# Universidad Rey Juan Carlos

## Escuela Superior de Ciencias Experimentales y Tecnología

Departamento de Tecnología Química y Energética, Tecnología Química y Ambiental y Tecnología Mecánica y Química Analítica


# ANÁLISIS DE SISTEMAS ENERGÉTICOS BASADOS EN GASIFICACIÓN DE BIOMASA

***Tesis doctoral***


**Ana Isabel Susmozas Torres**

# ANÁLISIS DE SISTEMAS ENERGÉTICOS BASADOS EN GASIFICACIÓN DE BIOMASA

***Tesis doctoral***

**Ana Isabel Susmozas Torres**

Elaborada en el Instituto IMDEA Energía, Móstoles (Madrid)
Centro de presentación de la tesis: Universidad Rey Juan Carlos, Móstoles (Madrid)
Departamento de Tecnología Química y Energética, Tecnología Química y Ambiental y Tecnología Mecánica y Química Analítica

Directores:

**Prof. Dr. Javier Dufour Andía**
**Dr. Diego Iribarren Lorenzo**

Móstoles, 2015

**CERTIFICADO**

**Prof. Dr. Javier Dufour Andía,** Jefe de la Unidad de Análisis de Sistemas del Instituto IMDEA Energía y Profesor Titular del Departamento de Tecnología Química y Energética, Tecnología Química y Ambiental y Tecnología Mecánica y Química Analítica de la Universidad Rey Juan Carlos y **Dr. Diego Iribarren Lorenzo,** Investigador Titular del Instituto IMDEA Energía,

**certifican**

que Ana Isabel Susmozas Torres ha realizado bajo su dirección y en las instalaciones del Instituto IMDEA Energía la presente tesis doctoral titulada:

*"**Análisis de sistemas energéticos basados en gasificación de biomasa**"*

La presente tesis ha cumplido con los objetivos planteados, proporcionando resultados innovadores y originales. Por lo tanto, se expresa su conformidad para proceder a la defensa pública de la tesis para optar al grado de Doctor.

Fdo. Prof. Dr. Javier Dufour Andía

Fdo. Dr. Diego Iribarren Lorenzo

Móstoles, a 23 de noviembre de 2015

*Quisiera agradecer al Instituto IMDEA Energía, y en especial a mis directores de tesis, Javier Dufour y Diego Iribarren, el darme la oportunidad de trabajar y realizar este proyecto.*

*A mis compañeros de la Unidad de Análisis de Sistemas, por toda la ayuda que me han prestado en este trabajo.*

*A mi familia y amigos por todo su apoyo y por estar siempre a mi lado, tanto en los buenos como en los malos momentos.*

# Resumen

Los precios de la energía han sufrido un incremento continuo debido a la disminución de las reservas de combustibles fósiles y a la creciente demanda de energía. Esta situación, unida a un aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero, ha derivado en un creciente interés por el desarrollo de tecnologías económicas y limpias en el sector energético. En particular, la gasificación de biomasa se considera una tecnología muy prometedora, ya que se obtiene un gas combustible que puede ser empleado en una amplia variedad de aplicaciones energéticas, entre las que cabe destacar la producción de electricidad, hidrógeno o combustibles sintéticos. El objetivo de esta tesis es la evaluación de este tipo de sistemas energéticos. Concretamente se han seleccionado tres: producción de electricidad mediante gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado, producción de hidrógeno y coproducción de biocombustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. Para todos los casos de estudio, el gasificador empleado es un gasificador indirecto de *char* y la biomasa lignocelulósica empleada es chopo (cultivo energético de rotación corta).

El análisis de los sistemas se fundamenta en la simulación, con Aspen Plus®, del proceso de gasificación de biomasa y, a partir de ésta, de los tres sistemas energéticos. Los datos obtenidos se utilizan como base para analizar los sistemas desde un punto de vista técnico, ambiental y económico, utilizando para ello herramientas de análisis exergético, del ciclo de vida y económico, respectivamente.

