

Trabajo Fin de Máster

Máster en Ingeniería Química

Estudio técnico-económico de una planta de producción de electricidad vía gasificación de biomasa y producción de hidrógeno

Autor: Antonio Jesús Cobos Limones

Tutores: Pedro García Haro

Karla Belén Guerra Huilca

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla



Sevilla, 2022



Trabajo Fin de Máster
Ingeniería Química

Estudio técnico-económico de una planta de producción de electricidad vía gasificación de biomasa y producción de hidrógeno

Autor:

Antonio Jesús Cobos Limones

Tutores:

Pedro García Haro

Profesor Titular de Universidad

Karla Belén Guerra Huilca

Personal Investigador en Formación

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2022

Trabajo Fin de Máster: Estudio técnico-económico de una planta de producción de electricidad vía gasificación de biomasa y producción de hidrógeno

Autor: Antonio Jesús Cobos Limones

Tutores: Pedro García Haro

Karla Belén Guerra Huilca

El tribunal nombrado para juzgar el Trabajo Fin de Máster arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2022

El Secretario del Tribunal

Agradecimientos

En primer lugar, quisiera agradecer enormemente a mis padres, puesto que son ellos lo que me han permitido estar donde estoy y ser la persona que soy. Al igual que a mis padres, las primeras líneas de estos agradecimientos tienen que ser para mis abuelos, por su lucha constante y eterna, siendo para ellos, además de un nieto, un hijo.

A mi hermano, porque no siempre se aprende de los hermanos mayores, sino que tener un hermano pequeño hace que me esfuerce aún más para poder dejarle huellas en el camino a seguir, y, sobre todo, dejarle mis errores para que no los cometa.

A Rocío, mi “Pepito Grillo”, la que pone calma a la tempestad y siempre está dispuesta a todo en cualquier circunstancia. La que estuvo en los momentos más duros sin importarle la oscuridad y caminar a ciegas junto a mí.

A Sergio y Pacopepe, dos amigos que son hermanos.

A Pedro y Karla, por su infinita paciencia y entrega que hay en cada página de este proyecto. Gracias, de verdad.

Gracias a todos, a los que están y a los que se fueron.

Resumen

En el proyecto se parte de una breve introducción en la que se expone de manera general cómo la sociedad tiende a emplear cada vez más las fuentes de energías renovables e intenta desvincularse de las fuentes fósiles.

Por otra parte, se exponen las diferentes tecnologías en la producción de hidrógeno, haciendo énfasis en las diferencias entre el hidrógeno obtenido a partir de fuentes fósiles y todas las alternativas que se presentan en la obtención de hidrógeno renovable, destacando tecnologías como la electrólisis o la gasificación.

Una vez planteada la obtención de hidrógeno a partir de gasificación de biomasa, se introducen algunos problemas que presenta el hidrógeno en su combustión, así como tres modelos de turbinas capaces de emplear hidrógeno como combustible. En base a estos tres modelos de turbinas, se desarrolla el estudio que se recoge a lo largo del proyecto, donde, partiendo de un balance de materia para la obtención de 400 MWe, se consigue hacer el dimensionado de una planta de gasificación capaz de producir el hidrógeno necesario para ello.

Por último, para ver la viabilidad de la construcción de la planta, se realiza un estudio económico donde se calcula el precio del kWh según el modelo de turbina seleccionado.

Índice

| | |
|---|-----------|
| Agradecimientos | i |
| Resumen | iii |
| Índice | v |
| Índice de Tablas | vii |
| Índice de Figuras | ix |
| Notación | xi |
| 1 Introducción | 1 |
| 2 Objetivos y alcance | 3 |
| 3 Producción de hidrógeno a partir de fuentes fósiles..... | 5 |
| 3.1 Gasificación de carbón | 5 |
| 3.2 Reformado autotérmico del gas natural | 6 |
| 3.3 Reformado con vapor del gas natural | 7 |
| 4 Hidrógeno a partir de electrólisis..... | 9 |
| 4.1 Efecto de la temperatura | 10 |
| 4.2 Efecto de la presión | 11 |
| 4.3 Efecto del grosor de la membrana..... | 12 |
| 4.4 Operación dinámica y vida útil del electrolizador..... | 13 |
| 5 Alternativas en la gasificación de biomasa | 15 |
| 5.1 Rutas termoquímicas | 15 |
| 5.1.1 Gasificación con vapor | 15 |
| 5.1.2 Pirólisis..... | 15 |
| 5.1.3 Gasificación con agua en estado supercrítico | 15 |
| 5.2 Rutas biológicas | 16 |
| 5.2.1 Biofotólisis..... | 16 |
| 5.2.2 Fermentación..... | 16 |
| 5.3 Selección de alternativas | 17 |
| 6 Gasificación. Parámetros de operación | 19 |
| 6.1 Materia prima | 19 |
| 6.2 Tipo de gasificador..... | 19 |
| 6.2.1 Gasificador de lecho fijo | 19 |
| 6.2.2 Gasificador de lecho fluidizado..... | 21 |
| 6.2.3 Gasificador de lecho de arrastre | 23 |
| 6.3 Tamaño de partícula..... | 23 |
| 6.4 Temperatura y tiempo de residencia | 23 |
| 6.5 Ratio vapor/biomasa..... | 24 |
| 6.6 Agente gasificante | 24 |
| 6.7 Presión | 24 |
| 7 Combustión de hidrógeno | 25 |
| 7.1 Grupo Mitsubishi | 25 |
| 7.2 Grupo Kawasaki Heavy Industries | 25 |
| 7.3 Grupo Ansaldo Energia | 26 |
| 8 Planta de gasificación | 29 |
| 8.1 Gasificación | 29 |

| | | |
|------|---|----|
| 8.2 | Reformado de tar | 30 |
| 8.3 | Compresión | 32 |
| 8.4 | Desulfuración | 32 |
| 8.5 | Water-Gas-Shift | 34 |
| 8.6 | Purificación | 35 |
| 9 | Planta de potencia | 37 |
| 10 | Balance de materia | 39 |
| 11 | Dimensionado de la planta de gasificación | 41 |
| 11.1 | Generación de vapor | 42 |
| 11.2 | Turbinas para la generación de electricidad | 43 |
| 12 | Evaluación económica..... | 45 |
| 12.1 | Coste de los equipos..... | 45 |
| 12.2 | Coste de materias primas | 46 |
| 12.3 | Coste de la electricidad | 47 |
| 13 | Conclusión | 49 |
| 14 | Referencias | 51 |
| | Anexo I. Propiedades de componentes..... | 53 |
| | Anexo II. Balance de materia para una etapa de WGS | 55 |
| | Anexo III. Balance de materia para dos etapas de WGS..... | 65 |
| | Anexo IV. Composición de corrientes | 75 |
| | Anexo V. Evaluación económica | 79 |

Índice de Tablas

| | |
|--|----|
| TABLA 1. ESPECIFICACIONES DE LAS TURBINAS DE HIDRÓGENO DE ANSALDO ENERGÍA | 27 |
| TABLA 2. RESULTADOS AL EMPLEAR GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE. | 38 |
| TABLA 3. RESUMEN DE PRODUCTOS Y MATERIAS PRIMAS | 39 |
| TABLA 4. FACTOR DE ESCALA DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN SEGÚN LOS DIFERENTES MODELOS DE TURBINA | 41 |
| TABLA 5. Nº DE EQUIPOS NECESARIOS PARA CADA ESCENARIO DE ESTUDIO | 41 |
| TABLA 6. NÚMERO DE CALDERAS NECESARIAS Y CAUDAL DE BIOMASA DE ALIMENTACIÓN | 42 |
| TABLA 7. POTENCIA TÉRMICA Y NÚMERO DE TURBINAS | 43 |
| TABLA 8. COSTE DE EQUIPOS PRINCIPALES | 45 |
| TABLA 9. COSTE DE MATERIAS PRIMAS | 46 |
| TABLA 10. PRECIO DEL KWH | 48 |
| TABLA 11. PROPIEDADES DE LOS COMPUESTOS (36) | 53 |
| TABLA 12. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA AE94-3A | 56 |
| TABLA 13. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA AE94-3A | 57 |
| TABLA 14. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA AE94-3A | 58 |
| TABLA 15. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-26 | 59 |
| TABLA 16. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-26 | 60 |
| TABLA 17. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-26 | 61 |
| TABLA 18. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-36 | 62 |
| TABLA 19. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-36 | 63 |
| TABLA 20. BALANCE DE MATERIA PARA UN REACTOR DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-36 | 64 |
| TABLA 21. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA AE94-3A | 65 |
| TABLA 22. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA AE94-3A | 66 |
| TABLA 23. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA AE94-3A | 67 |
| TABLA 24. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-26 | 68 |
| TABLA 25. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-26 | 69 |
| TABLA 26. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-26 | 70 |
| TABLA 27. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-36 | 71 |
| TABLA 28. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-36 | 72 |
| TABLA 29. BALANCE DE MATERIA PARA DOS REACTORES DE WATER-GAS-SHIFT. TURBINA GT-36 | 73 |
| TABLA 30. COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES PRINCIPALES | 75 |
| TABLA 31. COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES PRINCIPALES | 76 |
| TABLA 32. COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES PRINCIPALES | 77 |

Índice de Figuras

| | |
|--|----|
| FIGURA 1. DESCRIPCIÓN DE UN PROCESO DE GASIFICACIÓN DE CARBÓN (3) | 6 |
| FIGURA 2. PROCESO DE REFORMADO AUTOTÉRMICO DE GAS NATURAL (3) | 7 |
| FIGURA 3. PROCESO DE REFORMADO CON VAPOR DEL GAS NATURAL (3). | 8 |
| FIGURA 4. ESQUEMA DE UNA CELDA ELECTROLÍTICA TIPO PEM (4) | 9 |
| FIGURA 5. VARIACIÓN DE LA DEMANDA DE ENERGÍA CON LA TEMPERATURA (7) | 10 |
| FIGURA 6. VARIACIÓN DE LA EFICIENCIA CON LA DENSIDAD DE CORRIENTE ELÉCTRICA A DISTINTAS TEMPERATURAS (7) | 10 |
| FIGURA 7. VARIACIÓN DEL POTENCIAL EN LA CELDA CON LA TEMPERATURA Y LA DENSIDAD DE CORRIENTE (7) | 11 |
| FIGURA 8. VARIACIÓN DE LA ENERGÍA NECESARIA Y DE LA DENSIDAD DE CORRIENTE CON LA PRESIÓN DE OPERACIÓN (9) | 12 |
| FIGURA 9. VARIACIÓN DEL POTENCIAL DE LA CELDA ELECTROLÍTICA CON EL ESPESOR DE LA MEMBRANA DE INTERCAMBIO (7) | 12 |
| FIGURA 10. VARIACIÓN DE LA EFICIENCIA CON EL ESPESOR DE LA MEMBRANA DE INTERCAMBIO (7) | 13 |
| FIGURA 11. GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE (19) | 20 |
| FIGURA 12. GASIFICADOR DE FLUJO ASCENDENTE (19) | 20 |
| FIGURA 13. GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO (19) | 21 |
| FIGURA 14. GASIFICADOR DE LECHO BURBUJEANTE (19) | 22 |
| FIGURA 15. GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO CIRCULANTE (19) | 22 |
| FIGURA 16. GASIFICADOR DE LECHO DE ARRASTRE (19) | 23 |
| FIGURA 17. DIFERENTES TIPOS DE QUEMADORES DE HIDRÓGENO DESARROLLADOS POR KAWASAKI HEAVY INDUSTRIES (22). | 26 |
| FIGURA 18. EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA EN UN SISTEMA DE COMBUSTIÓN SECUENCIAL (24). | 27 |
| FIGURA 19. DIAGRAMA GLOBAL DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN INTEGRADA CON LA PLANTA DE GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD. | 29 |
| FIGURA 20. DIAGRAMA DE LA ZONA DE GASIFICACIÓN (28) | 30 |
| FIGURA 21. DIAGRAMA DE LA ZONA DE REFORMADO DE TAR (28) | 31 |
| FIGURA 22. DIAGRAMA DE LA ZONA DE LAVADO Y COMPRESIÓN (28). | 32 |
| FIGURA 23. DESULFURACIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS (28) | 33 |
| FIGURA 24. ZONA DE REACCIÓN (WATER-GAS-SHIFT) (28) | 34 |
| FIGURA 25. ZONA DE REACCIÓN CON UNA SOLA ETAPA (28) | 35 |
| FIGURA 26. PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO | 36 |
| FIGURA 27. DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA PLANTA DE POTENCIA. | 37 |
| FIGURA 28. VARIACIÓN DEL PRECIO DE LA ELECTRICIDAD CON LAS HORAS DE OPERACIÓN AL AÑO (1 ETAPA WGS) | 47 |
| FIGURA 29. VARIACIÓN DEL PRECIO DE LA ELECTRICIDAD CON LAS HORAS DE OPERACIÓN AL AÑO (2 ETAPAS WGS) | 47 |

Notación

| | |
|-----|---------------------------|
| WGS | Water-Gas-Shift |
| IW | Índice de Woobe |
| G | Gasificador |
| C | Ciclón |
| Q | Quemador |
| R | Reactor |
| RG | Regenerador |
| CL | Cooler |
| SC | Scrubber |
| F | Flash |
| CP | Compresor |
| H | Heater |
| A | Absorbedor |
| FB | Lecho fijo |
| PSA | Pressure Swing Adsorption |

1 Introducción

Dada la creciente alarma mundial sobre el cambio climático, en los últimos años se está apostando por una sociedad más descarbonizada en la que el consumo de combustibles fósiles sea cada vez menor. El cambio climático junto con una centralización de las reservas de petróleo y gas natural en unas regiones del mundo muy concretas hace que los países guíen sus políticas energéticas hacia las energías renovables (1).

Cada vez son más los países que apuestan por energías renovables, como son la energía solar, la eólica o la biomasa, para abastecer a una parte de su población. Dentro de este cambio energético, el hidrógeno parece estar creando un cierto interés en el sector energético, destacando, principalmente el transporte y la producción de electricidad. Este interés en el hidrógeno es debido a que se presenta como un combustible limpio, libre de emisiones de efecto invernadero y de partículas, ya que el único producto fruto de su combustión es vapor de agua. Además, presenta una capacidad de almacenamiento muy versátil, pudiendo almacenarse de forma gaseosa, líquida o en estado sólido mediante hidruros metálicos (2).

Sin embargo, para obtener una energía eléctrica basada en hidrógeno, la producción del mismo debe estar centrada en energías renovables, alejándose de tecnologías como la gasificación de carbón o el reformado del gas natural, las cuales se basan en fuentes de origen fósil. Por ello, en el presente proyecto se trata de producir hidrógeno renovable haciendo uso de biomasa como materia prima, la cual, al someterse a un proceso de gasificación con vapor y una serie de etapas de acondicionamiento y purificación se logra obtener un hidrógeno de elevada pureza que puede ser empleado en la producción de electricidad.

2 Objetivos y alcance

El principal objetivo del proyecto es el estudio técnico-económico de la producción de electricidad a partir de hidrógeno, el cual se obtiene a través de la gasificación de biomasa, (la cual puede provenir de residuos de industrias agroalimentarias, restos de poda agraria o urbana, plantaciones energéticas, etc.), empleando turbinas de gas adaptadas.

En el alcance del proyecto se recogen los siguientes aspectos:

- Exposición de las diferentes tecnologías en la producción de hidrógeno, empleando fuentes fósiles y fuentes renovables.
- Se estudia la influencia de los distintos parámetros en la gasificación de biomasa, ya que es la tecnología que se ha seleccionado para la obtención de hidrógeno a partir del cual se produce la energía eléctrica.
- En lo relativo a la planta de gasificación, se realiza un estudio detallado de todas las etapas que presenta la gasificación de biomasa. Además, para cada modelo de turbina y haciendo la distinción entre una o dos etapas de WGS, se realizan los balances de materia y energía y el dimensionado de la planta. Se debe destacar que la integración energética de la planta no se incluye en el alcance del proyecto.
- Respecto a la planta de potencia, solamente se tiene en cuenta la turbina de gas, dejando fuera del alcance los demás elementos propios de la red energética.
- Por último, para la evaluación económica, se emplea el VAN para determinar el coste del kWh empleando los diferentes modelos de turbina. Es importante destacar que los costes asociados al sistema eléctrico no se han incluido en el estudio.

3 Producción de hidrógeno a partir de fuentes fósiles

La producción industrial de hidrógeno está centrada en la utilización de materias primas de origen fósil, destacando los procesos de gasificación de carbón, el reformado autotérmico del gas natural o el reformado con vapor del gas natural (3). Aunque el objetivo final de este proyecto no es la obtención de hidrógeno fósil, a continuación, se van a describir los procesos anteriormente nombrados.

3.1 Gasificación de carbón

El proceso de gasificación de carbón consiste en generar un gas de síntesis rico en hidrógeno y monóxido de carbono, que, a través de varias etapas de reacción y purificación y acondicionamiento del gas, se obtiene como producto un hidrógeno de alta pureza (3).

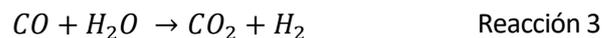
Primeramente, la materia prima pasa por una primera etapa de molienda y secado. En este pretratamiento se buscan tamaños de partícula inferiores a 100 μm y un contenido en humedad inferior al 2%. Una vez llevado a cabo el pretratamiento, el carbón se comprime con nitrógeno y se introduce en el gasificador (3).

A la entrada del gasificador, el carbón es mezclado con una corriente de oxígeno y vapor de agua, operando a unas condiciones de 1.500 - 1.600 $^{\circ}\text{C}$ y 41 bar de presión. El oxígeno introducido no lleva a cabo la combustión completa del carbón, por lo que genera un gas de síntesis de acuerdo con las siguientes reacciones químicas (3):



El efluente del gasificador se pone en contacto con gas recirculado para enfriarlo hasta una temperatura de 800 $^{\circ}\text{C}$ y hacerlo pasar por unos generadores de vapor de alta y media presión, reduciendo su temperatura hasta los 270 $^{\circ}\text{C}$. Posteriormente, el gas pasa por un filtro para eliminar posibles partículas en suspensión y por una torre de lavado con agua para eliminar ácidos orgánicos y NH_3 (3).

Una vez el gas generado en el gasificador ha sido acondicionado y se le han eliminados las partículas en suspensión y otros compuestos que podrían ir mezclados con el CO, es precalentado y mezclado con vapor de agua para ser introducido en una unidad de transformación, donde se lleva a cabo la siguiente reacción, denominada como Water-Gas-Shift (3):



La unidad de transformación consta de tres reactores en serie, donde el efluente de cada uno de ellos es utilizado para la generación de vapor de agua de alta o media presión.

Al primer reactor llega una mezcla de gas de síntesis y vapor de agua a una temperatura de 270 $^{\circ}\text{C}$. La salida de dicho reactor se utiliza para generar vapor de agua de alta y media presión y entra en el segundo reactor a una temperatura de 275 $^{\circ}\text{C}$. La salida del segundo reactor genera vapor de agua a media presión, disminuyendo la temperatura del gas hasta los 265 $^{\circ}\text{C}$ e introduciéndose en el tercer reactor. Una vez el gas de síntesis sale del tercer reactor, se utiliza para calentar hasta los 270 $^{\circ}\text{C}$ el vapor de agua que se introduce en el primer reactor (3).

A la salida de la unidad de transformación, los gases se componen principalmente de CO_2 , H_2 y H_2S , por lo que se introducen en una unidad de eliminación de gases ácidos, para eliminar, en una primera etapa el H_2S en un absorbedor de alta presión, y posteriormente, en una segunda etapa a menor presión, se separan el CO_2 y el H_2 (3).

La Figura 1 muestra el proceso anteriormente descrito.

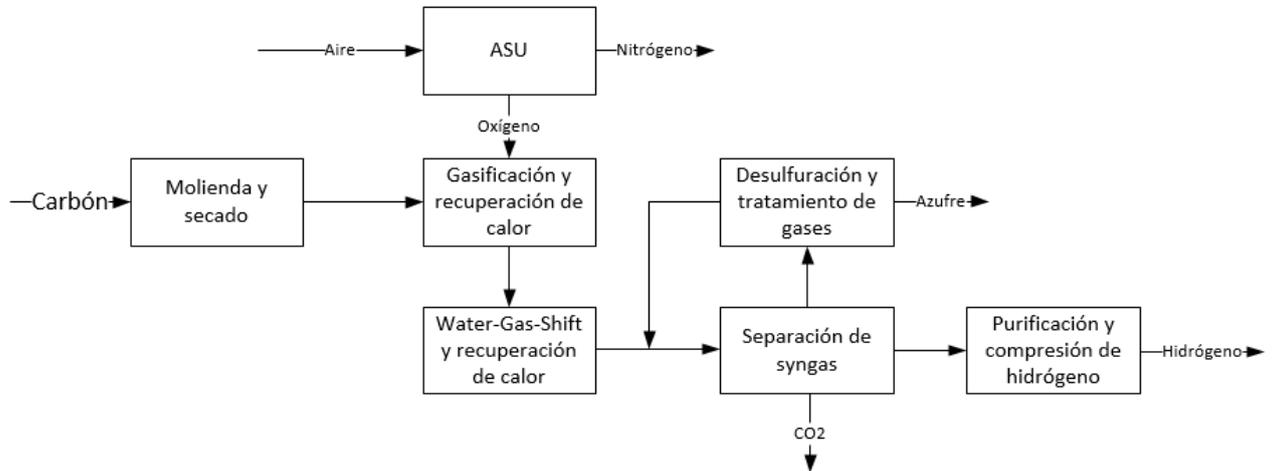
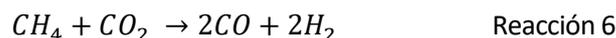
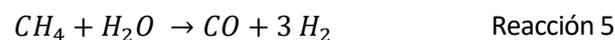
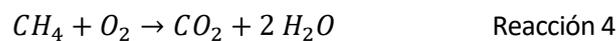


Figura 1. Descripción de un proceso de gasificación de carbón (3)

3.2 Reformado autotérmico del gas natural

La primera etapa de este proceso consiste en desulfurar el gas para así evitar el envenenamiento de los catalizadores empleados en el proceso. Una vez el gas ha sido tratado, es mezclado con una corriente de vapor sobrecalentado a alta presión y la mezcla se calienta hasta los $550\text{ }^\circ\text{C}$ para ser introducida en el reformador. El efluente del reformador es llevado a una caldera de generación de vapor, donde una parte del vapor generado es alimentado al reformador y el resto se emplea en la generación de vapor sobrecalentado de alta presión (3).

