UNIVERSIDAD NACIONAL
DE MAR DEL PLATA

Gasificación de Biomasa

Producción de energía a partir de rastrojo de maíz

Calvo Rosales, Pía

Dazeo, Catalina Natalia

Santa Cruz, Juan Martín

2019-2020

RINFI

REPOSITORIO INSTITUCIONAL

INTEMA | FACULTAD DE INGENIERÍA | UNMDP

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.

Índice

Capítulo I 5
Resumen ejecutivo 5
Introducción al proyecto de gasificación 6
Materia prima 7
Usos y aplicación de los productos y subproductos 8
Descripción del proceso general de producción 10
Elección del proceso de producción 13
Situación actual de la industria a nivel nacional e internacional 14
Marco legal 16
Justificación preliminar del proyecto 16

Capítulo II 17
Resumen ejecutivo 18
Introducción 19
Composición química de la materia prima 19
Reacciones del proceso 21
Elección del gasificador 22
Modelos de reacción 24
Modelo de reacción elegido 25
Datos y parámetros teóricos 28
Calor específico 28
Entalpías de reacciones 29
Constantes de equilibrio 29
Parámetros para el lecho 30
Condiciones iniciales 31
Análisis de los resultados del modelo 32

Capítulo III 39
Introducción 40
Diseño estructural del gasificador 40
Diseño mecánico y térmico del gasificador 45
Sistemas de control 49

Capítulo IV 53
Resumen ejecutivo 53
Introducción 54
Diagrama de bloques 54
Alternativa de separación de nitrógeno 58
Balances de masa 62
Nivel de conversión 64
Capacidad de producción 64

Capítulo V 67
Resumen ejecutivo 67
Introducción 68

Reducción del contenido de SO2 con CaCO3 68
Condiciones a la salida de cada gasificador 68
Ciclón 70
Filtro 74
Torre de absorción para separación de NH3 75
Separación del H2S 77
Membrana con solución de NaOH 77
Opción 2 - Absorción química con Fe/EDTA 80

Capítulo VI 83
Resumen ejecutivo 83
Introducción 84
Transporte de materiales 84
Acondicionamiento y transporte de la materia prima 84
Alimentación de sólidos 85
Transporte de cenizas y material particulado 85
Transporte de los gases 86
Transporte de agua 87
Integración energética 89
Balance energético 89
Intercambio de calor 92
Torre de enfriamiento para la corriente de servicio 95
Motor de combustión interna 100
Consumo energético del proceso 103
Cálculo de cañerías 104

Capítulo VII 105
Resumen ejecutivo 105
Introducción 106
Inversión 106
Costos de operación 113
Costos variables 113
Costos fijos 115
Ventas anuales 117
Análisis de rentabilidad 117
Análisis de sensibilidad 120
Cronograma de proyecto 121

Capítulo VIII 123
Resumen ejecutivo 123
Introducción 124
Características del producto 124
Mercado 125
Mercado exterior 125
Mercado interno 125
Precio de venta 126

Proceso de producción 126
Análisis económico 133
Inversión 133
Costos de operación 135
Ventas anuales 136
Análisis de rentabilidad 137
Análisis de sensibilidad 139

Conclusiones 142

Anexo 143
Anexo 1. Concentración de nitrógeno contenido en el rastrojo 143
Anexo 2. Caudales másicos de cada componente, en cada gasificador 144
Anexo 3. Diagrama del proceso de producción de energía eléctrica 145
Anexo 4. Datos de Unisim Design R460.1 146
Datos para el cálculo de la temperatura de salida del syngas 146
Detalles del ciclón de alta capacidad 146
Composición de la corriente de salida del ciclón de alta capacidad 147
Detalles del ciclón de alta eficiencia 147
Composición de la corriente de salida del ciclón de alta eficiencia 148
Detalles del absorbedor (torre rellena) 148
Composición de la corriente de salida del absorbedor 149
Anexo 5. Equipos 150
Molino triturador 150
Balanza batcheadora 150
Dosificador gravimétrico 151
Tornillo elevador sin fin 151
Tornillo sin fin transportador 152
Ventiladores centrífugos 153
Generador de energía eléctrica por motor de combustión interna de gas 156
Anexo 6. Unisim STE R460.1 157
Intercambiador syngas-aire 157
Intercambiador syngas-agua de pozo 158
Anexo 7. Quema directa de biomasa 159
Anexo 8. Corriente y cañerías 162
Velocidades sugeridas para fluidos en cañerías 162
Diámetros comerciales de cañerías 163
Tabla de corrientes 164
Anexo 9. Presupuestos 170
Presupuesto balanza batcheadora 170
Presupuesto dosificador 172
Presupuesto Anillos Pall 174
Presupuesto terreno 175
Anexo 10. Ácido sulfúrico 176
Anexo 11. Evaporadores 177

Evaporador a utilizar 177
Estimación de las áreas de transferencia para los evaporadores 177
Anexo 12. Intercambiador de calor entre la corriente de sulfato de amonio y el agua 180
Anexo 13. Catálogo de membrana de ósmosis inversa 181
Anexo 14. Diagrama del proceso total 183

Bibliografía 184

Capítulo I

Resumen ejecutivo

El presente trabajo consiste en el desarrollo de una planta de producción de gas de síntesis a partir de biomasa y su utilización para la producción de energía eléctrica.

Dicho rubro se encuentra en creciente desarrollo a nivel mundial y comenzando a tener importancia a nivel nacional por lo que su análisis es de gran interés.

Para el proceso, la materia prima será el rastrojo de maíz debido a su alta disponibilidad, su bajo contenido de humedad, su bajo costo y escaso uso en otros ámbitos. Dicha biomasa requiere de un proceso de acondicionamiento previo a su utilización en la producción de syngas, el cual depende del tipo de reactor a utilizar.

En cuanto al proceso de gasificación, existen distintas alternativas respecto al reactor y el agente oxidante involucrado en la reacción. A partir de cada combinación se obtendrá un gas de síntesis de diferente calidad (proporción de los componentes principales, cantidad y tipo de impurezas y temperatura de salida del mismo).

Luego de su producción, el gas requerirá de un acondicionamiento que tendrá lugar en equipos como ciclones y torres de absorción.

En el presente trabajo se optó por la utilización del aire como agente oxidante debido a que las reacciones resultantes serán exotérmicas, evitando así la necesidad de ingresar energía al sistema. Además, su utilización no conlleva costos de compra, sino que los gastos provienen de la necesidad de convertirlo en una corriente de proceso útil.

Con respecto a la cantidad de materia prima con la que se alimenta a la planta, se optó por el uso de 1 tonelada por hora, teniendo en cuenta distintas cuestiones como producción anual nacional, demás usos ambientales y económicos, cantidades de productores capaces de brindar la materia prima requerida y criterio frente a las posibles dimensiones de los equipos y sistemas a utilizar para el procesamiento de grandes volúmenes de biomasa.

Teniendo en cuenta la materia prima elegida, se decidió colocar la planta en el Parque Industrial La Victoria de Venado Tuerto, dado su estratégica localización y los beneficios económicos que brinda la provincia.

Como ya se mencionó, el syngas se utilizará para la generación de energía eléctrica. Se optó por este fin dado que, en la actualidad, el desarrollo de las energías renovables se encuentra en continuo crecimiento como alternativa sustentable frente a los combustibles fósiles. La generación tendrá lugar mediante la implementación de un motor de combustión interna ya que este posee gran rendimiento frente a otras alternativas.

Introducción al proyecto de gasificación

Se puede definir a un biocombustible como un tipo de combustible que deriva de biomasa, organismo recientemente vivo, o sus desechos metabólicos.

Los biocombustibles se clasifican en tres grandes grupos en función de la materia prima empleada y el proceso de producción. En primer lugar, se encuentran los biocombustibles de primera generación, los cuales tienen su origen en cultivos agrícolas empleados para consumo humano (azúcar, almidón, aceite vegetal, grasa animal). Si bien los procesos de producción son simples y de bajo costo económico, pueden poner en peligro la cantidad de alimento y la biodiversidad.

Luego se encuentran los biocombustibles de segunda generación, que se producen a partir de cultivos que no se destinan a la alimentación, es decir, desperdicios. Entre las materias primas para la generación de estos biocombustibles se encuentran aceite usado, tallos, cáscaras de fruta, envolturas, virutas de madera. Su producción es más complicada y costosa en comparación con los de primera generación.

Por último, se distinguen los biocombustibles de tercera y cuarta generación, los cuales proceden de productos no comestibles o desechos, pero se incluyen las microalgas. Para su producción se requieren de técnicas de biología molecular.

Se entiende como biomasa a todo material de origen biológico (excluidas las formaciones fósiles), como los cultivos energéticos, desechos y subproductos agrícolas y forestales, estiércol o biomasa microbiana.

La energía presente en la biomasa, es decir, bioenergía, puede utilizarse a través de distintos procesos bioquímicos, fisicoquímicos y termoquímicos. Entre los procesos bioquímicos se encuentran la digestión anaeróbica y la fermentación, obteniéndose biogás y bioetanol. La esterificación y la extracción de aceites son procesos fisicoquímicos que se aprovechan para la obtención de biodiesel y aceite. Por último, se encuentran los procesos termoquímicos, como combustión, pirólisis y gasificación, con los que se consigue gas de síntesis, carbón vegetal y aceite de pirólisis.

La combustión consiste en la descomposición térmica de la biomasa, en presencia de oxígeno. En el proceso se libera agua y dióxido de carbono, con el fin de obtener energía térmica.

A su vez, por pirólisis se entiende como la degradación térmica de la biomasa en ausencia de oxígeno. Durante el proceso ocurre la ruptura por calor de las moléculas más grandes en otras de tamaño más pequeño, originando gases y un sólido carbonoso, cuyas cantidades y composición dependen de la biomasa original, el tiempo de residencia, la temperatura de pirólisis, la velocidad de calentamiento y el tipo de reactor a emplear. [1]

La gasificación es un proceso térmico, donde el carbón y la biomasa residual se convierten en una fase gaseosa, es decir, el gas de síntesis y otra fase sólida que corresponde a las cenizas. El gas obtenido posee un alto valor energético que puede usarse como: carburante en un motor de combustión interna, fuente de generación de electricidad, materia

prima para obtener productos sintéticos como el amoniaco e hidrocarburos (gasolina, diésel, keroseno, gasoil y lubricantes). [2]

El proceso de gasificación es una alternativa para la degradación de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, evitando problemas de contaminación ambiental como la erosión de suelos, problemas en flora y fauna, entre otros.

El gas de síntesis, también denominado syngas, es una mezcla que comprende monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, metano y, en ciertas condiciones, nitrógeno.

Como principales ventajas del syngas se puede distinguir las siguientes: [1,3]

- Versatilidad. Posibilidad de obtener la energía en el momento en que se requiera.
- Aceptable eficiencia en la producción eléctrica, del 12% al 30%.
- Aceptable eficiencia en la producción térmica, del 60% al 85%.
- Poco impacto ambiental.
- Disminución del impacto por la reducción de gases de efecto invernadero.
- Por su bajo contenido en azufre, no favorece las lluvias ácidas.

Por otro lado, el uso del syngas requiere de grandes costos de inversión y un aprovisionamiento de biomasa muy homogénea.

En Argentina, aún no se desarrolla a lo largo de todo su territorio el uso de biomasa para la generación de biocombustibles, sin embargo, se sostiene que el mismo brindaría beneficios no solo a cuestiones ambientales, sino sociales y económicas. Distinto es lo que puede distinguirse en países como Finlandia o Estados Unidos, entre otros, donde el desarrollo se encuentra por encima de lo que ocurre en países subdesarrollados.

Materia prima

En el presente proyecto se optó por utilizar como materia prima los residuos que se generan en los cultivos de maíz dado su bajo contenido en humedad, su gran producción en Argentina, su bajo costo, y su escaso uso en otros ámbitos de la industria.

El cultivo de maíz produce gran cantidad de desechos que pueden ser utilizados como materia prima dado que se cosecha, en peso, cerca del 50% en forma de grano, mientras que el resto se compone de distintas estructuras como panoja, tallos, chalas y mazorca.

La producción de biomasa residual que genera un cultivo de maíz varía entre 25 a 30 toneladas por hectárea, mientras que el maíz de choclo (cañas y hojas) entre 16 a 25 toneladas por hectárea. [4]

Las distintas proporciones del contenido del cultivo se presenta en la tabla 1:

Tabla 1. Proporción de los componentes de una planta de maíz. [4]

Componente	Porcentaje del peso seco del maíz
Panoja	12.0
Tallo	17.6
Chalas	8.9
Marlo	11.8
Grano	49.7

Por otra parte, se observa en Argentina una gran producción de la planta de maíz que se distingue en el norte y sureste de la provincia de Buenos Aires, sur de Santa Fe, sur de Córdoba y norte de La Pampa. El análisis de GEA, de la Bolsa de Comercio de Rosario estima para el período 2018/2019 una producción de 44 millones de toneladas sobre una superficie de 6.66 millones de hectáreas. [5]

Debe tenerse presente la idea de que los desechos que genera la planta son de gran importancia para el suelo dado que recicla nutrientes, mantiene humedad y genera actividad biológica [6]. Además, el rastrojo de maíz suele utilizarse como alimento para casi todas las categorías de vacunos, a excepción de los terneros recién destetados. Otra alternativa, es utilizarlo como sustrato en la producción de hongos.

En conclusión, no se debe explotar el total de residuo obtenido, sino que se debe tener precaución en las cantidades utilizadas, para que no produzcan complicaciones en los otros ámbitos de uso. Por su parte, al ser un mercado nuevo, se debe tener consideración en la voluntad del productor agropecuario para realizar las tareas necesarias para su comercialización, ya sea recolección, empaquetamiento, entre otros.

A su vez, se optó como materia prima dado que su costo se basa, únicamente, en la recolección y el transporte de los desechos generados en la producción del maíz.

Por último, se sabe que para la transformación de biomasa en procesos termoquímicos se requiere de una materia prima que se encuentre seca en un valor mayor al 60%, es decir, que tenga un valor de menos del 40% de humedad. De lo contrario, se reflejará en un mayor costo energético, que provoque la disminución de la cantidad de agua presente.

A la hora de la cosecha del maíz, la planta se encuentra seca, teniendo un porcentaje aproximado de un 15% de humedad [7], por lo que cumple con el requisito detallado anteriormente.

Usos y aplicación de los productos y subproductos

El syngas se puede utilizar para la obtención de compuestos sintéticos debido a su alto contenido de CO y H_2, por lo que puede reaccionar a elevadas presiones y temperaturas.

Durante estas reacciones, las moléculas contenidas en el gas de síntesis se combinan para formar cadenas de hidrocarburos sintéticos como propano, butano, gasolina, diésel, gasoil. Éstas pueden llevarse a cabo en presencia de un catalizador metálico, el cual aumenta la velocidad de reacción y hace que el proceso sea selectivo. Los productos obtenidos dependen del tipo de catalizador, la presión (20 a 30 bares) y la temperatura (200°C a 300°C).[2]

Además, se puede generar amoníaco a través del proceso Haber, y metano, debido al gran contenido de monóxido de carbono, por medio de la metanación.

Por otra parte, el gas posee un alto valor energético, lo que permite utilizarlo como fuente de generación de electricidad, proceso que puede llevarse a cabo por diferentes mecanismos, ya sea empleando un motor de combustión interna, turbinas de vapor o de gas.

En el proceso de gasificación se generan, entre otros, residuos sólidos que conforman las cenizas. Estas cenizas resultantes pueden ser separadas para su posterior tratamiento y transformadas en carbón activado o fertilizantes orgánicos. Estos últimos permiten retornar parte de los nutrientes al suelo, aportando potasio, el cual favorece el crecimiento de la vegetación. Por otra parte, las cenizas neutralizan la acidez del suelo y estimulan la actividad de las bacterias que fijan el nitrógeno al mismo. [8]

En el presente trabajo el gas de síntesis se empleará para la generación de energía eléctrica, la cual se generará utilizando al gas como carburante en un motor de combustión interna. Esta elección se desarrollará más adelante.

En un motor de combustión interna el gas libera su energía almacenada como resultado de la combustión, lo cual mueve los pistones del motor haciendo girar al cigüeñal principal, que a su vez mueve un generador eléctrico acoplado, produciendo energía eléctrica.

Para la utilización del gas de síntesis en estos motores es necesario ciertas condiciones de calidad para no solo asegurar el correcto funcionamiento de los mismos, sino también evitar emisiones de gases nocivos que generan daño al ambiente. Tales requerimientos se basan en el contenido de partículas que posee, la temperatura a la que el gas ingresará a los motores y la concentración de gases nocivos.

En cuanto al contenido de partículas, se establece que el syngas debe contener un límite de 50 mg/Nm^3, sin embargo, como muchas de dichas partículas se tratan específicamente de alquitranes, se establece además que la temperatura de rocío de dicha mezcla de alquitranes contenida en el gas combustible debe ser menor a 50°C. Este requerimiento con respecto a los alquitranes se debe a que éstos son mezclas complejas de compuestos orgánicos con peso molecular superior al del benceno (>76 g/mol), los cuales suelen condensar obstruyendo los sistemas de tuberías, filtros, o los intercambiadores de calor aguas abajo del gasificador, y causan el fallo mecánico del equipamiento. [9]

Descripción del proceso general de producción

El proceso de producción general consta de varias etapas. Las mismas se distinguen en la figura 1.

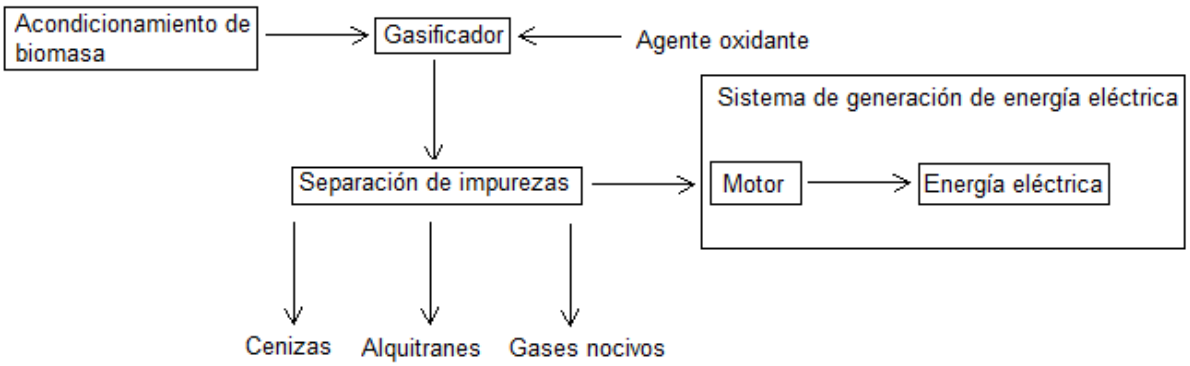


Figura 1. Esquema de las etapas del proceso.

Un proceso de producción típico consta de distintas etapas. Como primer medida, la biomasa debe sufrir un proceso de acondicionamiento para poder ingresarla al gasificador. Entre estos se destacan el secado, la pulverización, la trituración, entre otros.

Se seca dado que inicialmente la materia prima posee una cierta humedad absoluta, mientras que para el proceso de gasificación es conveniente un valor de humedad que oscile entre 10 y 15%.

Además, debe pulverizarse y/o triturarse dado que se requiere de un tamaño determinado de partícula dependiendo del tipo de reactor que se utilice.

Luego del acondicionamiento, la biomasa ingresa al gasificador para dar lugar a las reacciones. En éste se pueden diferenciar cuatro etapas: secado, pirólisis, gasificación y oxidación [1], para esta última se requiere de un agente oxidante tal como aire, oxígeno puro o vapor de agua.

- *Etapa de secado*: El aporte de agua en forma de humedad implica un elevado consumo energético, que se emplea en su calentamiento hasta los 100°C, su evaporación y en el calentamiento del vapor hasta la temperatura de proceso. Para mantener dicha temperatura, este consumo se debe compensar con un aporte energético que proviene, en su mayor parte, de la etapa de oxidación. [1]

- *Etapa de pirólisis:* La biomasa original, en ausencia de oxígeno, se transforma en un sólido carbonizado, a la vez que se liberan al medio una serie de gases (CH_4, CO_2, CO y H_2). Las reacciones de pirólisis son más rápidas que las de combustión y gasificación. [1]

- *Etapa de oxidación:* Esta etapa se caracteriza por ser muy exotérmica, quedando definidos el equilibrio energético y la temperatura del proceso de gasificación. El grado de oxidación depende, principalmente, de la relación agente oxidante/biomasa (ER) incorporada al sistema. Cuanto mayor sea esta relación, mayor será la temperatura

del proceso, pero mayor será también el grado de oxidación de los gases, influyendo de manera negativa en su poder calorífico y en el rendimiento del proceso. [1]

- *Etapa de gasificación:* Se produce la oxidación parcial del sustrato de gasificación por parte de los agentes oxidantes. Esta etapa es endotérmica y tiene como resultado la formación de gases combustibles. [1]

Por otra parte, para que el syngas cumpla con las características deseadas, se lo somete a procesos de separación de impurezas como son alquitranes, cenizas y compuestos de nitrógeno y azufre. Las cenizas pueden ser retiradas con un ciclón, el alquitrán con un filtro y, además, junto a otros compuestos, con torres de absorción.

Por último, el syngas libre de impurezas ingresa a un motor de combustión interna, el cual permite la liberación de la energía, producto de las reacciones de combustión, transformándola en electricidad por medio de un generador.

Esta energía también puede expresarse en términos del poder calorífico del gas, el cual depende en gran medida de la composición del mismo y, por lo tanto, del agente oxidante que se utilice en la reacción.

Como se planteó anteriormente, se distinguen tres agentes oxidantes principales, entre los que se encuentran el aire, el oxígeno puro y el vapor de agua.

A continuación, se presenta en la tabla 2 las distintas composiciones y poder calorífico obtenido.

Tabla 2. Composición del syngas dependiendo del agente oxidante.

Agente oxidante	**Poder calorífico (MJ/Nm3)** [10]	**Composición del gas obtenido (% en volumen)** [1]					
		H_2	**CO**	**CO_2**	**CH_4**	**N_2**	**C_2**
Aire	4-6	16	20	12	2	50	-
Oxígeno	10-20	32	48	15	2	3	-
Vapor de agua	10-20	50	20	22	6	-	2

Cabe destacar que el uso del vapor de agua como agente oxidante requiere de suministro de calor, debido a que muchas de las reacciones son endotérmicas. Por otro lado, al utilizar aire u oxígeno, el proceso resulta exotérmico.

Respecto del gasificador, se observa que el proceso se puede llevar a cabo en distintos reactores, dependiendo las características con las que se desea obtener el syngas. Entre éstos se pueden observar reactores con lecho fijo, fluidizado o de arrastre. En la tabla 3 se presentarán descripciones principales de los mismos.

Tabla 3. Tipos y características de gasificadores. [11]

Parámetro	Lecho fijo	Lecho fluidizado	Arrastre
Tamaño de partículas	Menor a 51 mm	Menor a 6 mm	Menor a 0.15 mm
Temperatura de salida	450°C - 650°C	800°C - 1000°C	Mayor a 1260°C
Temperatura de reacción	1090°C	800°C - 1000°C	1990°C

Gasificadores de lecho fijo.

En los reactores de lecho fijo/móvil las fases se ponen en contacto según el modelo de flujo en pistón. La biomasa se mueve lentamente como un pistón mientras se pone en contacto con un flujo de agente oxidante. Según la dirección del flujo de biomasa y del agente oxidante, estos reactores son de flujo ascendente, descendente, o cruzado y su capacidad varía desde 10 kW hasta 10 MW de carga térmica inicial. En estos reactores se pueden tratar tamaños de partículas que oscilan hasta los 50 mm aproximadamente. [11]

En un reactor de flujo ascendente, la biomasa se alimenta por el tope, y el agente oxidante por el fondo, de manera que la primera fase en contacto son las cenizas y el carbón no convertido y posteriormente toma lugar la pirólisis, la gasificación y por último el secado de la biomasa. Los gases en estos reactores abandonan por el tope.

En un reactor de flujo descendente, la biomasa ingresa por el tope, mientras que el agente oxidante ingresa por la zona media del reactor, de manera que la primer etapa es el secado, luego la pirólisis, la oxidación y por último la gasificación. Es importante remarcar que el agente oxidante ingresa en la etapa de la oxidación.

Gasificador de lecho fluidizado.

Este tipo de gasificador presenta un gran mezclado entre las fases y una uniforme distribución de temperatura. El lecho está conformado por un material granular, que puede ser inerte o con propiedades catalíticas. Hay dos tipos de lechos fundamentales: burbujeante y con recirculación.

La aplicación del lecho burbujeante puede realizarse a baja (800°C) o alta temperatura (1000°C), presiones atmosféricas o altas presiones (10 bar) con flexibilidad para tratar biomasas de diferentes características. El agente de gasificación se alimenta generalmente en dos etapas, una por el fondo para mantener el lecho en suspensión y otra por la parte superior para incrementar la conversión de los carbonos parcialmente gasificados. [11]

Los gasificadores de lecho circulante están compuestos por un lecho para la conversión de biomasa, un ciclón y un dispositivo para la recirculación de sólidos. La configuración y el modo de operación de los mismos son análogos a la de los craqueadores catalíticos de la industria petroquímica. Pueden utilizarse para cualquier tipo de biomasa.

Gasificador de lecho de arrastre.

Los gasificadores de lecho de arrastre operan a 1400°C y presiones de 20 – 70 bar. Generalmente el material, previamente pulverizado (<80μm) y mezclado con agua, se alimenta junto al agente oxidante dentro de la cámara del reactor. La transferencia de calor al gas es rápida, provocando que alcance la temperatura de reacción inmediatamente. Estos reactores se han aplicado a gran escala para convertir carbón, coque de petróleo y residuos de refinerías. [11]

Elección del proceso de producción

En resumen, se puede expresar que, para la obtención del gas de síntesis, se optó por el uso de biomasa residual obtenida del cultivo de maíz. El caudal de ingreso del mismo será de 1 tonelada por hora. El valor fue calculado teniendo en cuenta distintos aspectos como producción anual en el país, demás usos que tiene la materia prima elegida, cantidad de productores agropecuarios con la voluntad de realizar tareas previas de recolección, entre otros.

En la figura 2 se aprecian las distintas zonas productivas de cultivo de maíz en Argentina. Se muestran áreas principales compuestas por noroeste y sudeste de Buenos Aires, noreste de La Pampa, sur de Córdoba y Santa Fe, mientras que las secundarias ocupan un territorio mayor, aunque menor producción. Éstas se encuentran en la región pampeana y este de Formosa, entre otros.

Se decidió ubicar la planta de producción en el sudoeste de la provincia de Santa Fe. En la misma figura se puede ver una gran producción de la materia prima requerida para el proceso en este sector y los alrededores. De esta manera, se reducirán los costos de transporte de los insumos hacia la planta.

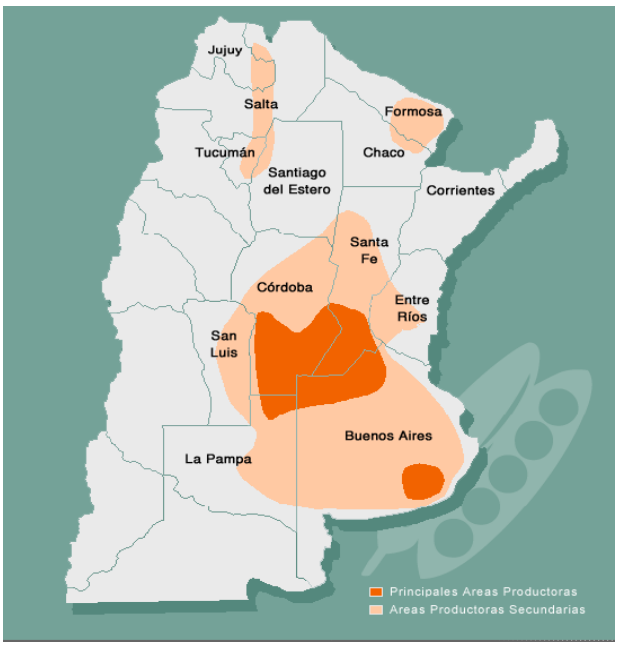


Figura 2. Nivel de producción de maíz en Argentina. [12]

En particular, se consideró la instalación de la planta en el Parque Industrial La Victoria de Venado Tuerto. No solo se tienen los beneficios de encontrarse en una zona adaptada para la radicación industrial en cuanto a los servicios, sino que también, debido a la existencia de leyes de promoción para el desarrollo industrial, se contarían con beneficios impositivos, reducción de los costos en los servicios, y costos de construcción y del terreno bajos. [13]

Además, en el parque industrial recientemente mencionado se encuentra situada una empresa de generación de energía eléctrica de Secco, con la cual podría realizarse un convenio para poder ingresar en la red la energía generada a partir del gas de síntesis. A su vez, también están radicadas allí empresas metalúrgicas en la que se podrán adquirir elementos y maquinarias necesarias en la construcción de la fábrica.

Por último, el ubicar la planta en este sector otorgaría la posibilidad de establecer, con mayor facilidad, relaciones comerciales con los productores de granos para que se negocie la compra de la biomasa residual necesaria. Esto se debe a que los mismos mantienen vínculos con otras empresas presentes en la localidad, las cuales pueden actuar como nexos comerciales.

Siguiendo con la elección del proceso, como agente oxidante se decidió utilizar aire dado su bajo costo, su disponibilidad directa y su naturaleza de generar reacciones menos violentas en comparación con el uso de oxígeno puro, aunque proporcione un gas de síntesis con un menor poder calorífico.

En cuanto a la cantidad de producción obtenida, se considera que con 1 kg de biomasa seca se producen aproximadamente 2.5 Nm^3 del gas de síntesis con el agente oxidante seleccionado. [14]

Además, como una primer estimación, se pudo distinguir que la obtención de energía eléctrica a partir del motor de combustión interna presenta un rendimiento que se encuentra entre 30-32% [15], lo que provoca que con el uso de 1 tonelada de biomasa se genere, aproximadamente, 1000 kWh de energía, utilizando el aire como agente oxidante.

Situación actual de la industria a nivel nacional e internacional

En Argentina, la generación y la distribución de la producción energética a partir de biomasa no se presenta de manera uniforme a lo largo del territorio, sino que en muchas regiones no se aprovecha. De utilizarla, no sólo se distinguiría un beneficio ambiental, sino que también brindaría un desarrollo de la región, aportando energía en el origen para la instalación de industrias o empresas agroindustriales. [16]

Asimismo, hay proyectos que ven con gran potencial el desarrollo de gasificación de biomasa para la autogeneración de energía eléctrica, para productores e industrias de viñedos, olivos, arroceras e industrias forestales, las cuales necesitan energía para el riego de cultivos o procesos de producción.

Se plantean estas ideas debido a causas como el aumento del costo de la energía eléctrica; dificultades de acceso a la red, ya sea por lejanía o falta de servicios en ciertas

zonas; problemas en el servicio por discontinuidad o cortes que produzcan pérdidas significativas por paradas de producción; o que una insuficiente infraestructura en el suministro no permita una ampliación de la capacidad productiva de una planta.

Cabe destacar que estos productores e industriales no están interesados en vender energía al sistema, sino que la utilizarían para que su empresa sobreviva y sea sustentable.

En particular, se puede destacar que la primer empresa en la que se puso en marcha un gasificador que, a través de residuos de biomasa, genera energía eléctrica para abastecer a una fábrica de pellets se encuentra ubicada en Chaco y se inauguró en Julio de 2011. La misma utiliza dos tipos de biomasa, madera y cáscara de arroz, aunque afirman que el gasificador puede ser alimentado con marlo de maíz u otras materias primas disponibles. [17]

Más recientemente, en Córdoba, la empresa Prodeman instaló una planta generadora de energía eléctrica a partir de cáscara de maní, la cual procesa aproximadamente 50.000 toneladas de biomasa al año. La planta consume el 10% de la energía generada para su funcionamiento, el 25% para el proceso de industrialización del maní y el 65% restante se incorpora a la red nacional de electricidad [17]. Esta incorporación a la red se desarrolla a través de convenios con CAMMESA.

A su vez, en dicha provincia, inició su funcionamiento en 2018 otra empresa generadora de energía eléctrica a partir de cáscara de maní. Esta pertenece a la firma Lorenzati, Ruetsch y Cía., y busca también abastecer a la red de energía nacional. Cabe destacar que en ésta no se realiza el proceso de gasificación, sino que se quema la biomasa en una caldera para generar vapor de alta presión. [18]

En términos globales, el 10% de la energía primaria mundial procede de los recursos asociados a la biomasa. Por su parte, algunos países pobres obtienen el 90% de su energía de la leña y otros biocombustibles. [19]

A nivel mundial, Finlandia cuenta con siete centrales de las diez mayores plantas productoras de energía eléctrica a partir de biomasa en el mundo. Las complementan industrias procedentes de Reino Unido, Polonia y Estados Unidos. [19]

La ubicada en Reino Unido es la planta de energía de biomasa pura más grande del mundo. Las instalaciones eran utilizadas en un primer momento como central eléctrica de carbón pero fueron convertidas, en su totalidad, para la generación de energía a partir de biomasa. La planta utiliza pellets de madera como materia prima. [19]

Por su parte, las plantas ubicadas en Finlandia obtienen menor producción energética en comparación con la de Reino Unido. Las mismas utilizan distintas materias primas para la alimentación, entre las que se encuentran papel, turba, plástico, cartón, madera y lejía negra. A su vez, la planta de Polonia hace uso principalmente de subproductos agrícolas y madera para su funcionamiento, mientras que la de Estados Unidos utiliza la fibra de caña de azúcar.[19]

Es importante destacar que las plantas recientemente mencionadas utilizan distintas materias primas, como se ha desarrollado, pero todas se basan en un mismo objetivo: la producción de energía eléctrica.

Marco legal

En Argentina la regulación legal se encuentra basada en el ámbito de la generación de energías renovables sin considerar detalladamente el proceso de producción de la misma, aunque éste debe adaptarse a las normativas de impacto ambiental y socioeconómico.

Existen diversas normativas nacionales destinadas a incentivar la industria de las energías renovables, tales como la ley 26.190 y 27.191, las cuales establecen el otorgamiento de beneficios para los productores y la seguridad económica de la producción. Esto se refleja en subsidios en el precio final de la misma, para que pueda ser vendida al precio de mercado de las demás energías, o bien garantizando la compra de dicha energía.

Tales medidas se corresponden con las limitaciones legales impuestas sobre la producción de energía, que refieren a la inhabilitación de la empresa generadora a comercializar por sí misma la energía producida. Está establecido legalmente que la generación energética puede ser en el ámbito privado, mientras que el transporte y la distribución están limitados al servicio público. Por tanto, el gobierno nacional establece un ente regulatorio el cual se encarga de dichas tareas, con lo cual toda energía generada destinada al mercado eléctrico es vendida a la Compañía Administradora del Mercado Mayorista Eléctrico (CAMMESA). Quedando regulada la generación, transporte y distribución de la energía eléctrica bajo la ley 24.065. [20]

Justificación preliminar del proyecto

Los combustibles fósiles son los que proveen la mayor proporción de energía en el mundo. Sin embargo, éstos requieren de millones de años para su renovación, por lo que su consumo supera en gran medida a su generación. Dada esta problemática, es necesario desarrollar alternativas con recursos renovables para contribuir con este uso. En la figura 3 se distingue la matriz energética de Argentina en el año 2018.

En ella se observa que el combustible fósil provee el 86.5% de la energía, mientras que las renovables aportan en un 13.5%.

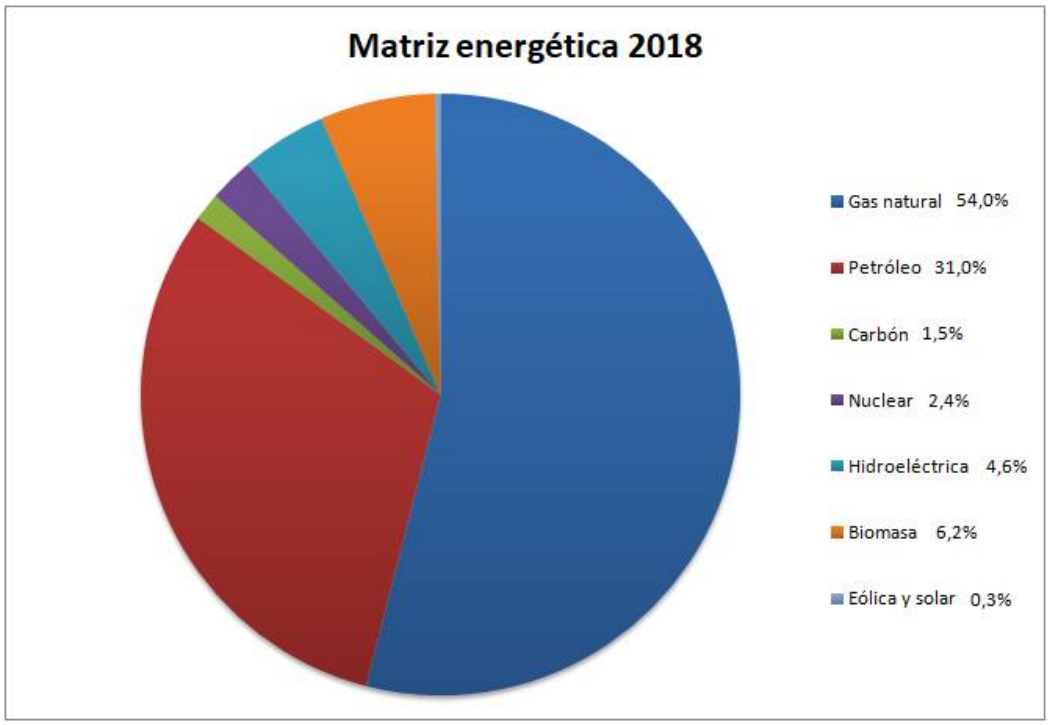


Figura 3. Matriz energética Argentina 2018. [21]

Se encontró que los biocombustibles son una buena opción dado que éstos se producen con materiales que están presentes en grandes cantidades y diversidades, y son de rápida renovación. En particular, el gas de síntesis resulta ser un compuesto que puede obtenerse a partir de múltiples materias primas, lo que garantiza que no se centralice en un único recurso, sino que su producción puede estar desarrollada a partir de diversas fuentes.

A su vez, este gas tiene una amplia variedad de usos, ya sea, para la industria química o en los distintos ámbitos energéticos.

Cabe destacar que, si bien existen industrias que lo generan, el uso del mismo aún se encuentra en desarrollo, con lo cual, la investigación con respecto a la implementación se cree relevante.

Por último, el Programa de Naciones Unidas para el Desarrollo plantea el objetivo a 2030 de lograr un 20% de aporte de las energías renovables para la matriz energética [21]. Dado que el presente proyecto refleja una alternativa al uso de combustibles fósiles, es atractivo llevar a cabo el mismo.

Capítulo II

Resumen ejecutivo

El rastrojo de maíz se encuentra compuesto principalmente por celulosa, hemicelulosa, lignina, cenizas y compuestos extraíbles. A partir de la proporción de cada uno, se calculó la cantidad de carbono, hidrógeno y oxígeno, y se obtuvo la fórmula química mínima y molecular, siendo las mismas $C_{1.4}H_{2.25}O$ y $C_7H_{11.25}O_5$, respectivamente.

Se optó por el uso de un gasificador downdraft dado que se obtiene una menor cantidad de alquitranes, aunque se genera gran cantidad de cenizas. Sin embargo, éstas son más fáciles de separar que los alquitranes.

Para la etapa de gasificación se decidió utilizar el modelo publicado por D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes en el que, a diferencia del modelo de Wang y Kinoshita, se tiene en cuenta la variación de temperatura que sufre el proceso. Esto implica contar con la variación de la entalpía, la constante de equilibrio y el calor específico en función de la misma.

Para la resolución del modelo, se plantean balances de masa, de energía, ecuaciones de velocidad para las distintas reacciones, ecuación para la caída de presión y para el gradiente de la velocidad superficial. Y en cuanto a las condiciones iniciales, se utilizaron las planteadas por Wang y Kinoshita.

Para luego poder comparar con las experiencias mencionadas en el modelo original se utilizó una temperatura inicial de 1200 K, como presión la atmosférica, se partió con una velocidad superficial igual a 1 m/s y se optó por una longitud del mismo de 0.275 m dado que estos últimos son los valores utilizados en el modelo base.

Como resultado de esta comparación, se encontró que existen distintas variables que afectan al modelo y/o al diseño. Por lo tanto, se identificaron aquellas que son propias del modelo, las cuales son la dependencia de la constante de equilibrio, de la entalpía y del calor específico con la temperatura, y se las definió de manera que se obtenga el mejor ajuste. Por su parte, las variables de diseño que resultaron importantes fueron la relación entre el caudal del agente oxidante y el de la biomasa, la velocidad superficial, y la temperatura inicial de la zona de reducción, las cuales se tendrán en cuenta para el posterior diseño.

Se encontró que la temperatura óptima inicial de la zona de reducción tiene un valor de 1200 K, mientras que la relación entre el caudal del agente oxidante y de la biomasa a utilizar resulta igual a 0.3.

Con los parámetros y las consideraciones que se tuvieron en cuenta se llegó a resultados similares a los experimentales presentados en el modelo original. Si bien hay diferencias, éstas se pueden deber, en gran medida, a que la biomasa utilizada en el mismo no posee una fórmula química equivalente que la elegida en el presente trabajo.

Introducción

En este capítulo se analizan las distintas reacciones químicas que se producen dentro de un gasificador, planteando un modelo adecuado para el posterior diseño del equipo. Para esto, es necesario estimar la composición química de la materia prima, pudiendo así diferenciar y conocer la cantidad de las distintas especies presentes, lo que es necesario para la ejecución del modelo.

Se selecciona el tipo de reactor a utilizar, a partir de las cualidades de cada uno. Además, se identifican los diferentes modelos de reacción, junto con ventajas y desventajas. Por último, se simula el modelo elegido, comparando los resultados con datos experimentales y se definen algunas de las variables de operación.

Composición química de la materia prima

El rastrojo de maíz se compone por celulosa, hemicelulosa, lignina, cenizas y compuestos extraíbles. [22]

En primer lugar, la celulosa está conformada por unidades de glucosa y se encuentra formando parte de la pared celular, dando estructura y soporte a la planta. La misma es insoluble en agua y resistente a la hidrólisis.

Por su parte, las hemicelulosas son polímeros heterogéneos, a su vez conformados por un solo tipo de monosacáridos cada uno. Tales monómeros son ácido urónico, arabinano, xilano, manano y galactano.

Además, se distingue la lignina, la cual se encuentra principalmente en la lámina media de la pared celular, y en las capas de esta última. La misma da estructura a la planta y desempeña funciones en el transporte de agua, nutrientes y metabolitos. La lignina es un biopolímero que consiste principalmente en tres tipos de unidades repetitivas.

Los compuestos extraíbles se clasifican según su solubilidad en compuestos lipofílicos e hidrofílicos. Los mismos poseen bajo peso molecular en comparación con los otros constituyentes de la pared celular.

Por último, el rastrojo posee sustancias inorgánicas no combustibles que, luego del proceso de combustión, se encuentran como cenizas. Mientras que una parte de estas partículas se encuentran en forma de polvo depositado en el reactor, la otra puede ser expulsada junto con los gases obtenidos en la reacción.

A continuación, en la tabla 4 se mencionan los porcentajes en peso de biomasa seca de los distintos componentes que conforman la materia prima. Y, en la tabla 5, se aprecia la composición de las cenizas, como ppm de elementos químicos en la biomasa seca.

Tabla 4. Componentes del rastrojo de maíz. [23]

Componentes		Porcentaje en peso de biomasa seca (%)
Celulosa ($C_6H_{10}O_5$)		37.69
Hemicelulosa	Ácido urónico ($C_6H_{10}O_7$)	2.99
	Arabinano ($C_5H_{10}O_5$)	2.42
	Xilano ($C_5H_{10}O_5$)	21.61
	Manano ($C_6H_{12}O_6$)	0.38
	Galactano ($C_6H_{12}O_6$)	0.87
Lignina ($C_9H_{10}O_2$, $C_{10}H_{12}O_3$, $C_{11}H_{14}O_4$)		18.59
Cenizas		10.06
Extraíbles		5.39

Tabla 5. Componentes de las cenizas del rastrojo de maíz. [24]

Elemento químico	ppm en peso seco de biomasa
Al	1911
Ca	4686
Fe	518
Mg	5924
Na	6463
K	32
P	2127
Si	13400
Co	8
Cr	11
Cu	32
Mn	12
Ni	13
S	564
Zn	32
N	13580 (Anexo 1)

Como se aprecia en la tabla 4, la hemicelulosa se encuentra compuesta en un 76.44% aproximadamente por Xilano, por lo que se optó por utilizar como fórmula química de la hemicelulosa $C_5H_{10}O_5$. Además, el arabinano posee la misma fórmula, lo que provoca que el porcentaje aumente a un 85%, beneficiando la opción elegida.

Por su parte, debido a las grandes variedades en la estructura de la lignina se consideró porcentajes iguales para cada unidad repetitiva, lo que deriva en una fórmula química promedio entre las tres, siendo la misma $C_{10}H_{12}O_3$.

Despreciando las cantidades de los compuestos extraíbles y de las cenizas para el cálculo, se obtiene la fórmula mínima y molecular del rastrojo, para luego poder desarrollar las reacciones.

Tomando como base de cálculo 100 gramos de materia prima, se distingue que 85 gramos son de biomasa seca, y el resto de humedad (un 15% de la misma). Además, se calculó la cantidad de celulosa, hemicelulosa y lignina contenidos, junto con la cantidad de carbono, hidrógeno y oxígeno en cada componente. Esto se aprecia en la tabla 6.

Tabla 6. Masa total y por elemento para cada componente.

	Total en la muestra (g)	Masa de carbono (g)	Masa de hidrógeno (g)	Masa de oxígeno (g)
Celulosa	32.036	14.238	1.977	15.820
Hemicelulosa	24.030	9.612	1.602	12.816
Lignina	15.800	10.530	1.053	4.213
Total	71.866	34.380	4.632	32.849

Luego, teniendo la masa de cada elemento contenido en la base de cálculo, se puede calcular el número de moles de cada uno dividiendo por sus respectivos pesos moleculares. De esta forma, si se divide la cantidad de moles de cada componente por la cantidad de moles del que se encuentra en menor proporción, en este caso el oxígeno, se logra obtener la fórmula mínima, la cual resultó $C_{1.4}H_{2.25}O$. Se optó por la fórmula molecular $C_7H_{11.25}O_5$ para que la misma resulte comparable con las fórmulas de los distintos componentes.

Reacciones del proceso

En la gasificación ocurren varias reacciones en las distintas etapas:

- Secado:
  (1) Biomasa húmeda + calor → Biomasa seca + H_2O (g)

- Pirólisis:
  (2) Biomasa seca + calor → Char + CO + CO_2 + H_2O + H_2 + C_2H_4 + alquitranes
  $C_7H_{11,25}O_5$ + calor → Char + CO + CO_2 + H_2O + H_2 + C_2H_4 + alquitranes

- Oxidación:

(3) Char (s) + O_2 (g) → CO_2 (g) ΔHº = -394 kJ/mol [11]

(4) Char (s) + $\frac{1}{2}O_2$ (g) → CO (g) ΔHº = -111 kJ/mol [11]

(5) CO (g) + $\frac{1}{2}O_2$ (g) → CO_2 (g) ΔHº = -284 kJ/mol [11]

(6) CH_4 (g) + 2 O_2 (g) →CO_2 (g) + 2 H_2O (g) ΔHº = -803 kJ/mol [11]

- Reducción:

(7) Char (s) + CO_2 (g) ↔ 2 CO (g) ΔHº = 172 kJ/mol [25]

(8) Char (s) + H_2O (g) ↔ CO (g) + H_2 (g) ΔHº = 131 kJ/mol [25]

(9) CO (g) + H_2O (g) ↔ CO_2 (g) + H_2 (g) ΔHº = -41.2 kJ/mol [25]

(10) Char (s) + 2 H_2 (g) ↔ CH_4 (g) ΔHº = -74.8 kJ/mol [25]

(11) CH_4 (g) + H_2O (g) ↔ CO (g) + 3 H_2(g) ΔHº = 206 kJ/mol [1]

Elección del gasificador

Gasificador de flujo ascendente (updraft) o contracorriente [11]

La biomasa ingresa por la parte superior del reactor, y se mueve lentamente por las etapas hacia abajo, mientras que el agente oxidante es previamente precalentado y alimentado por la parte inferior.

El gas producido es evacuado por la parte superior. Las cenizas y desechos que no reaccionaron caen al fondo del gasificador y son retirados desde ahí. El gasificador se aprecia en la figura 4.

La temperatura aumenta a medida que se desciende en el reactor y es el calor producido en las reacciones de combustión el que la mantiene en las zonas superiores.

Ventajas:
- simplicidad
- gran aprovechamiento del carbono
- alta eficiencia
- baja temperatura del gas producido

Desventajas:
- produce gran cantidad de alquitranes y residuos de pirólisis, éstos son líquidos densos y pegajosos, producen obstrucción

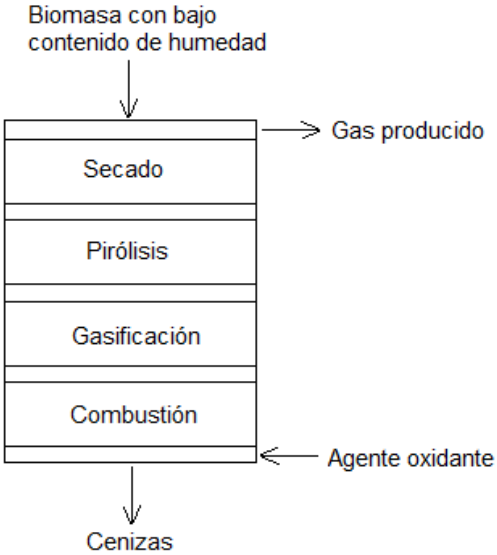


Figura 4. Gasificador updraft.

Gasificadores de flujo descendente (downdraft) o cocorriente [11]

La biomasa es alimentada por la parte superior y el agente es agregado por arriba o por los lados del equipo. Dependiendo de la materia prima, no se necesita precalentar el agente debido a que el calor liberado por las reacciones de combustión se distribuye de forma tal de cubrir el requerimiento energético total del proceso.

El secado y la pirólisis ocurren en la parte superior del equipo, pero la combustión ocurre más arriba que la gasificación dentro del reactor. El gasificador se aprecia en la figura 5.

Ventajas:
- se obtiene un gas con bajo contenido de alquitrán

Desventajas:
- el gas producido tiene alto contenido de cenizas, por lo que la posterior etapa de limpieza es más compleja

En este tipo de reactor se suele agregar un estrechamiento entre la zona de oxidación y la de gasificación, de modo de concentrar el calor y obtener mejor eficiencia por medio de un intercambio interno del calor.

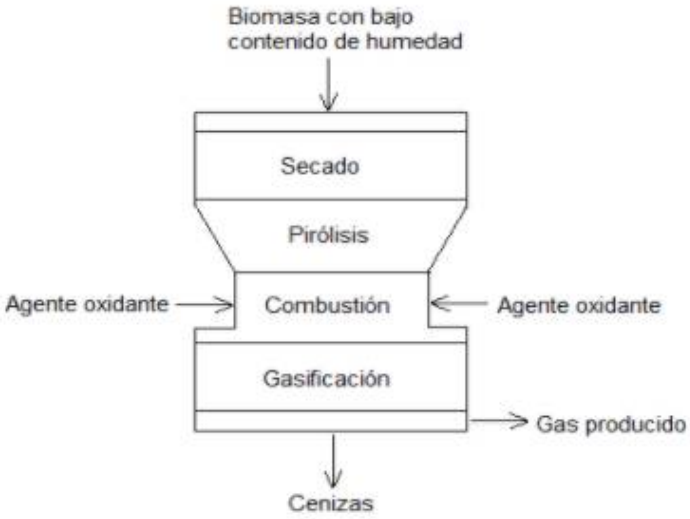


Figura 5. Gasificador downdraft.

Gasificadores de flujo cruzado [11]

Están adaptados para usar carbón de origen vegetal, principalmente. El agente gasificante es alimentado por un costado del reactor, mientras que la biomasa lo hace por la parte superior. El gas producto es retirado por un costado del equipo, y las cenizas caen al fondo del mismo.

Ventajas:
- aprovechamiento interno del calor
- producción de gas más rico y puro en los compuestos combustibles

Desventajas:
- se arrastra mucha ceniza y materia prima sin reaccionar por la corriente de salida, lo que implica pérdida de material y eficiencias menores

Gasificadores de lecho fluidizado [11]

Se utiliza para tratar, principalmente, materia con alto contenido de cenizas y de granulometría fina. La materia prima es alimentada por la parte superior del reactor, mientras que el agente gasificante es alimentado por la inferior, y es el encargado de fluidizar al sólido.

Ventajas:
- construcción compacta debido al alto intercambio de calor y altas conversiones en las reacciones
- altamente flexible a cambios en la humedad, composición y tamaño de la materia entrante

Desventajas:
- alto contenido de alquitranes y polvillo en el gas producido
- combustión incompleta del carbón
- complejo de operar
- necesita energía adicional para la presurización del agente gasificante

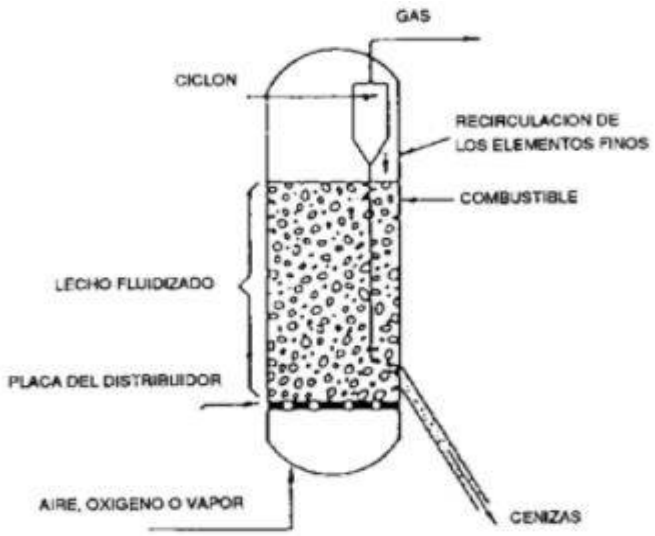


Figura 6. Gasificador de lecho fluidizado.

<u>Gasificadores de lecho arrastrado</u> [11]

Pensados para tratar materia sólida fina y/o líquidos, con alto grado de humedad. Funcionan a altas temperaturas y presiones de entre 20-70 bares. Las etapas del proceso no se encuentran marcadas dentro del equipo y ocurren a lo largo del reactor.

El agente gasificante es alimentado junto con la materia a tratar, la cual es arrastrada a lo largo del reactor mientras va reaccionando.

Ventajas:
- facilidad de transportar la materia prima
- eficiencia en el uso del calor interno al existir un área de transferencia grande

Desventajas:
- alto costo energético al momento de retirar el agua (por el alto contenido de humedad de la materia prima)

Teniendo en cuenta las ventajas y desventajas de cada equipo se optó por la utilización de un gasificador downdraft ya que en éste el contenido de alquitranes formados es bajo, y si bien tiene alta producción de ceniza, estas son más simples de separar posteriormente que los alquitranes. Además, a comparación de los de lecho fluidizado, el tamaño de partícula al que debe llevarse la materia prima no es tan pequeño.

Modelos de reacción [26,27]

Los modelos de reacción se distinguen en tres grandes grupos: cinéticos, termodinámicos y cuasi-termodinámicos.

En primer lugar, los modelos termodinámicos permiten predecir un resultado casi sin considerar los detalles del sistema en el que ocurre el proceso, por lo tanto, son de cálculo más simple. Además, permiten identificar los puntos óptimos de operación del sistema, en el que su rendimiento es el más deseado. Se basan en la aplicación de la primer y segunda ley termodinámica. Esta última se utiliza para determinar el estado final de una reacción en el cual el sistema alcanza el equilibrio termodinámico. Sin embargo, esto implica que el tiempo de residencia debe ser infinito.

Dado que los modelos termodinámicos no tienen en cuenta los detalles del sistema de gasificación y el tiempo de residencia de los reactivos en el sistema, se obtendría la máxima eficiencia posible, lo cual implica que las predicciones de los modelos están restringidas en la aplicabilidad práctica.

Por su parte, los modelos cuasi-termodinámicos tienen en cuenta las desviaciones respecto al equilibrio y, de esta manera, mejoran las predicciones de las composiciones del gas producido.

Por último, los modelos cinéticos consideran el desarrollo de la reacción a lo largo del reactor, teniendo en cuenta la geometría del equipo y el caudal del fluido y, por lo tanto, el tiempo de residencia. Es decir, estos modelos plantean una cinética para cada reacción, que tiene en cuenta la dependencia con la presión, la temperatura y parámetros físicos del equipo utilizado. Tal análisis mejora las predicciones, pero puede tener complicaciones en su resolución matemática.

En conclusión, se optó por el uso de un modelo cinético, buscando realizar suposiciones que simplifiquen el cálculo, pero con el que se obtengan resultados acordes respecto a la práctica.

Modelo de reacción elegido

Debido a que las reacciones de reducción son las más lentas, el tiempo del proceso estará controlado por las mismas, por lo tanto, se decidió modelar la cinética solo en la zona de gasificación. Para esto se utilizó el modelo planteado por D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes [28], en el cual se desarrolla la gasificación de biomasa, utilizando para ello un gasificador downdraft.

D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes utilizaron los parámetros cinéticos publicados por Wang y Kinoshita en su publicación *Kinetic Model of Biomass Gasification* (1993). [29]

En esta última, Wang y Kinoshita modelaron la cinética de las reacciones que ocurren en la zona de reducción. Sin embargo, en un gasificador downdraft, el gas viaja por el lecho a medida que reacciona, por lo que hay una variación unidimensional en la temperatura y caudal del gas, lo cual no es tenido en cuenta en este modelo, pero sí en el elegido.

El modelo seleccionado no desarrolla las reacciones de pirólisis, craqueo y oxidación ya que, de hacerlo, se deberían tener en cuenta un gran número de reacciones y posibles productos, lo que provocaría la formulación de un modelo complejo.

Sin embargo, se requiere contar con las condiciones iniciales al inicio de la zona de reducción, para lo cual es necesario implementar suposiciones sobre las reacciones anteriores.

Los autores mencionados supusieron que habría siempre un suministro abundante de $C_{(S)}$, por lo que las especies químicas que son necesarias analizar son CO_2, CO, CH_4, H_2O e H_2. El N_2 proveniente del aire no participa de ninguna reacción, sino que diluye el gas proveniente de las etapas anteriores.

Por otra parte, consideran que todas las velocidades de reacción tienen una dependencia con la temperatura del tipo Arrhenius y proporcionales a la diferencia entre la relación reactivo-producto y el equilibrio correspondiente. Las constantes de velocidades quedan de la forma:

$$k_i = A_i * e^{-\frac{Ea_i}{R*T}}$$

Cabe destacar que los distintos valores de energía de activación fueron tomados de Wang y Kinoshita. Pero, en el factor pre-exponencial se tuvieron en cuenta varios parámetros, como tamaño de partícula de char y número de sitios de carbón activado, por lo que, a los factores preexponenciales calculados por los autores recién mencionados, se los multiplica por un "factor de reactividad del char" (C_{RF}), el cual representa la reactividad relativa de diferentes tipos de char. Por lo tanto, el factor pre-exponencial queda:

$$A_i = A_i' * C_{RF}$$

Siendo A_i' el factor calculado por Wang y Kinoshita.

Teniendo en cuenta la constante recientemente planteada, se desarrollan las ecuaciones de velocidad para cada especie, considerando las reacciones (7), (8), (10) y (11). La (9) no se utilizará dado que genera pequeños cambios en el resultado final.

$$r_7 = k_7 * \left(C_{CO2} - \frac{C_{CO}^2}{K_2}\right)$$

$$r_8 = k_8 * \left(C_{H2O} - \frac{C_{CO} * C_{H2}}{K_3}\right)$$

$$r_{10} = k_{10} * \left(C_{H2}^2 - \frac{C_{CH4}}{K_4}\right)$$

$$r_{11} = k_{11} * \left(C_{CH4} * C_{H2O} - \frac{C_{CO} * C_{H2}^3}{K_5}\right)$$

Siendo r_i la velocidad de la reacción i medida en mol*m^{-3}*s^{-1}, C_j la concentración de cada especie j en mol/m^3, k_i la constante de reacción la cual posee distintas unidades dependiendo el orden de reacción y K_z las constantes de equilibrio de las reacciones z.

A continuación se plantean los balances de masa y energía para componente. La fórmula general resulta:

Balance de masa

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

Siendo n_x la concentración molar de la especie x en mol/m^3, v la velocidad superficial del gas en m/s y R_x la velocidad neta de formación de la especie x, medida en mol*m^{-3}*s^{-1}.

Las expresiones de R_x para cada especie se presentan en la tabla 7.

Tabla 7. Expresiones para la velocidad neta de formación.

Especie	R_x (mol*m^3*s^{-1})
N_2	0
CO_2	$-r_1$
CO	$2r_1+r_2+r_4$
CH_4	r_3-r_4
H_2O	$-r_2-r_4$
H_2	$r_2-2r_3+3r_4$
Total	$r_1+r_2-r_3+2r_4$

Balance de energía

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

Donde c_x es la capacidad calorífica molar de cada especie, medida en J*K^{-1}*mol^{-1}, ΔH la entalpía molar de cada reacción, en J/mol y la presión P en Pa.

