1 se detallan los datos de composición y la cantidad de aire requerida para la combustión estequiométrica en el motor.

Tabla 7 - 1. Relación aire combustible para la combustión estequiométrica del gas de síntesis producido.

	Flujo molar (kmol/h)	% v/v en base seca	m <sup>3</sup> de O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> componente	m <sup>3</sup> de aire/ m <sup>3</sup> de O <sub>2</sub>	m <sup>3</sup> de aire/m <sup>3</sup> de componente
Hidrógeno	24.006	43.943	0,5	4,76	1.046
Monóxido de carbono	27.250	49.881	0,5	4,76	1.187
Dióxido de carbono	0.094	0.172	-	-	-
Metano	2.694	4.932	2	4,76	0.470
Nitrógeno	0.586	1.073	-	-	-
Agua	0.663	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>55.293</b>			<b>m<sup>3</sup> de aire/m<sup>3</sup> de gas (r<sub>a/c</sub>)<sub>t</sub></b>	<b>2.703</b>

Posteriormente, es necesario conocer el poder calorífico del gas generado. Esto se realiza teniendo en cuenta la proporción de cada componente del gas combustible y su poder calorífico. En la tabla 7-2 se pueden observar el resultado obtenido.

Tabla 7 - 2. Cálculo del poder calorífico para el gas de síntesis producido a partir de orujillo de oliva

	% v/v en base seca	Poder calorífico (kJ/m <sup>3</sup> )	Poder calorífico contenido (kJ/m <sup>3</sup> )
Hidrógeno	43.943	10770	4732.628
Monóxido de carbono	49.881	12655	6312.415
Dióxido de carbono	0.172	-	
Metano	4.932	35825	1766.847
Nitrógeno	1.073	-	
Agua	-	-	
<b>Poder calorífico total - PC<sub>g</sub> (kJ/m<sup>3</sup>)</b>			<b>12811.891</b>

A partir de los datos obtenidos y consideraciones que se detallarán en el desarrollo es posible obtener la potencia eléctrica estimada para un motor de combustión interna.

El consumo real de combustible está dado por la eficiencia volumétrica del motor ( $\eta_v$ ), la cual depende de la velocidad de rotación del motor, el diseño de admisión y de la suciedad del filtro de aire. Considerando condiciones de operación óptimas un adecuado valor para  $\eta_v$  es de 0,9.

$$V_{cmax} = V_{combustible} \eta_v \left[ \frac{m^3}{s} \right]$$

Ecuación 7 - 1

La potencia térmica del gas ( $W_t$ ) es la energía liberada por segundo cuando el gas es quemado en el motor. Se calcula a partir de el volumen del gas y el poder calorífico obtenido.

$$W_t = V_{cmax} PC_g \quad [kW]$$

Ecuación 7 - 2

A partir de la potencia térmica es posible calcular la potencia mecánica. Esta depende de la eficiencia útil del motor ( $\eta_g$ ), que es función del índice de compresión del motor. Sin embargo, en catálogos de motogeneradores se hallan valores que superan el 40%. Para este cálculo se considerará un 42%.

$$W_e = W_t \eta_g \quad [kW]$$

Ecuación 7 - 3

Sólo un porcentaje de la energía mecánica puede convertirse en electricidad, este porcentaje esta dado por el factor de potencia. Un valor adecuado para este es de 0.8. El resto de la potencia generada se conoce como potencia reactiva y no es posible su aprovechamiento.

$$W_{elec} = W_e FP \quad [kW]$$

Ecuación 7 - 4

A partir de las ecuaciones anteriores se calcula la potencia eléctrica generada para el caso del caudal de gas de síntesis que se posee. Los valores se muestran en la tabla 7-3.

Tabla 7 - 3. Resultados del cálculo de potencia

Parámetro	Valor
$V_{combustible}$	$1238 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1} = 0.344 \text{ Nm}^3 \text{ s}^{-1}$
$V_{cmax}$	$0,31 \text{ Nm}^3 \text{ s}^{-1}$
$W_t$	3789.642 kW
$W_e$	1591.650 kW
$W_{elec}$	1273.320 kW

La potencia eléctrica generada por el motor de combustión interna se estima en 1273.320 kW. En el motor se dan varias pérdidas de energía, los cuales ya fueron comentados y conllevan a obtener dicho resultado.

## Motogeneradores en el mercado

En el mercado hay diferentes tipos de motogeneradores a gas, los cuales para utilizar con gas de síntesis deben ser adaptados. Algunos de los posibles motores a adaptar son el G3516G de la marca Caterpillar. Este es capaz de generar 1400 kWe con una eficiencia, según el proveedor, de aproximadamente el 42%.

El precio de un equipo de estas características es de 237300 U\$D. Este dato se tendrá en cuenta para el posterior cálculo de la inversión.

## Balance energético de la planta de gasificación

En el capítulo anterior se había calculado que la potencia consumida por la planta era de 580 kW. Por lo que si se vuelve a plantear el balance energético de la planta podremos obtener la cantidad de energía que se es capaz de inyectar a la red.

$$\begin{aligned} \text{Energía neta producida} &= \text{Energía total generada} - \text{Consumo} \\ \text{Energía neta producida} &= 1273.32 \text{ kW} - 580 \text{ kW} = 693.32 \text{ kW} \end{aligned}$$

## Análisis económico

---

La justificación de la realización del presente proyecto, acerca de la gasificación de biomasa para la generación de energía eléctrica, se ha mencionado en el capítulo I. A partir de dicha motivación se realizará un estudio económico para obtener la rentabilidad del proyecto.

### Inversión

La inversión total es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación. Esta inversión se puede integrar por capital propio, créditos de organismos financieros y de proveedores. En el presente trabajo, dado que solo se realiza una primera aproximación se considerará que el capital es propio para calcular la rentabilidad. La inversión total se compone de la inversión fija total y de la inversión en capital de trabajo.

La inversión fija total es la cantidad de dinero que se necesita para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y que se encuentre en situación de poder comenzar a producir. Es la suma de todos los activos de la planta, los cuales pueden ser tangibles o intangibles.

Por otra parte, la inversión en capital de trabajo es el capital que se requiere, una vez que la planta se encuentra instalada y puesta en régimen normal de operación, para que pueda alcanzar la operación prevista en los estudios técnico económicos realizados previamente. Este capital debe poder financiar la producción antes que sea posible percibir ingresos por ventas.

### Inversión fija total

La inversión fija total (IFT) se divide en componentes directos e indirectos. En la tabla 7-4 se detalla por qué aspectos se integra cada grupo.

Tabla 7 - 4. Componentes de la IFT

Componentes directos	Componentes indirectos
Gastos de estudio e investigaciones previas al proyecto	Ingeniería y supervisión
Equipos principales	Gastos de construcción
Instalación de equipos	Honorarios del contratista
Cañerías con instalación	Contingencias
Instrumentación y control	
Instalación eléctrica	
Construcción (incluyendo servicios)	
Servicios auxiliares	
Terreno y mejoras del terreno	
Gastos de puesta en marcha	
Intereses durante la construcción	

Para la estimación de la inversión fija existen varios métodos que presentan diferentes exactitudes. Uno de los métodos que presenta más exactitud en su estimación es el de los factores, o también conocido como método de Chilton (1949). Si bien este método es antiguo, es posible estimar la inversión fija con un error de 10-15% del valor real si se tiene una selección cuidadosa de los factores a utilizar.

El punto de partida de este método es la estimación de la inversión a través de los equipos principales del proceso con instalación ( $I_E$ ). En el caso de la planta de gasificación se consideran entre los equipos principales el gasificador, absorbedores, compresores e intercambiadores de calor, entre otros que se detallarán posteriormente. Otros componentes de la inversión pueden ser correlacionados a partir de la inversión en los equipos principales mediante factores que surgen de la experimentación en procesos existentes.

La utilización de este método puede introducir errores, los principales son el error de correlación (debido a correlacionar la inversión a una única variable independiente), de representación, el error por no considerar el comportamiento tecnológico o de aprendizaje en las correlaciones y el error asociado a circunstancias especiales. Para reducir la incertidumbre del método siempre es conveniente contar con la mayor cantidad posible de precios como dato.

La inversión, a partir de este método, puede calcularse según la siguiente ecuación. Los valores de los factores se obtienen de una tabla que se encuentra en el Anexo del presente capítulo.

$$I_F = [I_E(1 + \sum f_i) + V_{directos}](1 + \sum f_{It}) + V_{indirectos}$$

Ecuación 7 - 5

## Equipos

Antes de realizar la estimación por factores se buscó información acerca de los precios los equipos.

- Gasificador<sup>(1)</sup>  
Para obtener su costo se lo supone como un reactor encamisado por la complejidad que supone. El volumen es de 110 m<sup>3</sup> y opera a presión atmosférica. Se seleccionó como material de construcción acero inoxidable 304.  
Precio: 347500 U\$D (año 2014)
- Lavador Venturi (Wet Scrubber)<sup>(1)</sup>  
Para un caudal de 157.2 m<sup>3</sup>/min de gas y presión atmosférica existe construido de acero inoxidable 304.  
Precio: 67700 U\$D (año 2014)
- Separador ciclónico<sup>(1)</sup>  
Para un caudal de gas de 157.2 m<sup>3</sup>/min, presión atmosférica construido de acero al carbón tiene un precio de 10600 U\$D (2014). Debido a que el separador deberá trabajar a temperaturas elevadas por lo que el material debe ser resistente a estas se considera un aumento del precio en un 10%.  
Precio: 12720 U\$D (año 2014)
- Silos<sup>(2)</sup>  
Los silos tolva seleccionados presentan un volumen 1030 m<sup>3</sup>. El número de silos para albergar la cantidad de materia prima necesaria para operar durante seis meses es once. Dicha consideración se basa en que existen dos épocas de cosecha, entre abril y mayo y entre octubre y noviembre. Entonces se considera el almacenaje por el medio año hasta la nueva cosecha. El material de construcción inicialmente es acero al carbón. Con estas condiciones el precio total de almacenamiento resulta de 1652200 U\$D (año 2014), lo cual es demasiado excesivo. Por lo tanto, se buscan otras alternativas más económicas como es el hormigón. Se dispone de un dato de 1500 U\$D para depósitos de hormigón armado, el cual se tomará como referencia. Dicho valor se corresponde con depósitos de 22 m<sup>3</sup> de capacidad (la mitad del rango que se ofrece). Con la expresión  $I_A = I_B \left(\frac{Q_A}{Q_B}\right)^{0,67}$  se calcula el precio para 1000 m<sup>3</sup>, el mismo resulta de 20000 U\$D por depósito.  
Precio: 220000 U\$D (año 2014)
- Alimentador<sup>(1)</sup>  
No se pudieron conseguir datos de precios de las tolvas pesadoras. En su lugar se encontró información de un alimentador del tipo tolva con vibración construido de acero al carbono.  
Precio: 23700 U\$D (año 2014)
- Intercambiadores de calor<sup>(3)</sup>  
El precio de los intercambiadores de calor depende fuertemente del área de transferencia que ofrecen. Se seleccionaron del tipo tubo y coraza, con cabezal flotante y construidos de acero inoxidable 304 para evitar posible corrosión debida a las impurezas que presenta el gas y los líquidos de lavado. En la tabla 7-5 se describe el precio de los intercambiadores necesarios.

Tabla 7 - 5. Precios de los intercambiadores de calor.

Intercambiador	Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	Precio del intercambiador (U\$D – año 2007)
1	14.52	10590
2	7.43	8346
3	17.12	11320
<b>Precio total de intercambiadores (U\$D – año 2007)</b>		<b>30256</b>

- Tornillos sinfín<sup>(1)</sup>  
Se seleccionan dos tornillos sinfín, uno para la alimentación a los silos y otro para la alimentación al gasificador. Para el primero se escogen las siguientes características: como material acero al carbón, 0.6 m de diámetro y 25 m de longitud, debido al que el silo tolva tiene 20 m de altura. El precio de este es de 25000 U\$D (año 2014). Para el tornillo de alimentación al gasificador se selecciona uno de 0.6 m de diámetro, también de acero al carbón y 15 m de largo. El precio del mismo resulta de 22100 U\$D (año 2014). Precio total tornillos: 47100 U\$D (año 2014)
- Compresores<sup>(1)</sup>  
El precio de los compresores depende de la potencia que consumen, esta está relacionada con el caudal de aire que deben impulsar y la presión requerida. En la tabla 7-6 se listan los compresores necesarios. Además, se considera otro compresor de 1 kW para la alimentación de las válvulas neumáticas y otros requerimientos de la planta.

Tabla 7 - 6. Precios de los compresores.

Compresor	Potencia (kW)	Precio del compresor (U\$D – año 2014)
1	132	117000
2	185	148700
3	160	134100
4	1	4000
<b>Precio total de compresores (U\$D – año 2014)</b>		<b>407000</b>

Precio total compresores: 407000 U\$D (año 2014)

- Bombas<sup>(4)</sup>  
Los precios de las bombas se obtuvieron de un catálogo de bombas de la marca Grundfos según la potencia consumida y la altura desarrollada mencionadas en el capítulo anterior. En la tabla 7-7 se listan las bombas necesarias. Las bombas presentan el eje, impulsor y cámara intermedia de acero inoxidable.

Tabla 7 - 7. Precios de bombas.

Bomba	Potencia obtenida capítulo VI (kW)	Potencia bomba catálogo (kW)	Precio (U\$D – año 2019)
1	1.67	2.2	1036
2	2.2	2.2	1036
3	0.75	1	627
<b>Precio total de bombas (U\$D)</b>			<b>2699</b>

- Separador flash<sup>(1)</sup>  
El separador flash puede asemejarse a un tanque que brinde el espacio necesario para que se dé la separación. El volumen del mismo es de 1 m<sup>3</sup> y el material de construcción es acero inoxidable.  
Precio: 6700 U\$D (año 2014)
- Torres empacadas  
Las torres empacadas que posee la planta son el absorbedor de amoníaco, absorbedor de sulfuro de hidrógeno y la torre de enfriamiento de agua.  
Se obtuvo información para las torres con instalación y accesorios, sin el relleno, construidas de acero al carbón. Los datos fueron obtenidos a partir de gráficos de correlaciones<sup>(5)</sup>.  
El precio del relleno se obtuvo del proveedor Besora Hnos. <sup>(6)</sup> El relleno seleccionado había sido aleatorio, de anillos Pall de 1.5". El precio del relleno es de 735 U\$D por metro cúbico más el impuesto al valor agregado (IVA). El precio, considerando el IVA como 21% del precio, resulta 889.35 U\$D/m<sup>3</sup>.  
En la tabla 7-8 se lista el precio para cada cuerpo de torre y en la tabla 7-9 se puede observar el precio del relleno.

Tabla 7 - 8. Precios del cuerpo de torres empacadas.

Torre	Precio en dólares por metro de altura		Altura (m)	Precio total (U\$D - año 2002)
Absorbedor de NH <sub>3</sub>	5500,00	U\$D	7.8	22620
Absorbedor H <sub>2</sub> S	4000,00	U\$D	7.3	21170
Torre de enfriamiento	5500,00	U\$D	6.0	24000
<b>Precio total cuerpo de torres (U\$D – año 2002)</b>				<b>67790</b>

Tabla 7 - 9. Precio de rellenos para torres empacadas.

Equipo	Cantidad de m <sup>3</sup> requeridos
Absorbedor de NH <sub>3</sub>	2.28
Absorbedor de H <sub>2</sub> S	2.13
Torre de enfriamiento de agua	10.60
Total (m <sup>3</sup> )	15.02
<b>Precio total (U\$D – año 2019)</b>	<b>13354</b>

- Adsorbedor de amoníaco<sup>(1)</sup>  
Se consideran para los cuerpos de las torres adsorbedoras que contendrán las zeolitas. Construido en acero al carbono de volumen de 1.1 m<sup>3</sup>. Son dos unidades. Las zeolitas son consideradas como costos de operación ya que deben recambiarse regularmente.  
Precio: 6200 U\$D (año 2014)
- Reactor sulfato de amonio<sup>(1)</sup>  
Se considera un reactor de acero inoxidable encamisado y agitado de 1 m<sup>3</sup> construido en acero inoxidable.  
Precio: 44500 U\$D (año 2014)

La cotización de estos equipos está realizada en diferentes años. Para “traer” los precios a valor presente es adecuado la utilización de índices de costos. Un índice de costos es un número adimensional que relaciona el precio de un equipo a tiempo “t” con el valor del equipo a un tiempo “t base”. Es posible calcular el valor de un equipo a tiempo presente mediante la siguiente ecuación.

$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo del precio original}}$$

#### Ecuación 7 - 6

Los índices de costos se pueden utilizar para una estimación general. Permiten una estimación correcta si el periodo de tiempo es menor a 10 años. Algunos de ellos se pueden utilizar para la estimación de los valores de adquisición de los equipos; otros se aplican a la mano de obra u otros campos específicos como construcción o materiales. En el presente trabajo se deben correlacionar precios desde el 2002 hasta el presente, por lo que es posible la utilización de los índices de costos solo como una aproximación. Se utilizará el índice de costos para plantas de procesos (Chemical Engineering Plant Cost Index - CEPCI) que se integra en un 61% por el costo de equipos, 22% por mano de obra para la instalación y construcción, 7% de materiales y mano de obra y por ingeniería y supervisión que representa un 10%. Sería conveniente la utilización de índices especiales para equipos de procesos, pero ante la carencia de datos se utilizará CEPCI<sup>2</sup>.

Además, a los equipos hay que sumarles el costo que supone su instalación. La instalación de un equipo varía según la complejidad que presente y el tipo de planta en que se lo instale. Se puede considerar como un porcentaje del precio del equipo de acuerdo a la tabla 7-10.

En la tabla 7-11 se listan los equipos principales de la planta, junto con su precio actualizado al presente (para los casos en los que se emplea el índice de costos es al año 2018 debido a la ausencia del dato para el año 2019) y el precio del equipo con instalación según sea el tipo.

<sup>1</sup> (1) corresponde a (Matche's);<sup>(2)</sup> corresponde a (Agrotterra); <sup>(3)</sup> al software Hint; <sup>(4)</sup> corresponde a (Grundfos, 2019); <sup>(5)</sup> corresponde a (Esquivel Elizondo, 2007) y <sup>(6)</sup> a (Besora Hnos).

<sup>2</sup> Los valores del índice de costos para planta de procesos (CEPCI) figuran en la sección Anexo.

Tabla 7 - 10. Costo de la instalación de equipos.

Tipo de instalación	% del precio del equipo
Ingeniería inmediata	20
Ingeniería compleja	37,5
Instalación compleja	55
Instalación exterior (personal extranjero especializado)	90

Tabla 7 - 11. Precio de los equipos actualizados y con instalación.

Equipo	Precio	Año	Precio actualizado	Tipo de instalación	Precio del equipo con instalación (U\$D)
Gasificador	347500	2014	363786.24	Ing. compleja	500206.07
Wet Scrubber	67700	2014	70872.89	Ing. inmediata	85047.46
Ciclón	11660	2014	12206.45	Ing. inmediata	15979.38
Silos tolva	220000	2019	220000.00	Ing. inmediata	264000.00
Alimentador al reactor	23700	2014	24810.74	Ing. inmediata	29772.89
Intercambiadores de calor	30256	2007	34730.48	Ing. inmediata	41676.57
Tornillos sinfín	47100	2014	49307.43	Ing. inmediata	59168,92
Compresores	407000	2014	426074.81	Ing. inmediata	511289.77
Bombas	2699	2019	2699,00	Ing. inmediata	3238.80
Separador flash	6700	2014	7014.01	Ing. inmediata	8416.81
Cuerpo de torres empacadas	67790	2002	103347.19	Con instalación	103347.19
Relleno de torres	13354	2019	13354.30	Ing. inmediata	16025.16
Motor de combustión a gas	237300	2019	237300.00	Ing. inmediata	284760.00
Reactor sulfato de amonio	44500	2014	46585.58	Ing. Inmediata	55902.69
Cuerpo adsorbedores de amoníaco	6200	2014	6490.57	Ing. Inmediata	7788.68
<b>Precio de los equipos principales con instalación (U\$D)</b>					<b>1913907.18</b>

Para la utilización del método de los factores  $I_E$ , que es el costo de los equipos principales con instalación, resulta de 1913907 U\$D.

Se utiliza la tabla de factores presente en el Anexo para elegir cuál es el factor que se le asignará a cada ítem. En la tabla 7-12 se muestran los factores seleccionados con una breve justificación para cada caso.

Tabla 7 - 12. Cálculo de la inversión.

Inversión directa		Valor del factor <sup>3</sup>	Comentario
Tuberías del proceso	f1	0.45	Proceso de fluidos
Instrumentación	f2	0.035	Se considera que es un proceso poco automatizado
Edificios de fabricación	f3	0.4	Se considera que la construcción es del tipo semiabierta
Plantas de servicios	f4	0.025	Se considera una escasa adición de plantas de servicios a los valores que fueron considerados anteriormente
Conexiones entre unidades	f5	0.025	La conexión entre unidades se da entre las unidades de servicios (ya que las unidades de proceso están a continuación unas de otras en el mismo emplazamiento)
	$\Sigma fi$	0.935	
<b>Inversión directa</b> $(I_E(1+\Sigma fi))$		<b>3703410.4</b>	
Inversión indirecta		Valor del factor	
Ingeniería y construcción	fi1	0.35	Debido a la complejidad que presenta el gasificador la ingeniería resultaría compleja, pero, en el resto de la planta ocurren procesos simples, los cuales son comunes a las plantas de procesos químicos. Por lo tanto, el valor seleccionado es el límite entre ingeniería compleja e inmediata.
Factores de tamaño	fi2	0.1	Se considera una unidad comercial pequeña
Contingencias	fi3	0.3	Se considera un proceso intermedio entre exploratorio y la existencia de variaciones imprevistas.
<b>Factor de inversión indirecta</b>		$fi=\Sigma fi+1$	1.75
<b>Inversión fija</b>		<b>6480968.2 U\$D</b>	
$I_F = I_E (1+\Sigma fi) fi$			

<sup>3</sup> Para los valores de los factores se selecciona el valor medio de la categoría en cada ítem abordado (exceptuando el ítem ingeniería y construcción y contingencias).