En general, en el análisis exergético se ha encontrado que la mayor parte de la destrucción exergética se produce en la sección de gasificación debido principalmente a las irreversibilidades asociadas a las reacciones químicas que se dan en el gasificador. Las secciones de generación de electricidad también presentan contribuciones significativas. En el análisis exergético global, los sistemas de producción de hidrógeno y de electricidad presentan las eficiencias exergéticas más elevadas (35,5 % y 31,5 %, respectivamente). El proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad presenta una eficiencia bastante inferior (26,1 %). Esto se debe principalmente al mayor número de operaciones involucradas.

En el análisis ambiental, se identifica el subsistema de producción y transporte de biomasa como la principal fuente de impacto ambiental. Esto se asocia principalmente a la fase de cultivo y recolección de la biomasa. Por otro lado, este subsistema genera un impacto favorable en la categoría de calentamiento global, debido a la fijación de $CO_2$ durante el crecimiento de la biomasa, obteniéndose porcentajes de reducción de gases de efecto invernadero con respecto a las tecnologías convencionales superiores al 65 %. De hecho, los procesos de producción de electricidad y de producción de hidrógeno presentan porcentajes de reducción de aproximadamente el 95 %.

Mediante el análisis económico, se obtiene que los costes de producción de cada uno de los productos obtenidos (electricidad, hidrógeno y combustibles sintéticos) no son competitivos con los asociados a los mismos productos obtenidos mediante tecnologías actuales. De hecho, se obtienen unos incrementos en los costes de producción que van desde el 33 % (producción de electricidad) hasta el 58 % (producción de hidrógeno). Sin embargo, teniendo en cuenta que son procesos en fase de desarrollo y que dichos costes presentan el mismo orden de magnitud que los convencionales, se puede sugerir que son tecnologías prometedoras.

Finalmente, en base a la comparación de los tres sistemas energéticos basados en gasificación de biomasa, el sistema con mayor viabilidad es el proceso de producción de electricidad mediante gasificación integrada en ciclo combinado. Sin embargo, no se puede elegir un único proceso como la mejor opción. Esta elección estará directamente relacionada con las necesidades energéticas futuras.