Tras la caldera, el gas es conducido hasta la unidad de transformación, donde además de la Water-Gas-Shift se llevan a cabo las siguientes reacciones (3):



Las reacciones anteriores se llevan a cabo en dos reactores en serie. A la salida del primer reactor, el gas se enfría al pasar, primeramente, por un sobrecalentador de vapor, y posteriormente, por un calentador de agua de alimentación de la caldera, introduciéndose seguidamente en el segundo reactor a una temperatura de $200\text{ }^\circ\text{C}$. El gas de salida del segundo reactor se utiliza para precalentar el agua de alimentación de la caldera y para proporcionar calor en la eliminación de CO_2 en la unidad de eliminación de gases ácidos (3).

En la unidad de eliminación de gases ácidos, el gas de síntesis generado se pone en contacto con una solución de amina para eliminar el CO₂, generando de este modo una corriente rica en hidrógeno y libre de dióxido de carbono. El calor necesario en esta unidad es aportado por el propio gas de síntesis junto con un aporte de vapor de agua a baja presión (3).

En la Figura 2 se muestra de manera general el proceso descrito anteriormente.

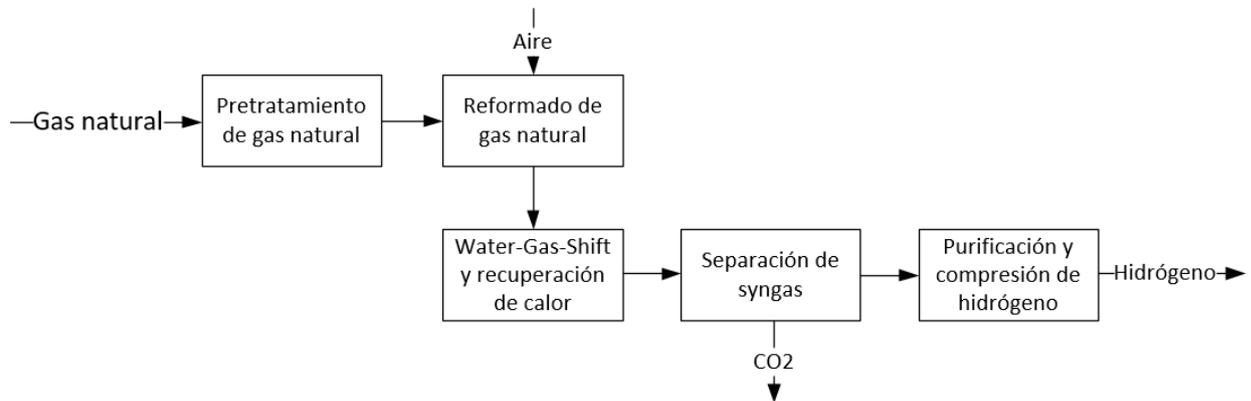


Figura 2. Proceso de reformado autotérmico de gas natural (3)

3.3 Reformado con vapor del gas natural

Esta ruta de producción de hidrógeno es muy utilizada industrialmente, sobre todo en las refinerías, donde el hidrógeno es consumido en las unidades de hidrotratamiento del crudo (3).

El proceso comienza con la desulfuración del gas natural en un reactor de hidrodesulfuración, donde la corriente de gas natural es mezclada con una fracción de hidrógeno y se hace pasar por un lecho de catalizador de cobalto y molibdeno, convirtiendo el azufre en sulfuro de hidrógeno (3).



El gas natural desulfurado se mezcla con una corriente de vapor sobrecalentado y se precalienta a 620 °C antes de ser introducido en el reformador (SMR), donde se produce un gas de síntesis rico en hidrógeno y monóxido de carbono mediante la Reacción 5 (3).

La corriente de salida del SMR es introducida primeramente en una caldera de recuperación de calor, donde se genera vapor a 35 bar y, posteriormente, se lleva hasta la sección de reformado, donde el CO producido en el reformador es oxidado con una corriente de vapor de agua a CO₂, tal como indica la Reacción 3 (3).

Una vez se ha llevado a cabo la reacción de Water-Gas-Shift, el gas compuesto por una mezcla de CH₄, CO, CO₂ y H₂ pasa a través de un lecho de adsorción para separar el hidrógeno del resto de componentes y comprimirlo (3).

Para la eliminación del CO₂ generado se emplea una unidad de absorción de aminas, donde se ponen en contracorriente el gas proveniente de la unidad de adsorción y el absorbente. La corriente de MEA rica en CO₂ se lleva hasta una columna de desorción, donde se recupera la amina libre de dióxido de carbono (1).

A continuación, la Figura 3 muestra el proceso de reformado con vapor del gas natural.

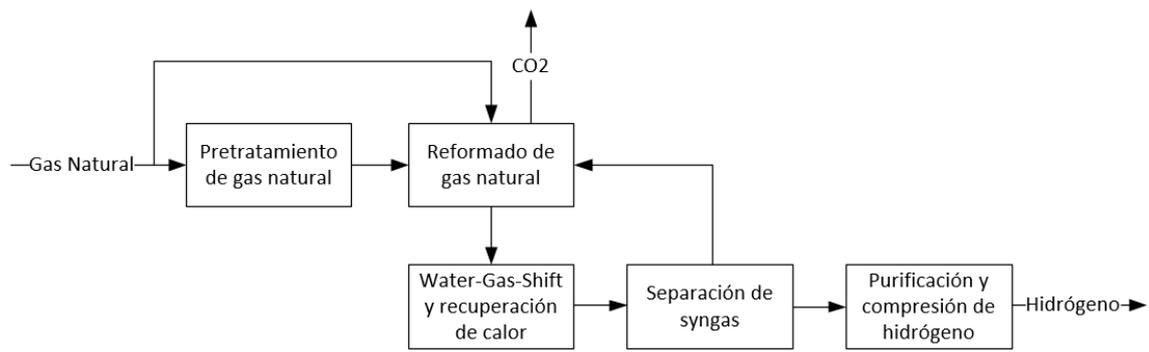


Figura 3. Proceso de reformado con vapor del gas natural (3).

4 Hidrógeno a partir de electrólisis

La electrólisis consiste en la separación del agua en hidrógeno y oxígeno mediante la aplicación de una corriente eléctrica. El agua se introduce en el ánodo, donde se genera oxígeno, protones y electrones. Los protones viajan a través de una membrana de intercambio protónico hasta el cátodo, mientras que los electrones llegan al cátodo mediante un circuito eléctrico externo. Una vez los electrones y los protones se encuentran sobre la superficie catódica, se produce la combinación de ellos y dan lugar a hidrógeno gaseoso (4).

En la Figura 4 se muestra un esquema de una celda electrolítica de tipo PEM.

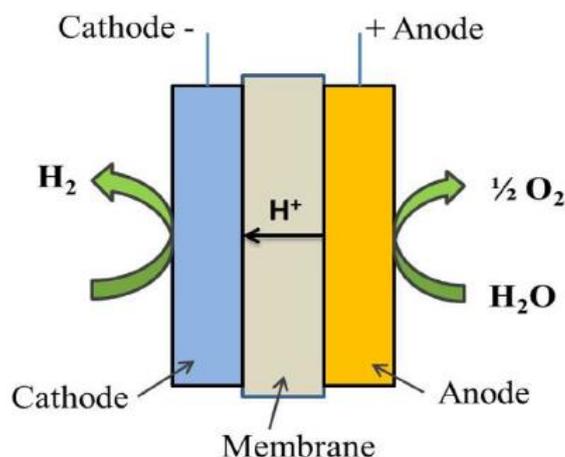
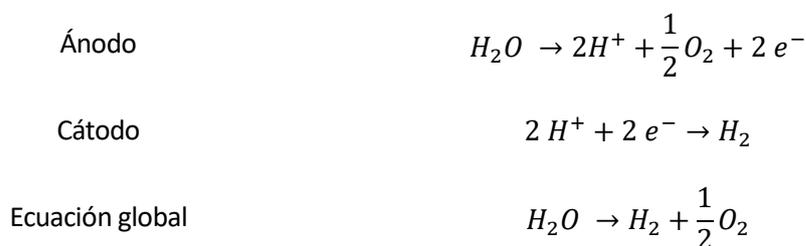


Figura 4. Esquema de una celda electrolítica tipo PEM (4)

A continuación, se muestran las reacciones que se llevan a cabo en la celda electrolítica (4):



El ánodo suele estar formado por óxido de rutenio (RuO₂) y óxido de iridio (IrO₂) soportado sobre una base de óxido de titanio, mientras que el cátodo es de platino soportado sobre carbono o sobre sulfuro de molibdeno (MoS₂) (5).

Entre las variables de operación en los electrolizadores PEM, destacan la temperatura, la presión y el grosor de la membrana de intercambio. Los efectos de cada una de estas variables se verán en detalle más adelante.

Otro aspecto importante es el de la potencia de entrada de la celda para llevar a cabo la desintegración de la molécula de agua, ya que a mayor intensidad de corriente la producción de hidrógeno aumenta, mientras que la eficiencia de la celda disminuye (6).

4.1 Efecto de la temperatura

En la Figura 5 se puede observar que la demanda total de energía permanece constante, mientras que la energía eléctrica disminuye a medida que la temperatura va aumentando. Este aumento de temperatura es debido al sobrepotencial involucrado en la operación electrolítica (7).

El aumento de temperatura tiene lugar principalmente en la membrana de intercambio de protones y en las capas catalíticas de los electrodos. Es de vital importancia mantener la temperatura dentro de unos valores determinados (80 – 90 °C) para garantizar la estabilidad térmica de los materiales que componen la membrana de intercambio, además de evitar gradientes de temperatura en los electrodos y provocar estrés mecánico y la degradación de la capa catalítica de los mismos (8).

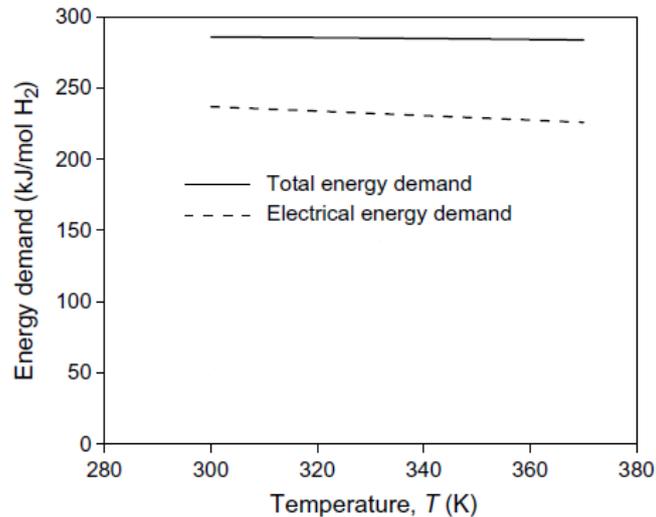


Figura 5. Variación de la demanda de energía con la temperatura (7)

Este descenso de energía demandada a medida que aumenta la temperatura va acompañado de una mayor eficiencia de la celda electrolítica. En la Figura 6 se muestra la eficiencia a las temperaturas típicas de trabajo de 300 K, 323 K y 353 K, lo que se corresponde con 27 °C, 50 °C y 80 °C respectivamente (7).

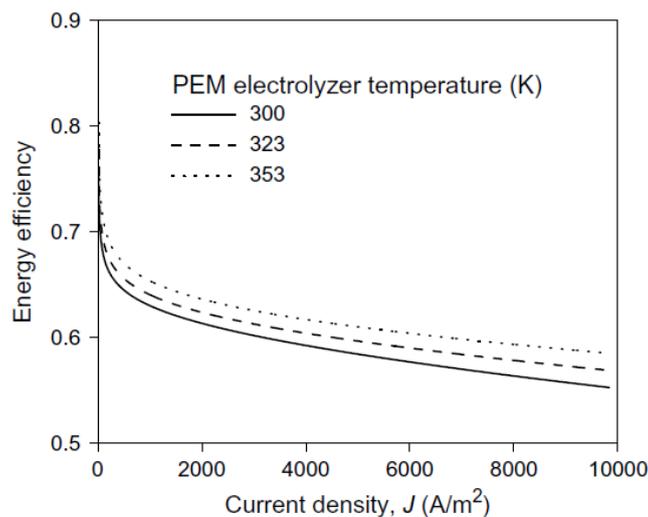


Figura 6. Variación de la eficiencia con la densidad de corriente eléctrica a distintas temperaturas (7)

Las altas temperaturas de operación hacen que los electrodos sean más reactivos y aumenten la densidad de corriente en las zonas de intercambio, lo que conduce a unos valores más bajos de sobrepotencial. Como consecuencia de ello, la diferencia de potencial en la celda disminuye, como se puede observar en la Figura 7 (7) (9).

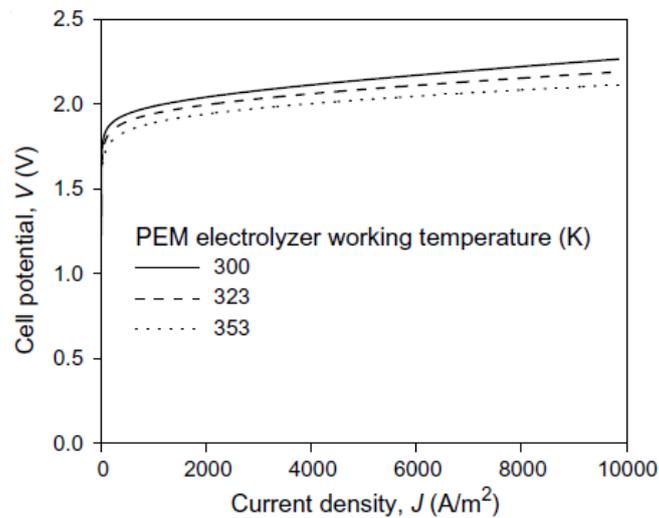


Figura 7. Variación del potencial en la celda con la temperatura y la densidad de corriente (7)

4.2 Efecto de la presión

La presión de operación juega un papel importante, ya que a altas presiones de operación puede ocurrir la migración de oxígeno hacia el cátodo o bien, la migración de hidrógeno hacia el ánodo generando, en ambas ocasiones, genera una pérdida de eficiencia (9).

El cruce de oxígeno hacia el cátodo es menos preocupante, ya que, al llegar sobre la superficie de platino, el oxígeno se recombina rápidamente, limitando el peligro de contener oxígeno en la corriente de hidrógeno. Sin embargo, sí es más preocupante el cruce de hidrógeno hacia el ánodo, ya que el alto potencial del ánodo requiere una capa protectora del electrodo y, por tanto, la recombinación del hidrógeno está limitada, pudiendo contener importantes cantidades de hidrógeno en la corriente de oxígeno, lo cual es sustancialmente peligroso. Este fenómeno de migración puede evitarse a costa de aumentar el grosor de las membranas (9). Sin embargo, esta solución lleva un efecto contrapuesto, ya que al aumentar el grosor de la membrana la efectividad del electrolizador disminuye, como se verá posteriormente.

En la Figura 8 se puede observar que a medida que la presión aumenta, la densidad de corriente óptima también aumenta, a consecuencia de compensar la pérdida de gases por migración a los electrodos contrarios (el oxígeno viaja hacia el cátodo y el hidrógeno hacia el ánodo) (9).

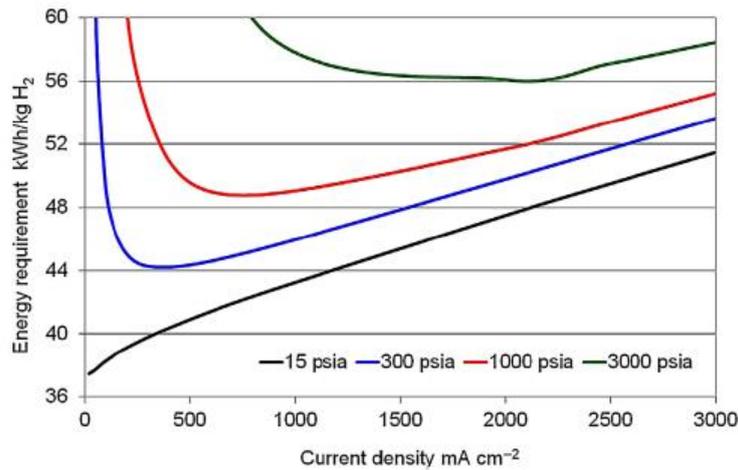


Figura 8. Variación de la energía necesaria y de la densidad de corriente con la presión de operación (9)

4.3 Efecto del grosor de la membrana

Las membranas son las que permiten el paso de protones desde el ánodo hasta el cátodo, donde se combinan con electrones para dar lugar a hidrógeno gaseoso (4).

Las membranas más utilizadas son polímeros de ácido perfluorosulfónico como las comercializadas por Nafion, Fumapem, Flemion o Aciplex. Entre todas las mencionadas, destacan las membranas Nafion (Nafion 115, 117 y 212) debido a su operatividad a elevada densidad de corriente (2 A/cm²), su alta durabilidad, elevada conductividad protónica, una buena estabilidad mecánica, su estabilidad ante cambios de temperatura de operación y la limitada permeabilidad de oxígeno e hidrógeno (4) (10).

El grosor de las membranas es un parámetro importante en el funcionamiento de los electrolizadores, ya que a mayores grosores la eficiencia disminuye. Esto es debido a un aumento de la resistencia eléctrica que la membrana experimenta al aumentar el grosor, llevando a la celda a una operación con potenciales eléctricos más elevados. Este comportamiento se puede observar en la Figura 9 (7) (10).

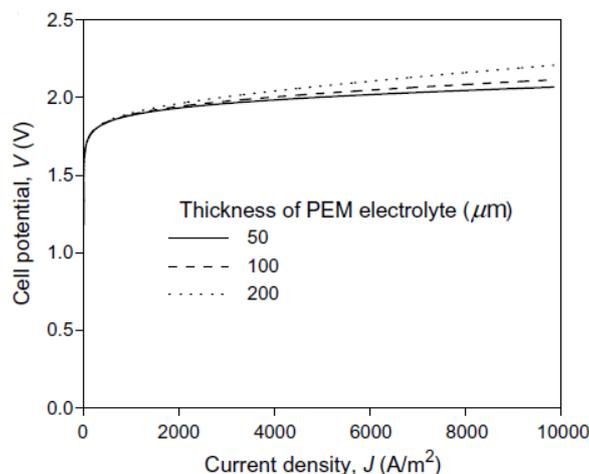


Figura 9. Variación del potencial de la celda electrolítica con el espesor de la membrana de intercambio (7)

A consecuencia de este aumento de potencial, la eficiencia del electrolizador disminuye, tal como se indica en la Figura 10 (7).

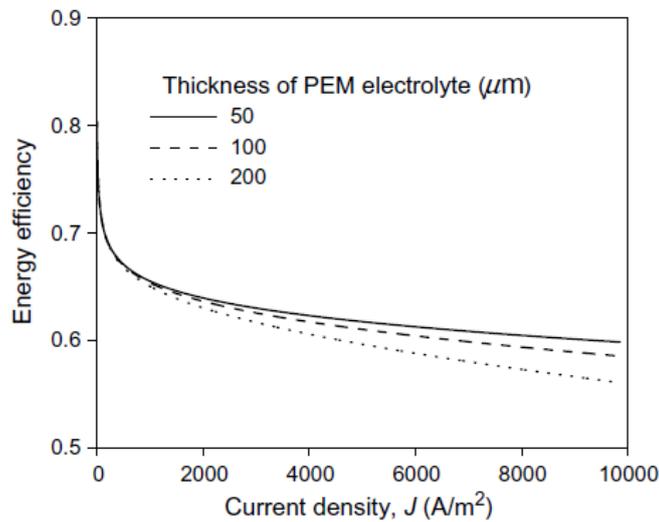


Figura 10. Variación de la eficiencia con el espesor de la membrana de intercambio (7)

4.4 Operación dinámica y vida útil del electrolizador

En la operación de un electrolizador se pueden diferenciar tres estados:

- Cold standby: el electrolizador está en parada sin producir hidrógeno, pudiendo tardar varios minutos hasta entrar en operación (11).
- Hot standby: en este modo el electrolizador no produce hidrógeno, pero está preparado para entrar en operación en cualquier momento. El equipo se encuentra en las condiciones de presión y temperatura de operación, con la diferencia de que no se le suministra la energía eléctrica necesaria para operar el equipo, sino la suficiente para que el equipo se encuentre en estas condiciones (11).
- Estado de operación: es el modo en el que se le suministra la intensidad suficiente para que el electrolizador genere hidrógeno. El estado de operación puede variar en un rango comprendido entre el 10 y el 100% de su producción nominal (11).