Finalmente, la inversión fija total es la suma de la inversión fija y el valor del terreno donde se localizará la planta de producción.

Según el grupo Guascor, una planta de gasificación de biomasa para la producción de 1 kW de energía eléctrica requiere aproximadamente de una superficie de 1000 m<sup>2</sup> más el espacio de almacenamiento de la materia prima. Este espacio de almacenamiento es el que ocuparían los silos y tiene un valor aproximado de 200 m<sup>2</sup>. Para realizar una aproximación al precio del terreno, se consideró un terreno de mayor superficie (lo que es conservador) en la provincia de San Juan, particularmente en Rawson, que limita con Pocito, la localización elegida. El valor encontrado fue de 52000 U\$D.

Entonces  $I_{FT}$  resulta 6532968.2 U\$D.

## Inversión en capital de trabajo

La inversión en capital de trabajo (IW) se compone por varios factores. Entre ellos se encuentran: la existencia de materias primas, productos semi-elaborados, repuestos y otros materiales de operación; caja; crédito a compradores (cuentas a cobrar) y crédito de los proveedores (cuyo valor debe restarse a los anteriores).

En el caso de una planta de gasificación, la producción no presenta intermediarios, lo que se conoce como semi-elaborados. La necesidad de repuestos puede ser importante para este tipo de plantas, que se encuentran en la categoría de procesos exploratorios.

Por caja se entiende al efectivo que se debe tener disponible para hacer frente a la operación de la planta (materias primas, servicios y salarios). En este proyecto no se consideran créditos a compradores, ya que no se tiene un producto a comercializar, y tampoco crédito de proveedores.

Una buena aproximación para estimar la inversión en capital de trabajo es considerar un 10% de la inversión fija total. Entonces  $I_w$ , resulta 653296.8 U\$D.

La inversión total finalmente es de 7186265 U\$D.

## Cronograma de actividades de la planta

---

Es importante a la hora de realizar una inversión conocer cuánto tiempo va a demorar el proyecto hasta operar a los niveles planificados para dar ganancias por ventas. En la tabla 7-13 se observan las actividades planificadas y el periodo de tiempo aproximado que demorarían.

Tabla 7 - 13. Cronograma de actividades por mes.

Tarea	Mes																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Ingeniería básica	■	■																
Ingeniería de detalle			■	■	■	■	■											
Movimiento de suelos y obras civiles							■	■	■	■	■							
Montaje de equipos principales												■	■	■	■			
Montaje electromecánico														■	■	■		
Comisionamiento																		■
Pruebas con agua																		■
Puesta en marcha																		■
Periodo de optimización del proceso hasta alcanzar condiciones nominales																		■

Tabla 7 - 14. Cronograma de actividades.

	Tiempo
Ingeniería básica	2 meses
Ingeniería de detalle	5 meses
Movimiento de suelos y obras civiles	5 meses
Montaje de equipos principales	5 meses
Montaje electromecánico	
Comisionamiento	
Pruebas con agua	
Puesta en marcha	2 meses
Período de optimización del proceso hasta alcanzar condiciones nominales	

## Costos de operación

Los costos de producción son los gastos de mantener un proyecto en funcionamiento. Los costos pueden dividirse en dos categorías: costos variables, los cuales dependen de la capacidad de

producción, y costos fijos, que son independientes del volumen de producción. En la tabla 7-14 se muestra la clasificación de los costos de producción.

Tabla 7 - 15. Clasificación de costos.

Costos variables	Costos fijos
Costo de materia prima	Costos de inversión:
Costo de envases	Costo de depreciación
Costo de mano de obra directa	Costo de impuestos
Costo de supervisión	Costo de seguros
Costo de servicios	Costo de financiación
Costo de mantenimiento	Costo de ventas y distribución
Costo de suministros	Costo de dirección y administración
Costo de laboratorio	Costo de investigación y desarrollo
Costo de regalías y patentes	

La estimación de costos operativos permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto. Al determinar la estructura de costos es posible evaluar cuales son los costos que tienen mayor influencia en la rentabilidad y plantear alguna estrategia de reducción de costos.

A continuación, se listarán los principales costos y se reportará el valor o como realizar la estimación de los mismos.

## Costos variables

- **Costo de materias primas**  
 Para el caso de la gasificación, su valor se supone nulo debido a que la materia prima es un residuo de otra industria. Se supone, además, que esa industria provee el transporte de materia prima antes de pagar por su disposición final a otra empresa.  
 Para el caso de la producción secundaria de sulfato de amonio se considera un gasto de 64824 U\$D al año en los 324120 kg de ácido sulfúrico requeridos y un costo de 38895 U\$D al año en los 648240 kg de cloruro de sodio. En esta sección se considera el costo de zeolitas el cual es de 20000 U\$D al año. Además, se considera el costo de agua para las soluciones utilizadas con el propósito de la producción del sulfato de amonio que es 33244 m<sup>3</sup> por año lo que equivale a 4853 U\$D.
- **Costo de envases**  
 En este rubro se considera el costo de los envases para la comercialización de solución de sulfato de amonio. Se considera que el costo de envases es el 1% del precio de venta. Resulta en un valor de 24100 U\$D por año.
- **Costo de mano de obra directa**  
 La mano de obra directa comprende el sueldo de los empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. La mano de obra necesaria para la producción depende principalmente de la cantidad de equipos a operar y de la complejidad de esos equipos. Puede estimarse la cantidad de operarios según los equipos principales del proceso como se muestra en la tabla 7-16. Además, se considera un operario por turno para la producción de sulfato de amonio.

Tabla 7 - 16. Mano de obra del proceso.

Equipos	Cantidad de equipos	Cantidad de operarios por turno
Torre de enfriamiento	1	
Torres absorbedoras	4	3
Intercambiadores de calor	3	
Reactor continuo	1	
Compresores y sopladores	3	2
Generación eléctrica	1	1
Seguridad e higiene		1
<b>Total de operarios por turno</b>		<b>6</b>

Se considera que existen tres turnos de operación por día, y un cuarto turno para cubrir francos y vacaciones, y que la planta paga a sus empleados los 365 días del año. El salario bruto de un operador de plantas y máquinas de productos químicos mensual es \$69000 promedio de una categoría intermedia

Finalmente, el costo de mano de obra directa se estima en \$ 23184000 al año. Dicho valor se corresponde con U\$D 386400 por año (U\$D 1 ≈ \$ 60).

- **Costo de supervisión**  
Se selecciona estimarlo como el 10% del costo de mano de obra. Por lo tanto, el valor resulta U\$D 38640 al año.
- **Costo de servicios**  
Los servicios se componen por la energía eléctrica, vapor de agua y agua. En este caso el proceso no requiere de vapor y la energía eléctrica que emplea es autogenerada. Con respecto al costo de agua se obtiene que el m<sup>3</sup> tiene un valor aproximado de \$8,76. Dicho valor se obtiene de realizar un promedio entre el precio del m<sup>3</sup> de agua en provincias del que se disponía el dato (Unión Industrial Bahía Blanca, 2018).  
El consumo principal de agua se da en los intercambiadores de calor y en los distintos absorbedores. Además, es necesario un flujo continuo de agua a la torre de enfriamiento para reposición de esta. Para realizar una estimación del consumo de agua se supone que para el ciclo del agua que pasa por la torre de enfriamiento y los absorbedores se requieren 320 m<sup>3</sup> por año y el flujo de agua de reposición que se mantiene a lo largo de toda la operación (4730 m<sup>3</sup>/año). Esto resulta en un consumo total de agua de 5050 m<sup>3</sup> anuales aproximadamente. Por lo tanto, el costo de agua es \$ 44238 al año, lo que equivale a 737 U\$D al año.
- **Costo de mantenimiento**  
Para calcularlo se considera como el 2% de la inversión fija, lo que equivale a U\$D 134454 al año.
- **Costo de suministros**  
Este rubro involucra materiales usados por la industria que no fueron considerados dentro de otros rubros como aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, elementos para la limpieza, etc. Se considera como el 0,75% de la inversión fija, lo que representa un costo de U\$D 50420 al año.

- Costo de laboratorio  
No se considera el emplazamiento de un laboratorio. Los ensayos que deban ser realizados serán tercerizados. Se calcula como el 5% del costo de mano de obra directa y se obtiene 19320 U\$D al año.
- Costo de regalías y patentes  
No se consideran costos de regalías o patentes.

## Costos fijos

- Costo de depreciación  
Depreciación significa una disminución del valor. Las causas de la disminución del valor de los equipos son: depreciación física (debido al uso del día a día), depreciación funcional (debido a incrementar la demanda más allá de la capacidad del equipo, o trabajar muy por debajo de su capacidad), depreciación monetaria (la moneda va perdiendo valor a lo largo de los años) y depreciación tecnológica (los equipos pierden valor debido a que surgen nuevas tecnologías).

Los objetivos para cargar el costo de depreciación son: recuperación del capital invertido en bienes de producción, para determinar con seguridad costos indirectos de producción para registro de costos y para incluir el costo de depreciación en gastos de operación con propósito de impuestos.

Existen varios métodos de depreciación, es deseable que cumplan con lo siguiente: recuperación del capital invertido en un bien, mantener un valor de libros (costo original del bien menos la depreciación acumulada) cercano al verdadero valor del bien a lo largo de su vida, ser fácil en su aplicación y ser aceptable por la legislación. El método de depreciación que reúne todas estas características es el de línea recta, y es por ello que será el utilizado en la presente estimación.

En dicho método de depreciación el costo de depreciación es constante a lo largo de los años. Se supone que la planta tendrá una vida útil (n) de 15 años. El valor residual de la planta (L) se considerará como el 20% del valor inicial de la inversión.

El costo de depreciación se calcula a partir de la siguiente expresión.

$$D = \frac{1}{n}(I_F - L)$$

En este caso el costo de depreciación es U\$D 345652 al año.

- Costo de impuestos  
Se supone como el 1,5% de la inversión fija, lo que representa U\$D 97214 al año.
- Costo de seguros  
Se estima como el 0,075% de la inversión fija resultando U\$D 48607 al año.
- Costo de financiación  
En esta primera instancia consideramos para los cálculos capital propio (luego este se obtendrá de posibles inversores).
- Costo de dirección y administración  
Se estima como el 20% del costo de mano de obra directa. Se obtiene un valor de U\$D 77280 al año.
- Costo de ventas y distribución  
Se considera que no hay ventas ni distribución de la energía eléctrica. Esta se inyecta a la red en el lugar donde esté ubicada la planta. Pero se considera que el costo de ventas

y distribución anual para el sulfato de amonio es el 1% de las ventas anuales. Resulta de 24100 U\$D al año.

- Costo de investigación y desarrollo  
En esta primera etapa del proyecto no se consideran costos de investigación y desarrollo a lo largo del tiempo. Los estudios necesarios fueron considerados como parte de la inversión.

El costo total anual de producción tiene un valor de U\$D 1793210. El costo anual sin depreciación resulta de U\$D 1447559.

En el siguiente grafico se puede observar la proporción de los costos.

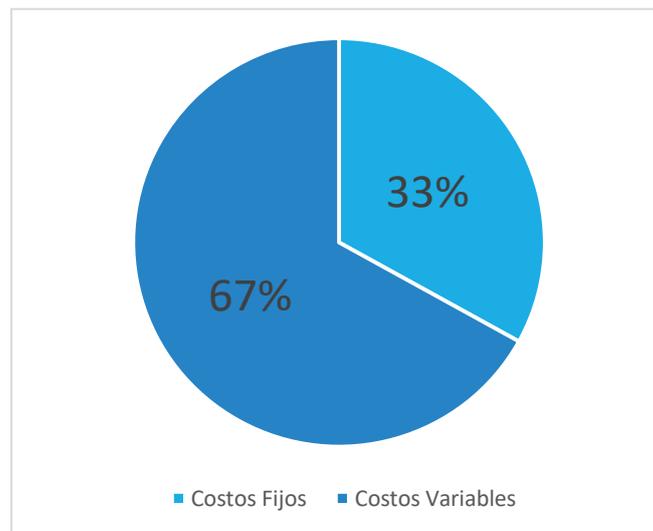


Gráfico 7 - 1. Proporción de los costos.

## Cálculo de la rentabilidad

Para realizar un análisis de rentabilidad es conveniente realizar un cuadro de fuentes y usos en función de los años que dura el proyecto. En él se muestra cuál es el origen o fuente de los fondos y cuál es su destino final.

El precio máximo del MWh generado a partir de biomasa que paga el programa RenovAr es de U\$D 145.9. Este es el valor de venta que se utilizará para los cálculos considerando la complejidad e innovación para el país que genera la obtención de energía a partir de la gasificación de biomasa. Entonces, los ingresos por ventas de energía serán de U\$D 886121 al año.

Además, debe considerarse la venta de la solución de sulfato de amonio producida. Se vende fraccionado de a 20 litros. El precio por litro es de 1.65 U\$D y se producen por año 1131500 litros.

En la tabla 7-17 se halla el cuadro de usos y fuentes. En el mismo figuran solo el año 1 y el año 2 debido a que a partir del segundo año los valores resultan constantes hasta el año 15. Para confeccionarlo se consideró que los impuestos se calculan como:

$$\text{Impuestos} = t (V - C - d I_{FD})$$

Ecuación 7 - 7

Consideramos la tasa de impuestos (t) como un 35% (Agencia Argentina de Inversiones y Comercio Internacional). V representa el ingreso por el total de ventas; C, los costos de producción sin depreciación y,  $d \cdot I_{FD}$  el costo legal de depreciación.

Tabla 7 - 17. Cuadro de usos y fuentes.

	<b>Año 1</b>	<b>Año 2...15</b>
<b>Fuentes</b>		
<b>Capital propio</b>	7186265.00	
<b>Crédito de banco</b>	0.00	
<b>Ventas netas del ejercicio</b>	2753096.20	2753096.20
<b>Total fuentes</b>	<b>9939361.20</b>	<b>2753096.20</b>
<b>Usos</b>		
<b>Activo fijo total</b>	6532968.18	
<b>Activo de trabajo</b>	653296.82	
<b>Costo total de producción</b>	1793210.32	1793210.32
<b>Total usos</b>	<b>8979475.32</b>	<b>1793210.32</b>
<b>BNAI=Total fuentes - Total usos</b>	959885.88	959885.88
<b>Impuestos</b>	335960.06	335960.06
<b>BN=BNAI-impuestos</b>	623925.82	623925.82
<b>Depreciación</b>	345651.64	345651.64
<b>Flujo de caja</b>	<b>969577.46</b>	<b>969577.46</b>
<b>FC=BN+depreciación</b>		

A lo largo de los años se observa que el beneficio neto, al igual que el flujo de caja, son positivos. Esto quiere decir que se percibirán ganancias por las ventas. De todas formas, estos valores no determinan si un proyecto es rentable o no.

En el gráfico 7-2 se observa un diagrama de flujo de caja en el que se indica que ocurre en cada etapa de la planta. Los meses negativos son en los que la planta está en construcción, sin producir. A partir del mes 0 la planta comienza con su producción y ocurren flujos de caja positivos. En el año 15 (mes 180) acaba la vida útil de la planta y se recupera la inversión en capital de trabajo, el valor residual de la planta y el terreno.

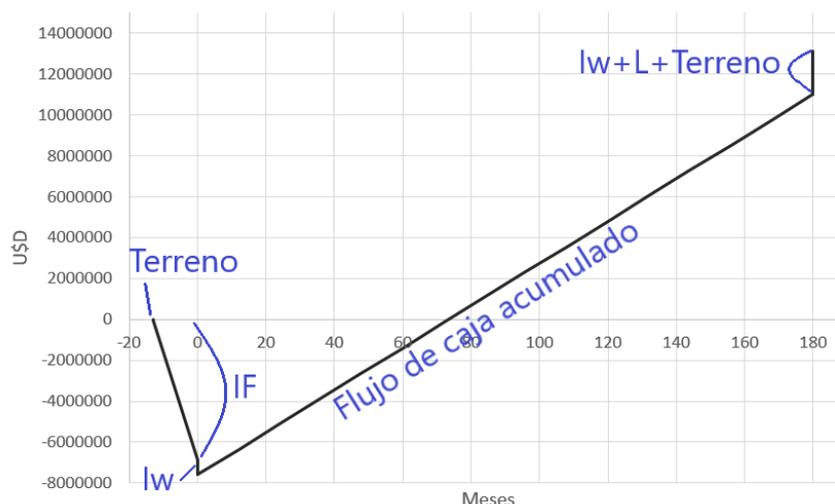


Gráfico 7 - 2. Diagrama de flujo de caja.

La rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esta actividad se realice.

Un capital generador de utilidades origina flujos de fondos que se producirán en el futuro. Sin embargo, uno de los más destacados principios financieros indica que una unidad monetaria recibida en el futuro vale menos que una unidad monetaria recibida hoy. Si el dinero estuviera disponible en la actualidad, el mismo podría invertirse para ganar un rendimiento a lo largo del tiempo. Para calcular la rentabilidad, entonces, es conveniente tener en cuenta la variación temporal del dinero (métodos dinámicos). Los métodos dinámicos más comunes para determinar la rentabilidad de un proyecto son el valor presente y la tasa interna de retorno. También existen métodos que no tienen en cuenta el valor temporal de dinero como la tasa de retorno sobre la inversión original, la tasa de retorno sobre la inversión promedio y el tiempo de repago.

Para determinar la rentabilidad del siguiente proyecto se utilizará el método de la tasa interna de retorno y el tiempo de repago.

La tasa interna de retorno (TIR) establece la tasa de retorno aplicable al flujo anual de fondos, de tal modo que la inversión original se reduzca a cero (o al valor de reventa, terreno y capital de trabajo) durante de la vida útil del proyecto. Esta es la tasa que indica la rentabilidad promedio anual que genera el capital que permanece invertido en el proyecto. La TIR se calcula como:

$$0 = -I_T + \frac{FC1}{(1 + TIR)} + \frac{FC2}{(1 + TIR)^2} + \dots + \frac{FCn + Iw + L + Terreno}{(1 + TIR)^n}$$

Ecuación 7 - 8

Del cálculo de la TIR se obtiene un coeficiente de rentabilidad que debe compararse con un valor denominado tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA). Esta última es el nivel de aspiración definido por la empresa y depende de la inversión que se realice y fundamentalmente del riesgo que presente el proyecto. En la tabla 7-18 se observa la TRMA según el proyecto que se encara.

Tabla 7 - 18. Cuantificación del riesgo.

Tipo de proyecto	Grado de riesgo	TRMA (%)
<b>Proyectos cortos</b>		
<b>Modificación de plantas existentes</b>	Bajo	10-15
<b>Capital de trabajo</b>		
<b>Tierra</b>		
<b>Equipos específicos</b>		
<b>Proyectos de mediano plazo</b>	Medio	15-25
<b>Instrumentación automática</b>		
<b>Nuevas instalaciones para un nuevo producto</b>	Alto	Superior a 25

El presente proyecto se encuentra en un grado de riesgo alto. Por lo que el valor de la TRMA sería mayor al 25%.

Realizando el cálculo con los valores obtenidos anteriormente se obtiene que la TIR resulta de 15.2%. Como es inferior a la TRMA, el proyecto no es rentable.

Como se mencionó anteriormente, el cálculo de la TIR puede complementarse con el tiempo de repago ( $n_R$ ). Este último es el mínimo periodo de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión original en forma de los flujos de caja del proyecto. El tiempo de repago se obtiene de la siguiente forma:

$$n_R = \frac{I_{FD}}{FCp}$$

Ecuación 7 - 9

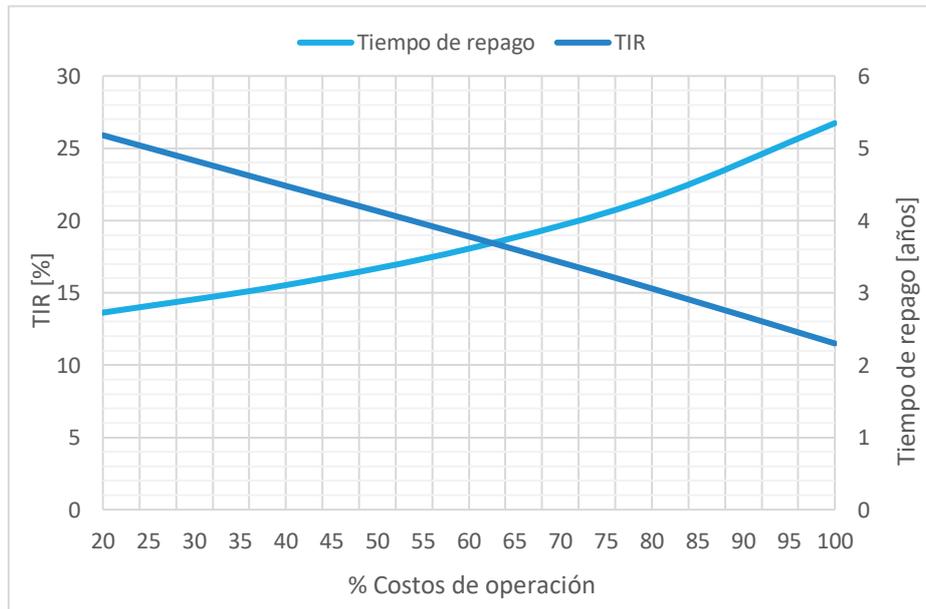
FCp es el valor promedio de los flujos de caja. En este caso, los flujos de caja son constantes. Se obtiene, finalmente que el tiempo de repago es de 5.35 años. Este valor debe compararse con un tiempo máximo aceptable, se toma como referencia la mitad de la vida útil del proyecto. El resultado obtenido si bien es menor a la mitad de la vida útil del proyecto (7,5 años) tiene una baja tasa interna de retorno, por lo que no es conveniente aceptar este proyecto por el riesgo que conlleva.