# Índice

**Capítulo 1. La gasificación de biomasa en el panorama energético actual ..... 23**

1.1 Contexto energético ..... 25

1.2 Tecnologías para un sistema energético sostenible ..... 27

1.2.1 Tipos de biomasa ..... 28

1.2.2 Tecnologías de conversión de la biomasa ..... 29

1.3 Gasificación: tecnología y usos ..... 31

1.3.1 Química del proceso ..... 31

1.3.2 Tipos de gasificadores ..... 33

1.3.3 Limpieza del gas de síntesis ..... 39

1.3.4 Usos del gas de síntesis ..... 41

**1.4 Bibliografía ..... 43**

**Capítulo 2. Objetivos ..... 49**

**Capítulo 3. Introducción a las metodologías de análisis ..... 53**

3.1 Introducción ..... 55

3.2 Simulación de procesos ..... 55

3.2.1 Introducción a los programas de simulación ..... 55

3.2.2 Simulación en Aspen Plus® ..... 56

3.3 Análisis exergético ..... 59

3.3.1 Definición de exergía ..... 59

3.3.2 Cálculo de la exergía ..... 60

3.4 Análisis del Ciclo de Vida ..... 62

3.4.1 Introducción al Análisis del Ciclo de Vida ..... 62

3.4.2 Etapas de los estudios de ACV ..... 64

3.5 Análisis económico ..... 70

3.5.1 Estimación del coste total de la inversión ..... 70

3.5.2 Estimación del coste de adquisición de equipos ..... 72

3.5.3 Estimación de los costes fijos y variables ..... 76

3.6 Bibliografía ..... 76

**Capítulo 4. Simulación del proceso de gasificación de biomasa ..... 79**

4.1 Introducción ..... 81

4.2 Descripción del sistema de gasificación de biomasa ..... 82

4.3 Simulación del sistema de gasificación de biomasa ..... 83

4.3.1 Selección de componentes y método de propiedades ..... 83

4.3.2 Especificación de bloques de operación ..... 84

4.3.3 Validación del modelo de simulación ..... 91

4.4 Bibliografía ..... 92

**Capítulo 5. Análisis del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC ..... 95**

5.1 Simulación del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC ..... 97

5.1.1 Descripción del sistema ..... 97

5.1.2 Simulación del sistema ..... 100

5.2 Análisis exergético ..... 105

5.2.1 Introducción al caso de estudio ..... 105

5.2.2 Análisis exergético global ..... 108

5.2.3 Análisis exergético a nivel de componente ..... 110

5.3 Evaluación ambiental ..... 115

5.3.1 Objetivos y alcance ..... 115

5.3.2 Adquisición de datos ..... 116

5.3.3 Caracterización ambiental del sistema BIGCC ..... 117

5.3.4 Comparación frente a electricidad convencional ..... 120

5.4 Análisis económico ..... 123

5.4.1 Objetivos ..... 123

5.4.2 Estimación del coste de adquisición de equipos ..... 123

5.4.3 Estimación del coste total de la inversión ..... 125

5.4.4 Estimación de los costes fijos y variables ..... 126

5.4.5 Estimación del coste de producción de la electricidad ..... 127

5.5 Bibliografía ..... 128

**Capítulo 6. Análisis del sistema de producción de hidrógeno ..... 131**

6.1 Simulación del proceso de producción de hidrógeno ..... 133

6.1.1 Descripción del sistema ..... 133

6.1.2 Simulación del sistema ..... 135

6.2 Análisis exergético ..... 138

6.2.1 Introducción al caso de estudio ..... 138

6.2.2 Análisis exergético global ..... 141

6.2.3 Análisis exergético a nivel de componente ..... 143

6.3 Evaluación ambiental ..... 147

6.3.1 Objetivos y alcance ..... 147

6.3.2 Adquisición de datos ..... 148

6.3.3 Caracterización ambiental del sistema de biohidrógeno ..... 150

6.3.4 Comparación frente a hidrógeno convencional ..... 152

6.4 Análisis económico ..... 155

6.4.1 Estimación del coste de adquisición de equipos ..... 155

6.4.2 Estimación del coste total de la inversión ..... 157

6.4.3 Estimación de los costes fijos y variables ..... 158

6.4.4 Estimación del coste de producción del hidrógeno y la electricidad ..... 159

6.5 Bibliografía ..... 160

**Capítulo 7. Análisis del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch ..... 163**

7.1 Simulación del proceso ..... 165

7.1.1 Descripción del sistema ..... 165

7.1.2 Simulación del sistema ..... 168

7.2 Análisis exergético ..... 174

7.2.1 Introducción al caso de estudio ..... 174

7.2.2 Análisis exergético global ..... 177

7.2.3 Análisis exergético a nivel de componente ..... 180

7.3 Evaluación ambiental ..... 184

7.3.1 Objetivos y alcance ..... 184

7.3.2 Adquisición de datos ..... 185

7.3.3 Caracterización ambiental del sistema ..... 187