El tiempo requerido para pasar desde un estado de Cold-Standby hasta un estado de plena operación puede variar entre 2 y 6 minutos, mientras que el tiempo de parada es de 1 minuto. Es importante señalar que la velocidad de respuesta electrolizador puede variar según el fabricante del mismo (12) (13).

La operación dinámica de un electrolizador, junto con los ciclos de arranque y parada, influyen en la vida útil del mismo (13). De este modo, se tiene una vida útil de 10 años (55.000 – 120.000 horas de operación) para electrolizadores de operación dinámica, mientras que aquellos que operan en condiciones estacionarias se tiene una vida útil comprendida entre 20 y 50 años (14). Por otro lado, cambios rápidos en la carga del electrolizador también influyen sobre la vida útil del mismo, provocando una pérdida anticipada del rendimiento (15).

El aumento de la vida útil lleva asociado un aumento en su coste, ya que se requieren mayores cantidades de catalizador en los electrodos y mayor grosor de las membranas poliméricas (15).

5 Alternativas en la gasificación de biomasa

La conversión de biomasa a hidrógeno puede realizarse mediante dos rutas diferentes (16):

- **Rutas termoquímicas:**
 - Gasificación con vapor.
 - Pirólisis.
 - Reformado con vapor de bio-crudos.
 - Gasificación con agua en estado supercrítico.
- **Rutas biológicas:**
 - Biofotólisis.
 - Fermentación.

Una de las diferencias a destacar entre ambas rutas, además de la tecnología empleada, y los costes de inversión, es la eficiencia que consiguen cada una de ellas. Las rutas térmicas tienen una mayor eficiencia térmica que las biológicas, llegando a alcanzar un 52% (16)

5.1 Rutas termoquímicas

5.1.1 Gasificación con vapor

En este proceso, la biomasa es gasificada en presencia de oxígeno y vapor de agua, operando a unas temperaturas del orden de 600 – 1.000 °C y a presiones de 30 bares aproximadamente. El producto es un gas de síntesis compuesto principalmente por hidrógeno y CO, además de trazas de otros gases procedentes de la biomasa (16).

El gas de síntesis es posteriormente tratado en una unidad de Water-Gas-Shift, donde se introduce vapor de agua para convertir el CO en CO₂ y generar hidrógeno adicional (16).

5.1.2 Pirólisis

El proceso de pirólisis es muy similar al de la gasificación, con la diferencia de que se lleva a cabo a menores temperaturas (350 – 50 °C) y presiones (1 -5 bar) (16), además de operar en ausencia de aire (17).

Los productos que se obtienen de pirólisis es un gas de síntesis, además de un bio-crudo o aceite de pirólisis y productos sólidos (cenizas y char de pirólisis) (16)

5.1.3 Gasificación con agua en estado supercrítico

En las condiciones de fluido supercrítico (375 °C y 220 bares) el agua tiene las mismas propiedades tanto en estado líquido como en estado gaseoso.

Bajo estas condiciones, el agua es miscible con aquellos compuestos orgánicos en los que en condiciones normales de presión y temperatura no lo es. Esto aporta la ventaja que el agua puede comportarse como reactivo y catalizador con diferentes compuestos de la biomasa, llevando a cabo las siguientes reacciones (16):





En la primera reacción, se genera un gas de síntesis rico en hidrógeno y CO, además de otros compuestos orgánicos que se encuentran presentes en menor proporción. Tras la gasificación, el gas de síntesis se lleva a un equipo de Water-Gas-Shift, donde el CO se convierte en CO₂ en presencia de vapor de agua. Sin embargo, en este equipo también puede llevarse a cabo la reacción de metanación, reacción indeseada que puede inhibirse mediante el uso de catalizadores o de vapor de agua.

Es importante señalar que esta tecnología no precisa de una etapa de secado previo de la biomasa antes de ser introducida en el gasificador, pudiendo tratar biomasas con alto contenido en humedad. Además, el hidrógeno es generado a alta presión, por lo que su relación de compresión para ser almacenado es relativamente baja (16).

5.2 Rutas biológicas

5.2.1 Biofotólisis

Se puede distinguir entre biofotólisis directa e indirecta.

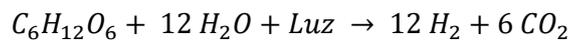
- **Biofotólisis directa:**

En este proceso, algas y bacterias transforman los carbohidratos presentes en la biomasa en hidrógeno y ácidos orgánicos mediante enzimas de hidrogenasa y nitrogenasa (18).

Las algas verdes, bajo condiciones prácticamente anaerobias, son capaces de separar el agua en oxígeno e iones de hidrógeno. Posteriormente, mediante enzimas de hidrogenasa estimuladas por la luz solar, convierten los iones en moléculas de hidrógeno (18).

- **Biofotólisis indirecta:**

Esta transformación es llevada a cabo mediante bacterias y algas que consumen CO₂ para generar oxígeno y glucosa que, posteriormente, es convertida en hidrógeno (18):

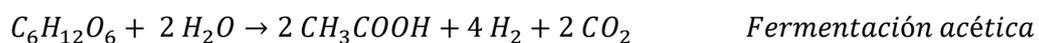


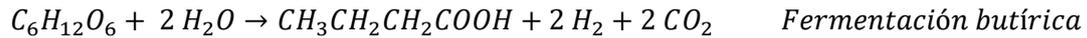
5.2.2 Fermentación

La fermentación es un proceso que se lleva a cabo a través de microorganismos en ausencia de oxígeno, obteniendo como resultado alcoholes orgánicos, acetona, hidrógeno y CO₂ (18).

El proceso puede realizarse en cámaras oscuras, donde bacterias anaerobias descomponen la glucosa de la biomasa en hidrógeno y ácidos orgánicos (ácido acético y butírico, principalmente) bajo unas condiciones de pH ácido (5-6) y en ausencia de luz (18).

Las reacciones implicadas son las siguientes (18):





Este proceso debe realizarse con bajas presiones parciales de hidrógeno, ya que un aumento en la concentración del mismo hace que su producción disminuya (18).

5.3 Selección de alternativas

Haciendo una primera selección entre las ambas formas de producción de hidrógeno, es importante tener en cuenta que las rutas térmicas disponen de un mayor rendimiento a hidrógeno, además de ser tecnologías con suficiente madurez en comparación con las rutas biológicas, por lo que son seleccionadas para la generación de hidrógeno a partir de biomasa.

Una vez seleccionada el tipo de ruta, se selecciona la gasificación con vapor, ya que la gasificación con agua en estado supercrítico o la pirólisis presentan algunos problemas adicionales, los cuales se comentan a continuación:

- **Pirólisis**
Esta tecnología, aunque supone una operación a menor temperatura que la gasificación, tiene un menor rendimiento a hidrógeno. Además, la generación de char y de aceite de pirólisis pueden dificultar la posterior separación del syngas.
- **Gasificación con agua en estado supercrítico**
Esta ruta termoquímica supone un gran gasto energético, sobre todo en la compresión del agua para alcanzar el punto crítico. Además, el tratamiento del líquido generado también supone un inconveniente que hace que se descarte esta opción para la producción de hidrógeno.
- **Gasificación de bio-aceites**
Esta ruta requiere de un proceso previo que transforme la biomasa en un bio-líquido que posteriormente es gasificado, por lo que se puede considerar que es una etapa dentro de un proceso global para la obtención de hidrógeno, es decir, la gasificación de bio-aceites puede integrarse conjuntamente con la pirólisis o con la gasificación con agua en estado supercrítico, pero supondría un coste de capital elevado, lo que hace que esta opción quede descartada.

6 Gasificación. Parámetros de operación

A continuación, se van a presentar los diferentes parámetros de operación que influyen significativamente en la generación de syngas y su posterior procesado en la obtención de hidrógeno.

6.1 Materia prima

La composición de la biomasa empleada es uno de los principales factores que influyen en su gasificación. Por ello, altos contenidos de humedad, de volátiles y de cenizas reducen la eficiencia del proceso, además de suponer un coste adicional en el transporte de la misma (19).

El contenido en cenizas supone un problema adicional, ya que requiere la instalación de un complejo tren de limpieza y purificación del gas que incrementa el coste de operación. Este problema se ve aún más agravado cuando se tienen altos contenidos de humedad, ya que se genera una masa de cenizas que provoca una difícil separación entre el gas y las cenizas, llegando a tener un syngas de menor calidad (19).

Al realizarse un análisis elemental de la biomasa, se pueden encontrar carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno, variando entre los siguientes rangos:

- C: 40 – 50 % (p/p).
- H: 5 -7 % (p/p).
- N: 0,1 – 1 % (p/p).
- S: 0,1 - 6% (p/p).
- O: 40 – 55 % (p/p).

Altos contenidos en azufre o nitrógeno generan amoníaco, HCN, sulfuro de hidrógeno y COS que deben ser eliminados para evitar efectos de corrosión y el envenenamiento de catalizadores aguas abajo del gasificador (19).

La composición de las cenizas también es un factor a tener en cuenta a la hora de realizar la gasificación, ya que afecta a la generación de puntos calientes en el interior del reactor. Dicho esto, cenizas con altos contenidos en sodio y potasio forman aglomeraciones y resultan muy corrosivas, debido a la tendencia que tienen a reaccionar con el azufre (19).

6.2 Tipo de gasificador

Entre los tipos de gasificadores se pueden distinguir entre:

- Lecho fijo.
- Lecho fluidizado.
- Lecho arrastrado.

6.2.1 Gasificador de lecho fijo

Flujo descendente

La biomasa se introduce por la parte superior del gasificador, mientras que el agente de gasificación es introducido en una zona intermedia del mismo. En la zona superior a la inyección del gasificante, se produce la devolatilización de la biomasa. A medida que la biomasa desciende se produce una primera etapa de oxidación, donde se lleva a cabo la combustión de los gases de pirólisis generados

en la zona de secado, y, por último, la gasificación. El gas producto es retirado desde la zona inferior del reactor (19).

Una de las ventajas que presenta este tipo de gasificador es una elevada conversión de la biomasa (95 % en peso) y una generación de tar muy baja ($0,0015 - 3 \text{ g/Nm}^3$ de gas) (19).

En la Figura 11 se muestra el esquema de un gasificador de flujo descendente.

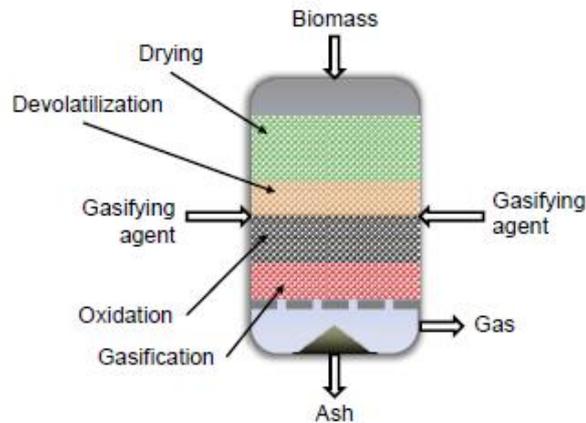


Figura 11. Gasificador de flujo descendente (19)

Flujo ascendente

En este reactor la biomasa se introduce por la parte superior, mientras que el gas se introduce por el inferior de equipo, obteniendo un flujo en contracorriente entre la biomasa y el aire de gasificación (19).

En la primera zona de contacto entre el gas y la biomasa se produce la oxidación del H_2 y CO generado en la zona de gasificación, lo que provoca el calentamiento del gas. Superior a la oxidación se produce la gasificación. Por último, en la zona superior del reactor se produce una disminución de la temperatura del gas, como consecuencia de la etapa de gasificación (se llevan a cabo reacciones endotérmicas), provocando de este modo el secado y la devolatilización de la biomasa introducida (19).

A consecuencia de la disminución de temperatura en la zona superior del gasificador ($200 - 400 \text{ }^\circ\text{C}$) se genera una importante cantidad de tar ($30 - 150 \text{ g/Nm}^3$) (19).

En la Figura 12 se muestra el esquema de un gasificador de flujo ascendente.

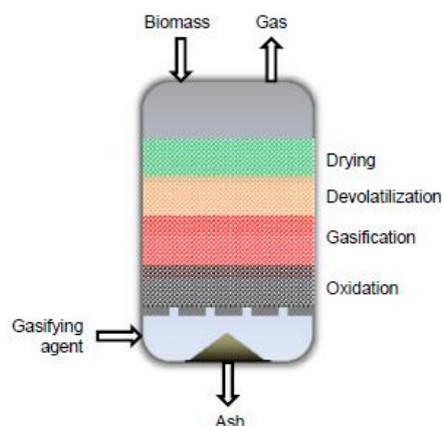


Figura 12. Gasificador de flujo ascendente (19)

Este tipo de gasificador es capaz de procesar biomazas con alto contenido en humedad (por encima del 65% en peso) y de cenizas (por encima del 25% en peso).

Flujo cruzado

La biomasa se introduce por la parte superior, mientras que el agente gasificador se introduce a alta velocidad en una zona intermedia del equipo, opuesta a la zona por donde se retira el gas de síntesis (19).

Al introducirse el agente gasificador se produce la combustión, aumentando la temperatura del gas hasta los 1.500 °C aproximadamente. En la zona de gasificación los gases generados en la pirólisis y la devolatilización se reducen a hidrógeno y monóxido (19).

En la Figura 13 se muestra el esquema de un gasificador de flujo cruzado.

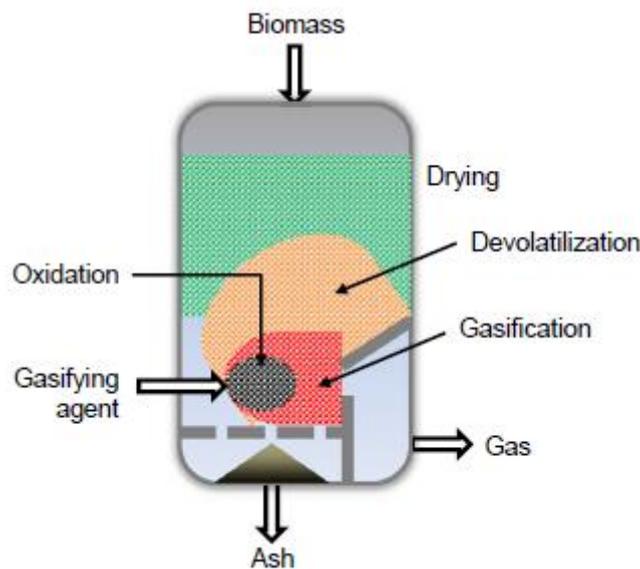


Figura 13. Gasificador de lecho fluidizado (19)

6.2.2 Gasificador de lecho fluidizado

En esta tecnología de gasificadores, la biomasa se mantiene fluidizada y mezclada con un catalizador (normalmente arena, alúmina, olivina o dolomita), obteniendo un perfil homogéneo de temperatura a lo largo de toda la zona de reacción. Gracias a ello, el secado, la volatilización, oxidación y gasificación ocurren de forma simultánea en la zona de reacción (19).

La temperatura típica de operación es de 800 - 900 °C, por lo que la formación de tar no es muy elevada (19).

Lecho burbujeante

El agente gasificante se introduce por el fondo del equipo con una velocidad suficiente para suspender las partículas del lecho y mantener una temperatura adecuada.

Puede introducirse un aire secundario en la zona superior del equipo para eliminar los precursores de tar y las partículas de carbono que no han reaccionado.

Las cenizas son separadas del gas mediante el uso de un ciclón (19).

En la Figura 14 se muestra el esquema de un gasificador de lecho burbujeante.

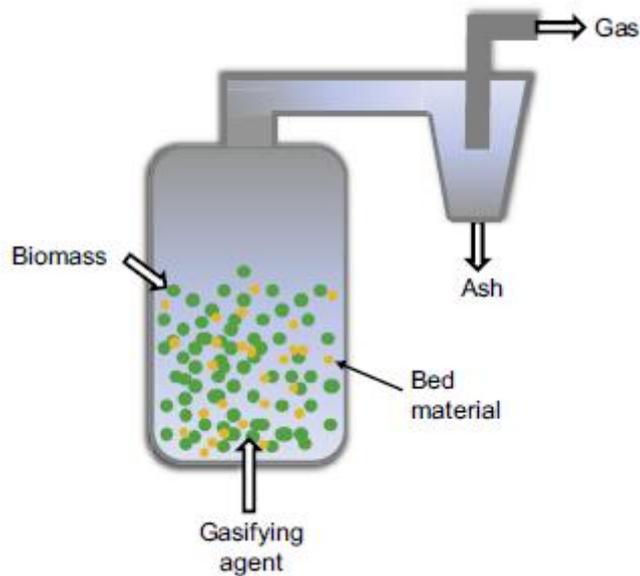


Figura 14. Gasificador de lecho burbujeante (19)

Lecho circulante

El gas de gasificación es introducido desde la parte inferior del reactor a una velocidad más elevada que en el lecho burbujeante, ya que debe proporcionar la suficiente energía para que las partículas de catalizador fluyan a través del lazo de recirculación (19).

En comparación con el lecho burbujeante, se tienen un perfil de temperaturas más uniforme, lo que permite tener una mayor conversión de los volátiles hacia gas de síntesis, además de una menor formación de tar (19).

El gas es separado de las partículas sólidas mediante un ciclón, haciendo que las partículas de biomasa no convertidas tengan un mayor tiempo de residencia en el equipo (19).

En la Figura 15 se muestra el esquema de un gasificador de lecho fluido circulante.

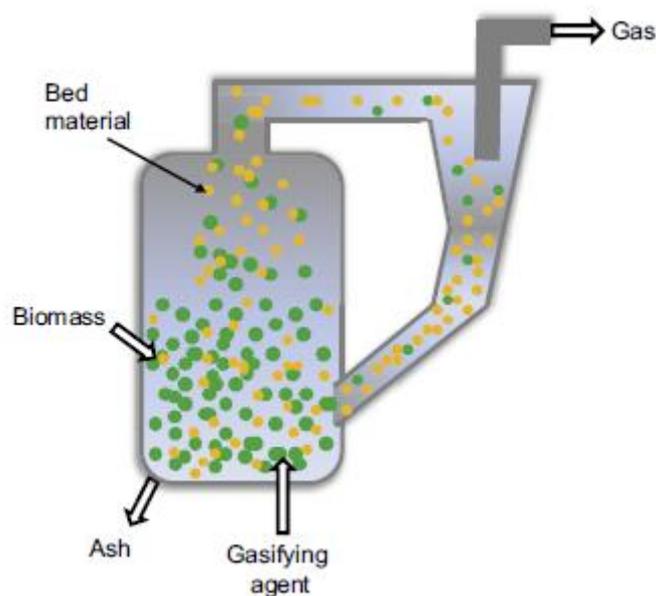


Figura 15. Gasificador de lecho fluido circulante (19)

6.2.3 Gasificador de lecho de arrastre

Este tipo de gasificador no es muy empleado en la gasificación de la biomasa.

El principal inconveniente que presentan es que las partículas de biomasa tienen un tiempo de residencia muy corto, lo que obliga a que tengan un tamaño de partícula muy pequeño para obtener un alto grado de conversión. A veces, la energía necesaria para conseguir los tamaños de partículas requeridos hace que la eficiencia global del proceso sea muy baja (19).

Pese a ello, entre las ventajas de este tipo de gasificador destaca una conversión del carbono cercana al 100 %, además de generar un gas con muy bajo contenido en tar (19)

En la Figura 16 se muestra el esquema de un gasificador de lecho de arrastre.

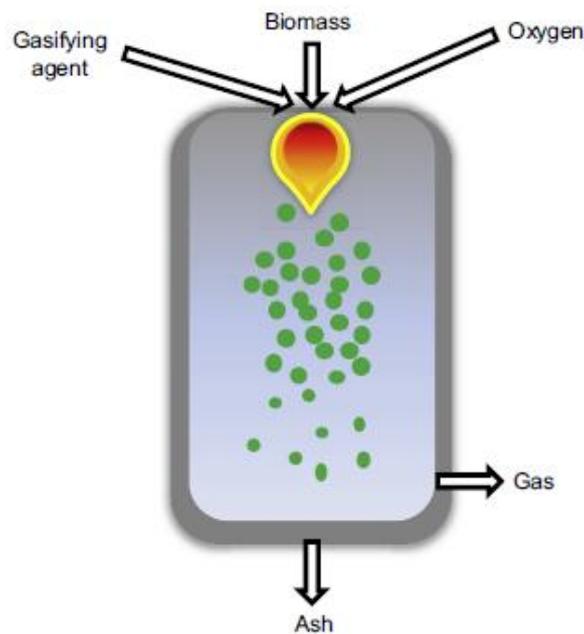


Figura 16. Gasificador de lecho de arrastre (19)

6.3 Tamaño de partícula

La biomasa suele llegar a la planta con tamaños muy irregulares, por lo que suele someterse a un proceso de molienda para reducir y homogeneizar el tamaño de partículas, ya que esto ofrece un perfil homogéneo de temperatura en las partículas, además de favorecer la reacción entre el sólido y el gas (19).