## Conclusión

Luego de realizar un análisis de la inversión requerida para la planta de gasificación de biomasa y de calcular los costos de producción se logró realizar un análisis de rentabilidad. Finalmente, fue posible calcular la rentabilidad por medio de la tasa interna de retorno y el tiempo de repago y el proyecto resultó no rentable.

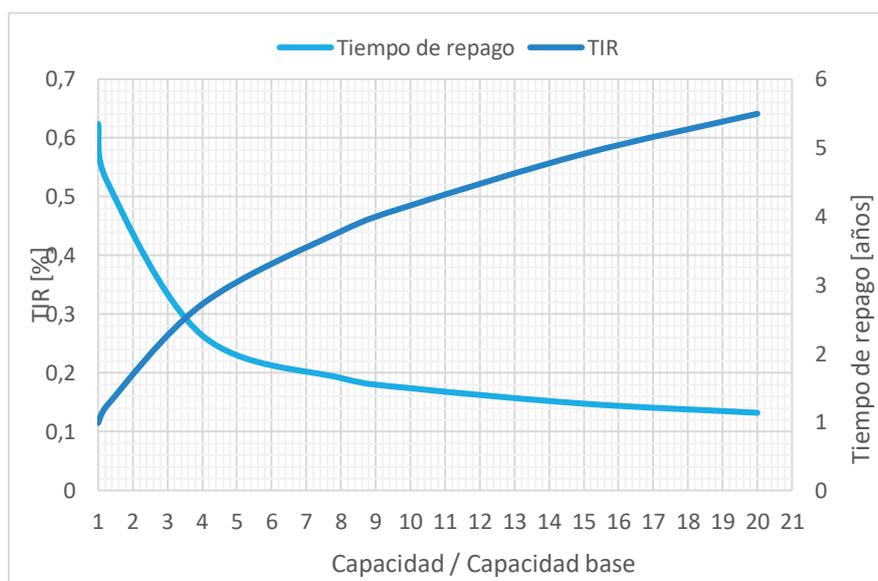
A continuación, se hará un análisis de sensibilidad para ver como afectan ciertas modificaciones en la rentabilidad del proyecto.

En el gráfico 7-3 se puede observar cómo varían la tasa interna de retorno y el tiempo de repago en función del porcentaje de los costos originales manteniendo la inversión y demás parámetros constantes. Se puede observar que para que la TIR sea 25%, los costos de operación deben ser el 24% de los costos actuales lo cual en la práctica es imposible ya que los costos fijos superan ampliamente esa cantidad.



**Gráfico 7 - 3. Parámetros para el cálculo de rentabilidad en función del porcentaje de costos de operación.**

Otro parámetro que se puede modificar es la capacidad de producción de la planta. A partir de esta modificación cambiarán la inversión y los costos de producción, y, por ende, también los flujos de caja. Se obtienen diferentes valores de TIR y tiempo de repago como se observa en el gráfico 7-4.



**Gráfico 7 - 4. Parámetros para el cálculo de rentabilidad en función de la capacidad de la planta.**

A medida que aumenta la capacidad de la planta<sup>4</sup> aumenta la tasa interna de retorno y disminuye el tiempo de repago. Si se opera con una capacidad 2.7 veces mayor a la actual, la TIR alcanza el 25% y el proyecto se podría considerar rentable. Por lo tanto, considerar una planta de mayor capacidad resultaría rentable a partir de dicha capacidad.

## Discusiones y mejoras en general

---

Llegada esta instancia del trabajo se realizará una revisión de cuestiones técnicas que podrían ser mejoradas.

- En el capítulo 5 se diseña un separador flash que opera a la temperatura de salida de la corriente líquida del absorbedor de sulfuro de hidrógeno. Al aumentar la temperatura de operación de este equipo se obtiene una notoria ventaja en la recuperación de la amina para su reutilización. Esta temperatura podría ser incrementada utilizando, por ejemplo, la corriente caliente que emerge del gasificador. Se debe analizar el límite de temperatura para que el agua, en separador, no pase a la fase gaseosa. El agua en la fase gaseosa aumenta la cantidad de gel de sílice requerido para el acondicionamiento final del dióxido de carbono y, además, hace que se requiera mayor cantidad de agua de reposición para mantener el caudal y la concentración de amina a la entrada del absorbedor.
- En el capítulo 6 se recalculan los equipos de separación debido a la temperatura de la región donde se emplazará la planta. En el análisis se escogen equipos más grandes que los originales en vez del aumento del caudal. Críticamente, hubiese convenido el aumento del caudal, dado que era pequeño, menor a 2 m<sup>3</sup>, ya que el aumento de energía no sería relevante y podrían utilizarse las mismas bombas seleccionadas. Entonces resultaría en una disminución del costo de equipos al que se llegó, por utilizar torres más pequeñas.
- Podría considerarse la comercialización del dióxido de carbono separado de la corriente gaseosa del destilador flash y el nitrógeno de la corriente de desecho de la unidad de separación de aire (PSA). Para esto debería analizarse la forma de comercialización. Generalmente es en tubos en los cuales los gases se encuentran a alta presiones. La compresión de gases es un proceso que consume una cantidad considerable de energía, se debería realizar un análisis de costos para evaluar la viabilidad de dicha comercialización.
- Una desventaja del proyecto es que se operan las torres de absorción a presiones superiores a la atmosférica, y, que para el gas alcance las presiones de operación, deben utilizarse compresores. En el gráfico 7-5 se puede observar cómo se distribuye la energía generada. Se observa que los compresores de las torres de absorción presentan un gran consumo de energía en comparación con el resto de los equipos y puede prescindirse de ellos si se busca la forma de operar a presión atmosférica.

---

<sup>4</sup> La inversión en función de la capacidad de la planta varía con la siguiente expresión:

$$I_A = I_B \left( \frac{Q_A}{Q_B} \right)^{0.67} + I_{Indirecta}$$

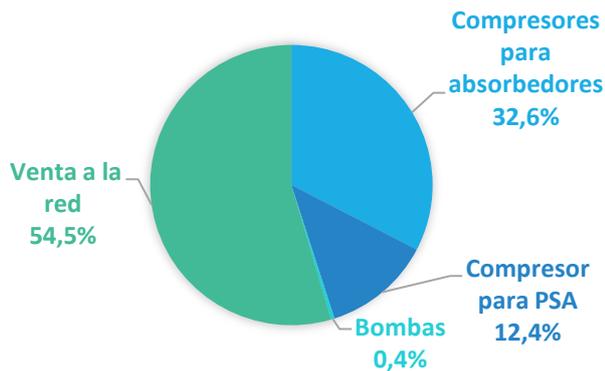


Gráfico 7 - 5. Distribución de la energía generada.

Para prescindir de los compresores primero se analiza el caso del absorbedor de amoníaco que inicialmente operaba a 300 kPa de presión. El agua ingresa al equipo a 31°C debido a la limitación que presenta la temperatura de la región donde estaría emplazada la planta. Se analiza la operación de una torre de mayor número de etapas y su operación a grandes caudales. Los resultados de la simulación se encuentran en el gráfico 7-6

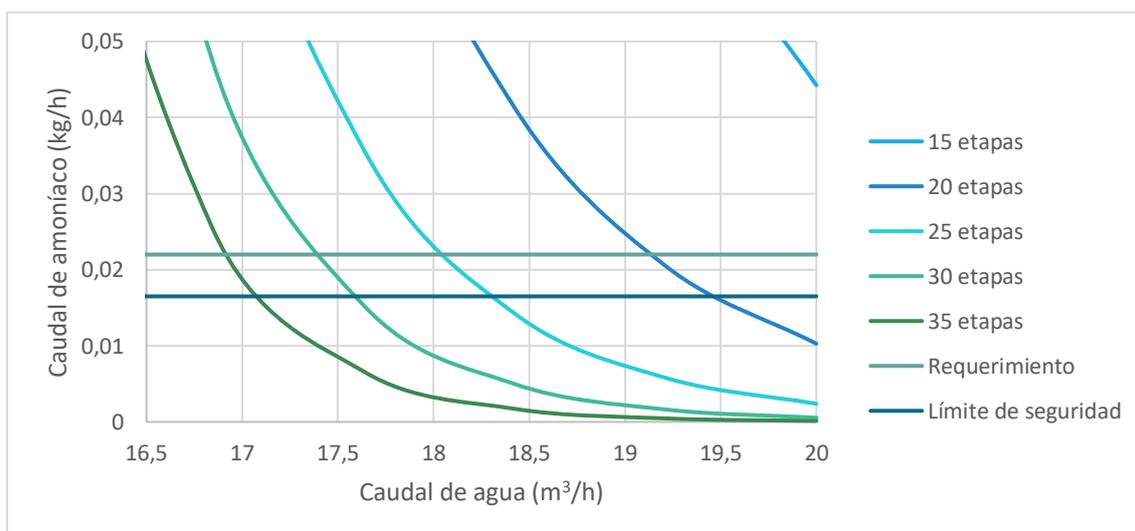


Gráfico 7 - 6. Resultados de la simulación para absorbedor de amoníaco.

Según la herramienta Tray Sizing la altura equivalente de plato teórico es 0.46 m, con un diámetro de 0.76 m.

Tabla 7 - 19. Configuraciones de absorbedores.

	Caudal (m³/h)	Altura (m)
<b>20 etapas</b>	19.50	9.2
<b>25 etapas</b>	18.35	11.5
<b>30 etapas</b>	17.60	13.8
<b>35 etapas</b>	17.10	16.1

Una torre de 35 etapas es demasiado elevada por lo que se descarta su utilización. Como el caudal de gas es de aproximadamente 1500 kg/h, para tener una relación másica L/G cercana a

10, lo cual se considera aceptable, se selecciona como alternativa el empleo de una torre con 30 etapas ideales. Dicha torre presenta una altura de 13.8 m<sup>5</sup> y opera con un caudal de 17.60 m<sup>3</sup>/h.

Si se realiza el mismo procedimiento para el absorbedor de sulfuro de hidrógeno se obtiene el gráfico 7-7 Resulta conveniente operar con 30 etapas y 8200 kg/h de solución de amina para cumplir el requerimiento a presión atmosférica. Mediante la herramienta Tray Sizing se obtiene las mismas dimensiones que la torre anterior, 13.8 m de altura y 0.76 m de diámetro. Para ambas torres se debería

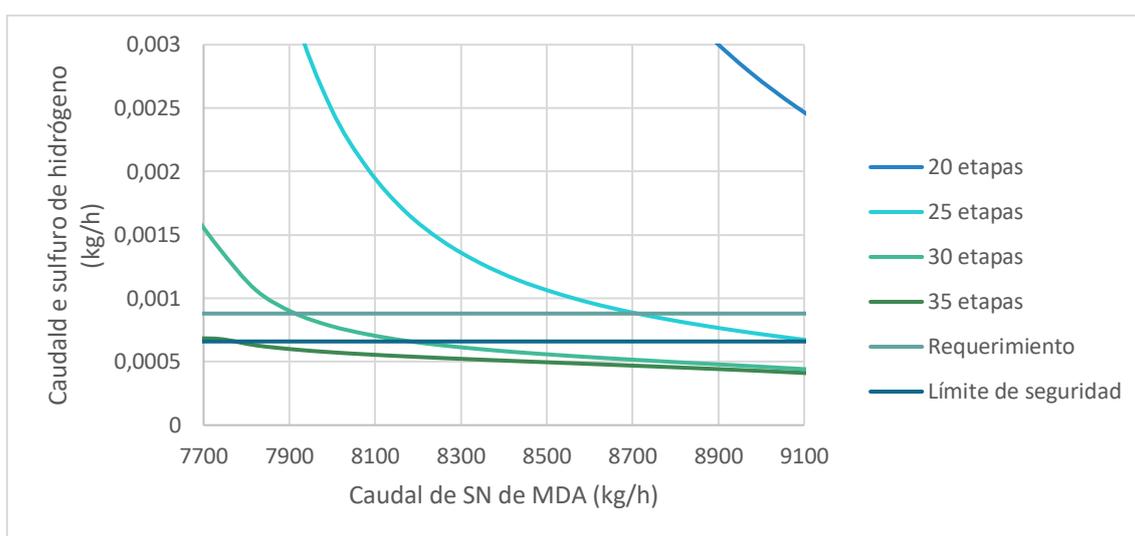


Gráfico 7 - 7. Resultados de la simulación para absorbedor de sulfuro de hidrógeno.

Se deben seleccionar nuevamente las bombas para la impulsión de líquidos a los absorbedores ya que se modificaron las alturas y los caudales. Para todos los casos  $H_{dis} = \Delta h$ . Además, se modifica la torre de enfriamiento de agua debido al aumento de los caudales utilizados en los absorbedores.

Tabla 7 - 20. Precios para bombas nuevas. (Grundfos, 2019)

Bomba	H <sub>dis</sub> (m)	Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	Potencia bomba catálogo (kW)	Precio (U\$D – año 2019)
1- Absorbedor de NH <sub>3</sub>	13.8	17.60	2.24	1060
2- Absorbedor de H <sub>2</sub> S	13.8	8.39	0.75	873
3- Torre de enfriamiento de agua	6.8	33.84	2.00	950
<b>Precio total de bombas (U\$D)</b>				<b>2883</b>

También se propone modificar los intercambiadores de calor, como en este capítulo se determinó operar con un motor de combustión interna, se calcularán los nuevos intercambiadores sin calentar la corriente de ingreso a él. Anteriormente, esta fue calentada y fue considerado dicho intercambiador proveniente del análisis del capítulo 6. Los precios se

<sup>5</sup> Si existen en la planta limitaciones de espacio las torres pueden fraccionarse y colocarse en serie.

detallan en la tabla 7-21 Las características de dichos intercambiadores se pueden observar en la tabla 7-22

Tabla 7 - 21. Características de intercambiadores de calor.

Intercambiador 1			Intercambiador 2		
<b>Corriente gasificador</b>			<b>Amina regenerada</b>		
966 a 353 K			310 a 326,85 K		
<b>Agua de enfriamiento</b>			<b>Agua de enfriamiento</b>		
304 a 353 K			304 a 321 K		
<b>Área</b>	10.60	m <sup>2</sup>	<b>Área</b>	16.86	m <sup>2</sup>
<b>Costo</b>	9405	U\$D	<b>Costo</b>	11248	U\$D
<b>Calor</b>	398.58	kW	<b>Calor</b>	161.413	kW
<b>Precio total de intercambiadores (U\$D – año 2007): 20653</b>					

Las torres de absorción también sufren modificaciones. Los resultados se listan en la tabla 7-22.

Tabla 7 - 22. Precios del cuerpo de torres empacadas.

<i>Torre</i>	Precio en dólares por metro de altura		Altura (m)	Precio total (U\$D - año 2002)
<b>Absorbedor de NH<sub>3</sub></b>	5500,00	U\$D	13.8	40020
<b>Absorbedor H<sub>2</sub>S</b>	4000,00	U\$D	13.8	40020
<b>Torre de enfriamiento</b>	5500,00	U\$D	6.8	27200
<b>Precio total cuerpo de torres (U\$D – año 2002)</b>				<b>107240</b>

Tabla 7 - 23. Precio de rellenos para torres empacadas.

Equipo	Cantidad de m <sup>3</sup> requeridos
<b>Absorbedor de NH<sub>3</sub></b>	4.03
<b>Absorbedor de H<sub>2</sub>S</b>	4.03
<b>Torre de enfriamiento de agua</b>	12.02
<b>Total (m<sup>3</sup>)</b>	20.08
<b>Precio total (U\$D – año 2019)</b>	<b>17861</b>

Se recalcula la inversión con el precio de los equipos modificados, teniendo en cuenta el precio actualizado y la instalación, y los factores utilizados anteriormente, en la tabla 7-24 se muestran los resultados.

Tabla 7 - 24. Resultados en costos e inversión luego de modificación.

<b>Costo total de equipos (U\$D)</b>	1678547
<b>Inversión directa (U\$D)</b>	3247988
<b>Inversión fija (U\$D)</b>	5683979
<b>Inversión fija total (U\$D)</b>	5735979
<b>Inversión en capital de trabajo (U\$D)</b>	573598
<b>Inversión total (U\$D)</b>	6309577

Los costos que se modifican son los costos que dependen de la inversión y el costo de agua. Para esta nueva disposición se requieren mayores caudales de agua. Se estima un consumo de 5143 m<sup>3</sup> al año, con un costo de 750 U\$D.

Tabla 7 - 25. Costos modificados.

	U\$D
<b>Agua</b>	5604.37
<b>Costo de mantenimiento</b>	113679.58
<b>Costo de suministros</b>	42629.84
<b>Costo de depreciación</b>	303145.55
<b>Costo de impuestos</b>	85259.69
<b>Costo de seguros</b>	42629.84
<b>Total costos (Incluidos los que permanecieron sin cambios)</b>	1286508

## Balance energético

Se supone que el motogenerador producirá la misma potencia a pesar de los pequeños cambios en la composición provocados por las modificaciones de las torres de separación. La potencia consumida por las bombas y el compresor es ahora 138 kW. Si se le adiciona el 20% considerado resulta de 165.6 kW. Los kWh netos producidos generan 1415350 U\$D por año al ser inyectados a la red.

$$\begin{aligned} \text{Energía neta producida} &= \text{Energía total generada} - \text{Consumo} \\ \text{Energía neta producida} &= 1273.32 \text{ kW} - 165.6 \text{ kW} = 1107.4 \text{ kW} \end{aligned}$$

Se obtiene el siguiente cuadro de usos y fuentes:

Tabla 7 - 26. Cuadro de usos y fuentes.

	Año 1	Año 2...15
<b>Fuentes</b>		
<b>Capital propio</b>	6309576.98	
<b>Crédito de banco</b>	0	
<b>Ventas netas del ejercicio</b>	3282325.22	3282325.22
<b>Total fuentes</b>	<b>9591902.20</b>	<b>3282325.22</b>
<b>Usos</b>		
<b>Activo fijo total</b>	5735979.07	
<b>Activo de trabajo</b>	573597.91	
<b>Costo total de producción</b>	1286508.23	1286508.23
<b>Total usos</b>	<b>7596085.21</b>	<b>1286508.23</b>
<b>BNAI=Total fuentes - Total usos</b>	1995816.99	1995816.99
<b>Impuestos</b>	698535.95	698535.95
<b>BN=BNAI-impuestos</b>	1297281.05	1297281.05
<b>Depreciación</b>	303145.55	303145.55
<b>Flujo de caja</b>		
<b>FC=BN+depreciación</b>	<b>1600426.60</b>	<b>1600426.60</b>

La TIR resulta 24.7% y el tiempo de repago de 2.8 años. Con dichos valores puede decirse que el proyecto resulta rentable económicamente.