Para completar el sistema de ecuaciones, se requiere de expresiones para dP/dz y dv/dz. En cuanto al gradiente de presión, se utiliza la ecuación de Ergun (1952):

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

Donde μ es la viscosidad del fluido, ε la porosidad del lecho, D_p el diámetro de partícula del lecho y p la densidad del fluido.

Para el caso de dv/dz se consideró a los gases como ideales, se despejó la presión y se derivó respecto de z.

$$P = n * R * T$$

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

Donde n es la concentración molar en mol/m^3, P la presión, R la constante de los gases ideales y T la temperatura.

Reemplazando en las distintas ecuaciones se obtuvo:

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

Datos y parámetros teóricos

Calor específico

El calor específico posee una gran dependencia con la temperatura. Para cada especie se buscó tal dependencia en tablas termodinámicas [30]. La estructura general resulta:

$$Cp(T) = R*(a + b.T + c.T^2 + d.T^{-2})$$

Para cada especie, los valores de a, b, c y d se muestran en la tabla 8.

Tabla 8. Calor específico para cada compuesto.

Compuesto	a	10^3.b	10^6.c	10^{-5}.d	Rango de T (K)
CO	3.376	0.557	-	-0.031	298-2500
CO_2	5.457	1.045	-	-1.157	298-2000
CH_4	1.702	9.081	-2.164	-	298-1500
H_2O	3.470	1.450	-	0.121	298-2000
H_2	3.249	0.422	-	0.083	298-3000
N_2	3.280	0.593	-	0.040	298-2000
C (s)	1.771	0.771	-	-0.867	298-2000

Entalpías de reacciones

Las entalpías tabuladas se encuentran a 298 K. Se sabe que es posible determinar la entalpía de reacción a una temperatura dada a partir del calor específico y la entalpía de formación estándar de cada especie involucrada. La misma puede calcularse con la siguiente expresión:

$$\Delta H = \sum \left(\upsilon_i * \int_T^{298} Cp_i dT \right) + \sum \left(\upsilon_j * \Delta H_{f,j}^0 \right) + \sum \left(|\upsilon_k| * \int_{298}^{T} Cp_k dT \right)$$

Donde υ_i es el coeficiente estequiométrico de los reactivos de la reacción, υ_j es el coeficiente estequiométrico de cada especie involucrada en la reacción y υ_k es el coeficiente estequiométrico de los productos.

Los valores de ΔH_f^0 son las entalpías de formación de cada especie a 298 K. Dichos valores se informan en la tabla 9.

Tabla 9. Valores de entalpía a 298 K. [30]

Especie	ΔH_f^0 (J/mol)
CO	-110525
CO_2	-393509
CH_4	-74520
H_2O	-241818

A partir de la expresión antes mencionada se analizó el cambio del valor de las entalpías de reacción con la temperatura, y se encontró que éstas presentan una muy leve variación. Sin embargo, se decidió utilizar el valor de ΔH_i como constante a una temperatura de 1050 K, siendo ésta un promedio aproximado entre las temperaturas de entrada y salida de la zona de reducción.

Constantes de equilibrio

Las constantes de equilibrio también son función de la temperatura. Esta función se ve reflejada en la ecuación de Van't Hoff. La misma resulta:

$$\ln\left(K_{eq,i}(T)\right) = \ln\left(K_{eq,i}(298)\right) + \int_{298}^{T} \frac{\Delta H_i^0(T)}{R * T^2} dT$$

Para el cálculo de $\ln(K_{eq}(298))$ se utiliza la siguiente expresión:

$$\ln\left(K_{eq}(298)\right) = -\frac{\Delta G^0}{R * T}$$

$$\ln\left(K_{eq}(298)\right) = -\frac{\sum(v_i * \Delta G^0_{f,i})}{R * T}$$

Cabe destacar que el subíndice i representa cada una de las especies involucradas.

Los valores de ΔG_f^0 se aprecian en la tabla 10.

Tabla 10. Valores de energía libre de Gibbs a 298 K. [30]

Especie	ΔG_f^0 (J/mol)
CO	-137169
CO_2	-394359
CH_4	-50460
H_2O	-228589

Para la resolución del modelo cinético se consideró la funcionalidad mencionada de las constantes de equilibrio con la temperatura.

Parámetros para el lecho

Para el lecho que forman las partículas de char se asumió una porosidad de 0.6 y que las partículas de char poseen un diámetro de 4 mm. [31]

En cuanto a las propiedades del fluido, las mismas se estiman según las siguientes fórmulas: [32]

$$Densidad\left(\frac{kg}{m^3}\right) = 0.957 * e^{(-0.002*T(ºC))}$$

$$Viscosidad\left(\frac{kg}{m * s}\right) = 10^{-11} * \left(T(ºC)\right)^2 + 3 * 10^{-8} * T(ºC) + 10^{-5}$$

Se las consideró a una temperatura promedio de 1050 K. La densidad resulta de 0.202 kg/m^3 y viscosidad de $3.935*10^{-5}$ $kg*m^{-1}*s^{-1}$.

Una vez simulado el reactor, se observó que la caída de presión en él era despreciable, y por tanto el error que se comete al utilizar los valores recientemente mencionados es también despreciable.

Condiciones iniciales

Se considera como inicio del modelo el punto en que todo el oxígeno de la entrada de aire se consumió en las reacciones de combustión. También supone que las reacciones de pirólisis y craqueo ya ocurrieron por completo.

Para determinar los valores de las concentraciones iniciales, se utilizan las suposiciones planteadas en el modelo de Wang y Kinoshita. En esta publicación se establece una ecuación general que incluye las reacciones de pirólisis y oxidación, junto con la fórmula química de la biomasa. La misma se desarrolla a continuación:

$$C_7H_{11.25}O_5 + y \cdot O_2 + z \cdot N_2 + w \cdot H_2O = x_1 \cdot C + x_2 \cdot H_2 + x_3 \cdot CO + x_4 \cdot H_2O + x_5 \cdot CO_2 + x_6 \cdot CH_4 + x_7 \cdot N_2$$

Donde y, z, w, x_1, x_2, x_3, x_4, x_5, x_6 y x_7 son las relaciones entre los flujos molares de cada especie con el flujo de $C_7H_{11.25}O_5$.

Luego, para el cálculo de cada uno de estos coeficientes, realiza la suposición de que no hay formación de H_2 ni de CO; el H_2O proviene únicamente de la humedad inicial de la biomasa; la cantidad de N_2 se mantiene constante y es igual a la que ingresa con el agente oxidante; y plantea un balance para cada elemento, resultando el siguiente sistema de ecuaciones:

$$x_{20} = 0$$

$$x_{30} = 0$$

$$x_{70} = z$$

$$x_{10} + x_{50} + x_{60} = 7$$

$$2 \cdot x_{40} + 4 \cdot x_{60} = 11.25 + 2 \cdot w$$

$$x_{40} + 2 \cdot x_{50} = 2 \cdot y + 5 + w$$

Sin embargo, para obtener una resolución del sistema planteado se requiere de una relación adicional. Se asume la siguiente:

$$x_{40} = \lambda \cdot x_{50} + w$$

Donde λ indica la relación CO_2/H_2O presentes. El modelo asume la misma cantidad formada para ambas, incluyendo lo que ingresa con el aire, es decir, λ = 1.

Para estimar la cantidad de agente oxidante a utilizar, se asume una proporción de entre 20 y 40% [25] del oxígeno necesario para una combustión completa del componente orgánico de la biomasa, dado que se puede considerar a la gasificación como una combustión incompleta de la biomasa entrante.

$$C_7H_{11.25}O_5 + m.O_2 \rightarrow n.H_2O + p.CO_2$$

Para el cálculo, se realizó un balance estequiométrico, obteniendo un valor de m que se encuentra entre 1.46 y 2.93. Con éstos, se halló la relación de aire necesaria para el proceso. La misma resulta entre 6.96 y 13.93. Luego, la cantidad de aire ingresante se calcula multiplicando la relación utilizada con la cantidad de moles de $C_7H_{11.25}O_5$. Cabe destacar que para el aire entrante se considera que el mismo está compuesto en un 79% de N_2 y un 21% de O_2, en porcentaje molar.

En cuanto a la temperatura inicial, se sabe que, dado que las reacciones de oxidación son exotérmicas, las temperaturas en esta zona alcanzan valores entre los 1000 K a los 1400 K, por lo que se asume una temperatura promedio inicial entre estos dos valores.

Para el caso de la presión, se asume que la caída de la misma es baja en las etapas anteriores del proceso, por lo que se ingresa a la zona de reducción a presión atmosférica (101300 Pa).

Por otra parte, se toma como valor para el C_{RF}, un valor de 1000 dado que éste es un parámetro de ajuste para lograr que el modelo de resultados acordes a la realidad. Según se encontró en bibliografía [28], D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes modelaron la temperatura en el interior del reactor en la zona de reducción, utilizando distintos valores del coeficiente de reactividad del char C_{RF}, y luego contrastaron los mismos con los datos experimentales brindados por Senelwa (según citan en su publicación), encontrando que el valor de 1000 para el C_{RF} era el más acertado para el modelo desarrollado. Cabe destacar que este coeficiente podría tomar distintos valores según la cinética desarrollada, pero dado que el modelo realizado se basa en el hecho por D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes, se encontró que éste era el valor más conveniente.

Para poder realizar una comparación entre los resultados obtenidos al aplicar el modelo descripto y los detallados en D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes, se toma como velocidad superficial 1 m/s y como largo del reactor 0.275 m, ya que en dicha publicación se aclara que los valores experimentales informados se obtuvieron con el uso de un reactor de características similares. Sin embargo, estos valores se adoptan únicamente para la comparación especificada, no siendo los reales del equipo que se utilizará en el diseño del proceso (los mismos serán detallados en capítulos futuros).

Análisis de los resultados del modelo

Para la resolución se utilizó el programa MathCad, requiriendo el uso del método numérico Runge-Kutta.

Se compararon los resultados experimentales obtenidos por C.S. Chee (1987) (*The air gasification of wood chips in a downdraft gasifier*. MSc Thesis, Kansas State University.) y por Senelwa, K., (1997) (*The air gasification of woody biomass from short rotation forests*. Ph.D. Thesis, Massey University, New Zealand); valores obtenidos de la publicación de D.L. Giltrap, R. McKibbin y G.R.G. Barnes [28], con los resultados brindados por el modelo descripto en el presente trabajo.

Con el fin de determinar un modelo que prediga resultados acordes a los experimentales, se probaron distintas funcionalidades para cada K_{eq} y distintas relaciones de oxígeno/biomasa, dado que en las publicaciones mencionadas anteriormente no se explicita el valor utilizado. Cabe destacar que, en todos los análisis realizados, la temperatura en la entrada a la etapa de reducción es de 1200 K.

Como primera medida, se definió una relación oxígeno/biomasa de 0.25 y una funcionalidad de las K_{eq} con la temperatura. Los resultados que arrojó el modelo se pueden ver en la figura 7.

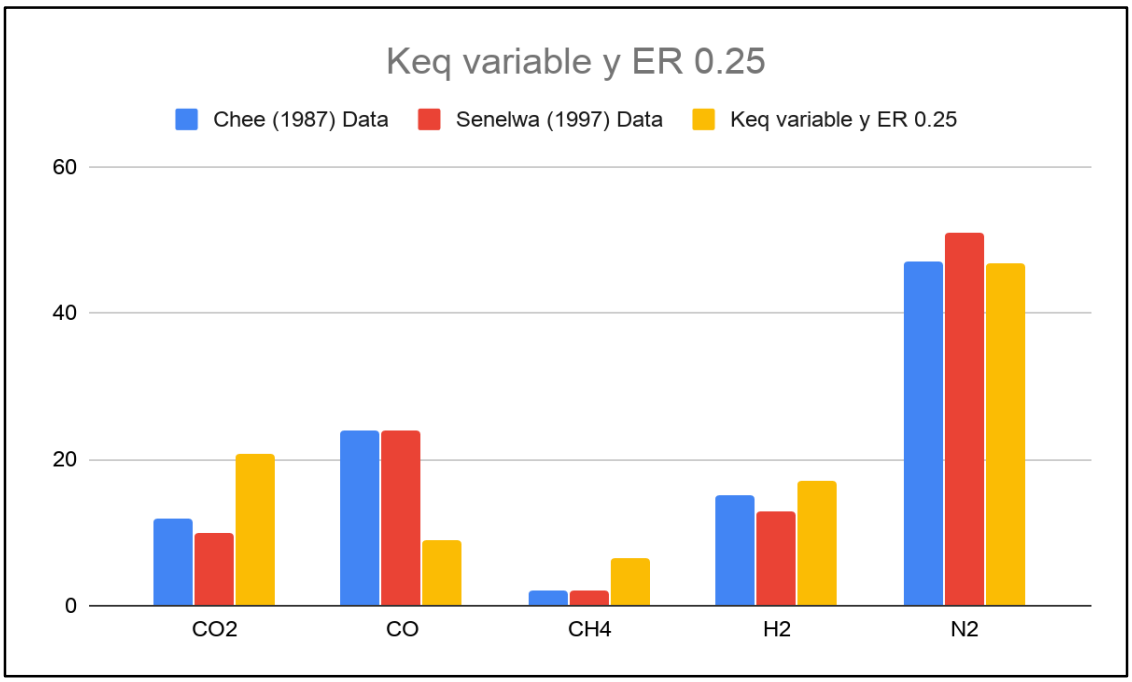


Figura 7. Comparación de los datos experimentales con el modelo con K_{eq} variable y relación oxígeno/biomasa igual a 0.25.

Las composiciones obtenidas presentan una gran discrepancia principalmente para el CO_2, CO y CH_4. Por lo tanto, es necesario buscar otros parámetros para una mejor predicción de los resultados. De esta manera, el siguiente análisis consiste en mantener la misma relación de oxígeno/biomasa y utilizar valores constantes de las K_{eq} evaluadas a una temperatura de 1200 K (temperatura de entrada a la zona de gasificación). Los datos finales con este modelo se pueden ver en la figura 8.

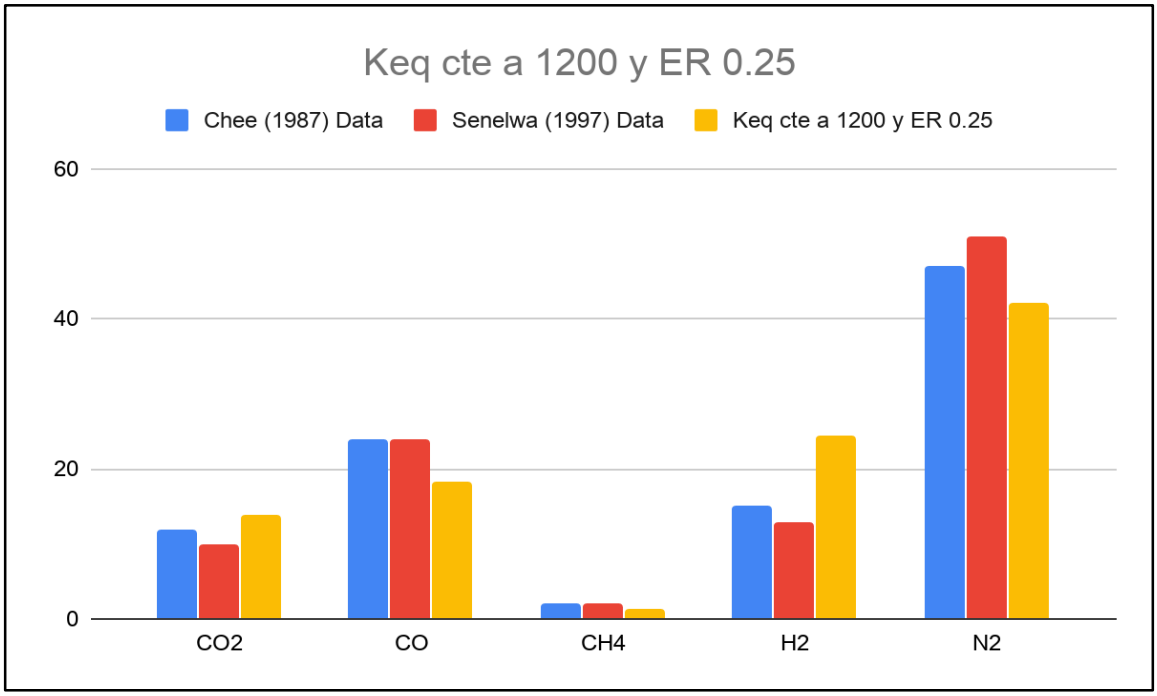


Figura 8. Comparación de los datos experimentales con el modelo con K_{eq} constante a 1200 K y relación oxígeno/biomasa igual a 0.25.

Con respecto al caso anterior, se obtuvieron mejores resultados en las concentraciones que presentaban un gran error (CO_2, CO y CH_4), pero las predicciones empeoraron para las concentraciones de H_2 y N_2.

Se puede ver que la fracción de N_2 es menor a la que predicen los modelos. De aumentar la relación de oxígeno/biomasa, ingresa más nitrógeno al gasificador y, debido a que este es inerte, la concentración a la salida aumenta. Es por esto que se simula el modelo con una relación de 0.3. Los resultados se pueden visualizar en la figura 9.

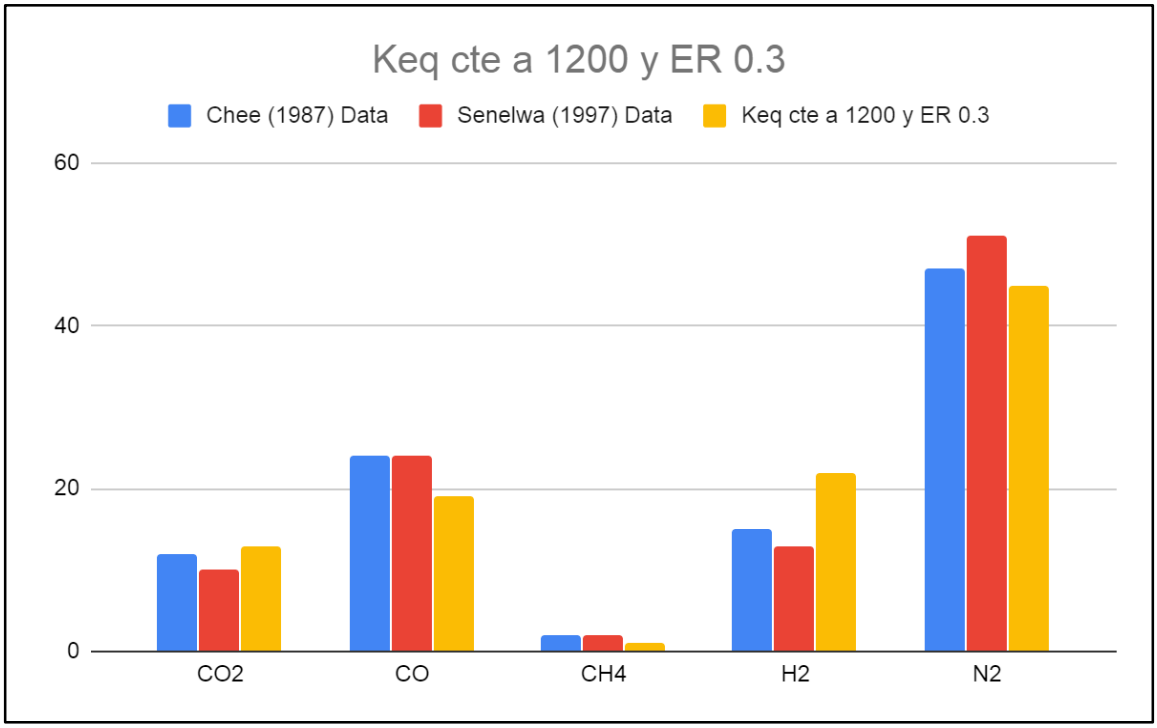


Figura 9. Comparación de los datos experimentales con el modelo con K_{eq} constante a 1200 K y relación oxígeno/biomasa igual a 0.3.

Se observa, al comparar las figuras 8 y 9, que la composición del gas de salida varía con respecto a la proporción de agente oxidante utilizado. Es decir que ésta es una variable relevante a la hora del diseño del reactor. A su vez, los resultados finales son más exactos con la nueva relación de oxígeno/biomasa.

Sin embargo, se considera que no todas las composiciones son exactas ni las K_{eq} utilizadas son representativas para el modelo. Por este motivo, se analiza la dependencia con la temperatura de K_{eq} de forma aislada, en el rango de temperatura del trabajo (figura 10).

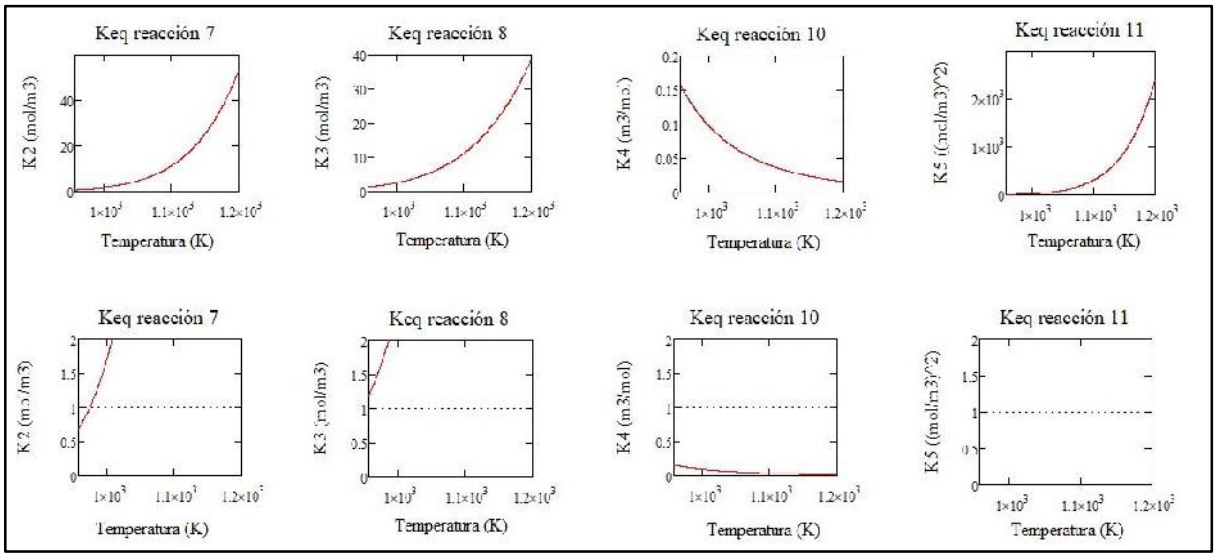


Figura 10. Variación de las constantes de equilibrio de las reacciones de reducción con la temperatura.

Se observa que la variación de las constantes de equilibrio es relevante por lo que es importante considerar su funcionalidad con la temperatura. Sin embargo, en el caso de K_{eq2} se encuentra que, por debajo de los 975°C, el valor de la constante pasa por debajo de la unidad, lo que implica que el equilibrio de la reacción se desplaza hacia los reactivos.

De esta manera, se propone usar cada K_{eq} en función de la temperatura excepto la constante de equilibrio de la reacción 7 ya que este cambio observado en su valor provoca variaciones en el resultado que no concuerdan con los casos experimentales. Específicamente, conlleva a que la cantidad de CO predicha se encuentre por debajo de la generación real. Por lo tanto, se fijó dicha constante a una temperatura de 1050 K. Los resultados con esta variación y manteniendo la relación de oxígeno/biomasa en 0.3 se pueden ver en la figura 11.

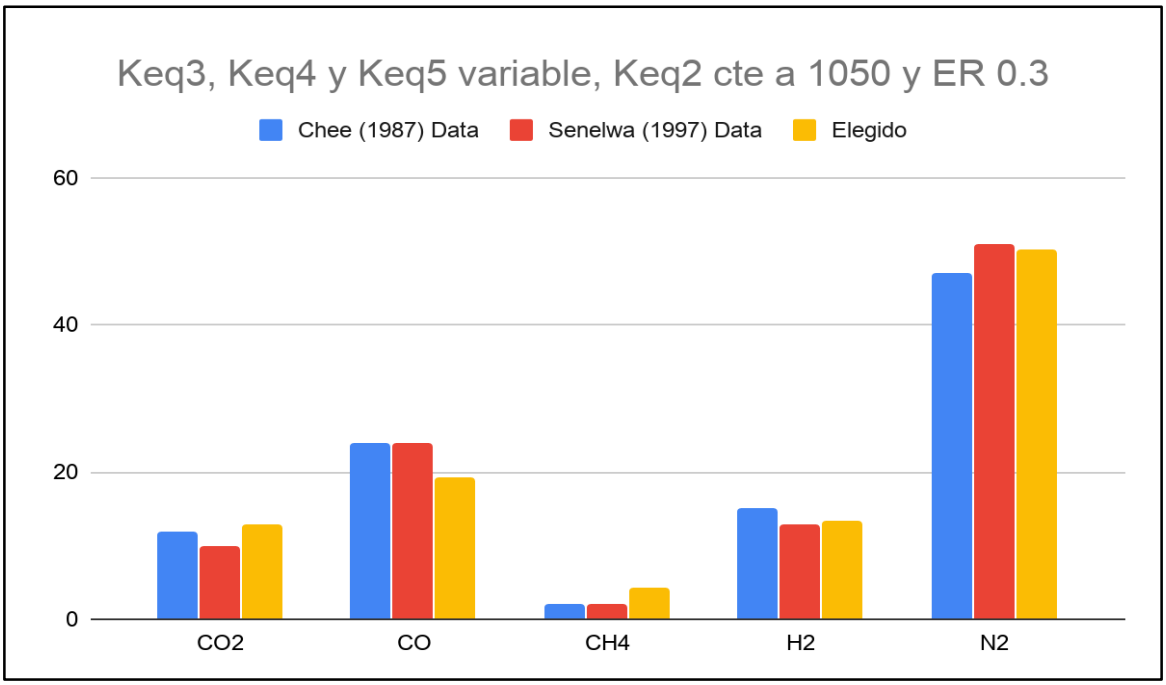


Figura 11. Comparación de los datos experimentales con el modelo con K_{eq3}, K_{eq4} y K_{eq5} variable, K_{eq2} constante a 1050 K y relación oxígeno/biomasa igual a 0.3.

En este último modelo, no solo se utilizan funcionalidades más representativas para cada K_{eq}, si no también, se obtienen resultados de salida más cercanos a los datos experimentales encontrados.

Cabe destacar que los datos experimentales surgen de experiencias con una biomasa diferente, y por lo tanto la fórmula molecular de la materia prima varía respecto a la utilizada en el presente trabajo, lo que implica observar cambios en la composición del gas obtenido.

Por lo tanto, el modelo a utilizar se basa en suponer las constantes de equilibrio K_{eq3}, K_{eq4} y K_{eq5} como variables con respecto a la temperatura, mientras que K_{eq2} se fija en su valor correspondiente a una temperatura de 1050 K.

En una primer medida, se podría deducir que la temperatura que alcanza el reactor es una variable operativa ya que, de agregar un refrigerante, disminuiría, modificando los

resultados obtenidos. Teniendo en cuenta que no se conoce la temperatura óptima en la entrada de la zona de reducción, sino un rango de valores probables, según bibliografía [10]. Por lo tanto, se analizaron posibles valores de la misma, dentro del rango mencionado, para poder determinarla.

Se resolvió el modelo para distintos valores de temperatura inicial, distinguiendo grandes cambios en los resultados obtenidos.

En la figura 12, se muestran los resultados modelando con distintas temperaturas en el inicio de la zona de reducción.

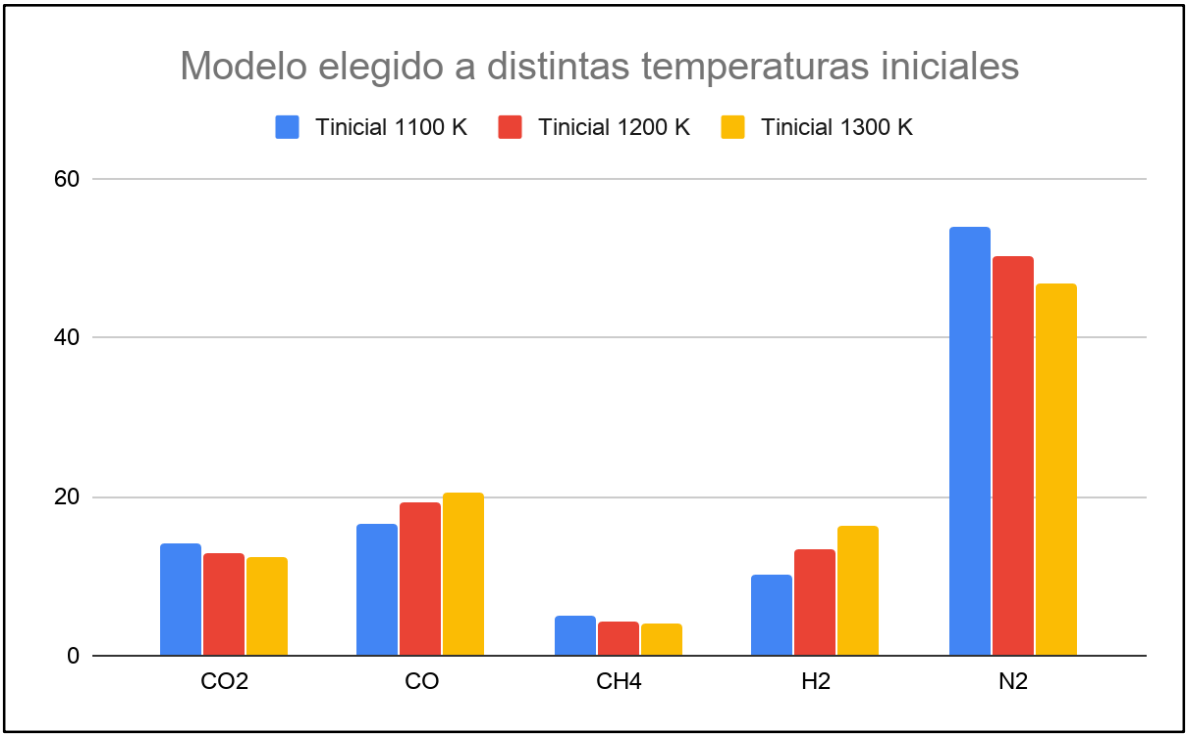


Figura 12. Comparación de las concentraciones alcanzadas a distintas temperaturas, utilizando un ER=0.3.

Comparando los resultados obtenidos se observa que con una temperatura inicial en la zona de reducción de 1100 K se obtiene una baja generación de hidrógeno que, al ser el compuesto de mayor poder calorífico, se prefiere que sea el gas predominante. Por otro lado, a 1300 K se tiene la mayor generación de este compuesto, sin embargo, también resulta en una elevada producción de monóxido de carbono el cual es altamente tóxico y su producto de combustión (el dióxido de carbono) también es perjudicial para el medio ambiente debido a las grandes emisiones actuales. Además, se supone que para trabajar a altas temperaturas será necesario un mayor consumo energético. Con lo cual, se busca trabajar a una temperatura que sea beneficiosa en cuanto al aspecto económico y al poder calorífico del gas obtenido en el proceso. Por lo tanto, se considera óptimo lograr una temperatura de 1200 K en el inicio de la zona de reducción.

Por su parte, en la figura 13 se muestran los resultados modelando a una temperatura inicial de 1200 K y distintos valores de la relación biomasa/oxígeno.

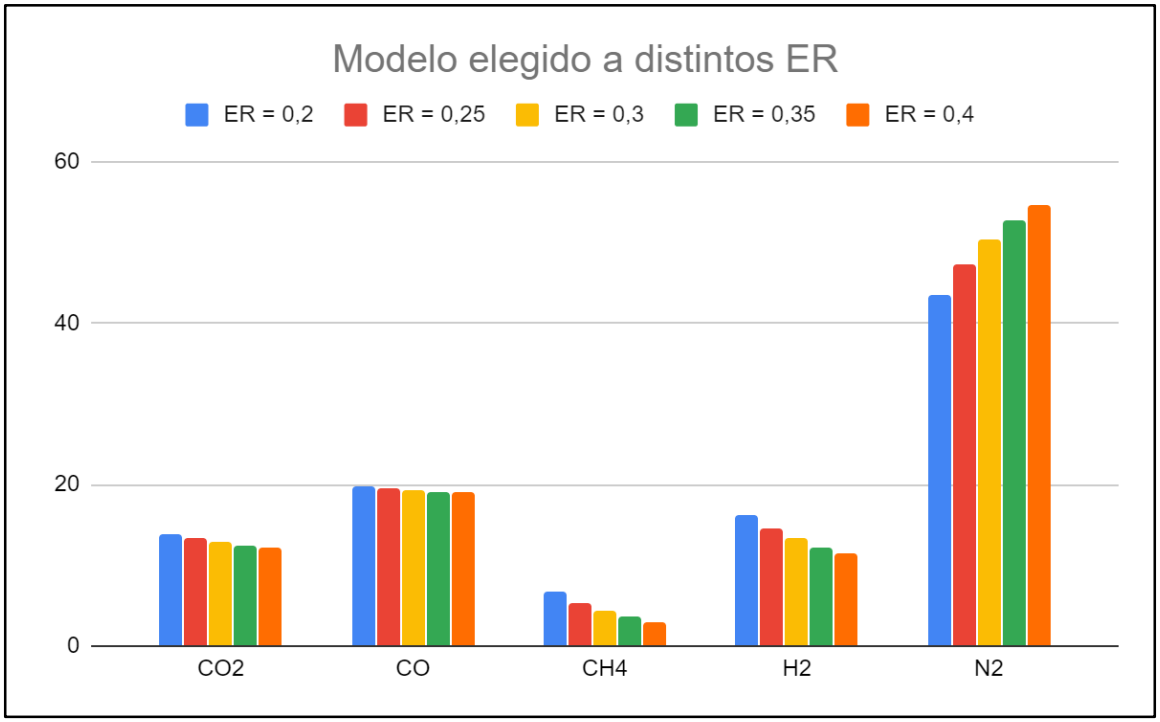


Figura 13. Comparación de las concentraciones alcanzadas con distintos ER, utilizando una $T_{INICIAL}$ de 1200 K.

En este caso se observa que, cuanto menor es la relación ER, se obtendría un gas de mayor poder calorífico. Sin embargo, también debe tenerse en cuenta que una relación de aire/biomasa baja resulta en una menor eficiencia del proceso, obteniéndose poco gas de síntesis y gran cantidad de char sin reaccionar. Por estos motivos se decide utilizar un valor medio de 0.3.

Otra variable de diseño que afecta la composición de salida es el diámetro del reactor que, a su vez, afecta al área transversal, modificando la velocidad superficial. Cambios en la misma implican cambios en las composiciones, produciéndose de manera progresiva.

Por lo tanto, se concluye que el modelo descripto puede aplicarse, teniendo en cuenta los ajustes mencionados, para predecir la composición del gas a la salida del reactor. Además, gracias al análisis se logró determinar que existen variables operativas que modifican estos resultados, como las dimensiones del reactor y la relación de agente oxidante/biomasa, las cuales deben ser consideradas al momento de diseñar el equipo final. Este diseño se realizará en capítulos futuros.

Capítulo III

Resumen ejecutivo

A partir de cálculos basados en la velocidad superficial en la zona más angosta del reactor y criterios mecánicos que beneficien el diseño, se calculan todas las dimensiones del gasificador.

Además, teniendo en cuenta la operación adiabática del reactor y la necesidad de aprovechar el calor generado en una zona para favorecer reacciones endotérmicas en otras, se definen los materiales adecuados para la aislación, y se corroboran los espesores elegidos mediante un diseño térmico. Por otro lado, conociendo la posible corrosión que podrían sufrir las partes del reactor debido a los componentes del gas, se eligen los materiales capaces de soportarla.

Tanto las dimensiones como los materiales a utilizar se detallan en la siguiente figura (figura 14):

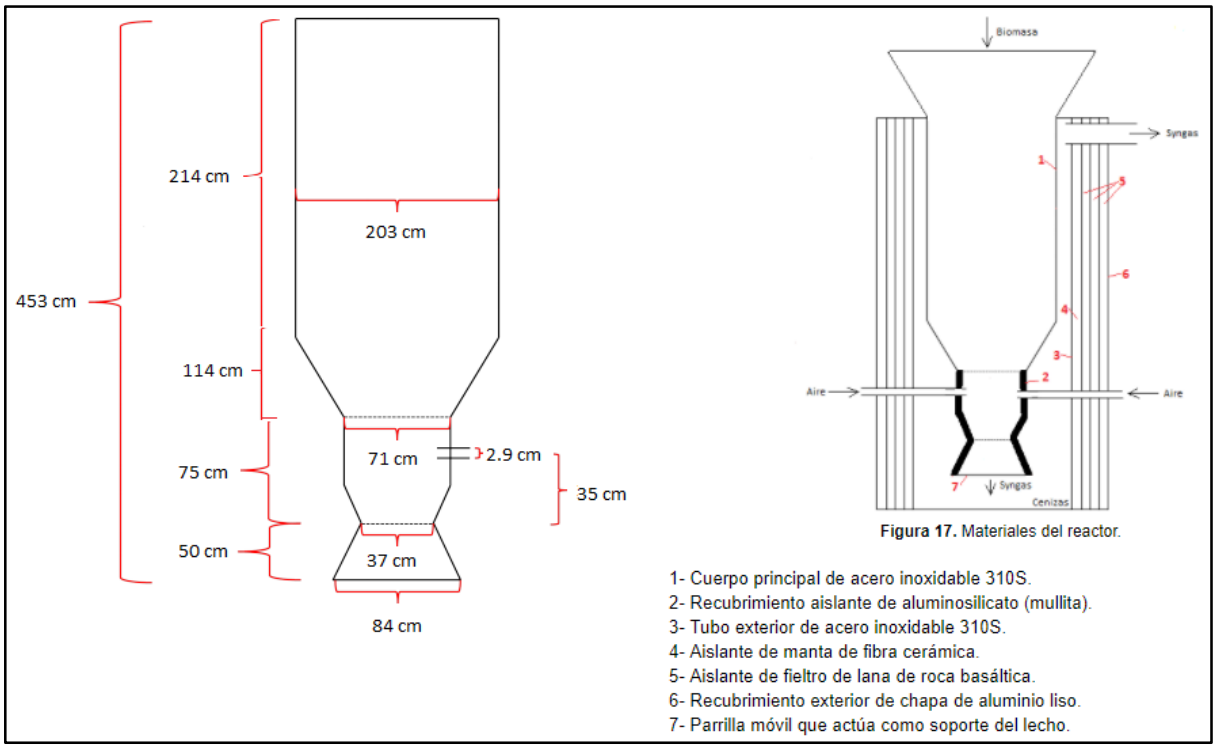


Figura 14. Dimensiones y materiales para el reactor.

Se plantea un sistema de control basado en el análisis y respuesta del proceso frente a la variación de la temperatura en la zona de reducción, junto con la caída de presión en la misma, y la relación CO/CO_2 del gas obtenido. Las variables a modificar serán la relación aire/biomasa, que involucra cambios en los caudales de cada una, la frecuencia de rotación de la parrilla móvil y, como alternativa extrema, la interrupción total del proceso.

Introducción

En el presente capítulo se detalla el diseño estructural y térmico del gasificador y los sistemas de control necesarios para su operación.

Se parte de las condiciones óptimas explicitadas en el Capítulo II, que incluyen una temperatura inicial de 1200 K y un valor de ER de 0.3.

Diseño estructural del gasificador

Según bibliografía [33], un reactor downdraft es capaz de soportar un flujo máximo de 350 kg/h ya que, de seguir aumentándose la carga, aumentarán de forma considerable los diámetros de las zonas de oxidación y reducción. Esto implica que el flujo de agente oxidante (aire) no es capaz de llegar de forma efectiva al centro del equipo, es decir, no se tiene una distribución homogénea de éste dentro del reactor, provocando fallas operacionales.

Con esto, se presenta la necesidad de utilizar tres reactores de iguales características para procesar el caudal de 1 ton/h elegido, en los que se procesan 333.33 kg/h de biomasa. Cabe destacar que se requerirá un separador ciclónico para cada uno de los reactores ya que el arrastre de sólidos en una corriente gaseosa provoca gran desgaste en tuberías y demás equipos.

El diseño de cada reactor se presenta en la figura 15:

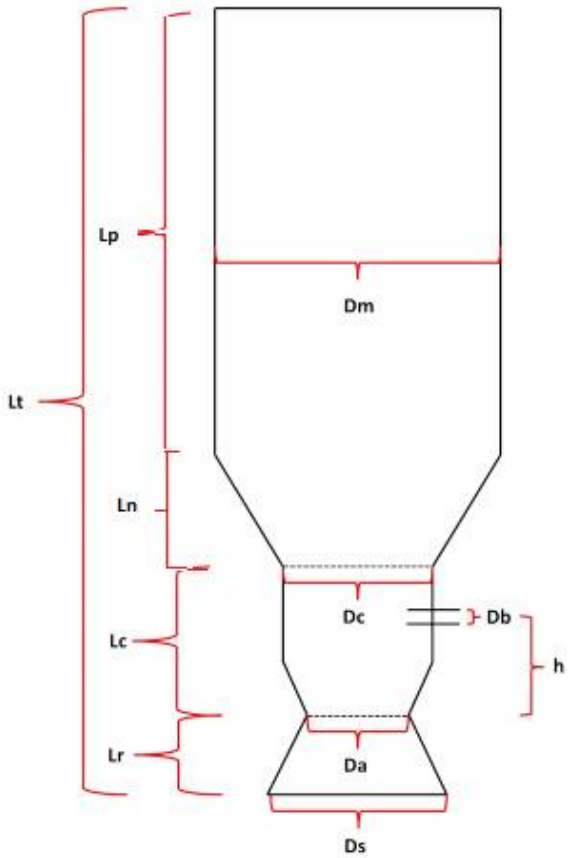


Figura 15. Diseño de gasificador downdraft.

Para poder estimar los valores que toma cada una de las dimensiones del reactor especificadas en la figura 15 se utilizaron los criterios de diseño descriptos en el trabajo *DISEÑO DE UN REACTOR CONTINUO DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA* [33], los cuales se fundamentan en el método presentado en el documento Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems [34]. Debido a que el primer trabajo mencionado es un trabajo final de carrera de grado se verificó su aceptación por el ente universitario en el que fue presentado y se corroboró su bibliografía. Se observó, además, el handbook mencionado y se encontró que concuerda en diseñar basándose en una velocidad superficial referida al flujo volumétrico del producto, evaluado en condiciones normales de presión y temperatura a través del área transversal del equipo en la sección más angosta. Sin embargo, debido a la complejidad de dicho documento no pudieron corroborarse la totalidad de los cálculos, por lo que se optó por realizarlos verificando la coherencia de los resultados obtenidos.

En el trabajo final recientemente mencionado se plantea como objetivo diseñar un gasificador downdraft para gasificar madera, donde el gas producido podría ser enviado a un motor de combustión interna (para generar energía mecánica) o a un combustionador (para generar energía térmica).

Si bien en el mismo se parte de una materia prima que dista de la elegida para el presente trabajo, se consideran similares los parámetros para el diseño.

En una primer medida, se toma un rango para la velocidad que puede adquirir el flujo en la zona más estrecha del reactor. En la bibliografía [33] toma valores entre 0.4 y 0.9 $m^3*cm^{-2}*h^{-1}$. Analizando este rango, se encontró que es aceptable dado que reflejan una variación de la velocidad entre 1.11 y 2.5 m/s. Una velocidad menor a 1.11 m/s provocaría la necesidad de utilizar diámetros muy grandes, que implican una menor distribución del agente oxidante, como se mencionó anteriormente. Por otro lado, al aumentar la velocidad se distinguiría una disminución tanto en el diámetro como en la altura del reactor, según el modelo de diseño del gasificador. Por lo tanto, si la velocidad sobrepasa los 2.5 m/s, se obtendría una gran disminución en la altura que provocaría no cumplir con el tiempo de residencia necesario para garantizar la reacción.

Dado que la velocidad superficial se calcula como el flujo por unidad de área en la zona más estrecha, se despeja de esa forma el valor de Da. Es importante remarcar que este valor y los que se informarán posteriormente se obtienen a partir del promedio de los valores límites expresados en cada fórmula.

$$0.4 \leq \frac{Fgp}{\pi * \frac{Da^2}{4}} \leq 0.9$$

Donde Fgp es el flujo volumétrico a la salida del reactor medido en condiciones normales de presión y temperatura, en m^3/h. Se utilizó el modelo de Giltrap, desarrollado en el Capítulo II, para determinar las composiciones de esta corriente como fracciones másicas y el balance de masa para el nitrógeno en el reactor para determinar el flujo másico de salida (balance especificado en el Capítulo IV). Teniendo en cuenta estos valores y los pesos moleculares de

los componentes se determinó el flujo molar, y se determinó el caudal volumétrico utilizando la ecuación de estado de los gases ideales.

Para calcular las composiciones se asignó previamente una longitud a la zona de gasificación de 35 cm, altura que se encontró en bibliografía [35]. Luego, con el valor obtenido de Fgp se calcularon las dimensiones del gasificador (como se enunciará a continuación), obteniéndose una longitud mayor para esta zona. Por lo tanto, con esta nueva longitud se recalcularon las composiciones y el caudal, y con ellos las nuevas dimensiones. Este proceso se repitió hasta obtener convergencia para un caudal volumétrico Fgp de 684 Nm^3/h.

En resumen, el proceso iterativo consta de:

1. Suponer la altura de la zona de reducción dentro del gasificador.
2. Simular el modelo de reacción, informado en el Capítulo II, con el valor de altura elegido.
3. Calcular el valor del flujo volumétrico Fgp en condiciones normales de presión y temperatura, a partir de las composiciones de salida y el balance de masa del nitrógeno, y utilizando el programa Unisim Design.
4. Calcular las dimensiones del gasificador a partir del valor del Fgp obtenido.
5. Comparar el valor inicial con el nuevo obtenido en 4.
6. Repetir el proceso iterativo desde 2. utilizando el último valor de altura calculado.
7. El proceso se termina una vez que se igualan las alturas en la comparación del punto 5.

Se obtiene entonces el valor del diámetro Da siendo éste igual a 37 cm. Con éste se calculan los demás diámetros de cada parte del reactor, de la forma que se desarrolla a continuación:

$$1.8 \leq \frac{Dc}{Da} \leq 2.1$$

$$2.0 \leq \frac{Ds}{Da} \leq 2.6$$

$$3.4 \leq \frac{Dm}{Da} \leq 7.7$$

Resultando entonces Dc igual a 71 cm, un Ds de 84 cm y un Dm de 203 cm.

Otro valor que se relaciona con el diámetro de la zona de reducción es el diámetro de las boquillas por donde ingresa el agente oxidante. Según Handbook [34], el número de boquillas debe ser impar de forma que no queden enfrentadas dado que, de ser par, puede que los flujos de aire se anulen entre ellos, y no llegue el oxígeno necesario a la zona de reacción. Es decir, puede que el flujo de aire que ingresa choque con otro que se encuentre en la misma dirección, pero en sentido contrario, debido a la presencia de una boquilla que se encuentre justo enfrente, impidiendo el ingreso efectivo de agente oxidante. En la tabla 11 se especifican las boquillas a utilizar en función del flujo de materia prima. Los mismos son datos detallados en el documento Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems. [34]

Tabla 11. Número de boquillas a utilizar en función del flujo de materia

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

Dado que nuestro flujo de ingreso es de 333.33 Kg/h, se requieren 9 boquillas. El diámetro de las mismas se calcula como:

$$0.03 \leq \frac{9 * Db^2}{Da^2} \leq 0.08$$

Como resultado se obtiene un Db de 2.9 cm para cada boquilla.

Por lo tanto, quedan definidos todos los diámetros de las distintas zonas del reactor.

Otro valor dependiente de Da es la altura h a la que se encuentran las boquillas respecto a donde comienza la zona de reducción. Se calcula como:

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

El valor h resulta de 35 cm.

Definido esto, se calculan los distintos largos que se observan en la figura 15. Se comienza calculando la altura de la zona de reducción Lr, que se obtiene a través de la siguiente fórmula:

$$0.65 \leq \frac{2 * Lr}{Da + Ds} \leq 1$$

Lr resulta ser de 50 cm. En función de ésta se calcularon las distintas longitudes del reactor de la siguiente forma:

$$1.4 \leq \frac{Lc}{Lr} \leq 1.6$$

$$0.2 \leq \frac{Lr + Lc}{Lt} \leq 0.35$$

Se obtienen entonces valores de Lc igual a 75 cm, Lt igual a 453 cm.

Conociendo los valores de Dm y Dc, y teniendo en cuenta que el ángulo de la pendiente de la garganta debe ser de aproximadamente 60º, lo que permite facilitar el movimiento de la biomasa, se calcula la longitud Ln. Por otro lado, conociendo las demás longitudes se calcula Lp.

$$\tan(60º) = \frac{Ln}{(Dm - Dc)/2}$$

$$Lp = Lt - Ln - Lc - Lr$$

Donde Ln resulta igual a 114 cm y Lp igual a 214 cm.

En resumen, las dimensiones se aprecian en la figura 16.

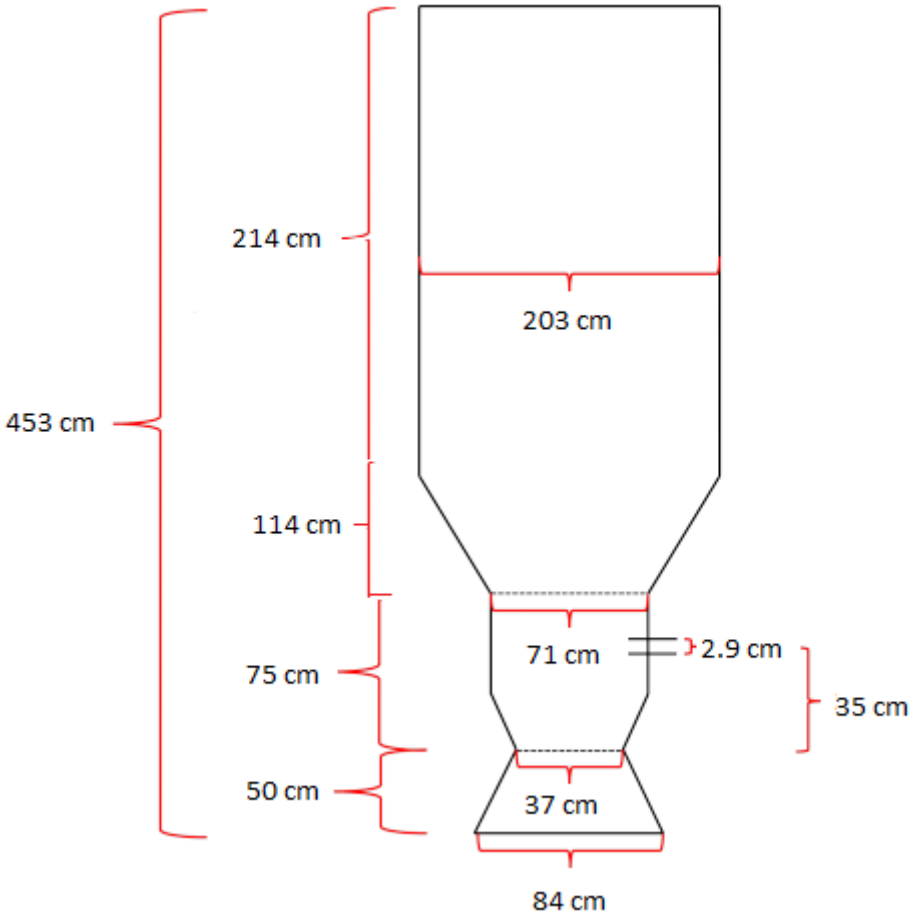


Figura 16. Dimensiones de cada reactor downdraft.

Por último, conociendo las dimensiones de cada gasificador se calculan las concentraciones a la salida de los mismos, utilizando el modelo simulado en el Capítulo II del presente trabajo. Las mismas se muestran en la tabla 12.

Tabla 12. Datos de la corriente de salida del gasificador.

Flujo volumétrico (Nm^3/h)	684
Temperatura (ºC)	684
Presión (Pa)	101300

Composición (fracción molar)	CO	0.1545
	CO_2	0.1026
	H_2	0.1067
	H_2O	0.1983
	N_2	0.4033
	CH_4	0.0346

Diseño mecánico y térmico del gasificador

Para el diseño del reactor se debe tener en cuenta que el mismo debe ser adiabático, de forma de aprovechar el calor liberado en la etapa de oxidación para calentar las demás zonas del gasificador. Si no se logra que éste sea perfectamente adiabático es posible que se tenga que suministrar calor a las mismas para mejorar el rendimiento del reactor, o en caso contrario modificar el modelo cinético planteado considerando las pérdidas energéticas y así obtener resultados consistentes.

Con el fin de lograr un equipo completamente adiabático el reactor cuenta con un tubo de acero inoxidable como cuerpo principal (con las reducciones presentadas anteriormente) y un tubo concéntrico exterior del mismo material, que a su vez se encuentra recubierto con distintas capas de aislación. Este tubo concéntrico permite una mejor distribución del calor generado al reducir el flujo de calor hacia afuera del cuerpo principal en las zonas de alta temperatura y generar, a su vez, un flujo de ingreso en las zonas de baja temperatura favoreciendo estas reacciones endotérmicas. El mismo se define con un diámetro de 2.5 m. De esta manera, se propone que un porcentaje del calor contenido en el syngas producido sea intercambiado con las zonas frías del interior del reactor, provocando que el gas de salida del encamisado se encuentre a menor temperatura.

Existen distintos aceros inoxidables que pueden utilizarse como material para la construcción, dependiendo de la composición química que posee cada uno. El más común es el acero inoxidable tipo 304. El ir variando la composición provoca cambios en las propiedades, tales como mecánicas, soldabilidad, resistencia a altas temperaturas y resistencia a la corrosión. Particularmente, debe utilizarse aquel material que posee alta resistencia a la temperatura y corrosión, lo que implica adicionar Cromo y Níquel al acero inoxidable 304, obteniendo los tipos 309, 309S, 310 y 310S. Éstos resisten temperaturas de hasta 1200ºC.

El acero seleccionado para el equipo es el acero inoxidable tipo 310S dado que presenta el mejor comportamiento de las propiedades especificadas anteriormente. [36]

Las zonas de reducción y oxidación son recubiertas internamente por un material refractario que garantice la poca pérdida de calor. Se utiliza un aluminosilicato del tipo mullita dado que presenta propiedades como alta refractariedad y gran resistencia mecánica a altas temperaturas.

Por último, se debe aislar externamente el reactor de forma de cumplir con la condición de ser adiabático.

Se utiliza, como primer capa, manta de fibra cerámica, que consiste en un fieltro semirrígido de lana de fibra cerámica refractaria aglomerada de 50 mm de espesor. Por encima de la misma, se colocan tres capas de un fieltro de lana de roca basáltica, que poseen un espesor de 100 mm las dos primeras, y de 50 mm la última. La lana de roca conserva aire en su interior, resultando un obstáculo para la transferencia de calor [37]. Además, posee propiedades como incombustibilidad y el no favorecer el crecimiento ni desarrollo de microorganismos [38]. Como protección exterior se recubre con chapas de aluminio liso de 0.8 mm de espesor [37].

Para verificar estos espesores, se consideró la conducción de calor a través de cada aislante, despreciando la resistencia del acero. En la figura 17, se puede observar una vista superior del equipo junto con la definición de las variables necesarias para efectuar los cálculos correspondientes.

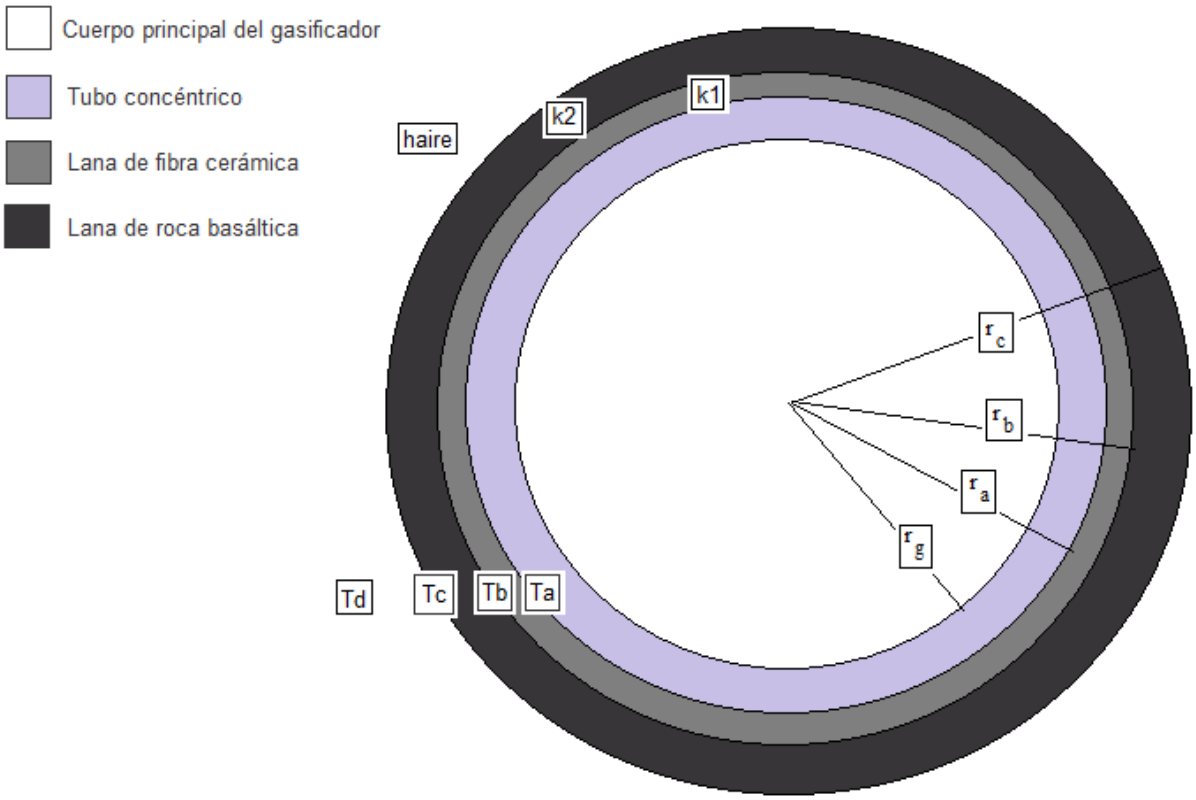


Figura 17. Vista superior del equipo.

Donde:

- Ta: temperatura de la pared interna de la manta de fibra cerámica en ºC,
- Tb: temperatura de la pared externa de la manta de fibra cerámica e interna de la lana de roca basáltica en ºC,
- Tc: temperatura de la pared externa de la lana de roca basáltica en ºC,
- Td: temperatura del aire en ºC,
- k_1: conductividad térmica de la manta de fibra en $W*m^{-1}*^oC^{-1}$,
- k_2: la conductividad térmica de la lana de roca basáltica en $W*m^{-1}*^oC^{-1}$,
- h: el coeficiente de convección natural del aire en $W*m^{-2}*^oC^{-1}$,
- r_a: el radio interno de la capa de manta de fibra en m,
- r_b: el radio externo de la capa de manta de fibra e interno de la capa de lana de roca basáltica en m,
- r_c: el radio externo de la capa de lana de roca basáltica en m (este radio contempla la suma de las tres capas ya mencionadas).

Se planteó un intercambio de calor en serie, igualando el calor de conducción en la manta de fibra cerámica al de conducción en la lana de roca basáltica y éste al de convección entre la parte externa del equipo y el aire (suponiendo convección natural). Este balance de calor resulta:

$$\frac{(Ta-Tb)*k1*2*\pi*L}{Ln\left(\frac{ra}{rb}\right)}=\frac{(Tb-Tc)*k_2*2*\pi*L}{Ln\left(\frac{rb}{rc}\right)}=(Tc-Td)*haire*2*\pi*L$$

$$\frac{(Ta-Tb)*k_1}{Ln\left(\frac{ra}{rb}\right)}=\frac{(Tb-Tc)*k_2}{Ln\left(\frac{rb}{rc}\right)}=(Tc-Td)*haire$$

Para resolver este sistema de ecuaciones se definen los coeficientes de transferencia de calor según datos bibliográficos y las variables del sistema con los espesores definidos. Además, se considera la temperatura ambiente de 18°C. Estos datos se observan en la tabla 13.

Tabla 13. Valores utilizados para el diseño térmico del reactor.

	Parámetros	**Valor**
Tabulados	k_1 ($W*m^{-1}*^oC^{-1}$)	0.12 [39]
	k_2 ($W*m^{-1}*^oC^{-1}$)	0.04 [40]
	h_{aire} ($W*m^{-2}*^oC^{-1}$)	15 [41]
Variables	r_a (m)	1.25
	r_b (m)	1.3

	r_c (m)	1.55
	Ta (ºC)	684
	Td (ºC)	18
	L (m)	4.53

Resolviendo el sistema se encontraron las temperaturas Tb y Tc las cuales resultaron de 638°C y 24°C respectivamente. Se calculó el calor liberado al exterior cuando el reactor no posee aislación y cuando la posee como se muestra a continuación:

$$Qsinaislante = (Ta - Td) * haire * 2 * \pi * L$$

$$Qconaislante = (Tc - Td) * haire * 2 * \pi * L$$

Comparando ambos flujos se distingue que el calor transferido al exterior con aislante es un 0.9% del calor con el equipo sin aislar. Por lo tanto, se considera que se cumple la condición de reactor adiabático.