6.4 Temperatura y tiempo de residencia

El tiempo de residencia, junto con la temperatura influyen conjuntamente en la formación de char y de tar derivados de la biomasa. De este modo, tiempos de residencia relativamente bajos y temperaturas altas o moderadas tienden a generar char, mientras que una operación a baja temperatura promueve la formación de char (19).

En cuanto a la composición del gas, altas temperaturas aumentan la producción de hidrógeno y disminuye la de CO. Sin embargo, operar por encima de los 800 °C favorece la formación de escorias y la aglomeración de cenizas (19).

6.5 Ratio vapor/biomasa

La ratio oxígeno/biomasa, denominado ER (equivalence ratio), es muy importante para determinar los productos principales que se van a obtener en la gasificación. Dicho esto, valores elevados de ER supone una mayor concentración de CO₂ en el gas, mientras que a valores bajos se obtienen mayores cantidades de H₂ y CO. Típicamente, se usan valores de ER comprendidos entre 0,2 y 0,4 (19).

Por otro lado, la ratio vapor/biomasa incrementa la formación de hidrógeno a través de la reacción de Water-Gas-Shift. El valor de este ratio viene determinado por la estequiometría de la reacción, ya que al aumentar demasiado dicho valor puede aparecer vapor de agua en el gas producto, lo cual dificulta su posterior tratamiento de purificado (19).

Es importante señalar que la formación de char está inhibida a elevados valores de ER y vapor/biomasa, debido a que hay mayor cantidad de oxígeno y vapor para reaccionar con las partículas precursoras de tar. Sin embargo, en ratios demasiado bajos se fomenta la formación de tar, obteniendo un gas muy pobre en H₂ y CO (19).

6.6 Agente gasificante

El tipo de agente gasificante influye en la composición del syngas producido. Los agentes más empleados en la gasificación son (19):

- Oxígeno.
- Aire.
- Vapor de agua.

Cabe destacar que al utilizar oxígeno o aire suele hacerse en un ratio inferior al estequiométrico para producir una combustión parcial de la biomasa (19).

6.7 Presión

El rango de presión en el que se puede llevar a cabo la gasificación (10 – 100 bar) influye en la distribución de componentes que se pueden obtener en el gas producto (19).

A medida que la presión aumenta, se tienen mayores cantidades de metano y CO₂, mientras que la concentración de hidrógeno y CO disminuye. Del mismo modo, la formación de tar se ve inhibida a altas presiones (19).

Sin embargo, la gasificación se lleva a cabo a presiones moderadas de unos 30 – 35 bares, llegando a un equilibrio entre la inhibición de tar, concentraciones de syngas adecuadas y un tamaño de equipo no muy grande (19).

7 Combustión de hidrógeno

A continuación, se comentan los principales problemas técnicos que supone la combustión de combustibles gaseosos con altas concentraciones de hidrógeno. Además, se exponen posibles soluciones, así como el desarrollo de nuevas tecnologías para la combustión del hidrógeno por parte del grupo Mitsubishi y Ansaldo Energia.

El principal inconveniente que se presenta al quemar hidrógeno es la alta temperatura de combustión, generando una cantidad relevante de NOx. Por este motivo, se diluye el comburente con vapor para generar temperaturas de llamas más bajas y reducir la generación de NOx. Sin embargo, esto tiene un comportamiento contrapuesto, ya que reduce notablemente la eficiencia de la combustión (3)

Otro de los problemas que presenta la combustión de hidrógeno es la fluctuación de la presión de combustión y el retroceso de llama (20)

El retroceso es un fenómeno ocasionado por la alta reactividad del combustible y unas velocidades de inyección de la mezcla relativamente bajas, haciendo que la llama se aproxime al quemador y pueda propagarse hacia su interior (21).

7.1 Grupo Mitsubishi

El grupo Mitsubishi ha creado una turbina (701F) capaz de procesar gas natural, combustible rico en hidrógeno, así como una mezcla de ambos, obteniendo eficiencias de combustión del 34,9 % (20).

Actualmente, han desarrollado una cámara de combustión que procesa una mezcla de gas natural con un contenido del 30 % de hidrógeno, siendo una tecnología capaz de producir hasta 700 MW térmicos (20).

Dicha tecnología utiliza métodos de premezcla de combustible y comburente antes de entrar en la cámara de combustión, lo cual favorece las condiciones de retroceso de llama. Sin embargo, el retroceso se ha eliminado gracias a la reducción del área de baja velocidad que se produce en el centro de la boquilla de alimentación de la mezcla. De este modo se obtiene una combustión de bajas emisiones de NOx (favorecido por las condiciones de premezcla) y sin retroceso de llama (debido a la reducción de las zonas de baja velocidad) (20).

7.2 Grupo Kawasaki Heavy Industries

El grupo Kawasaki Heavy Industries ha desarrollado tres sistemas de combustión de hidrógeno:

El primero de ellos (Figura 17 a) es diseñado para operar tanto con hidrógeno, como con gas natural, además de poder procesar la mezcla de ambos. En una prueba donde solamente se quemó hidrógeno, las emisiones de NOx registradas eran de 50 ppm (operando con un 16 % en volumen de oxígeno) (22).

El segundo quemador (Figura 17 b) es un combustor convencional capaz de operar con una entrada del 30 % de hidrógeno en una mezcla de hidrógeno y gas natural. Al intentar quemar solamente hidrógeno las emisiones de NOx aumentan, además de tener problemas de retroceso de llama (22).

El último combustor (Figura 17 c) se ha diseñado para generar unas micro llamas con el fin de reducir las emisiones de NOx debido al bajo tiempo de residencia que presentan los reactivos en el frente de llama. El combustible gaseoso se introduce a través de unos pequeños inyectores situados perpendicularmente al flujo de gas, generando una mezcla aire-hidrógeno que se quema de forma instantánea en unas llamas de 5 – 10 mm de longitud. Es importante señalar que este último modelo

aún no ha sido operado en combustión de hidrógeno puro y bajas emisiones de NO_x (22).

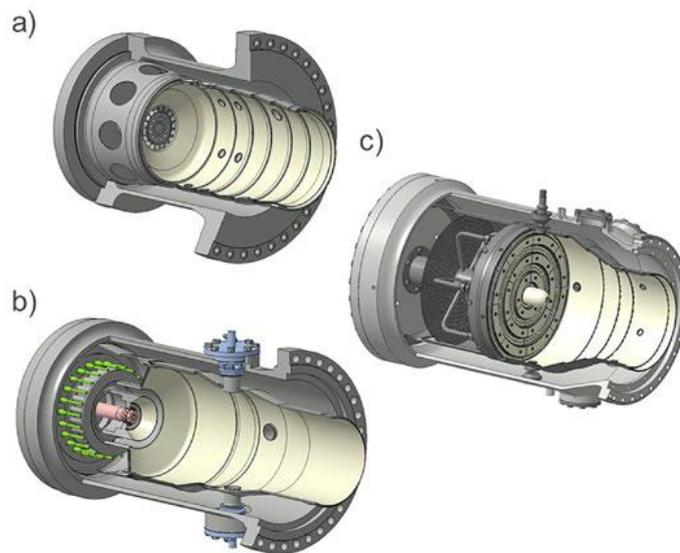


Figura 17. Diferentes tipos de quemadores de hidrógeno desarrollados por Kawasaki Heavy Industries (22).

7.3 Grupo Ansaldo Energia

Ansaldo Energía y Equinor, tras una colaboración conjunta, han puesto en marcha pruebas para determinar que la cámara de combustión de la turbina de gas clase H GT36 de Ansaldo puede funcionar quemando solamente hidrógeno. Pruebas recientes muestran que dicha turbina puede funcionar con una variación volumétrica de hidrógeno comprendida entre el 0 y el 50 %, pudiendo operar hasta con un 70 % (23).

Esta tecnología ha avanzado desde una combustión de premezcla a una secuencial. En un sistema de combustión de premezcla, los combustibles con alto grado de reactividad, como es el caso del hidrógeno, pueden desplazar la llama hacia el quemador, provocando el aumento de emisiones de NO_x y sobrecalentando el quemador. Para evitar este problema, Ansaldo ha desarrollado el sistema de combustión secuencial, donde se dispone de dos cámaras de combustión relativamente pequeñas para que se pueda producir una mezcla rápida y los tiempos de residencia posteriores a la llama sean bajos, evitando de este modo la formación de NO_x. En la primera etapa, se produce una combustión convencional, mientras que en la segunda etapa se produce una autoignición del combustible (24).

A lo largo de la primera etapa se produce una disminución de la temperatura debido a la entrada de aire que reaccionará en la segunda etapa. De este modo, la temperatura de entrada a la segunda cámara de combustión es relativamente baja, lo cual ayuda a posicionar la llama en un lugar adecuado para lograr una combustión con una pobre formación de NO_x (24).

En la Figura 18 se muestra el comportamiento de la temperatura a lo largo de las dos etapas de combustión.

Sequential Combustion

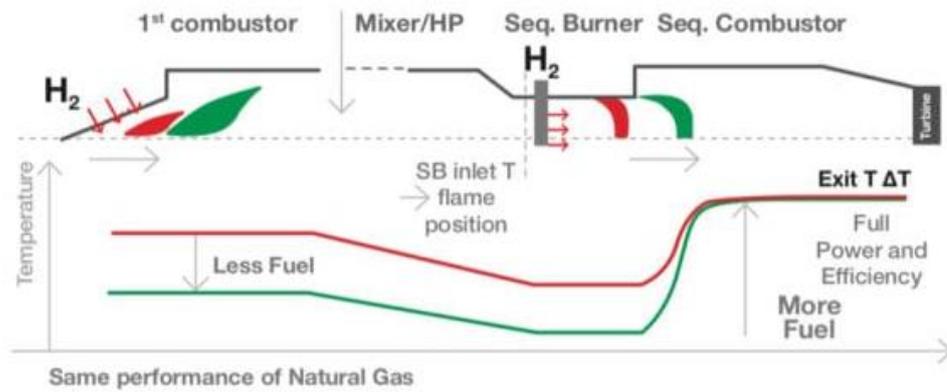


Figura 18. Evolución de la temperatura en un sistema de combustión secuencial (24).

Además de la turbina GT36, de la que se ha hablado anteriormente, Ansaldo tiene otros dos modelos capaces de operar con hidrógeno previamente diluido con vapor. A continuación, en la Tabla 1 se muestran las turbinas de hidrógeno que usa Ansaldo y sus especificaciones.

Tabla 1. Especificaciones de las turbinas de hidrógeno de Ansaldo Energía

| | Modelo AE94.3A (25) | Modelo GT 26 (26) | Modelo GT 36 (27) |
|-------------------|---------------------|-------------------|-------------------|
| % Hidrógeno (v/v) | 25,0 | 30,0 | 50,0 |
| Caudal (t/h) | 2.718 | 2.668 | 2.556 |
| Rendimiento (%) | 40,3 | 41,0 | 42,3 |
| Potencia (MW) | 340 | 370 | 369 |

8 Planta de gasificación

En este apartado se describe de forma general el proceso seleccionado para la gasificación de biomasa con el objetivo de producir gas de síntesis. Posteriormente, dicho gas se somete a varias operaciones con el propósito acondicionamiento y purificación del hidrógeno obtenido.

El proceso seleccionado se compone de las siguientes etapas:

- Gasificación con aporte de calor indirecto.
- Reformado de tar.
- Eliminación de partículas y compresión del gas.
- Desulfuración.
- Reacción de reformado y Water-Gas-Shift.
- Purificación.

Primeramente, antes de entrar en los diagramas de flujo y composición del gas de síntesis en cada una de las etapas mencionadas anteriormente, en la Figura 19 se expone un diagrama de bloques de la planta.

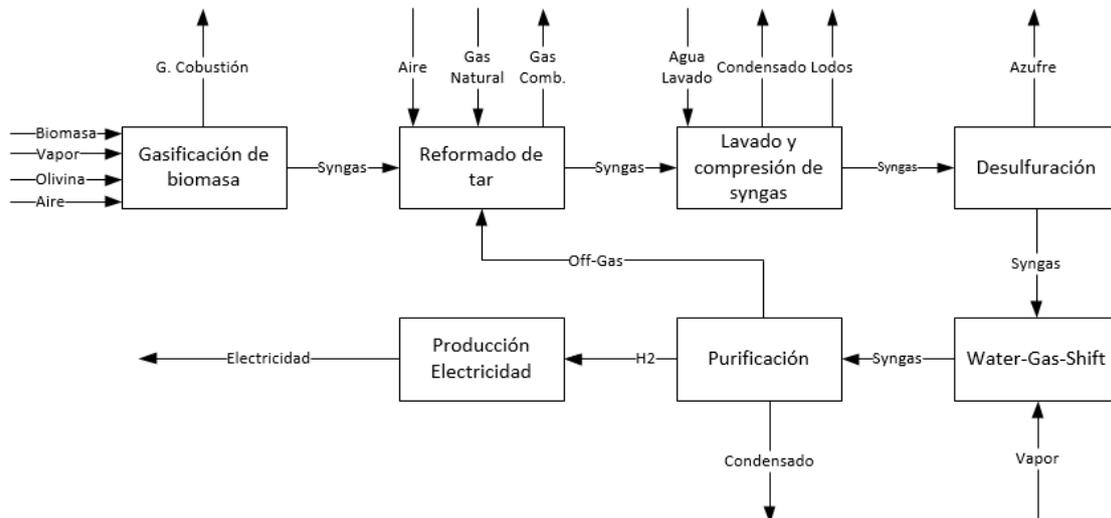


Figura 19. Diagrama global de la planta de gasificación integrada con la planta de generación de electricidad.

8.1 Gasificación

La biomasa es introducida en un gasificador de lecho fluido circulante con aporte de calor externo mediante la circulación de olivina entre el gasificador y el combustor. La salida del gasificador se hace pasar por dos ciclones en serie, donde la fracción sólida de olivina y char se separa de la fracción gaseosa y es introducida en el combustor, para llevar a cabo la combustión del char. El calor generado en la reacción es absorbido por la olivina, la cual es nuevamente introducida en el gasificador (28).

Tras su paso por el primer ciclón, el gas se hace circular por segundo ciclón, ambos con una eficiencia del 99,9%, en el que se eliminan sólidos más finos que no han podido ser separados en el primer ciclón.

Tras la eliminación de partículas de la corriente gaseosa, el gas de síntesis es enviado a la zona de

reformado de tar.

En la Figura 20 se muestra el diagrama de la zona de gasificación.

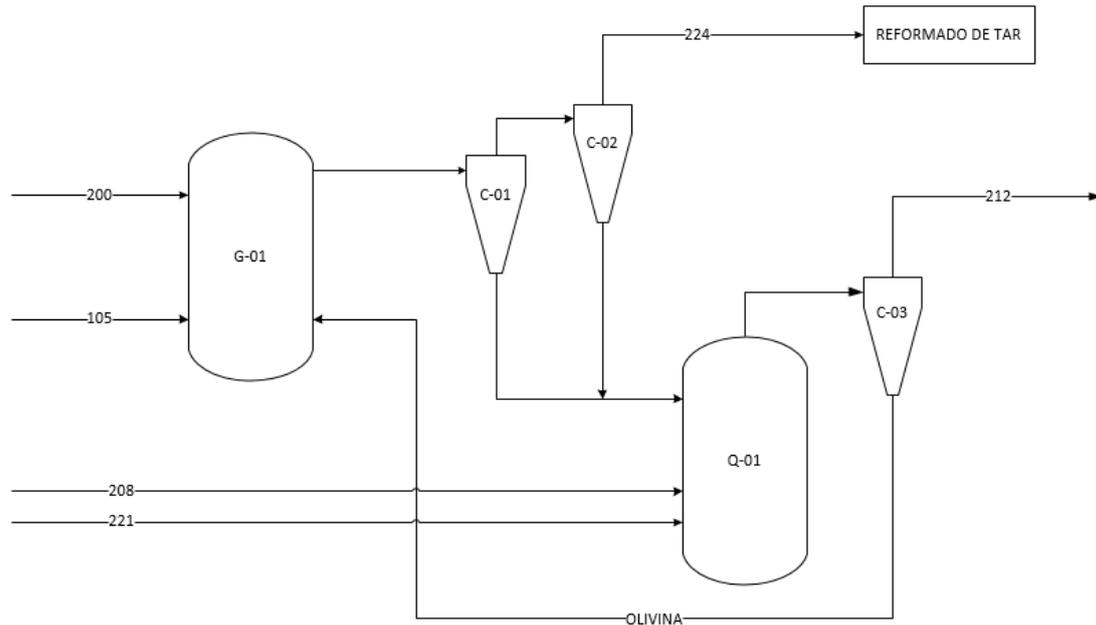


Figura 20. Diagrama de la zona de gasificación (28)

Las corrientes principales de la zona de gasificación son las siguientes:

- Corriente 105: Entrada de biomasa a la planta.
- Corriente 200: Entrada de vapor al gasificador.
- Corriente 208: Entrada de aire al combustor.
- Corriente 212: Gases de combustión.
- Corriente 221: Alimentación de catalizador fresco.
- Corriente 224: Gas de síntesis hacia la zona de reformado de tar.

Las condiciones en las que opera el gasificador son (28):

- Temperatura: 870 °C.
- Presión: 1,52 bar.
- Ratio vapor/biomasa: 0,4 (kg/kg).

La composición másica del gas en la corriente 224 es la siguiente:

| | | | |
|---------------------------|---------------------------|--|--|
| H ₂ : 1,28 % | CO ₂ : 15,00 % | CH ₄ : 6,56 % | C ₂ H ₂ : 0,28 % |
| H ₂ O: 40,65 % | H ₂ S: 0,07 % | C ₂ H ₆ : 0,23 % | C ₆ H ₆ : 0,27 % |
| CO: 31,47 % | NH ₃ : 0,15 % | C ₂ H ₄ : 3,25 % | Tar: 0,79 % |

8.2 Reformado de tar

El objetivo principal de esta etapa es la transformación del tar en hidrógeno empleando vapor en presencia de olivina. Sin embargo, además de la transformación del tar, especies como el metano, eteno, etileno, benceno y amoníaco también reaccionan, aumentando así el contenido en

hidrógeno, monóxido y dióxido de carbono en el gas de síntesis (28).

A la salida del reformador de tar, el gas circula a través de un ciclón para eliminar la fracción sólida de olivina, la cual es introducida en un regenerador donde un incremento de temperatura provoca la reactivación del catalizador. Para alcanzar la temperatura necesaria a la que se lleva a cabo la reactivación, en el regenerador se introduce gas natural y una fracción de off-gas procedente de la zona de purificación de hidrógeno. Por último, los gases de combustión pasan a través de un ciclón que separa la olivina del resto de gases, y reintroduciéndola en el reformador de tar.

El gas de síntesis procedente del ciclón instalado a la salida del regenerador (C-04) se hace pasar por el interior de un intercambiador de calor para generar vapor, sufriendo un enfriamiento hasta una temperatura de 150 °C y es enviado a la zona de compresión.

En la Figura 21 se muestra el diagrama de la zona de reformado de tar

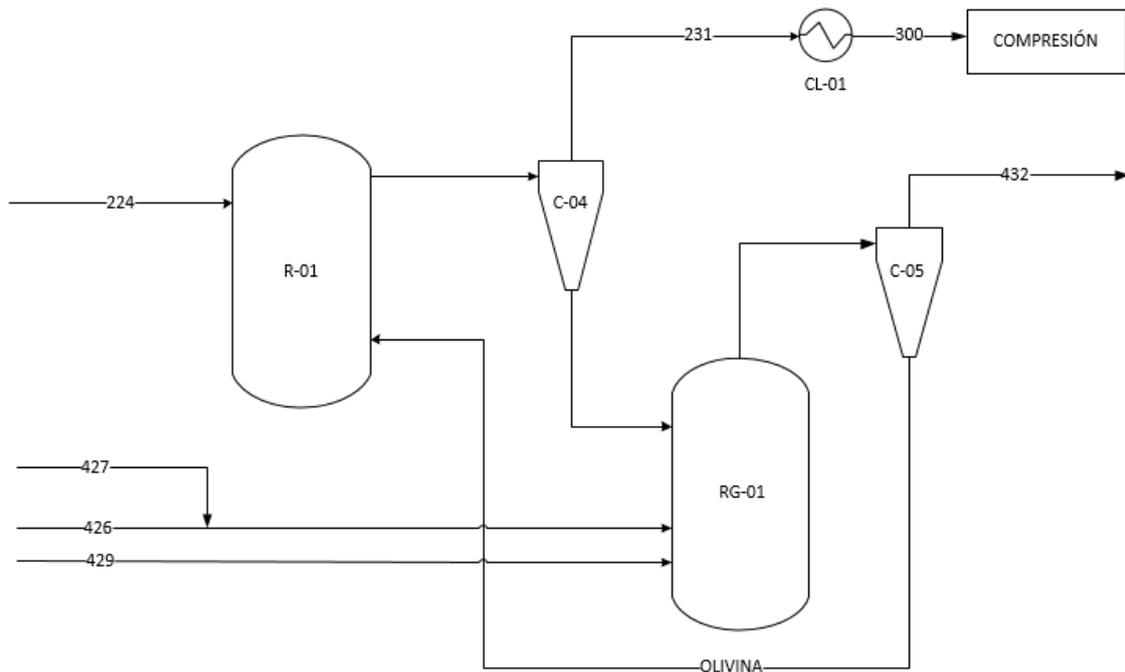


Figura 21. Diagrama de la zona de reformado de tar (28)

Las corrientes principales de la zona de reformado de tar son las siguientes:

- Corriente 224: Alimentación de syngas al reformador.
- Corriente 231: Syngas a la salida del reformador.
- Corriente 300: Syngas hacia la zona de lavado y compresión.
- Corriente 426: Alimentación de off-gas al regenerador de catalizador.
- Corriente 427: Alimentación de gas natural al regenerador de catalizador.
- Corriente 429: Alimentación de aire al regenerador de catalizador.