## Anexo

### Método de los factores de Chilton

Tabla 7 - 27. Factores para el método de estimación de la IF (adaptado de Chilton, 1949)

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
<b>Factores experimentales como fracción de IE</b>	
<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
<b>Inversión directa</b>	<b>IE (1+ <math>\sum f_i</math>)</b>

<b>Factores experimentales como fracción de la inversión directa</b>	
<i>Ingeniería y construcción</i>	$f_{i1}$
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
<b>Factor de inversión indirecta</b>	<b><math>f_i = \sum f_{ij} + 1</math></b>
<b>Inversión fija</b>	<b><math>I_F = I_E (1+ \sum f_i) f_i</math></b>

## Índice de costos para plantas de procesos químicos (Chemical Engineering Plant Cost Index - CEPCI)

Tabla 7 - 28. Chemical Engineering Plant Cost Index

<b>Año</b>	<b>CEPCI</b>
2018	603,1
2017	567,5
2016	541,7
2015	556,8
2014	576,1
2013	567,3
2012	584,6
2011	585,7
2010	550,8
2009	521,9
2008	575,4
2007	525,4
2006	499,6
2005	468,2
2004	444,2
2003	402
2002	395,6
2001	394,3
2000	394,1

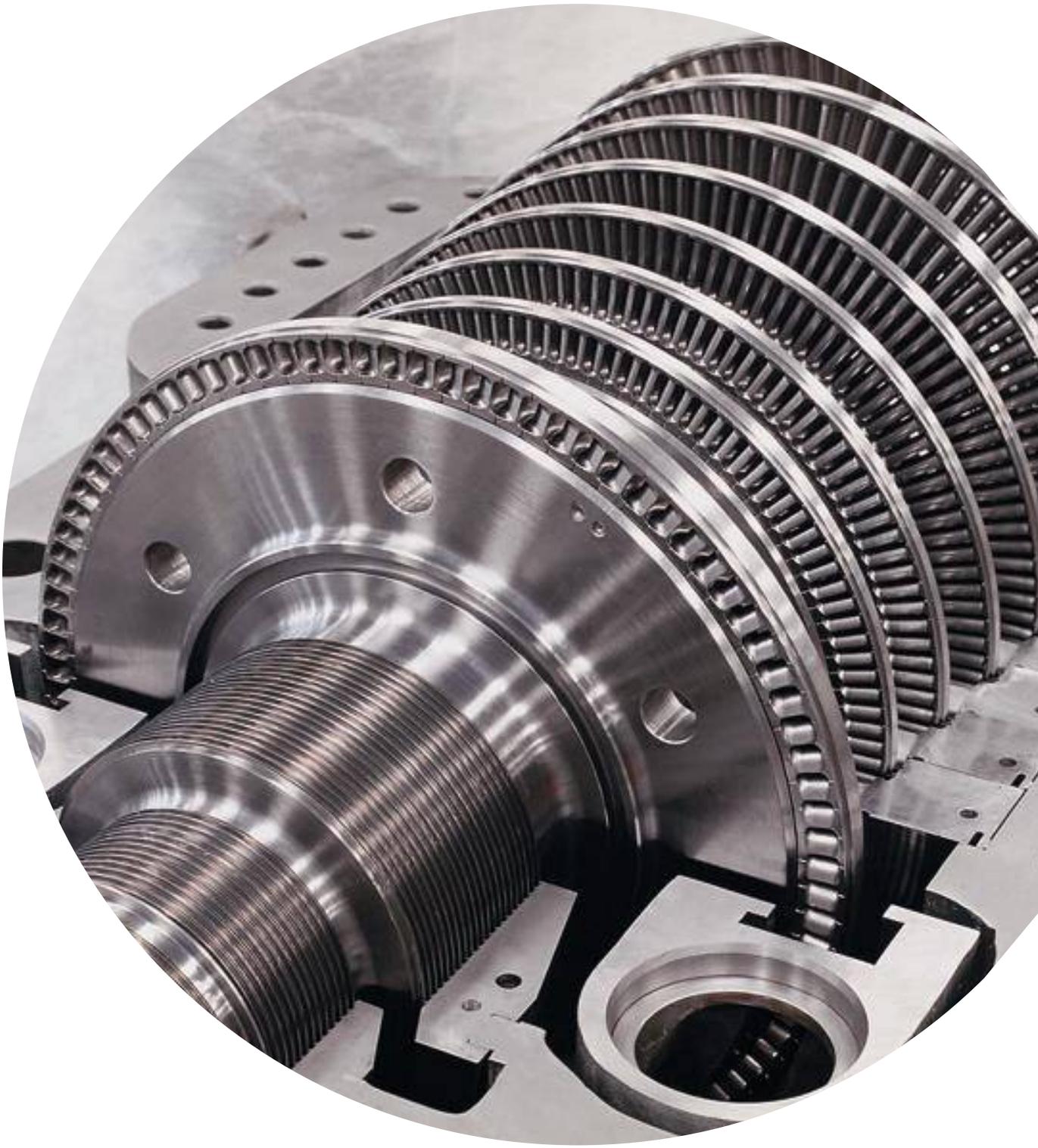
## Bibliografía

---

- Agencia Argentina de Inversiones y Comercio Internacional. (s.f.). El sistema tributario en Argentina. Obtenido de [http://www.inversionycomercio.org.ar/docs/pdf/El\\_Sistema\\_Tributario\\_en\\_la\\_Argentina.pdf](http://www.inversionycomercio.org.ar/docs/pdf/El_Sistema_Tributario_en_la_Argentina.pdf)
- Agroterra. (s.f.). Depósito prefabricado de hormigón armado. Obtenido de <https://www.agroterra.com/p/deposito-prefabricado-de-hormigon-armado-de-fabrica-10318/10318>
- Atoche-Sánchez, E. (Agosto de 2018). Estudio de factibilidad de un sistema moto-generador empleando gasificación de biomasa. Piura, Perú.
- Besora Hnos. (s.f.). Precio de anillos Pall de polipropileno de 1,5".
- Besora Hnos, S. (s.f.). Anillos tipo Pall rellenos para torres. Río Tercero, Córdoba, Argentina. Obtenido de <http://www.besora.com.ar/AnillosPall.pdf>
- CAMMESA y APJAE. (2018). Convenio Colectivo de Trabajo 1601/2019.
- Cátedra Ingeniería Económica - Facultad de Ingeniería - UNMdP. (2018). Apuntes.
- Esquivel Elizondo, J. R. (8 de Diciembre de 2007). Evaluación Económica Preliminar de Plantas Químicas Usando Aspen Icarus Process Evaluator 2004.2. Cholula, Puebla, México.
- Finanzauto. (s.f.). Catálogo de Grupos electrógenos y motores CAT. Recuperado el 7 de Octubre de 2019, de [http://www.finanzauto.es/images/documentos/productos/soluciones\\_energeticas\\_pr\\_ompulsion/energia/catalogo-energia-propia.pdf](http://www.finanzauto.es/images/documentos/productos/soluciones_energeticas_pr_ompulsion/energia/catalogo-energia-propia.pdf)
- Grundfos. (2019). Grundfos - Lista de precios 2019. Recuperado el Octubre de 2019, de [https://ar.grundfos.com/content/dam/BGA/Noticias/Lista%20de%20Precios%202019\\_Dom%C3%A9stica.pdf](https://ar.grundfos.com/content/dam/BGA/Noticias/Lista%20de%20Precios%202019_Dom%C3%A9stica.pdf)
- Guascor Bioenergía. (Noviembre de 2009). Generación distribuida mediante gasificación de biomasa. España.
- Matche's. (s.f.). Matches' Process Equipment Cost Estimates. Recuperado el Octubre de 2019, de <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>
- Ministerio de Energía y Minería. (s.f.). Precios adjudicados del Programa RenovAr. Rondas 1, 1.5 y 2. Recuperado el 10 de Octubre de 2019, de <https://www.minem.gob.ar/www/833/25871/precios-adjudicados-del-programa-renovar>
- Mitula - Venta de casas y terrenos. (s.f.). Finca chica 12.000 metros cuadrados . Rawson, San Juan. Recuperado el 2019 de Octubre de 10, de [http://www.tuportalonline.com/propiedades/rawson-venta-campo-de-1-a-3-has-43605?utm\\_source=casas.mitula.com.ar&utm\\_medium=referral](http://www.tuportalonline.com/propiedades/rawson-venta-campo-de-1-a-3-has-43605?utm_source=casas.mitula.com.ar&utm_medium=referral)
- Unión Industrial Bahía Blanca. (26 de Marzo de 2018). El servicio de agua para uso industrial en Argentina. Recuperado el 10 de Octubre de 2019, de <https://uibb.org.ar/el-servicio-de-agua-para-uso-industrial-en-argentina/>

# Capítulo 8

## Ciclos combinados



## Resumen ejecutivo

Un ciclo combinado se puede definir como el acoplamiento de dos ciclos termodinámicos individuales: uno de gas, que opera a altas temperaturas, y otro de vapor, que opera a temperaturas menores. Dichos ciclos se pueden describir por medio de diagramas termodinámicos como se puede observar a continuación.

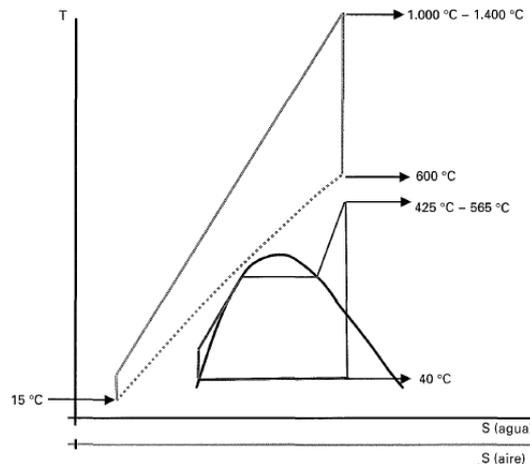


Gráfico R8 1. Diagrama T vs S de un ciclo combinado convencional.

El ciclo de gas, conocido como ciclo de Brayton, se compone de cuatro etapas:

- Una etapa de compresión isentrópica, efectuada por una máquina térmica denominada compresor.
- Una etapa de aportación de calor a presión constante.
- Una etapa de expansión, realizada en una turbina.
- Una etapa de cesión de calor a presión constante (esta etapa es la que se halla en línea punteada en el diagrama). Esta etapa no ocurre físicamente porque el ciclo de gas opera a “ciclo abierto”, es decir, que una vez que el gas es quemado, los gases de combustión son, en el caso del ciclo combinado, alimentados a una caldera recuperadora de calor. El siguiente “ciclo” comienza con nuevo combustible alimentado.

El ciclo de vapor ideal, el ciclo Rankine, se compone de las siguientes etapas:

- Compresión isentrópica mediante una bomba. Esta compresión se realiza fuera de la zona de cambio de fase, a diferencia del ciclo de Carnot. La operación con un fluido bifásico resulta dificultosa tecnológicamente.
- Aportación de calor a presión constante en una caldera. Primero ocurre un calentamiento de la fase líquida, luego el cambio de fase y, finalmente, se sobrecaliente el vapor generado con la finalidad de disminuir la humedad en la turbina.
- Etapa de expansión isentrópica del fluido en la fase vapor.
- Cesión de calor residual del vapor a presión constante en un condensador. En esta etapa se realiza la condensación total del fluido.

Estos dos ciclos se interconectan mediante un intercambiador de calor denominado caldera recuperadora de calor. En dicha caldera se da el intercambio de calor entre los gases de combustión al agua, para generar el vapor necesario para alimentar la turbina de vapor.

Para los ciclos combinados se pueden dar diferentes configuraciones: se pueden operar hasta tres niveles de presión en la caldera, puede darse recalentamiento del vapor y existen ciclos combinados con diferentes niveles de presión y regeneración (extraer vapor de la turbina para calentar el agua que ingresa a la caldera). Las alternativas analizadas son: uno, dos y tres niveles de presión; tres niveles de presión con regeneración y dos niveles de presión con recalentamiento.

A su vez, tecnológicamente se busca optimizar los ciclos más allá de la termodinámica para obtener el mayor rendimiento posible. Es por ello que existen diferentes configuraciones como son 1x1 (una turbina de gas que alimenta a una caldera de recuperación de calor y produce vapor para un único ciclo de Rankine y que pueden ser con y sin embrage o multietapas), 2x1 (dos turbinas de gas que alimentan cada una de ellas a su correspondiente caldera de recuperación de calor y producen vapor para un único ciclo de Rankine) son frecuentes, pero son posibles otras del tipo 3x1, 4x1, etc.

Finalmente, la generación de energía eléctrica a partir de gas de síntesis por medio de un ciclo combinado es posible. Sin embargo, la escala de implementación debe ser mucho mayor a la tratada a lo largo del presente trabajo. Esto se debe a que las turbinas de gas de baja potencia no generan la cantidad de gases de chimenea necesarios para generar el vapor suficiente para alimentar una turbina de gas. Debería diseñarse una planta de gasificación de mayor capacidad, para poder alimentar turbinas de gas de mayor potencia y poder lograr la factibilidad del ciclo combinado. Dentro de las posibilidades se hallan la utilización de configuraciones 2x1 o de alimentar otro tipo de combustible adicional en la caldera para la producción de vapor.

## Introducción

---

La generación global de energía en la actualidad es fuertemente dependiente de combustibles fósiles. En las últimas décadas se ha incrementado la preocupación por las limitaciones de las reservas de combustibles fósiles, el cambio climático y el concepto de desarrollo sostenible en el mundo. A causa de lo mencionado, se buscan nuevas formas de generación de energía que cumplan con criterios de sustentabilidad y sean “amigables” con el medio ambiente. Es deseable que las formas de generación de energía sean eficientes y que posean bajos niveles de emisión de dióxido de carbono y otros gases contaminantes. La generación de energía a partir de biomasa está recibiendo gran atención en el presente debido a que puede ser una alternativa para superar los problemas descriptos.

La mayor parte de la generación eléctrica a partir de biomasa se basa en plantas que funcionan con un ciclo Rankine basado en el vapor producido, estas son de pequeña capacidad (20 – 50 MW) y baja eficiencia (<20%). En estas plantas, la energía almacenada en el combustible se recupera por combustión directa en el hogar de las caderas.

Una alternativa para la utilización de la biomasa, es un proceso de gasificación para obtener un gas combustible, llamado gas de síntesis. Este gas puede utilizarse como combustible en turbinas de gas o en motores de combustión interna. Otra alternativa es utilizarlo como combustible en una turbina de gas parte de un ciclo combinado. Dichos ciclos cumplen con las características mencionadas con respecto a la eficiencia y baja emisión de gases nocivos.

La primera planta de gasificación de biomasa integrada con un ciclo combinado (BIGCC) se construyó en Suecia en 1996. Esta utilizaba madera como materia prima de un gasificador de lecho fluidizado a presión. La planta generaba 6 MWe y 9 MWt operando con una eficiencia del 32%. Sin embargo, debido a los altos costos de operación, la planta dejó de operar luego de unos pocos años (Ståhl & Neergaard, 1998).

Por otro lado, se realizaron esfuerzos en demostrar la posible utilización de ciclos combinados integrados con gasificación de biomasa para plantas de pequeña escala. Entre ellos se encuentran dos ejemplos: la TEF (The Italian Thermie Energy Farm) creó un proyecto de BIGCC demostrativo que genera 12 MWe con 31.7% de eficiencia global (Bhattacharya, Manna, Paul, & Datta, 2011). Wu describió el diseño y operación de una planta que produce 5.5 MWe a partir de motores de combustión y turbinas de vapor operando con 26-28% de eficiencia global (Wu, Yin, Ma, Zhou, & Chen, 2008).

Existen problemas técnicos y logísticos no resueltos en emplear la tecnología de BIGCC para la generación de energía eléctrica en escala comercial. Debido al bajo poder calorífico del gas de síntesis, el flujo másico que atraviesa la turbina de gas debe aumentar significativamente en comparación con el gas natural para alcanzar la misma temperatura. Esto conlleva una reducción substancial en el margen del compresor. El otro inconveniente relacionado con la utilización de biomasa como combustible está asociado a la disponibilidad, transporte y almacenamiento de la misma. La fluctuación estacional y la dispersión del recurso, los altos costos de transporte debido a la baja densidad de la biomasa sumado a la falta de almacenamiento eficiente ponen presión en el éxito de la utilización de biomasa como un recurso en plantas de gran escala.

Las limitaciones técnicas en el uso de biomasa para la generación de energía a partir de ciclos combinados se han abordado a través de dos alternativas. Algunos investigadores sugieren la combustión conjunta de gas natural y gas de síntesis en una turbina de gas con el fin de aumentar el poder calorífico del combustible. El otro esquema utiliza gas natural para el ciclo combinado y adicionalmente quema el gas de síntesis antes del generador de vapor. La combustión de ambos gases aumenta la potencia neta de la planta, pero disminuye la eficiencia global.

El diseño y operación exitosa de las plantas BIGCC requieren más investigación para optimizar los parámetros operativos de la misma. Klimantos desarrollo un análisis tecno-económico para la gasificación de biomasa integrada en un ciclo combinado utilizando diferentes tecnologías de turbinas de gas para un rango de 10 a 70 MWe (Klimantos, Koukouzas, Katsiadakis, & Kakaras, 2009). Descubrió que el costo de inversión específico es alto para pequeñas unidades (< 20 MWe). Pellegrini por otro lado plantea que la gasificación a alta presión mejora la performance de las plantas de BIGCC (Pellegrini, Oliveira Júnior, & Burbano, 2010)

## Termodinámica

La Termodinámica es una herramienta analítica teórica y práctica que interpreta fenómenos naturales desde el punto de vista de las relaciones de materia y energía. La palabra “Termodinámica” fue usada por vez primera en 1850 por W. Thomson (Lord Kelvin) como combinación de los vocablos griegos “termo” (calor) y “dinamos” (potencia o fuerza), aunque actualmente se usa como opuesto a estático. La Termodinámica estudia el intercambio de energía en sus diversas formas, su interacción con los equipos, las propiedades de la materia y el uso racional de la energía. Dado que no se puede concebir industria sin uso de energía, esta ciencia tiene una gran importancia práctica y se aplica en todas las ramas de la Ingeniería.

Dentro de los intercambios de energía es importante recalcar los términos calor y trabajo. El calor es una forma de transferir energía. Esa transferencia ocurre cuando hay desequilibrio térmico, es decir cuando una de las partes entre las que tiene lugar esa transferencia “está más caliente” (tiene mayor temperatura) que otras. Por otra parte, el trabajo que también es energía que se transfiere, lo hace cuando entre dos cuerpos actúan fuerzas que provocan desplazamientos o cambios dimensionales en sustancias. Por ello, se puede encontrar trabajo mecánico de expansión (o de compresión, que es el proceso inverso) cuando el sistema contiene un gas que entrega trabajo al medio externo por efecto de su propia fuerza elástica, y, si el trabajo es de compresión algún agente externo al sistema (medio ambiente) debe proveer la energía necesaria para vencer la fuerza elástica del gas.

El trabajo se puede convertir en calor de manera directa y por completo, pero convertir el calor en trabajo requiere usar dispositivos especiales denominados máquinas térmicas.

Las máquinas térmicas difieren bastante entre sí, pero es posible caracterizarlas a todas de la siguiente manera:

1. Reciben calor de una fuente a temperatura alta (energía solar, horno de petróleo, reactor nuclear, etcétera).
2. Convierten parte de este calor en trabajo.
3. Rechazan el calor de desecho hacia un sumidero de calor de baja temperatura (la atmósfera, los ríos, etcétera).

4. Operan en un ciclo (un ciclo ocurre cuando un sistema experimenta una serie de evoluciones que lo devuelven a su estado original).

Las máquinas térmicas y otros dispositivos cíclicos por lo común requieren un fluido hacia y desde el cual se transfiere calor mientras experimenta un ciclo. Al fluido se le conoce como fluido de trabajo.

El término máquina térmica se usa con frecuencia en un sentido más amplio que incluye dispositivos que producen trabajo sin operar en un ciclo termodinámico. Las máquinas de combustión interna, como las turbinas de gas y los motores de automóviles, entran en esta categoría. Estos dispositivos operan en un ciclo mecánico, pero no en un ciclo termodinámico, porque el fluido de trabajo (los gases de combustión) no cierra el ciclo. En lugar de ser enfriados a la temperatura inicial, los gases de escape se eliminan y se reemplazan por una nueva mezcla de aire y combustible en el inicio de lo que llamaríamos el ciclo.

La Termodinámica abarca el tema de los ciclos de potencia y máquinas térmicas. Resumidamente, durante una parte del ciclo el fluido realiza trabajo y durante otra se hace trabajo sobre el fluido. La diferencia entre estos dos trabajos es el trabajo neto que entrega la máquina térmica. La eficiencia del ciclo de una máquina térmica depende en gran medida de cómo se ejecute cada uno de los procesos que constituyen el ciclo. El trabajo neto y, por lo tanto, la eficiencia del ciclo, se pueden maximizar mediante procesos que requieren la mínima cantidad de trabajo y entregan lo más posible, es decir, mediante procesos reversibles.

“Un proceso reversible se define como un proceso que se puede invertir sin dejar ningún rastro en los alrededores” (Çengel & Boles, 2011). Es decir, tanto el sistema como los alrededores vuelven a sus estados iniciales una vez finalizado el proceso inverso. Esto es posible sólo si el intercambio de calor y trabajo netos entre el sistema y los alrededores es cero para el proceso combinado (original e inverso). Los procesos que no cumplen con las condiciones de reversibilidad son procesos irreversibles.

El ciclo combinado o ciclo combinado gas-vapor se trata de la conjunción de dos “ciclos” termodinámicos: Brayton y Rankine. Esta configuración se caracteriza por su alto rendimiento energético y elevada densidad de potencia. Para poder comprender el funcionamiento de los ciclos combinados es importante conocer el funcionamiento de los diferentes ciclos (Brayton y Rankine) y sus modificaciones.

## Ciclo de Carnot

---

El ciclo termodinámico de referencia aplicado a un sistema es el ciclo de Carnot. Cualquier ciclo termodinámico puede expresarse como una combinación de infinitos ciclos de Carnot. Este ciclo representa la idealidad ya que es completamente reversible, por lo que presenta el límite superior del desempeño de cualquier ciclo real.

El ciclo de Carnot se compone de cuatro etapas, las cuales pueden describirse en un diagrama P vs V (gráfico 8-1):

- Una etapa de aporte de calor a temperatura constante en el foco caliente (etapa 1-2).
- Una etapa de expansión adiabática y reversible (etapa 2-3).

- Una etapa de cesión de calor a temperatura constante al foco frío (etapa 3-4).
- Una etapa de compresión adiabática y reversible (etapa 4-1).

El término de foco o fuente se refiere a toda parte del sistema capaz de intercambiar calor sin modificar su temperatura.

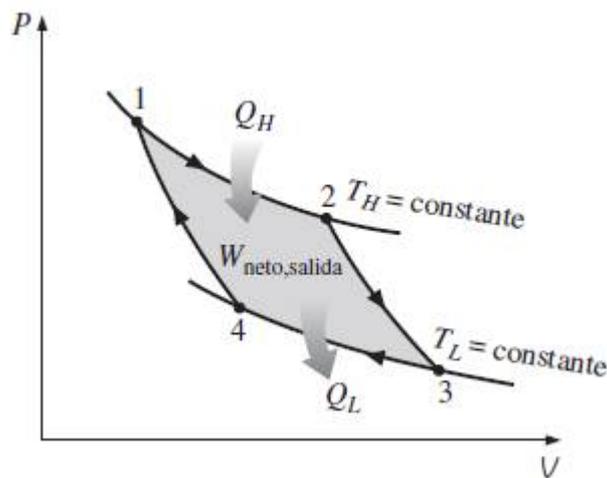


Gráfico 8 - 1. Diagrama P vs V de un ciclo de Carnot. (Çengel & Boles, 2011)

En los diagramas P vs V, el área bajo la curva representa el trabajo de frontera para los procesos. En este caso, el área bajo la curva 1-2-3 representa el trabajo que realiza el sistema durante la expansión. El área debajo de la curva 3-4-1 representa el trabajo que se le realiza al sistema, en este caso el gas, para comprimirlo. La diferencia entre estos trabajos es el trabajo neto realizado. Este último resulta igual al área encerrada por la trayectoria del ciclo.