Todas las especificaciones nombradas se distinguen en la figura 18.

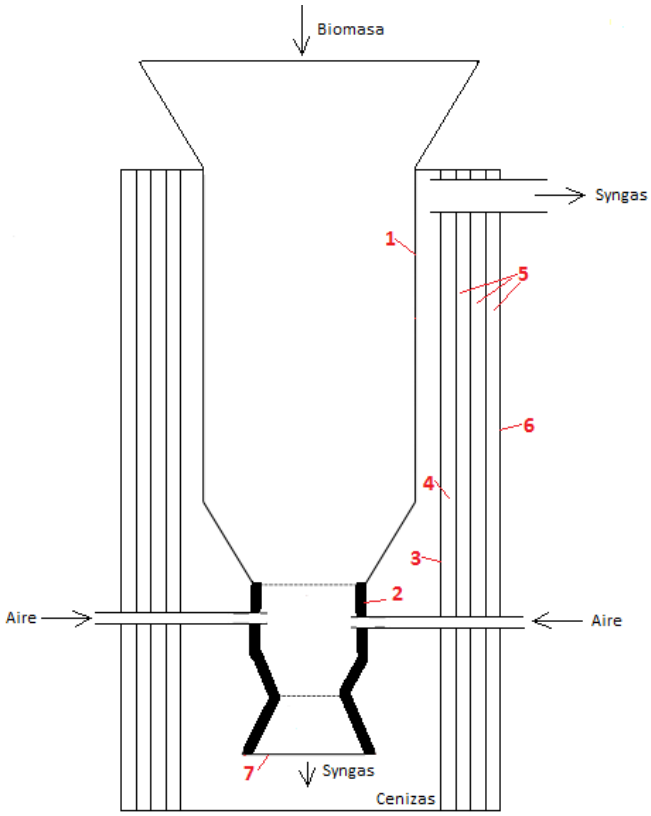


Figura 18. Materiales del reactor.

1- Cuerpo principal de acero inoxidable 310S.
2- Recubrimiento aislante de aluminosilicato (mullita).
3- Tubo exterior de acero inoxidable 310S.
4- Aislante de manta de fibra cerámica.
5- Aislante de fieltro de lana de roca basáltica.
6- Recubrimiento exterior de chapa de aluminio liso.
7- Parrilla móvil que actúa como soporte del lecho.

Como se observa en la figura 18 se obtendrá una acumulación de cenizas en el fondo del equipo, por lo que se requiere de la colocación de una abertura que permita retirar los sólidos depositados. El equipo debe contar con un doble fondo, de forma de poder retirar las cenizas, sin perder gran cantidad de syngas al abrir el mismo. Se sugiere que el doble fondo tenga una forma cónica invertida, para facilitar la extracción de las mismas.

Se observa, además, en la parte superior una campana invertida denominada tolva por donde se ingresa la biomasa.

Por otro lado, se encuentra en bibliografía [42] que es frecuente la colocación de deflectores en posición perpendicular al flujo de gas en la zona de ascenso (tubo concéntrico) del gas de síntesis. La presencia de baffles disminuye la velocidad de flujo mejorando la transferencia de calor hacia la biomasa. Esto garantizaría tener una temperatura de 1200 K en la entrada de la zona de reducción, lo que se desarrolla en el balance energético mostrado en capítulos futuros.

Sistemas de control

Un sistema de control se caracteriza por la presencia de una serie de elementos que permiten influir en el comportamiento de otro sistema. La finalidad de un sistema de control es conseguir, mediante la manipulación de distintas variables, un dominio sobre las variables de salida (controladas), de modo que éstas alcancen unos valores prefijados. Busca cumplir los siguientes requisitos:

1. Garantizar la estabilidad y, particularmente, ser robusto frente a perturbaciones y errores en los modelos.
2. Ser tan eficiente como sea posible, según un criterio preestablecido. Normalmente este criterio consiste en que la acción de control sobre las variables de entrada sea realizable, evitando comportamientos bruscos e irreales.
3. Ser fácilmente implementable y cómodo de operar en tiempo real con ayuda de una computadora.

Los elementos básicos que forman parte de un sistema de control y permiten su manipulación son los siguientes:

- Sensores y transmisores. Permiten conocer y transmitir los valores de las variables medidas del sistema.

- Controlador. Utilizando los valores determinados por los sensores/transmisores y la consigna impuesta, calcula la acción que debe aplicarse para modificar las variables de control en base a cierta estrategia.

- Actuador. Es el mecanismo que ejecuta la acción calculada por el controlador y que modifica las variables manipuladas.

Se pueden encontrar distintos grupos de variables: controladas, manipuladas y las perturbaciones. [43]

Las variables controladas son los parámetros más importantes del proceso, debiéndose mantenerlas estables dado que sus variaciones alterarían las condiciones requeridas en el sistema. Para el presente trabajo resulta importante el control de variables tales como:

- temperatura al inicio de la zona de reducción,
- presión en el inicio y al final de la zona de reducción,
- relación entre las composiciones de monóxido y dióxido de carbono en el syngas.

Por otra parte, una variable manipulada es la magnitud o condición que es variada por el controlador de tal manera que afecte el valor de la variable controlada. Se tienen en cuenta:

- caudal de ingreso de aire,
- frecuencia de rotación de la parrilla,
- caudal de biomasa.

Por último, una perturbación es una señal que tiende a afectar adversamente el valor de la salida del sistema. Para este caso se consideran:

- humedad de la biomasa,
- composición de la materia prima.

La variación de la temperatura en el ingreso a la zona de gasificación afecta la calidad del gas obtenido ya que las reacciones que allí se producen son altamente dependientes de la temperatura. Ante su disminución, las velocidades de reacción se reducen y los equilibrios se afectan provocando que el syngas obtenido presente una composición diferente a la esperada. Debido a esto, es necesario el control de la temperatura en esta región para asegurar los 1200 K requeridos.

Para realizar la medición y enviar la señal a un controlador se recomienda la utilización de una termocupla tipo K debido a que este dispositivo presenta una buena resistencia a la oxidación, su rango de operación oscila entre los -200°C y los 1372°C y su costo es bajo. Además, se le agrega a esta termocupla un recubrimiento tipo encamisado que protege, no solo el extremo, sino toda la longitud de ella que necesite resistir la elevada temperatura.

Por su parte, la respuesta del controlador ante una variación de la temperatura será la modificación del caudal de aire ingresado a la zona de oxidación. Si la temperatura disminuye, será necesario el aumento del flujo de aire para favorecer las reacciones exotérmicas, lo que implicaría un aumento en la variable mencionada. Mientras que, si ésta aumenta, puede

provocar daños estructurales y roturas, por lo que debe disminuirse el flujo de agente oxidante.

Como se dijo anteriormente, otra variable a controlar es la caída de presión en la zona de reducción. Para ello se utiliza un manómetro diferencial de membrana. El mismo se aprecia en la figura 19.

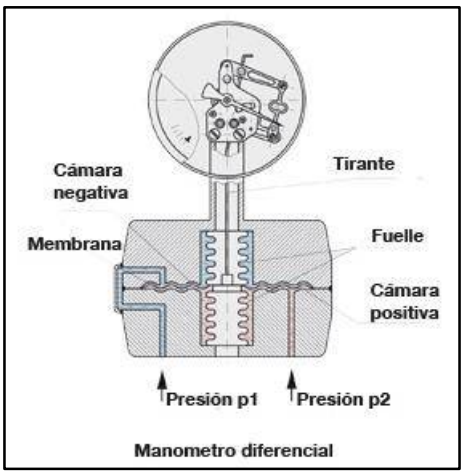


Figura 19. Manómetro diferencial de membrana.

La presión p1 somete la membrana a presión desde el lado superior empujando la membrana hacia abajo, mientras la presión p2 empuja la membrana en dirección contraria. La diferencia entre la cámara positiva y negativa provoca el desplazamiento del elemento sensible, traspasando el movimiento mediante un tirante hacia el mecanismo de indicación y transmisión [44]. Debe considerarse que el manómetro diferencial de membrana a utilizar debe ser capaz de soportar las altas temperaturas a la salida del gasificador; o poder ubicarlo de forma tal que la toma de presión se realice en una zona de temperatura menor, pero que aun así la medida sea representativa.

Este control es necesario ya que un registro en el aumento de la caída de presión indicaría que se ha producido un taponamiento del lecho. Si esto sucede, el acumulamiento de gases en el interior del reactor provocaría fallas operacionales en éste ya que la presión subiría, pudiendo generar un rebalse por el tope del reactor el cual se encuentra abierto a la atmósfera o impedir el ingreso del agente oxidante al equipo. Además, debido a que la planta operará teniendo en cuenta una integración energética, al disminuir el caudal de salida de gas, el calor intercambiado por éste en otra etapa del proceso tendrá un impacto asociado a ese intercambio ineficiente.

Como respuesta al suceso descripto, se tiene una cadena de accionar. La primer medida del sistema de control es el aumento de la frecuencia de rotación de la parrilla para inducir mayor desprendimiento de sólidos y, así, lograr eliminar la obstrucción. De no ser suficiente, la segunda medida a emplear será la interrupción del proceso, cortando el suministro de biomasa y de aire.

Por su parte, la relación entre las composiciones de monóxido y dióxido de carbono en el syngas resulta ser una medida útil del rendimiento de la combustión. Una disminución en esta magnitud puede deberse a una mayor formación de dióxido de carbono. Esto se asocia con una relación aire/biomasa (ER) mayor a la requerida, que favorece las reacciones de

oxidación completa. Caso contrario, si la relación entre los compuestos aumenta, es posible que la ER tome un valor menor al deseado, por lo que las reacciones suceden en menor medida y la concentración de dióxido de carbono disminuye.

Para poder medir, entonces, la relación entre las composiciones de monóxido y dióxido de carbono se requiere un tester medidor, el cual cuenta con un sensor electroquímico de CO de alta precisión y un sensor de infrarrojos de CO_2. El mismo debe ser capaz de resistir las elevadas temperaturas para poder realizar la medición a la salida del gasificador. En caso contrario, debe colocarse aguas abajo, luego del intercambiador de calor (que se encuentra antes de la torre de absorción). [45]

Además, es necesario contar con controladores para que emitan señales en caso de que las variables controladas presenten discrepancias entre el valor deseado y el valor real. Posteriormente, esta señal accionará el elemento final de control para regular las variables manipuladas, y llegar al valor deseado de las controladas.

Entre las variables manipuladas se encuentran el caudal de aire y el caudal de la biomasa. El elemento final de control para el primero es una válvula reguladora que contará con un cierto porcentaje de apertura dependiendo de la información que llegue desde el controlador. El segundo se puede controlar utilizando una balanza batcheadora, que cuenta con tres tolvas superpuestas. Este equipo puede operar de forma continua, repitiendo el proceso alternado de carga, medición y descarga indefinidamente. De acuerdo a la información que envíe el controlador, este equipo puede acelerar o disminuir la velocidad de descarga. Debido a que se requiere de la utilización de tres reactores en paralelo, será necesario implementar una balanza para cada uno de ellos, junto con un tornillo hidráulico que transporte la biomasa al gasificador correspondiente.

Por otra parte, es necesario contar con elementos de medición de las variables a manipular para poder conocer su valor durante el funcionamiento del equipo. Para la medición del caudal de aire se implementará un medidor venturi con un dPT ya que este medidor genera una baja pérdida de carga. En cuanto al caudal de biomasa, la balanza batcheadora está diseñada para conectarse de forma analógica a una computadora a través de la cual puede determinarse el caudal a procesar o bien recibir la información del flujo que procesa.

Capítulo IV

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se definió el diagrama de flujo del proceso teniendo en cuenta la biomasa a utilizar y el uso final del syngas producido.

Por lo tanto, como primer paso, se planteó la molienda de la biomasa para formar partículas de menos de 51 mm de diámetro.

Luego, sabiendo que existe la posible formación de óxidos de azufre que son altamente corrosivos, se propuso el ingreso de la biomasa al gasificador junto con carbonato de calcio para eliminar dichas impurezas en el momento de su formación.

Posterior a la reacción de gasificación, el gas de síntesis requiere de un sistema de limpieza para eliminar las cenizas, el char sin reaccionar, el tar formado y gases perjudiciales que pudieran haberse formado, tales como amoníaco y óxidos de nitrógeno. Dicho sistema de limpieza consta de un ciclón, en el que se remueve el material particulado sólido, un filtro de alúmina con níquel como catalizador para remover partículas finas, eliminar los alquitranes y amoníaco, y por último una torre de absorción. Es importante destacar que previo al ingreso a la torre de absorción se enfriará la corriente hasta 100ºC utilizando un intercambiador de calor, que a su vez calienta otra de las corrientes del proceso.

Se detalló una alternativa para lograr la separación de nitrógeno del gas de síntesis, debido a que éste es un inerte que no aporta a la generación de energía e implica la necesidad de contar con equipos de mayores dimensiones. Sin embargo, esta alternativa se consideró poco viable ya que la relación costo/beneficio es alta.

Una vez definido el diagrama de flujo se determinaron las composiciones y caudales de cada corriente realizando los balances de masa en el proceso. Y con ellos se definió la conversión en el reactor y la capacidad de producción, los cuales resultaron de 85.3% para la conversión y una capacidad de producción de 2052 Nm^3/h de syngas y 726 kWh (siendo estos valores preliminares). Además se estimó la efectividad global del proceso, la cual resultó de 91.2%.

Introducción

Como se mencionó en el Capítulo I, para ingresar al gasificador, la biomasa requiere de un cierto pre tratamiento, y posteriormente el gas se debe acondicionar para su utilización en el sistema de generación de energía.

Es importante destacar que las cenizas contenidas en la biomasa constan principalmente de metales alcalinos y metales pesados; pero además poseen azufre por lo que, a la salida del gasificador, el gas no solo contendrá estas cenizas si no también compuestos de azufre que son extremadamente corrosivos y perjudiciales para el medio ambiente. También se forma amoníaco en la gasificación.

Diagrama de bloques

Teniendo en cuenta el diseño, el destino elegido del gas y sus requerimientos de "calidad" se ideó el proceso completo que se debe seguir. En la figura 20 se distingue el diagrama de bloques de las distintas etapas del proceso, y luego se fundamenta la elección de cada una. Además, en el Capítulo V del presente trabajo se dimensionará cada equipo.

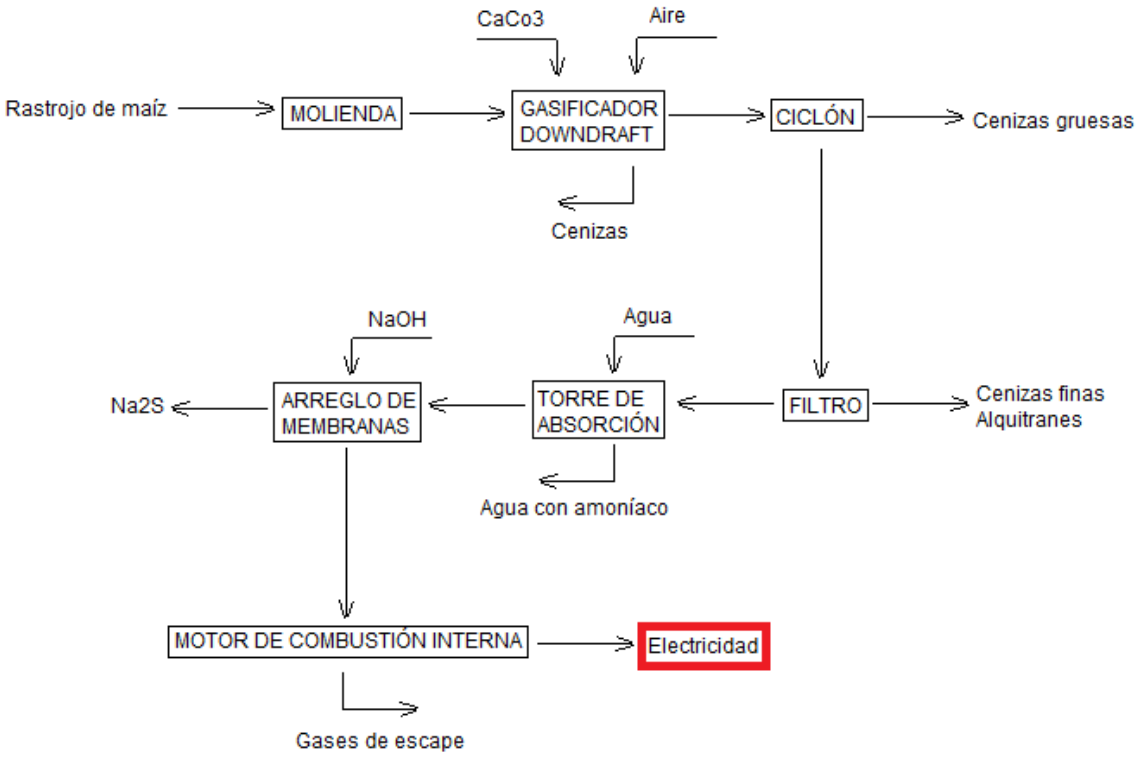


Figura 20. Diagrama de bloques.

En una primer etapa, el rastrojo de maíz ingresa a una molienda, que permite el cambio en el tamaño de las partículas, lo que resulta beneficioso para la etapa de gasificación. Cabe destacar que el diámetro máximo de partícula que tolera el gasificador downdraft es de 51 mm.

Se analizó la posibilidad de realizar una etapa de secado en la cual podría recuperarse el agua contenida, sin embargo, debido a que se estima un contenido de humedad de la

biomasa del 15% en peso, la cantidad de agua que se obtendría en esta etapa no justifica el agregado de la misma. Así mismo, se consideró la previa torrefacción antes de realizar la molienda debido a que se desconocen las propiedades del rastrojo en cuanto a su posibilidad de ser triturado para obtener la biomasa como una mezcla homogénea de pequeños fragmentos. Aun así, se encontró la existencia de máquinas agrícolas capaces de realizar una molienda de la planta de maíz aún verde en el instante de su ensilaje lo cual, sumado al bajo contenido de humedad de la biomasa a la hora de su procesamiento para el siguiente fin, da la idea de que la molienda puede realizarse sin la necesidad de un tratamiento previo.

Se continua con el ingreso de la biomasa molida al gasificador downdraft. En éste, ocurren las etapas de secado, pirólisis, oxidación y reducción, obteniendo gas de síntesis (que contiene compuestos de nitrógeno y azufre), alquitranes y cenizas, las cuales incluyen el char que quedó sin reaccionar. Parte de estas últimas quedan contenidas en el fondo del reactor, mientras que la otra abandona el mismo con el syngas.

Uno de los compuestos de azufre es el óxido correspondiente (SO_2), el cual presenta un elevado grado de corrosión, por lo que es importante removerlo al instante de su formación. Para esto se propone ingresar al reactor, junto con la biomasa, carbonato de calcio el cual, con las elevadas temperaturas, se descompondrá a óxido de calcio. Éste, a su vez, reacciona con el óxido de azufre para formar sulfato de calcio, el cual es un sólido que será separado con las cenizas. [46]

En una primer medida, para poder separar las cenizas contenidas en el syngas, se utiliza un ciclón. Éste utiliza la fuerza centrípeta para crear un vórtice que permite la remoción de partículas. El equipo puede operar a temperaturas cercanas a los 1000ºC, siendo una de las técnicas más utilizadas para la separación de partículas. Del mismo se obtiene como corriente de salida el gas con cenizas que no pudieron ser separadas por este método, con lo cual, se requiere un filtro que posea una malla adecuada, que no permita el paso de las cenizas más finas. Debido a la acumulación de sólidos sobre el filtro se irá generando un taponamiento, por lo que se recomienda la colocación de dos filtros en paralelo, de forma que la corriente de gas circule a través de uno de ellos, permitiendo la limpieza del segundo filtro sin detener el proceso.

Particularmente, sería conveniente el uso de un filtro con medios granulares como alúmina, capaces de realizar la eliminación. De experiencias descriptas en *A review of fuel gas cleaning technologies in gasification process* [47], se distinguieron eficiencias cercanas al 99% para partículas de 4 µm y de 93% para las de 0.3 µm, a una temperatura de hasta 840ºC.

A su vez, utilizando el filtro recién mencionado y agregando un material catalítico, se podría remover simultáneamente partículas y alquitranes. De agregar níquel y óxido de manganeso a los poros de un filtro de alúmina, se aprecia gran reducción de alquitranes, y amoníaco para el caso del níquel. En la misma publicación nombrada, se menciona un experimento en el que el 58% del alquitrán y el 28% de metano se convirtieron para producir hidrógeno, el cual aumenta el rendimiento del gas.

A continuación, se ingresa la corriente por una torre de absorción para lograr eliminar el amoníaco contenido como impureza en el syngas. Previamente se ingresa esta corriente a

un intercambiador para disminuir su temperatura hasta los 100ºC, aprovechando el calor contenido para calentar otras corrientes del proceso.

La torre de absorción es un equipo que se utiliza para eliminar ciertos contaminantes presentes en los gases que ingresan a la misma, los cuales pueden ser sólidos en forma de partículas de polvo o gases. El gas a limpiar ingresa por la parte inferior, mientras que el agua ingresa por la parte superior. La corriente líquida absorbe el amoniaco gaseoso contenido. Estas torres pueden ser de distinto tipo (rellenas, de platos, de burbujeo, etc) según los requerimientos de contacto entre las fases.

Por un lado, las torres de absorción son ventajosas dado que son bastante resistentes y pueden tolerar un elevado rango de temperaturas. Además, permiten eliminar una amplia gama de contaminantes desde azufre, compuestos de nitrógeno y hasta gases ácidos que contribuyen a la lluvia ácida. Sin embargo, este tipo de equipos requieren de un mantenimiento frecuente y pueden sufrir corrosión severa.

El funcionamiento de la torre de absorción se aprecia en la figura 21.

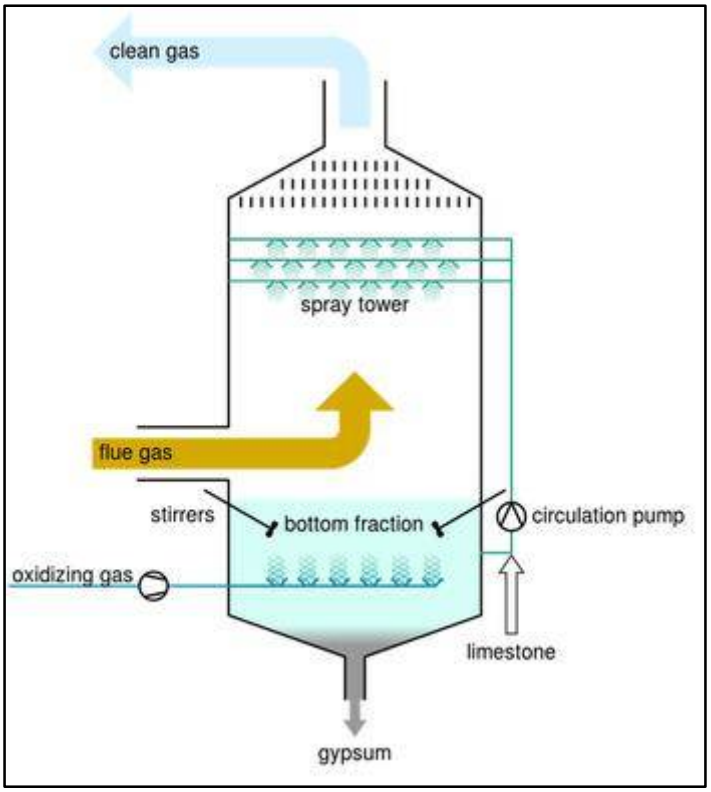


Figura 21. Torre de absorción.

Se obtiene a la salida una corriente gaseosa que contiene H_2, CO, CO_2, CH_4, N_2 y H_2S. Este último se elimina gracias al uso de un arreglo de membranas a través de la cual el soluto mencionado difunde desde el gas hacia una solución con la que reacciona. Dicho arreglo se detalla posteriormente.

Por último, el gas purificado se ingresa a un motor de combustión interna anexado a un generador eléctrico.

El motor de combustión interna es una clase de máquina que transforma energía química, proveniente de un combustible, en energía mecánica. El combustible arde en el interior de una cámara especial de combustión. Como su nombre lo indica, la combustión ocurre dentro de la máquina en sí, a diferencia de otras que operan con una cámara externa, como la máquina de vapor.

El funcionamiento de este tipo de motor requiere sustituir los gases por una nueva mezcla de combustible y aire dentro del cilindro en el que ocurre la reacción exotérmica.

El proceso dentro del motor consta de cuatro etapas: admisión, compresión, explosión y escape. En la admisión, el pistón del cilindro baja y aspira la mezcla de aire/combustible a través de la válvula de admisión, mientras que la de salida se encuentra cerrada. Por otra parte, en la compresión, las dos válvulas se cierran, se sube el pistón y se comprime la mezcla carburante. En la explosión, la bujía emite una chispa en la mezcla que produce la ignición, el pistón baja y se produce el movimiento. Por último, en la etapa de escape sube el pistón y se abre la válvula de escape, dejando salir los gases que se producen en la reacción. Las distintas etapas del funcionamiento del motor de combustión interna se observan en la figura 22. [48]

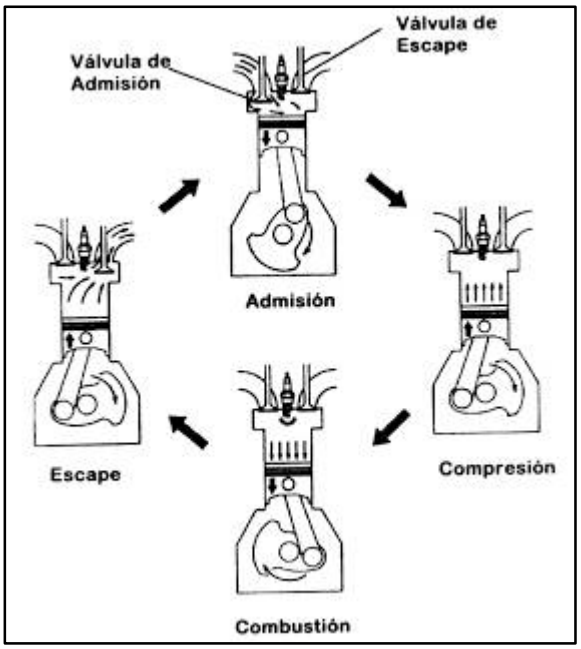


Figura 22. Motor de combustión interna.

Entre las alternativas existentes para la generación de energía eléctrica se encuentran el ya mencionado motor de combustión interna, la turbina de gas y la de vapor.

En primer lugar, se descartó la opción de utilizar una turbina de vapor dado que el diseño mecánico de estos equipos implica un gran nivel de consumo de vapor para su funcionamiento, teniendo como consecuencia un elevado consumo de syngas para la generación del mismo. En bibliografía [1], se encuentra que el límite económico inferior para la implementación del equipo es de 5 MW. Además, el rendimiento de la turbina de vapor es del orden del 10 al 20% [1], resultando una opción poco viable.

En segundo lugar, se encuentra la turbina de gas. La principal desventaja que presenta el uso de la misma es el consumo energético que requiere el compresor para el funcionamiento del equipo, el cual se encuentra alrededor del 70% de la energía generada [49]. En cuanto a la eficiencia eléctrica del equipo, la misma presenta valores similares a los del motor de combustión interna. La turbina presenta una eficiencia que se encuentra entre el 20 y el 40%, mientras que para el motor se encuentra entre 25 y 35%. En cuanto al límite económico, para el caso de la turbina de gas el mismo es de 500 kW a 100 MW, y para el motor menor a 10 MW. [1]

Por lo tanto, se decide utilizar un motor de combustión interna para la generación de energía eléctrica, verificando que no se sobrepase el límite económico mencionado.

Alternativa de separación de nitrógeno

Dado que el nitrógeno presente no aporta al poder calorífico de la mezcla de gases, ni participará en las reacciones de combustión que ocurren en el sistema de generación de energía, se consideró su separación del gas de síntesis ya que ocupa gran volumen, que sería desperdiciado. Esto implica, además, un mayor caudal, teniendo como consecuencia la necesidad de equipos más grandes.

La separación del nitrógeno de los demás compuestos del gas de síntesis no es posible realizarla de forma sencilla, lo que da lugar a distintos métodos para lograr el objetivo. En la figura 23 se observa el proceso planteado.

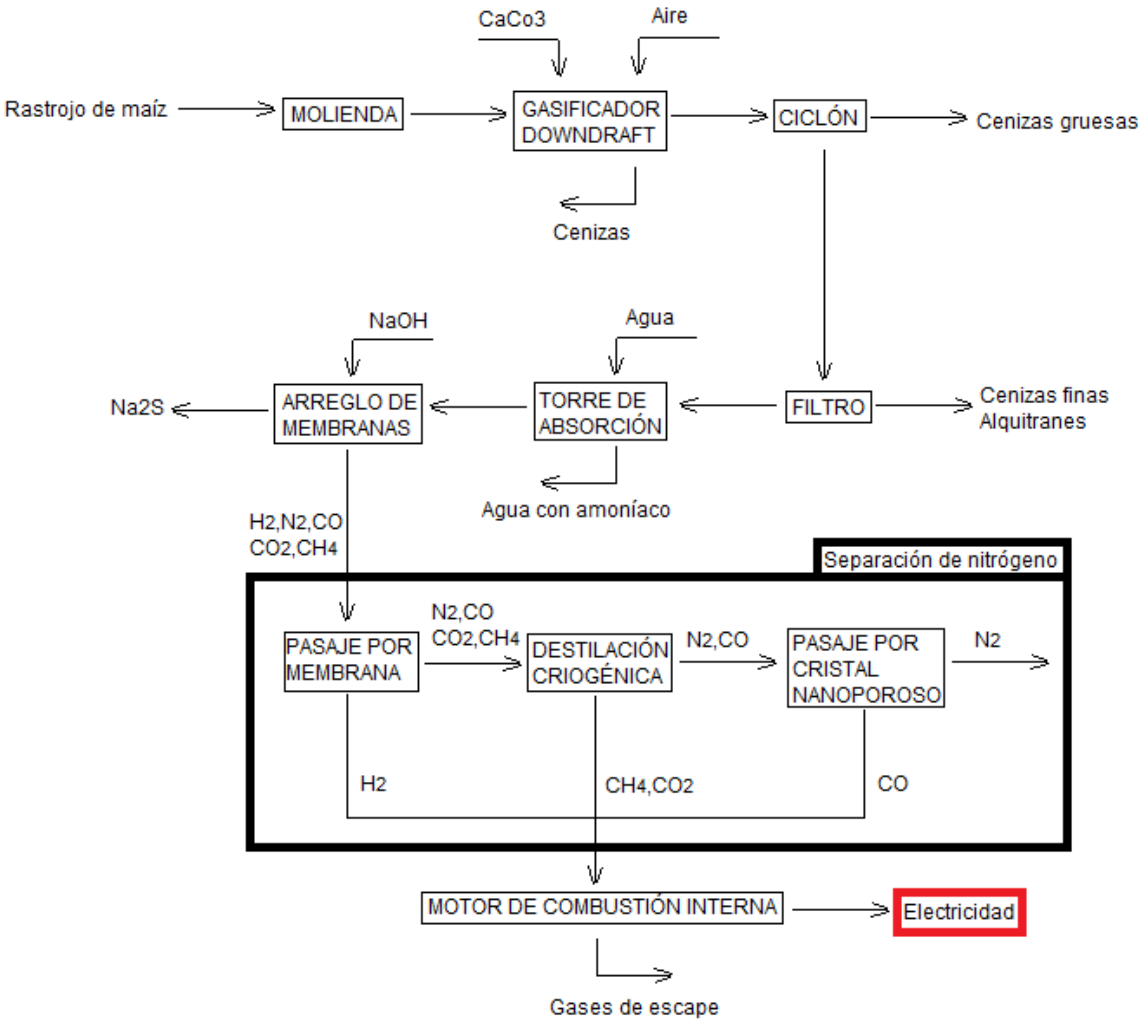


Figura 23. Diagrama de bloques que incluye la separación del nitrógeno.

Se comienza con el mecanismo de penetración del hidrógeno a través de una membrana, la cual puede ser tubular, en forma de plato o marco. Esta penetración depende de la composición de la membrana y de la difusión del hidrógeno en la misma. Las más utilizadas son las membranas de polímeros y las de aleaciones de paladio, una ofrece buenas condiciones de operación y la otra ofrece mejores resultados.

Según se distingue en *Análisis de alternativas tecnológicas para la separación de hidrógeno en procesos de decarbonización de metano* [50], la alternativa óptima será la membrana de paladio dado que, si bien se requerirá de una inversión inicial mayor, el costo se amortiza debido al bajo consumo de trabajo que requiere esta tecnología. De esta forma se obtiene un permeado compuesto por H_2 y otra corriente de salida compuesta por N_2, CO, CO_2 y CH_4. En la figura 24 se aprecia el mecanismo de membrana.

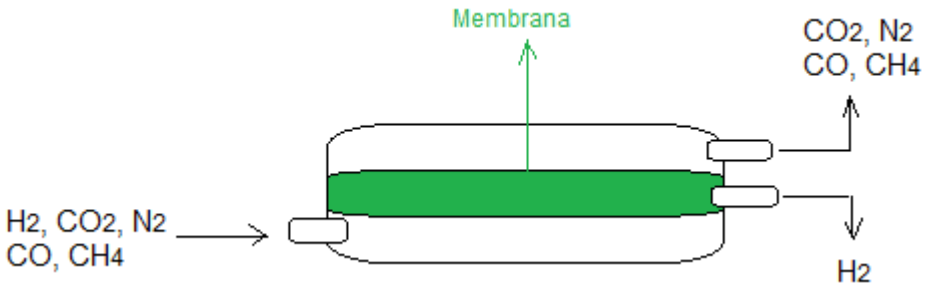


Figura 24. Membrana para separación de H_2.

A esta última corriente formada por la mezcla de los gases mencionados, se la somete a un proceso de destilación criogénica, la cual es una destilación que ocurre a muy bajas temperaturas, permitiendo separar compuestos con distintos puntos de ebullición. Los mismos se aprecian en la tabla 14.

Tabla 14. Puntos de ebullición de los compuestos de la corriente que se destila.

Compuesto	Punto de ebullición (°C)
N_2	-195.8
CO	-191.5
CO_2	-57
CH_4	-161.5

Distinguiendo entonces los distintos valores, se encuentra que los puntos de ebullición del N_2 y CO son muy cercanos, lo que implica que no se los logre separar por este método. A medida que se va disminuyendo la temperatura se logrará separar el CO_2 y el CH_4 por un lado, y N_2 y CO por otro.

Por último, es necesario separar el nitrógeno del monóxido de carbono, dado que este último sí es de gran importancia al momento de utilizar el sistema de generación de energía, y también resulta conveniente aislar el nitrógeno, para su posterior utilización y/o comercialización.

Para poder realizar esta separación, se utiliza un cristal nanoporoso. Los nanoporos cambian de estructura en presencia de iones de cobre (Cu^{+2}), permitiendo el paso selectivamente de las moléculas de CO. Por el poro de entrada caben tanto las moléculas de CO como las de N_2, sin embargo, las moléculas de N_2 no pueden enlazarse a los sitios metálicos del cobre, mientras que las de CO se enlazan a través del oxígeno (Cu-O). Dentro del nanoporo, las moléculas de CO van moviéndose a saltos de un ion de cobre al siguiente, conforme nuevas moléculas de CO van entrando en el nanoporo; el proceso es como si las nuevas moléculas empujan a las que ya se encuentran dentro del nanoporo. Este procedimiento se distingue en la figura 25.

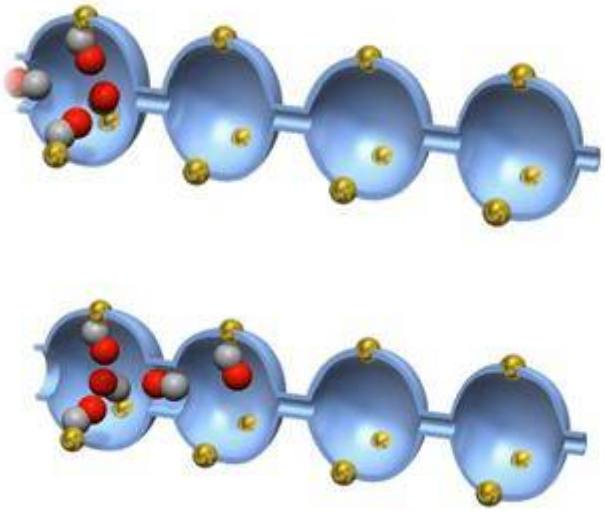


Figura 25. Movimiento de las moléculas de CO en los nanoporos.

En ningún momento las moléculas de N_2 se adhieren, lo que garantiza una alta selectividad. En la figura 26 se observan los distintos poros y la adherencia de la molécula de CO (representado en color gris el átomo de C y en rojo el de O) y la molécula de N_2 (representada en color azul). [51] [52]

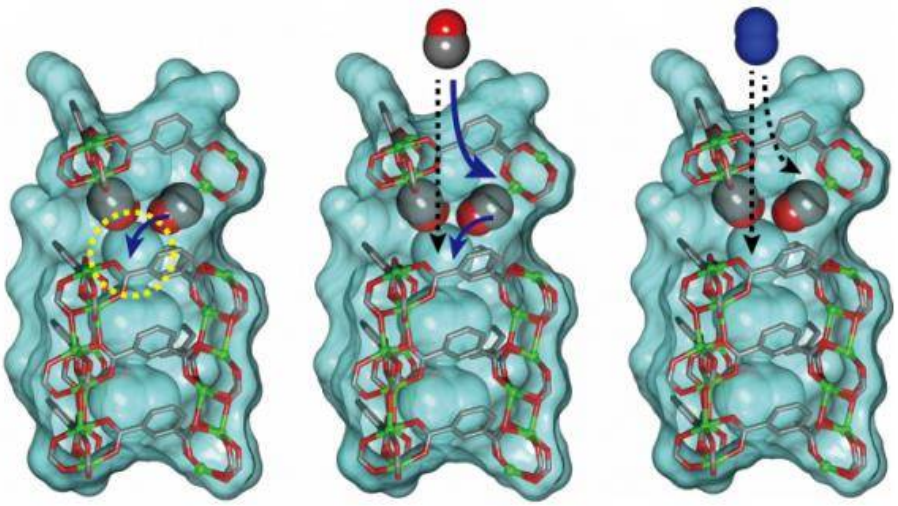


Figura 26. Selectividad en la adhesión de CO.

Para finalizar, se mezclan las corrientes de salida obtenidas en el sistema de membrana, destilación criogénica y cristal nanoporoso, siendo éstas corrientes de H_2, CO_2 y CH_4 y CO, respectivamente, para luego ingresar la mezcla a un motor de combustión interna, dando como resultado energía eléctrica.

Como se observa, el proceso de separación del nitrógeno implica el uso de elementos y métodos costosos sin generar grandes beneficios para la aplicación final del gas. Al quemarlo en un motor de combustión interna, la energía generada en un determinado período de tiempo será la misma con o sin la presencia de nitrógeno, teniendo como única desventaja el requerimiento de un motor de mayor capacidad y apto para procesar este combustible. Es por este motivo que se descartó la alternativa de remover el nitrógeno de syngas producido.

Balances de masa

Es necesario plantear el balance de masa en el gasificador dado que es la base para poder dimensionar los distintos equipos que se utilizan en la etapa de purificación.

En el Capítulo II se simuló un modelo matemático que permite conocer, teóricamente, la composición de salida del gas de síntesis. Debido a que en el Capítulo III se logró dimensionar el gasificador, se utilizan estas medidas para obtener la composición del gas de salida. En particular, es de utilidad la altura de la zona de reducción del gasificador, que posee un valor de 50 cm. Además, se simuló el modelo utilizando una velocidad superficial igual a 1.8 m/s.

Se conoce que la corriente de ingreso de materia prima, es decir rastrojo de maíz, a ingresar en cada gasificador es de 333 kg/h. Sin embargo, sabiendo el porcentaje de humedad que posee, se puede calcular la cantidad neta de materia prima que se utiliza como reactivo para las reacciones que tienen lugar en el equipo.

La humedad de la materia prima es del 15%, por lo que ingresa al gasificador 283 kg/h de materia prima y 50 kg/h de agua.

Por otra parte, es necesario calcular la cantidad de agente oxidante que debe ingresar al gasificador. Como se mostró en el Capítulo II, la relación molar aire/biomasa debe ser de 0.3. Esto implica que se use el 30% del oxígeno necesario para la combustión completa. Por lo tanto, el caudal de aire que ingresa es de 412 kg/h.

Con estos valores se simula el modelo y se obtiene la composición del syngas, la cual se presenta en la tabla 15:

Tabla 15. Composición de la corriente de salida del gasificador.

Compuesto	Fracción molar
CO	0.1545
CO_2	0.1026
H_2	0.1067
H_2O	0.1983
N_2	0.4033
CH_4	0.0346

En la figura 27 se distingue el gasificador junto con sus corrientes de entrada y salida.

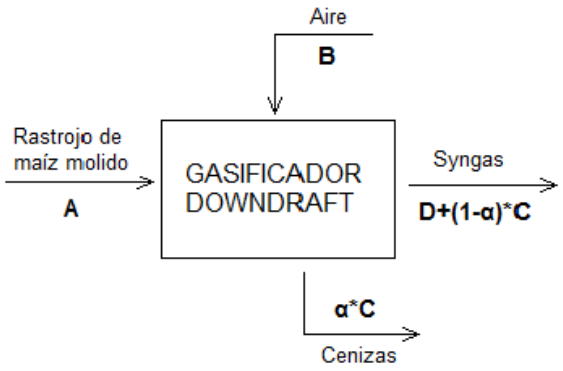


Figura 27. Diagrama de flujo del gasificador.

El balance de masa que se realiza para el equipo es el siguiente:

$$A + B = \alpha * C + D + (1 - \alpha) * C$$

Siendo α la fracción de impurezas que se acumulan en el fondo del gasificador, mientras que (1-α) la fracción de cenizas que es arrastrada por el syngas. Es importante destacar que las impurezas se componen por el carbón no reaccionado, las cenizas y compuestos extraíbles que posee la materia prima, compuestos contaminantes y alquitranes.

A partir del modelo, se obtuvo que la corriente D es igual a 684.5 kg/h. De esta manera, utilizando el balance de masa se calcula el caudal C el cual resulta ser de 60.5 kg/h. Cabe destacar que el parámetro α no influye en los resultados del balance.

Como resumen, es posible analizar los caudales y las composiciones de las corrientes que participan en cada gasificador, esto se puede apreciar en la tabla 16.

Tabla 16. Descripción de las corrientes de cada gasificador.

Corriente	Caudal (kg/h)	Fracciones másicas										Temp (°C)	Presión (kPa)
		$C_7H_{11.25}O_5$	Impurezas	CO_2	CO	H_2O	H_2	CH_4	N_2	O_2	C		
A	333	0.719	0.131	-	-	0.150	-	-	-	-	-	18	101.3
B	412	-	-	-	-	-	-	-	0.767	0.233	-	18	101.3
C	60.5	-	0.721	-	-	-	-	-	-	-	0.279	684	101.3
D	684.5	-	-	0.184	0.177	0.146	0.009	0.023	0.461	-	-	684	101.3

Bibliográficamente, en *Gasification of municipal solid waste in a downdraft gasifier: Analysis of tar formation* [53], se encuentra que la cantidad de tar que se forma en un gasificador downdraft es de alrededor de los 100 mg/Nm^3, por lo que se asume este valor para los balances de masa.

Nivel de conversión

El nivel de conversión se definió teniendo en cuenta el flujo másico de carbono en la biomasa de entrada y el char obtenido a la salida de cada reactor. El flujo de entrada a cada gasificador se calcula conociendo el flujo molar de biomasa (fórmula molecular $C_7H_{11.25}O_5$) y la cantidad de carbono constituyente de ella, como se muestra a continuación:

Flujo de ingreso = (flujo molar de biomasa * 7 * peso molecular del carbono)

Flujo de ingreso = 1368 mol/h * 7 * 0.012 kg/mol

Flujo de ingreso = 114.9 kg/h

Mientras que el flujo másico de salida de cada gasificador se calcula realizando un balance de masa en la zona de reducción del reactor, obteniéndose el flujo másico de carbono a la salida, el cual resulta igual a 16.9 kg/h.

Por lo tanto, la conversión alcanzada resulta:

Conversión = (flujo másico de entrada - flujo másico de salida) / flujo másico de entrada

Conversión = (114.9 kg/h - 16.9 kg/h) / 114.9 kg/h

Conversión = 0.853

Capacidad de producción

La efectividad global del proceso depende de tres factores principales: disponibilidad, porcentaje de producto conforme y performance.

Por un lado, la disponibilidad se define como horas de planta disponibles para operar respecto a las horas disponibles totales. Si bien se desarrolla una producción continua, la misma se frena debido a paradas de mantenimiento programadas o de imprevisto, factores externos como podría ser algún problema con la materia prima, rotura o falla de un equipo, entre otros. Con lo cual, la disponibilidad no puede tomar un valor de 100%.

Para el cálculo estimativo del valor de disponibilidad se tiene en cuenta que anualmente la planta posee 8760 horas disponibles totales, sin embargo, se distingue que opera menos cantidad debido a los mantenimientos y otras cuestiones recientemente mencionadas, por lo tanto, se puede decir que se toman 15 días para mantenimiento y factores imprevistos. Esto se traduce en 8400 horas de operación. Calculando la disponibilidad resulta del 96%.

Por su parte, el porcentaje de producto conforme se define como el producto en especificación dividido el producto total obtenido. La cantidad de producto conforme con la especificación requerida depende de la calidad de materia prima, desvíos de proceso, fallas en equipos, entre otras cuestiones. El gas de síntesis no es producido para utilizarlo como reactivo para otras reacciones químicas, sino que ingresará al motor de combustión interna. Si bien variaciones en la composición tendrán impacto en el poder calorífico del gas,

provocando modificaciones en la cantidad de energía generada, éste siempre podrá ser utilizado, y por ende el porcentaje de producto conforme será del 100%.

Por último, un factor que modifica la efectividad general del proceso es la performance, siendo ésta una medida de la producción instantánea en función de la producción estándar. Los factores que la afectan son la disponibilidad de materias primas, el desvío del proceso, falla de equipos, capacitación, entre otros. Si bien la disponibilidad de materias primas no sería un factor apreciable para el caso planteado, dado que la cantidad consumida es pequeña en relación a la total producida a nivel nacional, los demás factores si lo son. Además, se considera una producción en crecimiento debido a la madurez de la operación, con lo cual la performance toma valores que van en aumento. Se estima un valor del 95%.

Habiendo hecho un cálculo estimativo para cada uno de los factores, se calcula entonces la efectividad global del proceso:

Efectividad global del proceso = Disponibilidad * % de Producto conforme * Performance

Efectividad global del proceso = 0.96 * 1 * 0.95 = 0.912

De esta forma, se encuentra que la efectividad del proceso resulta ser del 91.2%.

A su vez, es necesario distinguir la capacidad de la planta. Se debe considerar la capacidad de producción nominal y la capacidad de diseño instantánea. La primera será definida en función del estudio de mercado, disponibilidad de capital para inversión, disponibilidad de materias primas, entre otras cuestiones, mientras que la segunda es la capacidad de producción utilizada para el diseño de equipos y surge afectar la capacidad de producción por el valor de efectividad global del proceso, calculado anteriormente.

Se eligió una capacidad de procesamiento de 1 ton/h de biomasa, lo que define una capacidad de diseño de 2052 Nm^3/h de syngas. Por lo tanto, se calcula la capacidad de producción nominal como:

Capacidad de producción = Capacidad de diseño * Efectividad global del proceso

Capacidad de producción = 2052 Nm^3/h * 0.912

Capacidad de producción = 1871 Nm^3/h.

La capacidad de producción resulta de 1871 Nm^3/h de gas de síntesis.

Según bibliografía [54], se distingue que la eficiencia para un motor de combustión interna es del 30%. Conociendo el caudal másico de gas de síntesis (2053 kg/h) y el poder calorífico del mismo (4652 kJ/kg[1]), se puede hacer una primera estimación sobre la producción energética de diseño.

[1] Dato obtenido utilizando el programa UNISIM, a partir de la composición del gas informada en la tabla 16.

$$Potencia\ energética = Caudal\ másico * Poder\ calorífico * Eficiencia\ del\ motor$$

Por lo tanto, la potencia energética resulta de 796 kW. A partir de este valor se estima que la capacidad energética de diseño será de 796 kWh, y por ende una capacidad energética nominal de 726 kWh.

Capítulo V

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se desarrollan las etapas de limpieza del syngas previas a su implementación en el sistema de generación de energía. En este proceso se separan las partículas sólidas, los alquitranes, el amoníaco y los compuestos de azufre (SO_2 y H_2S).

La primer medida de limpieza consiste en el agregado de carbonato de calcio a la alimentación del gasificador para que, dentro del equipo, el sólido se degrade a óxido de calcio y reaccione con el dióxido de azufre. Para este proceso se agrega el doble de la cantidad estequiométrica necesaria para consumir la totalidad del contaminante, conociendo que la eficiencia es de un 50%.

Luego se separan las partículas sólidas utilizando, para cada reactor, un ciclón de alta eficiencia (95%). Posteriormente las tres corrientes gaseosas obtenidas se mezclan y se las hace pasar por un filtro de alúmina que contiene níquel y óxido de manganeso en el que se elimina el tar presente en la corriente gaseosa. En este filtro también se extrae una cierta cantidad de amoníaco, la cual no se consideró para el diseño del absorbedor.

Previo a la siguiente etapa de limpieza se ingresó el gas a una serie de intercambiadores de calor con el fin de disminuir su temperatura hasta 100°C y luego se lo ingresó a un absorbedor de lecho relleno a contracorriente. Esta última se diseñó utilizando el programa UNISIM Design R460.1, utilizando una corriente de lavado de 5000 kg/h de agua a 18°C con el fin de reducir el contenido de amoníaco por debajo de 25 ppm.

Por último, se hace pasar el gas por veinte membranas en paralelo de fibras de polipropileno con una solución acuosa de hidróxido de sodio de pH 13 para eliminar el H_2S (eficiencia cercana al 100%). Además, se describió un segundo método posible para la eliminación, que consiste en la absorción química con una solución de Fe/EDTA, pero que no pudo ser dimensionada.

Introducción

En el gasificador se obtiene el gas de síntesis que contiene impurezas, las cuales deben ser separadas para luego poder ingresarlo al motor de combustión interna. Entre las mismas se encuentran SO_2, H_2S, NH_3, char y alquitranes (Ver Anexo 2). Se requieren distintos métodos para tratar cada una.

En el presente capítulo se dimensionarán los distintos equipos que se utilizan para la separación a la salida del reactor. En el Anexo 3 se aprecia un diagrama de todo el proceso.

Reducción del contenido de SO_2 con $CaCO_3$

Se obtiene SO_2 en la gasificación debido al contenido de azufre que contiene la biomasa, el cual posee un valor de 0.48 kg/h [24]. Se consideró que la mitad del azufre presente se combina para formar SO_2 y la otra mitad para formar H_2S. Por lo tanto, el caudal de SO_2 formado es de 0.48 kg/h. Dado que se utilizan tres gasificadores, el caudal de SO_2 en cada uno resulta igual a 0.16 kg/h.

Por otro lado, se sabe que a la temperatura en la que se encuentra el gasificador, el $CaCO_3$ se descompone formando los productos que se observan en la reacción 12:

$$(12)\ CaCO_3(s) \rightarrow CaO(s) + CO_2(g)$$

En consecuencia, es el CaO el compuesto que reacciona con el SO_2 de la siguiente forma (reacción 13):

$$(13)\ CaO(s) + SO_2(g) \rightarrow CaSO_3(s)$$

Por ende, se obtiene un producto sólido que puede ser separado con un ciclón u otro método. El rendimiento de la reacción 13 se estima en un 50% debido a que a partir de esta conversión del sólido comienzan a controlar los transportes difusivos. [55]

De generar 0.14 kg/h de CaO se eliminaría el 50% de los 0.16 kg/h de SO_2. Sin embargo, al momento de mezclar el carbonato de calcio con la alimentación, se agregará el doble de lo necesario para asegurar mayor distribución del compuesto dentro del lecho. Según la reacción 12, esto implica ingresar 0.5 kg/h de $CaCO_3$.

En conclusión, a la salida de cada gasificador se tendrá 0.08 kg/h de SO_2, 0.21 kg/h de CaO, 0.22 kg/h de CO_2 y 0.15 kg/h $CaSO_3$, producto de la baja eficiencia y el exceso de carbonato de calcio a la entrada del gasificador. Esto implica una concentración de dióxido de azufre de aproximadamente 107 ppm, siendo entre 150 y 200 ppm el límite mundial permitido en los gases de escape. [56]

Condiciones a la salida de cada gasificador

A la salida de cada gasificador, en la parte inferior del mismo, se obtiene la corriente de syngas que se encuentra a una temperatura de 684°C. Dado que el reactor consta de dos tubos concéntricos en el que circula el syngas, partiendo desde la parte inferior y llegando

hasta la cima del mismo para luego ingresar al ciclón, se perderá calor. Esto implica una disminución en la temperatura de salida.

Para estimar el porcentaje del calor contenido que será intercambiado hacia el interior del gasificador se supone que el valor numérico coincidirá con el calor necesario para calentar la biomasa desde la temperatura ambiente hasta los 100°C. Esto es así ya que, como se mencionó anteriormente, el intercambio se realiza con las zonas frías del reactor favoreciendo el secado y la volatilización de la biomasa.

Por lo tanto, se calcula la temperatura de salida del syngas igualando el cambio de calor sensible de ambas corrientes, como se observa a continuación.

$$Fm_{bio} * Cp_{bio} * (Tf_{bio} - Ti_{bio}) = -Fm_{syn} * Cp_{syn} * (Tf_{syn} - Ti_{syn})$$

Donde Fm es el flujo másico en kg/h, Cp el calor específico $kJ*kg^{-1}*ºC^{-1}$, Tf y Ti las temperaturas finales e iniciales respectivamente en ºC. Los subíndices bio y syn hacen referencia a la biomasa y syngas.

Los valores de los parámetros de la ecuación mencionada son:

- Fm_{bio} = 333.3 kg/h
- Fm_{syn} = 745.6 kg/h
- Cp_{bio} = 1.505 $kJ*kg^{-1}*ºC^{-1}$[57]
- Cp_{syn} = 1.547 $kJ*kg^{-1}*ºC^{-1}$ (Ver Anexo 4)
- Ti_{bio} = 18ºC
- Tf_{bio} = 100ºC
- Ti_{syn} = 684ºC

Resolviendo, se obtiene un valor de Tf_{syn} de 648ºC. Esto implica que el syngas intercambie 41136 kJ/h.

En la tabla 17 se mencionan las condiciones de salida del gasificador. Cabe destacar que las partículas sólidas están compuestas por char, cenizas y extraíbles que no reaccionaron, y partículas de CaO y $CaSO_3$ formadas en la reducción previamente detallada.

Tabla 17. Condiciones de salida de cada gasificador.

Temperatura (ºC)		648
Presión (kPa)		101.3
Flujo másico (kg/h)		745.6
	CH_4	2.074
	CO	16.230

Porcentaje másico	CO_2	16.964
	H_2O	13.393
	H_2	0.801
	N_2	42.360
	Partículas sólidas	7.520
	NH_3	0.627
	H_2S	0.011
	SO_2	0.011
	TAR	0.009

Ciclón

El ciclón es uno de los equipos de recolección de polvo que se utiliza con mayor frecuencia. El equipo remueve el material particulado de una corriente gaseosa, basándose en la fuerza centrífuga, la cual depende de la velocidad de giro del gas y el radio del ciclón. Tiene construcciones simples sin partes móviles, lo que facilita las operaciones de mantenimiento. Además, puede ser fabricado con distintos materiales y soportar temperaturas que rondan los 1000°C.[58]

En un equipo ciclónico, la trayectoria del gas comprende un doble vórtice, una espiral descendente en el lado externo, y una ascendente en el interno. En la figura 28 se observa la trayectoria mencionada.

El syngas con partículas sólidas ingresa a la cámara superior tangencialmente y desciende en espirales hasta la sección cónica. Luego, asciende nuevamente en forma de espiral, con un diámetro más pequeño que el anterior, y logra salir al exterior por la parte superior. Los sólidos se mueven radialmente, deslizándose por las paredes debido a la fuerza centrífuga y son recogidos por la parte inferior.

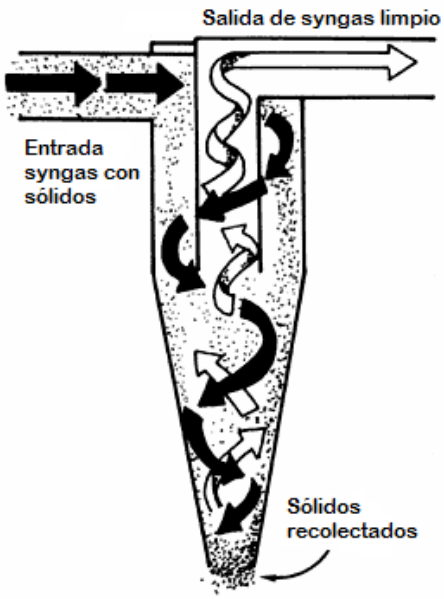


Figura 28. Trayectoria de syngas y sólidos en un ciclón.

Se distinguen distintas familias de ciclones de entrada tangencial: ciclones de alta eficiencia, ciclones convencionales y ciclones de alta capacidad.

Por un lado, los ciclones de alta eficiencia se diseñan para lograr una mayor remoción de las partículas sólidas que los convencionales. Remueven partículas de 5 μm con una eficiencia del 90%, alcanzando eficiencias mayores para partículas más grandes. Estos ciclones tienen una mayor caída de presión, lo que provoca mayores costos energéticos para remover las impurezas del gas.

Por otro, los ciclones de alta capacidad son diseñados para remover únicamente partículas mayores a 20 μm, aunque en cierto grado se produce la recolección de partículas más pequeñas.

Las partículas presentes en el gas de síntesis tienen una variada distribución de tamaños. La misma se aprecia en la tabla 18. [1]

Tabla 18. Distribución de tamaños de partículas presentes en el syngas.

Tamaños de partículas de gas (μm)	Porcentaje en masa en el gas (%)
más de 1000	1.7
1000-250	24.7
250-102	23.7
102-75	7.1
75-60	8.3
60-50	4.14
50-30	5.87
30-10	8.97
10-5	15.52

Conociendo los valores de caudal másico, temperatura, presión y composición de la corriente de salida del gasificado se simuló utilizando el UNISIM Design R460.1, lo que permite conocer la posible dimensión del ciclón. Las condiciones iniciales de entrada a los ciclones se detallan en la tabla 17, anteriormente mencionada.

Es necesario aclarar que se simuló para el peor caso, es decir considerando que todos los sólidos formados son arrastrados por la corriente gaseosa producto de la gasificación.

Mediante el uso del mismo simulador UNISIM, se distinguió la posibilidad de dimensionar un ciclón a la salida de cada reactor, desarrollado en el Capítulo III, debido a que los sólidos generan gran erosión en las cañerías. Dado que se distinguen dos posibles tipos de ciclones, se simulan ambos y luego se elige el más conveniente.

En primer lugar, se diseña un ciclón de alta capacidad, considerando una eficiencia del 85%, dato extraído de bibliografía. [1] (Ver Anexo 4)

Las dimensiones del equipo se distinguen en la figura 29 y en la tabla 19.

Tabla 19. Dimensiones del ciclón de alta capacidad.

Dimensión	Medida (m)
Diámetro del ciclón (Dc)	0.5
Altura de entrada (a)	0.38
Ancho de entrada (b)	0.19
Altura parte cilíndrica (h)	0.75
Altura parte cónica (z)	1.25
Altura de salida de gas (S)	0.44
Diámetro de salida de gas (Ds)	0.38
Altura total del ciclón (H)	2
Diámetro de salida de sólidos (B)	0.19

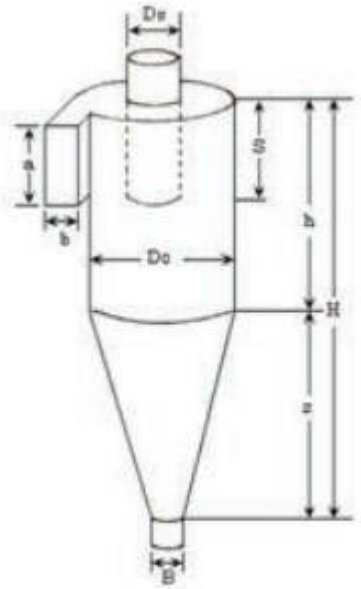


Figura 29. Dimensiones del ciclón.

A la salida del equipo se obtienen dos corrientes: una gaseosa con bajo contenido de material particulado (que se libera por la parte superior) y una sólida con las partículas separadas.