7.3.4 Comparación frente a productos convencionales ..... 190

7.4 Análisis económico ..... 195

7.4.1 Estimación del coste de adquisición de equipos ..... 195

7.4.2 Estimación del coste total de la inversión ..... 197

7.4.3 Estimación de los costes fijos y variables ..... 198

7.4.4 Estimación del coste de producción de los combustibles sintéticos y la electricidad ..... 199

7.5 Bibliografía ..... 201

**Capítulo 8. Comparativa de sistemas basados en gasificación de biomasa ..... 205**

8.1 Objetivos ..... 207

8.2 Comparación exergética ..... 207

8.3 Comparación ambiental ..... 208

8.4 Comparación económica ..... 209

**Capítulo 9. Conclusiones ..... 211**

**Anexos ..... 215**

**Anexo A. Balances de materia ..... 217**

A.1 Sistema de producción de electricidad mediante BIGCC ..... 217

A.2 Sistema de producción de hidrógeno ..... 232

A.3 Sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad ..... 245

**Anexo B. Simulación del proceso de reformado con vapor de gas natural ..... 267**

B.1 Descripción del proceso SMR ..... 267

B.2 Simulación del sistema SMR ..... 267

B.3 Bibliografía ..... 271

**Anexo C. Evaluación ambiental del proceso de reformado con vapor de gas natural ..... 273**

C.1 Objetivos y alcance ..... 273

C.2 Adquisición de datos ..... 273

C.3 Caracterización ambiental del sistema SMR ..... 274

C.4 Bibliografía ..... 275

**Anexo D. Evaluación económica del proceso de reformado con vapor de gas natural ..... 277**

D.1 Coste de adquisición de los equipos ..... 277

D.2 Estimación del coste total de la inversión ..... 278

D.3 Estimación de los costes fijos y variables y coste de producción del hidrógeno ..... 279

D.4 Bibliografía ..... 280

# Lista de tablas

Tabla 3.1. Principales bloques de Aspen Plus® ..... 57
Tabla 3.2. Cálculo de los costes ISBL. ..... 71
Tabla 3.3. Cálculo de los costes OSBL e imprevistos. ..... 71
Tabla 4.1. Principales requerimientos del cultivo de chopo. ..... 81
Tabla 4.2. Análisis inmediato y elemental del chopo . ..... 84
Tabla 4.3. Resumen de los principales bloques de operación y sus condiciones de operación. ..... 89
Tabla 4.4. Resultados de la simulación del proceso de gasificación de biomasa. ..... 89
Tabla 4.5. Comparación de la composición molar en base seca del gas de síntesis obtenido mediante simulación y de la correspondiente a la planta piloto del proceso SilvaGas®. ..... 92
Tabla 5.1. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado. ..... 104
Tabla 5.2. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC. ..... 107
Tabla 5.3. Resultados del análisis exergético global del proceso BIGCC. ..... 109
Tabla 5.4. Cálculo de exergías del combustible ($\dot{E}_C$), del producto ($\dot{E}_P$) y de corrientes residuales ($\dot{E}_{res,\ tot}$) por sección. ..... 109
Tabla 5.5. Resultados del análisis exergético por secciones del proceso BIGCC. ..... 110
Tabla 5.6. Balances exergéticos de los componentes del proceso BIGCC. ..... 111
Tabla 5.7. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso BIGCC. ..... 112
Tabla 5.8. Principales datos de inventario para la producción de electricidad a partir de gasificación de chopo (UF: 1 MWh). ..... 117
Tabla 5.9. Resultados de la caracterización ambiental del sistema BIGCC (UF: 1 MWh de electricidad). ..... 118
Tabla 5.10. Resultados de la caracterización ambiental de la electricidad convencional (UF: 1 MWh de electricidad). ..... 121
Tabla 5.11. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en el método de Williams para el proceso BIGCC. ..... 124
Tabla 5.12. Coste de adquisición de los equipos de la planta BIGCC. ..... 125
Tabla 5.13. Coste total de la inversión de la planta BIGCC. ..... 125
Tabla 5.14. Costes fijos y variables anuales de la planta BIGCC. ..... 127
Tabla 6.1. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de producción de $H_2$ mediante gasificación de biomasa. ..... 138
Tabla 6.2. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa. ..... 140
Tabla 6.3. Resultados del análisis exergético global del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa. ..... 142
Tabla 6.4. Cálculo de las exergías de combustible ($\dot{E}_C$), de producto ($\dot{E}_P$) y de corrientes residuales ($\dot{E}_{res,tot}$) de las secciones del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 142