El ciclo de Carnot puede representarse, también, en un diagrama T vs S (gráfico 8-2). En este, las etapas se corresponden con las mencionadas anteriormente. Es posible calcular el calor que se le debe suministrar al sistema y el calor que debe removerse del ciclo ( $Q_H$  y  $Q_C$  respectivamente) de la siguiente forma:

$$Q_H = T_1 \Delta S_{1-2}$$

Ecuación 8 - 1

$$Q_C = T_2 \Delta S_{3-4}$$

Ecuación 8 - 2

El trabajo que proporciona el ciclo es la diferencia entre  $Q_H$  y  $Q_C$  y gráficamente es el área dentro de la trayectoria del ciclo. El rendimiento del ciclo puede expresarse como:

$$\eta = \frac{Q_H - Q_C}{Q_H} = 1 - \frac{Q_C}{Q_H} = 1 - \frac{T_2 \Delta S_{3-4}}{T_1 \Delta S_{1-2}} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

Ecuación 8 - 3

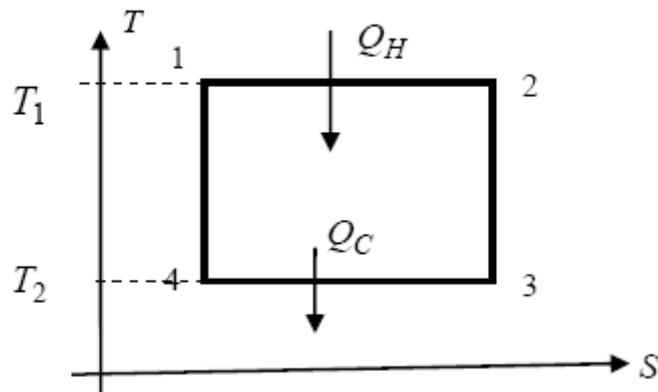


Gráfico 8 - 2. Diagrama T vs S de un ciclo de Carnot.

El ciclo de Carnot es un ciclo ideal que difícilmente puede ser llevado a la práctica debido a varias razones. Entre ellas se encuentra que las turbinas y bombas no operan en la realidad de forma adiabática. En la etapa de compresión el fluido se encuentra en dos fases, lo que hace esta etapa inviable. Es por eso que se plantea el ciclo Rankine, que es la aplicación tecnológica del ciclo de Carnot.

## El ciclo de las turbinas de gas

La turbina de gas de un ciclo combinado opera a ciclo abierto. Termodinámicamente es una aplicación del ciclo Brayton. Los procesos tanto de compresión como de expansión ocurren en máquina rotatoria.

Se introduce aire en condiciones ambiente dentro del compresor, donde se elevan su temperatura y presión. Dicho aire comprimido se alimenta a la cámara de combustión, donde el gas de síntesis, en este caso, se quema a presión constante. Los gases a alta temperatura que se generan producto de la combustión entran a la turbina, en donde se expanden hasta presión atmosférica generando potencia. Como los gases de escape que salen de la turbina se expulsan, este ciclo es clasificado como ciclo abierto. Un diagrama para dicho ciclo se observa en el gráfico 8-3.

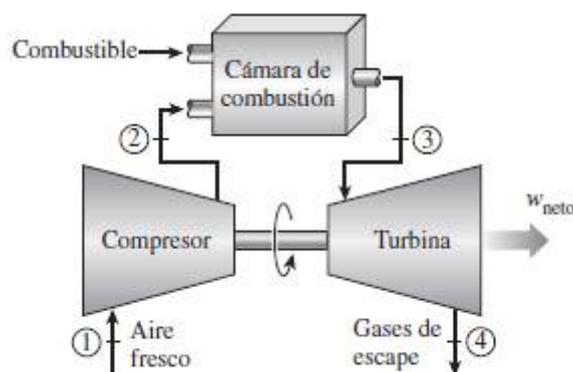


Gráfico 8 - 3. Aplicación del ciclo Brayton a "ciclo abierto". (Çengel & Boles, 2011)

El ciclo descrito puede modelarse como un ciclo cerrado. Para este caso, los procesos de compresión y expansión permanecen iguales, pero el proceso de combustión se sustituye por uno de adición de calor a presión constante desde una fuente externa. Por otra parte, el proceso de rechazo de los gases de escape es remplazado por liberación de calor a presión constante hacia el ambiente. El ciclo ideal que el fluido de trabajo experimenta en este ciclo cerrado es el ciclo Brayton, el cual se integra por cuatro procesos reversibles:

- Una etapa de compresión isentrópica, efectuada por una máquina térmica denominada compresor (etapa 1-2).
- Una etapa de aportación de calor a presión constante (etapa 2-3).
- Una etapa de expansión, realizada en una turbina (etapa 3-4).
- Una etapa de cesión de calor a presión constante (etapa 4-1).

Dicho ciclo ideal puede describirse en diagramas T vs S (gráfico 8-4) y P vs V (gráfico 8-5).

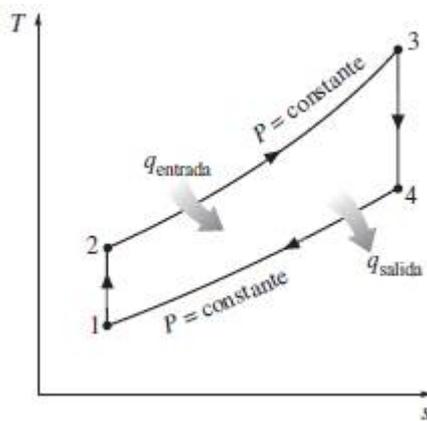


Gráfico 8 - 4. Diagrama T vs S de un ciclo Brayton. (Çengel & Boles, 2011)

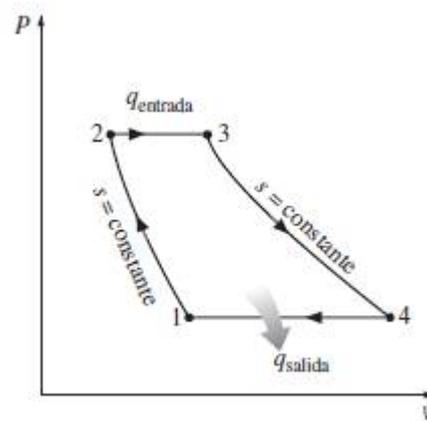


Gráfico 8 - 5. Diagrama P vs V de un ciclo Brayton. (Çengel & Boles, 2011)

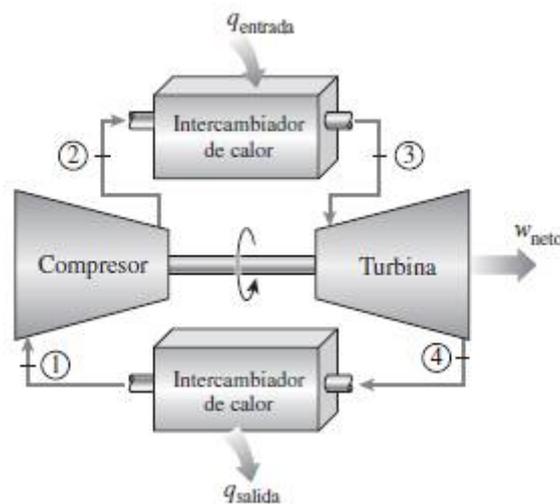


Gráfico 8 - 6. Ciclo Brayton ideal.

El balance de energía para el estado estacionario resulta:

$$(q_{entrada} - q_{salida}) - (w_{entrada} - w_{salida}) = h_{salida} - h_{entrada}$$

**Ecuación 8 - 4**

Donde

$$q_{entrada} = h_3 - h_2 = cp (T_3 - T_2)$$

**Ecuación 8 - 5**

Y

$$q_{salida} = h_4 - h_1 = cp (T_4 - T_1)$$

**Ecuación 8 - 6**

La eficiencia térmica para un ciclo Brayton ideal resulta:

$$\eta_{Brayton} = \frac{w_{neto}}{q_{entrada}} = 1 - \frac{q_{salida}}{q_{entrada}} = 1 - \frac{cp (T_4 - T_1)}{cp (T_3 - T_2)} = 1 - \frac{T_1 \left( \frac{T_4}{T_1} - 1 \right)}{T_2 \left( \frac{T_3}{T_2} - 1 \right)}$$

**Ecuación 8 - 7**

En los procesos  $P_2=P_3$  y  $P_4=P_1$ , entonces,

$$\frac{T_2}{T_1} = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} = \left( \frac{P_3}{P_4} \right)^{(k-1)/k} = \frac{T_3}{T_4}$$

**Ecuación 8 - 8**

k simboliza la relación de calores específicos comúnmente denominado coeficiente adiabático. Finalmente, se obtiene que:

$$\eta_{Brayton} = 1 - \frac{1}{r_p^{(k-1)/k}}$$

**Ecuación 8 - 9**

En la que

$$r_p = \frac{P_2}{P_1}$$

**Ecuación 8 - 10**

De la expresión para la eficiencia se concluye que esta depende de la relación de las presiones del ciclo y de la relación entre los calores específicos. Es conveniente para aumentar la eficiencia, aumentar la presión de aire y la temperatura de combustión y reducir la temperatura media del foco frío. Lo primero se puede lograr mediante mejoras en los compresores y en las turbinas y

para reducir la temperatura del foco frío se pueden implementar sistemas de enfriamiento de aire en la admisión del compresor.

Parte de la energía obtenida por la expansión del fluido debe emplearse necesariamente en el accionamiento del compresor. Al cociente entre la potencia neta obtenida en el eje de la turbina de gas ( $W_T - W_C$ ) y la generada en el proceso de expansión ( $W_T$ ) se denomina factor de potencia, el cual se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$\varphi_P = \frac{W_T - W_C}{W_T} = 1 - \frac{W_C}{W_T}$$

**Ecuación 8 - 11**

Para las turbinas de gas este valor es aproximadamente 0,4. Lo que significa que un 60% de la energía generada por la expansión del gas en la turbina se emplea en el accionamiento del compresor.

Por esta razón se trata de optimizar los compresores. La optimización de estos conlleva mayores complicaciones tecnológicas que optimizar turbinas. Esto se debe a que se debe llevar a un fluido, que se encuentra en equilibrio con el entorno, a un estado alejado de dicha condición, mayor presión y temperatura. Durante la expansión del gas en la turbina ocurre lo contrario, se lleva el fluido de un estado de alta presión y temperatura a uno de mayor equilibrio con el entorno. Es por lo enunciado que las eficiencias de las turbinas son casi siempre mayores que las de los compresores.

En las turbinas de gas, para una misma temperatura en la cámara de combustión (temperatura máxima del ciclo, que está limitada por los materiales de construcción de la turbina) al aumentar la relación de compresión se alcanza un máximo en el trabajo neto. Si la relación sigue en aumento, el trabajo neto comienza a disminuir como se observa en el gráfico 8-7. El trabajo neto queda representado por el área encerrada por la trayectoria del ciclo. Pero, a su vez, al aumentar la relación compresión, la temperatura en el escape disminuye, lo cual es perjudicial para la recuperación de calor en la caldera de un ciclo combinado. Por estas razones existe una relación de compromiso entre la relación de presión, el trabajo neto producido y la temperatura de los gases para que intercambien calor en la caldera.

El máximo  $r_p$  se da por la siguiente ecuación:

$$r_p = \left( \frac{T_{m\acute{a}x}}{T_{m\acute{i}n}} \right)^{\frac{k}{2(k-1)}}$$

**Ecuación 8 - 12**

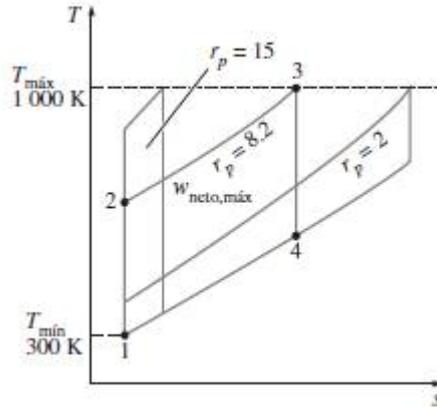


Gráfico 8 - 7. Ciclo de Brayton según la relación de presión. (Çengel & Boles, 2011)

En los ciclos combinados se suelen utilizar turbinas en las que la combustión ocurre de forma secuencial, las expansiones se dan de manera escalonada. Dicho esquema se puede observar en el gráfico 8-8.

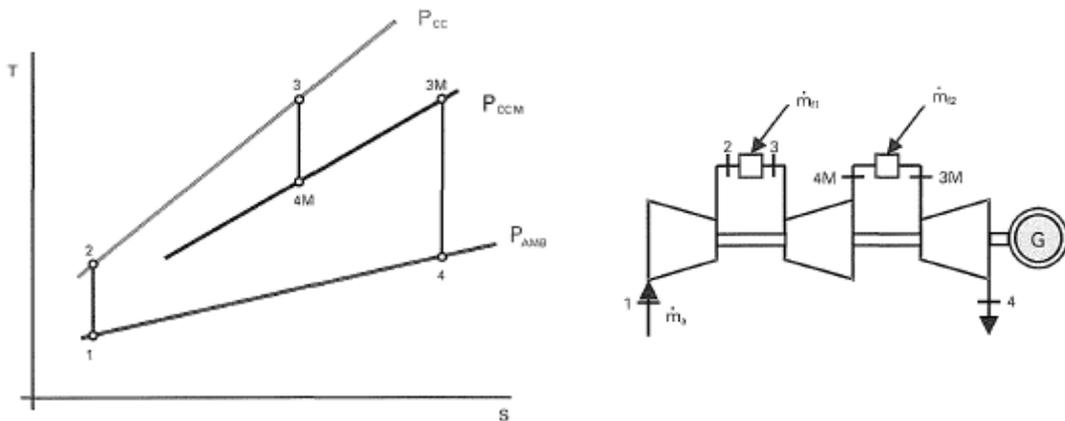


Gráfico 8 - 8. Ciclo de Brayton modificado con turbina secuencial. (García & Moñux, 2006)

En turbinas de gas el aire realiza dos importantes funciones: suministra el oxidante necesario para la combustión del combustible y sirve como un refrigerante para mantener la temperatura de diversos componentes dentro de límites seguros. La segunda función se realiza al extraer más aire del necesario para la combustión completa del combustible. En turbinas de gas una relación de masa de aire y combustible de 50 o mayor es muy común.

En cuanto a la generación de energía por medio de turbinas de gas existe un problema. La relación del trabajo de retroceso, que es la relación entre el trabajo que requiere el compresor y el trabajo que entrega el gas en la turbina, es muy elevada. Por lo que las turbinas de gas deben ser mucho mayores que las de vapor para generar una misma cantidad de energía eléctrica (ya que su relación del trabajo de retroceso es menor).

## El ciclo de las turbinas de vapor

El ciclo de las turbinas de vapor se corresponde con el ciclo Rankine. En este se eliminan muchos de los aspectos imprácticos asociados con el ciclo de Carnot ya que el vapor es sobrecalentado en la caldera y condensado por completo en el condensador. Al sobrecalentarlo, cuando ocurre la expansión, se obtiene un vapor con un alto título. Este último aspecto es beneficioso porque evita que gotas de líquido choquen a altas velocidades con los álabes de la turbina provocando un deterioro de los mismos y restando tiempo de servicio. Al condensarse completamente el líquido se elimina la imposibilidad de comprimir una mezcla de líquido y vapor, puede utilizarse una bomba. El fluido de trabajo más ampliamente utilizado es agua desmineralizada por su facilidad de manejo, reposición y abundancia. Por estas razones es el ciclo ideal para las centrales eléctricas de vapor. El ciclo Rankine ideal no incluye ninguna irreversibilidad interna. Se compone de cuatro procesos que se representan en el gráfico 8-9.

- Compresión isentrópica mediante una bomba (etapa 1-2). Esta compresión se realiza fuera de la zona de coexistencia de fases, a diferencia del ciclo de Carnot. La operación con un fluido bifásico resulta dificultosa tecnológicamente.
- Aportación de calor a presión constante en una caldera (etapa 2-3). Primero ocurre un calentamiento de la fase líquida, luego el cambio de fase y, finalmente, se sobrecalienta el vapor generado con la finalidad de disminuir la humedad en la turbina.
- Etapa de expansión isentrópica del fluido en la fase vapor (etapa 3-4).
- Cesión de calor residual del vapor a presión constante en un condensador (etapa 4-1). En esta etapa se realiza la condensación total del fluido.

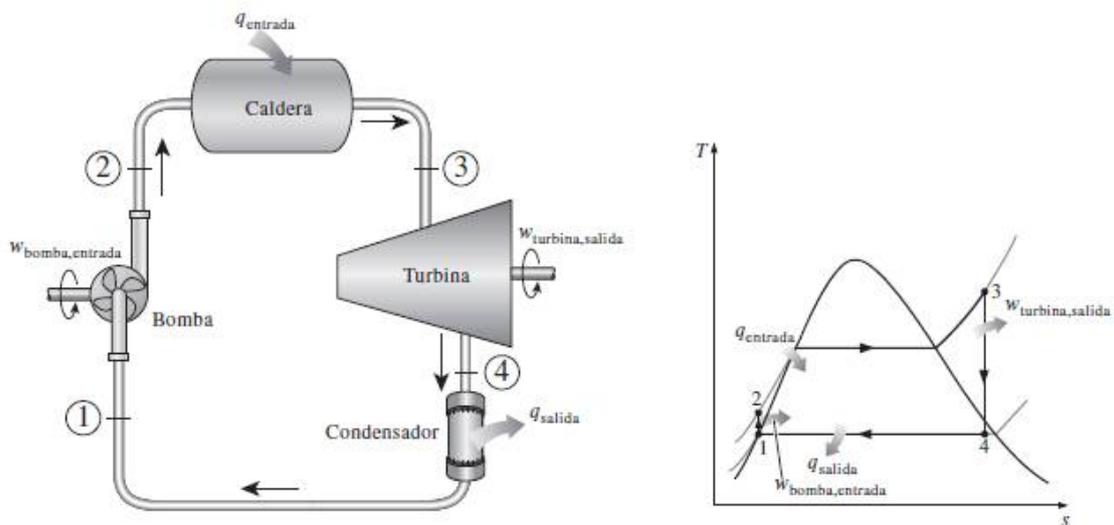


Gráfico 8 - 9. Ciclo Rankine ideal simple. (Çengel & Boles, 2011)

El balance de energía para el estado estacionario, al igual que para el ciclo de gas, resulta:

$$(q_{entrada} - q_{salida}) - (w_{entrada} - w_{salida}) = h_{salida} - h_{entrada}$$

Ecuación 8 - 13

Para la bomba,  $q=0$ , entonces:

$$w_{entrada} = h_2 - h_1 = V(P_2 - P_1)$$

**Ecuación 8 - 14**

Donde la entalpía 1 es la entalpía del líquido saturado a la presión que opera el condensador.

$$h_1 = h_{f \text{ a } P_1}$$

**Ecuación 8 - 15**

Y

$$V \cong V_1 = V_{f \text{ a } P_1}$$

**Ecuación 8 - 16**

Por otro lado, para la caldera  $w=0$

$$q_{entrada} = h_3 - h_2$$

**Ecuación 8 - 17**

Para la turbina  $q=0$

$$w_{salida} = h_3 - h_4$$

**Ecuación 8 - 18**

Para el condensador  $w=0$

$$q_{salida} = h_4 - h_1$$

**Ecuación 8 - 19**

La eficiencia térmica se calcula como:

$$\eta_{Rankine} = \frac{w_{neto}}{q_{entrada}} = 1 - \frac{q_{salida}}{q_{entrada}}$$

**Ecuación 8 - 20**

Donde

$$w_{neto} = q_{entrada} - q_{salida} = w_{salida} - w_{entrada}$$

**Ecuación 8 - 21**

Para las turbinas de vapor se aplica el mismo concepto de factor de potencia que para las turbinas de gas, solo se sustituye el término del trabajo por compresión en la turbina por el trabajo de bombeo. El factor de potencia en los ciclos de vapor es mucho mayor que para los ciclos de gas, ya que el trabajo consumido por el bombeo es prácticamente despreciable frente al trabajo que entrega la expansión en la turbina.

Como se puede observar en el gráfico 8-10 el ciclo Rankine ideal descrito puede presentar desviaciones por diferentes causas que se encuentran mencionadas.

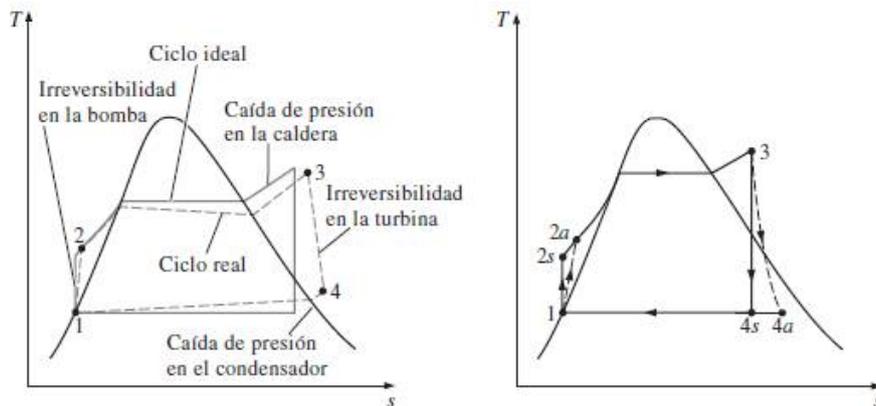


Gráfico 8 - 10. Desviaciones del ciclo Rankine ideal. (Çengel & Boles, 2011)

## Modificaciones de los ciclos de vapor

Las modificaciones de los ciclos de vapor se realizan con la finalidad de aumentar la eficiencia de los mismos. El propósito se logra si se incrementa la temperatura promedio a la que el calor se transfiere al fluido de trabajo en la caldera o si disminuye la temperatura promedio a la que el calor se rechaza del fluido de trabajo en el condensador.