La corriente que ingresa al ciclón contiene una fracción másica de partículas sólidas de 0.075, mientras que la corriente gaseosa resultante contiene 0.012. La distribución de tamaños de esta última abarca un porcentaje de 60%, aproximadamente, para las partículas de entre 5 y 10 µm. Las condiciones a la salida del tope de los ciclones se distinguen en la tabla 20:

Tabla 20. Condiciones de salida de los ciclones de alta capacidad.

Temperatura (ºC)		648
Presión (kPa)		101
Flujo másico (kg/h)		697.9
	CH_4	2.216
	CO	17.340
	CO_2	18.124

Porcentaje másico	H_2O	14.309
	H_2	0.856
	N_2	45.257
	Partículas sólidas	1.197
	NH_3	0.670
	H_2S	0.011
	SO_2	0.011
	TAR[2]	0.009

En segundo lugar, se diseña un ciclón de alta eficiencia, considerando una eficiencia del 95%, siendo éste el máximo valor admitido por el simulador. (Ver Anexo 4)

Las dimensiones del equipo se distinguen en la figura 30 y en la tabla 21.

Tabla 21. Dimensiones del ciclón de alta eficiencia.

Dimensión	Medida (m)
Diámetro del ciclón (Dc)	0.55
Altura de entrada (a)	0.28
Ancho de entrada (b)	0.11
Altura parte cilíndrica (h)	0.83
Altura parte cónica (z)	1.37
Altura de salida de gas (S)	0.28
Diámetro de salida de gas (Ds)	0.28
Altura total del ciclón (H)	2.2
Diámetro de salida de sólidos (B)	0.21

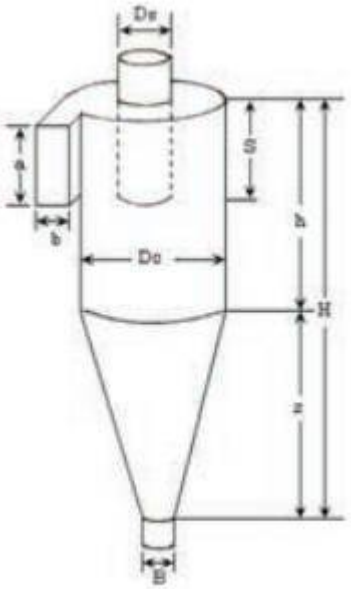


Figura 30. Dimensiones del ciclón.

La corriente que ingresa al ciclón, al igual que el caso anterior, contiene una fracción másica de cenizas de 0.075, mientras que la corriente gaseosa resultante contiene 0.004. La distribución de tamaños de esta última abarca un porcentaje de 80%, aproximadamente, para

[2] En UNISIM se lo consideró como parte de las partículas sólidas, pero se asume que todo su contenido sale con el syngas, por lo tanto, a la fracción másica del carbón se le resta la del tar.

las partículas de entre 5 y 10 µm. Por otra parte, el mismo provoca una caída de presión de 1.2 kPa. Las condiciones de salida al tope de los ciclones de alta eficiencia se distinguen en la tabla 22:

Tabla 22. Condiciones de salida de los ciclones de alta eficiencia.

Temperatura (ºC)		648
Presión (kPa)		99.8
Flujo másico (kg/h)		692.3
Porcentaje másico	CH_4	2.234
	CO	17.480
	CO_2	18.271
	H_2O	14.425
	H_2	0.863
	N_2	45.623
	Partículas sólidas	0.397
	NH_3	0.676
	H_2S	0.011
	SO_2	0.011
	TAR[2]	0.009

Se elige el ciclón de alta eficiencia dado que permite una mejor separación del material particulado presente en el gas de síntesis.

Filtro

Como se desarrolló en el Capítulo IV, las partículas que no pudieron ser separadas en el ciclón, se pueden retener en un filtro adecuado. El mismo debe tener una malla con tamaño menor al diámetro de partícula que es arrastrada por la corriente gaseosa.

El filtro debe contener medios granulares de alúmina, el cual permite la separación. Además, se debe agregar óxido de manganeso, lo que reduce la cantidad de alquitranes presentes. [47]

Las corrientes gaseosas que se obtienen en cada ciclón se unen para formar una única corriente, mediante el uso de un mezclador. Ésta es la que luego ingresa al filtro recién mencionado.

Se supone que el filtro logra retener todo el contenido de partículas sólidas. En cuanto al tar, se retiene el 58%, lo que genera una concentración de este componente en la corriente de syngas de 42 mg/Nm^3.

Se encontró en bibliografía [59] que los límites permitidos de material particulado y alquitrán en un motor de combustión interna son 50 mg/Nm^3 y 100 mg/Nm^3 respectivamente. Por lo tanto, se concluye que la retención de estas impurezas es adecuada. Cabe destacar que el tar puede ser eliminado en etapas posteriores.

Torre de absorción para separación de NH_3

Para remover el amoníaco se ingresa la corriente gaseosa a un absorbedor que consiste en una torre rellena. La misma cuenta con un relleno de anillos pall plásticos de 5/8´´, eligiéndose este material para evitar problemas de corrosión en el relleno. Debido al alto valor de solubilidad que posee el NH_3 en agua se utilizará esta última como líquido absorbedor. Esto implica que no se requiera un gran volumen de líquido y sí gran contacto interfacial y es por este motivo que se decidió utilizar un absorbedor de torre rellena. Además, dado que en este tipo de absorbedores se aumenta el área de contacto entre las fases, se ve favorecida la transferencia de masa.

Nuevamente se utiliza el simulador UNISIM Design R460.1 para poder dimensionar la torre. El agua ingresa por el tope, a una temperatura de 18ºC, a presión atmosférica, ingresando un caudal de 5000 kg/h.

Por su parte, el syngas, posterior a su paso por el filtro y los intercambiadores de calor, ingresa por el fondo de la torre. Éste se encuentra a una temperatura de 100ºC y a una presión de 1 atm. El caudal a ingresar es de 2068 kg/h.

Es importante mencionar que se conoce que la solubilidad de los gases aumenta cuanto mayor sea la presión a la que se encuentren. Para esto es necesario que a los gases se los someta a un proceso de compresión. La idea principal es poder utilizar parte de la energía generada en el proceso para los gastos energéticos de la planta. Dado que el compresor consume gran cantidad de energía, esta propuesta no se consideró ya que la energía obtenida para la venta se reduce considerablemente, lo que no resulta beneficioso en términos económicos.

Para poder dimensionar la torre, se fue variando el caudal de agua a ingresar y el número de platos teóricos para poder obtener una concentración de amoníaco menor a 25 ppm[3] [59]. Se buscó un equilibrio entre la altura de la torre y el caudal de agua a ingresar. Las características de la torre simulada se distinguen en la tabla 23 (Ver Anexo 4):

[3] El valor de 25 ppm refiere a ppm en volumen (mg/m^3). La densidad del syngas se extrajo de UNISIM, resultando un valor de 1 kg/m^3, por lo que se asume ppm en masa equivalente a ppm en volumen.

Tabla 23. Dimensiones de la torre de absorción.

Dimensión	Valor
Diámetro (m)	0.91
Altura (m)	3.9
Altura de plato teórico HETP (m)	0.49
Número de platos teóricos	8
Porcentaje de inundación máxima	40%

La corriente de gas de síntesis que ingresa contiene 6781 ppm de amoniaco en masa, mientras que la salida posee 1 ppm, cumpliendo con la condición mencionada anteriormente.

Parte del amoníaco remanente va a combustionar en el motor formando óxidos de nitrógeno (NOx), por lo tanto, se buscaron los límites permisibles de estos compuestos para corroborar su cumplimiento. Dichos límites se corresponden con 25 ppm para el NO, 50 ppm para el N_2O y 3 ppm para el NO_2[60]. Teniendo en cuenta la concentración de amoníaco de entrada, el agregado de aire para el proceso de combustión y que el contenido inicial de nitrógeno se verá distribuido entre los cuatro compuestos mencionados, se puede asegurar que se cumplirá con los límites recién mencionados.

La absorción del amoníaco a lo largo de la torre se puede observar en la figura 31, donde se aprecia la variación del flujo másico del mismo en función de la altura de la torre. Es importante destacar que el NH_3 ingresa por el fondo de la torre.

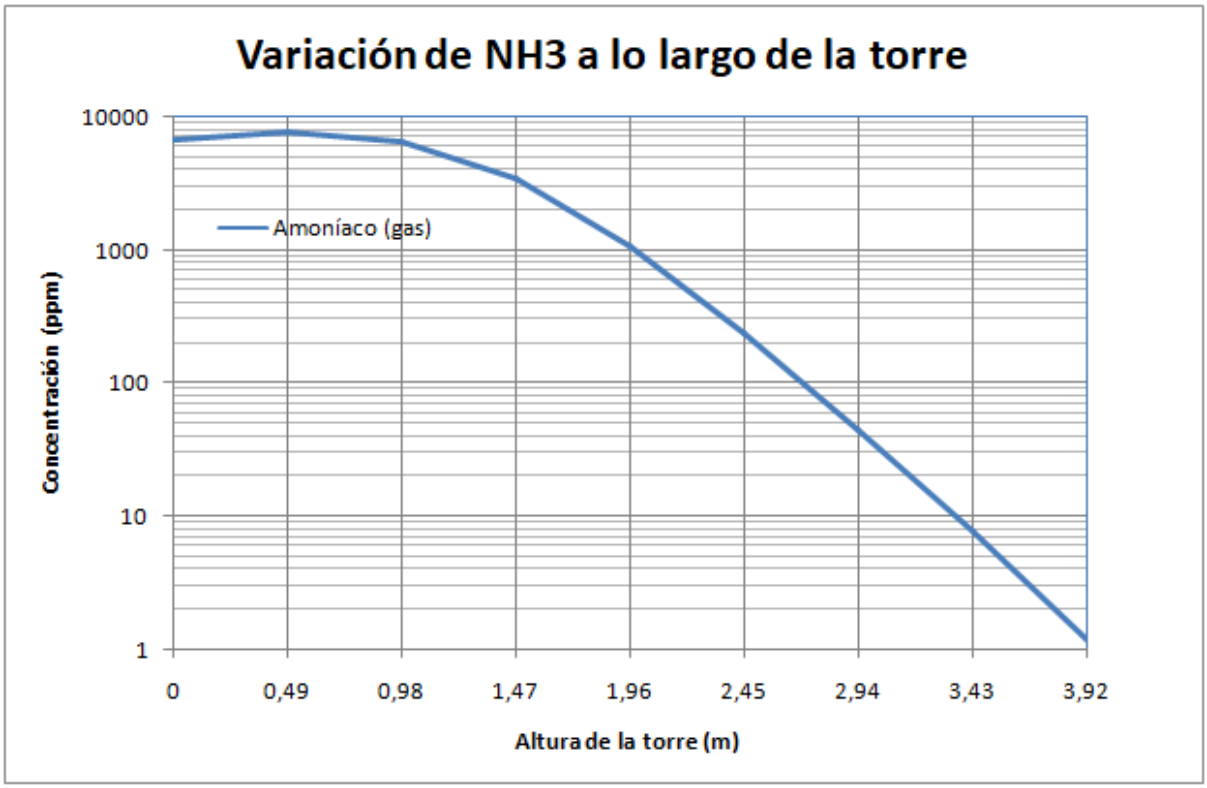


Figura 31. Absorción del NH_3 a lo largo de la torre de lavado.

Al salir de esta torre, el agua, que posee un caudal de 5289 kg/h, una temperatura de 58.6°C y una concentración de amoniaco de 2804 ppm.

Si se observa la figura 31, puede notarse un aumento en la concentración de NH_3 en la altura 0.49 metros (primer plato teórico). Dicho aumento puede explicarse debido a dos situaciones. Por un lado, parte del agua contenida en el syngas pasa a estado líquido, provocando una mayor concentración de los demás compuestos. Por otro, si se analiza específicamente el primer plato teórico del absorbedor, se encuentra que el flujo másico de amoníaco que se encuentra en el agua (fruto de la absorción en el plato previo) es mayor que el que tiene el syngas de entrada, por lo que se genera un intercambio inverso al deseado, donde el amoníaco contenido en el agua se transfiere al gas. Aun así, es conveniente el uso de los 8 platos teóricos, que incluyen el intercambio no deseado, dado que permite llegar a la concentración final de amoníaco en el syngas, con una menor cantidad de agua. De usar 7 platos, este suceso no se observa, pero se requiere un mayor caudal de agua para lograr el objetivo.

Dado que el agua, que sale de la torre de absorción, no puede ser vertida en cualquier fuente hídrica debido a su contenido de amoníaco, se la debe tratar para disminuir la concentración de impureza hasta límites aceptables. Por lo tanto, se la trata con ácido sulfúrico en un tanque agitado, con el fin de generar la sal (sulfato de amonio), la cual se puede vender como fertilizante. La formación de la sal, junto con el análisis económico de la producción de la misma se desarrolla en el Capítulo VIII del presente trabajo.

Separación del H_2S

Debido a que el sulfuro de hidrógeno es un fuerte contaminante, donde la concentración en los gases de escape máxima no debe exceder 10 ppm [60], el mismo debe ser extraído del gas de síntesis. Para ello, se plantean dos posibles métodos.

Membrana con solución de NaOH

En primer lugar, se propone la absorción utilizando una membrana que contenga una solución de NaOH [61]. Esta membrana debe colocarse posterior a la torre de lavado.

Esta etapa de lavado consiste, entonces, en un módulo formado por membranas de polipropileno de fibra hueca. A través de la carcasa se hace circular, en un solo paso, el gas de síntesis, mientras que la solución acuosa de NaOH fluye a contracorriente en el interior de las fibras.

Se encuentra que, para eliminar el contaminante en un 95%, se requiere relaciones entre el gas y el líquido superiores a 50, y un pH de 13, es decir una solución al 0.1M de NaOH [61]. Además, para que ocurra la transferencia de masa es necesario que la presión del gas sea mayor a la del líquido.

El módulo de membrana del tipo fibra hueca desarrollada en *Membrane gas absorbers for H2S removal-design, operation and technology integration into existing odour treatment strategies* [61] posee las características que se observan en la tabla 24:

Tabla 24. Datos bibliográficos del módulo de membrana del tipo fibra hueca. [61]

Caudal (Q1) (m^3/s) (fase gas)	$5.13*10^{-5}$
Velocidad de flujo (v1) (m/s)	0.067
Área de flujo (m^2)	$7.657*10^{-4}$
Coeficiente global de transferencia de masa (Kg1) (m/s)	$2.26*10^{-3}$
Diámetro de la coraza (dc1) (mm)	35
Número de fibras (nf1)	1930
Diámetro de fibra (df1) (µm)	360
Longitud (m)	0.2
Área de contacto (At1) (m^2)	0.4363

Cabe destacar que, en la publicación recientemente mencionada, se separa el sulfuro de hidrógeno del aire. Sin embargo, resulta una buena aproximación para la separación que se desea realizar en el presente trabajo.

Para poder dimensionar el módulo de membrana a utilizar se realizó un diseño por similitud. Para éste, se igualaron los números adimensionales Reynolds (Re) y Sherwood (Sh). Además, se consideraron las expresiones para el cálculo del área de transferencia, de la relación del caudal con la velocidad y el área de flujo, y de la ecuación que relaciona el Kg con el caudal, área de transferencia y concentraciones a la entrada y a la salida del módulo desarrollado en la publicación. Se formuló entonces un sistema de ecuaciones, que se muestra a continuación:

$$\frac{\rho aire \cdot v1 \cdot 1.336 \cdot 10^{-3}}{\mu aire} = \frac{\rho \cdot v2 \cdot 4 \cdot \left(\frac{\frac{\pi \cdot dc2^2}{4} - \frac{\pi \cdot nf2 \cdot df2^2}{4}}{\pi \cdot df2 \cdot nf2 + \pi \cdot dc2} \right)}{\mu}$$

$$Q2 = v2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot dc2^2}{4} - \frac{\pi \cdot nf2 \cdot df2^2}{4} \right)$$

$$\frac{Kg2}{v2} = \frac{Kg1}{v1}$$

$$Kg2 = \frac{Q2}{At2} \cdot \ln\left(\frac{1}{Cs}\right)$$

$$At2 = \pi \cdot df2 \cdot L2 \cdot nf2$$

dc2: diámetro de la coraza

df2: diámetro de fibra

nf2: número de fibras

Kg2: coeficiente global de transferencia de masa

v2: velocidad de flujo

Q2: caudal a tratar

At2: área de contacto

L2: largo de membrana

Ci: concentración de H_2S a la entrada

Cs: concentración de H_2S a la salida

El caudal a tratar es conocido, siendo éste (0.455 m^3/s a 1 bar). Sin embargo, se decidió colocar 20 módulos de membranas en paralelo, por lo que el caudal que circula por cada uno es la vigésima parte del caudal total. El valor de concentración a la entrada es conocido, dado que se conoce la cantidad de H_2S que contiene el syngas al salir de la torre de absorción (138 ppm). Los valores de densidad y viscosidad para el aire son valores que se obtienen de bibliografía, mientras que para el syngas fueron extraídos del UNISIM Design R460.1, a la salida de la torre de absorción. Para el diámetro de fibra, se decidió que éste sea el doble del diámetro presentando en la publicación. Tanto la longitud de cada membrana como la velocidad del syngas fueron elegidas. Por un lado, el valor de la longitud de cada una fue elegida según el requerimiento para el presenta trabajo [62]. Por otro, la velocidad se la eligió según los gráficos desarrollados en la publicación, y teniendo en cuenta posibles fallas mecánicas por velocidades elevadas.

Resolviendo el sistema de ecuaciones planteado se puede obtener los valores de Kg2, dc2, nf2, At2 y Cs.

En la tabla 25 se resumen las características de cada una de las membranas que integran el módulo:

Tabla 25. Características de cada una de las membranas dimensionadas que conforman el módulo.

Caudal (Q2) (m^3/s) (fase gas)	0.023 (1 bar)
Velocidad de flujo (v2) (m/s)	0.067
Área de flujo (m^2)	0.34
Coeficiente global de transferencia de masa (Kg2) (m/s)	$2.26*10^{-3}$
Diámetro de la coraza (dc2) (m)	0.81
Número de fibras (nf2)	437200
Diámetro de fibra (df2) (µm)	720
Longitud (L2) (m)	2
Área de contacto (At2) (m^2)	1978

Debido a que la resistencia a la transferencia de masa se encuentra únicamente en la fase gas, tanto la concentración inicial de H_2S en el gas como la velocidad del líquido no tendrán impacto en la absorción. Por lo tanto, el requisito sobre el caudal de la solución de NaOH será mantener el pH en 13.

Teniendo en cuenta lo mencionado, se buscó un caudal que supere la relación gas:líquido de 50 y que asegure el pH 13 a lo largo del equipo. Para esto se calculó la cantidad de hidróxido de sodio consumido a partir de la relación estequiométrica con el sulfuro de hidrógeno y, con ella, se eligió el caudal necesario para mantener la condición informada.

Por lo dicho anteriormente, se decidió utilizar un caudal total de solución de NaOH al 0.1M (que luego se divide entre los 20 equipos) de 3000 L/h ($8.33*10^{-4}$ m^3/s). Para su preparación se disuelven 12 kg/h de hidróxido de sodio puro (donde la cantidad final estará sujeta a la pureza del reactivo comercial) en los 3000 L/h de agua en un tanque agitado continuo. Para asegurar el caudal de sólido se implementa un dosificador gravimétrico que descarga en el centro del tanque.

Si bien se conoce que estas membranas suelen tener una eficiencia del 95%, por una cuestión estructural se asignó la longitud de 2 metros para cada una, lo que resulta en un equipo sobredimensionado. Debido a esto, los cálculos presentados anteriormente arrojan una eficiencia del 100%.

Si se tiene en cuenta la eficiencia informada en bibliografía, el gas saldría con una concentración de 7 ppm. Por lo tanto, con el uso de un arreglo de 20 membranas en paralelo se cumple con la condición de concentración máxima de sulfuro de hidrógeno presente en el syngas que debe ingresar al motor de combustión interna.

En este caso, en la combustión, el H_2S remanente se oxidará para formar SO_2. Teniendo en cuenta la concentración de este último y la formada se tendría, despreciando la dilución con el aire, una concentración de SO_2 de 144 ppm. Aun así, se cumple con los requisitos legales mencionados anteriormente.

Además, la solución de hidróxido de sodio que contiene impurezas luego de pasar por las membranas puede ser comercializada como soda cáustica de baja calidad para diferentes industrias. La misma se utiliza para fabricación de productos de limpieza y tratamientos de agua, en la industria textil, metalúrgica, etc. Principalmente se destaca el uso en industrias metalúrgicas, dado que la planta de producción de energía eléctrica desarrollada en el presente trabajo se ubicaría en el Parque Industrial La Victoria, en el que se ubican muchas industrias de este tipo y con las que podría comercializarse el producto.

Opción 2 - Absorción química con Fe/EDTA

En segundo lugar, se propone eliminar el H_2S mediante absorción química en una solución de Fe/EDTA, que convierte el H_2S en azufre elemental (S) [63]. La ventaja de este proceso es la conversión de un contaminante en un producto químico, que luego se puede eliminar de forma fácil y segura. Por su parte, las soluciones quelatadas con hierro funcionan como un pseudo-catalizador que puede ser regenerado. Además, el proceso se realiza a temperatura ambiente y presión atmosférica, lo cual resulta beneficioso.

El sistema necesario consiste en una torre de absorción, un filtro separador de partículas y una columna de regeneración. El syngas es introducido en la parte inferior de la torre de absorción, pasando a través de la solución de Fe/EDTA que fluye hacia abajo. En esta columna el H_2S es absorbido y transformado en S.

- El H_2S se absorbe físicamente en el agua sufriendo la disociación según:

$$H_2S\ (g) + H_2O \Leftrightarrow H_2S\ (aq)$$

$$H_2S\ (aq) \Leftrightarrow H^+ + HS^-$$

$$HS^- \Leftrightarrow H^+ + S^{-2}$$

- La formación de S se produce por oxidación de sulfuros por el hierro quelado según:

$$S^{-2} + 2Fe^{+3} \Leftrightarrow S^0 + 2Fe^{+2}$$

- La regeneración de la solución acuosa de hierro quelado se produce mediante su oxigenación, seguida de la conversión del pseudo-catalizador en Fe^{+3}.

$$\tfrac{1}{2}\ O_2\,(g) + H_2O\ (l) \rightarrow \tfrac{1}{2}\,O_2\ (aq)$$

$$\tfrac{1}{2}\ O_2\,(aq) + 2Fe^{+2} \rightarrow 2Fe^{+3} + 2OH$$

La reacción general se puede expresar como: $H_2S + \tfrac{1}{2}\ O_2\,(g) \rightarrow S^0 + H_2O$.

El separador de partículas se utiliza para filtrar las partículas del S formado. La solución de Fe^{+2}/EDTA filtrada que sale se regenera en Fe^{+3}/EDTA en una columna de burbujeo de aire. Un diagrama de los equipos puede observarse en la figura 32.

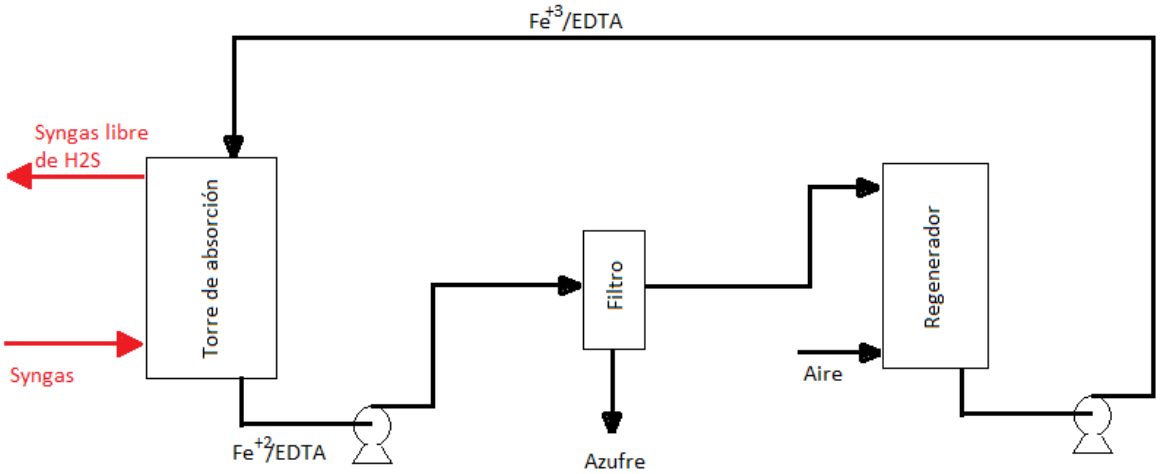


Figura 32. Absorción química del H_2S con Fe/EDTA.

En cuanto a la solución de Fe/EDTA, la bibliografía [63] menciona dos reactivos posibles para su obtención. Puede utilizarse tanto $FeCl_2$ como $FeBr_2$. Por su parte, la solución de EDTA a utilizar debe poseer una concentración de 0.2M y un pH de 13. La relación hierro/agente quelante debe ser de 1.06.

Con respecto a la eficiencia del método, la misma depende de la relación entre los caudales de gas y líquido utilizados. Para una relación G:L de 14.7, la eficiencia es del 70%,

mientras que para una G:L de 12, tiene un valor de 90%. Esto implica, entonces, que a menor relación G:L, mayor será la eficiencia.

Por lo tanto, un caudal de syngas de 1638 m^3/h a la salida de la torre de absorción requiere de un caudal de la solución Fe/EDTA de 163.8 m^3/h para tener una relación G:L que implique obtener gran eficiencia. Además, resulta importante mencionar que, si bien el caudal de la solución Fe/EDTA es elevado, la corriente sufre un proceso de regeneración.

Si bien en la bibliografía [63] se utiliza el método recientemente desarrollado para la absorción química del H_2S presente en el biogás, por similitudes entre los gases también podrá utilizarse para el syngas.

Al momento de elegir el método a utilizar para la separación del H_2S del gas de síntesis es necesario considerar distintos puntos relevantes. Por un lado, de utilizar la membrana por la que fluye una solución de NaOH se requiere de 20 membranas en paralelo, lo que implica ocupar gran espacio en la planta. Pero, se obtiene una solución de NaOH impura que puede ser vendida, siendo un subproducto de la planta de producción. La eficiencia del método de separación no depende de la relación G:L utilizada, por lo que el caudal de NaOH utilizado puede ser bajo, sin provocar grandes cambios en el resultado final (la relación G:L puede ser mayor a 50).

En cuanto a la absorción química utilizando una solución de Fe/EDTA, se obtiene como producto secundario azufre sólido únicamente, dado que la solución de Fe/EDTA es regenerada. Sin embargo, se requiere de varios equipos distintos para completar el proceso. Además, la eficiencia se encuentra muy relacionada con la relación G:L donde, a mayor relación G:L, menor será la eficiencia. Por lo tanto, se requiere de relaciones bajas para obtener eficiencias altas. Esto implica, entonces, tener un elevado caudal de la solución de Fe/EDTA.

En conclusión, se decide utilizar el módulo de membranas (opción 1) debido a que la eficiencia de remoción de H_2S del syngas es mayor a la que presenta la otra opción. Además, el caudal a procesar de la solución de NaOH resulta considerablemente menor al de la solución de Fe/EDTA. Por último, el subproducto que se obtiene con la separación elegida posee un mayor valor comercial que el azufre.

Más allá de lo mencionado, es necesario destacar que el segundo método presentado no debe descartarse completamente ya que podría resultar económicamente beneficioso. Sin embargo, en el presente trabajo no fue dimensionado debido a la falta de bibliografía específica para su diseño.

Capítulo VI

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se mencionan los distintos equipos auxiliares para el proceso de gasificación de biomasa.

En primer medida, se utilizan un molino y un tornillo sin fin para el acondicionamiento y transporte del rastrojo de maíz para su posterior ingreso al gasificador. Para mantener la alimentación continua y controlada en cada reactor se utiliza para la biomasa una balanza batcheadora y un dosificador gravimétrico para el carbonato de calcio. En otro apartado, se seleccionan los equipos y la configuración para el transporte de los sólidos, que incluyen las cenizas y material particulado separados tanto en los gasificadores como en los ciclones. Además, se define la preparación de la solución de NaOH necesaria para el módulo de membranas, tanto su alimentación con dosificador y su agitación.

Luego se mencionan los equipos de impulsión de fluido, tanto gases como líquidos, los cuales se seleccionan según la capacidad requerida y potencia consumida. En cuanto a la impulsión de gas de síntesis, se determina la ubicación estratégica de los equipos para contrarrestar la pérdida de carga debida al proceso. Con respecto a la succión del agua, se considera el caudal a extraer y la altura desarrollada de la bomba.

Por otro lado, se realizó un balance energético con el fin de obtener la temperatura de ingreso del aire a cada gasificador, que resultó de 190ºC. Además, se desarrolló una integración energética entre distintas corrientes del proceso, con el fin de aprovechar el calor contenido en cada una.

De la integración energética surge el sistema de intercambiadores de calor, el cual consta de dos equipos. Uno en el que se enfría el gas de síntesis, aprovechando el calor entregado para aumentar la temperatura del aire, y otro para cumplir con el requisito de temperatura requerida para el syngas, utilizando una corriente auxiliar de agua. Esta corriente auxiliar, se recircula utilizando una torre de enfriamiento de tiro inducido.

Por otra parte, se eligió el generador eléctrico necesario a partir del caudal de la mezcla aire/combustible a procesar. Se obtuvo la eficiencia energética del mismo (43.4%) y la energía generada para el proceso detallado en el presente trabajo (979 kWh).

Se estimó el consumo energético de la planta y se lo contrastó con la potencia generada en la misma. La misma resulta igual a 903 kWh.

Por último, se dimensionaron las cañerías a utilizar en todo el proceso, considerando velocidades sugeridas para cada fluido junto con los diámetros disponibles en el mercado para obtener las dimensiones necesarias. Además, resulta importante tener en cuenta las propiedades químicas de los fluidos para poder elegir los materiales adecuados.

Introducción

El acondicionamiento y transporte de los distintos materiales resulta de gran importancia para poder estimar una potencia neta obtenida en el proceso de gasificación, debido a los distintos equipos que se requieren para cada uno y el consumo de los mismos.

En este capítulo se detallan el dimensionamiento y consumo energético de los equipos auxiliares tales como bombas, ventiladores, intercambiadores de calor, molinos, tornillos sin fin, balanzas, entre otros. Junto con los mismos, se informan las distintas cañerías con sus dimensiones.

Además, se detalla la potencia obtenida cuando se utiliza el motor de combustión interna con el gas de síntesis producido.

Transporte de materiales

Acondicionamiento y transporte de la materia prima

En el presente trabajo se asume que la materia prima llega a la planta con pre proceso de trituración que facilita su almacenamiento y transporte. La misma se almacena en silobolsas hasta que se requiera su utilización.

La corriente que ingresa a cada gasificador debe contener partículas de diámetro menor a 51 mm, por lo que se utilizará un molino de corte que permite la reducción de materiales fibrosos de origen agropecuario. El molino elegido se puede apreciar en el catálogo de Neue Herbold Molinos [64], donde se distingue que su capacidad varía entre los 500 y los 1000 kg/h. El motor del mismo requiere una potencia que varía entre los 15 y los 37 kW (Ver Anexo 5).

El transporte de los sólidos, en sus diferentes etapas, se realiza mediante el uso de tornillos sin fin tipo b [65] los cuales son capaces de transportar una gran variedad de materiales tanto de forma horizontal como elevarlos mediante un determinado grado de inclinación del equipo (Ver Anexo 5). Para poder estimar la potencia que requiere el tornillo se utiliza la siguiente fórmula:

$$HP = \frac{C * L * \rho * F}{4500}$$

Donde HP es el valor de la potencia medida en HP, C el caudal volumétrico que se desea transportar medido en m^3/min, L la longitud medida en m, ρ la densidad de las partículas medida en kg/m^3 y F un factor que depende del material. [65]

El valor de caudal volumétrico multiplicado por la densidad resulta el caudal másico en kg/min. Por lo tanto, la nueva fórmula resulta:

$$HP = \frac{W * L * F}{4500}$$

Siendo W el caudal másico medido en kg/min. Los valores de cada variable son:

- W = 5.55 kg/min

- L = 19 m
- F = 1.6

Cabe destacar que el valor del largo del tornillo se calculó teniendo en cuenta que la altura total del gasificador con la balanza batcheadora es de 6.5 m y el ángulo de inclinación del tornillo es de 20º.

Por lo tanto, el valor de la potencia resulta de 0.0375 HP. En la misma bibliografía [65] se menciona que, si la potencia calculada es menor a 1 HP, por regla general, debe tomar un valor de 5 HP, es decir 3.73 kW.

Alimentación de sólidos

Para mantener el proceso continuo se utilizará una balanza batcheadora para cada gasificador [66], como se mencionó anteriormente, la que permite ingresar el caudal necesario a cada uno (Ver Anexo 5). De bibliografía se distingue que la potencia consumida por este equipo es mínima, por lo que no se considera crítica para el cálculo de la potencia total consumida.

Por otro lado, los gasificadores también se alimentan con una cantidad determinada de carbonato de calcio. Para esto se sugiere la alimentación de forma continua hacia la balanza utilizando un dosificador gravimétrico colocado sobre ella, el cual se carga manualmente a medida que su reserva se va vaciando [67] (Ver Anexo 5). Al igual que para el caso de la balanza, el consumo del dosificador es bajo por lo que no se considera para el cálculo de la potencia total.

En cuanto a la solución de NaOH necesaria para el módulo de membranas, la misma se prepara en un tanque agitado al cual se le coloca un dosificador [67], con el fin de poder agregar la masa de NaOH sólido para lograr la concentración de 0.1M. El tanque requiere de un agitador con el fin de lograr una homogeneización de la solución, el cual consume una potencia de 4 kW [68]. Además, al TAC le ingresa agua de pozo que es succionada por una bomba. Es necesario aclarar que, al igual que para el caso del carbonato de calcio, el hidróxido de sodio sólido se carga manualmente a medida que se vacía su reserva. El dosificador necesario presenta un consumo bajo por lo que no se considera para el cálculo.

Transporte de cenizas y material particulado

A la salida de cada gasificador se tiene una corriente de cenizas y material particulado que no reaccionó. Las mismas son retenidas parte en el fondo del gasificador y parte por los ciclones. Para transportarlos, es necesario el uso de un tornillo sin fin tipo b [65], al cual le ingresan la salida de los tres gasificadores y los tres ciclones.

Al igual que para el transporte de la materia prima, la fórmula que permite estimar la potencia del tornillo es:

$$HP = \frac{W * L * F}{4500}$$

Siendo W el caudal másico medido en kg/min, L la longitud medida en m y F un factor que depende del material. Los valores de cada variable son:

- W = 2.8 kg/min
- L= 20 m
- F= 1.6

Cabe destacar que el valor del largo del tornillo se calculó teniendo en cuenta las dimensiones de los gasificadores, la separación entre los mismos y la longitud necesaria para depositarlos en un tanque. Además, el tornillo se coloca de forma horizontal.

Por lo tanto, el valor de la potencia resulta de 0.02 HP. En la misma bibliografía [65] se menciona que, si la potencia calculada es menor a 1 HP, por regla general, debe tomar un valor de 5 HP, es decir 3.73 kW.

Transporte de los gases

Es necesario impulsar el gas de síntesis a través de las cañerías para mantener el flujo requerido con su debida presión. Dados los equipos a utilizar en el proceso, se distinguen distintos puntos clave donde es necesaria la colocación de ventiladores para cumplir con los requisitos. Se optó por el uso de ventiladores centrífugos debido a que permiten trabajar con caudales altos y que presentan elevada temperatura. Además, no provocan grandes cambios en la presión, lo cual es beneficioso debido a que se trabaja a presión atmosférica.

Uno de los lugares clave para la colocación es luego de unir las corrientes de syngas provenientes de cada ciclón, y antes de ingresar al filtro. Se eligió este punto dado que el equipo mencionado provoca una caída de presión que varía entre 1 y 10 kPa, según bibliografía [47]. Se definió que dicha caída de presión es de 4 kPa. Esta corriente presenta un caudal de 6493 m^3/h con una temperatura de 648ºC. Por lo tanto, el ventilador necesario se puede apreciar en el catálogo de Airtécnics modelo GR 452 [69], que permite procesar una corriente de 6850 m^3/h y requiere una potencia de 5.5 kW. Además, provoca un aumento de presión de 3.4 kPa (Ver Anexo 5) y en sus características se informa que puede realizarse en una construcción mecánica especial para el requerimiento de temperatura elevada.

El siguiente punto clave se encuentra antes del ingreso al absorbedor. En este punto se tiene un caudal de 2590 m^3/h a una temperatura de 100ºC. Se requiere de un ventilador debido a que es necesario considerar la caída de presión en el absorbedor y en las membranas de separación de H_2S. El ventilador se distingue en el catálogo mencionado recientemente, modelo MAR 501 [69], que permite procesar 2750 m^3/h, con una potencia de 4 kW y provoca un aumento de presión de 4.5 kPa.

El último punto clave se encuentra al ingreso del módulo de membranas dado que es necesario que la presión del gas sea mayor que la del líquido para que efectivamente ocurra la remoción del H_2S del syngas. El syngas en este tramo del proceso posee un caudal de 1638 m^3/h a una temperatura de 18.1ºC. Nuevamente el ventilador a utilizar se distingue en el catálogo mencionado, modelo MHR 632 [69]. El mismo procesa 1800 m^3/h, requiriendo una potencia de 5.5 kW, y generando un aumento de presión de 7.4 kPa.

En cuanto al aire que se requiere como agente oxidante, previo a dividirse para ingresar a cada gasificador, se calienta atravesando el intercambiador de calor. Por lo tanto, para que realice el camino recién mencionado, también se requerirá de la implementación de ventiladores. El caudal total es de 1019 m^3/h, por lo que utilizará el ventilador modelo MAR 310, del catálogo ya mencionado [69]. El mismo procesa un caudal de 1400 m^3/h, con una potencia de 0.55 kW. [69]

Cabe destacar que el agregado de los distintos ventiladores, si bien afecta los valores de presión de entrada de cada equipo, se asume que no altera los diseños desarrollados en capítulos anteriores.

Tal como se mencionó en el Capítulo V al momento de dimensionar el absorbedor se consideró trabajar a una mayor presión debido a que la solubilidad de los gases en agua aumenta según lo hace su presión. Para que esto ocurra, es necesario el uso de compresores que permitan aumentar la presión de forma considerable. Dado que el caudal de syngas es de 2590 m^3/h (es decir 43 m^3/min), se buscó en catálogos un compresor que se adecue a las necesidades del proceso. Se encontró el compresor modelo OGWB250S, en el que puede ingresar un caudal de syngas que varía entre 17.2 y 43 m^3/min. El mismo cuenta con 3.1m de largo, 2.25 m de ancho y 2.2 de altura. Además, consume 250 kW [70]. Sin embargo, el consumo es claramente mayor que para los demás equipos mencionados recientemente, por lo que no se optó por esta alternativa y se decidió trabajar a presión atmosférica en la torre de absorción.

Transporte de agua

El agua necesaria se extrae directamente de napas, mediante la construcción de un pozo de extracción y colocando una bomba sumergible de capacidad adecuada. Para seleccionar la bomba necesaria, se utilizó el catálogo dinámico de Grundfos [71], en el que debe conocerse el caudal a bombear y la altura desarrollada de la bomba. Además, el catálogo presenta un gráfico de altura vs caudal en el que se muestran distintas curvas características y, a medida que se selecciona el modelo de bomba, se ubica en las curvas el punto altura:caudal que representa dicha bomba. Éste gráfico se observa en la figura 33.

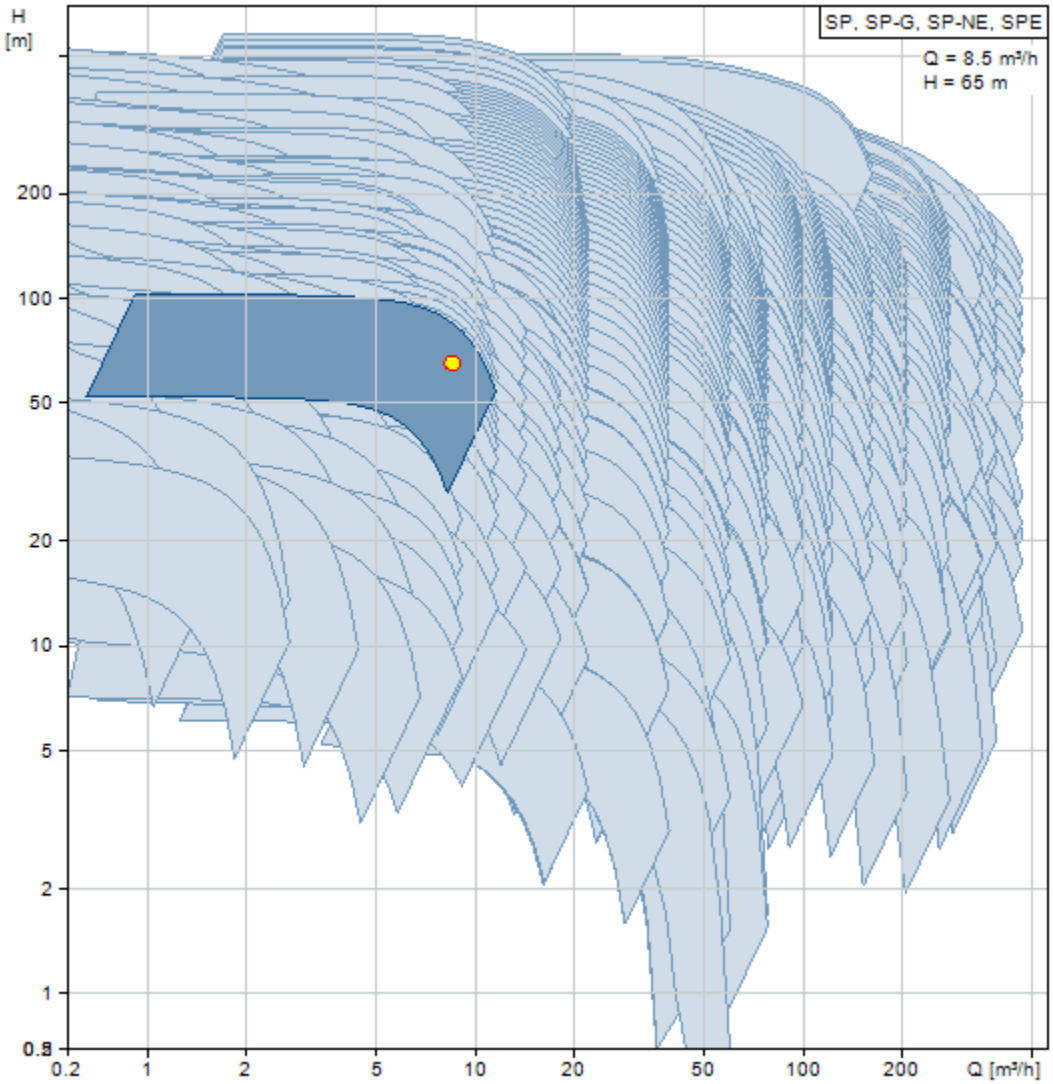


Figura 33. Curvas características de bombas sumergibles Grundfos. [71]

Se requiere agua para la torre de absorción (5 m^3/h), para el módulo de membranas (3 m^3/h) y, como se verá más adelante, agua de reposición para el enfriamiento del syngas (0.5 m^3/h). Por lo que el caudal total necesario es 8.5 m^3/h. En cuanto a la altura desarrollada de la bomba, la misma se encuentra sumergida en el pozo que suele poseer una profundidad de 60 m [72]. Además, debe tenerse en cuenta la altura de la torre de absorción y la altura del tanque agitado en el que se prepara la solución de NaOH. Por lo tanto, la altura resulta 65 m.

Simulando el catálogo dinámico, se eligió la bomba que presenta las siguientes características:

- Caudal: 8.5 m^3/h
- Altura: 65 m
- Tipo de bomba: SP 9-16
- Potencia: 3 kW

Integración energética

Balance energético

Como se mencionó en el Capítulo V, el syngas pierde parte del calor contenido al subir por el tubo concéntrico del reactor. Por lo tanto, a la salida del gasificador el gas se encontrará a 648°C. Esta misma corriente, luego de pasar por ciertos equipos (ciclón, filtro, etc.), debe ingresar a la torre de absorción a una temperatura no mayor a 100°C para evitar la evaporación del agua de absorción, por lo que se requiere un enfriamiento de la corriente de syngas.

A continuación, se desarrolla el balance energético en el gasificador con el fin de determinar la temperatura de ingreso del aire y se mencionan las consideraciones que se tienen en cuenta.

Como primer medida, es necesario conocer distintos parámetros tales como el poder calorífico de cada compuesto que participa en el balance energético en función de la temperatura, el calor de combustión generado por la biomasa en condiciones standard y el calor que se consume en la zona pirólisis en condiciones standard. Se consideran los siguientes valores:

- $Cp(T)= R*(a + b.T + c.T^2 + d.T^{-2})$.[30]

Tabla 26. Parámetros para estimar el Cp(T).

Compuesto	a	10^3.b	10^6.c	10^{-5}.d	Rango de T (K)
CO_2	5.457	1.045	-	-1.157	298-2000
CO	3.376	0.557	-	-0.031	298-2500
H_2	3.249	0.422	-	0.083	298-3000
H_2O (g)	3.470	1.450	-	0.121	298-2000
H_2O (l)	8.712	1.25	0.1	-	273-373
CH_4	1.702	9.081	-2.164	-	298-1500
C	1.771	0.771	-	-0.867	298-2000
N_2	3.280	0.593	-	0.040	298-2000
O_2	3.639	0.506	-	0.227	298-2000

- $\Delta H_{Combustión}$ = -19245 kJ/kg. [73] [4]
- $\Delta H_{Pirólisis}$ = 1350 kJ/kg. [74]
- $\lambda_{Vaporización\ agua}$ = 2257 kJ/kg. [75]

[4] Se considera el calor de combustión para la biomasa seca y el calor necesario para la evaporación del agua contenida como humedad por separado.

A su vez, se consideró que la pérdida de calor que sufre el syngas al circular por el tubo concéntrico ingresa al gasificador. Éste cálculo se desarrolló en el Capítulo V en donde se obtuvo un valor de -41136 kJ/h.

Por último, se calcularon las corrientes de los distintos componentes para la condición de entrada (ingreso de biomasa y de aire) y la de salida (fin de la zona de combustión e inicio de la zona de reducción). Cabe destacar que la zona de reducción no se tuvo en cuenta ya que fue modelada en el Capítulo II y no requiere de ninguna corriente que suministre calor para que se produzcan las reacciones endotérmicas.

A partir del caudal de ingreso de biomasa, la relación de aire/biomasa (ER) y conociendo la composición de cada corriente se pueden hallar los flujos de cada especie en la entrada. Las condiciones de salida surgen de las suposiciones realizadas por Wang y Kinoshita planteadas en el Capítulo II. En la tabla 27 se presentan los flujos másicos calculados.

Tabla 27. Flujo másico de cada componente.

Flujos másicos (kg/h)			
Entrada		Salida	
Biomasa seca	239.558	Char	43.025
Humedad	50	Cenizas y extraíbles	43.775
Cenizas y extraíbles	43.775	Nitrógeno	315.856
Oxígeno	95.956	Agua	126.992
Nitrógeno	315.856	Dióxido de carbono	188.203
		Metano	27.294
Total	745.145	Total	745.145

A partir de la información descripta, se plantea el balance energético cuyo esquema se detalla en la figura 34.

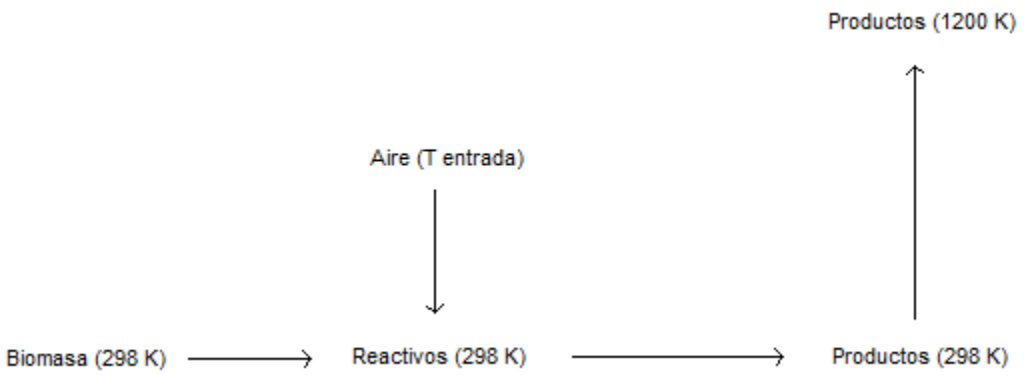


Figura 34. Esquema del balance energético.

El balance energético se explica a continuación:

1. Aire (T entrada) → Aire (298 K): La temperatura del aire de entrada es la incógnita del balance. En este punto, el calor se obtiene a partir del cambio de temperatura en la corriente del aire. Para esto, es necesario el uso de la capacidad calorífica del nitrógeno y del oxígeno evaluados a una temperatura promedio entre la de entrada y 298 K y los caudales de dichos compuestos.

$$Q_1 = W_{N_2} * cp_{N_2} * (298\,K - T_{entrada}) + W_{O_2} * cp_{O_2} * (298\,K - T_{entrada})$$

2. Reactivos (298 K) ⟶ Productos (298 K): Ocurre la reacción entre la biomasa y el aire en condiciones standard. En esta etapa se considera la combustión y la pirólisis. Es necesario destacar que toda la biomasa piroliza y solo una fracción combustiona, la cual coincide con el valor de relación aire/biomasa (ER = 0.3). A su vez, el $\Delta H_{Combustión}$ tiene en cuenta el $\Delta H_{Pirólisis}$. Finalmente, se utilizan el caudal de biomasa sin tener en cuenta la humedad, los compuestos extraíbles y las cenizas y el del aire.

$$Q_2 = W_{Biomasa\ seca} * \Delta H_{Combustión} * ER + W_{Biomasa\ seca} * \Delta H_{Pirólisis} * (1 - ER)$$

3. Productos (298 K) ⟶ Productos (1200 K): Una vez que ocurre la reacción, los productos alcanzan una temperatura de 1200 K. Para calcular el calor en este punto es necesario el uso de todos los caudales de salida, la entalpía de vaporización del agua y las capacidades caloríficas de cada producto evaluadas a una temperatura promedio, es decir, 749 K.[5]

$$Q_3 = W_C * cp_C * (1200 - 298)K + W_{CO_2} * cp_{CO_2} * (1200 - 298)K + W_{CH_4} * cp_{CH_4} * (1200 - 298)K + W_{N_2} * cp_{N_2} * (1200 - 298)K + W_{cen\ y\ ext} * cp_{cen\ y\ ext} * (1200 - 298)K + W_{H_2O} * cpl_{H_2O} * (373 - 298)K + W_{H_2O} * \lambda_{Vaporización\ agua} + W_{H_2O} * cpg_{H_2O} * (1200 - 373)K$$

4. Calor que proviene de la corriente de salida de syngas: Este calor se obtiene del Capítulo V. Es importante aclarar que el intercambio de calor con el exterior es mínimo (reactor adiabático), tal como se demostró en el Capítulo III, por lo que no se considera al momento de realizar el balance energético.

$$Q_4 = -41136\ kJ/h$$

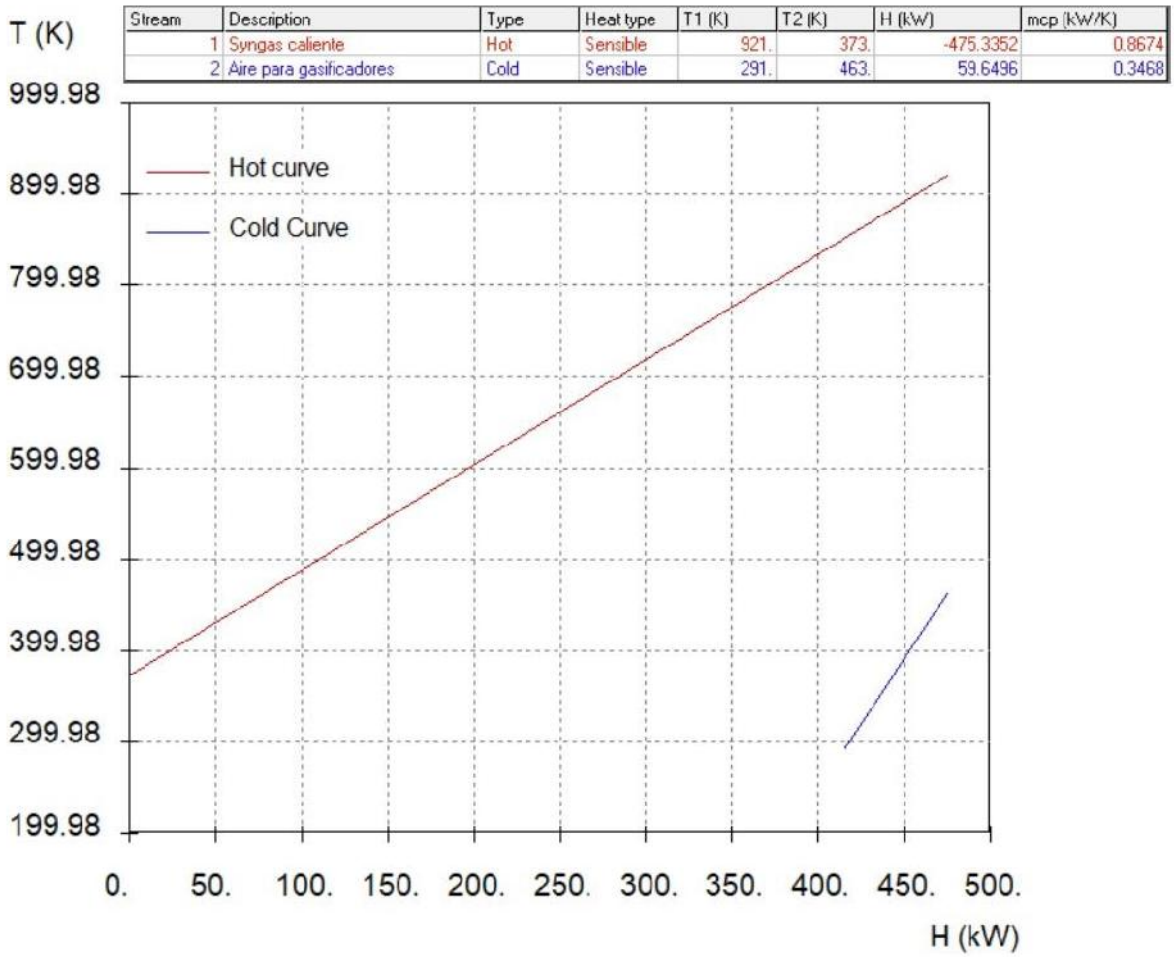
El balance energético resulta: $Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = 0$

Resolviendo la ecuación anterior se distingue que el aire debe ingresar a una temperatura de 190ºC.

[5] El calor específico de las cenizas y extraíbles se considera igual a 1.4 $kJ*kg^{-1}*K^{-1}$. El mismo se obtuvo como un promedio entre los valores obtenidos según las fórmulas mencionadas en la bibliografía, a una temperatura de 749 K. [76]

Intercambio de calor

El proceso consta entonces de dos corrientes que deben intercambiar calor para alcanzar su condición requerida de temperatura. Por un lado, se tiene la corriente de gas de síntesis que abandonó el gasificador a elevada temperatura (648ºC). Por otro, la corriente de aire que se encuentra a 18ºC y debe calentarse hasta 190ºC para ingresar al gasificador. Los caudales de syngas y aire son 2068 kg/h y 1235 kg/h, respectivamente. Se realizó el análisis pinch, el cual se observa en la figura 35.



Stream	Description	Type	Heat type	T1 (K)	T2 (K)	H (kW)	mcp (kW/K)
1	Syngas caliente	Hot	Sensible	921.	373.	-475.3352	0.8674
2	Aire para gasificadores	Cold	Sensible	291.	463.	59.6496	0.3468

Figura 35. Análisis pinch corrientes de proceso.

El análisis pinch se realizó para obtener una mejor visualización del calor disponible, a pesar de que se tienen únicamente una corriente a enfriar y otra a calentar. Como se visualiza en la figura 35 la corriente fría disponible no es suficiente para llevar al syngas hasta los 100°C y por lo tanto se requerirá de una corriente de enfriamiento auxiliar. Para los intercambios se requiere de intercambiadores de calor de tubos y coraza, que para su dimensionamiento se utiliza el UNISIM STE R460.

Para el caso del primer intercambiador se ponen en contacto las corrientes de aire y syngas. Por los tubos circula el syngas debido a su nivel de corrosión, mientras que el aire lo hace por la coraza. Se tienen como datos los caudales y temperaturas de ingreso de ambas corrientes, y la temperatura de salida del aire. Además, se cuenta con la composición del

syngas y se utilizan los paquetes termodinámicos del simulador para tener las propiedades físicas de las mismas.

Por su parte, las resistencias de ensuciamiento y los tipos de cabezales y coraza se extraen de la bibliografía *Intercambiadores de Calor* [42]. Los datos extraídos son:

- Resistencia de ensuciamiento para el syngas: 0.0002 m^2*K/W.[6]
- Resistencia de ensuciamiento para el aire: 0.0004 m^2*K/W.
- Tipo de coraza: E.
- Tipo de cabezal frontal: A.
- Tipo de cabezal posterior: S.

Luego de la simulación se obtienen los resultados mostrados en la tabla 28 y en el Anexo 6.

Tabla 28. Características principales del intercambiador syngas-aire que ingresa a los gasificadores.

Largo del equipo (m)		1.219
Coraza	Diámetro (m)	0.591
	Número de pasos	1
	Número de baffles	2
Tubos	Diámetro interno (mm)	14.83
	Espesor (mm)	2.11
	Número de tubos	363
	Número de pasos	1
	Distribución	Triangular
Área total de intercambio (m^2)		26.49
Coeficiente de transferencia U ($W*m^{-2}*K^{-1}$)		9.9

Como se observa en el Anexo 6, la temperatura de salida del syngas es 579.62ºC por lo que es necesaria una corriente auxiliar, tal como se informó anteriormente. Dicha corriente es agua extraída de pozo, la cual no debe elevar su temperatura a más de 45ºC, según legislación [77] para ser vertida al sistema cloacal. Además, como se desarrollará más

[6] Se utilizó la resistencia de ensuciamiento del gas natural.

adelante, el agua estará en un proceso de recirculación por lo que ingresa al intercambiador a una temperatura de 25ºC.

Al igual que para el intercambiador anterior, por los tubos circula el syngas debido a su nivel de corrosión por lo que el agua lo hace por la coraza. Se tienen como datos las temperaturas de entrada y salida de ambas corrientes y el caudal de syngas, mientras que se desconoce el de agua de pozo requerida.

Las resistencias de ensuciamiento y los tipos de cabezales y coraza se extraen de la bibliografía *Intercambiadores de Calor* [42]. Los datos extraídos son:

- Resistencia de ensuciamiento para el syngas: 0.0002 m^2*K*W^{-1}.[6]
- Resistencia de ensuciamiento para el agua de pozo: 0.0002 m^2*K*W^{-1}.
- Tipo de coraza: E.
- Tipo de cabezal frontal: A.
- Tipo de cabezal posterior: S.

Luego de la simulación se obtienen los resultados mostrados en la tabla 29 y en el Anexo 6.

Tabla 29. Características principales del intercambiador syngas-agua de enfriamiento.

Largo del equipo (m)		1.951
Coraza	Diámetro (m)	0.54
	Número de pasos	1
	Número de baffles	8
Tubos	Diámetro interno (mm)	14.83
	Espesor (mm)	2.11
	Número de tubos	316
	Número de pasos	1
	Distribución	Triangular
Área total de intercambio (m^2)		36.89
Coeficiente de transferencia U ($W*m^{-2}*K^{-1}$)		49.6

Además, del simulador se obtiene el caudal necesario para cumplir con los requisitos de temperatura, el cual es de 16.4 m^3/h. Es necesario aclarar que este consumo de agua resulta

excesivo, por lo que se plantea la utilización de una torre de enfriamiento con el fin de poder recircularla.

Un resumen de los dos intercambiadores de calor y sus corrientes se distingue en la figura 36.

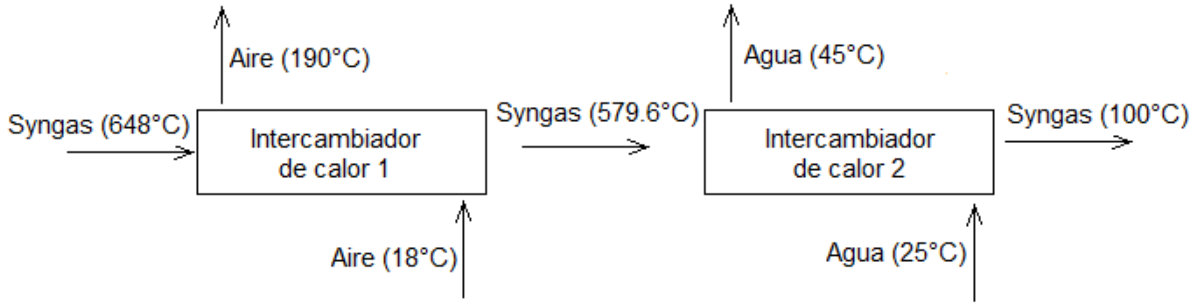


Figura 36. Esquema de los intercambiadores de calor.