La composición expresada en porcentaje en masa del gas de la corriente 231 es la siguiente:

| | | | |
|---------------------------|---------------------------|--|--|
| H ₂ : 5,08 % | CO ₂ : 27,73 % | CH ₄ : 1,31 % | C ₂ H ₂ : 0,03 % |
| H ₂ O: 23,72 % | H ₂ S: 0,07% | C ₂ H ₆ : 0,00 % | C ₆ H ₆ : 0,00 % |
| CO: 41,71 % | NH ₃ : 0,01 % | C ₂ H ₄ : 0,33 % | Tar: 0,00 % |

8.3 Compresión

Una vez el gas de síntesis ha salido del área de reformado de tar, se somete a un lavado con agua para eliminar posibles partículas sólidas, amoníaco y tar residual que pueda estar presente en la corriente gaseosa. Para ello, se emplea un caudal de agua suficiente para que la temperatura del gas a la salida del scrubber sea de 60 °C (28).

Tras la eliminación de partículas en suspensión, el gas se comprime hasta una presión de 29 bares. Para ello, se dispone de un tren de compresión de cinco etapas con refrigeración intermedia, logrando que el gas se enfríe hasta una temperatura de 60 °C. Posterior al cooler encargado de enfriar el gas entre las etapas de compresión, se tienen unos tanques donde se produce la separación entre el gas y los condensados generados debidos al enfriamiento que ha sufrido el gas (28).

En la Figura 22 se muestra el diagrama de la zona de lavado y compresión del gas.

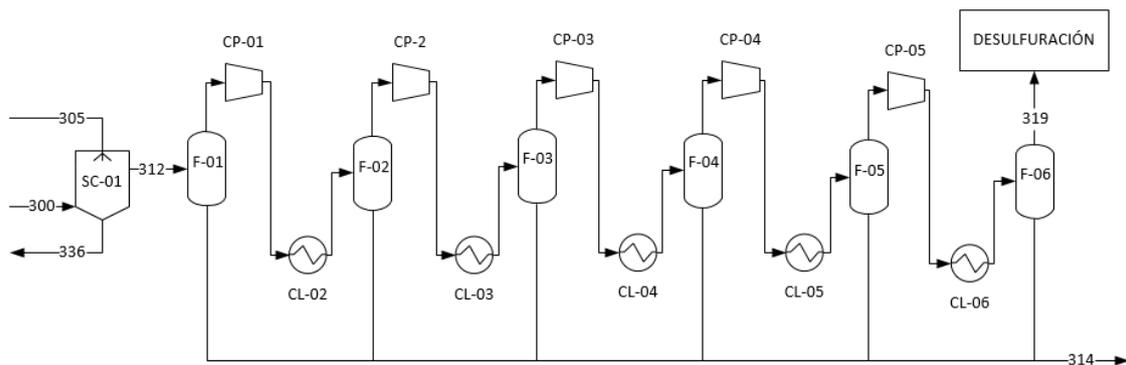


Figura 22. Diagrama de la zona de lavado y compresión (28).

Las corrientes principales de la zona de lavado y compresión son las siguientes:

- Corriente 300: Alimentación de syngas al scrubber.
- Corriente 305: Alimentación de agua de lavado al scrubber.
- Corriente 312: Alimentación de syngas a la zona de compresión.
- Corriente 314: Condensado proveniente de las etapas de compresión.
- Corriente 319: Syngas hacia la zona de desulfuración.
- Corriente 336: Lodos provenientes del lavado de syngas.

La composición másica del gas de síntesis de la corriente 319 es la siguiente:

| | | | |
|--------------------------|---------------------------|--|--|
| H ₂ : 6,24 % | CO ₂ : 36,24 % | CH ₄ : 1,72 % | C ₂ H ₂ : 0,04 % |
| H ₂ O: 0,31 % | H ₂ S: 0,09 % | C ₂ H ₆ : 0,00 % | C ₆ H ₆ : 0,00 % |
| CO: 54,51 % | NH ₃ : 0,02 % | C ₂ H ₄ : 0,42 % | Tar: 0,00 % |

8.4 Desulfuración

Para evitar problemas de corrosión y la desactivación de catalizadores empleados aguas abajo, los compuestos sulfurados deben ser eliminados del gas de síntesis. Para lograr una reducción de azufre de 400 ppm_v hasta 1 ppm_v, la desulfuración tiene que llevarse a cabo en dos etapas (28):

- Sistema LO – CAT.
- Lechos de ZnO.

Debido a que la entrada de azufre en los lechos de ZnO debe ser entre 10 y 20 ppm_v, y las concentraciones son mucho mayores, se instala un sistema de LO-CAT para eliminar la mayor parte del azufre presente en el gas de síntesis (28).

En el sistema LO-CAT, primeramente, se aumenta la temperatura del gas hasta los 50 °C antes de introducirse en un lecho de absorción donde se pone en contacto con una solución de quelatos de hierro en presencia de un catalizador. Tras su paso por el absorbedor, el contenido en H₂S del gas se ha reducido a 10 ppm_v, pero aún sigue siendo una concentración alta, por lo que se le hace pasar por unos lechos de ZnO (28).

Por otro lado, la corriente de absorbente se introduce en un regenerador para obtener el azufre elemental que se ha eliminado del gas. Tras su paso por el regenerador, la solución de quelatos de hierro vuelve a introducirse en la torre de absorción (28).

Tras eliminar la mayor parte del azufre en la torre de absorción, el gas se introduce en unos lechos fijos de óxido de zinc para reducir el contenido de H₂S por debajo de 1 ppm_v, evitando el envenenamiento de los catalizadores en la zona de Shift-Conversion (28).

En la *Figura 23* se muestra el diagrama de la zona de gasificación.

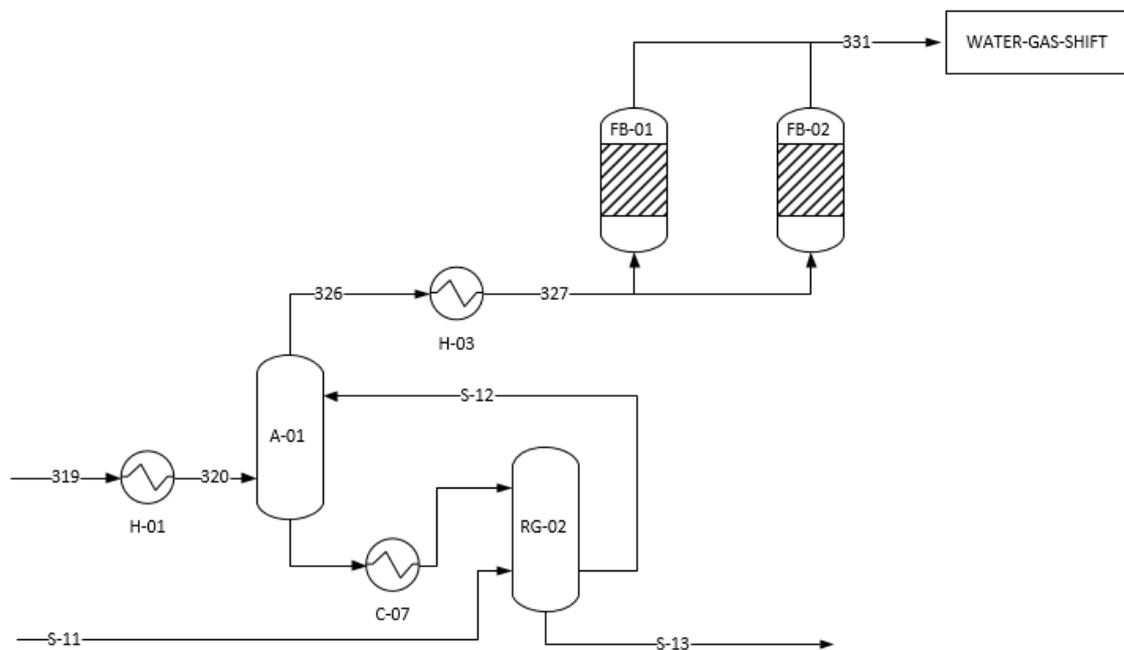


Figura 23. Desulfuración del gas de síntesis (28)

Las corrientes principales de la zona de desulfuración son las siguientes:

- Corriente 319: Entrada de syngas a la zona de desulfuración.
- Corriente 320: Entrada de syngas al absorbedor.
- Corriente 324: Azufre eliminado de la corriente de syngas.
- Corriente 326: Salida de syngas del absorbedor.
- Corriente 327: Entrada de syngas a los lechos de ZnO.
- Corriente 331: Salida de syngas de los lechos de ZnO.
- Corriente S-11: Entrada de aire al regenerador de absorbente.
- Corriente S-12: Recirculación de absorbente.
- Corriente S-13: Azufre

La composición de la corriente 331 es la siguiente:

| | | | |
|--------------------------|---------------------------|--|--|
| H ₂ : 6,25 % | CO ₂ : 36,27 % | CH ₄ : 1,72 % | C ₂ H ₂ : 0,04 % |
| H ₂ O: 0,31 % | H ₂ S: 0,00 % | C ₂ H ₆ : 0,00 % | C ₆ H ₆ : 0,00 % |
| CO: 54,56 % | NH ₃ : 0,02 % | C ₂ H ₄ : 0,43 % | Tar: 0,00 % |

8.5 Water-Gas-Shift

El gas de síntesis generado en la gasificación de biomasa contiene elevadas cantidades de hidrocarburos, los cuales pueden disminuir su concentración y convertirse en hidrógeno mediante las reacciones de reformado y Water-Gas-Shift.

La reacción de reformado es fuertemente endotérmica y se ve favorecida a bajas presiones, mientras que la reacción de WGS es muy exotérmica, por lo que se lleva a cabo a temperaturas bajas y altos ratios de vapor. Para favorecer estas condiciones de operación, se dispone de un primer reactor (reactor de reformado) el cual se alimenta con una mezcla de vapor y gas de síntesis. Esta mezcla se realiza con una ratio de 0,75 kg/kg de vapor y gas. Tras la reacción de reformado, el efluente del reactor se instala un cooler para disminuir la temperatura de la corriente de 490 °C hasta unos 200 °C. Tras el paso del gas por el segundo reactor, se vuelve a introducir en un cooler para generar vapor y disminuir su temperatura hasta los 150 °C antes de entrar en la zona de purificación (28).

En la *Figura 24* se muestra el diagrama con dos etapas de reacción.

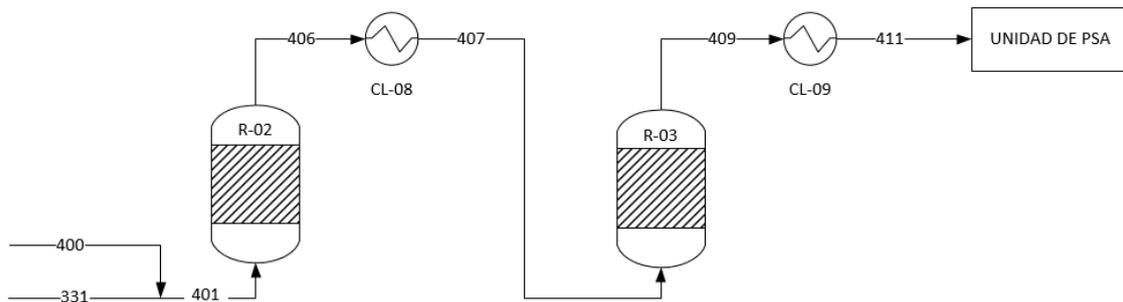


Figura 24. Zona de reacción (Water-Gas-Shift) (28)

Las corrientes principales de la zona de Water-Gas-Shift son las siguientes:

- Corriente 331: Entrada de syngas a la zona de Water-Gas-Shift.
- Corriente 400: Alimentación de vapor para la reacción de Water-Gas-Shift.
- Corriente 401: Alimentación de syngas y vapor a la primera etapa de Water-Gas-Shift.
- Corriente 406: Salida de syngas de la primera etapa de Water-Gas-Shift.
- Corriente 407: Alimentación de syngas a la segunda etapa de Water-Gas-Shift.
- Corriente 409: Salida de syngas de la segunda etapa de Water-Gas-Shift.
- Corriente 411: Salida de syngas de la zona de Water-Gas-Shift.

La composición másica del gas de síntesis en la corriente 409 es la siguiente:

| | | | |
|---------------------------|---------------------------|--|--|
| H ₂ : 5,92 % | CO ₂ : 67,02 % | CH ₄ : 0,98 % | C ₂ H ₂ : 0,02 % |
| H ₂ O: 24,07 % | H ₂ S: 0,00 % | C ₂ H ₆ : 0,00 % | C ₆ H ₆ : 0,00 % |
| CO: 1,73 % | NH ₃ : 0,01 % | C ₂ H ₄ : 0,24 % | Tar: 0,00 % |

Ahora bien, en el actual proyecto se ha introducido un caso de estudio en el que no se tiene en cuenta la segunda etapa de reacción, es decir, solamente se lleva a cabo la reacción de reformado.

En la Figura 25 se muestra el esquema de la zona con una sola etapa de reacción:

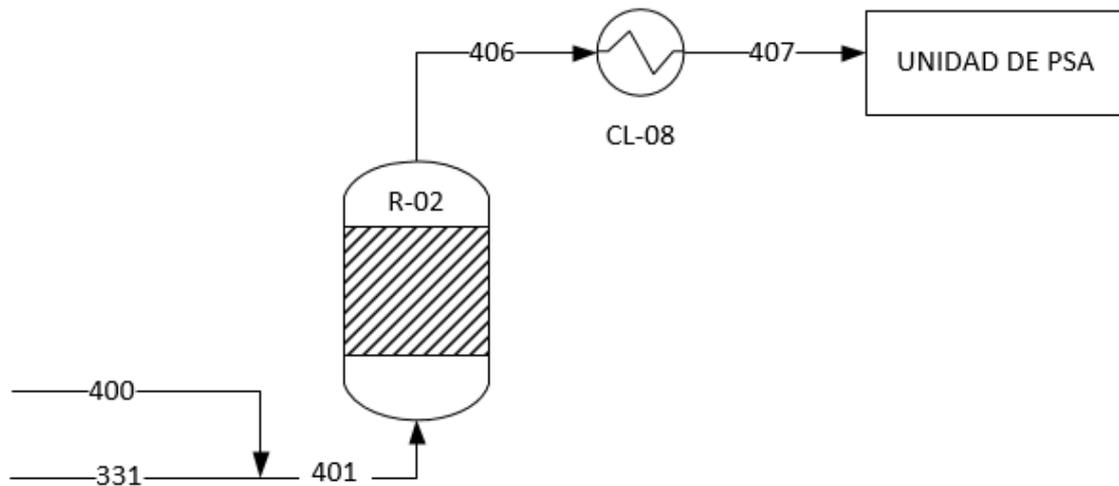


Figura 25. Zona de reacción con una sola etapa (28)

Las condiciones de operación son las mismas que las descritas anteriormente, por lo que la única diferencia se encuentra en la composición de la corriente gaseosa que se dirige hacia la zona de purificación.

La composición másica del gas de síntesis en la corriente 407 es la siguiente:

| | | | |
|---------------------------|---------------------------|--|--|
| H ₂ : 5,23 % | CO ₂ : 51,94 % | CH ₄ : 0,98 % | C ₂ H ₂ : 0,02 % |
| H ₂ O: 30,24 % | H ₂ S: 0,00 % | C ₂ H ₆ : 0,00 % | C ₆ H ₆ : 0,00 % |
| CO: 11,33 % | NH ₃ : 0,01 % | C ₂ H ₄ : 0,24 % | Tar: 0,00 % |

8.6 Purificación

Tras la zona de reacción, el gas de síntesis se lleva a la zona de purificación. Primeramente, es sometido a una disminución de temperatura para condensar el agua presente en el gas. Una vez eliminada gran parte del agua, el gas se hace pasar a través de unos lechos de adsorción donde impurezas como el CO, CO₂ y CH₄ son eliminadas, teniendo como producto una corriente de hidrógeno con una pureza del 99,99 % (28).

Previo a los lechos de adsorción, para que la purificación sea viable económicamente, el gas debe tener un porcentaje de hidrógeno del 70 %, por lo que se produce una recirculación de hidrógeno producto para lograr alcanzar dicho porcentaje. (28).

Es importante señalar que el off-gas generado en la regeneración de los lechos de adsorción es enviado a la zona de reformado de tar, donde se utiliza como combustible para la regeneración de la olivina (28).

En la *Figura 26* se muestra el esquema de la zona de purificación.

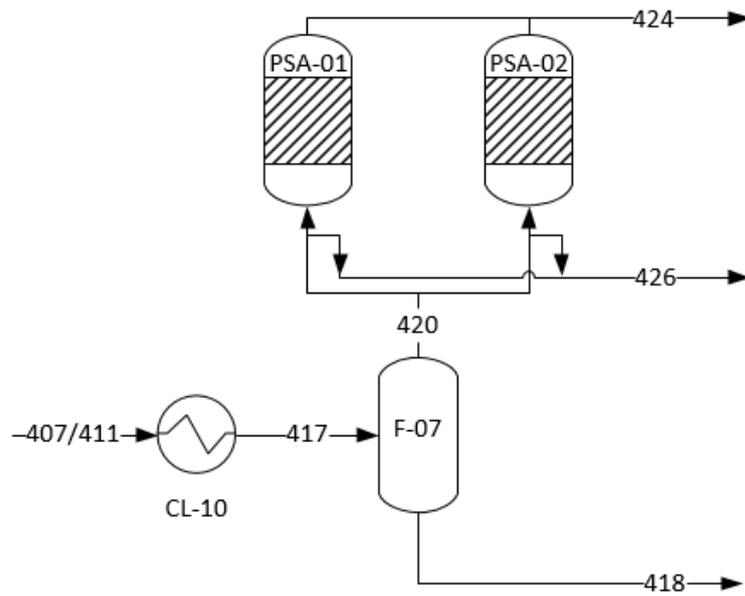


Figura 26. Purificación de hidrógeno

En la entrada al cooler se hace la diferencia entre la corriente 407, en el caso de que solamente se tenga una etapa de WGS, y la corriente 411, en el caso que se tengan dos etapas de WGS.

Las corrientes principales de la zona de purificación de hidrógeno son las siguientes:

- Corriente 407: Entrada de syngas a la zona de purificación (una sola etapa de reacción).
- Corriente 411: Entrada de syngas a la zona de purificación (dos etapas de reacción).
- Corriente 417: Entrada de syngas al tanque de condensado.
- Corriente 420: Salida de off-gas.
- Corriente 424: Salida de hidrógeno producto.

La composición másica del off-gas de la corriente 426 puede variar entre los siguientes valores, dependiendo si se tiene una o dos etapas de reacción:

| | | | |
|-----------------------------------|-----------------------------------|---|---|
| H ₂ : 5,23 – 5,92 % | CO ₂ : 51,94 – 67,02 % | CH ₄ : 0,98 – 0,98 % | C ₂ H ₂ : 0,02 – 0,02 % |
| H ₂ O: 30,24 – 24,07 % | H ₂ S: 0,00 – 0,00 % | C ₂ H ₆ : 0,00 – 0,00 % | C ₆ H ₆ : 0,00 – 0,00 % |
| CO: 11,33 – 1,73 % | NH ₃ : 0,01 – 0,01 % | C ₂ H ₄ : 0,24 – 0,24 % | Tar: 0,00 – 0,00 % |

9 Planta de potencia

Con el fin de poder utilizar el hidrógeno obtenido mediante la gasificación y generar una electricidad libre de emisiones de gases de efecto invernadero, se ha acoplado una planta de potencia de 400 MWe a la planta de gasificación de biomasa.

Para la generación de electricidad se dispone de turbinas de hidrógeno, a las cuales se les alimenta una mezcla de hidrógeno y vapor de agua, además de otra entrada de aire para aportar el oxígeno necesario en la combustión del hidrógeno. Una parte del agua que sale de la turbina es introducida en unas calderas de biomasa, las cuales se emplean para generar el vapor que, posteriormente, es nuevamente introducido en la turbina. La parte restante es una purga de agua, ya que en la combustión de hidrógeno se lleva a cabo la generación de agua. Además, existe una alimentación de agua de red al ciclo del vapor, puesto que se asumen unas pérdidas del 1%.

A continuación, la Figura 27 muestra un diagrama de bloques de la planta de potencia.