### Recalentamientos intermedios

El proceso de expansión en la turbina de vapor se encuentra limitado por la temperatura y presión del condensador (etapa 4-1). En esta etapa se busca el mayor salto entálpico posible. La etapa de expansión finaliza en la zona de equilibrio líquido-vapor. En las etapas finales de expansión aumenta la cantidad de humedad, lo que genera un problema de daño en los álabes de la turbina. Para que el deterioro en estos no sea importante, el contenido de humedad debe ser menor al 16-18%. Aquí se presenta otra situación de compromiso debido a que incrementar la presión en la caldera y disminuir la presión en el condensador, que aumentan el salto entálpico, llevan aparejados un aumento en la humedad a la salida de la turbina. Es por ello que, para reducir la humedad a la salida de la turbina, se recalienta el vapor una vez que se ha realizado en la turbina una expansión parcial del mismo. En el gráfico 8-11 se puede observar en el diagrama T vs S que para una misma temperatura máxima la humedad se reduce al implementar un recalentamiento. Las centrales de ciclo combinado generalmente se construyen con un único recalentamiento. Sin embargo, un mejor rendimiento podría obtenerse en un ciclo con doble recalentamiento.

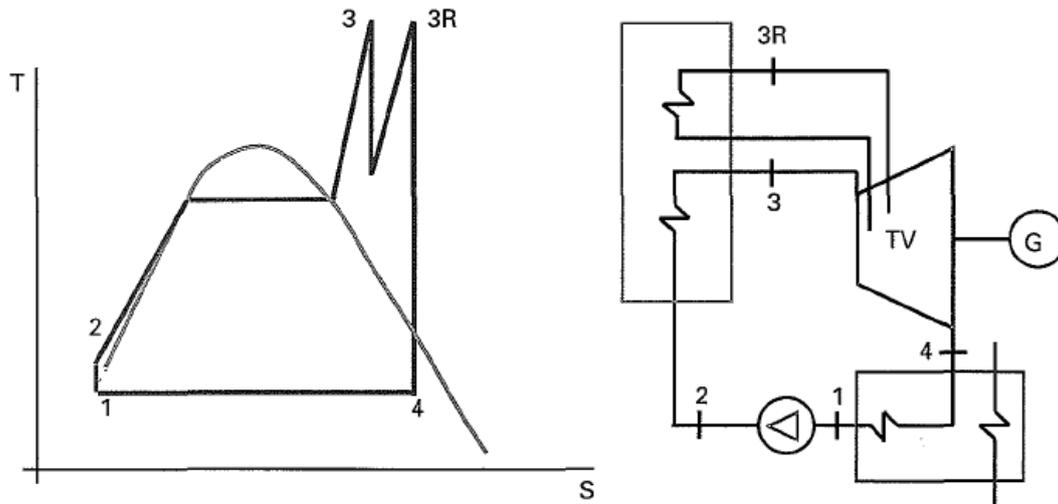
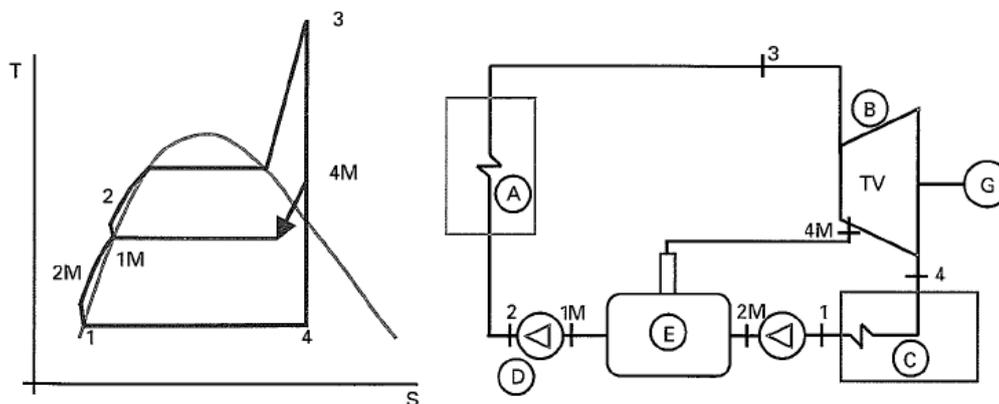


Gráfico 8 - 11. Ciclo de turbina de vapor con recalentamiento. (García & Moñux, 2006)

### Regeneración

La regeneración consiste en realizar extracciones de vapor de la turbina y precalentar con ellas el agua de alimentación a la caldera. Mediante este procedimiento se obtiene un incremento de la temperatura media en la caldera, y, por lo tanto, un mayor rendimiento. Pero un incremento de la temperatura de aportación del agua a la caldera conlleva a un menor salto de temperaturas entre el agua y el gas en la caldera de recuperación de calor y una transmisión de calor menos eficaz. En el gráfico 8-12 puede observarse las modificaciones que se deben implementar a nivel tecnológico y cómo estas repercuten en el diagrama T vs S. La regeneración produce un aumento en el rendimiento del ciclo Rankine, pero un menor rendimiento en el ciclo combinado.

Para las centrales de ciclo combinado puede existir un intercambiador de calor de mezcla denominado degasificador. Su principal función no es la de modificar el ciclo termodinámico sino es la de contener el agua de alimentación a la caldera y que en él se de la eliminación de oxígeno y gases disueltos.



LEYENDA: A: Caldera; B: Turbina de vapor; C: Condensador; D: Bomba; E: Degasificador; G: Generador.

Gráfico 8 - 12. Ciclo regenerativo de turbina de vapor. (García & Moñux, 2006)

## Presiones supercríticas

Presiones elevadas en ciclos de vapor representan un incremento en la temperatura media de aportación de calor, y, por ende, un aumento en el rendimiento. Sin embargo, trabajar a presiones elevadas conlleva grandes dificultades constructivas. Las centrales eléctricas actuales operan con presiones de hasta 30 MPa. En el gráfico 8-13 se observa cómo se modifica el diagrama T vs S al aumentar la presión de trabajo.

En los ciclos combinados, el empleo de presiones altas representa una mejora en el proceso de recuperación de calor en la caldera al acercarse la línea de aportación de calor en el ciclo Rankine a la de cesión de calor de los gases de escape de la turbina de gas y, por lo tanto, lleva a mejoras importantes en el rendimiento del ciclo. Se debe tener en cuenta que aumentar la presión en la caldera, como se mencionó anteriormente, produce un aumento en la humedad a la salida de la turbina.

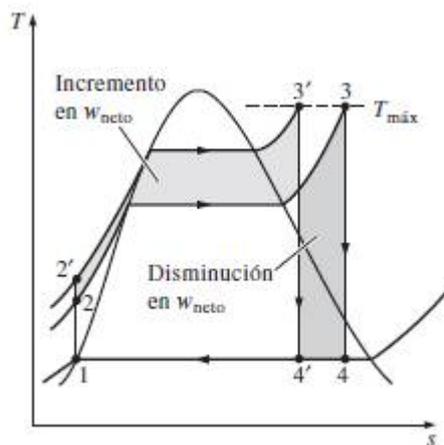


Gráfico 8 - 13. Efecto del aumento de la presión en la caldera para el ciclo de vapor. (Çengel & Boles, 2011)

## Ciclo combinado

Un ciclo combinado se puede definir como el acoplamiento de dos ciclos termodinámicos individuales: uno de gas, que opera a altas temperaturas, y otro de vapor, que opera a temperaturas menores. En el gráfico 8-14 se observa la disposición más usual del ciclo y en el gráfico 8-15 se encuentra representado el ciclo combinado en un diagrama T vs S.

La temperatura máxima del fluido a la entrada de la turbina está cerca de los 600°C en las centrales eléctricas de vapor, pero es superior a los 1400°C en las centrales de turbina de gas. El uso de temperaturas tan elevadas en las turbinas de gas es posible por los desarrollos en el enfriamiento de los álabes y el recubrimiento de éstos con materiales resistentes a altas temperaturas como cerámicos. Para emplear la energía térmica de los gases que salen de la turbina de gas, que lo hacen a temperaturas superiores a los 500°C, se los utiliza como fuente de energía en un ciclo en un intervalo de temperaturas menores, como lo es el ciclo de vapor. La transferencia de calor entre los gases de escape y el agua se da en un intercambiador de calor que sirve como caldera. Generalmente, más de una turbina de gas se emplea para generar el

vapor necesario para la operación de una turbina de vapor. En el gráfico 8-15 también se observan temperaturas de referencia para cada etapa del ciclo combinado.

Los desarrollos tecnológicos para las turbinas de gas lograron que el ciclo combinado sea atractivo económicamente, ya que este aumenta la eficiencia (que suele ser mayor al 40%) al compararlo con uno de gas o vapor, sin aumentar mucho el costo inicial.

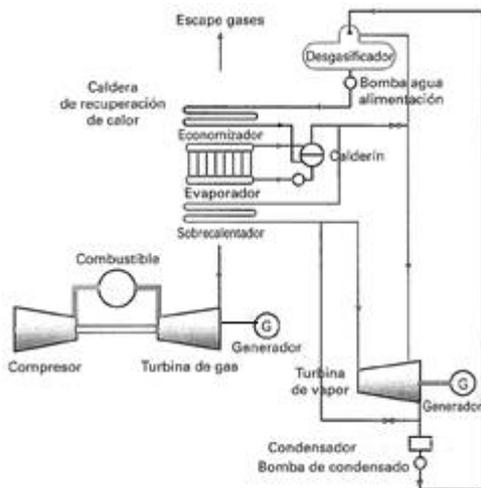


Gráfico 8 - 14. Diagrama tecnológico para un ciclo combinado. (García & Moñux, 2006).

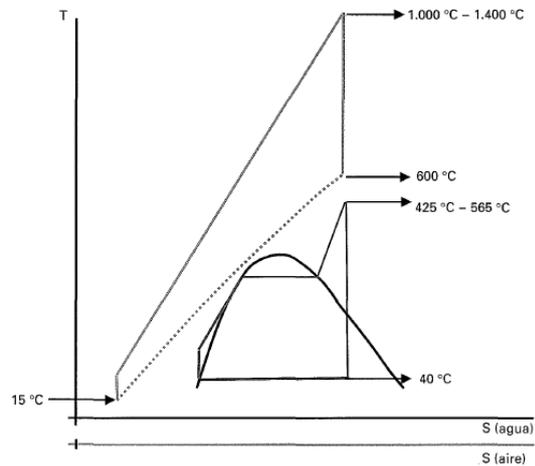


Gráfico 8 - 15. Diagrama T vs S para un ciclo combinado. (García & Moñux, 2006)

## Rendimiento del ciclo combinado

En el gráfico 8-16 se observa un esquema de los flujos de energía correspondientes a los elementos que componen el ciclo combinado. El bloque TG representa la turbina de gas, CRC la caldera recuperadora de calor y TV la turbina de vapor. Las eficiencias de estos elementos se encuentran representadas por la relación entre la energía, ya sea calor o trabajo, que entregan y el calor que reciben. El rendimiento del ciclo combinado se encuentra representado por:

$$\eta_{CC} = \frac{w_{TG} + w_{TV}}{Q^+_{TG}} = \eta_{TG} + \eta_{TV}\eta_{CRC}(1 - \eta_{TG})$$

Ecuación 8 - 22

De esta última expresión se desprende que el máximo rendimiento del ciclo combinado no se obtiene a partir de una turbina de gas y una de vapor con los máximos rendimientos. En el rendimiento del ciclo combinado tiene especial importancia el rendimiento de la caldera de recuperación de calor, que es representada el acoplamiento entre los ciclos.

La eficiencia puede mejorar aumentando las temperaturas medias de los focos calientes y reduciendo la de los focos fríos. También mejora tratando de reducir las pérdidas asociadas a los distintos equipos que conforman el ciclo. Además disminuyendo los saltos de temperatura existentes entre los gases de salida de la turbina de gas y el ciclo de vapor como se mencionó anteriormente. Para esto se puede aumentar el número de niveles de presión en la caldera,

recalentando el vapor, e introduciendo un nivel de presión supercrítico (presiones mayores a 221 bar) en el ciclo Rankine, medidas que dan además mayor temperatura media al foco caliente.

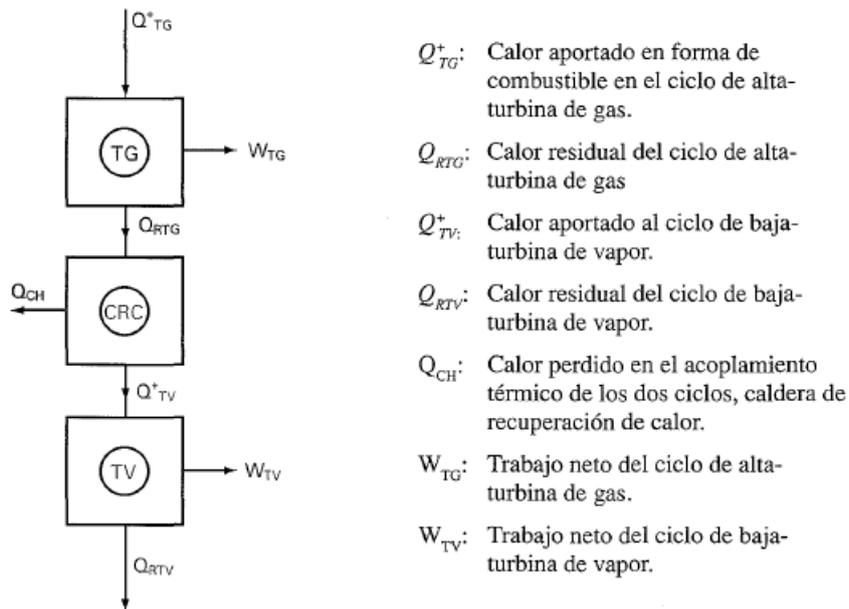


Gráfico 8 - 16. Esquema térmico básico y de flujos de energía para un ciclo combinado. (García & Moñux, 2006)

Una modificación que se le puede dar al ciclo combinado es, además de utilizar los gases de combustión del ciclo de gas en la caldera, quemar adicionalmente un combustible en ella. Es útil para cuando se requieren picos de potencia en forma rápida.

## Cálculos para un ciclo combinado simple

Se plantea un ciclo combinado ideal a partir del gas generado por la planta de gasificación. Como ya se mencionó en el capítulo VII no es posible implementarlo en la práctica por limitaciones técnicas.

En el gráfico 8-17 se ilustra un diagrama T vs s para un ciclo combinado simple. De bibliografía surgen los datos utilizados.

En la tabla 8-1 se pueden observar las condiciones para cada punto del diagrama. Se parte de que el gas entra al compresor del ciclo de gas a 300 K y a la salida de este la temperatura no puede superar los 1400 K por cuestiones técnicas de las turbinas. La relación de presión,  $r_p$ , se supone igual a 8. Además, se asume que se cumplen las suposiciones del aire ideal para la mezcla gas-aire, entonces los datos surgen de la tabla de propiedades de gas ideal del aire.

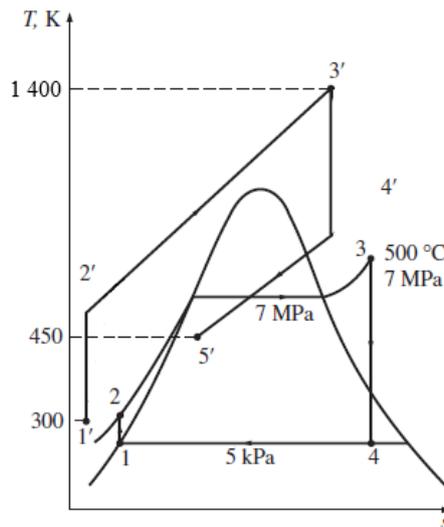


Gráfico 8 - 17. Diagrama T vs s de un ciclo combinado simple.

A partir de  $T_1$  se obtienen  $h'_1$  y  $Pr_1$  y con la siguiente relación (ecuación 8-23) es posible calcular  $Pr_2$ . Con  $Pr_2$  se buscan  $T_2$  y  $h'_2$  en la tabla mencionada.

$$Pr_2 = \frac{P_2}{P_1} Pr_1$$

Ecuación 8 - 23

Como  $T_3$  también está fija se pueden obtener de tabla  $h'_3$  y  $Pr_3$ . De la misma forma que se calculó  $Pr_2$  hacerlo con  $Pr_4$  y obtener  $T_4$  y  $h'_4$ .

Tabla 8 - 1. Características de los puntos para el ejemplo planteado.

Ciclo de gas			
	Pr	T (K)	h (kJ/kg)
<b>1'</b>	1.386	300	300.19
<b>2'</b>	11.090	540	544.35
<b>3'</b>	450.500	1400	1515.42
<b>4'</b>	56.313	830	854.50
<b>5'</b>	5.775	450	451.8
Ciclo de vapor			
	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)
<b>1</b>	5	31	136,19
<b>2</b>	7000	33	143,185
<b>3</b>	7000	500	3411,4
<b>4</b>	5	31	2200

El calor que ingresa al ciclo es igual a la diferencia entre  $h'_3$  y  $h'_2$ , y se debe corresponder con el poder calorífico de la mezcla gas-aire que ingresa a la cámara de combustión. Como dicho calor se puede calcular, a partir de este es posible conocer la cantidad de aire a alimentar.

$$q_{entrada} = h'_3 - h'_2 = 851.62 \frac{kJ}{kg} = \frac{4353 \frac{kJ}{s}}{\frac{kg_{gas\ de\ escape}}{s}}$$

**Ecuación 8 - 24**

La energía que genera el gas al ser quemado se calcula como el poder calorífico de cada componente del gas por el caudal que se produce de dicho gas. Considerando el metano, monóxido de carbono e hidrógeno se llega al resultado de 4353 kJ/s. Los gases de escape son la suma de los gases que se generan por la combustión de los componentes del gas de síntesis más el nitrógeno que ingresó con el oxígeno estequiométrico para combustionar el gas, y, además, para que la temperatura no se eleve hasta valores por encima del límite de la turbina, se agrega aire adicional. Dicha suma resulta en una cantidad de gases de escape 16145 kg/h.

Para el ciclo de vapor se considera que la temperatura del punto 1, en el que el agua se encuentra como líquido saturado, se encuentra a 31°C. En el punto 2, el agua se encuentra como líquido subenfriado a 7 MPa y 33°C, la entalpía se calcula como la suma entre el producto del volumen específico y la diferencia de presiones y la entalpía del punto 1. La presión más baja del ciclo son 5 kPa. A partir de dichos datos se pueden obtener o calcular las entalpías para cada punto.

Se plantea un balance (ecuación 8-25) en la caldera intercambiadora de calor. El subíndice g indica los gases de escape y el s el vapor.

$$m_g(h'_5 - h'_4) = m_s(h_2 - h_3)$$

**Ecuación 8 - 25**

Del balance anterior se obtiene que se genera un caudal de vapor de 1989.4 kg/h. Entonces, la relación entre  $m_s/m_g$  resulta 0.123. Esto quiere decir que se generan 0.123 kg de vapor por cada kg de gas de combustión que ingresa a la caldera.

Para cada ciclo se calcula el trabajo que ingresa al sistema, el trabajo que produce el sistema y el trabajo neto. Con estos datos y junto con el calor que se le brinda al ciclo se calcula la eficiencia térmica de cada ciclo. Con la expresión de eficiencia para el ciclo combinado se calcula la eficiencia de este. Los resultados se listan en la tabla 8-2

Se observa que utilizando un ciclo combinado se obtiene una eficiencia superior a la de ambos ciclos por separado. Para calcular la potencia generada se utiliza la ecuación 8-26. Se obtiene como resultado que podrían generarse en condiciones ideales 2532.6 kW. El resultado obtenido coincide con los resultados obtenidos de la estimación previa del capítulo VI.

$$Potencia = m_g w_{neto\ gas} + m_s w_{neto\ vapor}$$

**Ecuación 8 - 26**

Tabla 8 - 2. Resultados de los ciclos planteados.

Ciclo de gas					
$w_{\text{entrada}}$ (kJ/kg)	$w_{\text{salida}}$ (kJ/kg)	$w_{\text{neto}}$ (kJ/kg)	$q_{\text{entrada}}$ (kJ/kg)	$\eta_t$	
$h'_3 - h'_4$	$h'_2 - h'_1$	$w_{\text{entrada}} - w_{\text{salida}}$	$h'_3 - h'_2$	$w_{\text{neto}} / q_{\text{entrada}}$	
660.92	244.16	416.76	971.07	0.43	
Ciclo de vapor					
$w_{\text{entrada}}$ (kJ/kg)	$w_{\text{salida}}$ (kJ/kg)	$w_{\text{neto}}$ (kJ/kg)	$q_{\text{entrada}}$ (kJ/kg)	$\eta_t$	
$h_3 - h_4$	$h_2 - h_1$	$w_{\text{entrada}} - w_{\text{salida}}$	$h_3 - h_2$	$w_{\text{neto}} / q_{\text{entrada}}$	
1211.40	6.995	1204.41	3268.22	0.37	
Ciclo combinado					
$w_{\text{neto total}}$ (kJ/kg)	564.90	$q_{\text{entrada}}$ (kJ/kg)	971.07	$\eta_t$	0.58

## Ciclos combinados con diferentes niveles de presión y de temperatura de vapor

### Ciclos combinados con un nivel de presión

Un diagrama tecnológico de un ciclo combinado con un nivel de presión se observa en el gráfico 8-18.