Torre de enfriamiento para la corriente de servicio

Dada la excesiva cantidad de agua necesaria para el enfriamiento del syngas se puede utilizar una torre de enfriamiento con el fin de poder recircularla.

En principio, se conocen los siguientes datos:

- Temperatura del agua de ingreso: 45ºC.
- Temperatura del agua de salida requerida: 25ºC.
- Temperatura de aire de ingreso (bulbo seco) del peor caso: 30ºC. [78] [7]
- Humedad del aire de ingreso: 40%. [78] [7]

Conociendo la temperatura de bulbo seco del aire y la humedad, se obtiene la temperatura de bulbo húmedo, utilizando la carta psicrométrica para aire-vapor de agua, que posee un valor de 20.5ºC. Además, conociendo dicha temperatura se obtiene la entalpía del aire que es de 61000 J/kg de aire seco.

Con la temperatura de salida del agua y la entalpía de ingreso del aire se puede representar la condición en el fondo de la torre (en la figura 37 se observa en el punto A).

Luego, se grafica la línea de operación, la cual debe pasar a través de A y terminará para una temperatura del agua de 45ºC. Para obtener el valor mínimo del flujo de aire necesario para el enfriamiento se traza la línea de operación que posea la máxima pendiente verificando que la misma intersecte la curva de equilibrio. En la figura 37 se presenta como la recta AB. Usando el punto B, se distingue la entalpía de salida del aire, que resulta de 198000 J/kg de aire seco.

Con esto, se estima la pendiente máxima como:

$$Pendiente\ máxima = \frac{Hsalida\ aire\ -\ Hentrada\ aire}{Temp\ entrada\ agua\ -\ Temp\ salida\ agua} = \frac{198000\ J/kg\ -\ 61000\ J/kg}{45\ ºC\ -\ 25\ ºC} = 6850 \frac{J}{kg * °C}$$

[7] Se diseñó la torre de enfriamiento considerando el peor caso de condiciones ambientales (temperatura y humedad del aire).

Además, se sabe que la pendiente máxima se puede estimar como:

$$Pendiente\ máxima = \frac{Caudal\ de\ agua\ *\ Calor\ específico\ del\ agua}{Caudal\ de\ aire\ mínimo}$$

De donde se sabe que el caudal de agua es 4.55 kg/s y el Cp es de 4300 $J*kg^{-1}*^{o}C^{-1}$. Entonces, el caudal de aire mínimo resulta de 2.8 kg/s (8658 m^3/h). Dado que con el caudal mínimo se requeriría un equipo infinito, se opta por utilizar una relación de aire/agua de 1.5 veces el mínimo. Con lo cual, el caudal de aire a utilizar es de 4.2 kg/s (12987 m^3/h). Por lo tanto, es necesario recalcular la entalpía de salida del aire.

$$\frac{Hsalida\ aire\ -\ Hentrada\ aire}{Temp\ entrada\ agua\ -\ Temp\ salida\ agua} = \frac{Caudal\ de\ agua\ *\ Calor\ específico\ del\ agua}{Caudal\ de\ aire}$$

$$\frac{Hsalida\ aire\ -\ 61000\ J/kg}{45\ ºC\ -\ 25\ ºC} = \frac{4.55\ kg/s\ *\ 4300\ J/kg * ºC}{4.2\ kg/s}$$

La entalpía de salida del aire resulta 154100 J/kg de aire seco. Por lo tanto, se grafica la línea de operación, siendo ésta la recta AC. Suponiendo que el aire abandona la torre totalmente saturado, la temperatura de salida del mismo, tanto la de bulbo seco como la de bulbo húmedo, es de 38.5ºC.

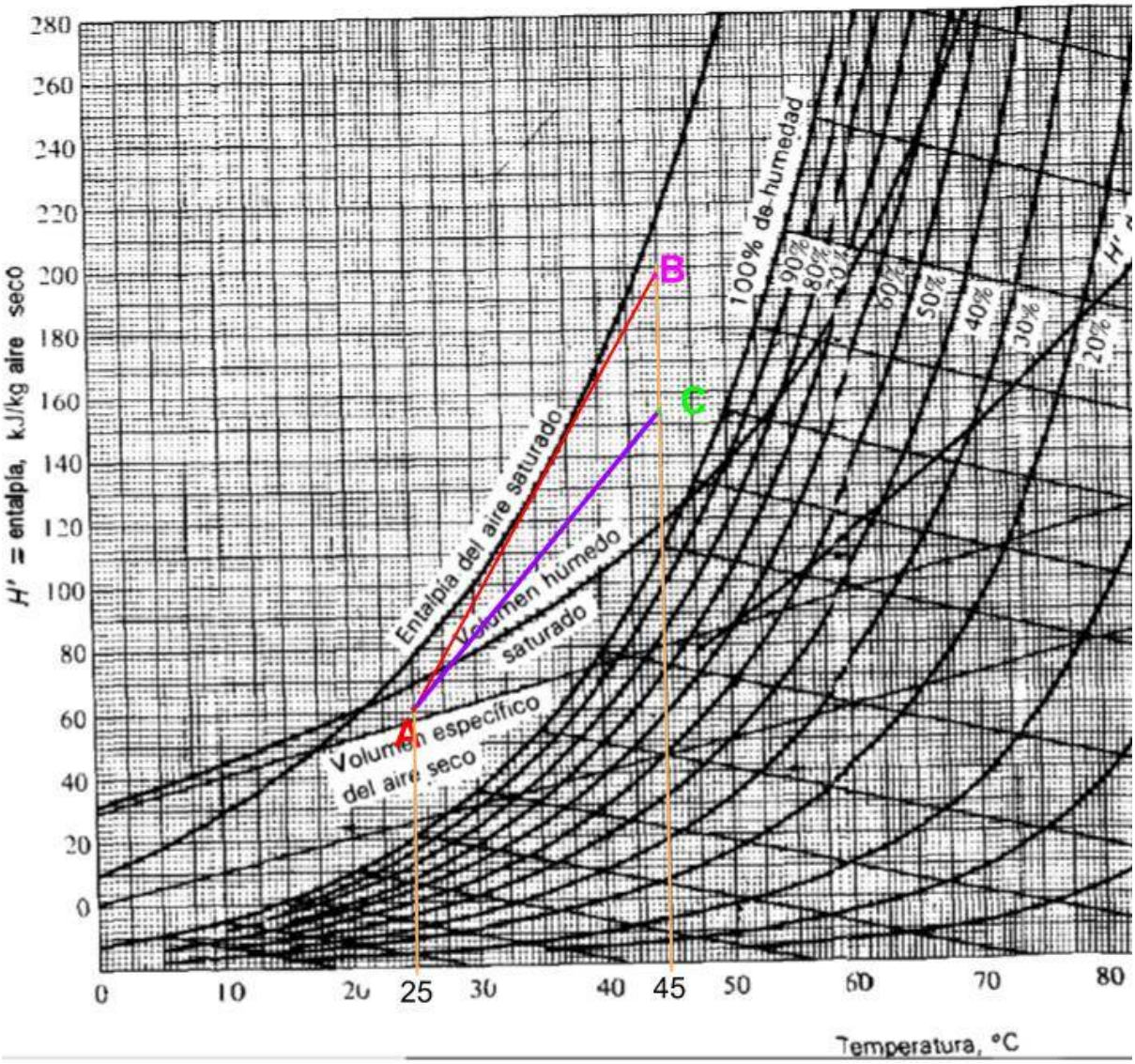


Figura 37. Rectas de caudal mínimo de aire y de operación.

Para poder estimar la altura de la torre es necesario conocer los valores de N_{TOG} y H_{TOG}. En cuanto al primero, el mismo se determina de forma gráfica utilizando la carta psicrométrica según se observa en la figura 38. Se obtiene un valor N_{TOG}= 4.

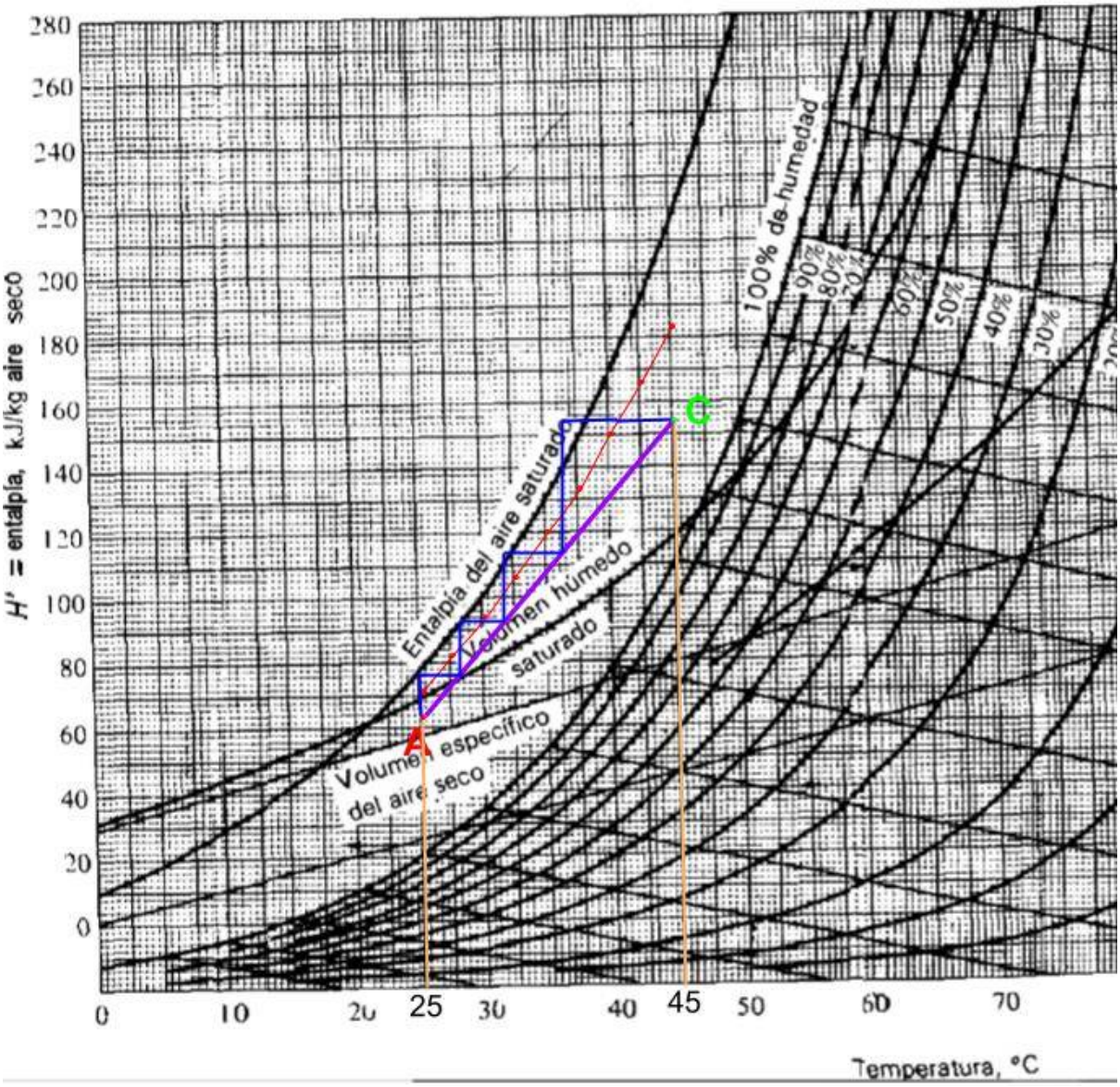


Figura 38. Cálculo de N_{TOG}.

El valor de H_{TOG} se estima como: $Htog = G''/K_y a$. Donde G´´ es el caudal másico del aire por unidad de área, K_Y es el coeficiente global de transferencia de masa del aire y a es la superficie interfacial específica.

Según bibliografía [79], la velocidad sugerida para el aire dentro de la torre de enfriamiento se encuentra en un rango entre 2 y 2.2 kg*m^{-2}*s^{-1}. Seleccionando el promedio entre ambos, y utilizando la correlación se puede calcular el valor de K_Ya. [80]

$$K_Y a\ (kg * h^{-1} * m^{-3}) = 6.765 * G''^{0.75} = 6.765 * 7560^{0.75} = 5484.78 \text{ con G´´ (kg*h}^{-1}\text{*m}^{-2})$$

A su vez, el valor de G´´ implica que el equipo cuente con un valor para el área transversal de 2 m^2. El valor de H_{TOG} resulta 1.38 m.

Por último, la altura total de la torre surge de multiplicar los valores de N_{TOG} y H_{TOG}, por lo que se estima en un valor de 5.52 m.

Es necesario destacar que una mínima fracción del caudal de ingreso de agua se va a evaporar al transferirse hacia el aire, por lo tanto, se requiere de un caudal de agua de reposición para la entrada al intercambiador de calor. Dicho valor surge del siguiente balance:

$$Agua_{reposición} = Agua_{evaporada} = Aire_{seco} * (Humedad_{aire\ de\ salida} - Humedad_{aire\ de\ entrada})$$

$$Agua_{reposición} = 4.2\ \frac{kg\ aire}{s}(0.045\frac{kg\ de\ vapor\ de\ agua}{kg\ de\ aire\ seco} - 0.01\ \frac{kg\ de\ vapor\ de\ agua}{kg\ de\ aire\ seco}) = 0.147\frac{kg}{s}$$

Por lo tanto, el caudal de agua que debe reponerse es de 0.147 kg/s (0.53 m^3/h), el cual se extrae de pozo mediante la bomba sumergible mencionada anteriormente. Dado que el caudal de reposición comparado con el que sale de la torre de enfriamiento es bajo, no afecta la temperatura de ingreso del agua al intercambiador de calor.

Para hacer circular el agua tanto en el intercambiador como en la torre es necesaria una bomba. La misma tiene una curva H vs Q que se observa en la figura 39.

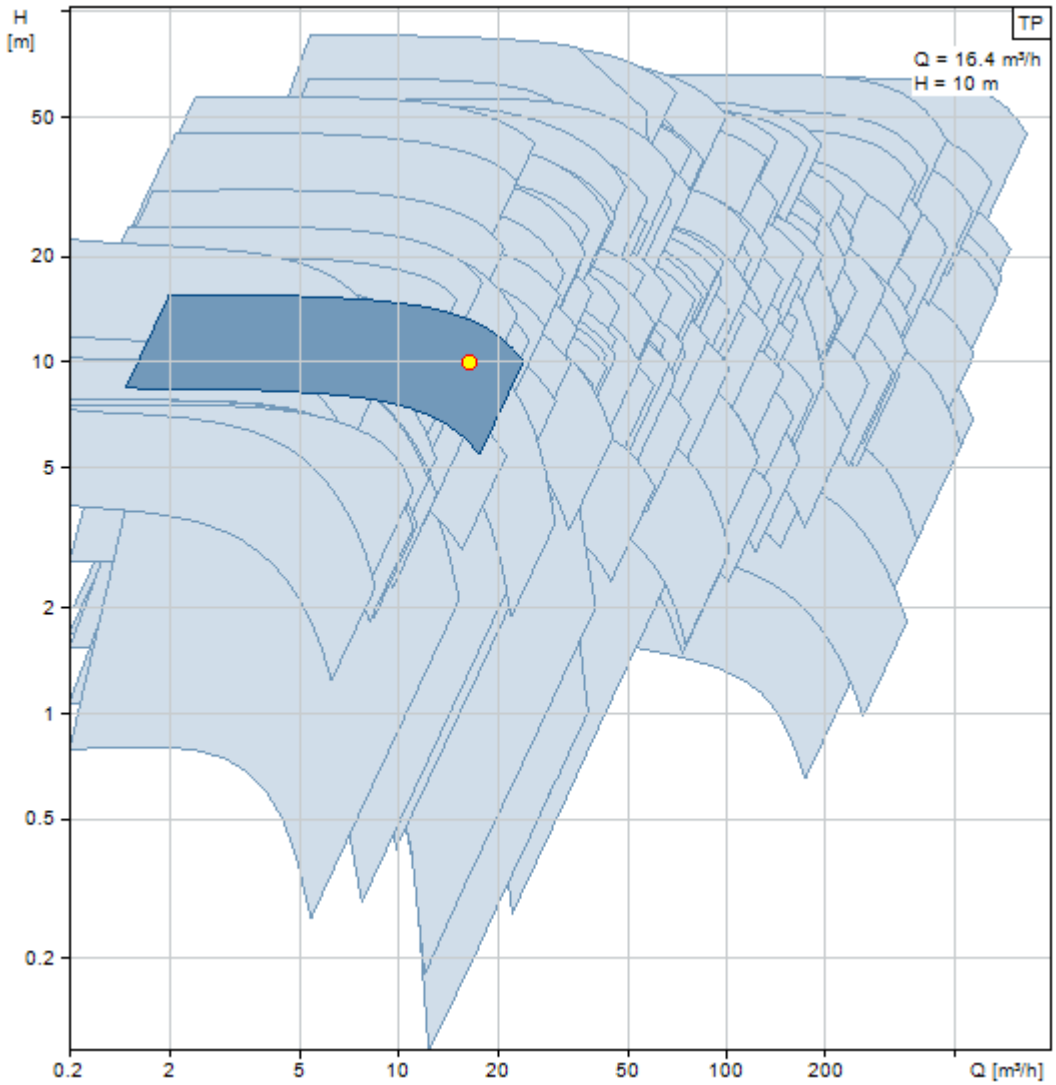


Figura 39. Curvas características de bombas centrífugas Grundfos.

La bomba elegida posee las siguientes características: [81]

- Caudal: 16.4 m^3/h
- Altura: 10 m
- Tipo de bomba: TP 50-160/2
- Potencia: 1.1 kW

Por último, en catálogos se observa que la potencia que consume la torre de enfriamiento es de 0.37 kW. [82]

Motor de combustión interna

El gas obtenido en el proceso de producción desarrollado en el presente trabajo se utilizará como combustible en un motor de combustión interna para poder obtener energía eléctrica.

A la hora de elegir el equipo es necesario conocer el caudal de aire/combustible a procesar para así determinar la cilindrada del equipo requerido. Este caudal surge de la cantidad de syngas disponible para procesar.

Tras el proceso de generación y limpieza se obtiene un flujo de syngas apto para su procesamiento de 1648 Nm^3/h cuya composición se observa en la tabla 30. Para determinar el caudal de aire que se requerirá se calcula la cantidad de aire estequiométrico necesario para realizar la combustión completa del syngas y a este valor se agrega un exceso de aire del 10% para asegurar que no se produzca una combustión incompleta. A continuación, se observan las reacciones de combustión que tendrán lugar en el motor, junto con los cálculos mencionados.

Tabla 30. Composición del gas de síntesis apto para la combustión.

Componente	Flujo molar (kmol/h)	Fracción molar	Fracción másica
CO	12.962	0.189	0.204
CO_2	8.615	0.126	0.213
H_2	8.888	0.130	0.010
H_2O	1.394	0.020	0.014
N_2	33.826	0.493	0.533
CH_4	2.892	0.042	0.026
NH_3	$1.25*10^{-4}$	$2*10^{-6}$	$1*10^{-6}$
H_2S	$3.82*10^{-4}$	$6*10^{-6}$	$7*10^{-6}$
SO_2	$3.64*10^{-3}$	$53*10^{-6}$	$131*10^{-6}$

- $CH_4 + 2\ O_2 \rightarrow CO_2 + 2\ H_2O$
  - $O_2 = 2 * CH_4 = 2 * 2.892\ kmol/h = 5.784\ kmol/h$
- $CO + 1/2\ \ O_2 \rightarrow CO_2$
  - $O_2 = 1/2 * CO = 1/2 * 12.962\ kmol/h = 6.481\ kmol/h$
- $H_2 + 1/2\ \ O_2 \rightarrow H_2O$
  - $O_2 = 1/2 * H_2 = 1/2 * 8.888\ kmol/h = 4.444\ kmol/h$

Despreciando la cantidad de oxígeno que combustiona con el amoníaco y con el sulfuro de hidrógeno, se encuentra que estequiométricamente son necesarios 16.71 kmol/h de O_2. Sumando el 10% de exceso para asegurar la combustión completa se requiere de 18.38 kmol/h de oxígeno. Conociendo que el porcentaje molar de oxígeno en aire es del 21% y el peso molecular del mismo (28.96 kg/kmol), se encuentra que es necesario un flujo de aire para el motor de 2535 kg/h (2098 Nm^3/h).

Por lo tanto, el caudal volumétrico que debe poder procesar el motor de combustión interna es de 3736 Nm^3/h.

En bibliografía [83] se encontró que la empresa Finning-Caterpillar ofrece una serie de generadores de energía eléctrica por motor de combustión interna a gas, capaces de trabajar con gas de síntesis. En sus catálogos se encuentran distintos equipos de los cuales se especifica la potencia máxima capaces de entregar, la eficiencia eléctrica y térmica, la cilindrada, las revoluciones por minuto, entre otras características de proceso y constructivas.

A partir de los datos informados es posible calcular la capacidad de mezcla aire/combustible que el motor es capaz de procesar a partir de la siguiente ecuación:

$$Capacidad\ aire/combustible\ (m^3/h) = \frac{Cilindrada\ (L)}{1000\ (L/m^3)} * rpm\ (\frac{1}{min}) * 60\ \frac{min}{h} * 0.5$$

Se calcula de la manera recién mencionada dado que, al tratarse de un motor de cuatro tiempos, por cada dos revoluciones, la cámara de combustión del motor permite procesar un volumen de mezcla aire/syngas igual al volumen de la cilindrada.

En la bibliografía ya citada se encuentra un motor que cuenta con las siguientes características [84] (Ver Anexo 5):

- Modelo del motor: CG170 - 16
- Máxima eficiencia: 43.3%
- RPM: 1500/1800
- Cilindrada: 70.8 L.

El generador seleccionado tiene una capacidad máxima de procesamiento aire/combustible de 3186 m^3/h para 1500 rpm y 3823 m^3/h para 1800 rpm. Por lo tanto, dado el caudal a procesar se elige trabajar a 1800 rpm.

La potencia del motor se determina teniendo en cuenta los siguientes factores:

- El poder calorífico que posee el gas de síntesis que entra en el motor, en cada ciclo de combustión.
- La cantidad de gas de síntesis que ingresa en cada ciclo.
- La eficiencia con la se transforma la energía térmica del combustible en energía eléctrica.

Utilizando el programa UNISIM, se pueden conocer distintas propiedades del gas de síntesis según su presión y temperatura. El poder calorífico para el gas obtenido luego del proceso es de 4574 kJ/kg. Además, se conoce el caudal a ingresar de syngas, el cual es el obtenido en la gasificación. El mismo es de 1779 kg/h. Por último, se encuentra que la eficiencia del motor cuando se usa el gas de síntesis como combustible es de un 43.3%. [84]

Por lo tanto, se procede al cálculo de la potencia obtenida:

$$Potencia = \frac{Wsyngas * Pc * e}{3600}$$

Donde W_{syngas} es el caudal másico de syngas a ingresar al motor (en kg/h), Pc el poder calorífico del combustible (en kJ/kg) y e la eficiencia eléctrica del motor. El valor de potencia resulta igual a 979 kWh.

Una alternativa al proceso de gasificación es la quema directa de la biomasa dentro de una caldera para luego hacer circular vapor en una turbina. Esta posibilidad se analizó de forma aproximada y los cálculos pueden distinguirse en el Anexo 7. A partir de este proceso se obtendría una potencia eléctrica de 1046 kWh.

Se observa que la generación de energía neta para los dos procesos es comparable. Sin embargo, es importante destacar que el cálculo para la estimación de la energía obtenida en la quema directa se realizó considerando la factibilidad de alcanzar las condiciones mencionadas según datos bibliográficos. Además, se conoce que la potencia eléctrica varía según sean las condiciones de operación que se elijan y las eficiencias de los equipos a utilizar (generador, caldera, bomba, turbina). Por último, no se estudiaron los procesos de purificación de los gases de escape de la caldera, junto con los requerimientos energéticos del mismo, por lo que no puede llegarse a una conclusión acerca de la superioridad de un proceso frente al otro.

Cabe destacar que el análisis anterior se realizó con el fin de determinar si el proceso de quema directa del rastrojo en una caldera permite obtener una generación de energía eléctrica considerablemente mayor que la obtenida a partir del proceso de gasificación. El obtener potencias similares implica que la obtención de energía eléctrica a partir del gas de síntesis es un proceso viable.

Consumo energético del proceso

Los consumos de los distintos equipos se observan en la tabla 31.

Tabla 31. Consumo energético de los equipos.

Equipo	Nro de equipos	Consumo por equipo (kW)
Molino de corte	1	37
Tornillo sin fín	4	3.73
Balanza batcheadora	3	Despreciable
Dosificador	4	Despreciable
Agitador TAC	1	4
Ventilador para el aire	1	0.55
Ventilador antes del filtro	1	5.5
Ventilador antes del absorbedor	1	4
Ventilador antes del módulo de membranas	1	5.5

Bomba centrífuga sumergible	1	3
Bomba centrífuga	1	1.1
Torre de enfriamiento	1	0.37
Total		**76**

Dado que se conoce la generación de energía total de la planta y el consumo de la misma, se puede obtener la potencia neta obtenida. La misma resulta igual a 903 kWh.

Cálculo de cañerías

En el Anexo 8 se detallan las características de las corrientes y cañerías por las que circulan. Las corrientes corresponden al proceso final elegido, lo que incluye a aquellas definidas en el Capítulo VIII. Para mejor visualización se sugiere observar el Anexo 8 en conjunto con el Anexo 14, en el cual se detalla el diagrama del proceso final.

La elección de cada cañería se realizó teniendo en cuenta la velocidad sugerida para cada fluido, su temperatura y composición química y utilizando una tabla de dimensiones comerciales (Anexo 8). En principio, se estimó un diámetro que cumpla con las velocidades sugeridas y luego se eligió un diámetro comercial cercano al necesario. Las velocidades informadas en el Anexo 8 corresponden con las velocidades promedio reales obtenidas.

Cabe destacar que se requerirán de diferentes válvulas a lo largo de las líneas operativas, principalmente válvulas reguladoras a cada lado de las bombas y ventiladores, aguas arriba de las uniones de las corrientes y luego de las subdivisiones en varios ramales.

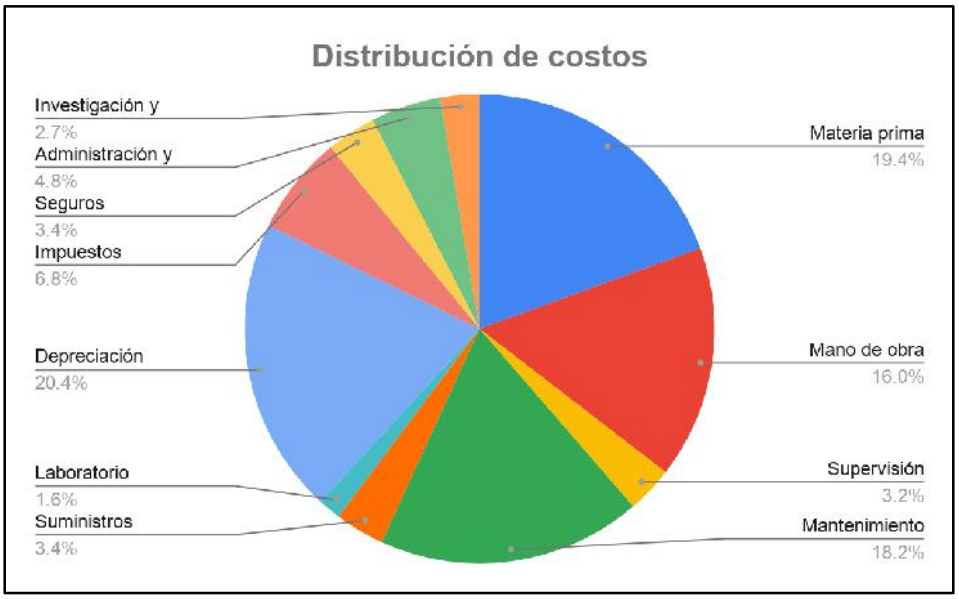
Capítulo VII

Resumen ejecutivo

En este capítulo se realizó un análisis económico del proyecto con el fin de determinar si este es rentable o no.

En primer lugar, se evaluó la inversión requerida para dejar a la planta en condiciones de operar normalmente. Para esto, se calculó el valor de la inversión fija, del terreno y del capital de trabajo. Para la primera, se utilizó el método de estimación por factores, el cual requiere el precio de los equipos principales y el valor de los factores directos e indirectos. El valor de la inversión fija resultó ser de US$ 3410700. Para el segundo, se calculó el área total de la planta y con el precio del m^2 se obtuvo que el costo del terreno es de US$ 50000. Al tercero se lo estimó como un 10% de la inversión fija, por lo cual, el valor de éste resultó ser de US$ 346100. Finalmente, sumando los tres dígitos, se obtuvo una inversión total de US$ 3806800. Cabe destacar que dicho dinero proviene de capital propio.

Luego, se calculó cada costo de producción anual, los cuales se distribuyen de la siguiente manera:



El costo de producción anual es de US$ 751300.

Más adelante, conociendo la cantidad de MWh que se producen por año y el precio de éste se calculó las ventas anuales cuyo valor resultó ser de US$ 1017200.

Por último, con estos datos se analizó la rentabilidad por un método dinámico (TIR) y otro estático (tiempo de repago). Se concluye que el proyecto no es rentable debido a que la TIR no se encuentra en los valores aceptables y el tiempo de repago es mayor a los 10 años.

Introducción

En este capítulo se desarrolla el análisis económico del proyecto, lo que lo hace unos de los más importantes ya que define si este es realizable o no. Para dicho análisis se requiere calcular la inversión necesaria, los costos de producción y las ventas del producto final. Con éstos, se puede estimar la rentabilidad del mismo, a través de distintos métodos.

Además, se lleva a cabo un cronograma de proyecto que se inicia con la idea general del proyecto y finaliza con la planta en condiciones de operación óptimas.

El análisis económico se realizó con base en Septiembre-Octubre de 2019, tomando para el pasaje de pesos argentinos a dólares estadounidenses una relación 57.57 $/US$.

Inversión

La inversión total es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación. Dicha inversión puede integrarse por capital propio, créditos de organismos financieros nacionales y/o internacionales, y de proveedores. La misma se compone por la inversión fija total y la inversión en Capital de Trabajo. [85]

Por un lado, la inversión fija total es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es la suma de todos los activos de la planta. Los mismos pueden ser tangibles como terreno, edificio, maquinaria; o intangibles como patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización. La inversión fija total se compone por la inversión fija y el terreno.

Por otro lado, la inversión en Capital de Trabajo comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Es el capital adicional necesario para financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

Volviendo a la inversión fija, se obtendrá un valor de la misma utilizando el método de estimación por factores:

$$I_F = I_E * (1 + \Sigma f_i) * (\Sigma f_{Ii} + 1)$$

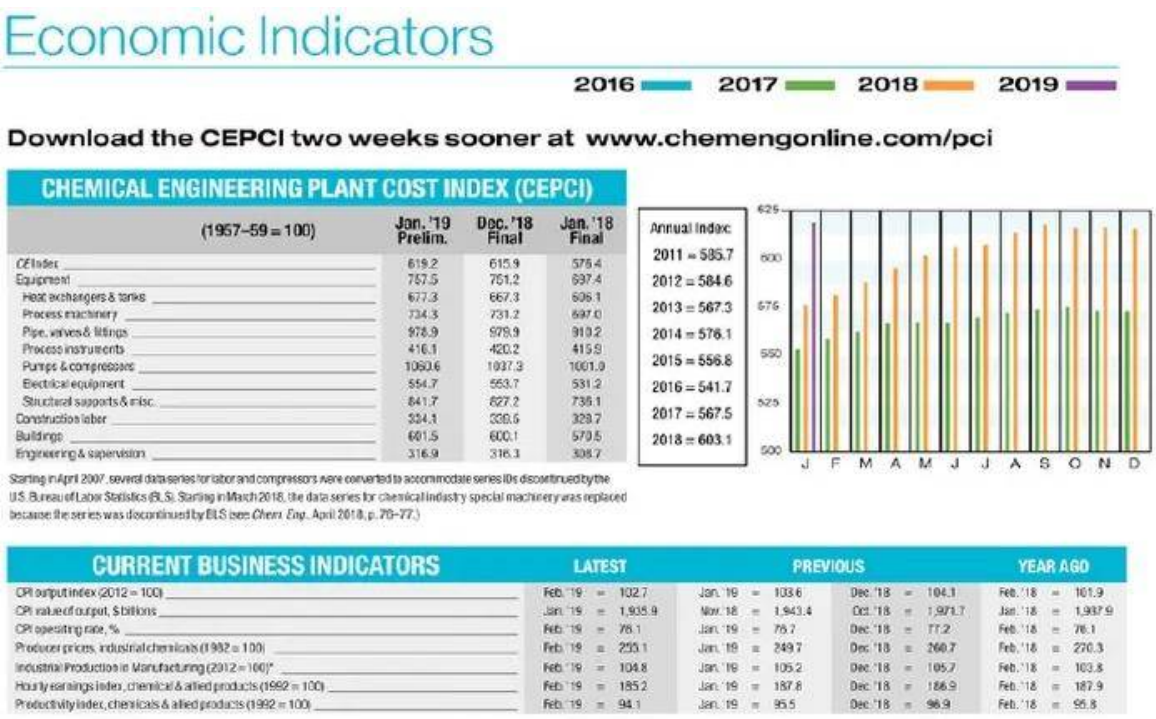
Donde:

- I_F: inversión fija (sin terreno) del sistema completo.
- I_E: valor de los equipos principales instalados.
- f_i: factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.
- f_{Ii}: factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

Se buscó el precio de los distintos equipos, identificando que varios de los mismos no se encontraban actualizados. Para obtener un valor a tiempo presente, se consideró la siguiente fórmula:

$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} * \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo del precio original}}$$

El índice a tiempo presente se distingue en la figura 40. [86]



Economic Indicators

2016 2017 2018 2019

Download the CEPCI two weeks sooner at www.chemengonline.com/pci

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957–59 = 100)	Jan. '19 Prelim.	Dec. '18 Final	Jan. '18 Final
CE Index	619.2	615.9	576.4
Equipment	757.5	751.2	697.4
Heat exchangers & tanks	677.3	667.3	606.1
Process machinery	734.3	731.2	697.0
Pipe, valves & fittings	978.9	978.9	910.2
Process instruments	416.1	420.2	415.9
Pumps & compressors	1060.6	1037.3	1001.9
Electrical equipment	554.7	553.7	531.2
Structural supports & misc.	841.7	827.2	735.1
Construction labor	334.1	330.6	329.7
Buildings	601.5	600.1	570.5
Engineering & supervision	316.9	316.3	308.7

Starting in April 2007, several data series for labor and compressors were converted to accommodate series IDs discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics (BLS). Starting in March 2018, the data series for chemical industry special machinery was replaced because the series was discontinued by BLS (see *Chem. Eng.*, April 2018, p. 76–77.)

Annual Index:
2011 = 585.7
2012 = 584.6
2013 = 567.3
2014 = 576.1
2015 = 556.8
2016 = 541.7
2017 = 567.5
2018 = 603.1

CURRENT BUSINESS INDICATORS	LATEST	PREVIOUS		YEAR AGO
CPI output index (2012 = 100)	Feb. '19 = 102.7	Jan. '19 = 103.6	Dec. '18 = 104.1	Feb. '18 = 101.9
CPI value of output, $ billions	Jan. '19 = 1,935.9	Nov. '18 = 1,943.4	Oct. '18 = 1,971.7	Jan. '18 = 1,937.9
CPI operating rate, %	Feb. '19 = 76.1	Jan. '19 = 76.7	Dec. '18 = 77.2	Feb. '18 = 76.1
Producer prices, industrial chemicals (1982 = 100)	Feb. '19 = 255.1	Jan. '19 = 249.7	Dec. '18 = 260.7	Feb. '18 = 270.3
Industrial Production in Manufacturing (2012 = 100)*	Feb. '19 = 104.8	Jan. '19 = 105.2	Dec. '18 = 105.7	Feb. '18 = 103.8
Hourly earnings index, chemical & allied products (1992 = 100)	Feb. '19 = 185.2	Jan. '19 = 187.8	Dec. '18 = 186.9	Feb. '18 = 187.9
Productivity index, chemicals & allied products (1992 = 100)	Feb. '19 = 94.1	Jan. '19 = 95.5	Dec. '18 = 98.9	Feb. '18 = 95.8

Figura 40. Índice de costos a distintos tiempos.

Se distingue que el índice anual para el año 2019 no se encuentra, dado que se calcula al finalizar el año. Por lo tanto, se utiliza el índice anual para el año 2018, siendo igual a 603.1.

Además, dado que la capacidad de los equipos encontrados difiere de la necesaria para el presente trabajo, es necesario el uso del factor costo capacidad:

$$I_A = I_B * (Q_A/Q_B)^x$$

Donde:

- I_A: Inversión deseada para la capacidad Q_A.
- I_B: Inversión conocida para la capacidad Q_B.
- x: Factor costo-capacidad.

Si bien se cuenta con tablas que incluyen el factor costo-capacidad para distintos equipos, los que requieren modificar su costo debido a su capacidad no se encuentran en la misma, por lo que el factor se considera igual a 0.67.

El costo de cada equipo sin instalar se ve en la tabla 32:

Tabla 32. Precios de los equipos principales.

Equipos	***Cantidad***	***Precio por unidad en 2014 (US$)***	***Precio por unidad en 2019 (US$)***	***Precio total***	***Detalle***
Molino [87]	1	----------	48434	48400	
Tornillo [88]	6	6000	6281	37700	
Silo [88]	3	----------	7000	21000	
Gasificador [88]	3	87200	91287	273900	
Balanza batcheadora [89]	3	----------	15580	46740[8]	
Dosificador [89]	3	----------	9956	29900[9]	
Ciclón [88]	3	4900	5130	15390	
Intercambiador de calor (1) [90]	1	----------	9711	9711	Intercambia calor entre el syngas y el aire que ingresa al gasificador
Intercambiador de calor (2) [90]	1	----------	11441	11441	Intercambia calor entre el syngas y la corriente de agua de servicio.
Bomba centrífuga sumergible [91]	1	----------	460	460	
Ventilador para aire [90]	1	----------	2393	2393	
Ventilador antes del filtro [90]	1	----------	3320	3320	
Ventilador antes de la torre [90]	1	----------	2581	2581	
Ventilador antes del módulo de membranas [90]	1	----------	2411	2411	
Torre (limpieza de syngas) [90]	1	----------	29920	29920	
Relleno anillos Pall [92]	1	----------	3300	3300[10]	Anillos Pall en Polipropileno Ø 5/8” x 5/8” (aprox. 200.000 anillos)
Torre de enfriamiento [82]	1	----------	330	350	
Bomba centrífuga [93]	1	----------	44	44	

[8] El presupuesto del equipo se distingue en el Anexo 9.
[9] El presupuesto del equipo se distingue en el Anexo 9.
[10] El presupuesto del equipo se distingue en el Anexo 9.

TAC para solución de NaOH [68]	1	----------	5000	5000	
Membrana (separación de H2S) [94]	20	----------	537	10740	Se separa el sulfuro de hidrógeno del syngas.
Motor de combustión interna [95]	1	----------	238000	238000	

Por lo tanto, el costo de equipos total resulta igual a US$ 790000. Es necesario aclarar que no se tuvo en cuenta el costo de los filtros debido a la especificidad de los mismos, por lo que el costo total puede variar en una pequeña proporción. Aun así, se buscó el precio de otros filtros, pero no producen grandes cambios en el valor final.

Sabiendo el costo total de equipos, es necesario estimar un valor para los equipos ya instalados en la planta, para esto es necesario saber si la instalación es de ingeniería inmediata o compleja. Para el caso de ingeniería inmediata, al costo de los equipos se le debe sumar un 20% mientras que, de ser compleja, debe sumarse un 55%. Debido a la variación de equipos necesarios para la producción, al costo de cada equipo se le suma un 37.5% siendo esto un promedio entre los dos valores mencionados anteriormente.

El valor de los equipos instalados resulta de US$ 1086000.

Los distintos valores que pueden tomar los factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa se pueden apreciar en la figura 41:

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
Tuberías de Proceso	f1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
Instrumentación	f2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
Edificios de fabricación	f3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
Plantas de servicios	f4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
Conexiones entre unidades	f5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	**IE (1+ ∑fi)**

Figura 41. Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.

Los factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa que se consideran, se los estima como un promedio de los factores mostrados en la figura 41:

- tuberías de proceso → proceso mixto → f1 = 0.2
- instrumentación → control complejo, centralizado → f2 = 0.125
- edificios de fabricación → construcción semiabierta → f3 = 0.4
- plantas de servicio → escasa adición a las existentes → f4 = 0.025
- conexiones entre unidades → f5 = 0.125

Los distintos valores que pueden tomar los factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta se pueden apreciar en la figura 42:

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
Ingeniería y construcción	fI1
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
Factores de tamaño	fI2
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
Contingencias	fI3
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	**fI = ∑fIi + 1**
Inversión fija	**IF = IE (1+ ∑fi) fI**

Figura 42. Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta

Los factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa que se consideran, se los estima como un promedio de los factores mostrados en la figura 42:

- ingeniería y construcción → fI1 = 0.35
- factores de tamaño → unidad comercial grande → fI2 = 0.025
- contingencias → fI3 = 0.3

Retomando la fórmula para el cálculo de inversión fija, la misma resulta:

$$I_F = I_E * (1 + \Sigma f_i) * (\Sigma f_{Ii} + 1)$$

$$I_F = 1086000 * (1 + 0.875) * (0.675 + 1)$$

Por lo tanto, la inversión fija es de US$ 3410700.

Por otro lado, el terreno en el que se ubique la planta se encuentra distribuido según se aprecia en la figura 43.

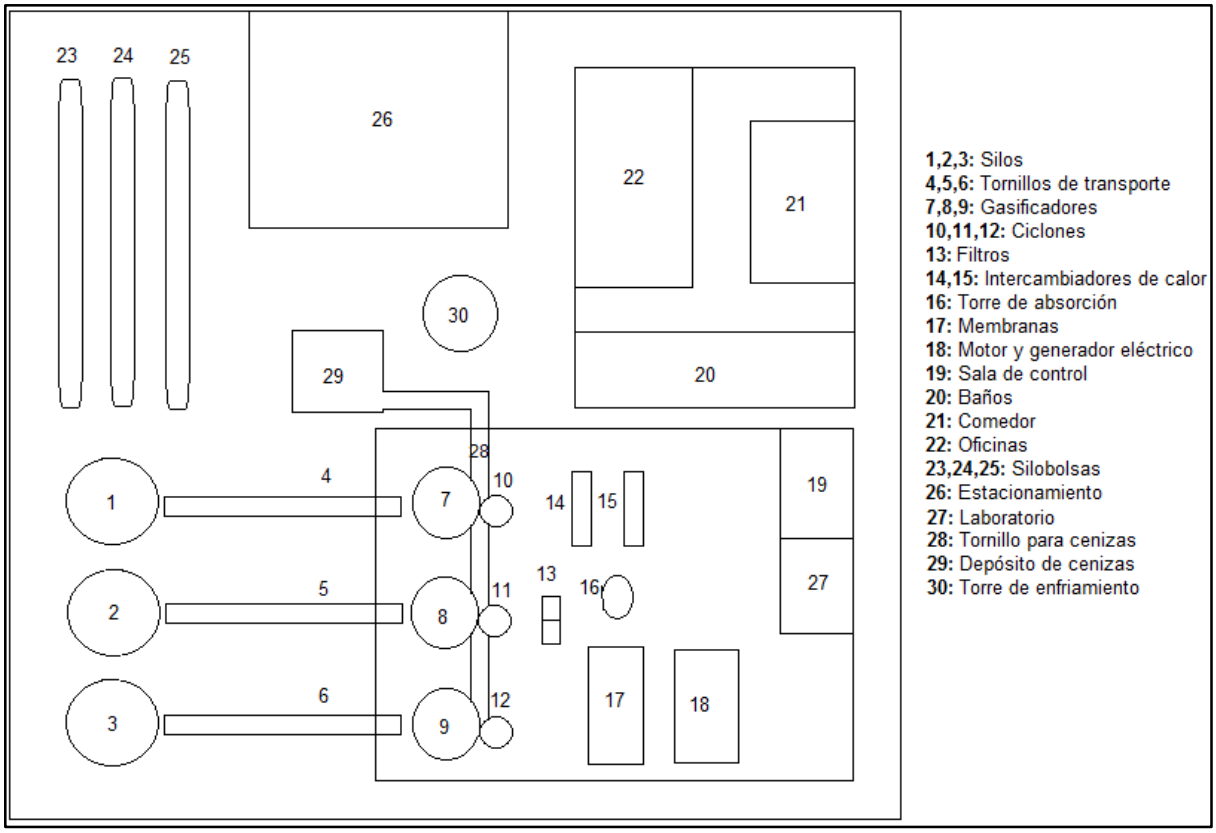


Figura 43. Layout de la planta.

Es importante destacar que tanto los silos como los silobolsas y el estacionamiento se encuentran al aire libre. Las oficinas, el comedor y los baños se encuentran bajo una construcción cerrada, mientras la zona de producción junto con el laboratorio y la sala de control se encuentra dentro de una construcción tipo galpón.

El área total ocupada por la planta se estima en 2000 m^2. La misma se estimó teniendo en cuenta las dimensiones de los distintos equipos junto con la separación entre los mismos. Dado que no se conoce el valor del costo del m^2 de terreno en el Parque Industrial La Victoria, ubicado en Venado Tuerto, se estima como un valor igual al que se tiene en el Parque Industrial General Savio, ubicado en Mar del Plata [96]. El mismo tiene un valor de US$ 25 (Ver Anexo 9). Conociendo, de forma aproximada, el área total de terreno necesaria para la instalación de la planta, el valor de la inversión para el terreno es de US$ 50000.

Esto implica que la inversión fija total, la cual se define como la suma de la inversión fija y el costo del terreno sea igual a US$ 3460700.

Por último, la inversión de capital de trabajo se estima como el 10% de la inversión fija total, resultando igual a US$ 346100.

En conclusión, la inversión total resulta de US$ 3806800.

Cabe destacar que el dinero para llevar a cabo la inversión total proviene de capital propio.

Costos de operación

Los costos de producción son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación. Los mismos se dividen en dos categorías: variables y fijos. Todos los costos se estiman según las consideraciones que se muestran en la figura 44:

COSTOS VARIABLES		
Costo de materia prima		Estimación a partir de las cantidades requeridas y precios.
Costo de envases		Estimación a partir de las cantidades requeridas y precios.
Costo de mano de obra directa (MOD)		Estimación a partir del número de operarios o gráfico de Wessel y precio hora hombre con cargas sociales (Cargas sociales 30-45% del precio de la hora hombre)
Costo de supervisión		10 al 25% de MOD
Costo de servicios		Estimación a partir de requerimientos y tarifas de empresas proveedoras
Costo de mantenimiento		2 al 10% de la Inversión Fija (I_F) (el resultado da unidad monetaria/por año)
Costo de suministros		0,5 a 1% de I_F (el resultado da unidad monetaria/por año)
Costo de laboratorio		2 a 20% de MOD
Costo de regalías y patentes		0 a 5% de los ingresos por ventas anuales
COSTOS FIJOS		
Costos de inversión	**Costo de depreciación**	Estimación n función del método seleccionado (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	Costo de impuestos	1 a 2% de I_F (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	Costo de seguros	0,5 a 1% de I_F (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	Costo de financiación	Estimación en función del capital solicitado a crédito (el resultado da en unidad monetaria/por año)
Costo de ventas y distribución		1 a 5% de los ingresos por ventas anuales
Costo de administración y dirección		20 a 40% del costo anual de MOD
Costo de investigación y desarrollo		0 al 5% de los ingresos por ventas anuales

Figura 44. Estimación de los costos de producción.

Costos variables

- Costo de materia prima

Si bien se utiliza como materia prima rastrojo de maíz, se tiene un costo de compra debido a que al productor agropecuario le implica un costo su recolección. Además, debe considerarse el transporte desde el campo hasta la planta de producción. El costo de materia prima se estima en $1000 la tonelada de rastrojo, considerando el transporte, a partir de la información brindada por un productor agropecuario del centro de la provincia de Buenos Aires. Por lo tanto, el costo anual de materia prima es de US$145900.

➢ Costo de mano de obra

En éste se incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo se encuentra relacionado con la fabricación del producto.

Para estimar este costo se requiere conocer el precio de la hora hombre, el número de horas hombre para el período de tiempo en el que se realiza el cálculo y el número total de empleados.

Se considera un total de cinco empleados distribuidos en los distintos sectores, por cada turno de 8 horas. Cabe destacar que la planta produce las 24 horas, por ende, habrá 3 turnos, y considerando los francos de cada trabajador, se tendrá un total de 20 empleados. Además, se consideraron las cargas sociales tales como, vacaciones, enfermedades, accidentes, obra social, aguinaldo, jubilación, entre otras, estimando este valor como un 40% del salario bruto. Los salarios considerados se distinguen en la tabla 33.

Tabla 33. Cálculo del costo de mano de obra.

Sector	Reactor [97]	Abastecimiento e inventario [98]	Purificación [99]	Total ($)	Total (US$)
Número de empleados	2	2	1		
Salario por hora por empleado ($)	140	90	105		
Salario por hora para el total de empleados ($)	280	180	105		
Salario bruto por turno ($)	2240	1440	840		
Salario neto por turno ($)	3136	2016	1176		
Salario bruto anual por turno ($)	613760	394560	230160		
Salario neto anual por turno ($)	859264	552384	322224		
Salario bruto anual total ($)	2455040	1578240	920640		
Salario neto anual total ($)	3437000	2210000	1289000	6936000	120500

El costo total de mano de obra se estima de US$ 120500.

➢ Costo de supervisión

Este costo comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La magnitud de la supervisión del proceso se encuentra vinculada con la cantidad de mano de obra, la complejidad de la operación y la calidad del producto.

Según se distingue en la figura 44, este costo varía entre un 10 y un 25% del costo de mano de obra. Dado que el supervisor debe tener gran conocimiento técnico-teórico, el costo se toma como un 20%. Resulta un valor de US$ 24100.

- Costo de mantenimiento

El costo de mantenimiento incluye costos de materiales y mano de obra empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones debido a desperfectos en el funcionamiento de la planta.

Si bien se estima una parada de planta anual en la que se realizará un mantenimiento general de equipos y tuberías, se considera un costo mensual debido a desperfectos que pueden surgir y que es necesaria su reparación inmediata.

Dado que el costo varía entre un 2 y un 10% de la inversión fija, se estima como un 4% de la misma, teniendo un valor de US$ 136400.

- Costo de suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial que fueron excluidos en otros ítems, tales como aceites lubricantes, guantes, reactivos, material para limpieza. Dado que el mismo se puede estimar como un porcentaje de la inversión fija que varía entre 0.5 y 1%. Se considera el valor promedio, es decir el 0.75% de la inversión fija. Se obtiene un valor de US$ 25600.

Por su parte, uno de los suministros sólidos que se utiliza en el proceso es el NaOH, necesario para la eliminación del H_2S. Si bien sería relevante el costo del mismo, se propone vender la solución de NaOH formada, ya que su nivel de impureza será bajo. Con lo cual se puede compensar el costo de compra con el de venta, por lo que no se considera en el costo de suministros.

- Costo de laboratorio

La planta cuenta con un laboratorio de análisis, ensayos y trabajos de mejora del proceso. Los gastos que se consideran son de funcionamiento, materiales y personal del laboratorio. El costo se puede calcular como un porcentaje del costo de mano de obra, que varía entre 2 y 20%. Se considera un 10%, resultando un valor de US$ 12000.

Costos fijos

- Costo de depreciación

Este costo se considera debido a la disminución del valor de los bienes de producción, debido al deterioro temporal que sufren. El valor del mismo se puede estimar según distintos métodos. Dado que en Argentina el más utilizado es el método de línea recta, se utiliza el mismo en el presente trabajo. Se calcula según la siguiente fórmula:

$$Costo\ de\ depreciación\ anual = \frac{1}{n} * (I_f - L)$$

Siendo n el número de años de vida útil del proyecto, I_f el valor de la inversión fija y L el valor residual. Se considera L como un 10% de la inversión fija ya que se espera que, una

vez transcurridos los 20 años, los equipos aún tengan un valor residual, y los años de vida útil igual a 20 años. El costo de depreciación anual resulta de US$ 153500.

- Costo de impuestos

Corresponde a impuestos fijos a la propiedad. Varían según las leyes vigentes y del lugar en el que se encuentra situada la planta. Se puede estimar como un porcentaje de la inversión fija, que varía entre el 1 y el 2%. Se considera el promedio de ambos, resultando igual a US$ 51200.

- Costo de seguros

En éste se incluye seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal, mercadería, entre otros.

El monto se estima entre un 0.5 y un 1% de la inversión fija. Para el presente trabajo se considera el promedio entre esos porcentajes, por lo que el costo se estima en US$ 25600.

- Costo de administración y dirección

Este componente del costo incluye todos los gastos de administración de la planta, tales como salarios del personal administrativo y gastos generales, tanto de insumos como de servicios. Además, se incluyen gastos de dirección de la empresa. Se puede estimar como un porcentaje de costo de mano de obra, que varía entre 20 y 40%. Se estima como un 30%, resultando un valor de US$ 36150.

- Costo de investigación y desarrollo

En la planta se realizarán actividades de investigación y desarrollo orientadas a la innovación de los procesos. Éste se puede estimar como un porcentaje del valor de los ingresos por ventas anuales, que varía entre 0.5 a 5%. Se considera un 2%. El ingreso por ventas anuales es de US$ 1017800, por lo que el costo de investigación y desarrollo resulta de US$ 20350.

En conclusión, la distribución de los costos se distingue en la figura 45.

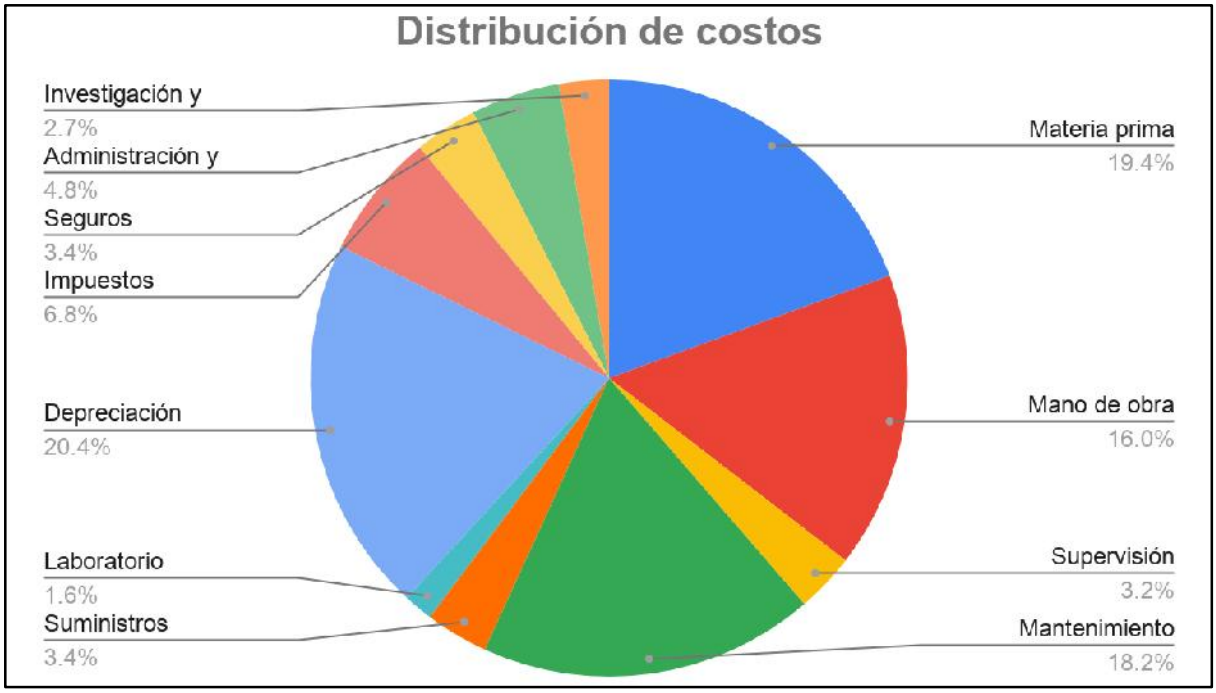


Figura 45. Distribución de costos.

El costo de producción anual resulta igual a US$ 751300.

Ventas anuales

Como se distingue en el capítulo anterior, parte de la energía eléctrica total generada es consumida, mientras que el resto se inyecta a la red nacional. Esta última resulta igual a 903 kWh.

Según la página oficial del Ministerio de Energía y Minería, el precio de venta del MWh es de US$ 141 [100], dado que éste es el valor de venta para plantas que producen cantidad de energía eléctrica similar a la del presente trabajo.

Para estimar las ventas anuales se consideran los 365 días del año y se afecta el valor por la efectividad global del proceso (estimada en el Capítulo IV, el valor es de 0.912). Por lo tanto, se inyecta por año a la red un total de 7214 MWh, el ingreso por venta anual es de US$ 1017200.

Análisis de rentabilidad

Para analizar la rentabilidad de este proyecto, se considera que la tasa impositiva es del 35%, la tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA) se estima entre un 10% y un 12%. A continuación, en la tabla 34, se muestra el cuadro de fuentes y usos de fondos durante la vida útil del proyecto.

Tabla 34. Cuadro de fuentes y usos.

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
Porcentaje de utilización (%)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
a. FUENTES																				
Capital propio	3806800																			
Ventas anuales	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200
Total a	4824000	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200	1017200
b. USOS																				
Inversión fija	3460700																			
Capital de trabajo	346100																			
Costos de producción	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300
Total b	4558100	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300	751300
BNAI=total(a) -total(b)	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900	265900
impuestos	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065	93065
BN	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835	172835
Depreciación	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500	153500
Flujo de Caja	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335	326335

Para determinar la rentabilidad del proyecto, se utilizaron dos criterios: el tiempo de repago (nR) como método estático, y la tasa interna de retorno (TIR) como método dinámico. La tasa interna de retorno (TIR), se calculó utilizando la siguiente ecuación:

$$\sum_{j=1}^{n} \frac{FC_J}{(1+r)^j} - I_T = 0$$

Donde IT es la inversión total y FC el flujo de caja. Se debe aclarar que al último flujo de caja se le suma el capital de trabajo, el terreno y el valor residual al final de la vida útil del proyecto.

Para que este criterio determine la rentabilidad del proyecto, la tasa interna de retorno (TIR) debe ser mayor o igual a una tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA).

Luego de los cálculos, se obtuvo un valor de TIR de 6.5%, el cual se encuentra por debajo de los valores límites aceptable de TRMA. Es por esta razón que se puede decir que el proyecto no resulta rentable bajo estas condiciones.

Por otro lado, para complementar el análisis de rentabilidad, se calculó el tiempo de repago, el cual se llevó a cabo utilizando el método gráfico, como se muestra en la figura 46.

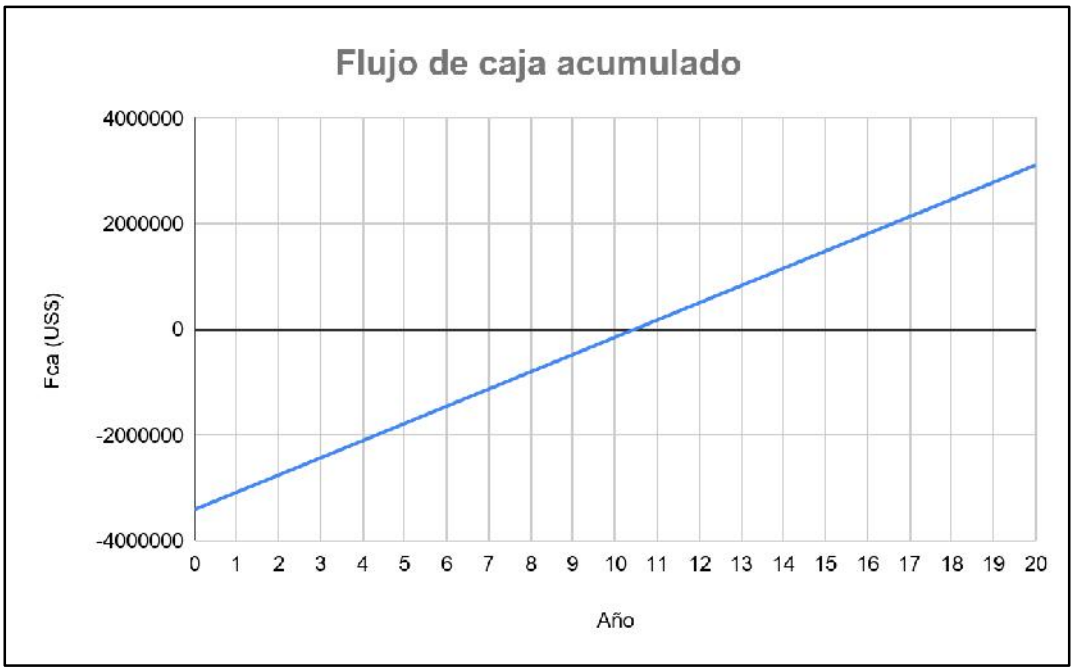


Figura 46. Tiempo de repago.