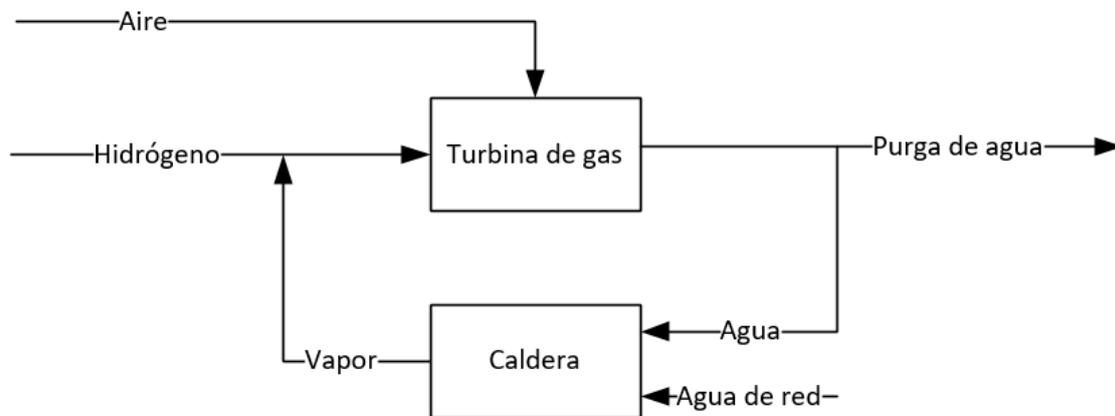


Figura 27. Diagrama de bloques de la planta de potencia.

Pensando en la posibilidad de tener que alimentar la turbina con gas natural como alternativa al hidrógeno, se ha empleado el IW para medir la intercambiabilidad de la mezcla gaseosa y del gas natural, entendiendo como intercambiabilidad la posibilidad de sustituir un gas combustible por otro sin que se produzcan cambios sustanciales en la operación segura del equipo de combustión (29).

El índice de Wobbe se define mediante la siguiente ecuación (30):

$$\text{Índice de Wobbe} = \frac{PCS}{\sqrt{SD}} \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde:

- PCS es el poder calorífico del gas combustible.
- SD es la densidad específica del gas, definida como el cociente entre la densidad del gas y la densidad del aire, ambas en las mismas condiciones de presión y temperatura (31).

Los valores del IW para las turbinas AE94.3A, GT 26 y GT 36 empleando hidrógeno como combustible es de 4,58, 5,67 y 10,85 MJ/Nm³, respectivamente.

Debido al elevado valor del IW que presenta el gas natural (52,68 MJ/Nm³), se tiene que realizar una dilución del mismo para lograr el mismo IW que se tiene en cada turbina al emplear hidrógeno como combustible. De este modo se obtiene una correcta intercambiabilidad de combustible.

La Tabla 2 muestra el caudal de gas natural, la cantidad de vapor y el IW en cada una de las turbinas estudiadas.

Tabla 2. Resultados al emplear gas natural como combustible.

| | Modelo AE94.3A | Modelo GT 26 | Modelo GT 36 |
|--------------------------|----------------|--------------|--------------|
| Gas natural (t/h) | 73,82 | 72,56 | 70,33 |
| Vapor (t/h) | 774,08 | 601,82 | 271,04 |
| % Gas natural (v/v) | 8,70 | 10,76 | 20,60 |
| IW (MJ/Nm ³) | 4,58 | 5,67 | 10,85 |

Es importante señalar que estos datos de intercambiabilidad y consumo de gas natural no se han tenido en cuenta en la evaluación económica, sino que solamente se ha tenido en cuenta como una posibilidad de emplear un combustible alternativo de forma puntual debido a algún problema en la planta de gasificación, como puede ser una cantidad insuficiente de biomasa o bien, algún fallo operacional de los equipos principales que impidan obtener hidrógeno como producto.

10 Balance de materia

En el cálculo del balance de materia, se parte de una potencia eléctrica de 400 MW a partir de la cual se realizan los cálculos de biomasa necesaria para generar un caudal comprendido entre 29,6 y 28,2 t/h de hidrógeno para conseguir dicha potencia.

En la Tabla 3 se muestran los valores de las materias primas (biomasa, gas natural y agua) para generar el hidrógeno necesario en cada escenario de estudio. Además, también se incluye la producción de azufre como producto secundario.

Tabla 3. Resumen de productos y materias primas

| | 1 ETAPA WGS | | | 2 ETAPAS WGS | | |
|--------------------------|----------------|-------------|-------------|----------------|-------------|-------------|
| | Modelo AE94.3A | Modelo GT26 | Modelo GT36 | Modelo AE94.3A | Modelo GT26 | Modelo GT36 |
| Biomasa (kg/h) | 683.661 | 646.702 | 577.808 | 552.868 | 518.142 | 453.199 |
| Gas natural (kg/h) | 10.171 | 9.997 | 9.690 | 7.828 | 7.695 | 7.458 |
| Agua (m ³ /h) | 587 | 575 | 554 | 453 | 444 | 427 |
| Azufre (kg/h) | 427 | 420 | 407 | 329 | 323 | 313 |

En la tabla anterior se observa que la cantidad de biomasa necesaria es menor en una planta diseñada con dos etapas de WGS. Concretamente, esta diferencia es de unas 135 toneladas/hora aproximadamente. Lo mismo ocurre con el resto de las materias primas (gas natural y vapor), ya que cuanto menor es la cantidad de biomasa a gasificar, menor es el consumo de vapor, además de tener una menor generación de tar, lo que hace que se requiera un menor consumo de gas natural en la zona de reformado de tar. Así mismo, la cantidad de azufre que se genera también va disminuyendo paralelamente con la disminución de biomasa a gasificar.

Por otro lado, el rendimiento $H_2/Biomasa$ (kg/kg) se mantiene constante en 0,05 para una sola etapa de WGS, mientras que al tener dos etapas de WGS, el rendimiento sube a 0,07.

Otro aspecto importante es la relación de H_2/CO (kg/kg) que existe en ciertos puntos concretos de la planta como pueden ser en el reformado de tar y en la zona de WGS. En el reformado de tar, el valor de H_2/CO es tres veces mayor a la salida que a la entrada, aumentando de un 0,04 hasta un 0,12. Sin embargo, el aumento es más significativo en la zona de reacción, donde el valor de dicha relación se ve afectada al tener una o dos etapas de WGS. Es por ello que, para una etapa, la relación entre el hidrógeno y el monóxido es unas cuatro veces mayor a la salida respecto a la entrada, mientras que, para dos etapas de reacción, esta relación es 28 veces mayor a la salida, pasando de 0,12 a 3,42.

Por otro lado, en el Anexo II y Anexo III se muestran los balances de materia en cada corriente haciendo distinción entre las diferentes turbinas que se están estudiando.

Para el caso de estudio en el que se opera únicamente con una etapa de reacción de Water-Gas-Shift, las Tabla 12, Tabla 13 y Tabla 14 corresponden al balance de materia calculado para el empleo de la turbina AE94-3A. Los resultados obtenidos empleando la turbina GT-26 se muestran en las Tabla 15, Tabla 16 y Tabla 17. Por último, las Tabla 18, Tabla 19 y Tabla 20 son las referentes al

balance de materia para la turbina GT-36.

Por otro lado, la *Tabla 21*,

Tabla 22 y *Tabla 23* muestran el balance de materia para la turbina AE94-3A en el escenario de operación con dos etapas de Water-Gas-Shift. En el caso de utilizar la turbina GT-26, los resultados se muestran en las *Tabla 24*, *Tabla 25* y *Tabla 26*. Por último, los resultados obtenidos con la turbina GT-36 se muestran en las *Tabla 27*, *Tabla 28* y *Tabla 29*.

Además de los caudales másicos, se pueden observar los porcentajes en masa de las corrientes principales en las *Tabla 30*, *Tabla 31* y *Tabla 32*. Las tablas anteriormente nombradas donde se muestran la composición másica de las corrientes son válidas para cada una de las turbinas que son materia de estudio en este proyecto. De igual modo, las composiciones másicas en el caso de disponer de una o dos etapas de Water-Gas-Shift se mantienen constantes, sin embargo, hay que tener en cuenta la siguiente distinción a la hora de interpretar los resultados de la *Tabla 32*:

- Una etapa de Water-Gas-Shift: la corriente de syngas que sale de la zona de Water-Gas-Shift para entrar a la zona de PSA corresponde a la corriente 407, siendo, en este caso, inexistente la corriente 411.
- Dos etapas de Water-Gas-Shift: la corriente de syngas que sale de la zona de Water-Gas-Shift para entrar a la zona de PSA corresponde a la corriente 411, siendo, en este caso, la corriente 407, la salida de la corriente de syngas de la primera etapa de Water-Gas-Shift.

11 Dimensionado de la planta de gasificación

Para hacer el dimensionado de la planta de gasificación, se ha realizado un escalado a partir de una planta con una capacidad de 2.000 toneladas de biomasa seca al día (28).

Por otro lado, debido a la gran cantidad de equipos que se presentan en la construcción de una planta de gasificación, solamente se han seleccionado los equipos más importantes para llevar a cabo la gasificación. Estos equipos han sido el gasificador, el reformador de tar, los lechos de ZnO para la eliminación de azufre, los reactores de Water-Gas-Shift y la unidad de PSA.

El factor de dimensionamiento de la planta se ha calculado haciendo uso de la Ecuación 2, mientras que la Ecuación 3 ha sido empleada en el cálculo del número de equipos necesarios (28).

$$\text{Factor de escala} = \frac{\text{Capacidad de la planta (t/día biomasa seca)}}{2.000 \text{ (t/día biomasa seca)}} \quad \text{Ecuación 2}$$

$$N^{\circ} \text{ Equipos} = N^{\circ} \text{ Equipos planta original} \times \text{Factor de escala} \quad \text{Ecuación 3}$$

En la Tabla 4 se recogen los factores de escala calculados para los distintos escenarios de estudio

Tabla 4. Factor de escala de la planta de gasificación según los diferentes modelos de turbina

| | Modelo AE94.3A | Modelo GT 26 | Modelo GT36 |
|--------------|----------------|--------------|-------------|
| 1 Etapa WGS | 6,55 | 6,43 | 6,24 |
| 2 Etapas WGS | 5,04 | 4,95 | 4,80 |

Como se puede comprobar mediante los resultados anteriores, al emplear solamente una etapa de reacción el escalado de la planta aumenta un 30 % respecto a la instalación de dos etapas. Este aumento es debido a que se necesita una mayor cantidad de biomasa para producir la misma cantidad de hidrógeno, el cual viene impuesto para obtener una potencia de 400 MW.

A continuación, la Tabla 5 muestra el número de equipos necesarios en cada escenario de estudio, haciendo uso de cualquier modelo de turbina del grupo Ansaldo Energía.

Tabla 5. N° de equipos necesarios para cada escenario de estudio

| | Modelo AE94.3A | | Modelo GT26 | | Modelo GT36 | |
|---------------|----------------|--------------|-------------|--------------|-------------|--------------|
| | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS |
| Gasificador | 14 | 10 | 13 | 10 | 13 | 10 |
| Reformado Tar | 7 | 5 | 7 | 5 | 6 | 5 |
| Lecho ZnO | 14 | 10 | 13 | 10 | 13 | 10 |

| | | | | | | |
|-----------------------------|---|---|---|---|---|---|
| 1 ^{er} reactor WGS | 7 | 5 | 7 | 5 | 6 | 5 |
| 2 ^o Reactor WGS | - | 5 | - | 5 | - | 5 |
| PSA | 7 | 5 | 7 | 5 | 6 | 5 |

Como es de esperar, cuando solamente se tiene una etapa de Water-Gas-Shift, el número de equipos necesarios es mayor. Los principales equipos que acentúan este comportamiento son los gasificadores, los lechos de ZnO y la unidad e PSA.

11.1 Generación de vapor

La generación de vapor para diluir el hidrógeno a la entrada de la turbina se lleva a cabo mediante calderas de biomasa, mientras que el vapor necesario tanto en la gasificación y en la etapa de WGS es producido mediante integración energética de la planta.

Las calderas de biomasa presentan las siguientes características (32):

- Caudal de vapor: 75 t/h.
- Temperatura del agua de entrada: 150 °C.
- Temperatura del vapor a la salida: 450 °C.
- Presión de operación: 25 bar.

Con el empleo de residuos agroalimentarios (hueso de aceituna, cáscara de almendra, etc.) como biomasa, la cual presenta un PCI medio de 18,5 MJ/kg y la Ecuación 4 y Ecuación 5 se obtiene el caudal necesario de biomasa para la alimentación de una sola caldera.

$$P_{\text{Útil}}(MW) = \frac{P_{\text{Térmica}}(MW)}{\eta_{\text{Caldera}}} \quad \text{Ecuación 4}$$

$$P_{\text{Térmica}}(MW) = \dot{m}_{\text{Biomasa}} \left(\frac{kg}{seg} \right) \cdot PCI_{\text{Biomasa}} \left(\frac{MJ}{kg} \right) \quad \text{Ecuación 5}$$

Es importante señalar que para el rendimiento de la caldera se ha supuesto un valor de 0,9.

Por otro lado, el valor de la potencia útil de la caldera (56,4 MW) se ha tomado de un equipo que opera en las mismas condiciones para la obtención del mismo caudal de vapor, con la diferencia que emplea como combustible carbón en lugar de biomasa (33).

A continuación, en la Tabla 6 se muestra el número de calderas y la cantidad de biomasa necesaria en función de los diferentes modelos de turbina.

Tabla 6. Número de calderas necesarias y caudal de biomasa de alimentación

| | Modelo AE94.3A | Modelo GT26 | Modelo GT36 |
|---------------|----------------|-------------|-------------|
| Nº Calderas | 11 | 8 | 3 |
| Biomasa (t/h) | 121 | 99 | 44 |
| Vapor (t/h) | 791 | 605 | 251 |

11.2 Turbinas para la generación de electricidad

Para el dimensionamiento de la generación de electricidad, se ha tenido en cuenta la potencia térmica capaz de soportar cada turbina y la potencia térmica para la generación de 400 MW eléctricos.

Tanto la potencia térmica de cada turbina, así como la potencia térmica necesaria para generar los 400 MW eléctricos se encuentran en la Tabla 7.

Tabla 7. Potencia térmica y número de turbinas

| | Modelo AE94.3A (25) | Modelo GT 26 (26) | Modelo GT 36 (27) |
|----------------------------------|---------------------|-------------------|-------------------|
| Potencia térmica de turbina (MW) | 340 | 370 | 369 |
| Potencia térmica necesaria (MW) | 993 | 976 | 946 |
| Nº Equipos | 3 | 3 | 3 |

Al dividir la potencia necesaria para la obtención de electricidad entre la potencia térmica de cada turbina, se obtiene que el número de turbinas es de 3, independientemente del modelo de turbina seleccionado.

12 Evaluación económica

Con la evaluación económica se pretende calcular el precio de la electricidad (€/kWh) para que la planta sea económicamente rentable. Para ello, se ha empleado la herramienta del valor actual neto (VAN), el cual, igualado a cero ofrece el valor buscado del kWh.

Como se viene haciendo a lo largo del proyecto, se han diferenciado dos escenarios de estudio. Uno donde solamente se tiene una etapa de reacción en la WGS y, otro, con dos etapas de reacción. Además, en cada caso de estudio, se ha evaluado cada una de las turbinas de hidrógeno materia de estudio en el actual proyecto.

Para calcular la rentabilidad económica, se han tenido en cuenta los siguientes aspectos:

- Escalado de la planta de gasificación.
- Número y coste de los equipos.
- Coste de las materias primas.

En el cálculo de los flujos de caja involucrados en el VAN se ha tenido en cuenta conceptos como la amortización, el valor residual de la planta de gasificación y el terreno donde se ubica. Por último, el número de horas de operación se ha calculado en base al precio de la electricidad. Es importante añadir que, los costes del sistema eléctrico no están incluidos en el actual proyecto.

12.1 Coste de los equipos

Para calcular el coste de los equipos principales, se ha utilizado la siguiente ecuación (28):

$$Coste_{Año\ 2019}(\text{€}) = Coste_{Año\ base}(\text{€}) \cdot Factor\ de\ escala^{SE} \cdot \frac{CEPCI_{Año\ 2019}}{CEPCI_{Año\ base}}$$

El año base puede variar para cada equipo entre 2002, 2003 y 2009.

El valor de SE (Scaling Exponent) es un valor que se impone para calcular el coste de cada equipo (28).

Es importante señalar que el coste del reformador de tar se calcula junto con el gasificador.

Para el coste de los equipos secundarios (ciclones, intercambiadores de calor, depósitos de condensados, etc.) y de la red de tuberías, se ha asumido que son un 30% y un 20%, respectivamente, del coste total de los equipos principales (34).

En la Tabla 8 se muestra el coste de los equipos principales para los diferentes casos de estudio:

Tabla 8. Coste de equipos principales

| | Modelo AE94.3A | | Modelo GT26 | | Modelo GT36 | |
|---------------------------------|----------------|--------------|-------------|--------------|-------------|--------------|
| | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS |
| Gasificador (€) | 14.925.784 | 12.890.614 | 14.782.538 | 12.766.900 | 14.526.379 | 12.545.669 |
| Lecho ZnO (€) | 166.440 | 143.745 | 164.842 | 142.366 | 161.986 | 139.899 |
| 1 ^{er} reactor WGS (€) | 2.095.658 | 1.809.909 | 2.075.545 | 1.792.539 | 2.039.579 | 1.761.477 |
| 2 ^o Reactor WGS (€) | - | 1.256.561 | - | 1.244.501 | - | 1.222.936 |

| | | | | | | |
|-------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| PSA (€) | 21.839.999 | 18.862.057 | 21.630.396 | 18.681.035 | 21.255.574 | 18.357.320 |
| Caldera (€) | 2.302.306 | 1.988.380 | 2.280.210 | 1.969.297 | 2.240.697 | 1.935.172 |
| Turbina (€) | 506.903 | 437.785 | 502.038 | 433.583 | 493.338 | 426.070 |
| Equipos secundarios (€) | 12.551.127 | 11.216.716 | 12.430.671 | 11.109.067 | 12.215.266 | 10.916.563 |
| Tuberías (€) | 8.367.418 | 7.477.810 | 8.287.114 | 7.406.044 | 8.143.511 | 7.277.709 |
| TOTAL (€) | 62.755.637 | 56.083.581 | 62.153.359 | 55.545.337 | 61.07.6333 | 54.582.818 |

Como se puede observar en la Tabla 8, los costes totales de inversión para una sola etapa de reacción varían entre 63 y 61 M€ aproximadamente, mientras que en el caso de tener dos etapas de reacción, la inversión varía entre 56 y 55 M€.

12.2 Coste de materias primas

Para calcular el coste de las materias primas se ha tenido en cuenta la biomasa necesaria tanto en la gasificación como en la generación de vapor con el que se diluye el hidrógeno a la entrada de la turbina, el agua para generar vapor y el gas natural que se emplea en el reformador de tar.

Como se viene haciendo a lo largo del documento, se ha vuelto a distinguir entre los dos casos de estudio y los diferentes modelos de turbina.

La Tabla 9 recoge la información respecto al coste de las materias primas.

Tabla 9. Coste de materias primas

| | Modelo AE94.3A | | Modelo GT26 | | Modelo GT36 | |
|-----------------|----------------|--------------|-------------|--------------|-------------|--------------|
| | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS | 1 Etapa WGS | 2 Etapas WGS |
| Biomasa (€) | 717.843.851 | 580.511.758 | 679.036.952 | 544.049.553 | 606.698.125 | 475.859.275 |
| Agua (€) | 6.448.967 | 4.983.862 | 6.319.738 | 4.879.647 | 6.088.441 | 4.692.608 |
| Gas natural (€) | 957.204 | 740.466 | 940.829 | 724.185 | 911.937 | 701.880 |
| TOTAL (€) | 725.250.023 | 586.236.086 | 686.297.520 | 549.653.385 | 613.698.503 | 481.253.764 |

Haciendo un análisis de los resultados obtenidos, se comprueba que al tener una sola etapa de reacción y hacer una comparativa entre el caso más favorable (turbina GT-36) y el caso más desfavorable (turbina AE94.3A) el coste de operación varía en unos 111 M€. Al hacer la misma comparativa, teniendo ahora dos etapas de reacción, la diferencia entre el caso más favorable y el menos es de 105 M€.

12.3 Coste de la electricidad

El coste de la electricidad se ha determinado en función de las horas de operación de la planta, puesto que el precio del kWh es menor a medida que las horas de operación aumentan. Esto se puede comprobar en la Figura 28 y Figura 29.