Las turbinas de gas que se utilizan en los ciclos combinados están estandarizadas, entonces quedan como grados de libertad a definir la presión, la temperatura y el caudal de vapor producido en la caldera de recuperación de calor. Mediante estos se busca la optimización para que se obtenga el menor costo por kWh producido en el conjunto caldera-turbina de vapor.

### Presión de vapor

Para optimizar la potencia y el rendimiento de la turbina de vapor, se parte de la máxima temperatura posible para el vapor ( $\approx T$  de los gases de escape-25°C) y de la presión que permite obtener la máxima producción de energía en la turbina. Se deben tener en cuenta las limitaciones que dan la presión en el condensador ( $\approx 0,04$  bar) y el contenido máximo de humedad (menor al 16-18%).

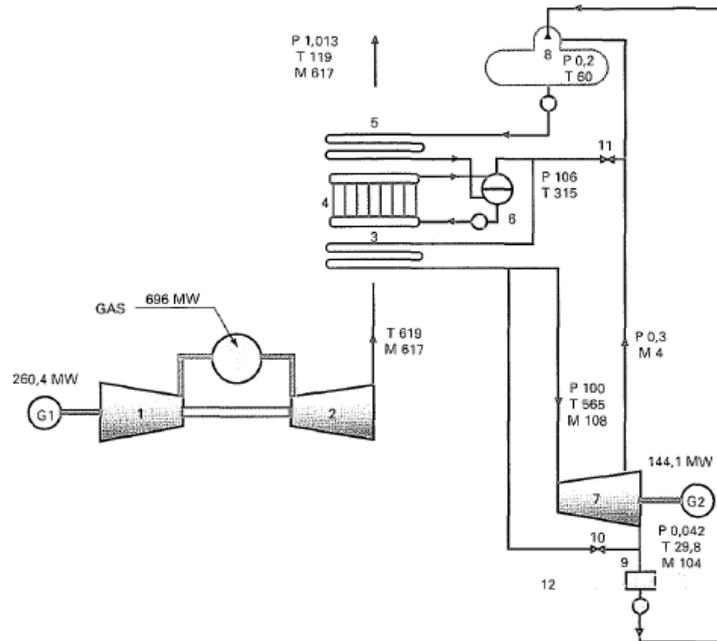
La potencia en la turbina de vapor dependerá del flujo másico de vapor y del salto entálpico que ocurra en ella.

Una presión elevada daría lugar a una menor generación de vapor al aumentar la temperatura de saturación a medida que lo hace la presión, esto implica una menor recuperación del calor de los gases de escape de la turbina de gas y un menor rendimiento de la caldera de recuperación de calor.

En cambio, presiones de vapor bajas llevan a una mayor producción de vapor, una mayor recuperación de calor de los gases y un mayor rendimiento de la caldera. Sin embargo, la masa

de vapor, de menor densidad, origina pérdidas internas en los equipos, siendo el diseño de estos más costoso.

Termodinámicamente, para optimizar el salto entálpico, la mejor presión para operar a una temperatura determinada es aquella que, siendo lo más alta posible y compatible con la máxima recuperación de calor en la caldera, no dé lugar a un contenido de humedad superior al permitido.



Presiones (P) en bar, temperaturas (T) en °C y flujos másicos (M) en kg/s.

LEYENDA: (1) Compresor, (2) Turbina de gas, (3) Sobrecalentador, (4) Evaporador, (5) Economizador, (6) Calderín, (7) Turbina de vapor, (8) Desgasificador, (9) Condensador, (10) By-pass de vapor al condensador, (11) Suministro de vapor al desgasificador en los arranques, (12) Reposición de agua al ciclo.

Gráfico 8 - 18. Diagrama tecnológico de un ciclo combinado con un nivel de presión. (García & Moñux, 2006)

## Temperatura del vapor

La temperatura máxima del vapor se fija como la temperatura de los gases de escape de la turbina de gas menos 25°C. Conviene trabajar a la mayor temperatura posible para aumentar el salto entálpico y por lo tanto la potencia generada. Además, aumentar la temperatura del vapor favorece a que a la salida de la turbina la humedad sea menor.

Caída de presión en el sobrecalentador (parte de la caldera en la que el vapor se lleva a temperaturas superiores a la de saturación a una presión dada)

Para una temperatura y presión finales del vapor en la turbina, diseños de sobrecalentador con pérdidas de carga grandes reducen la producción de vapor. Para mantener la presión de vapor a la entrada de la turbina, la presión y temperatura de saturación deben ser mayores y por lo tanto no se podría aprovechar en el proceso de evaporación la energía de los gases con temperaturas inferiores a las de saturación. La geometría y el diámetro de los tubos juegan un papel importante en la caída de presión.

Caída de presión en el economizador (parte de la caldera en la que el líquido se calienta hasta alcanzar las condiciones de saturación para luego evaporarse)

La caída de presión en el economizador tiene una influencia directa en el consumo de las bombas de agua de alimentación, por lo que la geometría y el diámetro de los tubos se seleccionan buscando un equilibrio entre caída de presión y precio.

### Temperatura del agua de alimentación

El rendimiento de la caldera de recuperación aumenta cuanto más baja es la temperatura del agua a la entrada del economizador, ya que es la vía para reducir la temperatura de salida de los gases hacia la chimenea. Esta baja temperatura del agua de alimentación es una característica diferencial de las centrales de ciclo combinado con respecto a las de caldera convencional, que consiguen mayores eficiencias calentando el agua de alimentación por medio de múltiples extracciones de vapor en la turbina.

El calentamiento del agua en degasificador tiene lugar en condiciones normales de operación a partir de una extracción de vapor en la turbina y en los arranques el vapor procede del calderín. La finalidad de este procedimiento, como ya se mencionó, es reducir la solubilidad de gases no condensables como CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> y CO entre otros, para evitar la corrosión y la acumulación de gases en los equipos, y así reducir la frecuencia de las purgas.

### Ciclo combinado con dos niveles de presión

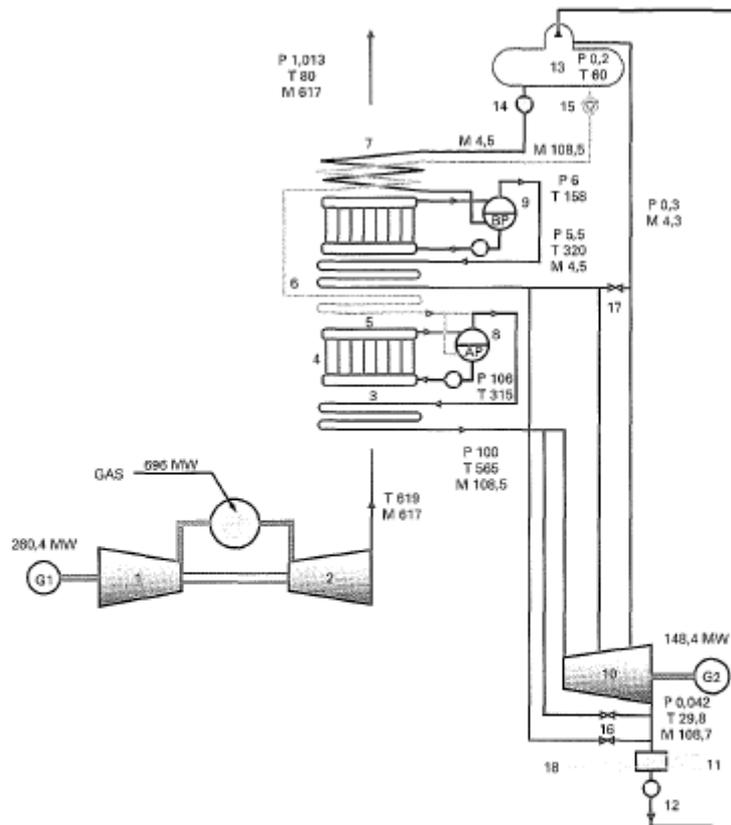
En el balance térmico del ciclo combinado con un nivel de presión la temperatura de salida de gases es de aproximadamente 120°C. Para reducir esa temperatura, las pérdidas por calor sensible y mejorar el rendimiento del ciclo termodinámico se puede utilizar una caldera con dos niveles de presión de vapor tal como se puede observar en el gráfico 8-19.

Partiendo de la misma turbina de gas, para el ciclo con dos niveles se genera el mismo caudal, presión y temperatura del vapor de alta presión, pero, además se obtiene un suplemento adicional de vapor a menor presión y temperatura. Es debido a que, en el nivel de baja presión, por la menor presión y temperatura de saturación, se puede aprovechar de manera más eficiente el calor sensible de los gases de menor temperatura, y por ende incrementar el trabajo generado en la turbina de vapor.

### Presiones de vapor

La presión del vapor de alta presión debe ser elevada para obtener un salto entálpico que maximice la potencia en la turbina de vapor teniendo las mismas consideraciones que para el caso de un nivel de presión, principalmente en cuanto a humedad.

La presión de vapor de baja presión debe ser pequeña para poder aprovechar el calor sensible de los gases a baja temperatura durante el proceso de evaporación, pero no demasiado, ya que disminuiría el salto entálpico en la turbina, aumentaría el flujo de vapor y encarecería algunos equipos. La presión de alta se encuentra, generalmente, alrededor de los 100 bar y la de baja alrededor de los 5 bar.



Presiones (P) en bar, temperaturas (T) en °C y flujos másicos (M) en kg/s.

LEYENDA: (1) Compresor, (2) Turbina de gas, (3) Sobrecalentador alta presión, (4) Evaporador alta presión / baja presión, (5) Economizador alta presión, (6) Sobrecalentador baja presión, (7) Economizador alta presión / baja presión, (8) Calderín alta presión, (9) Calderín baja presión, (10) Turbina de vapor, (11) Condensador, (12) Bomba condensado, (13) Desgasificador, (14) Bomba de agua de alimentación de alta presión, (15) Bomba de agua de alimentación de baja presión, (16) By-pass de vapor al condensador, (17) Suministro de vapor al desgasificador en los arranques, (18) Reposición de agua al ciclo.

Gráfico 8 - 19. Diagrama de un ciclo combinado con dos niveles de presión de vapor. (García & Moñux, 2006)

### Temperatura del vapor

En los ciclos con dos niveles de presión la potencia de la turbina de vapor aumenta cuanto mayor es la temperatura del vapor de alta presión. Esto se debe a que, por una parte, aumenta la entalpía de vapor a la entrada de la turbina de alta presión, y por otra la menor producción de vapor en alta presión se recupera en el evaporador de baja presión. Un aumento en la temperatura de vapor de baja presión tiene solo un ligero efecto positivo en la potencia de la turbina de vapor, como ocurre para un solo nivel de presión.

### Caída de presión en los sobrecalentadores

Estos valores influyen en el rendimiento y en la producción de vapor. Conviene que la caída de presión sea baja en el sobrecalentador de alta presión (entre 4 y 5 bar), y menor en el sobrecalentador de baja presión.

## Ciclo combinado con tres niveles de presión

Añadiendo un nivel más de presión se obtiene una leve mejora del rendimiento. Esto se debe a recuperar más energía de los gases de escape de la turbina de gas. Esta configuración no es usual debido a la mínima diferencia de potencia y rendimiento con respecto al ciclo con dos niveles de presión en la caldera. Solamente es conveniente su utilización cuando la temperatura de los gases de salida es superior a los 600°C.

## Ciclo combinado con recalentamiento

El porcentaje de humedad en las etapas finales de la turbina de vapor es una limitación para la posibilidad de aumentar la presión del vapor y obtener una mayor potencia. En el ciclo con tres niveles de presión se tiene un leve sobrecalentamiento ya que mezclan los flujos de vapor de alta presión y presión intermedia, el efecto no es notorio debido a que el flujo de presión intermedia es pequeño.

Para incluir el recalentamiento en el ciclo se debe incorporar una turbina de vapor con dos cuerpos: uno de alta presión y presión intermedia y otro cuerpo de baja presión. Otra configuración posible es un cuerpo de alta presión y otro cuerpo para presiones bajas e intermedias. Para esta última configuración, el vapor, después de expandirse en el cuerpo de alta presión hasta la presión intermedia vuelve a la caldera y se mezcla con vapor procedente del sobrecalentador de presión intermedia, para recalentarse conjuntamente a una temperatura próxima a la del vapor de alta presión y expandirse en el cuerpo de presión intermedia-baja presión.

## Ciclo combinado con recalentamiento y un solo nivel de presión

En reglas generales si se incrementa la presión final del vapor, se mejora el rendimiento al aumentar la temperatura media del foco caliente. El recalentamiento, como se mencionó anteriormente, aumenta el rendimiento al aumentar el salto entálpico.

Los ciclos combinados más comunes suelen tener dos niveles de presión para turbinas de gas con medianas potencias y tres niveles de presión con recalentamiento en turbinas más grandes ( $\approx 260\text{MW}$ ) y calderas de circulación natural. Actualmente, la tecnología permite ciclos más eficientes elevando la presión del vapor, incluso operando a presiones supercríticas.

En el gráfico 8-20 se observa el diagrama para una configuración de un ciclo combinado con dos niveles de presión y recalentamiento con alta presión de un solo paso.

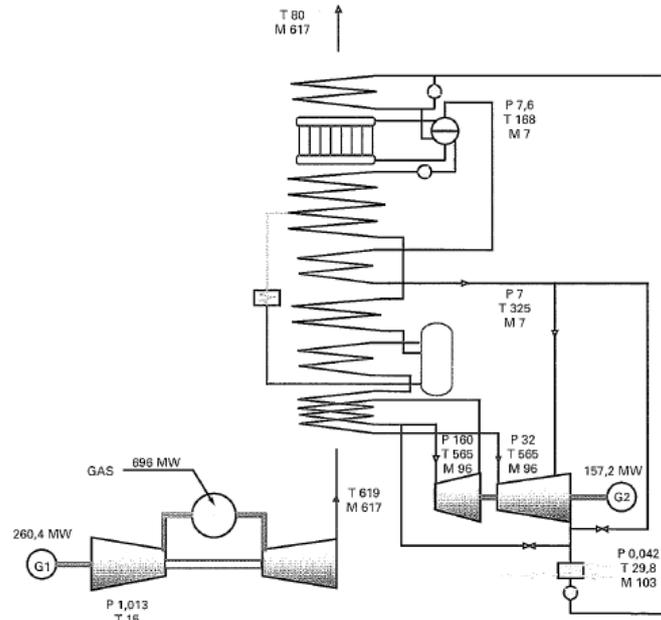


Gráfico 8 - 20. Ciclo combinado con dos niveles de presión y recalentamiento con alta presión de un solo paso. (García & Moñux, 2006)

## Resumen de configuraciones

En la tabla 8-3 se observan los resultados para diferentes configuraciones de ciclo combinado a partir de la misma alimentación.

Tabla 8 - 3. Diferentes configuraciones para un ciclo combinado. (García & Moñux, 2006)

	Un nivel de presión	Dos niveles de presión	Tres niveles de presión	Tres niveles de presión con regeneración	Dos niveles de presión, recalentamiento y un solo paso en la caldera
<b>Combustible aportado (MW)</b>	695	695	695	695	695
<b>Turbina de gas (MW)</b>	260.4	260.4	260.4	260.4	260.4
<b>Turbina de vapor (MW)</b>	144.1	148.4	150.4	154.4	157.2
<b>Rendimiento bruto (%)</b>	58.1	58.7	59.0	59.4	59.9
<b>Consumo de auxiliares (MW)</b>	7.3	7.7	8.3	8.4	9.8
<b>Consumo específico neto (kJ/kWh)</b>	6.305	6.241	6.223	6.156	6.151
<b>Rendimiento neto (%)</b>	57.1	57.6	57.8	58.4	58.5

# Tecnología

---

## Elementos constitutivos

### Turbina de gas

Como se mencionó anteriormente, las turbinas transforman en energía mecánica la energía de combustión del gas. En el escape de la turbina los gases llevan una considerable energía (aproximadamente 60% de la energía aportada en forma de combustible) que se recupera en mayor parte en la caldera de recuperación de calor. A continuación, se desarrollará la optimización de dichas turbinas.

### Optimización

La optimización de las turbinas de gas, como puede deducirse de los diagramas termodinámicos presentados anteriormente, puede conseguirse actuando sobre uno de los siguientes factores:

- Aumentando la temperatura media de combustión
- Disminuyendo la temperatura del aire de admisión
- Reduciendo la temperatura de los gases de escape
- Aumentando la relación del compresor
- Mejorando los componentes intrínsecos de la turbina

### Puntos débiles

A continuación, se analizarán los puntos débiles que poseen las turbinas de gas.

- Mejoras en el rendimiento

Las turbinas de gas actuales tienen rendimientos en los ciclos combinados, a plena carga y partiendo de compresor y turbina limpios, entre el 56 y el 60%, correspondiendo a la turbina de gas un rendimiento entre un 38 y un 40%.

Las temperaturas a la salida de la cámara de combustión en las turbinas de gas oscilan entre 1250 y 1400 °C. Las mejoras de rendimiento por la vía de aumentar dichas temperaturas presentan las siguientes limitaciones:

- Resistencia a la fatiga térmica y a la oxidación de los materiales metálicos de la cámara de combustión y de las primeras ruedas de la turbina de gas.
  - Dificultad para aumentar la refrigeración con aire de la cámara de combustión y de conseguir una refrigeración uniforme o más acentuada en zonas de mayor esfuerzo.
  - Dificultad para evitar que el aire caliente arrastre pequeñas partículas de óxido y obstruya los pequeños orificios que dan paso al aire de refrigeración provocando sobrecalentamiento.
- Rendimiento a cargas parciales

Las turbinas de gas en los ciclos combinados empleados en generación de energía eléctrica arrastran el compresor a velocidad constante. En líneas generales, y en esas condiciones, el

compresor impulsa aproximadamente el mismo caudal de aire, aunque la potencia neta total de la turbina se vea reducida. Es por esto que el rendimiento y la temperatura de gases de escape de estas máquinas disminuyen a cargas parciales y con ello el rendimiento global del ciclo combinado.

- Costos de mantenimiento

La turbina de gas en ciclo combinado es la forma más eficiente y limpia de producir energía eléctrica, especialmente cuando trabaja a plena carga. La razón del elevado coste de mantenimiento radica en las inspecciones periódicas y reparaciones exigibles en función del número de horas equivalentes de funcionamiento.

- Reducción de emisiones contaminantes

## Turbina de vapor

En las turbinas de vapor empleadas en los ciclos combinados, en su configuración más sencilla, el vapor a alta presión generado en la caldera de recuperación de calor se expande en los cuerpos de la turbina hasta la presión de condensación. La energía del vapor no aprovechable en forma de energía mecánica en el proceso de expansión se cede en parte al foco frío en el condensador, donde el vapor de agua se transforma en agua líquida y así facilita el proceso de elevación de presión posterior. A la salida del condensador, una o dos etapas de bombeo se encargan de elevar la presión del agua desde el pozo de condensado hasta la caldera de recuperación de calor, donde se produce el calentamiento, vaporización del agua y sobrecalentamiento del vapor a presión constante. A la salida de la caldera, el vapor producido se introduce en la turbina de vapor repitiendo de nuevo los procesos ya descritos.

A continuación, se presentan detalles tecnológicos de las turbinas de vapor empleadas en las centrales de ciclo combinado gas-vapor.

## Operación cíclica

La capacidad de operación cíclica de los ciclos combinados exige en las turbinas de vapor diseños geométricos especiales tendentes a reducir las fatigas térmicas en los puntos sometidos a más alta temperatura.

## Extracciones de vapor

Las turbinas de vapor de los ciclos combinados generalmente no tienen más extracciones de vapor que la que va al desgasificador, debido a que el calentamiento del agua de alimentación se realiza en la propia caldera de recuperación. Por otra parte, la generación de vapor en varios niveles de presión, aumenta de forma considerable el caudal de vapor que circula y se expande a lo largo la turbina en comparación con los ciclos térmicos convencionales.

## Escape de la turbina de vapor

El dimensionamiento del escape de una turbina de vapor es siempre muy importante, pero especialmente crítico en las aplicaciones de ciclo combinado. El vapor que abandona el escape

de la turbina de baja presión hacia el condensador contiene una considerable cantidad de energía cinética, cuyo aprovechamiento es vital para la optimización del ciclo.

A la hora de diseñar la turbina de vapor para un ciclo combinado hay que tener en cuenta que las máquinas con grandes secciones de anillo de escape tienen mejor comportamiento a presiones de condensación bajas, mientras que anillos de escape con secciones más pequeñas tienen mejor rendimiento con presiones de condensación altas.

### Configuraciones

- Números de cuerpos

En general, uno de los criterios más importantes que se tienen en cuenta a la hora de diseñar un ciclo combinado es que la temperatura de los gases de escape que salen por la chimenea de la caldera de recuperación sea baja, aprovechando toda la energía posible para maximizar el rendimiento del ciclo. La temperatura de los gases de escape de la turbina de gas, así como el tamaño del ciclo agua-vapor, determinan en gran medida el número de niveles de presión, las propias presiones de cada nivel y la existencia o no de recalentamiento intermedio del vapor. Todo esto condiciona la disposición constructiva de la turbina de vapor en cuanto a número de cuerpos, número de flujos, tipo de escape, etc.