Para determinar si el proyecto es o no aconsejable, se toma que el tiempo necesario para recuperar el capital invertido en éste sea menor a la mitad del tiempo de vida útil del mismo. En la figura 46 se lee el tiempo de repago cuando la curva del flujo de caja acumulado en función del tiempo corta al eje de abscisas. Se observa, entonces, que el tiempo de repago del proyecto es entre 10 y 11 años. Por lo tanto, a partir de este criterio y el anterior se concluye que el proyecto no es rentable.

El proyecto resulta no rentable en varios aspectos. Económicamente se distingue que tanto el método de estimación de la TIR como el del tiempo de repago muestran que el proyecto no se encuentra entre los límites aceptables de rentabilidad. Si se analiza el diagrama de costos y el cuadro de usos y fuentes se observa que la no rentabilidad depende, principalmente, de que se tiene una inversión fija muy elevada la cual es de lenta recuperación. Esta situación es consecuencia de que los ingresos no son significativos respecto de los costos, resultando en flujos de caja anuales inferiores a lo esperado para este rubro.

Por otra parte, la generación de este tipo de energía resulta beneficioso en cuanto a la disminución de la cantidad de gases emitidos al ambiente, hecho que no se refleja de forma económica, pero es importante a considerar al momento del desarrollo del proyecto.

Análisis de sensibilidad

Para la realización de este análisis, se proponen dos situaciones. La primera, es la variación del precio de venta un 20%, y la segunda, la variación del costo de materia prima y transporte en un 20%. Se eligió para el análisis este costo debido a que representa gran porcentaje en la estructura de costos. De esta manera, se evaluarán los nuevos valores del TIR, que pueden ser observados en la tabla 35.

Tabla 35. Análisis de sensibilidad.

	Precio de venta (US$/MW)	**Precio relativo**	**TIR**	**TIR relativo**
Base	141	1.2	6.5%	1.65
Aumento 20%	169		10.7%	
Base	141	0.8	6.5%	0.28
Disminución 20%	113		1.8%	
	Costo de materia prima (US$/año)	**Costo relativo**	**TIR**	**TIR relativo**
Base	145900	1.2	6.5%	0.91
Aumento 20%	175100		5.9%	
Base	145900	0.8	6.5%	1.09
Disminución 20%	116700		7.1%	

Las variaciones relativas del TIR para ambos casos pueden observarse en la figura 47.

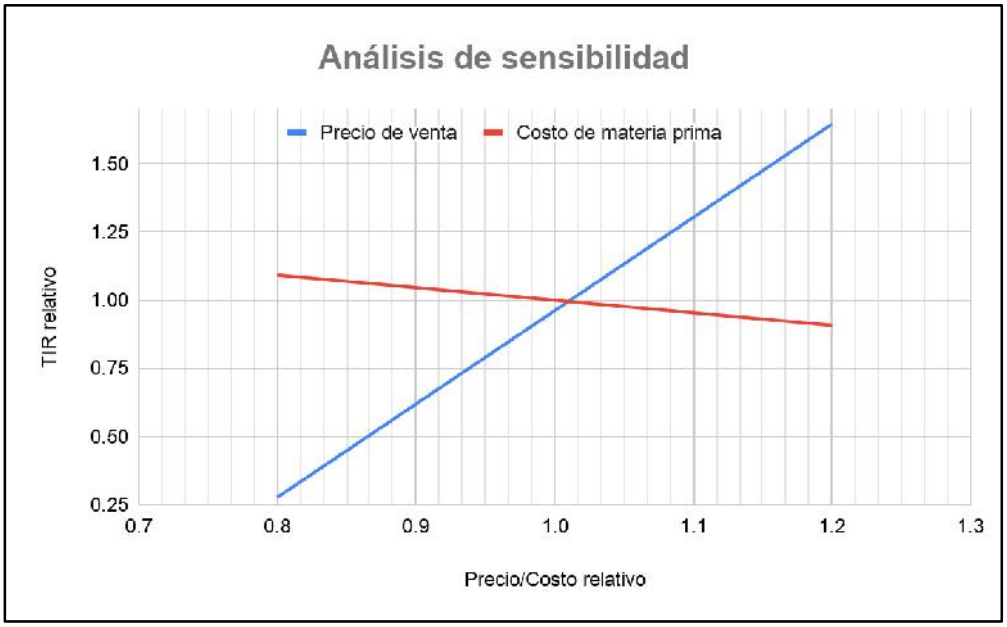


Figura 47. Análisis de sensibilidad.

Se distingue que la TIR resulta sensible en mayor medida frente a cambios en el precio de venta que en el costo de materia prima. Teniendo en cuenta esta situación, el proyecto podría pasar a ser rentable en el caso de que el precio de venta aumente para este tipo de energías alternativas.

Cronograma de proyecto

El proyecto requiere de ciertas actividades previas a encontrarse en condiciones normales que permitan la producción de la energía eléctrica. Estas son:

- Ingeniería básica: Consta de definir los lineamientos generales e ideas básicas del proyecto. La misma se desarrolla por un grupo reducido de ingenieros que elaboran planos y especificaciones técnicas. En esta etapa se reflejan los requerimientos del usuario, el cronograma de realización y la valoración económica. Tiempo de duración: 8 meses.
- Ingeniería de detalle: Se desarrollan actividades tales como especificaciones técnicas de equipos y materiales; especificaciones funcionales; dimensionamiento de tuberías e instalaciones eléctricas; listado de equipos, instrumentación, accesorios y materiales; entre otras. Tiempo de duración: 6 meses.
- Movimiento de suelos y obras civiles: El movimiento de suelos se define como el conjunto de acciones a realizarse en un terreno para la ejecución de una obra. Las mismas pueden realizarse de forma manual o mecánica. Por otro lado, las obras civiles se vinculan con el desarrollo de la infraestructura de la planta. Tiempo de duración: 3 meses.
- Montaje de equipos principales: Consta de la instalación de los distintos equipos más importantes para la producción. Tiempo de duración: 2 meses.
- Montaje electromecánico: Consta de la instalación de las conexiones eléctricas y mecánicas de los distintos equipos. Tiempo de duración: 2 meses.
- Comisionamiento: Comprende la realización de pruebas de funcionamiento y comunicaciones bajo situaciones simuladas. Tiempo de duración: 2 meses.

- Pruebas con agua: Se simula el funcionamiento de la planta, utilizando agua como corriente principal. Tiempo de duración: 2 meses.
- Puesta en marcha: Incluye el proceso de arranque, regulación y equilibrado de los equipos y sistemas de forma planificada, y el momento de verificar que las fases anteriores de diseño y montaje se han ejecutado correctamente. Tiempo de duración: 6 meses.
- Período de optimización hasta alcanzar las condiciones normales: Período de tiempo en el que se opera la planta en distintos porcentajes de utilización, hasta llegar a la producción deseada. Tiempo de duración: 5 meses.

Como se observa en el diagrama de Gantt presentado en la figura 48, existen tareas que pueden realizarse de forma simultánea, por lo tanto, el tiempo previo necesario para operar la planta en condiciones óptimas es de 27 meses.

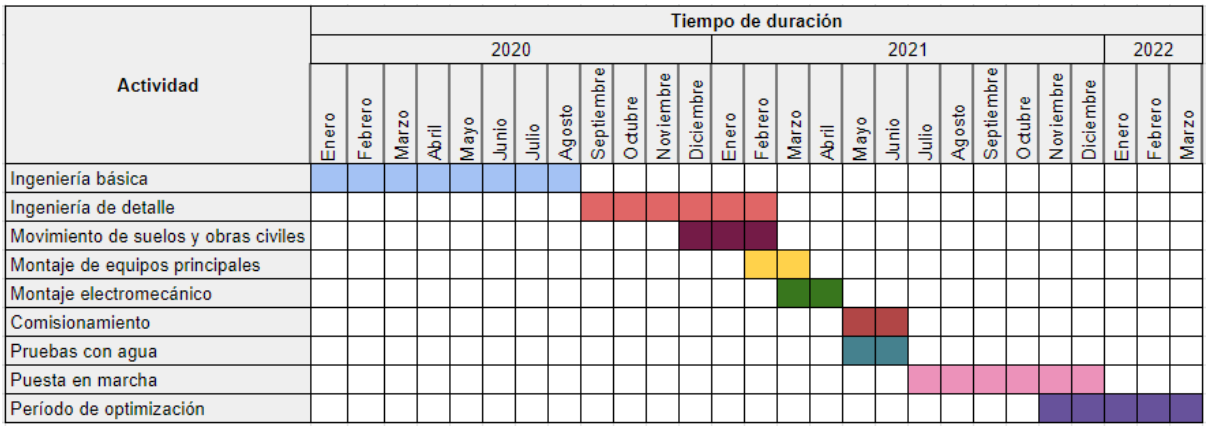


Figura 48. Diagrama de Gantt.

Capítulo VIII

Resumen ejecutivo

En este capítulo, el tema elegido fue la obtención y el acondicionamiento de una solución de sulfato de amonio, para luego ser vendida como fertilizante.

En primer lugar, se realizó un estudio de mercado en Argentina donde las importaciones tienen un valor muy superior a las exportaciones, lo que indica que la demanda nacional es claramente mayor respecto a la oferta brindada. Esto garantiza una posible inserción en el mercado. El producto se vende como una solución al 44% P/V, en bidones de 20 litros. La producción anual es de 757848 L y el precio de venta por cada litro es de US$ 1.25.

El proceso de obtención y acondicionamiento consta de, luego de absorber el amoniaco con agua en la torre de absorción, hacerlo circular hacia un reactor TAC en el cual se agrega de forma continua ácido sulfúrico concentrado. De esta forma se produce una reacción de neutralización entre los reactivos mencionados y se genera el sulfato de amonio como producto.

Debido a que la reacción es muy exotérmica, el calor generado conlleva a que la temperatura de la solución se eleve hasta los 100ºC y a su vez, que se evapore parte del agua. A pesar de esto, es necesario seguir concentrando la solución con el fin de llegar a la concentración requerida. Para ello, primero se requiere de un evaporador donde los gases de escape del motor y la solución con la sal intercambian energía. En segundo lugar, se aprovecha la energía contenida en el syngas (luego de que intercambia calor con el aire que ingresa al gasificador) para evaporar parte del agua del futuro fertilizante. Por último, se hace pasar la solución por 5 membranas de ósmosis inversa, conectadas en serie y operando en forma batch, donde la corriente de rechazo que sale de cada una ingresa a la siguiente para continuar con el proceso de concentración. De esta forma, se llega a una concentración final de 44% P/V.

Además, considerando el proceso principal junto con el secundario, es decir, la producción de energía eléctrica junto con la del fertilizante, se realizó un análisis económico del proyecto. Éste resulta rentable luego de calcular los valores de tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de repago. Los mismos tienen valores de 18.9% y 5 años, respectivamente.

Introducción

En el presente capítulo se aborda la producción adicional de sulfato de amonio, el cual es una sal que se obtiene a partir del amoníaco que queda en solución, en el proceso de limpieza del syngas.

El sulfato de amonio es de gran uso a nivel agrícola como fertilizante, dado que permite la adición de nitrógeno y azufre para satisfacer los requerimientos nutricionales de las plantas en crecimiento.

En este proyecto se utiliza rastrojo de maíz como materia prima para la generación de syngas. En su ciclo natural, el maíz adquiere nutrientes del suelo, los cuales devuelve al momento de su degradación biológica, al quedar en el campo como desecho. Por lo tanto, al utilizar el sulfato de amonio obtenido como subproducto en esta industria, se devuelven los nutrientes antes extraídos.

Características del producto

El sulfato de amonio es una sal de elevada solubilidad en agua compuesta por el ion sulfato y el catión amonio. Este compuesto se puede obtener por diversos métodos que se basan en la reacción de neutralización entre el amoníaco y el ácido sulfúrico.

Comercialmente se encuentra en su forma cristalina, como un sólido blanco de bajo contenido de humedad (razón por la cual no debe exponerse el aire ambiente antes de su uso) que se vende en bolsas plásticas de diferentes pesos [101], o en solución al 40% P/V de la sal, comercializándose en general en bidones de 20 litros [102].

En su forma sólida puede ser utilizado directamente teniendo en cuenta que debe colocarse a una pequeña profundidad bajo tierra para evitar su descomposición y consecuente liberación de amoníaco en forma de gas y asegurar su filtración hacia el suelo mediante riego. Sin embargo, en este estado cristalino la sal tiene un elevado grado de absorción de humedad lo que provocaría un estrés hídrico en suelos de bajo contenido de agua o zonas de pocas precipitaciones. Es por este motivo que su uso recomendado es en soluciones acuosas, cuyo grado de dilución dependerá del tipo de suelo, del clima de la zona y el cultivo a producir.

En su uso como fertilizante aporta nitrógeno y azufre a las plantas beneficiando el desarrollo de las raíces, el follaje y los tallos, y la generación de proteínas y clorofila. Es importante destacar que cuando el azufre está disponible como sulfato, éste puede ser absorbido de forma inmediata por las plantas. [103]

A su vez, el sulfato de amonio en solución puede ser utilizado no sólo como un fertilizante de aplicación en pre-siembra, sino que tiene la característica de ser un adyuvante, es decir que actúa como un activador, protector y potenciador de diferentes herbicidas.

En el presente proyecto se propone su venta en bidones de 20 litros como una solución acuosa al 40% P/V de la sal de sulfato de amonio.

Mercado

Mercado exterior

Para poder estudiar el mercado que presenta el subproducto obtenido en la planta, se analizaron las importaciones y exportaciones del sulfato de amonio en Argentina. Se compararon los datos de los últimos años. Estos valores fueron extraídos de la página oficial del INDEC [104]. Los mismos se observan en la figura 49.

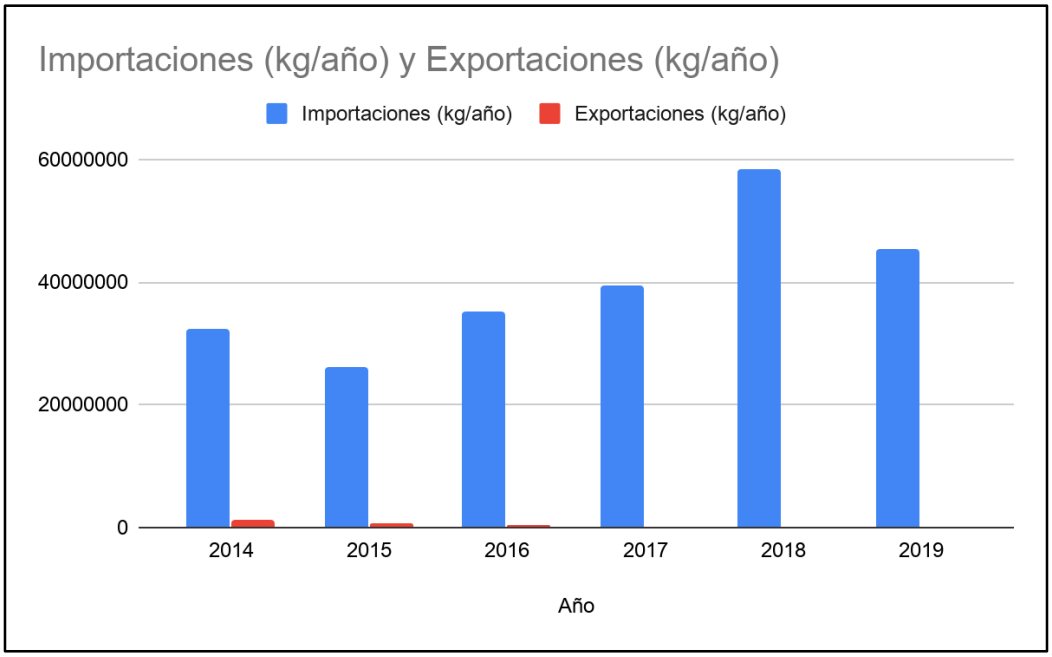


Figura 49. Mercado del sulfato de amonio en Argentina.

En la figura 49 se distingue la clara demanda que presenta a nivel nacional el sulfato de amonio. Las exportaciones resultan notoriamente menores frente a las importaciones, lo que implica que las empresas productoras nacionales no logran abastecer las cantidades requeridas, provocando que se deba recurrir a la oferta de mercados extranjeros. En primer lugar, se encuentra China, el cual representa más del 90% de las importaciones, y le siguen países como España y Bélgica y, en menor medida, Brasil, Alemania e Italia.

En vista de los valores presentados, se aprecia una baja producción a nivel nacional acompañada de una gran demanda, lo que refleja una oportunidad para la comercialización del subproducto obtenido en la planta.

Mercado interno

En Argentina la mayor producción de sulfato de amonio es comercializada en su forma cristalina por gran variedad de proveedores. En cambio, la oferta de la sal en solución acuosa al 40% está acotada a pocos proveedores, siendo los más conocidos YPF (Grupo Pignatta), Agross [105] y Farmchem S.A. [106].

Precio de venta

En el mercado, la sal se puede vender en estado sólido, o como una solución concentrada de la misma. Según sea su estado, será el precio de venta.

Por un lado, la sal en estado sólido se vende en forma de cristales con costos cercanos a US$ 330 la tonelada [107]. Es importante destacar que los cristales deben disolverse previamente, antes de introducirlos en la tierra.

Por otro, la solución de sulfato de amonio se vende con una concentración del 40% P/V. El costo de la misma es de US$ 1.25 por litro [108]. Realizando los cálculos necesarios, se puede estimar el costo por tonelada de sulfato de amonio para este caso. El mismo resulta igual a US$ 3125 la tonelada, lo que provoca la elección de esta alternativa de venta.

Proceso de producción

En el Capítulo V se desarrollan los procesos necesarios para la purificación del producto principal de la planta, el gas de síntesis. En particular, el amoníaco se extrae del gas en una torre de absorción, utilizando agua para lograr la separación deseada.

Dado que la corriente que contiene agua y amoníaco no puede verterse directamente a un desagüe ya que sobrepasa el límite de concentración del contaminante permitido, es necesario su tratamiento. Para esto, a la corriente mencionada se la hace reaccionar con ácido sulfúrico (ver consideraciones de uso en el Anexo 10), obteniendo como resultado el sulfato de amonio.

La reacción que tiene lugar se observa a continuación:

$$2\ NH_4OH + H_2SO_4 \rightarrow (NH_4)_2SO_4 + 2\ H_2O$$

La corriente líquida de 5289 L/h que abandona la torre de absorción contiene 14 kg/h de amoníaco en solución.

Para la reacción se utiliza una cantidad estequiométrica de ácido sulfúrico, a partir de una solución al 98% P/V, lo que implica utilizar un caudal de 41 L/h del ácido. Esta reacción se lleva a cabo en un reactor tipo tanque agitado continuo donde se ponen en contacto ambas soluciones obteniéndose una conversión completa por ser una reacción de neutralización, dando como resultado 54.4 kg/h de sulfato de amonio en 5330 L/h.

Debido a que la solución del sulfato de amonio se vende con una concentración del 40% P/V, se debe separar agua hasta lograr la concentración deseada, ya que inicialmente tendríamos una concentración aproximada de 1.02% P/V. Cabe destacar que la reacción es altamente exotérmica por lo que, al llevarse a cabo, existe la posibilidad de que parte del agua se evapore en el proceso resultando en una solución de mayor concentración. El agua total a separar se estima como:

$$Agua\ a\ separar = 5330\frac{L\ de\ solución}{h} - (54.4\ \frac{kg\ de\ sal}{h}/0.4\ \frac{kg\ de\ sal}{L\ de\ solución}) = 5194\frac{L\ de\ solución}{h}$$

En el Capítulo VI del presente trabajo se desarrolló la idea de utilizar una corriente auxiliar para poder disminuir la temperatura del syngas, el cual ingresa a la torre de absorción. Además, a la corriente de servicio se le disminuye su temperatura haciéndola pasar por una torre de enfriamiento para recircularla. Esto implicó, entonces, que se tenía calor de la corriente de syngas que debía ser intercambiado con una corriente auxiliar debido a que no había otras que requieran ser calentadas. Con la producción del sulfato de amonio, el calor contenido en la corriente de syngas puede ser utilizado para evaporar parte del agua y, así, concentrar la sal.

Por otro lado, a los gases de escape del motor se les disminuye su temperatura mediante el sistema de refrigeración del motor. Ante la posibilidad de utilizar el calor contenido en los mismos para continuar con la separación de agua de la sal, se propone no utilizar el sistema de refrigeración mencionado y utilizar la corriente de gases de escape a alta temperatura para la evaporación. La temperatura de salida de los gases de escape del motor se estima teniendo en cuenta la eficiencia térmica del motor, el calor generado y el flujo (calculados en el Capítulo VI) y calor específico de cada gas de escape.

$$Q_{gen} * e_{térm} = F_{CO_2} * Cp_{CO_2} * (T_f - T_i) + F_{H_2O} * Cp_{H_2O(g)} * (T_f - T_i) + F_{N_2} * Cp_{N_2} * (T_f - T_i) + F_{O_2} * Cp_{O_2} * (T_f - T_i)$$

Donde:

- Q_{GEN}: calor generado, que es 2260 kJ/s;
- $e_{TÉRMICA}$: eficiencia térmica, que es 0.438; [84]
- F_{CO2}, F_{H2O}, F_{N2} y F_{O2}: flujos molares de dióxido de carbono, agua, nitrógeno y oxígeno obtenidos y resultan iguales a 6.8 mol/s, 4.46 mol/s, 28.61 mol/s y 0.58 mol/s respectivamente;
- Cp_I: calores específicos de cada componente [30] calculados a una temperatura promedio entre la inicial y final;
- T_F y T_I: temperaturas finales e iniciales de los gases, donde T_I es 293 K y T_F es la incógnita.

Se estima que la temperatura de salida de los gases es igual a 1006 K.

En primer lugar, se lleva a cabo la reacción exotérmica entre el amoníaco acuoso y el ácido sulfúrico. Como se mencionó anteriormente, el calor liberado calienta la solución de 1.02% P/V y evapora parte del agua contenida. Teniendo en cuenta que la reacción tiene lugar en un reactor adiabático, pero que la aislación del mismo no es perfecta, se propone estimar una eficiencia térmica del 80%. El calor liberado por la reacción se estima como:

$$-e * \Delta H_{reacción} * F_{(NH_4)_2SO_4} = F_{H_2O\ total} * Cp_{H_2O\ (l)} * (T_{eb} - T_i) + \Delta_{evaporación} * F_{evap\ 1}$$

Donde:

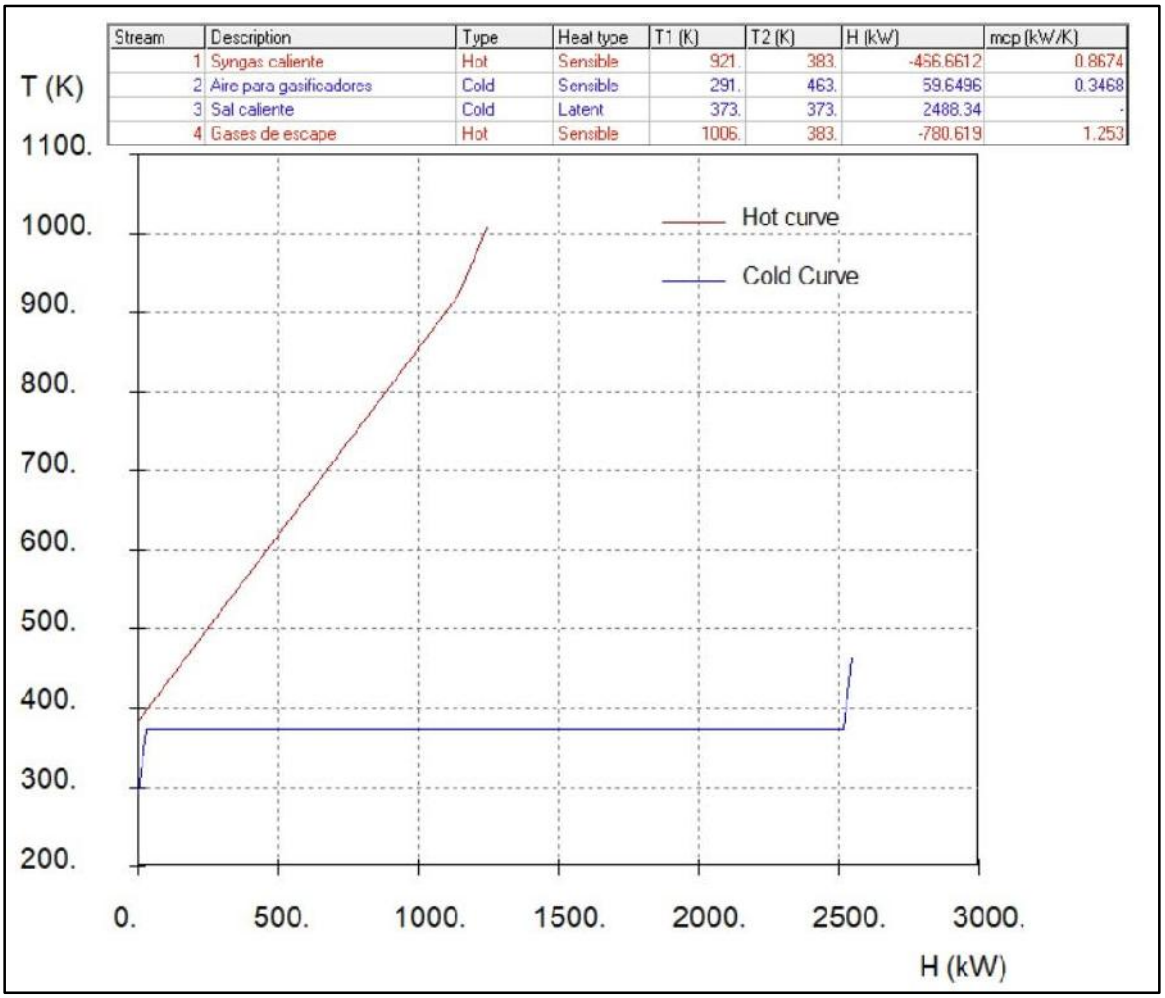
- $\Delta H_{REACCIÓN}$: calor de reacción igual a -11028 kJ/mol; [109]
- e: eficiencia térmica debido a las pérdidas de calor por la aislación no perfecta en el tanque de reacción, igual a 0.8;
- $F_{(NH4)2SO4}$: flujo molar de sal formado, que resulta igual a 411.76 mol/h;
- $F_{H2O\text{-}TOTAL}$: flujo másico de agua total en el que se encuentra el amoníaco, el cual es de 5330 kg/h;
- $Cp_{H2O}(l)$: calor específico del agua líquida [30], calculado a una temperatura promedio entre la inicial y la final;
- T_{eb} y T_i: temperaturas de ebullición e inicial del agua, que son 373 K y 333 K,

respectivamente[11];

- $\Delta_{EVAPORACIÓN}$: calor de evaporación del agua, que es 2257 kJ/kg; [75]
- $F_{EVAP\ 1}$: cantidad de agua que se evapora, el cual es la incógnita.

Se obtiene entonces que $F_{EVAP\ 1}$ resulta igual a 1225 kg/h.

Una vez obtenida la sal, se tienen todas las corrientes que intercambian calor. Se realiza un análisis pinch con el fin de distinguir los posibles intercambios. El gráfico obtenido se observa en la figura 50.



Stream	Description	Type	Heat type	T1 (K)	T2 (K)	H (kW)	mcp (kW/K)
1	Syngas caliente	Hot	Sensible	921.	383.	-456.6612	0.8674
2	Aire para gasificadores	Cold	Sensible	291.	463.	59.6496	0.3468
3	Sal caliente	Cold	Latent	373.	373.	2488.34	-
4	Gases de escape	Hot	Sensible	1006.	383.	-780.619	1.253

Figura 50. Análisis pinch.

Como se observa en la figura 50, el calor disponible de las corrientes calientes no es suficiente para los requerimientos de intercambio definidos, los cuales corresponden con el calentamiento del aire que se ingresa a los reactores y la evaporación de parte del agua de la solución de sulfato de amonio. Por lo tanto, se decide mantener el intercambiador syngas-aire propuesto en el Capítulo VI. Esto implica utilizar el calor contenido en los gases de escape y el que resta en el syngas para evaporar la mayor cantidad posible de agua contenida en la solución.

[11] Dado que se trabaja con una solución diluida de sulfato de amonio, la temperatura de ebullición es la del solvente puro (agua).

En principio, se calcula el calor que pueden intercambiar los gases de escape, teniendo en cuenta que la temperatura de salida de los mismos debe ser de 110ºC, con el fin de tener un ∆T de 10ºC entre las corrientes. De esta forma se garantiza el hecho de no diseñar un intercambiador infinito. Luego se estima el calor intercambiado y el flujo de agua evaporada.

$$Q_{entregado} = F_{CO_2} * Cp_{CO_2} * (T_f - T_i) + F_{H_2O} * Cp_{H_2O(g)} * (T_f - T_i) + F_{N_2} * Cp_{N_2} * (T_f - T_i) + F_{O_2} * Cp_{O_2} * (T_f - T_i)$$

$$Q_{entregado} = \Delta_{evaporación} * F_{evap\ 2}$$

Donde:

- $Q_{ENTREGADO}$: calor entregado por los gases de escape, igual a 873 kJ/s;
- F_{CO2}, F_{H2O}, F_{N2} y F_{O2}: flujos molares de dióxido de carbono, agua, nitrógeno y oxígeno obtenidos, que resultan iguales a 6.8 mol/s, 4.46 mol/s, 28.61 mol/s y 0.58 mol/s respectivamente;
- Cp_I: calores específicos de cada componente [30] calculados a una temperatura promedio entre la inicial y final;
- T_F y T_I: temperaturas finales e iniciales de los gases, donde T_I es 1006 K y T_F es 383 K, considerando el ∆T de 10ºC;
- $\Delta_{EVAPORACIÓN}$: calor de evaporación del agua, que es 2257 kJ/kg; [75]
- $F_{EVAP\ 2}$: cantidad de agua que se evapora, siendo la incógnita.

Por lo tanto, $F_{EVAP\ 2}$ resulta igual a 1393 kg/h.

Luego, se calcula el calor que intercambia el syngas con la corriente de la sal. Es importante recordar que el syngas ya intercambió previamente calor con el aire que ingresa al gasificador, por lo que debe considerarse como temperatura inicial la de la salida del intercambiador recién mencionado. La misma es de 579ºC. Además, al igual que el caso anterior, es necesario un ∆T de 10ºC entre las corrientes para no requerir un equipo infinito por lo que, añadiendo este proceso, el gas de síntesis ingresará a la torre de absorción a 110°C lo que modifica levemente su rendimiento. Teniendo en cuenta esto, se simuló el proceso de absorción utilizando el programa Unisim Design R460.1 y se verificó que se siguieran cumpliendo los requerimientos de calidad del gas a la salida del absorbedor y las características del agua de salida. El agua evaporada en este intercambio se estima como:

$$Q_{entregado} = F_{syngas} * Cp_{syngas} * (T_f - T_i) = \Delta_{evaporación} * F_{evap\ 3}$$

Donde:

- $Q_{ENTREGADO}$: calor entregado por syngas, que es 379 kJ/s;
- F_{SYNGAS}: flujo de syngas que debe enfriarse, que es 2068 kg/h;
- Cp_{SYNGAS}: calor específico del syngas, que es 1.405 $kJ*kg^{-1}*K^{-1}$; [12]
- T_f y T_i: temperaturas finales e iniciales del syngas en el intercambiador de calor son 383 K y 852 K, respectivamente;
- $\Delta_{EVAPORACIÓN}$: calor de evaporación del agua, que es 2257 kJ/kg; [75]
- $F_{EVAP\ 3}$: cantidad de agua que se evapora, que es la incógnita.

Se obtiene entonces que $F_{EVAP\ 3}$ resulta igual a 604 kg/h.

En resumen, la cantidad de agua evaporada utilizando las corrientes mencionadas se aprecian en la tabla 36:

[12] Dato extraído del UNISIM Design R460.

Tabla 36. Cantidad de agua evaporada.

Corriente/reacción utilizada	Cantidad de agua evaporada (kg/h)
Reacción entre el H_2SO_4 y NH_3	1225
Syngas	604
Gases de escape	1393
Total	**3222**

El vapor generado puede ser comercializado con distintas empresas dentro del parque industrial que lo requieran para su proceso. En el Anexo 11 se detallan los evaporadores utilizados para concentrar la solución de sulfato de amonio.

Por lo tanto, se tiene 54.4 kg/h de sulfato de amonio en una corriente de 2108 L/h. Esto implica tener una concentración de 2.6% P/V. Debido a que aún no se consigue la concentración requerida, se procede a circular la solución a través de membranas, con el fin de realizar un proceso de ósmosis inversa.

Previo al ingreso por las membranas se debe enfriar la solución dado que se encuentra a 100ºC. Para esto se utiliza un intercambiador de calor diseñado a partir del programa Unisim STE R460 (los detalles del mismo se encuentran en el Anexo 12), donde la solución intercambia calor con agua de servicio. Es decir, la corriente de servicio que antes se utilizaba para enfriar el syngas (Capítulo VI), ahora se utiliza para enfriar la corriente de sal antes de su ingreso a las membranas. Por lo tanto, es necesario rediseñar la torre de enfriamiento para el nuevo caudal de agua.

Para el diseño del intercambiador se hace circular la corriente que contiene la sal por los tubos y el agua de servicio por la coraza. Dado que la corriente de sal se encuentra muy diluida, para ambas corrientes se considera la resistencia de ensuciamiento del agua de pozo. Ésta y los tipos de cabezales y coraza se extraen de la bibliografía *Intercambiadores de Calor* [42]. Los datos extraídos son:

- Resistencia de ensuciamiento para el agua: 0.0002 m^2*K*W^{-1}.
- Tipo de coraza: E.
- Tipo de cabezal frontal: A.
- Tipo de cabezal posterior: S.

Luego de la simulación se obtienen los resultados mostrados en la tabla 37 y en el Anexo 12.

Tabla 37. Características principales del intercambiador syngas-solución de sulfato de amonio que ingresa a los gasificadores.

Largo del equipo (m)		1.76
	Diámetro (m)	0.44

Coraza	Número de pasos	1
	Número de baffles	14
Tubos	Diámetro interno (mm)	14.83
	Espesor (mm)	2.11
	Número de tubos	203
	Número de pasos	1
	Distribución	Triangular
Área total de intercambio (m^2)		21.38
Coeficiente de transferencia U ($W*m^{-2}*K^{-1}$)		313.7

De esta forma, utilizando un caudal de 6710 kg/h de la corriente de servicio a una temperatura de ingreso de 25ºC, se obtiene que la solución que contiene el sulfato de amonio sale a una temperatura de 35ºC, mientras que el agua de pozo lo hace a 45ºC.

Rediseñando la torre de enfriamiento con los cálculos detallados en el Capítulo VI se distingue que las dimensiones no varían en cuanto a la informada en dicho capítulo, que presenta las siguientes características:

- Temperatura del agua de ingreso: 45ºC.
- Temperatura del agua de salida requerida: 25ºC.
- Temperatura de aire de ingreso (bulbo seco) del peor caso: 30ºC. [78]
- Humedad del aire de ingreso: 40%. [78]
- Caudal de agua: 1.864 kg/s (6710 kg/h).
- Caudal de aire mínimo: 1.17 kg/s (3618 m^3/h).
- Caudal de aire necesario: 1.76 kg/s (5442 m^3/h).
- N_{TOG}: 4.
- H_{TOG}: 1.38.
- Altura de la torre: 5.52 m.

Lo que sí se ve afectada es el caudal de reposición necesario. El mismo se calcula como:

$$Agua_{reposición} = Agua_{evaporada} = Aire_{seco} * (Humedad_{aire\ de\ salida} - Humedad_{aire\ de\ entrada})$$

$$Agua_{reposición} = 1.76\ \frac{kg\ aire}{s} * (0.045 \frac{kg\ de\ vapor\ de\ agua}{kg\ de\ aire\ seco} - 0.01\ \frac{kg\ de\ vapor\ de\ agua}{kg\ de\ aire\ seco}) = 0.062 \frac{kg}{s}$$

Por lo tanto, el caudal de agua que debe reponerse es de 0.062 kg/s (0.223 m^3/h), el cual se extrae de pozo mediante la bomba sumergible mencionada anteriormente. Dado que el caudal de reposición comparado con el que sale de la torre de enfriamiento es bajo, no afecta la temperatura de ingreso del agua al intercambiador de calor.

Una vez alcanzada la temperatura requerida se lleva a cabo la ósmosis inversa. Este proceso es el movimiento de moléculas a través de una membrana parcialmente permeable porosa, que va de una región de mayor concentración a otra de menor. El flujo de partículas solventes de la zona de mayor potencial hacia la zona de menor potencial se conoce como presión osmótica, la cual es medible en términos de presión atmosférica. Para lograr este efecto del paso del agua es necesario presurizar el agua a un valor superior al de la presión osmótica. [110]

Las membranas de ósmosis inversa se eligieron según el catálogo [111] mostrado en el Anexo 13. Como se observa en el mismo, la eficiencia de separación disminuye a medida que disminuye el caudal que circula por la membrana. Para obtener una mejor separación, el proceso no será continuo, sino que será batch. Se inicia el proceso acumulando la solución en un tanque cerrado que posee control de nivel, en el que se regula que se alcance el volumen necesario para hacer circular la solución por la primer membrana. Luego, el rechazo se acumula en un nuevo tanque para cumplir las condiciones de la siguiente membrana. Este proceso se repite hasta tener la concentración de permeado deseada, para lo cual se utilizan dos modelos de membranas, la RIEPRO-14500 y la RIEPRO-10000. [111]

Para el cálculo del número de membranas requeridas se tuvo en cuenta la eficiencia de cada una, la concentración de sal y el %P/V del rechazo obtenido. A su vez, se asumió una pérdida de la sal hacia el permeado en cada etapa del proceso. La misma se consideró de un 5%, teniendo en cuenta mediciones de calidad de agua hechas anteriormente[13]. Las concentraciones obtenidas a la salida de cada membrana se observan en la tabla 38.

Tabla 38. Concentración del rechazo en cada membrana de ósmosis inversa.

	Caudal de entrada (L/h)	Eficiencia	Caudal de rechazo (L/h)	Cantidad de sal en rechazo (kg/h)	Concentración (%P/V)
Membrana 1	2287	0,5	1143,5	56,07	4,9
Membrana 2	2287	0,5	1143,5	106,53	9,32
Membrana 3	2287	0,5	1143,5	202,41	17,7
Membrana 4	1577	0,4	946	265,18	28,03
Membrana 5	1577	0,4	946	419,87	44,37

[13] Las mediciones de calidad de agua se realizaron en la cursada de Laboratorio de Operaciones Unitarias. Facultad de Ingeniería. UNMdP.
En cada medición se midió la conductividad de la solución antes de ingresar a la membrana y en el permeado. Se encontró que la conductividad del permeado es un 5% de la conductividad antes de ingresar, por lo que se considera la misma pérdida para la concentración dado que la conductividad es una medida indirecta de esta última.

Por lo tanto, se deben utilizar cinco membranas (tres del tipo RIEPRO-14500 y dos del tipo RIEPRO-10000) para lograr obtener la concentración de salida requerida en el mercado. Además, se requiere de cinco tanques cerrados con sus respectivos controles de nivel.

Teniendo en cuenta el proceso batch y la efectividad global del proceso (0.912), se obtendrán anualmente 757848 L de solución de sulfato de amonio al 44% P/V, lo que equivaldría a un caudal de 86.5 L/h si se supone al proceso como continuo. A su vez, se obtendrían aproximadamente 16083000 L/año de permeado el cual consiste de un agua de baja conductividad la cual puede ser comercializada con las distintas empresas que se encuentran en el parque industrial como agua desmineralizada de baja calidad.

Análisis económico

Inversión

En el Capítulo VII del proyecto se realizó el análisis económico de la planta de producción principal, sin considerar la venta del subproducto. En el presente capítulo se reformula el mismo, considerando equipos necesarios y ventas del sulfato de amonio.

Para la producción de la solución de sulfato de amonio se requieren los equipos que se presentan en la tabla 39:

Tabla 39. Equipos para la producción de la solución de sulfato de amonio.

Equipo	Cantidad de equipos	Precio por unidad en 2014 (US$)	Precio por unidad actual (US$)	Precio total (US$)	Detalle
TAC para reacción [68]	1	----------	5000	5000	
Membrana de ósmosis inversa [112]	5	----------	5250	26250	
Tanque de almacenamiento [113]	5	1500	1570	7850	
Evaporadores calandria [114]	2	----------	5000	10000	Evap: gases de escape-sol Evap: syngas-sol
Intercambiador de calor [90]	1	----------	5200	5200	Intercambio entre la solución diluida y la corriente auxiliar
Máquina envasadora [115]	1	----------	6800	6800	

Por lo tanto, el costo de equipos total resulta igual a US$ 61100.

Sabiendo el costo total de equipos, es necesario estimar un valor para los equipos ya instalados en la planta, para esto es necesario saber si la instalación es de ingeniería inmediata o compleja. Para el caso de ingeniería inmediata, al costo de los equipos se le debe

sumar un 20% mientras que, de ser compleja, debe sumarse un 55%. Al igual que se asume en el capítulo anterior y debido a la variación de equipos necesario para la producción, al costo de cada equipo se le suma un 37.5% siendo esto un promedio entre los dos valores mencionados anteriormente.

El valor de los equipos instalados resulta de US$ 84000.

Teniendo en cuenta el valor de los equipos de la planta principal, manteniendo los factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa e indirecta, siendo estos 0.875 y 0.675 respectivamente, sin necesitar una ampliación del terreno y calculando el capital de trabajo como un 10% de la inversión fija se obtiene los valores de la inversión fija y total para la planta en su totalidad, los cuales se pueden ver en la tabla 40.

Tabla 40. Valores para la inversión fija y total de toda la planta.

	Producción de syngas	Producción de syngas y sulfato de amonio
Inversión en equipos (US$)	1086000	1170000
Inversión fija (US$)	3410700	3647500
Inversión total (US$)	3806800	4097000

Por lo tanto, la inversión total para la planta resulta de US$ 4097000.

El terreno en el que se ubica la planta se encuentra distribuido según se aprecia en la figura 51.

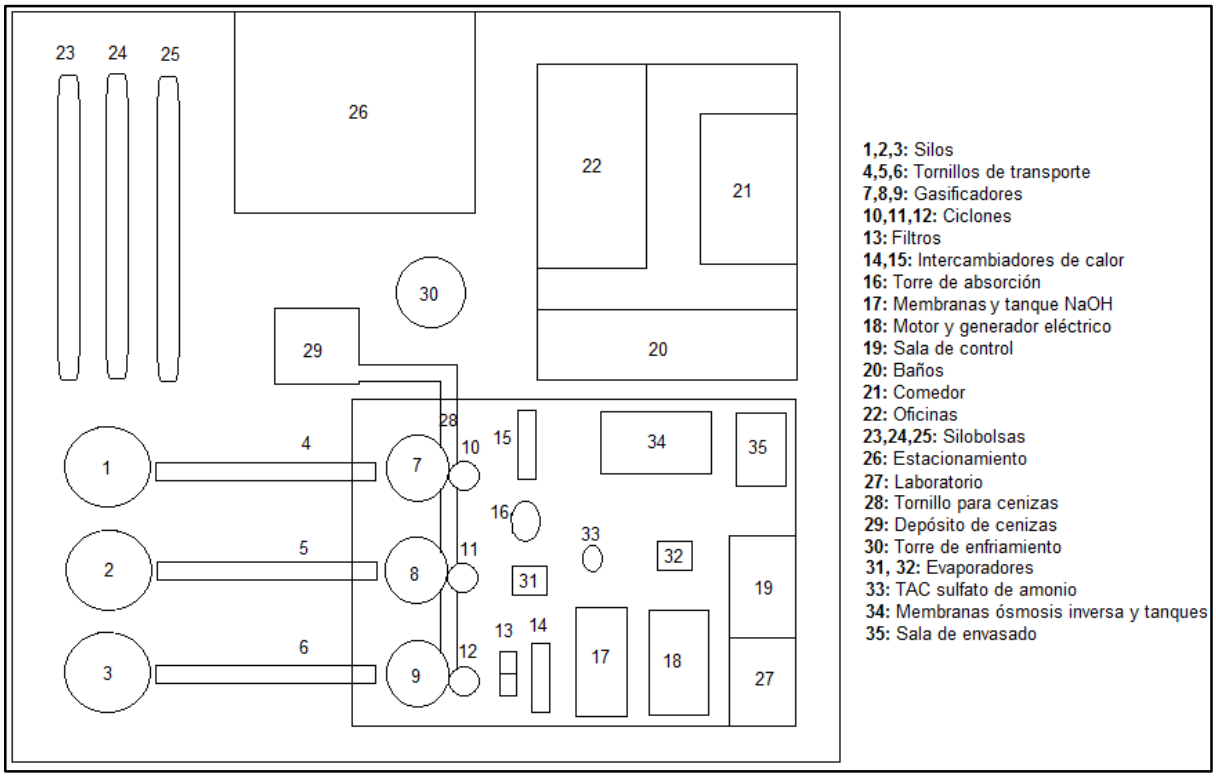


Figura 51. Layout de la planta con la cogeneración.

Costos de operación

Dado que los costos de producción se encuentran directamente relacionados con el valor de inversión fija, se recalcula los estimados anteriormente. Los valores previos y los estimados agregando la producción de la solución de la sal se muestran en la tabla 41:

Tabla 41. Costos de producción de toda la planta.

			Producción de syngas	Producción de syngas y solución de sulfato de amonio
Costos de producción (US$)	Variables	materia prima	145900	145900
		envases [116]	0	113680
		mano de obra	120500	165250[14]
		supervisión	24100	33050
		mantenimiento	136400	146980
		suministros	25600	27600
		laboratorio	12000	16530
	Fijos	depreciación	153500	165350
		impuestos	51200	55100
		seguros	25600	27550
		administración y dirección	36150	49580
		investigación y desarrollo	20350	39040
Total (US$)			751300	**985600**

La distribución de costos se aprecia en la figura 52.

[14] Se consideran dos operarios más en la etapa de purificación, con los costos mencionados en el Capítulo VII.

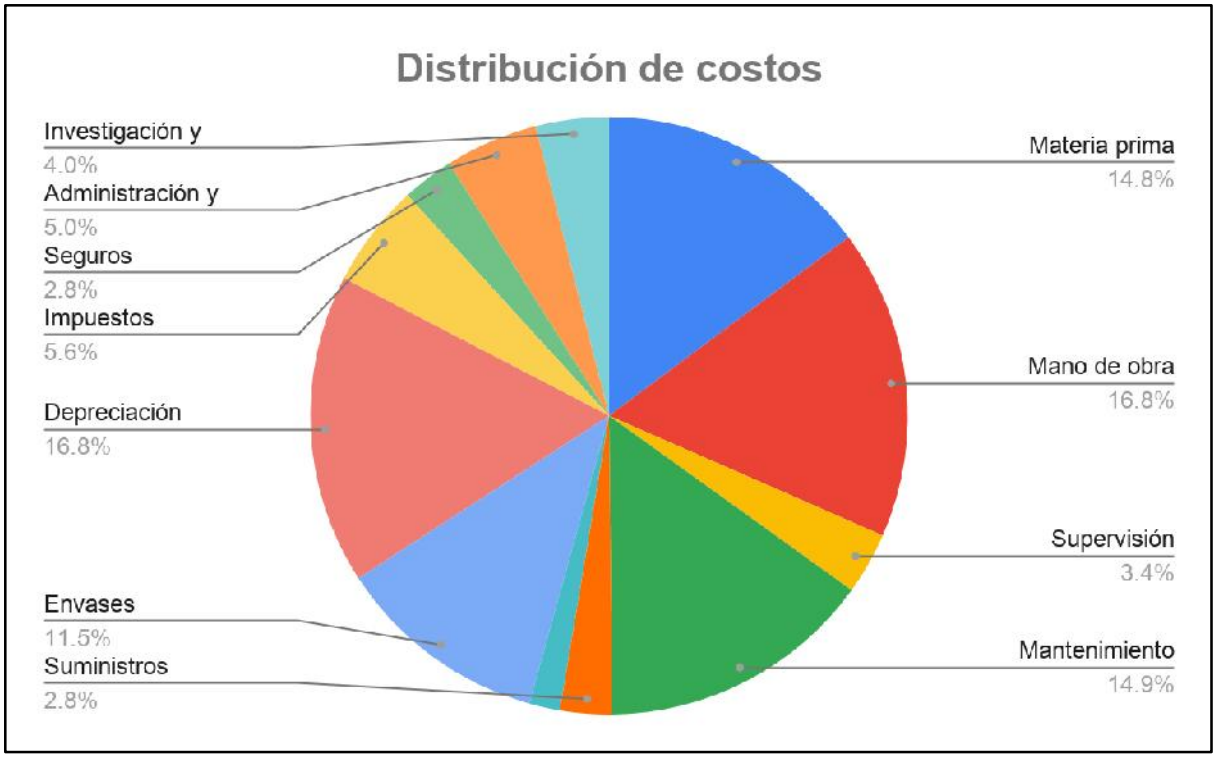


Figura 52. Distribución de costos de la planta total.

Por lo tanto, el costo de producción anual total de los dos productos que se obtiene en la planta resulta de US$ 985600.

Ventas anuales

Teniendo en cuenta la cantidad de amoníaco que debe separarse del gas de síntesis, se calculó el volumen de solución de sulfato de amonio obtenido. Además, se consideró las pérdidas en la membrana.

Se obtienen 757848 L/año del fertilizante. Como se detalló anteriormente, el precio de venta del mismo es de US$ 1.25/L. Por lo tanto, las ventas anuales por sulfato de amonio se estiman en US$ 947300.

Por otro lado, teniendo en cuenta el consumo de las bombas para las membranas de ósmosis, que es de 2.2 kW cada una, se tendría una generación neta de energía de 892 kWh. Afectando este valor por la eficiencia global del proceso, se obtendrían anualmente 7126 MWh disponibles para inyectar a la red. Siendo el precio de venta del MWh de US$ 141 [100], se obtendría un ingreso por venta de energía de US$ 1004800.

En el proceso general se generan, además, dos corrientes de posible valor comercial que son vapor y agua desmineralizada (agua de ósmosis) de baja calidad. Estos dos productos no se tienen en cuenta en el análisis económico ya que, de ser vendidos, su comercialización sería con otras industrias asentadas en el parque industrial y su valor comercial dependería del acuerdo realizado con las mismas.

En conclusión, se obtendría anualmente un total de ingresos por ventas de US$ 1952100.

Análisis de rentabilidad

Para analizar la rentabilidad de este proyecto, al igual que en el capítulo anterior, se considera que la tasa impositiva es del 35% y la tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA) se estima entre un 10% y un 12%. En la tabla 42, se muestra el cuadro de fuentes y usos de fondos durante la vida útil del proyecto.

Tabla 42. Cuadro de fuentes y usos.

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
Porcentaje de utilización (%)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
a. FUENTES																				
Capital propio	4097000																			
Ventas anuales	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100
Total a	6049100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100	1952100
b. USOS																				
Inversión fija	3724500																			
Capital de trabajo	372500																			
Costos de producción	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600
Total b	5082600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600	985600
BNAI=total(a)-total(b)	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500	966500
impuestos	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275	338275
BN	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225	628225
Depreciación	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350	165350
Flujo de Caja	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575	793575

Para determinar la rentabilidad del proyecto, se utilizaron dos criterios: el tiempo de repago (nR) como método estático, y la tasa interna de retorno (TIR) como método dinámico. La tasa interna de retorno (TIR) se calculó de la forma presentada en el capítulo anterior. Para que este criterio determine la rentabilidad del proyecto, la tasa interna de retorno (TIR) debe ser mayor o igual a una tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA).

Luego de los cálculos, se obtuvo un valor de TIR de 18.9%, el cual es superior a la TRMA definida. Es por esta razón que se puede decir que el proyecto resulta rentable.

Por otro lado, para complementar el análisis de rentabilidad se calculó el tiempo de repago, el cual se llevó a cabo utilizando el método gráfico como se muestra en la figura 53.

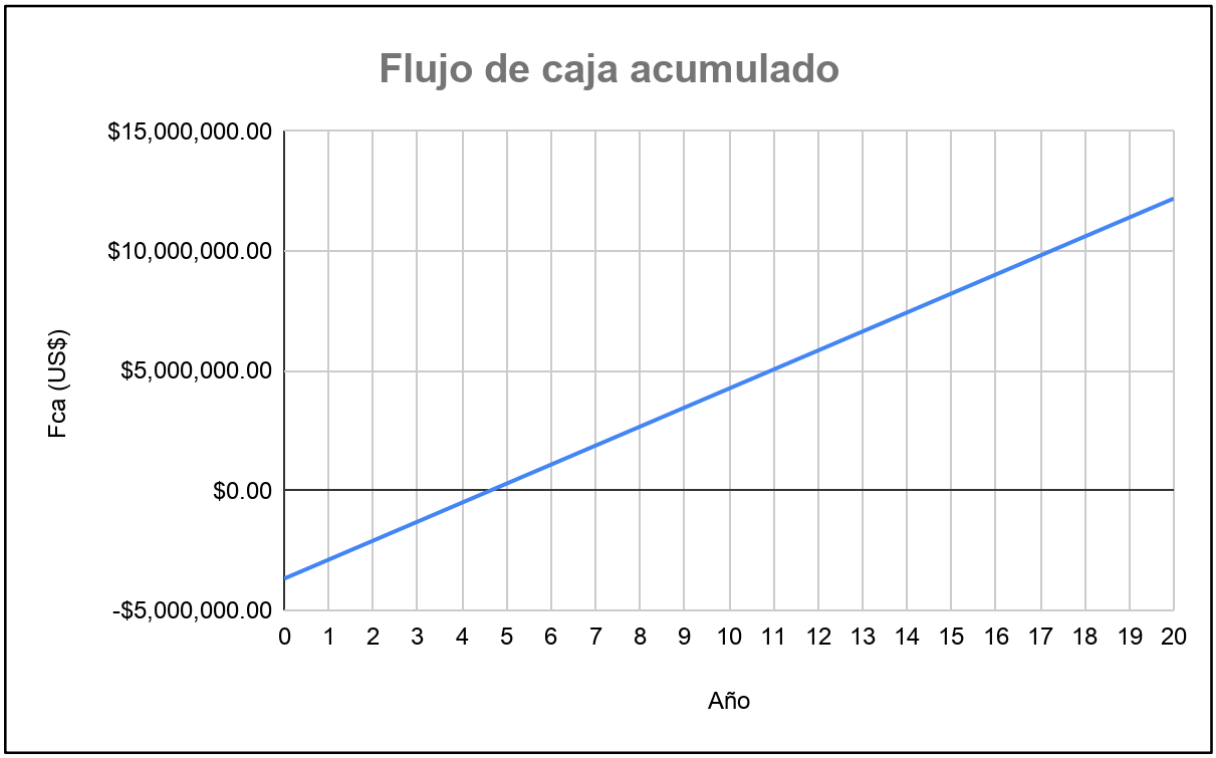


Figura 53. Tiempo de repago.

Para determinar si el proyecto es o no aconsejable, se considera que el tiempo necesario para recuperar el capital invertido en éste debe ser menor a la mitad del tiempo de vida útil del mismo. En la figura 53 se lee el tiempo de repago cuando la curva del flujo de caja acumulado en función del tiempo corta al eje de abscisas. Se observa, entonces, que el tiempo de repago del proyecto es de aproximadamente 5 años.

Por lo tanto, a partir de este criterio y el anterior se concluye que el proyecto es rentable cuando se realiza la cogeneración de la solución de sulfato de amonio al 44% P/V.

Análisis de sensibilidad

Para la realización de este análisis, se proponen dos situaciones. La primera, es la variación del precio de venta del subproducto un 20%, y la segunda, la variación del costo de mano de obra en un 20%. Se eligió para el análisis este costo debido a que representa gran

porcentaje en la estructura de costos. De esta manera, se evaluarán los nuevos valores del TIR, que pueden ser observados en la tabla 43.

Tabla 43. Análisis de sensibilidad.

	Precio de venta del subproducto (US$/L)	Precio relativo	TIR	TIR relativo
Base	1.25	1.2	18.9%	1.16
Aumento 20%	1.5		22%	
Base	1.25	0.8	18.9%	0.83
Disminución 20%	1		15.7%	
	Costo de mano de obra (US$/año)	**Costo relativo**	**TIR**	**TIR relativo**
Base	165250	1.2	18.9%	0.95
Aumento 20%	198300		18%	
Base	165250	0.8	18.9%	1.05
Disminución 20%	132200		19.8%	

Las variaciones relativas del TIR para ambos casos pueden observarse en la figura 54.

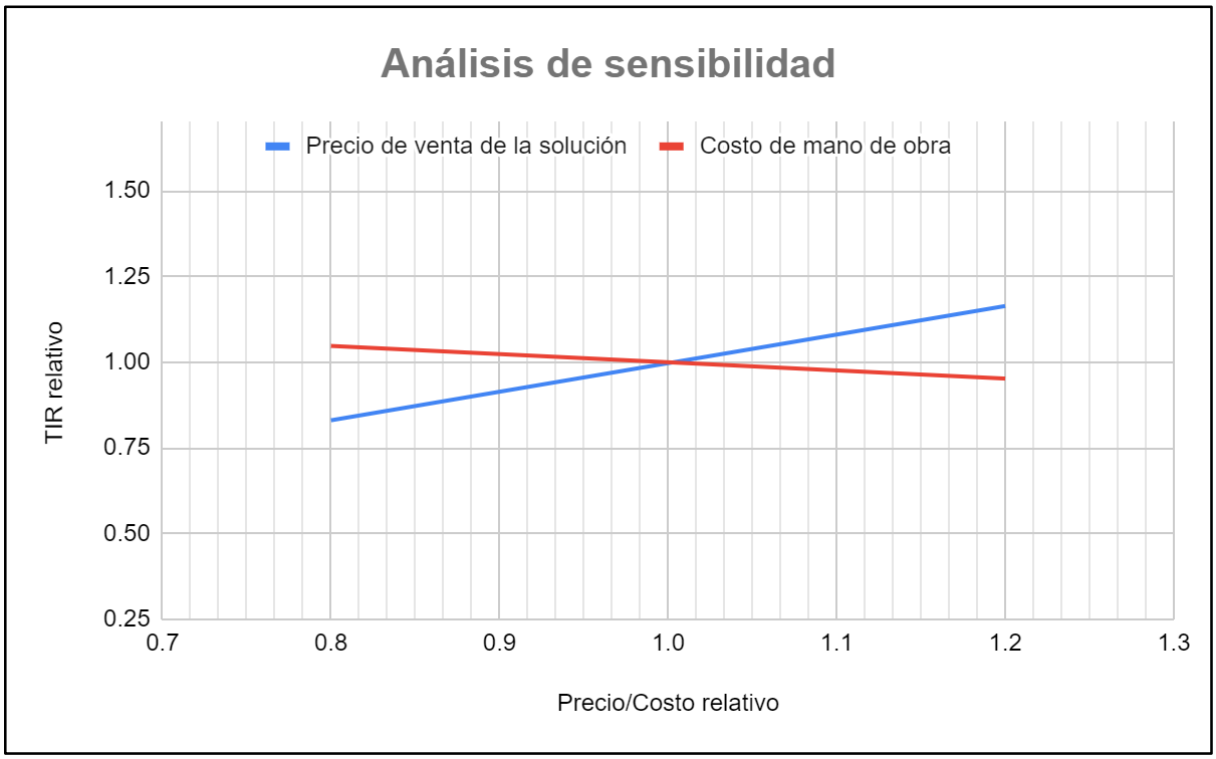


Figura 54. Análisis de sensibilidad.

Se distingue que la TIR resulta sensible en mayor medida frente a cambios en el precio de venta del subproducto que en el costo de mano de obra. Si bien se observa una mayor sensibilidad con la variación del precio de venta del subproducto, el cambio de ambas variables no afecta en gran medida la rentabilidad del proyecto.

Conclusiones

Como se concluyó en el Capítulo VII, la generación exclusiva de energía a partir del gas de síntesis no resulta en un proyecto rentable en términos económicos ya que los elevados costos de los equipos y de operación no permiten obtener grandes ganancias anuales. Los bajos flujos de caja derivan en la imposibilidad de recuperar la inversión realizada en el tiempo previsto, y es por este motivo que no es aconsejable llevar a cabo el proyecto a pesar de sus beneficios ambientales.

Luego del análisis realizado en el presente capítulo se encuentra que la cogeneración de energía eléctrica y de la solución del sulfato de amonio como fertilizante resulta claramente beneficioso, no solo en términos económicos sino también ambientales. En particular, si bien se quita la posibilidad de brindarle nutrientes al suelo por la extracción del rastrojo de maíz, los ciclos biogeoquímicos de los elementos, como nitrógeno y azufre, no se ven afectados gracias al uso del fertilizante generado.

Además, la producción del fertilizante conlleva una integración energética favorable dado que se requiere de energía en forma de calor para poder aumentar la concentración del mismo. Esta energía, proveniente de distintas corrientes del proceso principal, no era aprovechada e implicaba el uso de grandes caudales de corrientes auxiliares. Si bien con la cogeneración se utilizan corrientes auxiliares, las mismas requieren caudales y gastos energéticos menores. En el Anexo 14 se observa un diagrama del proceso total.