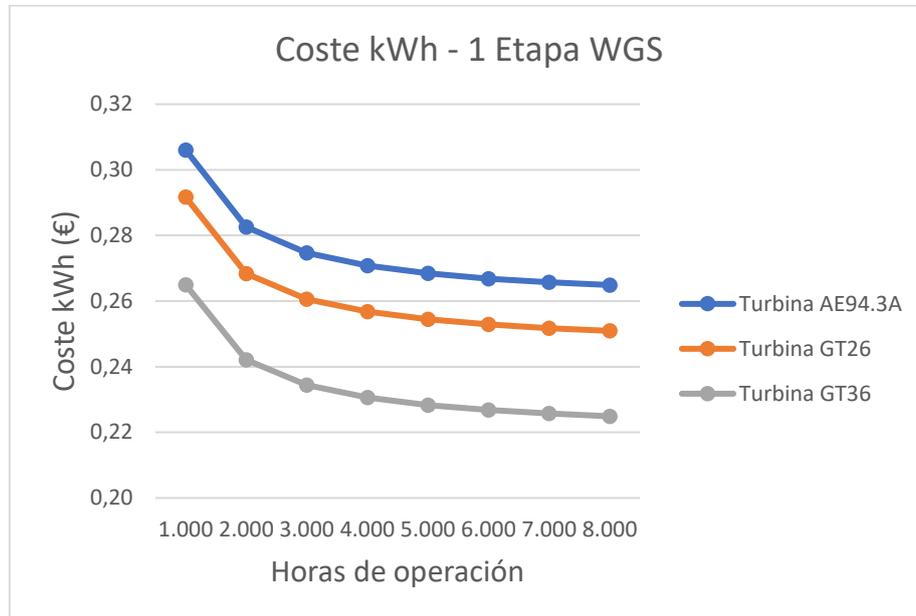


Figura 28. Variación del precio de la electricidad con las horas de operación al año (1 etapa WGS)

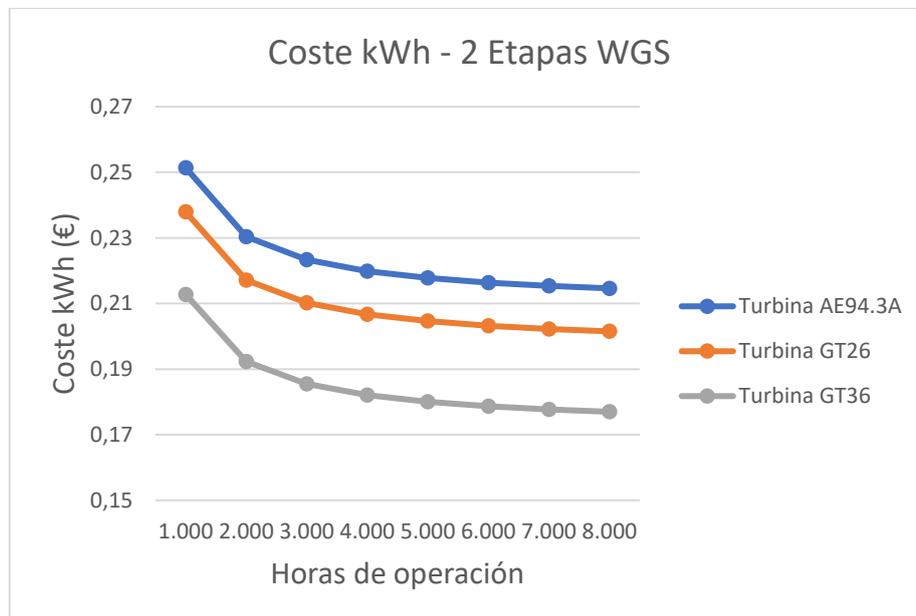


Figura 29. Variación del precio de la electricidad con las horas de operación al año (2 etapas WGS)

La Tabla 10 muestra los resultados más favorables para el precio de la electricidad, los cuales se obtienen para operación de 8000 horas al año.

Tabla 10. Precio del kWh

| | Modelo AE94.3A | Modelo GT26 | Modelo GT36 |
|--------------------------------|----------------|-------------|-------------|
| Precio kWh (€) 1 Etapa WGS | 0,26 | 0,25 | 0,22 |
| Precio kWh (€) 2 Etapas WGS | 0,21 | 0,20 | 0,18 |

13 Conclusión

Llegados al final del proyecto, la conclusión obtenida al instalar una o dos etapas de WGS es la siguiente:

- Para obtener la misma potencia eléctrica, el consumo medio de materias primas es 30% mayor al tener solamente una etapa de WGS. Esto es debido a que, necesariamente la ausencia de la segunda etapa tiene que ser compensada con una mayor cantidad de biomasa a la planta. Por lo tanto, el coste del kWh con una sola etapa de WGS es de 25% mayor que si se instalan dos etapas de WGS. Es por ello que, ante esta primera comparativa, el hecho de tener instaladas dos etapas de WGS sea la mejor opción desde el punto de vista del coste del kWh.

Ahora bien, una vez se ha identificado que la opción de instalar dos etapas de WGS es mejor, desde el punto de vista económico, se estudian las diferentes turbinas:

- A la hora de determinar las horas de operación que tiene la planta, se comprueba que, a medida que el número de horas de operación aumentan a lo largo del año, el coste de la electricidad disminuye, por lo que se determina una operación de 8.000 horas al año.
- Cuanto mayor es el porcentaje en hidrógeno que la turbina puede asimilar en la mezcla gaseosa, menor es el consumo de materia prima de la planta. Concretamente, comparando los dos casos extremos (el modelo AE94.3A y el GT36), el consumo aumenta un 21%. Esto supone que el coste de la electricidad pase de 0,18 €/kWh a 0,22 €/kWh, lo que hace ver que el modelo GT36 es el más rentable desde el punto de vista económico.
- Haciendo una comparativa en el precio del kWh que se ha obtenido en el presente estudio y el precio real en el año 2.019 (0,24€/kWh (35)) se comprueba que la planta es económicamente admisible.

14 Referencias

1. *Hydrogen from biomass - Present senario and future prospects*. **Balat, Havva y Kirtay, Elif**. s.l. : Elsevier, 2010.
2. *Review and evaluation of hydrogen production methods for better sustainability*. **Ibrahim Dincer, Canan Acar**. s.l. : Elsevier, 2015.
3. **Wheeler, Foster**. *Hydrogen Storage and Flexible Turbine System*. 2013.
4. **Shiva Kumar, S. y Himabindu, V.** Hydrogen production by PEM water elecrolisis - A review. Hyderabad, India : KeAi, 2019. 2.
5. **Jun Chi y Hongmei Yu**. Water electrolysis based on renewable energy fro hydrogen production. Liaoning, China : Elsevier, 2018. 39.
6. **Internatinonal Energy Agency**. *Technology Roadmap Hydrogen and Fuel Cells*. París, Francia : s.n., 2015.
7. **Ni, Meng, K. H. Leung, Michael y Y. C. Leung, Dennis**. Energy and exergy analysis of hydrogen production by a proton exchange membrane (PEM) electrolyzer plant. Hong Kong, China : Elsevier, 2008. 49.
8. **Villagra, A. y Millet, P.** An analysis of PEM water electrolysis cells operating at elevated current densities. Orsay, Francia : Elsevier, 2018. 44.
9. **Mittelsteadt, Cortney, y otros**. PEM Electrolyzers and PEM Regenerative Fuel Cells Industrial View. *Electrochemical Energy Storage for Renewable Sources and Grid Balancing*. USA : Elsevier, 2014.
10. **Smolinka, Tom, Tabu Ojong, Emile y Garche, Jürgen**. Hydrogen Production from Renewable Energies - Electrolyzer Technologies. *Electrochemical Energy Storage for Renewable Sources and Grid Balancing*. Freiburg, Ulm : Elsevier, 2014.
11. **Gorre, Jachin, Ortloff, Felix y Charlotte van Leeuwen**. Production cost for synthetic methane in 2030 and 2050 of an optimized Power-to-Gas plant with intermediate hydrogen storage. s.l. : Elsevier, 2019. 253.
12. **Adams, Steven y Schnittger, Sorcha**. Impact of Electrolysers on the Network. s.l. : Scottish & Southern, 2016.
13. **Zauner, Andreas, y otros**. Innovate large-scale energy storage technologies and Power-to-Gas concepts after optimization. 2019.
14. **Gorre, Jachin, y otros**. Cost benefits of optimizing hydrogen storage and methanation capacities for Power-to-Gas plants in dynamic operation. s.l. : Elsevier, 2020. 257.
15. **International Energy Agency**. *Wind Energy & Hydrogen Integration*. 2011.
16. **Seyed Ehsan Hosseini y Mazlan Abdul Wahid**. Hydrogen production from renewable and sustainable energy resources: Promising green energy carrier for clean development. Skudai, Johor, Malasia : Elsevier, 2016. 57.
17. **Henry V. Krigmont**. *Integrated Biomass Gasification Combined Cycle (IBGCC) Power Generation Concept: The Gateway to a Cleaner Future*. 1999.
18. **Pavlos Nikolaidis y Andreas Poullikkas**. A comparative overview of hydrogen production processes. Limasol, Chipre : Elsevier, 2016. 67.
19. **Bermudez, J. M. y Fidalgo, B.** Production of bio-syngas and bio-hydrogen via gasification. [aut. libro] Rafael Luque, y otros. *Handbook of Biofuels Production*. Londres, Bedford : Elsevier, 2016.

20. Mitsubishi Hitachi Power Systems. *Hydrogen power generation advance toward commercial viability*. [En línea] <https://power.mhi.com/special/hydrogen>.
21. Conaif-Sedigas. *Combustión de los aparatos de gas*. 2015.
22. *Enhancement of fuel flexibility of industrial gas turbine by development of innovative hydrogen combustion systems*. Tekin, Nurettin, y otros. 2018.
23. Ansaldo, Energia. *Ansaldo Energia and Equinor collaborate on validation of 100% hydrogen gas turbine combustor*. 2019.
24. Patel, Sonal. Ansaldo, Equinor Partner to Validate 100% Hydrogen Gas Turbine. [En línea] <https://www.powermag.com/ansaldo-equinor-partner-to-validate-100-hydrogen-gas-turbine/>.
25. Ansaldo, Energia. Hydrogen Technology. Gas Turbine AE94-3A. [En línea] <https://www.ansaldoenergia.com/business-lines/new-units/gas-turbines/ae94-3a>.
26. —. Hydrogen Technology. Gas Turbine GT26. [En línea] <https://www.ansaldoenergia.com/Pages/GT26.aspx>.
27. —. Hydrogen Technology. Gas Turbine GT36. [En línea] <https://www.ansaldoenergia.com/business-lines/new-units/gas-turbines/gt36>.
28. P. Spath, y otros. *Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the battelle columbus laboratory indirectly-heated gasifier*. Colorado : s.n., 2005.
29. Polygon Energy. Intercambiabilidad de gases. [En línea] 3 de Abril de 2018. [Citado el: 16 de Junio de 2020.] <https://www.polygon.com>.
30. Mechanical Engineering Site. Wobbe Index. [En línea] 25 de Abril de 2017. [Citado el: 16 de Junio de 2020.] <http://www.mechanicalengineeringsite.com>.
31. Gas Extremadura. Características principales de los gases combustibles. [En línea] [Citado el: 16 de Junio de 2020.] <https://www.dcgasextremadura.es>.
32. ZGB Boiler Web site. *Calderas de biomasa*. [En línea] <https://es.zbgboiler.com/Case/75thcalderadebiomasa.html>.
33. ZGB Boiler Web site. *Calderas de carbón*. [En línea] <https://es.zbgboiler.com/Products/dhx-cfb-boiler.html>.
34. Manca, Davide. Plant economics - Lesson 8. *Lesson 8 of Process Systems Engineering*.
35. Eurostat Statistics Explained. [En línea]
36. Aspen Plus V8.8.
37. García Haro, Pedro. *Simulación de una Central Térmica de Ciclo Combinado basada en Hidrógeno*. 2018.
38. Wikipedia: Valor Actual Neto. [En línea] https://es.wikipedia.org/wiki/Valor_actual_neto.
39. *A short overview on purification and conditioning of syngas produced by biomass gasification: Catalytic strategies, process intensification and new concepts*. Richardson, Yohan, Blin, Joël y Julbe, Anne. s.l. : Elsevier, 2012.

Anexo I. Propiedades de componentes

En este Anexo se recogen propiedades como la densidad, el peso molecular o el poder calorífico correspondientes a los diferentes componentes del syngas. Estos datos se han obtenido a partir de Aspen Plus. La densidad está calculada para unas condiciones de 25 bar y 250 °C.

Tabla 11. Propiedades de los compuestos (36)

| | PM (kg/kmol) | Densidad (kg/m ³) | PCI (MJ/kg) | PCS (MJ/kg) | PCI (MJ/Nm ³) | PCS (MJ/Nm ³) |
|--------------------------------------|-----------------|----------------------------------|----------------|----------------|------------------------------|------------------------------|
| H ₂ | 2 | 1,16 | 120,9 | 142,9 | 10,79 | 12,76 |
| H ₂ O | 18 | 10,35 | - | - | - | - |
| CO | 28 | 16,1 | 10,11 | 10,11 | 12,64 | 12,64 |
| N ₂ | 28 | 16,1 | - | - | - | - |
| O ₂ | 32 | - | - | - | - | - |
| Ar | 40 | - | - | - | - | - |
| CO ₂ | 44 | 25,3 | - | - | - | - |
| H ₂ S | 34 | - | - | - | - | - |
| SO ₂ | 64 | - | - | - | - | - |
| NH ₃ | 17 | - | 18,6 | 14,11 | 14,12 | 10,71 |
| NO ₂ | 46 | - | - | - | - | - |
| CH ₄ | 16 | 9,22 | 50,16 | 55,66 | 35,83 | 39,76 |
| C ₂ H ₆ | 30 | 17,28 | 47,61 | 52,01 | 63,76 | 69,66 |
| C ₂ H ₄ | 28 | 16,12 | 47,24 | 50,39 | 59,05 | 62,99 |
| C ₂ H ₂ | 26 | 14,97 | 48,34 | 50,03 | 56,11 | 58,07 |
| C ₃ H ₈ | 44 | 25,35 | 46,44 | 50,44 | 91,22 | 99,08 |
| C ₄ H ₁₀ | 58 | 33,41 | 45,8 | 49,56 | 118,59 | 128,33 |
| C ₄ + | - | - | 45,8 | 49,59 | - | - |
| C ₆ H ₆ | 78 | - | 40,63 | 42,32 | 141,48 | 147,36 |
| Tar(C ₁₀ H ₈) | 128 | - | - | - | - | - |
| S | 32 | - | - | - | - | - |
| Biomasa | - | - | - | - | - | - |
| Aire | 28,95 | 16,64 | - | - | - | - |

Para determinar la densidad de una mezcla gaseosa se ha utilizado la Ecuación 6

$$\rho_{mezcla} = \frac{P \cdot PM_{mezcla}}{R \cdot T} \quad \text{Ecuación 6}$$

Donde:

- P: es la presión.
- PM_{Mezcla}: es el peso molecular medio de la corriente.
- R es la constante de los gases ideales.
- T es la temperatura.

Anexo II. Balance de materia para una etapa de WGS

Para determinar la entrada de biomasa a la planta, se parte de la potencia eléctrica que se quiere generar, imponiendo un valor de 400 MW.

A partir de la potencia eléctrica, se calcula el caudal de hidrógeno y de gas natural necesarios para obtener dicho valor. Para ello, se hace uso de la Ecuación 7 y Ecuación 8.

$$\dot{m} \left(\frac{t}{h} \right) = \frac{P_{Térmica}(MW) \cdot 3600}{PCI \left(\frac{MJ}{kg} \right)} \cdot \frac{1}{1000} \quad \text{Ecuación 7}$$

$$P_{Térmica}(MW) = \frac{Potencia_{Eléctrica}(MW)}{\eta_{Turbina}} \quad \text{Ecuación 8}$$

Otros datos importantes a la hora de calcular el caudal másico de biomasa es la humedad de la misma y la relación que hay entre el hidrógeno producido y la cantidad de biomasa seca requerida para ello.

Las toneladas de biomasa y biomasa seca se calculan mediante la Ecuación 9 y la Ecuación 10 **Error!** **No se encuentra el origen de la referencia.**, respectivamente.

$$\dot{m}_{Biomasa} \left(\frac{t}{h} \right) = \frac{\dot{m}_{Biomasa\ seca} \left(\frac{t}{h} \right)}{1 - \frac{\% Humedad}{100}} \quad \text{Ecuación 9}$$

$$\dot{m}_{Biomasa\ seca} \left(\frac{t}{h} \right) = \frac{\dot{m}_{Hidrógeno} \left(\frac{t}{h} \right)}{D} \quad \text{Ecuación 10}$$

Siendo D la relación existente entre las toneladas de hidrógeno producido y las toneladas de biomasa seca necesarias.

Tabla 12. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina AE94-3A

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,72 bar | P = 1,72 bar | P = 1,01 bar | P = 1,52 bar | P = 1,72 bar | P = 1,52 bar | P = 1,17 bar |
| | T = 105 °C | T = 126 °C | T = 30 °C | T = 982 °C | T = 16 °C | T = 870 °C | T = 70 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8.411 | 33.366 |
| H ₂ O (kg/h) | 68.147 | 198.900 | 23.468 | 83.835 | 0 | 267.046 | 155.618 |
| CO (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 206.715 | 273.709 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 890.613 | 890.656 | 0 | 0 | 715 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 272.884 | 29.154 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 15.190 | 15.189 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 593 | 289.097 | 0 | 98.514 | 181.985 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 438 | 438 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 73 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 966 | 95 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 43.115 | 8.623 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.540 | 16 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 21.348 | 2.135 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.858 | 185 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.741 | 16 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 5.220 | 5 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 13.473 | 14.798 | 1.344 | 1.346 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 4.597 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 11 | 11 |
| Biomasa (kg/h) | 499.747 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 567.894 | 198.900 | 1.202.749 | 1.326.075 | 14.798 | 658.266 | 658.266 |

Tabla 13. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina AE94-3A

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 33.360 | 0 | 33.360 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 19.463 | 133.232 | 1.570 | 0 | 1.570 | 1.356 | 375.885 |
| CO (kg/h) | 8 | 0 | 273.705 | 0 | 273.705 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 715 | 0 | 715 | 0 | 0 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 22 | 0 | 181.964 | 0 | 181.964 | 0 | 0 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 438 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 8 | 5 | 82 | 0 | 82 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 3 | 0 | 8.620 | 0 | 8.620 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 16 | 0 | 16 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 3 | 0 | 2.133 | 0 | 2.133 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 185 | 0 | 185 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 16 | 0 | 16 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 5 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 427 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.345 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 11 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 19.512 | 133.237 | 502.804 | 427 | 502.366 | 2.712 | 375.885 |

Tabla 14. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina AE94-3A

| | Corriente 407 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,89 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 200 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (kg/h) | 45.902 | 0 | 29.555 | 13.567 | 0 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 265.367 | 208.882 | 0 | 2.320 | 0 | 16.041 | 154.618 |
| CO (kg/h) | 99.419 | 0 | 0 | 15.206 | 0 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 715 | 0 | 0 | 715 | 182 | 608.756 | 611.019 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 186.523 | 14.752 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 10.383 | 10.406 |
| CO ₂ (kg/h) | 455.795 | 103 | 0 | 588.007 | 131 | 405 | 672.235 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 82 | 65 | 0 | 16 | 0 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 49 |
| CH ₄ (kg/h) | 8.620 | 0 | 0 | 8.620 | 9.015 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 16 | 0 | 0 | 16 | 555 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 2.133 | 0 | 0 | 2.133 | 0 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 185 | 0 | 0 | 185 | 0 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 131 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 158 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 16 | 0 | 0 | 16 | 0 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 878.251 | 209.051 | 29.555 | 630.802 | 10.171 | 822.108 | 1.463.080 |

Tabla 15. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina GT-26

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,72 bar | P = 1,72 bar | P = 1,01 bar | P = 1,52 bar | P = 1,72 bar | P = 1,52 bar | P = 1,17 bar |
| | T = 105 °C | T = 126 °C | T = 30 °C | T = 982 °C | T = 16 °C | T = 870 °C | T = 70 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8.267 | 32.796 |
| H ₂ O (kg/h) | 66.984 | 195.504 | 23.067 | 82.403 | 0 | 262.487 | 152.962 |
| CO (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 203.186 | 269.036 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 875.407 | 875.450 | 0 | 0 | 703 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 268.225 | 28.657 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 14.931 | 14.930 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 583 | 284.161 | 0 | 96.832 | 178.878 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 430 | 430 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 72 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 949 | 94 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 42.379 | 8.476 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.513 | 16 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 20.984 | 2.099 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.826 | 182 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.711 | 16 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 5.131 | 5 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 13.243 | 14.545 | 1.321 | 1.323 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 4.519 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 11 | 11 |
| Biomasa (kg/h) | 491.215 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 558.198 | 195.504 | 1.182.214 | 1.303.435 | 14.545 | 647.027 | 647.027 |

Tabla 16. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina GT-26

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 32.791 | 0 | 32.791 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 19.131 | 130.957 | 1.543 | 0 | 1.543 | 1.333 | 369.467 |
| CO (kg/h) | 8 | 0 | 269.032 | 0 | 269.032 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 703 | 0 | 703 | 0 | 0 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 21 | 0 | 178.857 | 0 | 178.857 | 0 | 0 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 430 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 8 | 5 | 80 | 0 | 80 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 3 | 0 | 8.473 | 0 | 8.473 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 16 | 0 | 16 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 3 | 0 | 2.096 | 0 | 2.096 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 182 | 0 | 182 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 16 | 0 | 16 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 5 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 420 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.322 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 11 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 19.179 | 130.963 | 494.220 | 420 | 493.789 | 2.666 | 369.467 |

Tabla 17. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina GT-26

| | Corriente 407 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,89 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 200 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (kg/h) | 45.119 | 0 | 29.050 | 13.335 | 0 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 260.837 | 205.316 | 0 | 2.281 | 0 | 15.767 | 151.978 |
| CO (kg/h) | 97.722 | 0 | 0 | 14.946 | 0 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 703 | 0 | 0 | 703 | 179 | 598.362 | 600.587 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 183.339 | 14.500 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 10.206 | 10.229 |
| CO ₂ (kg/h) | 448.013 | 102 | 0 | 577.968 | 128 | 398 | 660.758 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 80 | 64 | 0 | 16 | 0 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 48 |
| CH ₄ (kg/h) | 8.473 | 0 | 0 | 8.473 | 8.861 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 16 | 0 | 0 | 16 | 545 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 2.096 | 0 | 0 | 2.096 | 0 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 182 | 0 | 0 | 182 | 0 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 128 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 155 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 16 | 0 | 0 | 16 | 0 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 863.256 | 205.482 | 29.050 | 620.032 | 9.997 | 808.072 | 1.438.101 |