Los ciclos combinados pequeños con turbinas de vapor de menos de 80 MW normalmente se diseñan con dos niveles de presión y sin recalentamiento. Esto simplifica extremadamente la concepción de la turbina de vapor, que cuenta con un único cuerpo combinado de alta y baja presión con escape axial.

- Montaje

Las turbinas de vapor de los ciclos combinados están diseñadas de la forma más compacta y modular posible con el objetivo de reducir los costes y tiempos de transporte, de montaje y mantenimiento. En la mayor parte de los casos, y cuando el tamaño lo permite, las turbinas de vapor salen de fábrica completamente ensambladas, probadas y equilibradas con el objeto de minimizar al máximo los tiempos de montaje. De esta manera se reduce al máximo el número de partes que deben ser montadas en el emplazamiento final y la probabilidad de errores o daños durante el montaje, ya que éste es realizado en la fábrica por personal familiarizado y especializado, empleando métodos y herramientas especialmente desarrollados para tal fin. Las tareas cuya ejecución es más crítica en cuanto a duración y dificultad, como son ajustes finales, alineamientos y comprobación de las tolerancias, se realizan en ambientes controlados.

### Caldera de recuperación de calor

La caldera de recuperación de calor en un ciclo combinado es el elemento que aprovecha la energía de los gases de escape de la turbina de gas transformándola en vapor. Con posterioridad, ese vapor puede transformarse en electricidad en el turbogruppo, ser utilizando directamente (en todo o en parte) en procesos industriales o bien emplearse en la producción de calor en sistemas de calefacción centralizados.

Las calderas de recuperación de calor (Heat Recovery Steam Generator o HRSG sus siglas en inglés) pueden clasificarse según sean calderas con o sin postcombustión y, a su vez, cada una de ellas, atendiendo a su configuración geométrica, en calderas horizontales o verticales.

La caldera sin postcombustión es el tipo más común de caldera utilizada en los ciclos combinados. Esencialmente es un intercambiador de calor en el que se transfiere el calor de los gases al circuito agua-vapor por convección.

- Calderas de recuperación horizontales

La caldera horizontal es aquella en la que el gas, a la salida de la turbina, sigue una trayectoria horizontal a través de los distintos módulos de sobrecalentamiento, recalentamiento, vaporización y calentamiento de agua, hasta su conducción a la chimenea de evacuación.

Los tubos en los que tiene lugar la transferencia de calor son verticales, aleteados y el proceso de evaporización tiene lugar por circulación natural, aprovechando la diferencia de densidad existente entre el agua del tramo de bajada y la mezcla de agua-vapor del tramo de subida.

- Calderas de recuperación verticales

Este tipo de calderas, parecidas en su configuración a las calderas convencionales, constan de una estructura sobre la que apoyan los calderines y de la que cuelgan los soportes de los haces horizontales de tubos. En estas calderas, los tubos dilatan mejor, no están sometidos a tensiones térmicas tan elevadas, y son más accesibles para inspección y mantenimiento.

Algunas calderas verticales tienen circulación forzada, otras, circulación asistida en los arranques, y la tendencia es a diseñarlas con circulación natural, lo que implica elevar la posición de los calderines para conseguir que la diferencia de densidad entre la columna de agua de los tubos de bajada al colector y de los tubos de salida del colector del evaporador al calderín asegure la circulación a través de los tubos evaporadores horizontales.

## Configuraciones básicas empleadas

---

En la configuración de un ciclo combinado gas-vapor es relativamente frecuente que varias turbinas de gas alimenten con el vapor que producen sus calderas de recuperación de calor a una única turbina de vapor. Este hecho obliga a presentar una clasificación atendiendo al número de equipos principales existentes en la central.

La disposición relativa de los ejes de la turbina de gas y de la turbina de vapor, según se encuentren alineados o no, hace que se pueda establecer otra clasificación atendiendo al número de ejes principales de que consta el tren de potencia. Además, en los mono ejes, el generador puede estar en el extremo del eje (mayor facilidad de mantenimiento) o entre la turbina de gas y la de vapor. En este último caso hay un embrague que acopla la turbina de vapor con el eje de la turbina de gas y el generador, permitiendo producir energía funcionando solo la turbina de gas.

A continuación, se describirán las configuraciones más comúnmente empleadas en las centrales de ciclo combinado gas-vapor en operación comercial hoy día. Las configuraciones 1x1 (una

turbina de gas que alimenta a una caldera de recuperación de calor y produce vapor para un único ciclo de Rankine), 2x1 (dos turbinas de gas que alimentan cada una de ellas a su correspondiente caldera de recuperación de calor y producen vapor para un único ciclo de Rankine) son frecuentes, pero son posibles otras del tipo 3x1, 4x1, etc.

Es importante destacar que, para las configuraciones 2x1 y 3x1, cuando por una situación operativa de la central al menos una de las calderas está fuera de servicio y la otra funcionando, existe la posibilidad de que puedan producirse retornos de vapor desde el colector común de vapor a las calderas que están fuera de servicio. Si esto ocurre, pueden producirse daños en los tubos y materiales no aleados de la caldera. Para evitarlo, y desde el proceso de especificación, se debe poner especial énfasis en una alta calidad de las válvulas de retención y cierre.

A continuación, se muestran las ventajas y los inconvenientes principales de las configuraciones más comúnmente empleadas.

1. Configuración monoeje 1 x 1 con embrague

- Ventajas:

- Requiere un alternador menos que la configuración multieje.
- El generador, al estar ubicado entre la turbina de gas y la de vapor, proporciona un mayor equilibrio a todo el conjunto.
- Menor costo de inversión que la configuración multieje.
- Menor costo de obra civil. Esto es debido a la menor altura necesaria del pedestal del turbogenerador, al poder disponer el condensador de forma axial.
- Menor espacio requerido que la configuración multieje.
- El embrague permite un sistema de arranque más sencillo. A diferencia del monoeje sin embrague, en esta configuración no es necesaria una caldera auxiliar para el calentamiento previo del vapor en el arranque de la turbina.

- Inconvenientes:

- Menor flexibilidad de operación que la configuración multieje, ya que en general esta configuración no suele llevar chimenea de bypass.
- Evacuación de energía a través de un solo generador y por tanto, menor fiabilidad del conjunto. En la configuración multieje cada alternador a través de su transformador puede alimentar sistemas de transporte con diferentes tensiones.
- No es posible el montaje y la puesta en marcha por fases, a diferencia de la configuración multieje.

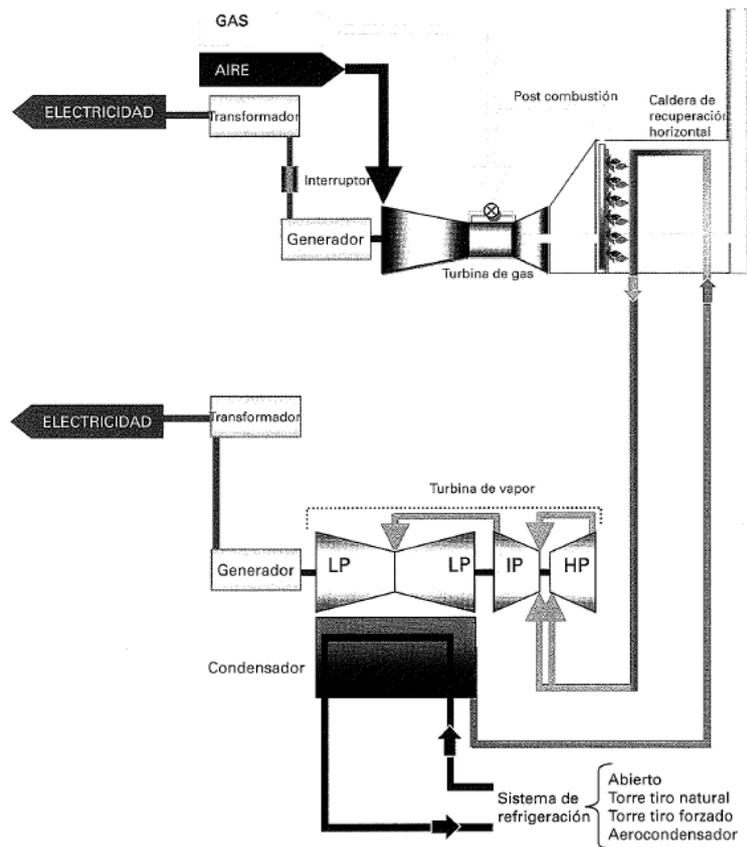


Gráfico 8 - 21. Configuración de ciclo combinado 1x1. (García & Moñux, 2006)

## 2. Configuración mono eje 1 x 1 sin embrague

Las ventajas e inconvenientes con respecto a la configuración multieje son similares a las descritas en la configuración mono eje con embrague, con los siguientes elementos diferenciadores:

- El hecho de disponer el generador en un extremo facilita su revisión e inspección.
- Al no poder situar el condensador axialmente, esta configuración requiere un pedestal de mayor altura y mayor inversión en obra civil que en la configuración mono eje con embrague.
- Frente al resto de configuraciones, el arrancador estático de la turbina de gas es de mayor potencia.
- Requiere una caldera auxiliar en los arranques y refrigeración inicial de la turbina de vapor durante el rodaje.

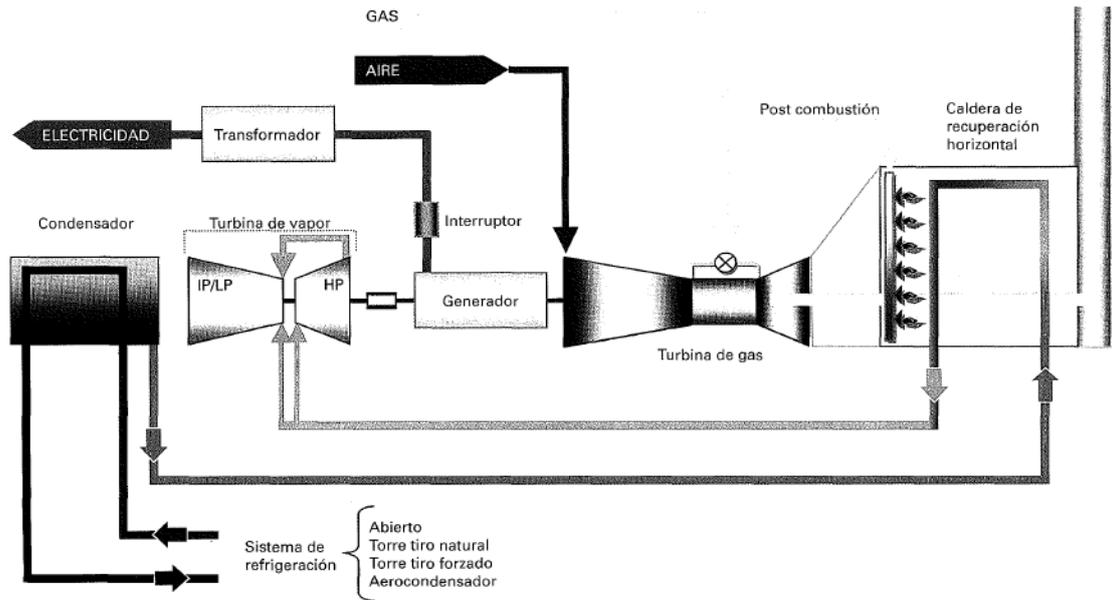


Gráfico 8 - 22. Ciclo combinado 1x1 con embrague. (García & Moñux, 2006)

### 3. Configuración multiteje 1 x 1

#### - Ventajas:

- Posibilidad de funcionamiento con sólo la turbina de gas, derivando los gases a la atmósfera si fuese necesario.
- Mayor disponibilidad de la turbina de gas, al poder operar ésta en caso de avería de la turbina de vapor.
- Al disponer de dos alternadores puede suministrar energía eléctrica con dos tensiones.
- Fácil mantenimiento de generadores y turbinas.

#### - Inconvenientes:

- Requiere dos alternadores y dos transformadores, con el consiguiente incremento de inversión.
- Mayor necesidad de espacio.

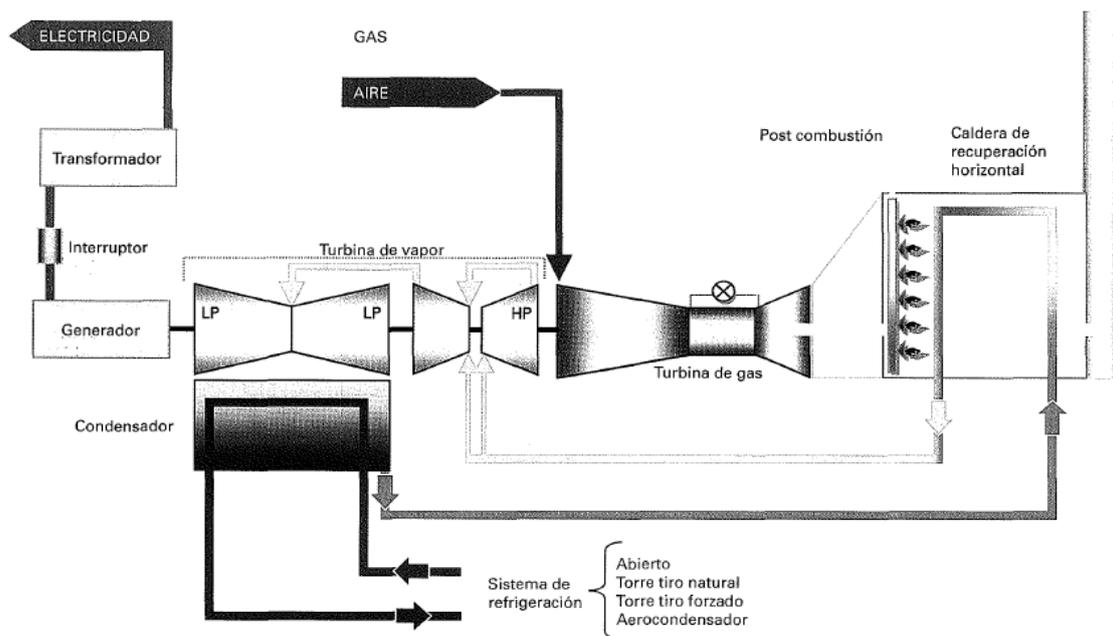


Gráfico 8 - 23. Ciclo combinado configuración multieje 1x1. (García & Moñux, 2006)

#### 4. Configuración 2 x 1

##### - Ventajas:

- Menor coste de inversión que dos monoeyes de la misma potencia (aproximadamente un 10%).
- Mayor flexibilidad de operación, al posibilitar el funcionamiento con una turbina de gas y una turbina de vapor y arrancar de forma rápida la segunda turbina de gas.
- Mejor rendimiento a cargas parciales, y especialmente al 50% de carga, al poderse reducir la potencia en solo una de las turbinas de gas.
- Fácil acceso para el mantenimiento de los generadores.
- Equipos de arranque estáticos de turbina de gas pequeños.
- No es necesaria caldera auxiliar.
- Posibilidad de emplear alternadores refrigerados por aire, al ser estos de menor potencia.

##### - Inconvenientes:

- La avería de la turbina de vapor deja fuera de servicio todo el ciclo combinado si no se dispone de bypass de gases en las turbinas de gas.

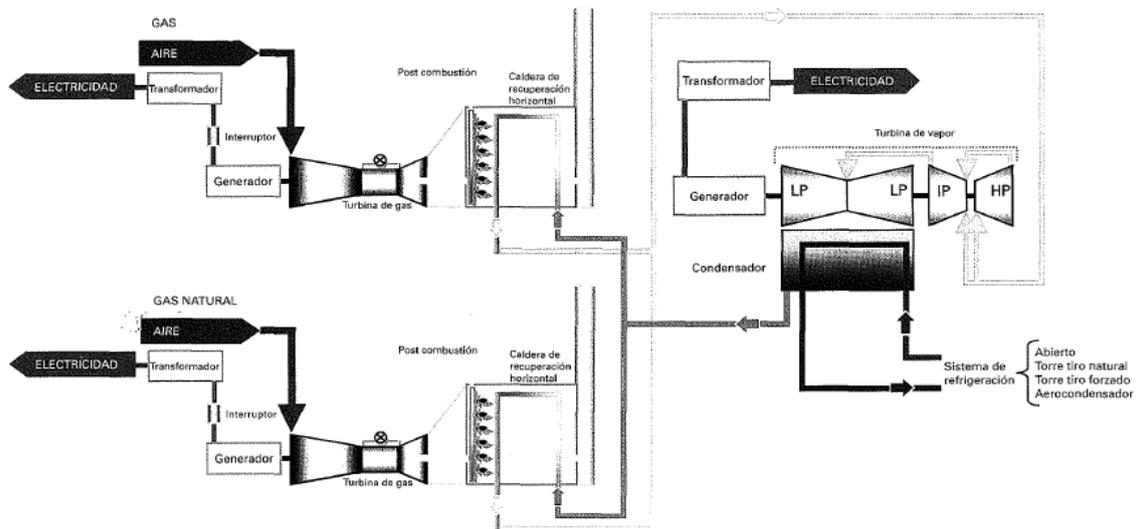


Gráfico 8 - 24. Ciclo combinado configuración 2x1.

## Conclusiones

En la tabla 8-3 se puede observar que el rendimiento del ciclo para las diferentes configuraciones varía dentro un rango estrecho. Las ventajas de tener más de dos niveles de presión en la caldera y regeneraciones o recalentamientos solo se justifican para plantas grandes. Las plantas de mediana y pequeña potencia generalmente se diseñan para operar con dos niveles de presión en la caldera.

El rango de operación de las turbinas de gas para generación de energía se halla entre 3-200 MW operando con una eficiencia de entre 25 y 40%. En capítulos anteriores se calculó la potencia contenida en el gas, que es el producto del caudal por el poder calorífico de cada componente. Se obtuvo que la potencia contenida en el gas era de 4409 kW. Si se afecta este valor por un promedio entre la eficiencias mayor y menor de la turbina de gas se obtiene que se puede generar una potencia de 1433 kW. Este valor se halla alejado de la menor potencia para la turbina de gas.

Si se supone que la potencia producida por el gas es proporcional a la cantidad de biomasa alimentada, para poder generar 3 MW deberían alimentarse 2600 kg/h al gasificador. Anteriormente se había analizado el caso del turbogenerador de gas OP16, de la empresa Opra Turbines, que, a partir de 864 Nm<sup>3</sup>/h de combustible, generaba 1883 kWe con una eficiencia del 25%. Dicho generador producía solo 9 kg/h de gases de escape a una temperatura de 573°C. La diferencia de potencia de dicho generador con los 3 MW es muy pequeña, y, se desprende que la cantidad de gases de escape será pequeña. El pequeño caudal de gases de escape hace que sea inviable la generación de grandes cantidades de vapor de agua por medio de una caldera de recuperación.

La alternativa es la utilización de turbinas de gas de mayor potencia. Para ello debe utilizarse mayor cantidad de combustible. Para el límite superior, si se realiza la misma relación anterior, entre la potencia generada y la cantidad de biomasa consumida, se obtiene que para generar 200 MW de potencia (el máximo hallado para las turbinas de gas) es necesario alimentar al

gasificador 170 toneladas/h de biomasa. Para dicha cantidad de biomasa, es necesario el rediseño de la planta de gasificación, ya que habría un problema con respecto al cambio de escala. Turbinas de dicho tamaño generarían la cantidad de gases de chimenea necesarios para generar el vapor necesario para impulsar la turbina de vapor. Caudales de biomasa menores al límite máximo también serían de utilidad, debería analizarse la combinación de caudal de biomasa, turbina de gas, caldera de regeneración y turbina de vapor. También es factible la utilización de configuraciones 2x1 o de alimentar otro tipo de combustible adicional en la caldera.

Finalmente, la generación de energía eléctrica a partir de gas de síntesis por medio de un ciclo combinado es factible. Sin embargo, la escala de implementación debe ser mucho mayor a la tratada a lo largo del presente trabajo.

## Bibliografía

---

- Bhattacharya, A., Manna, D., Paul, B., & Datta, A. (2011). Biomass integrated gasification combined cycle power generation with supplementary biomass firing: Energy and exergy based performance analysis. *Energy*, 2599-2610.
- Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2011). Termodinámica. *Séptima edición*. Mc Graw Hill.
- García, S. S., & Moñux, F. G. (2006). Centrales térmicas de ciclo combinado: Teoría y proyecto. España: Diaz de Santos.
- Klimantos, P., Koukouzas, N., Katsiadakis, A., & Kakaras, E. (2009). Air-blown biomass gasification combined cycles (BGCC): System analysis and economic assessment. *Energy*, 708-714.
- ONSITE SYCOM Energy Corporation. (1999, Octubre). Review of combined heat and power technologies. OFFICE OF ENERGY EFFICIENCY AND RENEWABLE ENERGY • U.S. DEPARTMENT OF ENERGY.
- Pellegrini, L. F., Oliveira Júnior, S. d., & Burbano, J. C. (2010). Supercritical steam cycles and biomass integrated gasification combined cycles for sugarcane mills. *Energy*, 1172-1180.
- Reina, J. M. (2013, Febrero ). Estudio energético comparativo de diferentes combinaciones de ciclo combinado.
- Stahl, K., & Neergaard, M. (1998). IGCC Plant for biomass utilisation. *Biomass and Bioenergy*, 205-211.
- Wu, C., Yin, X., Ma, L., Zhou, Z., & Chen, H. (2008). Design and Operation of A 5.5 MWe Biomass Integrated Gasification Cycle Demonstration Plant. *Energy & Fuels*, 4259-4264.