En cuanto al beneficio económico de la doble producción se encuentra que la inversión en equipos para la producción de la sal no es de gran magnitud frente a la inicial. Además, a pesar de que los costos de producción aumentan en un 30%, los ingresos por ventas anuales se duplican, resultando en una recuperación de la inversión entre los límites de tiempo esperados y, por lo tanto, ganancias que hacen al proyecto de interés económico.

En conclusión, la generación de energía eléctrica mediante la gasificación de biomasa junto con la producción de solución de sulfato de amonio como fertilizante implica un beneficio para el medio ambiente y una mejora de la calidad de vida. Además, se aumentará el aporte de las energías renovables en el consumo nacional, se disminuirá la concentración de gases de efecto invernadero y se conservarán los ciclos biogeoquímicos de los elementos. Por lo tanto, el beneficio económico, ambiental y de desarrollo sustentable del mismo impulsa notablemente la realización del proyecto.

Anexo

Anexo 1. Concentración de nitrógeno contenido en el rastrojo

De bibliografía [117] se tienen los siguientes datos:

- Masa de nitrógeno (kg/ha): 93.57
- Masa de rastrojo de maíz húmedo (kg/ha): 8891.3

Con éstos, se puede calcular la masa de nitrógeno presente por kg de rastrojo de maíz húmedo, que resulta 0.1154 kg de N/kg de rastrojo húmedo. Luego, se estima la masa de nitrógeno en base seca de rastrojo, que resulta 0.1358 kg de N/kg de rastrojo seco.

Luego, se expresa esa concentración en ppm. La misma posee un valor de 13580 ppm.

Anexo 2. Caudales másicos de cada componente, en cada gasificador

- Componentes propios del syngas: Se obtienen de multiplicar el caudal de gas (D) por su fracción másica, informada en la tabla 16, Capítulo IV.

  - CO_2: 126.3 kg/h.
  - CO: 121 kg/h.
  - CH_4: 15.5 kg/h.
  - H_2: 6 kg/h.
  - N_2: 315.9 kg/h.
  - H_2O: 99.9 kg/h.

- Impurezas: Se obtienen teniendo en cuenta los datos detallados en la tabla 5 del Capítulo II, lo informado respecto a los alquitranes en el Capítulo IV y el balance de masa (tabla 16, Capítulo IV). Además, se considera que el azufre contenido en la biomasa reacciona consumiéndose una mitad para formar SO_2 y la otra para formar H_2S.

  - Char: 16.9 kg/h.
  - Tar: 0.0684 kg/h

$$\left(100\ \frac{mg\ tar}{Nm^3\ syngas} * 684\frac{Nm^3\ syngas}{h} * 10^{-6}\frac{kg}{mg}\right)$$

  - SO_2: 0.16 kg/h.

$$\left(564\ \frac{mg\ S}{kg\ biomasa\ seca} * 283.3\frac{kg\ biomasa\ seca/gasificador}{h} * 10^{-6}\frac{kg}{mg} * \frac{kmol\ S}{32.06\ kg\ S} * \frac{1}{2} * \frac{64.06\ kg\ SO2}{1\ kmol\ SO2}\right)$$

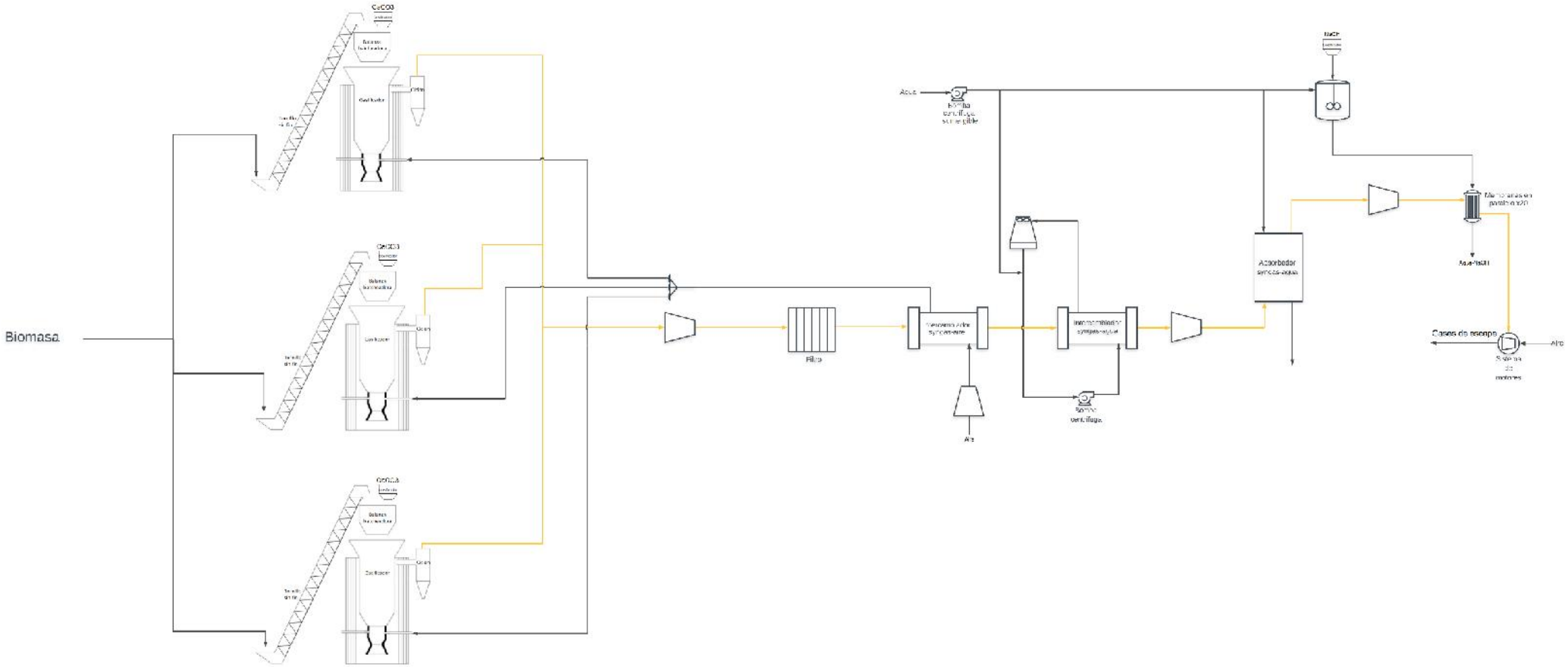
  - H_2S: 0.085 kg/h.

$$\left(564\ \frac{mg\ S}{kg\ biomasa\ seca} * 283.3\frac{kg\ biomasa\ seca/gasificador}{h} * 10^{-6}\frac{kg}{mg} * \frac{kmol\ S}{32.06\ kg\ S} * \frac{1}{2} * \frac{34.06\ kgH_2S}{1\ kmol\ H_2S}\right)$$

  - NH_3: 4.67 kg/h.

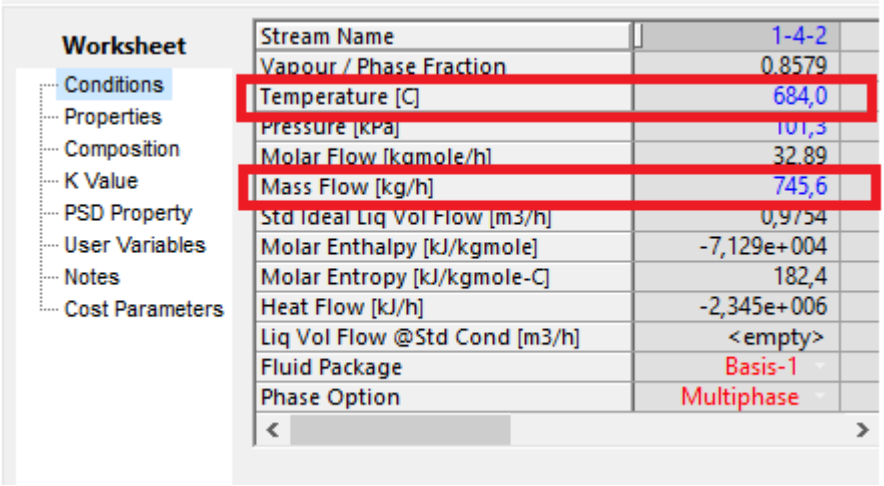
$$\left(13580\ \frac{mg\ N}{kg\ biomasa\ seca} * 283.3\frac{kg\ biomasa\ seca/gasificador}{h} * 10^{-6}\frac{kg}{mg} * \frac{kmol\ N}{14\ kg\ N} * \frac{17\ kg\ NH_3}{1\ kmol\ NH_3}\right)$$

Anexo 3. Diagrama del proceso de producción de energía eléctrica



Anexo 4. Datos de Unisim Design R460.1

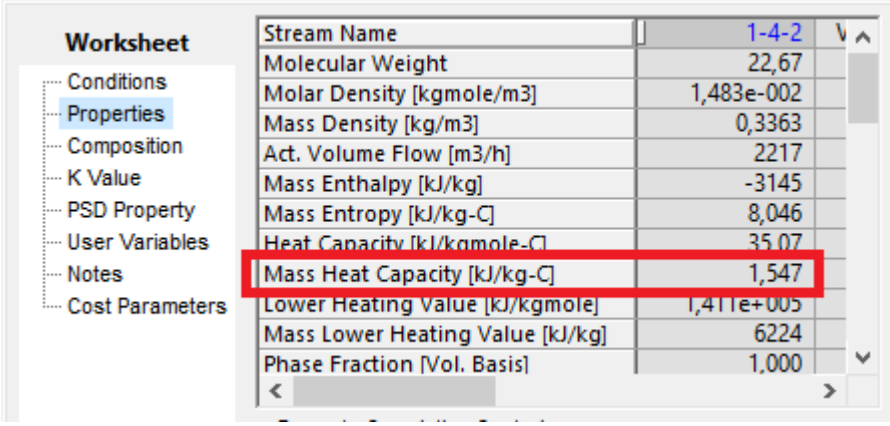
Datos para el cálculo de la temperatura de salida del syngas



Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition
- K Value
- PSD Property
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters

Stream Name	1-4-2
Vapour / Phase Fraction	0,8579
Temperature [C]	684,0
Pressure [kPa]	101,3
Molar Flow [kgmole/h]	32,89
Mass Flow [kg/h]	745,6
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,9754
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,129e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	182,4
Heat Flow [kJ/h]	-2,345e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1
Phase Option	Multiphase

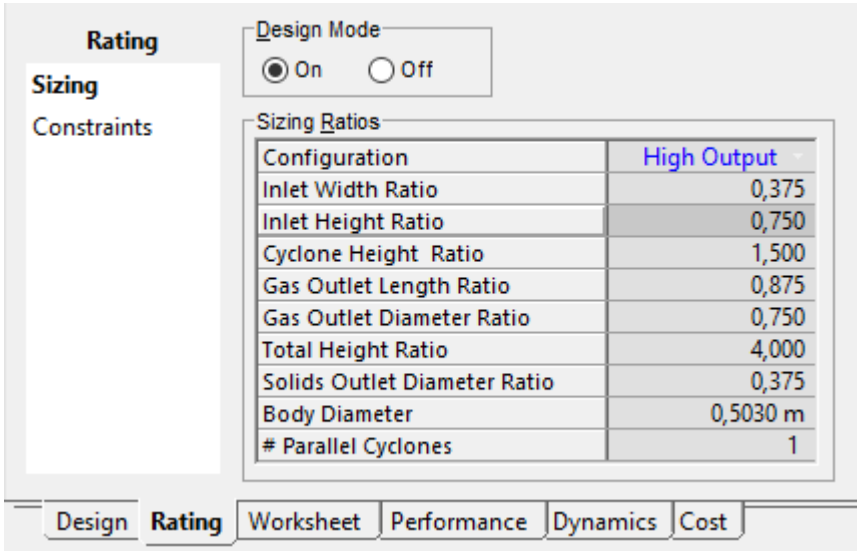


Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition
- K Value
- PSD Property
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters

Stream Name	1-4-2
Molecular Weight	22,67
Molar Density [kgmole/m3]	1,483e-002
Mass Density [kg/m3]	0,3363
Act. Volume Flow [m3/h]	2217
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-3145
Mass Entropy [kJ/kg-C]	8,046
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	35,07
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,547
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	1,411e+005
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	6224
Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000

Detalles del ciclón de alta capacidad



Rating

Sizing

Constraints

Design Mode

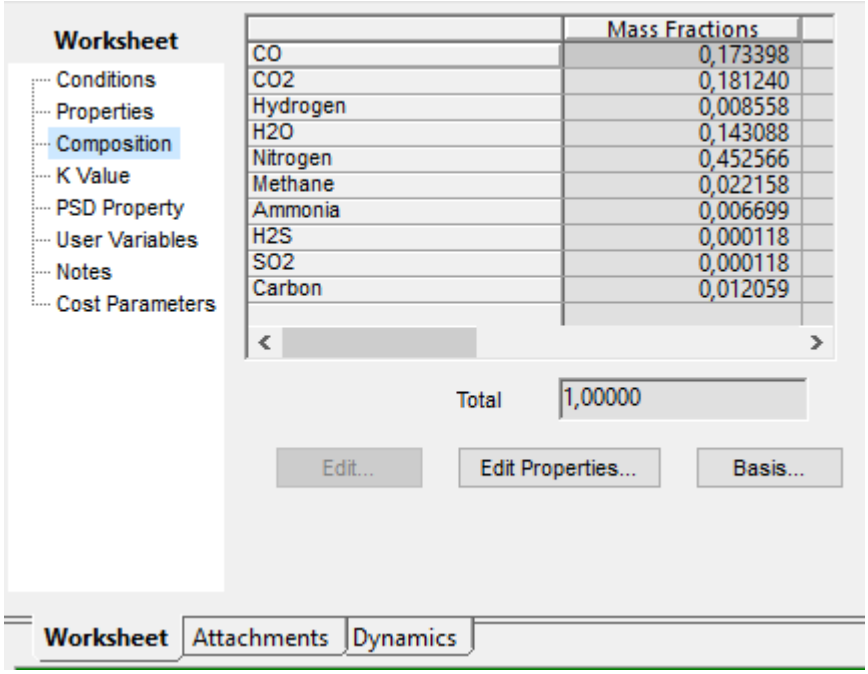
On Off

Sizing Ratios

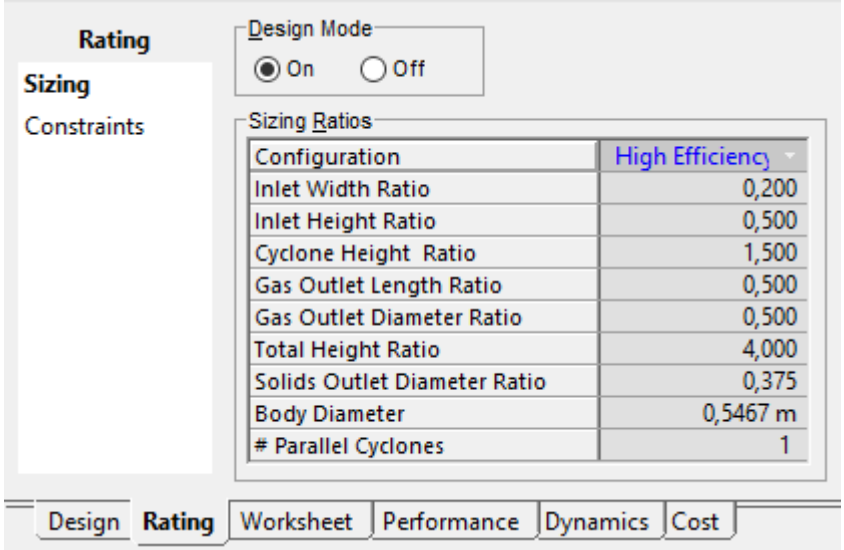
Configuration	High Output
Inlet Width Ratio	0,375
Inlet Height Ratio	0,750
Cyclone Height Ratio	1,500
Gas Outlet Length Ratio	0,875
Gas Outlet Diameter Ratio	0,750
Total Height Ratio	4,000
Solids Outlet Diameter Ratio	0,375
Body Diameter	0,5030 m
# Parallel Cyclones	1

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Cost

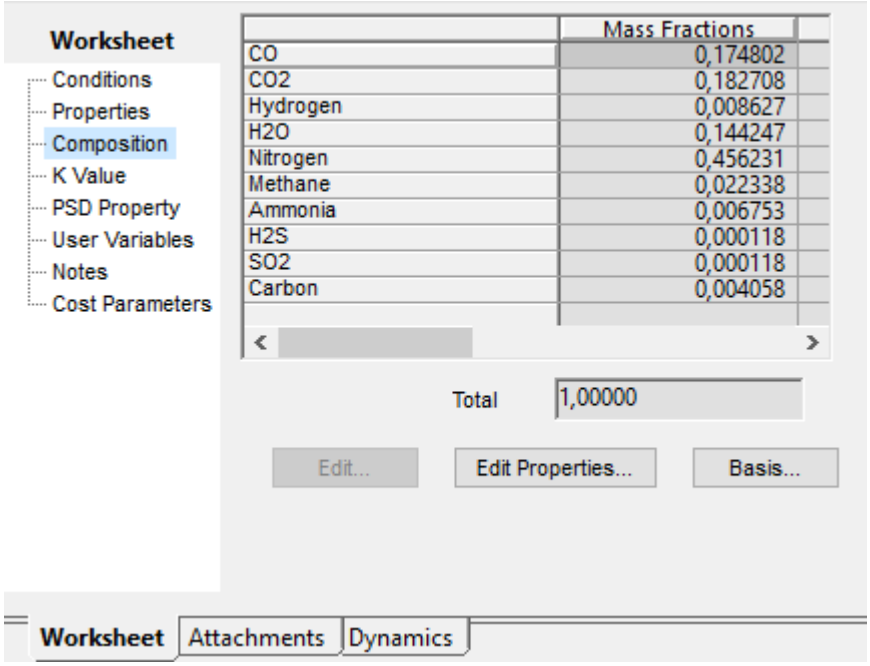
Composición de la corriente de salida del ciclón de alta capacidad



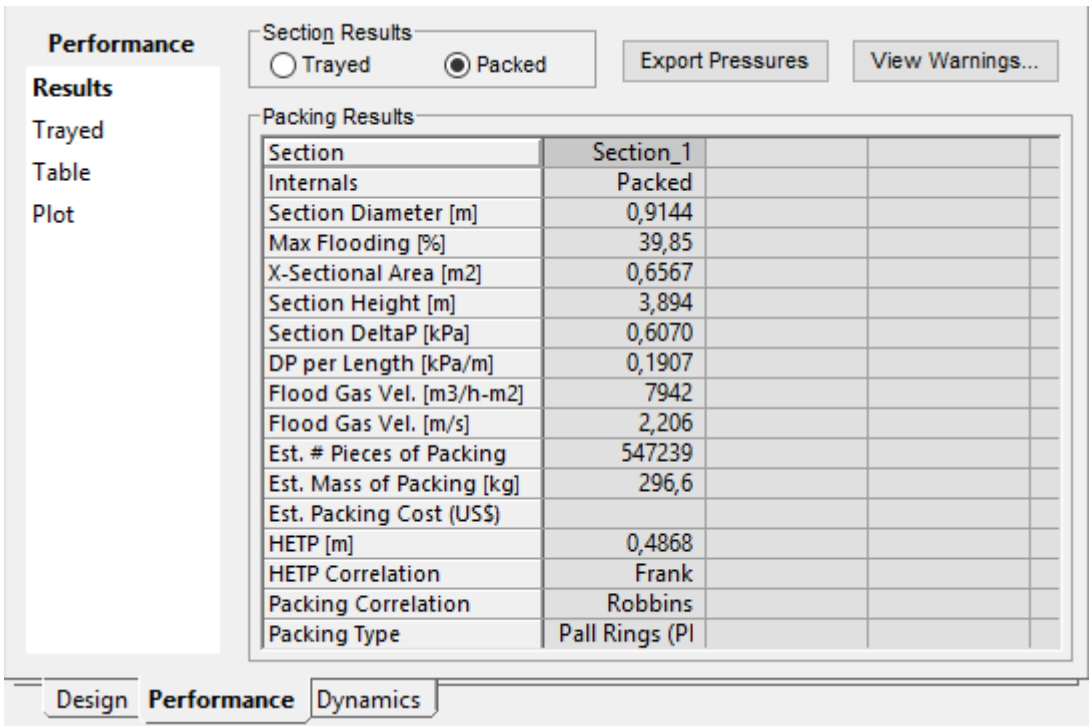
Detalles del ciclón de alta eficiencia



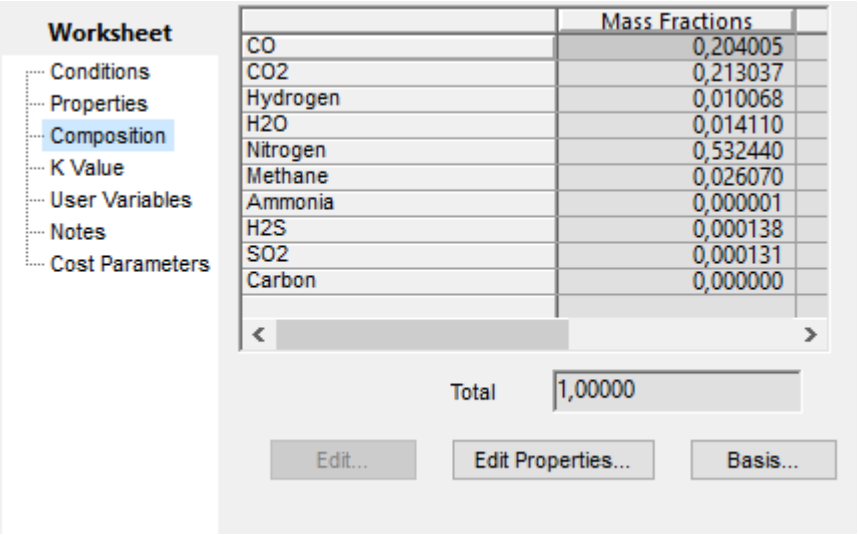
Composición de la corriente de salida del ciclón de alta eficiencia



Detalles del absorbedor (torre rellena)



Composición de la corriente de salida del absorbedor



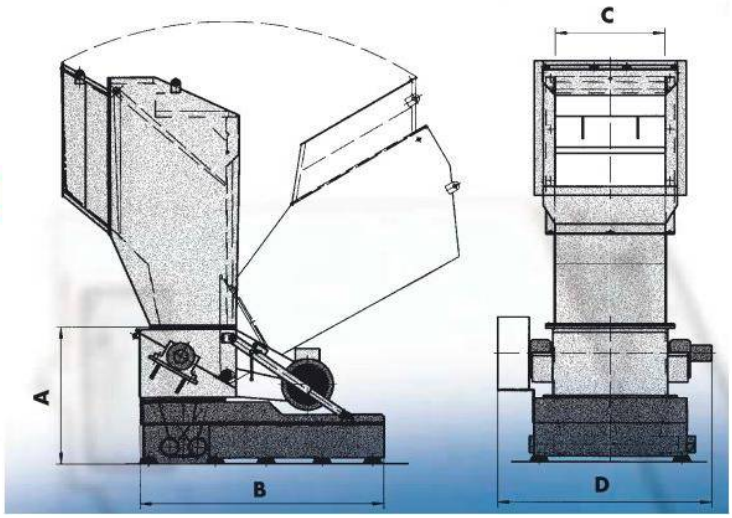
Anexo 5. Equipos

Molino triturador

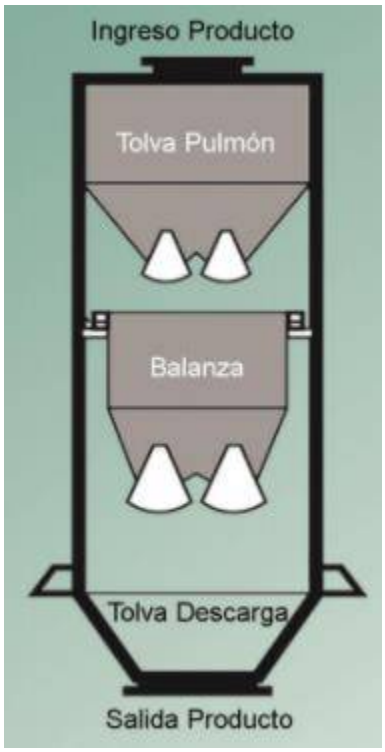
Tipo	Sección de corte	Rotor ø	Motor	Peso	Capacidad
LM 300/300	500 x 290 mm	300 mm	11 - 22 kW	990 kg	100 - 220 kg/h
LM 300/500	500 x 490 mm	300 mm	15 - 22 kW	1500 kg	180 - 300 kg/h
LM 300/800	500 x 790 mm	300 mm	15 - 30 kW	1800 kg	300 - 500 kg/h
LM 300/1500	500 x 1420 mm	300 mm	15 - 37 kW	2800 kg	500 - 1000 kg/h
LM 450/600	600 x 580 mm	450 mm	22 - 55 kW	2590 kg	400 - 700 kg/h
LM 450/1000	600 x 970 mm	450 mm	30 - 75 kW	3800 kg	550 - 1100 kg/h
LM 450/1200	600 x 1150 mm	450 mm	45 - 75 kW	4750 kg	600 - 1200 kg/h
LM 600/1000	720 x 970 mm	600 mm	45 - 90 kW	4770 kg	700 - 1500 kg/h
LM 600/1200	720 x 1170 mm	600 mm	75 - 132 kW	6000 kg	1200 - 2500 kg/h

Tamaños aprox. / mm

Tipo	A	B	C	D
LM 300/300	800	1400	290	1100
LM 300/500	800	1400	490	1300
LM 300/800	800	1700	790	1480
LM 300/1500	1000	2000	1420	2200
LM 450/600	1000	2200	580	1500
LM 450/1000	1200	2200	970	1900
LM 450/1200	1200	2200	1150	2100
LM 600/1000	1350	2300	970	2000
LM 600/1200	1200	2800	1170	2200



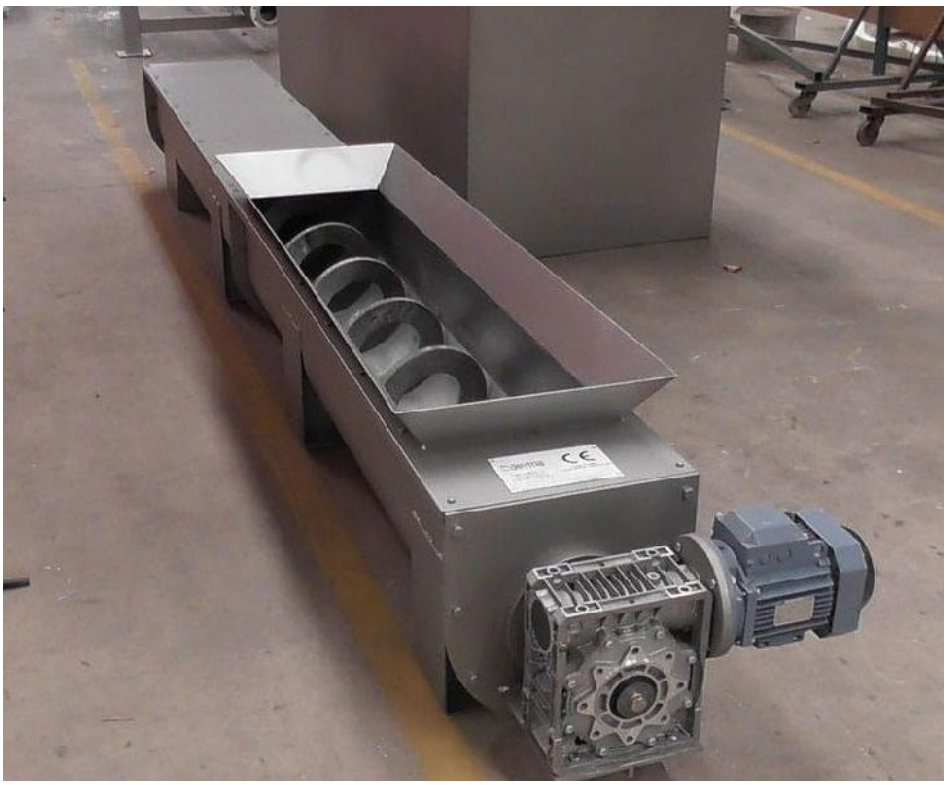
Balanza batcheadora



Dosificador gravimétrico

Tornillo elevador sin fin

Tornillo sin fin transportador



Ventiladores centrífugos

Ventilador centrífugo GR

- Turbina de palas hacia atrás
- Construcción particularmente robusta en chapa esmaltada
- Motor directamente acoplado en bancada lateral
- Versiones especiales para altas temperaturas en opción
- 16 orientaciones posibles

Ventilador antes del filtro

Modelo	Tensión V (50 Hz)	Intensidad A	Potencia kW	Velocidad rpm	Caudal m³/h	Presión Máxima Pa
GR 1002	3x400V	92,5	37	1475	38000	4530
GR 1004	3x400V	23,5	11	965	24000	1870
GR 1122	3x400V	137,5	55	1475	54000	5750
GR 1124	3x400V	46,25	18,5	970	34000	2440
GR 1252	3x400V	275	110	1480	76500	7120
GR 1254	3x400V	75	30	970	47500	3120
GR 1402	3x400V	400	160	1480	108000	9160
GR 1404	3x400V	137,5	55	980	68500	3900
GR 401	3x400V	4,78	2,2	2850	3000	2240
GR 402	3x400V	7,65	3	2900	4750	2680
GR 451	3x400V	9,21	4	2910	4250	2970
GR 452	3x400V	12,2	5,5	2890	6850	3410
GR 501	3x400V	16,5	7,5	2890	6150	3750
GR 502	3x400V	23,5	11	2930	9500	4340

Ventilador centrífugo MAR

- Envolvente en chapa de acero soldada o remachada
- Turbina en chapa de acero soldada de aspas hacia atrás equilibradas estática y dinámicamente
- Carácter particularmente silencioso
  Ejecuciones especiales para alta temperatura
  Versiones especiales para altas temperaturas en opción
- 16 orientaciones posibles

Ventilador para el aire
Ventilador antes del absorbedor

Modelo	Tensión V (50 Hz)	Intensidad A	Potencia kW	Velocidad rpm	Caudal m³/h	Presión Máxima Pa
MAR 310	3x400V	1,42	0,55	2800	1400	1580
MAR 350	3x400V	2,69	1,1	2800	2000	2200
MAR 400	3x400V	3,73	1,5	2800	2800	2750
MAR 450	3x400V	7,65	3	2800	4000	3400
MAR 501	3x400V	9,21	4	2800	2750	4500
MAR 502	3x400V	12,2	5,5	2800	6000	4500
MAR 571	3x400V	16,5	7,5	2800	4500	6000
MAR 572	3x400V	23,5	11	2800	9000	6000
MAR 631	3x400V	23,5	11	2800	5000	7250
MAR 632	3x400V	30,59	15	2800	9000	7250
MAR 711	3x400V	46,25	18,5	2800	5000	9400
MAR 712	3x400V	55	22	2800	8000	9400
MAR 713	3x400V	75	30	2800	18000	9400

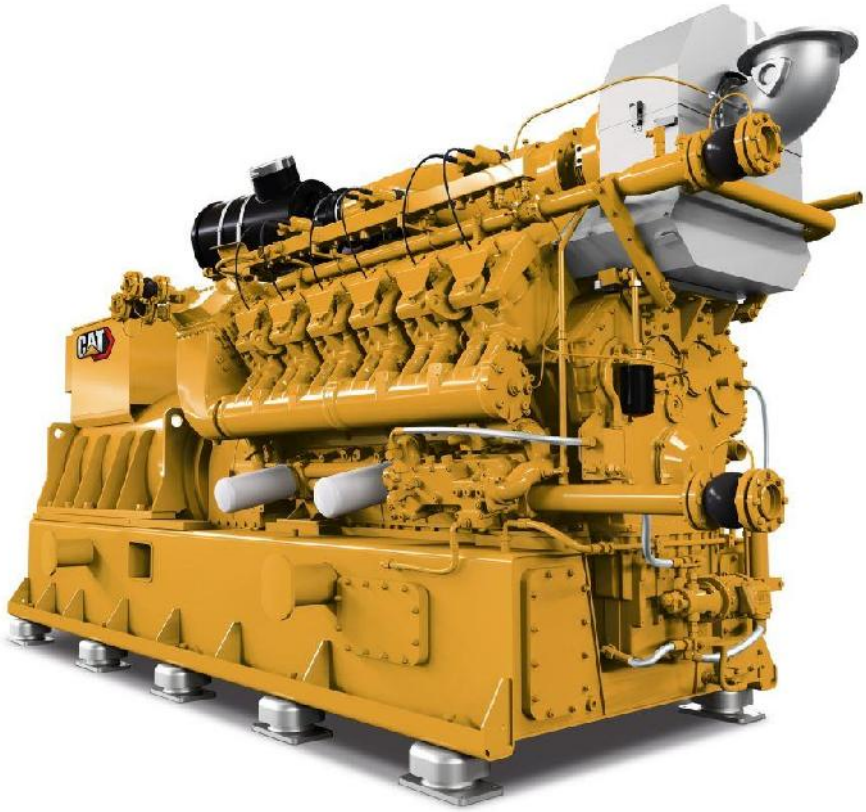
Ventilador centrífugo MHR

- Envolvente en chapa de acero soldada o remachada
- Turbinas de alto rendimiento en laminado de acero soldado y palas hacia atrás
- Versiones especiales para altas temperaturas en opción
- 16 orientaciones posibles

Ventilador antes del módulo de membranas

Modelo	Tensión V (50 Hz)	Intensidad A	Potencia kW	Velocidad rpm	Caudal m³/h	Presión Máxima Pa
MHR 350	3x400V	1,2	0,37	2800	400	2450
MHR 400	3x400V	2,14	0,75	2800	600	3300
MHR 451	3x400V	2,14	0,75	2800	500	3600
MHR 452	3x400V	3,73	1,5	2800	800	3600
MHR 501	3x400V	3,73	1,5	2800	700	4550
MHR 502	3x400V	4,78	2,2	2800	1000	4550
MHR 561	3x400V	4,78	2,2	2800	800	6000
MHR 562	3x400V	7,65	3	2800	1100	6000
MHR 632	3x400V	12,2	5,5	2800	1800	7400
MHR 672	3x400V	16,5	7,5	2800	1900	8400
MHR 712	3x400V	23,5	11	2800	2200	9800
MHR 762	3x400V	30,59	15	2800	2800	12000
MHR 812	3x400V	55	22	2800	4400	14500

Generador de energía eléctrica por motor de combustión interna de gas



Anexo 6. Unisim STE R460.1

Intercambiador syngas-aire

UniSim STE R460,0 - DESIGN

Geometric details						
Shell type / series / parallel	AES		1		1	
Shell diam / tube length / total area	591	mm	1219	mm	26,49	m²
No of passes / no of plain tubes	1		363			
Tube id / od / pitch (pattern)	14,83	mm	19,05	mm	25,4(30)	mm
No of baffles / pitch / cut	2		118,1	mm	45,0	%
Process details						
Total mass flowrates shell / tube	1235,0	kg/h	2068,0	kg/h		
Inlet temperature shell / tube	18,0	°C	648,0	°C		
Outlet temperature shell / tube	190,0	°C	579,62	°C		
Inlet / outlet quality shell / tube	1,0000 / 1,0000		1,0000 / 1,0000			
Results						
Total pressure drop shell / tube	0,0086	bar	0,0081	bar		
Velocity highest shell xflow / tube	23,17	m/s	29,68	m/s		
Coefficients shell / tube / wall	12	W/m² K	55	W/m² K	9483	W/m² K
Fouling coeff shell / tube	2500	W/m² K	3893	W/m² K		
Overall coefficient clean / dirty / service	9,9	W/m² K	9,9	W/m² K	5,2	W/m² K
Heat load / eff wtd mtd	59,41	kW	507,68	°C		
Area ratio (act/req)	1,901					
Weight bundle / dry / full	633	kg	1690	kg	2476	kg

Heat Transfer Resistance

Shell Tube

Intercambiador syngas-agua de pozo

UniSim STE R460,0 - DESIGN

Geometric details						
Shell type / series / parallel	AES		1		1	
Shell diam / tube length / total area	540	mm	1951	mm	36,89	m²
No of passes / no of plain tubes	1		316			
Tube id / od / pitch (pattern)	14,83	mm	19,05	mm	25,4(30)	mm
No of baffles / pitch / cut	8		167,1	mm	25,0	%
Process details						
Total mass flowrates shell / tube	16427,8	kg/h	2068,0	kg/h		
Inlet temperature shell / tube	25,0	°C	579,0	°C		
Outlet temperature shell / tube	45,0	°C	100,0	°C		
Inlet / outlet quality shell / tube	,0000 /	,0000	1,0000 /	1,0000		
Results						
Total pressure drop shell / tube	0,006	bar	0,0083	bar		
Velocity highest shell xflow / tube	0,19	m/s	31,54	m/s		
Coefficients shell / tube / wall	1846	W/m² K	52	W/m² K	18281	W/m² K
Fouling coeff shell / tube	5000	W/m² K	3893	W/m² K		
Overall coefficient clean / dirty / service	50,8	W/m² K	49,6	W/m² K	48,1	W/m² K
Heat load / eff wtd mtd	386,011	kW	239,15	°C		
Area ratio (act/req)	1,032					
Weight bundle / dry / full	774	kg	1820	kg	2560	kg

Heat Transfer Resistance

Shell Tube

Anexo 7. Quema directa de biomasa

La generación de energía a partir de la quema directa de biomasa se basa en un ciclo Rankine de vapor. El ciclo consta de:

- Una etapa de expansión de la fase vapor, la cual tiene lugar en una turbina. La misma es idealmente isoentrópica, pero en equipos reales existe un leve aumento de la entropía del fluido.
- Una etapa de condensación, que se realiza de forma isobárica y tiene lugar en un condensador. En esta etapa toda la mezcla rica en vapor obtenida a la salida de la turbina se lleva a la condición de líquido saturado en un condensador total.
- Una etapa de compresión idealmente isoentrópica, en la que se lleva el líquido saturado a una condición de subenfriado mediante una bomba. Al igual que en la turbina, en equipos reales existe un leve aumento de la entropía.
- Una etapa de calentamiento isobárica, donde se lleva al líquido subenfriado a una condición de vapor sobrecalentado. Esta etapa tiene lugar en una caldera en la que el calor a intercambiar proviene de la quema directa de la biomasa.

Un diagrama T vs S y un esquema del ciclo se distinguen a continuación.

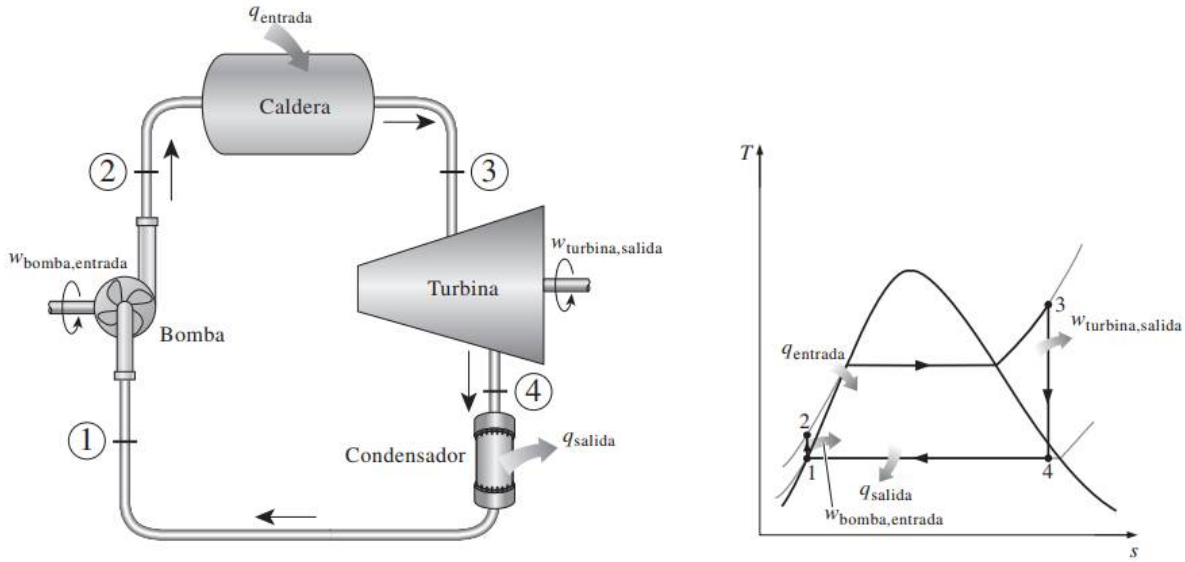


Figura 1. Anexo 7. Diagrama T vs. S y esquema del proceso ideal. [118]

La energía eléctrica obtenida en este proceso depende de las condiciones de operación de los puntos 3 y 4 de la figura. Cuanto mayor sea la presión y temperatura del punto 3, y menor sea la presión del punto 4, se obtendrá una mayor generación de energía. Sin embargo, existen ciertas consideraciones relacionadas con estos puntos debido a limitaciones constructivas y funcionales de los equipos y a las limitaciones propias del ciclo, en la que se establece que el punto 4 debe corresponder a una mezcla líquido vapor de título mayor al 85%.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, se utiliza como base las condiciones descriptas en *Diseño de una central termoeléctrica de biomasa* [119] ya que se asegura que

las mismas son viables para un régimen de operación real. En el mismo se establecen los puntos en las condiciones mostradas en la tabla y se los observa en la figura siguiente:

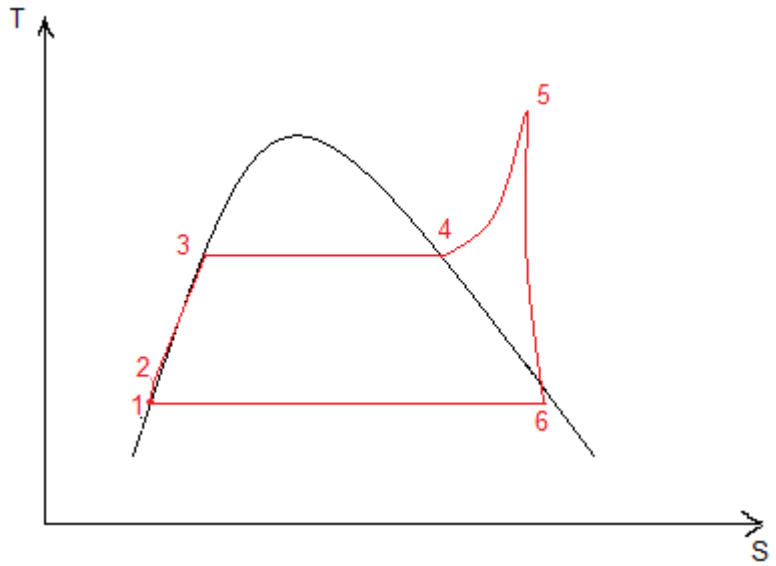


Figura 2. Anexo 7. Esquema de los puntos en condiciones reales.

Tabla Anexo 7. Datos de los puntos del diagrama T vs S.

Condiciones	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**
Presión (bar)	0.06	45	50	50	50	0.06
Entalpía (kJ/kg)	151.5	158.23	1154.5	2794.2	3502.9	2374.83
Entropía ($kJ*kg^{-1}*K^{-1}$)	0.5209	0.5263	2.927	5.9735	7.0648	7.7084
Temperatura (ºC)	36.18	36.72	263.92	263.2	530	36.18
Título de vapor	0	0	0	1	1	0.903

Los puntos 2 y 6 informados en la tabla corresponden con las condiciones reales, los cuales surgen de afectar a las entalpías de los puntos ideales (isoentrópicos) por la eficiencia de la bomba (75%) y la eficiencia de la turbina (85%), respectivamente, tal como se detalla en la bibliografía. [119]

$$h_{2\,real} = h_1 + \frac{h_{2\,ideal} - h_1}{\eta_{bomba}}$$

$$h_{6\,real} = h_5 + \eta_{turbina} * (h_5 - h_{6\,ideal})$$

Para la generación de energía eléctrica, la turbina se acopla a un generador de forma de transformar el trabajo mecánico de la turbina en potencia eléctrica. La eficiencia del generador no es del 100%, sino que posee un valor de 85%. [120]

Para estimar el calor de combustión dentro de la caldera es necesario calcular la cantidad efectiva de biomasa que se va a quemar, por lo que no debe considerarse la humedad

contenida ni el porcentaje de cenizas y extraíbles. Además, para el cálculo del calor es necesario conocer el calor de combustión de la misma. Se cuenta con los siguientes datos:

- Caudal másico de biomasa: 1000 kg/h.
- Contenido de humedad: 15%. [7]
- Contenido de cenizas y extraíbles: 15.45 % de biomasa seca. [23]
- Calor de combustión de la biomasa: 19245 kJ/kg. [73]

Por lo tanto, la cantidad de biomasa que se quema es de 718.68 kg/h, resultando el calor de combustión de 3842 kW.

Este calor se intercambia dentro de la caldera para generar el vapor de ingreso a la turbina. La eficiencia de la caldera es del 95% [119]. Por lo tanto, el calor intercambiado dentro de la caldera es de 3650 kW. Con éste y con las entalpías de entrada y salida del fluido de la caldera, es posible obtener el caudal de fluido necesario que circulará en el ciclo. El mismo se estima como:

$$masa_{vapor} = \frac{Q_{liberado} * eficiencia_{caldera}}{(h_5 - h_2)} = \frac{3842\ kW * 0.95}{(3502.9\frac{kJ}{kg} - 158.23\frac{kJ}{kg})} = 1.091\ \frac{kg}{s}$$

Entonces, se tendrán 1.091 kg/s de vapor. A partir de este valor y conociendo las entalpías de entrada y salida de la turbina, es posible calcular el trabajo mecánico que realiza.

$$W_{turbina} = 1.091\frac{ks}{s} * (3502.9\frac{kJ}{kg} - 2374.83\frac{kJ}{kg}) = \ 1230.72\ kW$$

Por último, se estima la energía obtenida con el generador considerando la eficiencia previamente señalada. Se estima como:

$$E_{generador} = W_{turbina} * eficiencia_{turbina} = 1230.72\ kW * 0.85 = 1046\ kW$$

Con la quema directa se obtiene una energía eléctrica de 1046 kWh.

Anexo 8. Corriente y cañerías

Velocidades sugeridas para fluidos en cañerías [121]

Fluido	Material de la cañería	Velocidad sugerida
Aire 0 a 30 psig	Acero	4000 fpm
Benceno	Acero	6 fps
Cloroformo gas	Acero, Cu	2000 fpm
Cloroformo líquido	Acero, Cu	5 fps
Etileno gas	Acero	6000 fpm
Etileno dibromado	Vidrio	4 fps
Etileno diclorado	Acero	5 fps
Etilenglicol	Acero	6 fps
Ácido Clorhídrico gas	Goma	4000 fpm
Ácido clorhídrico líquido	Goma	5 fps
Hidrógeno	Acero	4000 fpm
Cloruro de metilo gas	Acero	4000 fpm
Cloruro de metilo líquido	Acero	6 fps
Gas natural	Acero	6000 fpm
Aceites lubricantes	Acero	6 fps
Oxígeno a temperatura ambiente	Acero (300 psig máx)	1800 fpm
Oxígeno a bajas temperaturas	304 SS	4000 fpm
Propilenglicol	Acero	5 fps
Solución de cloruro de sodio sin sólidos	Acero	5 fps
Solución de cloruro de sodio con sólidos	Ni	6/15 fps
Hidróxido de sodio 0-30%	Acero y Ni	6 fps
Hidróxido de sodio 30-50%	Acero y Ni	5 fps
Hidróxido de sodio 50-73%	Acero y Ni	4 fps
Vapor 0-30 psi saturado	Acero	4000/6000 fpm
Vapor 30-150 psi saturado o sobrecalentado	Acero	6000/10000 fpm
Vapor sobrecalentado más de 15 psi	Acero	4500/15000 fpm
Dióxido de azufre	Acero	4000 fpm
Estireno	Acero	6 fps
Ácido sulfúrico 85-93%	316 SS	4 fps
Ácido sulfúrico 93-100%	Acero sch 80	4 fps
Cloruro de vinilo	Acero	6 fps
Agua de servicio promedio	Acero	3/8 fps
Agua en la succión de la bomba	Acero	3/8 fps

Diámetros comerciales de cañerías [121]

Tamaño nominal del tubo, plg	Diámetro externo, plg	Número de Cédula	Espesor de pared plg	Diámetro interno, plg	Area de sección transversal de metal, plg²	Area seccional interna, pie²	Circunferencia pies o superficie pie²/pie de longitud	
							Externa	Interna
1/8	0.405	40	0.068	0.269	0.072	0.00040	0.106	0.0705
		80	0.095	0.215	0.093	0.00025	0.106	0.0563
1/4	0.540	40	0.088	0.364	0.125	0.00072	0.141	0.0954
		80	0.119	0.302	0.157	0.00050	0.141	0.0792
3/8	0.675	40	0.091	0.493	0.167	0.00133	0.177	0.1293
		80	0.126	0.423	0.217	0.00098	0.177	0.1110
1/2	0.840	40	0.109	0.622	0.250	0.00211	0.220	0.1630
		80	0.147	0.546	0.320	0.00163	0.220	0.1430
3/4	1.050	40	0.113	0.824	0.333	0.00371	0.275	0.2158
		80	0.154	0.742	0.433	0.00300	0.275	0.1942
1	1.315	40	0.133	1.049	0.494	0.00600	0.344	0.2745
		80	0.179	0.957	0.639	0.00499	0.344	0.2505
1 1/4	1.660	40	0.140	1.380	0.669	0.01040	0.435	0.362
		80	0.191	1.278	0.881	0.00891	0.435	0.335
1 1/2	1.900	40	0.145	1.610	0.799	0.01414	0.498	0.422
		80	0.200	1.500	1.068	0.01225	0.498	0.393
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.542
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508
2 1/2	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.609
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.917	0.804
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.917	0.760
3 1/2	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.930
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.882
4	4.500	40	0.237	4.026	3.173	0.08840	1.178	1.055
		80	0.337	3.826	4.407	0.07986	1.178	1.002
5	5.563	40	0.258	5.047	4.304	0.1390	1.456	1.322
		80	0.375	4.813	6.112	0.1263	1.456	1.263
6	6.625	40	0.280	6.065	5.584	0.2006	1.734	1.590
		80	0.432	5.761	8.405	0.1810	1.734	1.510
8	8.625	40	0.322	7.981	8.396	0.3474	2.258	2.090
		80	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	2.000
10	10.75	40	0.365	10.020	11.90	0.5475	2.814	2.620
		80	0.593	9.564	18.92	0.4989	2.814	2.503
12	12.75	40	0.406	11.938	15.77	0.7773	3.338	3.13
		80	0.687	11.376	26.03	0.7058	3.338	2.98

Diámetro Nominal NPS	DN	Diámetro Exterior Real		Espesor de Pared		Identificación		Peso del Tubo		ASTM A53 PRESION DE PRUEBA			
				Pulgadas	Milímetros	Weight Class	Schedule			Grado A		Grado B	
Pulgadas in.	Milímetros mm.	(in.)	mm.	(in.)	(mm.)			lb/pie	kg/m	psi	Kg/cm2	psi	Kg/cm2
14	350	14.000	355,6	0.250	6.35	-	10	36.71	54.69	640	45	750	53
				0.281	7.14	-	-	41.17	61.35	720	51	840	59
				0.312	7.92	-	20	45.61	67.90	800	56	940	66
				0.344	8.74	-	-	50.17	74.76	880	62	1030	72
				0.375	9.52	**STD**	30	54.57	81.25	960	67	1120	79
				0.438	11.13	-	**40**	63.44	94.55	1130	79	1310	92
				0.469	11.91	-	-	67.78	100.94	1210	85	1410	99
				0.500	12.70	XS	-	72.09	107.39	1290	91	1500	105

Tabla de corrientes

Número corriente	Detalle de la corriente	Flujo másico (kg/h)	Caudal volumétrico (m^3/h)	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Composición (porcentaje másico)														
						CH_4	CO	CO_2	H_2O	H_2	N_2	NH_3	H_2S	SO_2	O_2	Sólidos	Tar	NaOH	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
1	biomasa de ingreso al gasificador	333.33	-	101.3	18	-	-	-	15	-	-	-	-	-	-	85	-	-	-	-
2	biomasa de ingreso al gasificador	333.33	-	101.3	18	-	-	-	15	-	-	-	-	-	-	85	-	-	-	-
3	biomasa de ingreso al gasificador	333.33	-	101.3	18	-	-	-	15	-	-	-	-	-	-	85	-	-	-	-
4	CaCO3	0.5	-	101.3	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	CaCO3	0.5	-	101.3	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	CaCO3	0.5	-	101.3	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	aire para los gasificadores (a intercambiador 1)	1235	1003	102.9	18	-	-	-	-	-	77	-	-	-	23	-	-	-	-	-
8	aire para los gasificadores (de intercambiador 1)	1235	1611	102	190	-	-	-	-	-	77	-	-	-	23	-	-	-	-	-
9	aire para cada gasificador	411.7	537	102	190	-	-	-	-	-	77	-	-	-	23	-	-	-	-	-
10	aire para cada gasificador	411.7	537	102	190	-	-	-	-	-	77	-	-	-	23	-	-	-	-	-
11	aire para cada gasificador	411.7	537	102	190	-	-	-	-	-	77	-	-	-	23	-	-	-	-	-
12	salida gasificador	745.6	2134	101.3	648	2.074	16.23	16.964	13.393	0.801	42.36	0.627	0.011	0.011	-	7.52	0.009	-	-	-
13	salida gasificador	745.6	2134	101.3	648	2.074	16.23	16.964	13.393	0.801	42.36	0.627	0.011	0.011	-	7.52	0.009	-	-	-
14	salida gasificador	745.6	2134	101.3	648	2.074	16.23	16.964	13.393	0.801	42.36	0.627	0.011	0.011	-	7.52	0.009	-	-	-
15	salida syngas ciclones	692.3	2164	99.8	648	2.234	17.48	18.271	14.425	0.863	45.623	0.676	0.011	0.011	-	0.397	0.009	-	-	-
16	salida syngas ciclones	692.3	2164	99.8	648	2.234	17.48	18.271	14.425	0.863	45.623	0.676	0.011	0.011	-	0.397	0.009	-	-	-
17	salida syngas ciclones	692.3	2164	99.8	648	2.234	17.48	18.271	14.425	0.863	45.623	0.676	0.011	0.011	-	0.397	0.009	-	-	-
18	salida solido ciclones	53.3	-	99.8	648	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100	-	-	-	-
19	salida solido ciclones	53.3	-	99.8	648	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100	-	-	-	-
20	salida solido ciclones	53.3	-	99.8	648	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100	-	-	-	-
21	syngas total antes del ventilador 1	2076.9	6492	99.8	648	2.234	17.48	18.271	14.425	0.863	45.623	0.676	0.011	0.011	-	0.397	0.009	-	-	-
22	syngas total salida ventilador 1	2076.9	6283	103.2	648	2.234	17.48	18.271	14.425	0.863	45.623	0.676	0.011	0.011	-	0.397	0.009	-	-	-
23	syngas salida filtro	2068.5	6537	99.2	648	2.243	17.551	18.344	14.483	0.866	45.805	0.679	0.011	0.011	-	0.399	0.004	-	-	-

24	syngas salida intercambiador 1	2068.5	6096	98.4	579	2.243	17.551	18.344	14.483	0.866	45.805	0.679	0.011	0.011	-	-	0.004	-	-	-
25	syngas salida evaporador 2	2068.5	2737	98.4	110	2.243	17.551	18.344	14.483	0.866	45.805	0.679	0.011	0.011	-	-	0.004	-	-	-
26	syngas salida ventilador 2	2068.5	2617	102.9	110	2.243	17.551	18.344	14.483	0.866	45.805	0.679	0.011	0.011	-	-	0.004	-	-	-
27	syngas salida de la torre de absorción	1780	1638	102.9	18	2.607	20.400	21.304	1.414	1.007	53.242	2ppm	138ppm	131ppm	-	-	-	-	-	-
28	syngas salida ventilador 3	1780	1638	110.3	18	2.607	20.400	21.304	1.414	1.007	53.242	2ppm	138ppm	131ppm	-	-	-	-	-	-
29-48	syngas para cada membrana NaOH	89	81.9	110.3	20	2.607	20.400	21.304	1.414	1.007	53.242	2ppm	138ppm	131ppm	-	-	-	-	-	-
49-68	syngas salida de cada membrana NaOH	88.95	81.9	107.3	20	2.607	20.403	21.307	1.414	1.007	53.249	2ppm	-	131ppm	-	-	-	-	-	-
69	syngas total salida membranas NaOH	1779	1638	107.3	20	2.607	20.403	21.307	1.414	1.007	53.249	2ppm	-	131ppm	-	-	-	-	-	-
70	agua salida de bomba sumergible	8223	8.22	-	18	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
71	agua entrada TAC de NaOH	3000	3	101.3	18	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
72	NaOH	12	-	101.3	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100.00	-	-
73	solución de NaOH salida de TAC de NaOH	3012	3	101.3	18	-	-	-	99.60	-	-	-	-	-	-	-	-	0.40	-	-
74	solución entrada de NaOH para cada membrana NaOH	150.6	0.15	101.3	18	-	-	-	99.60	-	-	-	-	-	-	-	-	0.40	-	-
75	solución salida de NaOH para cada membrana NaOH	150.6	0.15	101.3	18	-	-	-	99.60	-	-	-	0.01	-	-	-	-	0.40	-	-
76	solución salida de NaOH total	3012	3	101.3	18	-	-	-	99.60	-	-	-	0.01	-	-	-	-	0.40	-	-
77	agua entrada a torre de absorción	5000	5	101.3	18	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
78	agua salida de la torre de absorción	5289	5.28	101.3	60	-	-	-	99.74	-	-	0.26	-	-	-	-	-	-	-	-
79	solución de sulfúrico 98% P/V entrada TAC	75.3	0.04	101.3	18	-	-	-	46.48	-	-	-	-	-	-	-	-	-	53.52	-
80	solución de sulfato de amonio salida TAC	4105	4.1	101.3	100	-	-	-	98.67	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.32
81	vapor salida TAC	1225	2065	101.3	100	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
82	solución de sulfato de amonio salida evaporador 1	2712	2.71	101.3	100	-	-	-	97.99	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.01
83	vapor salida evaporador 1	1393	2348	101.3	100	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
84	solución de sulfato de amonio salida evaporador 2	2108	2.11	101.3	100	-	-	-	97.42	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.58
85	vapor salida evaporador 2	604	1018	101.3	100	-	-	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
86	sulfato de amonio salida intercambiador 2 (entrada tanque 1)	2108	2.11	101.2	35	-	-	-	97.42	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.58

87	agua entrada intercambiador 2	6710	6.71	-	25	-	-	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
88	agua salida intercambiador 2 (entrada torre de enfriamiento)	6710	6.71	-	45	-	-	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
89	agua salida torre de enfriamiento	6487	6,49	-	45	-	-	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
90	agua de reposición a intercambiador 2	223	0.22	-	18	-	-	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
91	gases de escape salida del motor	4315	12020	101.3	733	-	-	24.948	6.701	-	66.816	-	-	-	1.535	-	-	-	-	-
92	gases de escape salida del evaporador 1	4315	4572	101.3	110	-	-	24.948	6.701	-	66.816	-	-	-	1.535	-	-	-	-	-
93	sulfato de amonio salida tanque 1 (entrada ósmosis 1)	2323	2.29	-	-	-	-	-	97.459	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.541
94	sulfato de amonio salida ósmosis 1	1177	1.14	-	-	-	-	-	95.237	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4.763
95	permeado ósmosis 1	1146	1.14	-	-	-	-	-	99.742	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.258
96	sulfato de amonio salida tanque 2 (entrada ósmosis 2)	2354	2.29	-	-	-	-	-	95.237	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4.763
97	sulfato de amonio salida ósmosis 2	1207	1.14	-	-	-	-	-	91.177	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8.823
98	permeado ósmosis 2	1147	1.14	-	-	-	-	-	99.511	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,489
99	sulfato de amonio salida tanque 3 (entrada ósmosis 3)	2415	2.29	-	-	-	-	-	91.177	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8.823
100	sulfato de amonio salida ósmosis 3	1265	1.14	-	-	-	-	-	83.999	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	16.001
101	permeado ósmosis 3	1150	1.14	-	-	-	-	-	99.074	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.926
102	sulfato de amonio salida tanque 4 (entrada ósmosis 4)	1744	1.58	-	-	-	-	-	83.999	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	16.001
103	sulfato de amonio salida ósmosis 4	1105	0.95	-	-	-	-	-	76.009	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.991
104	permeado ósmosis 4	639	0.63	-	-	-	-	-	97.816	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.184
105	sulfato de amonio salida tanque 5 (entrada ósmosis 5)	1842	1.58	-	-	-	-	-	76.009	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.991
106	sulfato de amonio salida ósmosis 5	1198	0.95	-	-	-	-	-	64.955	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	35.045
107	permeado ósmosis 5	644	0.63	-	-	-	-	-	96.569	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.431