Tabla 18. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina GT-36

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,72 bar | P = 1,72 bar | P = 1,01 bar | P = 1,52 bar | P = 1,72 bar | P = 1,52 bar | P = 1,17 bar |
| | T = 105 °C | T = 126 °C | T = 30 °C | T = 982 °C | T = 16 °C | T = 870 °C | T = 70 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8.013 | 31.788 |
| H ₂ O (kg/h) | 64.925 | 189.496 | 22.358 | 79.871 | 0 | 254.420 | 148.261 |
| CO (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 196.941 | 260.768 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 848.504 | 848.545 | 0 | 0 | 682 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 259.982 | 27.776 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 14.472 | 14.471 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 565 | 275.428 | 0 | 93.856 | 173.381 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 417 | 417 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 70 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 920 | 91 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 41.076 | 8.215 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.467 | 16 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 20.339 | 2.034 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.770 | 176 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.659 | 16 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 4.973 | 5 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 12.836 | 14.098 | 1.280 | 1.283 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 4.380 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 10 | 10 |
| Biomasa (kg/h) | 476.118 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 541.043 | 189.496 | 1.145.881 | 1.263.376 | 14.098 | 627.142 | 627.142 |

Tabla 19. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina GT-36

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 31.783 | 0 | 31.783 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 18.543 | 126.933 | 1.495 | 0 | 1.495 | 1.292 | 358.112 |
| CO (kg/h) | 8 | 0 | 260.764 | 0 | 260.764 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 682 | 0 | 682 | 0 | 0 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 21 | 0 | 173.361 | 0 | 173.361 | 0 | 0 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 417 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 8 | 5 | 78 | 0 | 78 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 3 | 0 | 8.213 | 0 | 8.213 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 16 | 0 | 16 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 3 | 0 | 2.032 | 0 | 2.032 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 176 | 0 | 176 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 16 | 0 | 16 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 5 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 407 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.282 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 10 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 18.589 | 126.938 | 479.031 | 407 | 478.614 | 2.584 | 358.112 |

Tabla 20. Balance de materia para un reactor de Water-Gas-Shift. Turbina GT-36

| | Corriente 407 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,89 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 200 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (kg/h) | 43.732 | 0 | 28.158 | 12.925 | 0 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 252.821 | 199.006 | 0 | 2.211 | 0 | 15.282 | 147.308 |
| CO (kg/h) | 94.718 | 0 | 0 | 14.487 | 0 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 682 | 0 | 0 | 682 | 174 | 579.973 | 582.130 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 177.704 | 14.054 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 9.892 | 9.914 |
| CO ₂ (kg/h) | 434.244 | 98 | 0 | 560.205 | 124 | 386 | 640.451 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 78 | 62 | 0 | 16 | 0 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 47 |
| CH ₄ (kg/h) | 8.213 | 0 | 0 | 8.213 | 8.588 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 16 | 0 | 0 | 16 | 529 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 2.032 | 0 | 0 | 2.032 | 0 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 176 | 0 | 0 | 176 | 0 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 124 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 150 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 16 | 0 | 0 | 16 | 0 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 836.726 | 199.167 | 28.158 | 600.976 | 9.690 | 783.237 | 1.393.904 |

Anexo III. Balance de materia para dos etapas de WGS

Tabla 21. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina AE94-3A

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|--------------------------------------|----------------------------|----------------------------|---------------------------|----------------------------|---------------------------|----------------------------|---------------------------|
| | P = 1,72 bar T = 105 °C | P = 1,72 bar T = 126 °C | P = 1,01 bar T = 30 °C | P = 1,52 bar T = 982 °C | P = 1,72 bar T = 16 °C | P = 1,52 bar T = 870 °C | P = 1,17 bar T = 70 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 6.474 | 25.681 |
| H ₂ O (kg/h) | 52.452 | 153.091 | 18.063 | 64.527 | 0 | 205.542 | 119.778 |
| CO (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 159.106 | 210.671 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 685.495 | 685.528 | 0 | 0 | 551 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 210.036 | 22.440 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 11.692 | 11.691 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 456 | 222.514 | 0 | 75.825 | 140.072 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 337 | 337 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 57 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 743 | 73 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 33.185 | 6.637 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.185 | 13 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 16.431 | 1.644 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.430 | 142 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.340 | 13 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 4.018 | 4 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 10.370 | 11.390 | 1.034 | 1.036 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 3.538 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8 | 8 |
| Biomasa (kg/h) | 384.650 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 437.102 | 153.091 | 925.742 | 1.020.665 | 11.390 | 506.660 | 506.660 |

Tabla 22. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina AE94-3A

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 25.677 | 0 | 25.677 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 14.980 | 102.547 | 1.208 | 0 | 1.208 | 1.044 | 289.314 |
| CO (kg/h) | 6 | 0 | 210.668 | 0 | 210.668 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 551 | 0 | 551 | 0 | 0 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 17 | 0 | 140.056 | 0 | 140.056 | 0 | 0 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 337 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 6 | 4 | 63 | 0 | 63 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 2 | 0 | 6.635 | 0 | 6.635 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 13 | 0 | 13 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 2 | 0 | 1.641 | 0 | 1.641 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 142 | 0 | 142 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 13 | 0 | 13 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 4 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 329 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.035 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 15.018 | 102.551 | 387.003 | 329 | 386.666 | 2.087 | 289.314 |

Tabla 23. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina AE94-3A

| | Corriente 411 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,20 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 156 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (kg/h) | 39.997 | 0 | 22.748 | 10.442 | 0 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 162.560 | 160.774 | 0 | 1.786 | 0 | 12.347 | 119.008 |
| CO (kg/h) | 11.704 | 0 | 0 | 11.704 | 0 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 551 | 0 | 0 | 551 | 140 | 468.552 | 470.295 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 143.565 | 11.354 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 7.992 | 8.010 |
| CO ₂ (kg/h) | 452.662 | 80 | 0 | 452.582 | 100 | 312 | 517.412 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 63 | 50 | 0 | 13 | 0 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 38 |
| CH ₄ (kg/h) | 6.635 | 0 | 0 | 6.635 | 6.939 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 13 | 0 | 0 | 13 | 427 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 1.641 | 0 | 0 | 1.641 | 0 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 142 | 0 | 0 | 142 | 0 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 100 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 121 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 13 | 0 | 0 | 13 | 0 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 675.980 | 160.904 | 22.748 | 485.521 | 7.828 | 632.767 | 1.126.116 |

Tabla 24. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina GT-26

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,72 bar | P = 1,72 bar | P = 1,01 bar | P = 1,52 bar | P = 1,72 bar | P = 1,52 bar | P = 1,17 bar |
| | T = 105 °C | T = 126 °C | T = 30 °C | T = 982 °C | T = 16 °C | T = 870 °C | T = 70 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 6.363 | 25.243 |
| H ₂ O (kg/h) | 51.557 | 150.477 | 17.755 | 63.425 | 0 | 202.033 | 117.733 |
| CO (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 156.390 | 207.074 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 673.791 | 673.824 | 0 | 0 | 541 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 206.450 | 22.057 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 11.492 | 11.491 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 449 | 218.715 | 0 | 74.531 | 137.680 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 331 | 331 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 56 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 731 | 72 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 32.618 | 6.524 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.165 | 12 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 16.151 | 1.615 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.406 | 140 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.317 | 12 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.949 | 4 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 10.193 | 11.195 | 1.017 | 1.019 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 3.478 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8 | 8 |
| Biomasa (kg/h) | 378.082 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 429.639 | 150.477 | 909.937 | 1.003.239 | 11.195 | 498.009 | 498.009 |

Tabla 25. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina GT-26

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 25.239 | 0 | 25.239 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 14.725 | 100.796 | 1.187 | 0 | 1.187 | 1.026 | 284.375 |
| CO (kg/h) | 6 | 0 | 207.071 | 0 | 207.071 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 541 | 0 | 541 | 0 | 0 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 16 | 0 | 137.664 | 0 | 137.664 | 0 | 0 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 331 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 6 | 4 | 62 | 0 | 62 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 2 | 0 | 6.522 | 0 | 6.522 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 12 | 0 | 12 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 2 | 0 | 1.613 | 0 | 1.613 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 140 | 0 | 140 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 12 | 0 | 12 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 4 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 323 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.018 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 14.762 | 100.800 | 380.395 | 323 | 380.064 | 2.052 | 284.375 |

Tabla 26. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina GT-26

| | Corriente 411 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,20 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 156 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (kg/h) | 39.314 | 0 | 22.360 | 10.264 | 0 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 159.785 | 158.029 | 0 | 1.755 | 0 | 12.136 | 116.976 |
| CO (kg/h) | 11.504 | 0 | 0 | 11.504 | 0 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 541 | 0 | 0 | 541 | 138 | 460.553 | 462.265 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 141.114 | 11.161 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 7.855 | 7.873 |
| CO ₂ (kg/h) | 444.933 | 78 | 0 | 444.855 | 99 | 307 | 508.578 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 62 | 49 | 0 | 12 | 0 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 37 |
| CH ₄ (kg/h) | 6.522 | 0 | 0 | 6.522 | 6.820 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 12 | 0 | 0 | 12 | 420 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 1.613 | 0 | 0 | 1.613 | 0 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 140 | 0 | 0 | 140 | 0 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 99 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 119 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 12 | 0 | 0 | 12 | 0 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 664.439 | 158.157 | 22.360 | 477.231 | 7.695 | 621.964 | 1.106.890 |

Tabla 27. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina GT-36

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,72 bar | P = 1,72 bar | P = 1,01 bar | P = 1,52 bar | P = 1,72 bar | P = 1,52 bar | P = 1,17 bar |
| | T = 105 °C | T = 126 °C | T = 30 °C | T = 982 °C | T = 16 °C | T = 870 °C | T = 70 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 6.168 | 24.467 |
| H ₂ O (kg/h) | 49.972 | 145.853 | 17.209 | 61.476 | 0 | 195.824 | 114.114 |
| CO (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 151.583 | 200.710 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 653.084 | 653.115 | 0 | 0 | 525 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 200.105 | 21.379 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 11.139 | 11.138 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 435 | 211.994 | 0 | 72.240 | 133.449 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 321 | 321 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 54 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 708 | 70 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 31.616 | 6.323 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.129 | 12 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 15.654 | 1.566 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.362 | 136 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.277 | 12 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.828 | 4 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 9.880 | 10.851 | 985 | 987 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 3.371 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8 | 8 |
| Biomasa (kg/h) | 366.463 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 416.435 | 145.853 | 881.972 | 972.406 | 10.851 | 482.704 | 482.704 |

Tabla 28. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina GT-36

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 24.463 | 0 | 24.463 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 14.272 | 97.699 | 1.151 | 0 | 1.151 | 994 | 275.635 |
| CO (kg/h) | 6 | 0 | 200.707 | 0 | 200.707 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 525 | 0 | 525 | 0 | 0 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO ₂ (kg/h) | 16 | 0 | 133.434 | 0 | 133.434 | 0 | 0 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 321 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 6 | 4 | 60 | 0 | 60 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CH ₄ (kg/h) | 2 | 0 | 6.321 | 0 | 6.321 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 12 | 0 | 12 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 2 | 0 | 1.564 | 0 | 1.564 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 136 | 0 | 136 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 0 | 0 | 12 | 0 | 12 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 4 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 313 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 986 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 14.308 | 97.703 | 368.705 | 313 | 368.384 | 1.989 | 275.635 |

Tabla 29. Balance de materia para dos reactores de Water-Gas-Shift. Turbina GT-36

| | Corriente 411 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|--------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,20 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 156 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (kg/h) | 38.106 | 0 | 21.673 | 9.949 | 0 | 0 | 0 |
| H ₂ O (kg/h) | 154.874 | 153.173 | 0 | 1.701 | 0 | 11.763 | 113.381 |
| CO (kg/h) | 11.150 | 0 | 0 | 11.150 | 0 | 0 | 0 |
| N ₂ (kg/h) | 525 | 0 | 0 | 525 | 134 | 446.398 | 448.059 |
| O ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 136.777 | 10.818 |
| Ar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 7.614 | 7.631 |
| CO ₂ (kg/h) | 431.259 | 76 | 0 | 431.184 | 96 | 297 | 492.948 |
| H ₂ S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NH ₃ (kg/h) | 60 | 48 | 0 | 12 | 0 | 0 | 0 |
| NO ₂ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 36 |
| CH ₄ (kg/h) | 6.321 | 0 | 0 | 6.321 | 6.610 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₆ (kg/h) | 12 | 0 | 0 | 12 | 407 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₄ (kg/h) | 1.564 | 0 | 0 | 1.564 | 0 | 0 | 0 |
| C ₂ H ₂ (kg/h) | 136 | 0 | 0 | 136 | 0 | 0 | 0 |
| C ₃ H ₈ (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 96 | 0 | 0 |
| C ₄ + (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 116 | 0 | 0 |
| C ₆ H ₆ (kg/h) | 12 | 0 | 0 | 12 | 0 | 0 | 0 |
| Tar (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| S (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Olivina (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Cenizas (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Char (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Biomasa (kg/h) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| TOTAL | 644.019 | 153.296 | 21.673 | 462.565 | 7.458 | 602.849 | 1.072.872 |

Anexo IV. Composición de corrientes

Tabla 30. Composición de las corrientes principales

| | Corriente 105 | Corriente 200 | Corriente 208 | Corriente 212 | Corriente 221 | Corriente 224 | Corriente 300 |
|---------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,72 bar | P = 1,72 bar | P = 1,01 bar | P = 1,52 bar | P = 1,72 bar | P = 1,52 bar | P = 1,17 bar |
| | T = 105 °C | T = 126 °C | T = 30 °C | T = 982 °C | T = 16 °C | T = 870 °C | T = 70 °C |
| H ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 1,28 | 5,07 |
| H ₂ O (% m/m) | 12,00 | 100,00 | 1,95 | 6,32 | 0,00 | 40,57 | 23,64 |
| CO (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 31,40 | 41,58 |
| N ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 74,05 | 67,16 | 0,00 | 0,00 | 0,11 |
| O ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 22,69 | 2,20 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Ar (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 1,26 | 1,15 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| CO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,05 | 21,80 | 0,00 | 14,97 | 27,65 |
| H ₂ S (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,07 | 0,07 |
| SO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,01 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| NH ₃ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,15 | 0,01 |
| NO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| CH ₄ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 6,55 | 1,31 |
| C ₂ H ₆ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,23 | 0,00 |
| C ₂ H ₄ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 3,24 | 0,32 |
| C ₂ H ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,28 | 0,03 |
| C ₃ H ₈ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₄ + (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₆ H ₆ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,26 | 0,00 |
| Tar (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,79 | 0,00 |
| S (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Olivina (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 1,02 | 100,00 | 0,20 | 0,20 |
| Cenizas (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,35 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Char (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Biomasa (% m/m) | 88,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| TOTAL | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 |

Tabla 31. Composición de las corrientes principales

| | Corriente 305 | Corriente 314 | Corriente 319 | Corriente 324 | Corriente 331 | Corriente 336 | Corriente 400 |
|---------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 1,03 bar | P = 2,90 bar | P = 2,39 bar | P = 1,01 bar | P = 27,58 bar | P = 2,39 bar | P = 27,58 bar |
| | T = 60 °C | T = 65 °C | T = 50 °C | T = 43 °C | T = 360 °C | T = 60 °C | T = 377 °C |
| H ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 6,63 | 0,00 | 6,64 | 0,00 | 0,00 |
| H ₂ O (% m/m) | 99,75 | 100,00 | 0,31 | 0,00 | 0,31 | 50,00 | 100,00 |
| CO (% m/m) | 0,04 | 0,00 | 54,44 | 0,00 | 54,48 | 0,00 | 0,00 |
| N ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,14 | 0,00 | 0,14 | 0,00 | 0,00 |
| O ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Ar (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| CO ₂ (% m/m) | 0,11 | 0,00 | 36,19 | 0,00 | 36,22 | 0,00 | 0,00 |
| H ₂ S (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,09 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| SO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| NH ₃ (% m/m) | 0,04 | 0,00 | 0,02 | 0,00 | 0,02 | 0,00 | 0,00 |
| NO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| CH ₄ (% m/m) | 0,01 | 0,00 | 1,71 | 0,00 | 1,72 | 0,00 | 0,00 |
| C ₂ H ₆ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₂ H ₄ (% m/m) | 0,01 | 0,00 | 0,42 | 0,00 | 0,42 | 0,00 | 0,00 |
| C ₂ H ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,04 | 0,00 | 0,04 | 0,00 | 0,00 |
| C ₃ H ₈ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₄ + (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₆ H ₆ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Tar (% m/m) | 0,03 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| S (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 100,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Olivina (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 49,60 | 0,00 |
| Cenizas (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Char (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,40 | 0,00 |
| Biomasa (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| TOTAL | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 |

Tabla 32. Composición de las corrientes principales

| | Corriente 407 | Corriente 411 | Corriente 418 | Corriente 424 | Corriente 426 | Corriente 427 | Corriente 429 | Corriente 432 |
|---------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | P = 26,89 bar | P = 26,20 bar | P = 25,51 bar | P = 24,82 bar | P = 1,04 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar | P = 1,01 bar |
| | T = 200 °C | T = 156 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 43 °C | T = 16 °C | T = 30 °C | T = 980 °C |
| H ₂ (% m/m) | 5,23 | 5,92 | 0,00 | 100,00 | 31,60 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| H ₂ O (% m/m) | 30,22 | 24,05 | 99,92 | 0,00 | 0,60 | 0,00 | 1,95 | 10,57 |
| CO (% m/m) | 11,32 | 1,73 | 0,00 | 0,00 | 2,53 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| N ₂ (% m/m) | 0,08 | 0,08 | 0,00 | 0,00 | 0,12 | 1,79 | 74,05 | 41,76 |
| O ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 22,69 | 1,01 |
| Ar (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 1,26 | 0,71 |
| CO ₂ (% m/m) | 51,90 | 66,96 | 0,05 | 0,00 | 62,25 | 1,28 | 0,05 | 45,95 |
| H ₂ S (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| SO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| NH ₃ (% m/m) | 0,01 | 0,01 | 0,03 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| NO ₂ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| CH ₄ (% m/m) | 0,98 | 0,98 | 0,00 | 0,00 | 2,51 | 88,63 | 0,00 | 0,00 |
| C ₂ H ₆ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 5,46 | 0,00 | 0,00 |
| C ₂ H ₄ (% m/m) | 0,24 | 0,24 | 0,00 | 0,00 | 0,35 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₂ H ₂ (% m/m) | 0,02 | 0,02 | 0,00 | 0,00 | 0,03 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| C ₃ H ₈ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 1,28 | 0,00 | 0,00 |
| C ₄ + (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 1,55 | 0,00 | 0,00 |
| C ₆ H ₆ (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Tar (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| S (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Olivina (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Cenizas (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Char (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Biomasa (% m/m) | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| TOTAL | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 | 100,00 |

Anexo V. Evaluación económica

En este Anexo, se muestran los cálculos que se han realizado para la evaluación económica de la planta.

Los datos a partir de los cuales se han calculado los costes son los siguientes (37):

- El coste del terreno es el 5% del inmovilizado.
- El capital circulante es igual al coste de operación de un mes.
- El valor residual de la planta es un 10% del capital inmovilizado sin incluir el terreno.
- La vida útil de la planta es de 20 años.
- Los gastos de operación que no corresponden a consumibles son el 4% del capital fijo.
- El periodo de depreciación es de 10 años.
- La tasa de impuestos es del 30%.
- Se asume una TIR del 10%

El VAN se calcula mediante la Ecuación 11:

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=0}^n \frac{CF_i}{(1 + TIR)^i} \quad \text{Ecuación 11 (38)}$$

Por otro lado, los flujos de cajas anuales se han dividido en cinco periodos:

- Periodo 1: corresponde al año cero, es decir, al momento en el que adquiere el terreno.

$$CF_0 = \text{Terreno} \quad \text{Ecuación 12}$$

- Periodo 2: corresponde al año en el que se construye la planta, suponiendo que la construcción solamente dura un año.

$$CF_1 = (\text{Inmovilizado} + \text{Circulante}) \cdot \frac{1}{1 + TIR} \quad \text{Ecuación 13}$$

- Periodo 3: corresponde al periodo de tiempo en el que se tiene en cuenta la amortización de la planta.

$$CF_2 = [(\text{Ventas} - \text{Gastos} - \text{Amortización}) \cdot (1 - \text{Impuestos})] \cdot \sum_{i=1}^{11} \frac{1}{(1 + TIR)^i} \quad \text{Ecuación 14}$$

- Periodo 4: corresponde a los años siguientes de la planta en los que no se ha de tener en cuenta la amortización ni depreciación de la planta.

$$CF_3 = [(\text{Ventas} - \text{Gastos} - \text{Amortización}) \cdot (1 - \text{Impuestos})] \cdot \sum_{i=12}^{19} \frac{1}{(1 + TIR)^i} \quad \text{Ecuación 15}$$

- Periodo 5: es el último año de vida útil de la planta.

$$CF_4 = [(Ventas - Gastos) \cdot (1 - Impuestos) + Circulante + Terreno + Residual] \cdot \frac{1}{(1 + TIR)^{20}}$$

Ecuación 16