Número corriente	Detalle de la corriente	Flujo másico (kg/h)	Caudal volumétrico (m^3/h)	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Cañería					
						Diámetro nominal (in)	Nro. de cédula	Velocidad promedio (m/s)	Color identificatorio	Material	Detalles
1	biomasa de ingreso al gasificador	333.33	-	101.3	18	-	-	-	-	-	tornillo+balanza batcheadora
2	biomasa de ingreso al gasificador	333.33	-	101.3	18	-	-	-	-	-	tornillo+balanza batcheadora
3	biomasa de ingreso al gasificador	333.33	-	101.3	18	-	-	-	-	-	tornillo+balanza batcheadora
4	CaCO3	0.5	-	101.3	18	-	-	-	-	-	dosificador
5	CaCO3	0.5	-	101.3	18	-	-	-	-	-	dosificador
6	CaCO3	0.5	-	101.3	18	-	-	-	-	-	dosificador
7	aire para los gasificadores (a intercambiador 1)	1235	1003	102.9	18	5	40	22	azul	acero	-
8	aire para los gasificadores (de intercambiador 1)	1235	1611	102	190	6	40	24	azul	acero	recubrimiento aislante
9	aire para cada gasificador	411.7	537	102	190	4	80	20	azul	acero	recubrimiento aislante
10	aire para cada gasificador	411.7	537	102	190	4	80	20	azul	acero	recubrimiento aislante
11	aire para cada gasificador	411.7	537	102	190	4	80	20	azul	acero	recubrimiento aislante
12	salida gasificador	745.6	2134	101.3	648	-	-	-	-	-	el ciclón se conecta al gasificador
13	salida gasificador	745.6	2134	101.3	648	-	-	-	-	-	el ciclón se conecta al gasificador
14	salida gasificador	745.6	2134	101.3	648	-	-	-	-	-	el ciclón se conecta al gasificador
15	salida syngas ciclones	692.3	2164	99.8	648	6	40	32	amarillo	acero	recubrimiento aislante
16	salida syngas ciclones	692.3	2164	99.8	648	6	40	32	amarillo	acero	recubrimiento aislante
17	salida syngas ciclones	692.3	2164	99.8	648	6	40	32	amarillo	acero	recubrimiento aislante
18	salida solido ciclones	53.3	-	99.8	648	-	-	-	-	-	a tornillo sin fin
19	salida solido ciclones	53.3	-	99.8	648	-	-	-	-	-	a tornillo sin fin
20	salida solido ciclones	53.3	-	99.8	648	-	-	-	-	-	a tornillo sin fin
21	syngas total antes del ventilador 1	2076.9	6492	99.8	648	12	80	28	amarillo	acero	recubrimiento aislante
22	syngas total salida ventilador 1	2076.9	6283	103.2	648	12	80	27	amarillo	acero	recubrimiento aislante

23	syngas salida filtro	2076.9	6537	99.2	648	12	80	28	amarillo	acero	recubrimiento aislante
24	syngas salida intercambiador 1	2068.5	6096	98.4	579	10	40	33	amarillo	acero	recubrimiento aislante
25	syngas salida evaporador 2	2068.5	2737	98.4	110	8	80	26	amarillo	acero	recubrimiento aislante
26	syngas salida ventilador 2	2068.5	2617	102.9	110	8	80	25	amarillo	acero	recubrimiento aislante
27	syngas salida de la torre de absorción	1780	1638	102.9	18	6	80	27	amarillo	acero	-
28	syngas salida ventilador 3	1780	1638	110.3	18	6	80	27	amarillo	acero	-
29-48	syngas para cada membrana NaOH	89	81.9	110.3	20	6	80	1	amarillo	acero	-
49-68	syngas salida de cada membrana NaOH	88.95	81.9	107.3	20	6	80	1	amarillo	acero	-
69	syngas total salida membranas NaOH	1779	1638	107.3	20	6	80	27	amarillo	acero	-
70	agua salida de bomba sumergible	8223	8.22	-	18	1 1/2	40	2	verde	acero	-
71	agua entrada TAC de NaOH	3000	3	101.3	18	1	40	2	verde	acero	-
72	NaOH	12	-	101.3	18	-	-	-	-	-	dosificador
73	solución de NaOH salida de TAC de NaOH	3012	3	101.3	18	1	80	2	gris con líneas negras	acero+niquel	-
74	solución entrada de NaOH para cada membrana NaOH	150.6	0.15	101.3	18	1/8	80	2	gris con líneas negras	acero+niquel	-
75	solución salida de NaOH para cada membrana NaOH	150.6	0.15	101.3	18	1/8	80	2	gris con líneas negras	acero+niquel	-
76	solución salida de NaOH total	3012	3	101.3	18	1	80	2	gris con líneas negras	acero+niquel	-
77	agua entrada a torre de absorción	5000	5	101.3	18	1 1/4	40	2	verde	acero	-
78	agua salida de la torre de absorción	5289	5.28	101.3	60	1 1/4	40	2	verde con líneas naranjas	acero	recubrimiento aislante
79	solución de sulfúrico 98% P/V entrada TAC	75.3	0.04	101.3	18	1/8	80	1	gris con líneas naranjas	acero inoxidable 316	-
80	solución de sulfato de amonio salida TAC	4105	4.1	101.3	100	1 1/4	80	1	verde con líneas naranjas	acero	recubrimiento aislante
81	vapor salida TAC	1225	2065	101.3	100	6	40	31	naranja	acero	recubrimiento aislante
82	solución de sulfato de amonio salida evaporador 1	2712	2.71	101.3	100	1	40	1	verde con líneas naranjas	acero	recubrimiento aislante
83	vapor salida evaporador 1	1393	2348	101.3	100	8	80	22	naranja	acero	recubrimiento aislante
84	solución de sulfato de amonio salida evaporador 2	2108	2.11	101.3	100	3/4	40	2	verde con líneas naranjas	acero	recubrimiento aislante
85	vapor salida evaporador 2	604	1018	101.3	100	5	80	24	naranja	acero	recubrimiento aislante

86	sulfato de amonio salida intercambiador 2 (entrada tanque 1)	2108	2.11	101.2	35	3/4	40	2	verde	acero	-
87	agua entrada intercambiador 2	6710	6.71	-	25	1 1/2	40	1	verde	acero	-
88	agua salida intercambiador 2 (entrada torre de enfriamiento)	6710	6.71	-	45	1 1/2	40	1	verde con lineas naranjas	acero	-
89	agua salida torre de enfriamiento	6487	6,49	-	45	1 1/2	80	2	verde	acero	-
90	agua de reposición a intercambiador 2	223	0.22	-	18	1/8	40	2	verde	acero	-
91	gases de escape salida del motor	4315	12020	101.3	733	14	20	37	gris	acero	recubrimiento aislante
92	gases de escape salida del evaporador 1	4315	4572	101.3	110	10	80	27	gris	acero	recubrimiento aislante
93	sulfato de amonio salida tanque 1 (entrada ósmosis 1)	2323	2.29	-	-	1	80	1	verde	acero	temperatura en disminución
94	sulfato de amonio salida ósmosis 1	1177	1.14	-	-	1/2	40	2	verde	acero	temperatura en disminución
95	permeado ósmosis 1	1146	1.14	-	-	1/2	40	2	verde	acero	temperatura en disminución
96	sulfato de amonio salida tanque 2 (entrada ósmosis 2)	2354	2.29	-	-	1	80	1	verde	acero	temperatura en disminución
97	sulfato de amonio salida ósmosis 2	1207	1.14	-	-	1/2	40	2	verde	acero	temperatura en disminución
98	permeado ósmosis 2	1147	1.14	-	-	1/2	40	2	verde	acero	temperatura en disminución
99	sulfato de amonio salida tanque 3 (entrada ósmosis 3)	2415	2.29	-	-	1	80	1	verde	acero	temperatura en disminución
100	sulfato de amonio salida ósmosis 3	1265	1.14	-	-	1/2	40	2	verde	acero	temperatura en disminución
101	permeado ósmosis 3	1150	1.14	-	-	1/2	40	2	verde	acero	temperatura en disminución
102	sulfato de amonio salida tanque 4 (entrada ósmosis 4)	1744	1.58	-	-	3/4	80	2	verde	acero	temperatura en disminución
103	sulfato de amonio salida ósmosis 4	1105	0.95	-	-	1/2	40	1	verde	acero	temperatura en disminución
104	permeado ósmosis 4	639	0.63	-	-	3/8	40	1	verde	acero	temperatura en disminución
105	sulfato de amonio salida tanque 5 (entrada ósmosis 5)	1842	1.58	-	-	3/4	80	2	verde	acero	temperatura en disminución
106	sulfato de amonio salida ósmosis 5	1198	0.95	-	-	1/2	40	1	verde	acero	temperatura en disminución
107	permeado ósmosis 5	644	0.63	-	-	3/8	40	1	verde	acero	temperatura en disminución

Anexo 9. Presupuestos

Presupuesto balanza batcheadora

TRANSLAT

GREGORUTTI & ASOCIADOS

Buenos Aires, 26 de Septiembre del 2019

Señores:
FACULTAD DE INGENIERÍA UNMdP
Atención: **Srta. Catalina Dazeo**

PRESUPUESTO Nº 19 – 01079

MATERIAL: Balanza de pesada continua para flujo de sólidos con tolva de medición por peso estático y sistema batcheador automático. Apta para su uso con **rastrojo de maíz triturado** con un rango de caudal de **400 kg/h**. Construida en acero con acabado superficial pintado, de diseño prismático con bocas de carga superior (Ø 200 mm) y descarga inferior (Ø300 mm); altura instalada de 850 mm y base cuadrada de 700 x 700 mm. Permite obtener mediciones con precisión del 99,9%. La alimentación de producto hacia la balanza es a través de un caño de bajada de su propiedad. El controlador de peso ***ITW 380*** permite visualizar y operar las funciones y estados de la balanza. Desde su pantalla lcd indica el peso y caudal instantáneos, el acumulado y totalizado, acumulados por turnos, fecha y hora, gráficos de operación y mensajes de alarma y estado; acceso a operación y configuración de equipo por password de operador y supervisor; capacidad de batch programable; cuenta con salidas de comunicación RS232 y RS485 Modbus RTU. La balanza está instrumentada con una celda de carga sellada herméticamente y construida en aluminio con membrana encapsulada por soldadura, de una capacidad adecuada al requerimiento, con sello de aprobación NTEP (National Conference on Weights and Measures, máxima exigencia metrologica de USA). Sistema neumático para apertura y cierre de compuertas de descarga comandado desde el controlador de peso para una operación secuenciada de carga de tolva balanza, acumulación en tolva pulmón y descarga. Se incluyen todos los sensores y mecanismos para el control total y autónomo de la balanza batcheadora.

NOTA: Los sistemas se entregan calibrados y listos para instalar con manuales de montaje, mantenimiento y calibración. No está incluida la instalación mecánica del equipo ni el cableado eléctrico o neumático. La puesta en marcha contempla la disponibilidad de un técnico por un día, y es a cargo de Gregorutti & Asociados S.A. dentro de Capital y Gran Bs. As. En el interior del país, el cliente deberá hacerse cargo de los pasajes aéreos y gastos de estadía del técnico durante la misma. Incluye la verificación operativa de todas las entradas/salidas y la operación del sistema. El mismo deberá entregarse completamente instalado mecánicamente y con los cableados de alimentación y comunicación de señales respectivos.

GARANTÍA: Gregorutti & Asociados S.A. garantiza el buen funcionamiento y se obliga a la reparación, reposición o reemplazo de las partes del equipo por ella fabricadas por el término de 12 meses a partir de la fecha de factura. La cobertura de la garantía se limita solamente a la reparación o sustitución de piezas deterioradas, no incluyendo ningún tipo de indemnización o resarcimiento por daños y/o perjuicios propios o a terceros derivados del uso del equipo. Para la realización de reparaciones de equipos deben ser remitidos por el Cliente a Fábrica o al lugar que Gregorutti & Asociados determine. En caso de imposibilitarse el envío, serán a cargo del cliente los gastos de traslado y viáticos del personal técnico.

PLAZO DE ENTREGA: 60 / 90 días de recibida la orden de compra.

Pasaje Rufino 3031 (1431) Buenos Aires – Argentina
Gregorutti & Asociados
nicolas@gregorutti.com.ar
Tel. (0054-11) 4541-5108
Fax. (0054-11) 4545-0773
Línea gratuita desde todo el país: 0800-444-7372

TRANSLAT

GREGORUTTI & ASOCIADOS

PRECIOS: Expresados en dólares estadounidenses tipo transferencia BNA al día del pago. No incluyen IVA.

Balanza batcheadora 400 kg/h	**u$s 15.580.-**
Opcionales	
Salida analógica 4-20 mA / 0-10V	**u$s 390.-**
Salida comunicación Ethernet	**u$s 611.-**
Salida comunicación Profinet	**u$s 1.100.-**
Impresor tickets	**u$s 860.-**
Rollo de cable de señal (100 metros)	**u$s 420.-**
Día Adicional de puesta en marcha	**$ 8.420.-**

FORMA DE PAGO: 50% de anticipo con la orden de compra. Saldo contado contra entrega.

Nicolás Augusto Carrara
Gregorutti y Asociados

Pasaje Rufino 3031 (1431)
Buenos Aires – Argentina

Gregorutti & Asociados
nicolas@gregorutti.com.ar

Tel. (0054-11) 4541-5108
Fax. (0054-11) 4545-0773

Línea gratuita desde todo el país: 0800-444-7372

Presupuesto dosificador

TRANSLAT

GREGORUTTI & ASOCIADOS

Buenos Aires, 26 de Septiembre del 2019

Señores:
FACULTAD DE INGENIERÍA UNMdP
Atención: **Srta. Catalina Dazeo**

PRESUPUESTO Nº 19 – 01079/2

MATERIAL: Sistema de dosificación con control automático por pérdida de peso para proceso de aditivado continuo a caudal variable o por batch. Compuesto por un dosificador a tornillo con variación electrónica de velocidad comandada por el controlador ITW 380, que permite visualizar en su pantalla lcd el estado del proceso en tiempo real; indicando caudal instantáneo del dosificador, cantidad de producto disponible en el depósito y seteo seleccionado. Cuenta con alarmas programables para recarga de depósito por nivel mínimo y máximo, ajuste automático de dosificación con variador de velocidad. Puertos de comunicación RS232 y RS485 Modbus RTU para transmisión de datos. El detalle es el siguiente:

- **Dosificador a tornillo gravimétrico modelo PPG1 – T050 – R40 – 0312**

  Características

  Producto: Carbonato de calcio en polvo
  Densidad aparente: 1,06 kg/l
  Caudal solicitado: 0,2 g/s
  Tolva depósito de 50 litros de capacidad con tapa
  Salida de cañon con descarga vertical y cuna antiderrame
  Construcción cuerpo dosificador, tornillo y tolva en acero inoxidable AISI 304
  Construcción partes sin contacto con el producto en acero al carbono con revestimiento epoxi anticorrosivo.
  Equipado con motoreductor blindado trifásico SEW Eurodrive a engranajes helicoidales de alto rendimiento
  Alimentación 3x380/220V

- Tablero de control para dosificación por pérdida de peso automática basado en el controlador digital ITW 380. Este equipo permite manejar el arranque y parada del dosificador y la regulación de velocidad del mismo. Cuenta con una pantalla LCD de 6" para configuración, operación y visualización del estado del equipo. Indica caudal instantáneo (kg/hora), cantidad de producto disponible en kg, total acumulado en descarga, hora de arranque y parada, etc. Cuenta con entradas/salidas digitales de estado del dosificador, control PID para el dosificador, etc. Variador de velocidad. La construcción es estanca NEMA 4X apto para montaje en tablero o sobre pared, los teclados son a prueba de polvo en policarbonato. Este equipamiento esta especialmente indicado para configurar dosificadores, llenadores, control por perdida de peso, con programas de estabilización para cargas en movimiento, ajuste automático de la cola de caída, etc. Cuenta con 200 programas que permiten resolver la mayoría de los problemas de pesaje.

- Estructura de pesaje para dosificador, construida en perfilería de acero, con topes mecánicos de sobrecarga y tratamiento superficial en epoxy anticorrosivo de gran resistencia a las condiciones ambientales.

NOTA: Los sistemas se entregan calibrados y listos para instalar con manuales de montaje, mantenimiento y calibración. El cliente deberá especificar los metros de cable para celdas de carga, indicadores y otros periféricos. La puesta en marcha contempla la disponibilidad de un técnico por un día, y es a cargo de Gregorutti & Asociados S.A. dentro de Capital y Gran Bs. As. En el interior y exterior del país, el cliente deberá hacerse cargo de los pasajes aéreos y gastos de estadía del técnico durante la misma.

Pasaje Rufino 3031 (1431)
Buenos Aires – Argentina
Gregorutti & Asociados
nicolas@gregorutti.com.ar
Tel: (0054-11) 4541-5108
Fax: (0054-11) 4545-0773
Línea gratuita desde todo el país: 0800-444-7372

GARANTÍA: Gregorutti & Asociados S.A. garantiza el buen funcionamiento y se obliga a la reparación, reposición o reemplazo de las partes del equipo por ella fabricadas por el término de 12 meses a partir de la fecha de factura. La cobertura de la garantía se limita solamente a la reparación o sustitución de piezas deterioradas, no incluyendo ningún tipo de indemnización o resarcimiento por daños y/o perjuicios propios o a terceros derivados del uso del equipo. Para la realización de reparaciones de equipos deben ser remitidos por el Cliente a Fábrica o al lugar que Gregorutti & Asociados determine. En caso de imposibilitarse el envío, serán a cargo del cliente los gastos de traslado y viáticos del personal técnico.

PLAZO DE ENTREGA: 45 / 60 días de recibida la orden de compra.

PRECIO: Expresado en dólares estadounidenses tipo transferencia BNA al día del pago. No incluye IVA.

Sistema dosificador 380	**u$s 9.956.-**
Opcionales	
Comunicación Ethernet	**u$s 611.-**
Comunicación Profinet	**u$s 1.100.-**
Comunicación Profibus DP	**u$s 4.623.-**
Salida analógica 4-20 mA	**u$s 390.-**
Rollo de cable de señal 100 m	**u$s 420.-**
Día adicional de puesta en marcha	**$ 6.730.-**

FORMA DE PAGO: 50% de anticipo. Saldo contado contra entrega.

Nicolás Augusto Carrara
Gregorutti y Asociados

Pasaje Rufino 3031 (1431)
Buenos Aires – Argentina
Gregorutti & Asociados
nicolas@gregorutti.com.ar
Tel: (0054-11) 4541-5108
Fax: (0054-11) 4545-0773
Línea gratuita desde todo el país: 0800-444-7372

Presupuesto Anillos Pall

---------- Forwarded message ---------
De: **Besora Hnos. S.R.L.** <ventas@besora.com.ar>
Date: vie., 11 de oct. de 2019 a la(s) 11:15
Subject: RE: Consulta
To: Catalina Dazeo <catalina@dazeo.com.ar>

Catalina Dazeo:

El precio del Metro Cubico de los Anillos Pall en Polipropileno Ø 5/8" x 5/8" (aprox. 200.000 anillos) es de U$S 3.254,00 + IVA.

Saludos atentamente
Marcelo Besora

BESORA HNOS. S.R.L.
Av. Pte. A. Illía 318
X5850NPP - RIO TERCERO (Cba.) ARGENTINA
Tel. +54 (3571) 421650 / 412650
e-mail: ventas@besora.com.ar
e-mail: besorahnos@gmail.com

Presupuesto terreno

PARQUE INDUSTRIAL GENERAL MANUEL SAVIO DE MAR DEL PLATA

UBICACIÓN: Ruta Provincial Nº 88 Km. 9
SUP. TOTAL DEL PARQUE: 260 ha
SUP. PARCELAS INDUSTRIALES: 94 ha
SUP. RESERVAS MUNICIPALES: 7 ha
SUP. VIAL: 7 ha
SUP. DESTINADO A FORESTACIÓN: 57 ha
SUP. FUTURA AMPLIACIÓN: 95 ha

SERVICIOS

Energía Eléctrica: con subestación transformadora de 33/132 Kv. 2 x 5 MVA para distribución de red trifásica de media tensión.

Gas Natural: conectado al Gasoducto Tandil-Mar del Plata, cámara de regulación con presión de distribución a red interna 10 kg./cm2.

Red Cloacal: sistema interno conectado a red troncal sobre Ruta Provincial Nº88 y vinculada al sistema de la 3ra.Cloaca Máxima.

Desagüe Pluvial: sistema de ejecución final.

Pavimento: calles interiores con hormigón de 20cms de espesor en calles colectoras de 10.5 m y en calles secundarias de 7 m.

Sistema Telefónico: suministrado por la Cooperativa Batán.

Forestación: sup. perimetral destinada a reserva forestal y cortina de protección ambiental con plantaciones de pinos.

Transporte: la Empresa Batán realiza recorridos regulares entre Batán y Mar del Plata, ingresando en el Parque Industrial.

Unidad Operativa de Servicios: compuesta con personal Municipal, brindando servicios de mantenimiento y corte de césped en lugares comunes.

Servicio de Vigilancia: empresa de seguridad privada, con control de entrada y servicio de rondines.

EXENCIONES: por radicarse en el parque industrial se accede a las siguientes exenciones de tasas, derechos e impuestos:

- Derecho de Construcción, de Oficina y Habilitación.
- Tasas Municipales de Seguridad e Higiene y de Alumbrado, Barrido y Limpieza (7.5 años).
- Impuesto Provincial sobre los Ingresos Brutos (7.5 años) Ley 13.636.
- Impuesto Provincial Inmobiliario (7.5años) Ley 13.636.
- Impuesto Automotor (7.5 años) Ley 13.636

Anexo 10. Ácido sulfúrico

El ácido sulfúrico es una sustancia líquida a temperatura ambiente, muy corrosiva y de elevada afinidad con el agua. Comercialmente se encuentra en soluciones acuosas de diferentes concentraciones, las cuales se clasifican en porcentaje en peso.

Debido a su característica de oxidante fuerte, reacciona violentamente con materiales reductores y con materia orgánica. Es, además, altamente corrosivo y ataca a la mayoría de los metales generando azufre e hidrógeno, siendo este último un gas explosivo.

Para su transporte y almacenamiento deben utilizarse tuberías, accesorios y tanques de almacenamiento de acero inoxidable 3Cr12, 316 o acero Hastelloy C-276 [122], correctamente identificados. Las cañerías que lo transporten deben estar pintadas con líneas de color naranja para indicar que por ellas circula un material corrosivo, y el tanque de almacenamiento debe tener las siguientes identificaciones: [123]

- Un letrero que indique la capacidad del tanque.
- Un letrero que indique “Ácido sulfúrico” y su concentración.
- Identificación según la norma NFPA 704.

- Un letrero que indique: “PELIGRO. No soldar, cortar o encender fuego sin la autorización correspondiente”

Además, si bien el proceso estará automatizado, es necesario que el personal de la planta esté capacitado para manipular esta sustancia, debido a que es riesgosa para la salud, y cuente con un protocolo de acción frente a posibles derrames o accidentes asociados a su uso.

Anexo 11. Evaporadores

Evaporador a utilizar

El tipo de evaporador que se utiliza es el de tubos verticales cortos, Calandria [124]. Por el mismo circula la corriente caliente por los tubos y la que se desea evaporar por la coraza. Este tipo de evaporadores proporcionan un buen rendimiento de transferencia de calor, especialmente con grandes diferencias de temperatura. Esto se debe a que las grandes diferencias de temperatura provocan altas velocidades del líquido a través de los tubos.

A menudo tienen tubos de gran diámetro (entre 25 y 75 mm) y de corta longitud (1.5 y 2 m). Esto implica que la superficie interior, en particular, sea relativamente fácil de limpiar mecánicamente, por lo tanto, son adecuados para líquidos sucios. Además, sus costos de construcción son bajos. A continuación, se observa un diagrama del equipo.

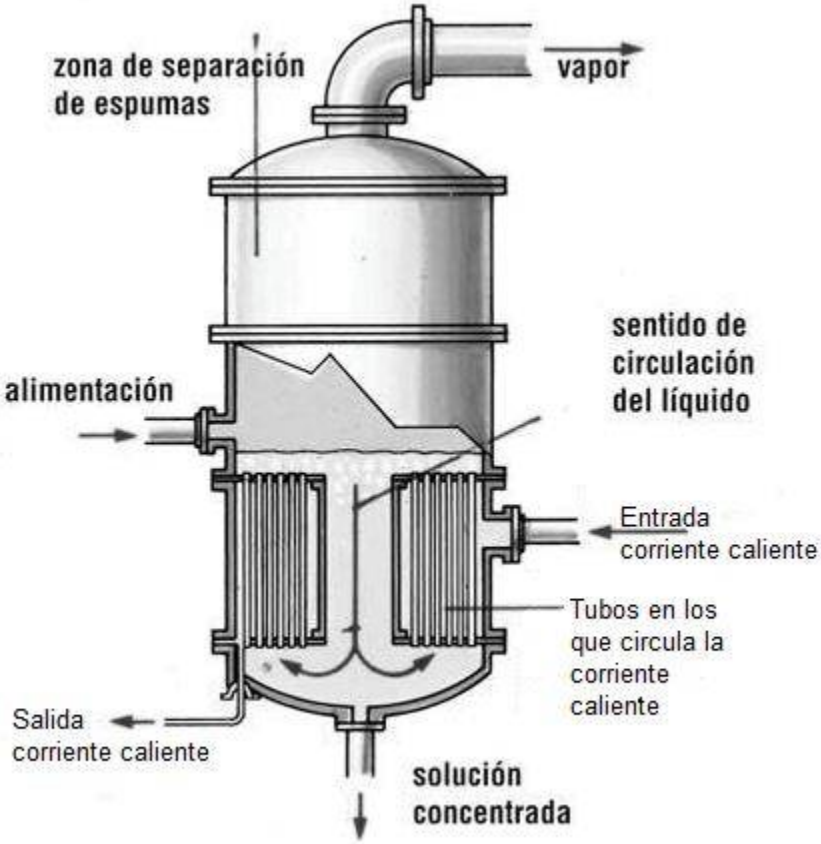


Figura Anexo 11. Evaporador Calandria.

Estimación de las áreas de transferencia para los evaporadores

Se puede estimar el área de intercambio requerida en cada equipo a partir de la ecuación de transferencia total de calor:

$$Q = U * A * \Delta T_{ML}$$

Donde:

- Q: calor intercambiado, J/s.
- U: coeficiente global de transferencia, $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$.
- A: área de transferencia.
- ΔT_{ML}: delta de temperatura medio logarítmico.

A su vez, el coeficiente de transferencia U se puede estimar como:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + R_f + R_p$$

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_o}$$

Donde:

- h_o: coeficiente pelicular externo, $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$.
- h_{io}: coeficiente pelicular interno referido al área externa, $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$.
- R_f: resistencia de ensuciamiento combinada (suma de la interna y externa), $s*m^2*K*J^{-1}$.
- R_p: resistencia en paredes del tubo dada por el material, $s*m^2*K*J^{-1}$.
- D_i: diámetro interno del tubo, m.
- D_o: diámetro externo del tubo, m.

Además, el ΔT_{ML} se define como:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{ln(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1})}$$

Donde:

- T_1 y T_2: temperaturas de entrada y salida de la corriente caliente, K.
- t_1 y t_2: temperaturas de entrada y salida de la corriente fría (en este caso, es el agua que se evapora por lo que $t_1=t_2$), K.

Para el cálculo, se utilizan coeficientes peliculares h_o y h_{io} aproximados, los cuales se presentan en bibliografía [42]. Dado que el espesor de los tubos es mínimo, el mismo no aporta al cambio en el término de h_i por h_{io} ($D_i \approx D_o$). El coeficiente pelicular h_o es para el agua que se evapora y tiene un valor de 7750 $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$. Para el caso del h_i, el mismo hace referencia al coeficiente pelicular para los gases, tanto los gases de escape como el syngas. Dado que no se cuenta con valores específicos y únicamente se detalla un valor para gases en forma genérica, el mismo se considera igual para ambas corrientes. Posee un valor de 132.5 $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$.

En cuanto a la resistencia de ensuciamiento combinada, la misma consta de sumar las resistencias de ambas corrientes. Los valores para las corrientes resultan: agua de pozo 0.0004 $s*m^2*K*J^{-1}$; gas de síntesis 0.0002 $s*m^2*K*J^{-1}$; gases de escape del motor 0.001 $s*m^2*K*J^{-1}$. Por su parte, la resistencia de pared de tubo se considera despreciable dado que se supone que el material de construcción es buen conductor térmico, además de considerar el bajo espesor del mismo.

➔ Gases de escape - Solución de sulfato de amonio

En principio se estimó el calor que pueden intercambiar los gases de escape del motor para evaporar parte del agua que contiene la solución de sulfato de amonio. El mismo posee un valor de 873 kJ/s.

A partir de los valores mencionados anteriormente, se estima el valor del coeficiente U, que es 110.2 $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$. Las temperaturas de entrada y salida de los gases de escape son 1006 K y 383 K, respectivamente. La temperatura de evaporación del agua es 100ºC, debido a que el contenido de sal no la afecta. Con lo cual, el ΔT_{ML} resulta de 150.2 K.

Aplicando la ecuación $Q = U * A * \Delta T_{ML}$, el área de transferencia A resulta de 52.75 m^2.

Además, conociendo las dimensiones que pueden tener los tubos de los evaporadores Calandria, se toma un promedio entre los límites establecidos (diámetro de 50 mm y largo de 1.75 m). Considerando el área de transferencia de cada tubo y el área total necesaria se calcula el número de tubos, el cual resulta de 192 tubos. En la bibliografía *Boilers, Evaporators and Condensers* [124] se detalla el diseño de un evaporador de similares características que cuenta con 500 tubos, por lo que el valor obtenido es aceptable.

➔ Syngas - Solución de sulfato de amonio

El calor que intercambia el gas de síntesis para evaporar parte del agua que contiene la solución de sulfato de amonio, previo a intercambiar con los gases de escape es de 379 kJ/s. Al igual que para el caso anterior, se estima el coeficiente U, resultando igual a 120.83 $J*s^{-1}*m^{-2}*K^{-1}$. Las temperaturas de entrada y salida del syngas son 852 K y 383 K, respectivamente. La temperatura de evaporación del agua es 100ºC, debido a que nuevamente el contenido de sal no la afecta. Con lo cual, el ΔT_{ML} resulta de 121.22 K.

Aplicando la ecuación $Q = U * A * \Delta T_{ML}$, el área de transferencia A resulta de 25.88 m^2.

Para este caso, las dimensiones de los tubos se consideran iguales que para el evaporador anterior, y resultan necesarios 95 tubos.

Anexo 12. Intercambiador de calor entre la corriente de sulfato de amonio y el agua

UniSim STE R460,0 - DESIGN

Geometric details						
Shell type / series / parallel	AES		1		1	
Shell diam / tube length / total area	438	mm	1760	mm	21,38	m²
No of passes / no of plain tubes	1		203			
Tube id / od / pitch (pattern)	14,83	mm	19,05	mm	25,4(30)	mm
No of baffles / pitch / cut	14		94,7	mm	15,0	%
Process details						
Total mass flowrates shell / tube	6710,1	kg/h	2108,0	kg/h		
Inlet temperature shell / tube	25,0	°C	99,0	°C		
Outlet temperature shell / tube	45,0	°C	35,0	°C		
Inlet / outlet quality shell / tube	,0000 /	,0000	,0000 /	,0000		
Results						
Total pressure drop shell / tube	0,0061	bar	0,001	bar		
Velocity highest shell xflow / tube	0,17	m/s	0,02	m/s		
Coefficients shell / tube / wall	1604	W/m² K	485	W/m² K	21449	W/m² K
Fouling coeff shell / tube	5000	W/m² K	3893	W/m² K		
Overall coefficient clean / dirty / service	366,1	W/m² K	313,7	W/m² K	312,4	W/m² K
Heat load / eff wtd mtd	157,64	kW	26,04	°C		
Area ratio (act/req)	1,004					
Weight bundle / dry / full	499	kg	1201	kg	1563	kg

Heat Transfer Resistance

Shell Tube

Anexo 13. Catálogo de membrana de ósmosis inversa

SISTEMAS DE OSMOSIS INVERSA SERIE RIEPRO
40.000 a 86.000 LITROS POR DIA

RIEPRO-21500

Características Básicas del Equipo

- T.F.C. Membranas de OI
- Membranas Horizontales
- Interruptor On/Off
- Pre-Filtro de 5 Micrones
- Válvula Reguladora de Flujo
- Bomba Centrifuga de Acero AISI 304
- Válvula Automática de Descarga

Opcionales

- Corte por Baja Presión
- Flujometros
- Válvula de reciclado
- Bomba de Acero 316SS
- Manómetro de Presión del Pre-Filtro
- Monitor de TDS
- Tubo de Fibra de Vidrio
- Modelos de Alta Eficencia

ESPECIFICACIONES DEL SISTEMA

Modelo	Producción* GPD	Producción* LDP	3erAño Operando Presión Std. Modelo	3erAño Operando Presión Alta-Eficienc.	Diámetro de Entrada	No. de 4" x 40" Elementos	Recuperación Diseñada (sin reciclaje)	Motor HP (1-Fase) 60Hz/230/460V Std. Modelo	Motor HP (1-Fase) 60Hz/230/460V Alta-Eficienc.	Motor HP (1-Fase) 50Hz/380/415V Std. Modelo	Motor HP (1-Fase) 50Hz/380/415V Alta-Eficienc.
RIEPRO-10000	10,000	37,850	198	123	1.5"	6	40%	5	3	5.5	3
RIEPRO-11500	11,500	43,532	199	124	1.5"	7	40%	5	3	5.5	3
RIEPRO-13000	13,000	49,210	198	124	1.5"	8	50%	5	3	5.5	3
RIEPRO-14500	14,500	54,883	191	121	1.5"	9	50%	5	3	5.5	3
RIEPRO-16000	16,000	60,567	189	120	1.5"	10	50%	5	3	5.5	3
RIEPRO-17500	17,500	66,245	189	120	1.5"	11	50%	5	3	5.5	3
RIEPRO-19000	19,000	71,923	186	118	1.5"	12	50%	10	5	7.5	4
RIEPRO-20500	20,500	77,600	187	119	1.5"	13	50%	10	5	7.5	4
RIEPRO-21500	21,500	81,386	185	116	1.5"	14	50%	10	5	7.5	4

Basado en agua con un TDS de 500 ppm y una temperatura de 25C (77F)

SISTEMAS DE OSMOSIS INVERSA SERIE RIEPRO
40.000 a 86.000 LITROS POR DIA

RIEPRO-21500

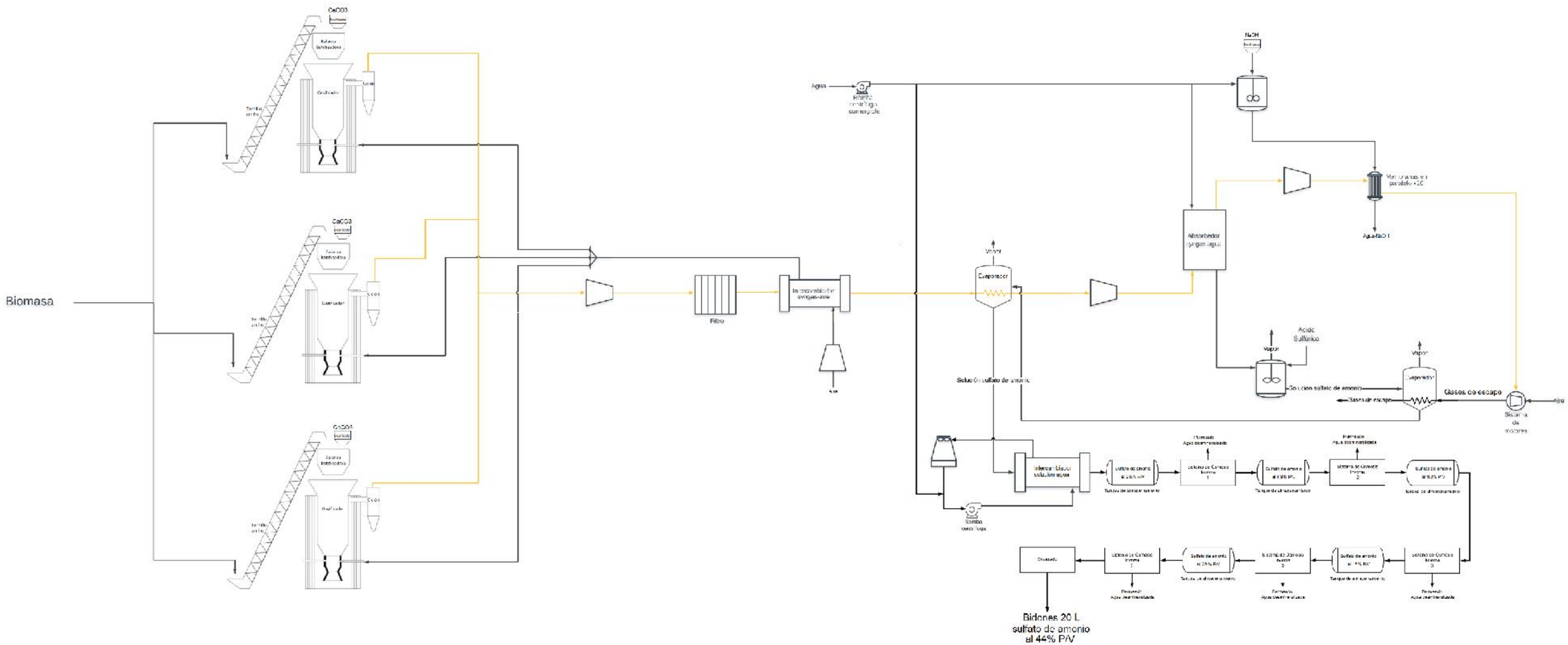
MEDIDAS Y DIMENSIONES (Los opcionales pueden modificar las medidas)

	Medidas Aprox. para Carga				Dimensiones del Sistema			
Modelo	Ancho (in/cm)	Largo (in/cm)	Alto (in/cm)	Peso (lbs/kg)	Ancho (in/cm)	Largo (in/cm)	Alto (in/cm)	Peso (lbs/kg)
RIEPRO-10000	38/ 97	73/186	58/147	700/320	26/66	64/163	48/122	660/300
RIEPRO-11500	48/122	73/186	58/147	750/340	37/94	64/163	48/122	700/320
RIEPRO-13000	48/122	73/186	58/147	800/360	37/94	64/163	48/122	730/330
RIEPRO-14500	48/122	73/186	58/147	830/375	37/94	64/163	48/122	775/350
RIEPRO-16000	48/122	73/186	58/147	880/400	37/94	64/163	48/122	830/375
RIEPRO-17500	48/122	73/186	58/147	950/430	37/94	64/163	48/122	880/400
RIEPRO-19000	48/122	75/191	58/147	1040/470	37/94	64/163	48/122	950/430
RIEPRO-20500	48/122	75/191	58/147	1080/490	37/94	64/163	48/122	990/450
RIEPRO-21500	48/122	75/191	58/147	1125/510	37/94	64/163	48/122	1050/475

INGENIERIA ROMIN
Especialistas en Agua

GPD: galones por día de procesamiento.
LDP: litros por día de procesamiento.

Anexo 14. Diagrama del proceso total



Bibliografía

[1] Junio de 2017. Sánchez Lario, Alejandro. *Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial.* Tesis de grado, Universidad Politécnica de Madrid.

[2] Chulde, Diego. 11/05/2017. *Gas de síntesis una fuente de energía limpia*. https://www.eltelegrafo.com.ec/noticias/408/1/gas-de-sintesis-una-fuente-de-energia-limpia

[3] Julio de 2014. Sánchez Bastardo, Nuria. *Obtención de gas de síntesis a partir de biomasa utilizando catalizadores de níquel.*

[4] Residuos del cultivo de maíz. http://www.pasturasdeamerica.com/utilizacion-forrajes/residuos-agricolas/maiz/

[5] 27/03/2019. *Agricultura en Argentina*. https://surdelsur.com/es/agricultura-argentina/

[6] Peña, Jesús. *Manejo de los residuos después de la cosecha de maíz.* http://www.minutaagropecuaria.com/investigaciones/manejo-los-residuos-despues-la-cosecha-maiz/

[7] *2016. Morales-Muñoz, Rodolfo; Agudo-Martínez, Lwonel; Espinosa-Tasón, Jaime. Disponibilidad de residuos de cosecha de arroz y maíz para la producción de etanol.*

[8] El uso de cenizas en Agricultura Ecológica. https://www.ecoagricultor.com/el-uso-de-cenizas-en-la-agricultura-ecologica/

[9] IDAE. Octubre de 2007. *Biomasa: gasificación.*

[10] 2016. Flórez Ramos, David Francisco. *Obtención de gas de síntesis a partir de la gasificación de cuesco de palma de aceite peletizado.*

[11] 28/07/2014. Arteaga-Pérez, Luis Ernesto; Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagni; Rodríguez Machín, Lizet. *Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación.*

[12] 2011. *Antibióticos y cultivos transgénicos: Una amenaza a la Salud Pública.* http://reduas.com.ar/antibioticos-y-cultivos-transgenicos-una-amenaza-a-la-salud-publica/

[13] *Beneficios Parque Industrial La Victoria*. http://www.copainvt.com.ar/beneficios

[14] Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura; Ministerio de Energía y Minería; Ministerio de Agroindustria. Gasificación. http://www.probiomasa.gob.ar/_pdf/04Gasificacion_hojaTecnica.pdf

[15] 2012. Balestra, Sebastián y Sellarés, Avelino. *Utilización de la biomasa para la generación de energía eléctrica en corrientes.*

[16] Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca. *Energías renovables: las oportunidades de Argentina para generar bioenergía en origen*.
https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-inta_-_energas_renovables_las_oportunidades_de_argent.pdf

[17] 05/01/2018. *Córdoba: dos plantas de biomasa hacen punta en el RenovAr 2.* http://viarenovable.com/cordoba-dos-plantas-biomasa-pican-punta-renovar-2/

[18] Singh, Nanda. 12/03/2019. *El potencial de la biomasa en Argentina: Fimaco revela sus planes de expansión.*
http://www.energiaestrategica.com/el-potencial-de-la-biomasa-en-argentina-fimaco-revela-sus-planes-de-expansion/

[19] Roca, José A. 11/01/2016. *Las 10 mayores plantas de biomasa del mundo.* https://elperiodicodelaenergia.com/las-10-mayores-plantas-de-biomasa-del-mundo/

[20] 01/03/2017. Cassagne, Ezequiel. *El nuevo marco normativo de las energías renovables.*

[21] 2018. Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable. Presidencia de la Nación. Informe del estado del ambiente 2018.
https://informe.ambiente.gob.ar/

[22] 2018. Quizhpe Juela, Andrea Gabriela. *Efecto del tratamiento químico y biológico del rastrojo de maíz sobre su fracción fibrosa*.

[23] 20/09/2010. Prinsen, Pepijn. *Composición química de diversos materiales lignocelulósicos de interés industrial y análisis estructural de sus ligninas.*

[24] 2015. Castro Martinez, Sergio Omar. *Instalación y arranque de un prototipo de gasificación.* Tesis de grado.

[25] 2017. Susastriawana, Saptoadi, H., Purnomo. *Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review.* Renewable and Sustainable Energy Reviews 76 898-1003.

[26] 2018. Ravi, M. R., Kohli, S. *Thermodynamics and Kinetics of Gasification*.

[27] 2018. Mallick, D., Buragohain, B., Mahanta, P., Moholkar, V. S. *Gasification of Mixed Biomass: Analysis Using Equilibrium, Semi-equilibrium and Kinetic Models*.

[28] 10/02/2003. Giltrap, D. L., McKibbin, R., Barnes, G.R.G. *A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier*. Solar Energy 74, 85-91.

[29] 1993. Wang, Y., Kinoshita, C.M. *Kinetic Model of Biomass Gasification.* Solar Energy 51, 19-25.

[30] 1997. Smith, Van Ness, Abbott. *Introducción a la Termodinámica en la Ingeniería Química*. Quinta Edición. Apéndice C.

[31] 2013. Jurado Valencia, William José. *Modelamiento y simulación de la combustión de una partícula de Carbón en un gas combustible*. (pág 71). Tesis de grado.

[32] 2011. Palatnic Ampuero, Maria Esmeralda. *Diseño y desarrollo de pequeñas unidades de gasificación de madera para aplicaciones de generación de energía térmica y cogeneración a baja escala.* Tesis de grado. Disponible en: http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/104158/cf-palatnic_ma.pdf?sequence=3&isAllowed=y

[33] 2014. Castello Belmar, Angelo Michele. *Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa.*

[34] 1988. Solar Energy Institute. *Handbook of biomass downdraft gasifier and engine system*.

[35] 2013. Dejtrakulwong, C., Patumsawad, S. *Four Zones Modeling of the Downdraft Biomass Gasification Process: Effects of moisture content and air to fuel ratio*. Energy Procedia 52 (2014) 142-149.

[36] 2011. García Fernández, L.E. *Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo*. Tesis de Magister, Universidad Nacional de Colombia.

[37] 2014. Díaz Trujillo, S. *Ingeniería de detalle y construcción de un sistema de gasificación en tres etapas*. Tesis de grado, Universidad de Sevilla.

[38] 1996. Cáceres, J.M., García Hernández, J.E. *Caracterización de fibras en forma de lana de roca para aislamiento obtenidas a partir de basaltos canarios.* Materiales de construcción Vol 46.

[39] Refil. Catálogo de manta de fibra refractaria KAOWOOL.
Disponible en: https://www.refil.com.ar/productos-materiales-refractarios.php

[40] Incoperfil. Catálogo de lana de roca basáltica ROULROK.
Disponible en: https://www.incoperfil.com/fieltros-lana-roca-cms-1-50-36-105/

[41] 2007. Cengel, Yunus A. *Transferencia de calor y masa. Un enfoque práctico.* Tercera edición.

[42] 1983. Cao, Eduardo. *Transmisiones de calor. Intercambiadores de calor.*

[43] 2004. Alvarez Brotons, X. *Control Predictivo de Canales de Riego Utilizando Modelos de Predicción de Tipo Muskingum (primer orden) y de Tipo Hayami (segundo orden) (Predictive control of irrigation canals using Muskingum (first order) and Hayami (second order) models).* Tesis de grado, Universidad Técnica de Cataluña.

[44] 2010. Jalloul, C. *¿Cómo se mide la presión diferencial?*. Disponible en: https://www.bloginstrumentacion.com/instrumentacion/como-se-mide-la-presion-diferencial/

[45] Testo. *Instrumentos de CO con sonda incorporada*. Disponible en: https://www.testo.com/es-ES/medicion-de-monoxido-de-carbono-co/instrumentos-de-co-con-sonda-incorporado/c/co-instrument-with-solid-probes

[46] 2004. Vamvuka, D., Arvanitidis, C., Zachariadis, D. *Flue Gas Desulfurization at High Temperature: A Review*. Environmental Engineering Science. Volume 21, Number 4.

[47] 2015. Prabhansu, Karmakar, M., Chandra, P., Chatterjee, P. *A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process*. Journal of Environmental Chemical Engineering. Volume 3, Issue 2.
doi: https://doi.org/10.1016/j.jece.2015.02.011

[48] Figura disponible en:
http://mecanicautomotores.blogspot.com/2013/03/el-motor.html

[49] 2014. Cátedra Centrales Eléctricas, Universidad Nacional de Tucuman. *Centrales a Gas.* Apunte de cátedra. Disponible en:
https://catedras.facet.unt.edu.ar/centraleselectricas/wp-content/uploads/sites/19/2014/10/Apunte-TG-1.pdf

[50] 02/2017. Bellera Fernández de la Cruz, R. *Análisis de alternativas tecnológicas para la separación de hidrógeno en procesos de decarbonización.* Tesis de grado.

[51] 13/12/2013. Villatoro, F. *Un cristal nanoporoso que separa el monóxido de carbono del nitrógeno*. Disponible en:
https://francis.naukas.com/2013/12/13/un-cristal-nanoporoso-capaz-de-separar-una-mezcla-de-monoxido-de-carbono-y-nitrogeno/

[52] 2010. McKeown, N. *Nanoporous molecular crystals*. Journal of Materials Chemistry. DOI: 10.1039/c0jm01867h.

[53] 04/2016. Etutu, T., Laohalidanond, K., Kerdsuwan, S**.** *Gasification of municipal solid waste in a downdraft gasifier: Analysis of tar formation*. Songklanakarin J. Sci. Technol. 38 (2), 221-228.

[54] 2018. Atoche - Sánchez, E. *Estudio de factibilidad de un sistema moto-generador empleando gasificación de biomasa.* Tesis de grado. Universidad de Piura. https://pirhua.udep.edu.pe/bitstream/handle/11042/3704/IME_244.pdf?sequence=1&isAllowed=y

[55] 2014. Ruiz, E., Sánchez, J. M. *Purificación y acondicionamiento del gas de gasificación de biomasa.* Departamento de Energía, CIEMAT. España.

[56] 2007. Corporación Financiera Internacional, Grupo del Banco Mundial. *Guía sobre medio ambiente, salud y seguridad para el procesamiento del carbón.* Disponible en:

https://www.ifc.org/wps/wcm/connect/e68df90048855ab386c4d66a6515bb18/0000199659ESes_Coal_Processing-%2Brev%2Bcc.pdf?MOD=AJPERES

[57] 2013. Dupont, C., Chiriac, R., Gauthier, G., Toche, F. *Heat capacity measurements of various biomass types and pyrolysis residues*. Fuel. Volumen 115. DOI: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.07.086

[58] 2006. Echeverri Londoño, C. A. *Diseño óptimo de ciclones*. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, Volumen 5 (9). Colombia.

[59] 2014. Silva Lora, E.E., Quintero, Q.R., Escobar Palacio, J.C. *Bioenergía: Fuentes, conversión y sustentabilidad. Capítulo 7.* Bogotá, Colombia.

[60] Ley Nacional Nº 19857 y Decreto 351/79. Disponible en: http://www.afam.org.ar/textos/27_09/ley_19587_y_decreto_351_79_de_higiene_y_seguridad.pdf

[61] 2010. Jefferson, B., Nazareno, C., Georgaki, S., Gostelow, P., Stuetz, R.M.z, Longhurst, P., Robinson, T. *Membrane Gas Absorbers for H_2S Removal – Design, Operation and Technology Integration into Existing Odour Treatment Strategies.* Environmental Technology, 26:7, 793-804, DOI: 10.1080/09593332608618511.

[62] Filtro comercial con sus especificaciones: https://www.alibaba.com/product-detail/Hollow-Fiber-4040-UF-Membrane-PP_1881879888.html

[63] 2004. Horikawa, M.S., Rossi, F., Gimenes, M.L., Costa, C.M.M., da Silva, M.G.C. *Chemical absorption of H2S for biogas purification.* Brazilian Journal of Chemical Engineering. Volume 21, Number 03.

[64] Catálogo de Neue Herbold Molinos. https://pdf.directindustry.es/pdf/neue-herbold-maschinen-u-anlagenbau-gmbh/molinos-trituradores-serie-lm/50063-97600.html#open

[65] 2013. Piña, J., Bucalá, V. *Procesamiento de sólidos*. Apuntes de cátedra. Universidad Nacional del Sur. http://www.criba.edu.ar/cinetica/solidos/Capitulo12.pdf

[66] Catálogo de la balanza batcheadora. http://www.gregoruttisa.com.ar/index.php?option=com_virtuemart&view=productdetails&virtuemart_product_id=7&virtuemart_category_id=54

[67] Catálogo del dosificador. https://www.interempresas.net/Quimica/FeriaVirtual/Producto-Dosificadores-volumetricos-y-gravimetricos-Bulker-69351.html

[68] Catálogo y costo del TAC. https://spanish.alibaba.com/product-detail/500l-factory-direct-sale-polymerization-chemical-reactor-60621837757.html?spm=a2700.icbuShop.41413.23.7acc296f2vi5hk

[69] Catálogo de los ventiladores.
https://www.airtecnics.com/es/productos/ventiladores-industriales

[70] Catálogo del compresor.
https://www.alibaba.com/product-detail/2-5-40bar-7-5-250kw_60783909183.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.1.2f7758eelaZFjx

[71] Catálogo de bombas sumergibles Grundfos.
https://product-selection.grundfos.com/catalogue.product%20families.q%26h%20sp.html?custid=BGA&familycode=SPFAM&flow=0&head=0&lang=ESP&qcid=1091725928&time=1602100954097

[72] Cooperativa de Obras Sanitarias. Venado Tuerto.
http://www.cosvt.com.ar/acerca-del-agua/

[73] 2014. Amado Gonzales, E., Villamizar Quiñonez, C., Martinez Reina, M. *Efecto de la humedad de la biomasa en el calor de combustión de bagazo de caña y desperdicios de la mazorca de maíz.* AVANCES Investigación en Ingeniería. Volumen 11.

[74] 2003. Daugaard, D.E., Brown, R.C. *Enthalpy for Pyrolysis for Several Types of Biomass*. Energy & Fuels. Volumen 17.

[75] 2011. Ríos, L.G. *Determinación del calor de vaporización del agua*. Scientia et Technica. Volumen 16, Nº 49. Universidad Tecnológica de Pereira, Colombia.

[76] 2013. Lesniak, B., Slupik, L., Jakubina, G. *The determination of the specific heat capacity of coal based on literature data*. Chemik, 67.

[77] Resolución 1089/82. Santa Fé. Reglamento para el control del vertimiento de líquidos residuales. Disponible en:
http://www.santafe.gov.ar/index.php/web/content/download/22767/111069/file/Resoluci%C3%B3n%20N%C2%BA%201089-82.pdf

[78] Clima en Venado Tuerto.
https://es.weatherspark.com/y/28580/Clima-promedio-en-Venado-Tuerto-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o

[79] 1968. Treybal, R. E. *Operaciones de Transferencia de masa.* Segunda edición.

[80] 2018. Apuntes de la cátedra Transferencia de masa. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata.

[81] Catálogo de bombas Grunfos.
https://product-selection.grundfos.com/catalogue.bombas%20en%20l%C3%ADnea%20monoetapa.q%26h%20tp.html?custid=BGA&familycode=SPFAM&flow=0&head=0&lang=ESP&qcid=1091744074&time=1602102461063

[82] Catálogo de torre de enfriamiento.
https://spanish.alibaba.com/product-detail/industrial-frp-round-cooling-tower-water-treatment-60834187351.html?spm=a2700.8699010.normalList.5.142c10dfqQDTw3&s=p

[83] Catálogo de generadores eléctricos. Disponible en:
https://www.finning.com/es_AR/products/rental/power-systems/electric-power-generation.html

[84] Generador eléctrico elegido. Disponible en:
https://www.finning.com/es_AR/products/rental/power-systems/electric-power-generation/gas-generator-sets/18485342.html#tab2-1

[85] Apuntes de la cátedra Ingeniería Económica. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata.

[86] Indicadores económicos.
https://imgv2-1-f.scribdassets.com/img/document/410567937/original/6fcfff5870/1567762671?v=1

[87] Costo del molino.
https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-786224375-trituradora-para-plastico-20hp-400kg-por-hora-_JM#reco_item_pos=6&reco_backend=machinalis-v2p-pdp&reco_backend_type=low_level&reco_client=vip-v2p&reco_id=6d7140ac-28bf-4d94-9855-99d65854c048. Septiembre-Octubre 2019.

[88] Costo de tornillo, silos, gasificadores, ciclones.
http://www.matche.com/equipcost/Default.html

[89] Costo de balanza batcheadora y dosificador. Gregorutti y Asociados. (Ver Anexo 9).

[90] Costo de intercambiadores de calor, torre de absorción, ventiladores, TAC y agitador para el TAC.
http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html

[91] Costo bomba sumergible.
https://spanish.alibaba.com/product-detail/qjd-qj-multistage-submersible-underground-borehole-water-pump-62301931877.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.5266540aIaqN6Q&s=p

[92] Costo de anillos Pall. Besora Hnos. S.R.L. (Ver Anexo 9).

[93] Costo bomba centrífuga.
https://spanish.alibaba.com/product-detail/dtm18-1-5-hp-high-quality-small-self-priming-centrifugal-pump-62091451323.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.4e312c7d6TI8iv

[94] Costo de membrana.

https://spanish.alibaba.com/product-detail/manufacturer-uf-4046-membrane-hollow-fiber-membrane-ultrafiltration-filter-membrane-62008989687.html?spm=a2700.md_es_ES.maylikehoz.5.76805dbcVYS4Sk. Septiembre-Octubre 2019.

[95] Costo generador de energía por motor de combustión interna a gas. https://spanish.alibaba.com/product-detail/600kw-municipal-solid-waste-pyrolysis-gas-generator-1600111227435.html?spm=a2700.md_es_ES.deiletai6.4.248facb0VDCuMw

[96] Costo de terreno en Parque Industrial General Savio. (Ver Anexo 9).

[97] Salario operadores de reactor. https://elsalario.com.ar/carrera/argentina-funcion-y-salario/operadores-de-plantas-de-produccion-de-energia. Septiembre-Octubre 2019.

[98] Salario empleados de control de abastecimiento e inventario. https://elsalario.com.ar/carrera/argentina-funcion-y-salario/empleados-de-almacen. Septiembre-Octubre 2019.

[99] Salario de operadores de etapas de purificación. https://elsalario.com.ar/carrera/argentina-funcion-y-salario/otros-operadores-de-maquinas-y-plantas. Septiembre-Octubre 2019.

[100] Precio de venta de energía eléctrica. Ministerio de Energía y Minería. Proyectos adjudicados del Programa Renovar. https://www.minem.gob.ar/www/833/25897/proyectos-adjudicados-del-programa-renovar. Septiembre-Octubre 2019.

[101] Características del sulfato de amonio sólido. Helm Argentina. Disponible en: https://www.helmargentina.com/es/productos/fertilizantes/detalle/d/HAR_Ammonium_Sulphate/

[102] Características del sulfato de amonio en solución. Agroquímicos YPF. Disponible en: https://grupopignatta.com.ar/agroquimicos-ypf-sulfato-amonio.php

[103] Características del sulfato de amonio como fertilizante. Disponible en: https://quimica.laguia2000.com/general/sulfato-de-amonio

[104] Datos de exportaciones e importaciones de Argentina. INDEC. Disponible en: https://comex.indec.gov.ar/search/imports/2019/Y/31022100/

[105] Catálogo de la solución de sulfato de amonio como fertilizante. Agross Argentina. Disponible en: http://agrossargentina.com/portfolio/sulfafort/

[106] Catálogo de la solución de sulfato de amonio como fertilizante. Farmchem S.A. Disponible en: http://farmchemsa.com.ar/productos/sulfato-de-amonio-farmchem

[107] Costo de sulfato de amonio sólido. Mercosur. Disponible en: https://www.mercosur.com/es/precio-de-sulfato.de.amonio/

[108] Costo de sulfato de amonio líquido. Mercosur. Disponible en: https://www.mercosur.com/es/precio-de-sulfato.de.amonio.liquido/

[109] 2014. Minayo Aldaz, D. B. *Diseño del proceso de obtención de Sulfato de Amonio (fertilizante) a partir de hidróxido de amonio y ácido sulfúrico existentes en las bodegas del Consejo Nacional de Control de Sustancias Estupefacientes y Psicotrópicas (CONSEP).* Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria. Tesis de grado.

[110] Características de la ósmosis inversa. Disponible en: https://www.carbotecnia.info/encyclopedia/que-es-la-osmosis-inversa/

[111] Catálogo de la membrana de ósmosis inversa. Ingeniería Romin. Disponible en: http://g8000303.ferozo.com/wp-content/uploads/2016/01/riepro-40000-86000.pdf

[112] Costo de membrana de ósmosis inversa. Disponible en: https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000-LPH-Reverse-Osmosis-water-purification-1583196807.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.3a3177d3MwyOco&s=p

[113] Costo de tanques de almacenamiento. Disponible en: http://www.matche.com/equipcost/Tank.html

[114] Costo de evaporadores calandria. Disponible en: https://www.alibaba.com/product-detail/calandria-evaporator_60757880257.html

[115] Costo envasadora. Disponible en: https://spanish.alibaba.com/product-detail/liquid-packing-machine-filling-and-sealing-vscous-fluids-buckets-pails-drums-filling-machine-10lit-30lit-62287143065.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.67704310xijSAM

[116] Costo de envases. Disponible en: https://spanish.alibaba.com/product-detail/20-liter-Clear-White-plastic-stacking-62122231692.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.30.55a65b43dFP9Xn

[117] Galarza, C., Vallone, P., Gudelj, V., Cazorla, C., Baigorria, T. *Caracterización de rastrojos en sistemas agrícolas estabilizados.* INTA, Estación Experimental Agropecuaria. Marcos Juarez.

[118] 2015. Cengel, Y. A., Boles, M.A. *Termodinámica.* Séptima edición.

[119] 25/05/2016. Pelegrina Ortiz, M. *Diseño de una central termoeléctrica de biomasa.* Escuela Politécnica de Ingeniería de Manresa. Universidad Politécnica de Catalunya. Tesis de grado.

[120] 2010. Lalanne, B. *Utilización de biomasa para la generación de energía eléctrica.* Instituto Tecnológico de Buenos Aires. Tesis de grado.

[121] 2017. Apuntes de la cátedra Transferencia de Cantidad de Movimiento. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata.

[122] Aceros para ácido sulfúrico. Tersainox S.A. Disponible en: http://www.tersainox.com/images/tersaber/pdf/Tersaber_63_Spa.pdf

[123] Seguridad en el uso de ácido sulfúrico. Red Proteger. Disponible en: https://www.redproteger.com.ar/editorialredproteger/Material%20Viejo/49_Seguridad_Uso_Acido_Sulfurico_julio2002.pdf

[124] 1991. Kakac, S. *Boilers, Evaporators and Condensers.* Department of Mechanical Engineering. University of Miami.