Tabla 6.5. Resultados del análisis exergético por secciones del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 143
Tabla 6.6. Balances exergéticos de los componentes del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 144
Tabla 6.7. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa. ..... 145
Tabla 6.8. Principales datos de inventario para la producción de hidrógeno a partir de gasificación de chopo (UF: 1 kg de hidrógeno). ..... 149
Tabla 6.9. Resultados de la caracterización ambiental del sistema de biohidrógeno (UF: 1 kg de hidrógeno). ..... 150
Tabla 6.10. Resultados de la caracterización ambiental del sistema convencional de producción de hidrógeno (UF: 1 kg de hidrógeno). ..... 153
Tabla 6.11. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en la regla de Williams para el proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 155
Tabla 6.12. Coste, densidad y velocidad espacial para el cálculo de la cantidad de catalizador de los reactores de WGS. ..... 156
Tabla 6.13. Coste de adquisición de los equipos de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 156
Tabla 6.14. Coste total de la inversión de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 157
Tabla 6.15. Costes fijos y variables anuales de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 158
Tabla 6.16. Cálculo del coste de generación de los productos del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. ..... 159
Tabla 7.1. Distribución de productos del proceso de hidrocraqueo [2]. ..... 172
Tabla 7.2. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. ..... 173
Tabla 7.3. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso Fischer-Tropsch. 176
Tabla 7.4. Resultados del análisis exergético global del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. ..... 178
Tabla 7.5. Cálculo de exergías de combustible ($\dot{E}_C$), de producto ($\dot{E}_P$) y de corrientes residuales ($\dot{E}_{res,tot}$) de las secciones del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. ..... 179
Tabla 7.6. Resultados del análisis exergético por secciones del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. ..... 179
Tabla 7.7. Balances exergéticos de los componentes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. ..... 180
Tabla 7.8. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. ..... 181

Tabla 7.9. Principales datos de inventario para la coproducción de combustibles sintéticos y electricidad a partir de gasificación de chopo (UF: 1 kg de diésel sintético). 186
Tabla 7.10. Cálculo de los factores de asignación para el sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad a partir de gasificación de chopo. 187
Tabla 7.11. Resultados de la caracterización ambiental del sistema FT (UF: 1 kg de diésel). 187
Tabla 7.12. Perfil ambiental del diésel-FT y del diésel convencional (1 kg de diésel; incluye fase de uso). 191
Tabla 7.13. Perfil ambiental de la gasolina-FT y de la gasolina convencional (1 kg de gasolina; incluye fase de uso). 191
Tabla 7.14. Perfil ambiental del hidrógeno-FT y del hidrógeno convencional (1 kg de hidrógeno). 191
Tabla 7.15. Perfil ambiental de la electricidad-FT y de la electricidad convencional (1 MWh de electricidad). 192
Tabla 7.16. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en el método de Williams para el proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. 196
Tabla 7.17. Coste, densidad y velocidad espacial para el cálculo de la cantidad de catalizador del reactor Fischer-Tropsch. 196
Tabla 7.18. Coste de adquisición de los equipos de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. 197
Tabla 7.19. Coste total de la inversión de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. 198
Tabla 7.20. Costes fijos y variables anuales de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. 199
Tabla 7.21. Cálculo del coste de generación de los productos del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. 200
Tabla 7.22. Cálculo del coste de producción del diésel y gasolina convencionales. 200
Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC. 219
Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno. 234
Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. 246
Tabla B.1. Resultados de la simulación del sistema SMR. 268
Tabla C.1. Principales datos de inventario para la producción de hidrógeno mediante SMR (UF: 1 kg de hidrógeno). 274
Tabla D.1. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en el método de Williams para el proceso de producción de hidrógeno mediante SMR. 277
Tabla D.2. Coste, densidad y velocidad espacial para el cálculo del coste de los catalizadores de los reactores de SMR y WGS. 277
Tabla D.3. Coste de adquisición de los equipos de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR. 278
Tabla D.4. Coste total de la inversión de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR. 279
Tabla D.5. Costes fijos y variables anuales de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR. 280

# Lista de figuras

Figura 1.1. Consumo de energía primaria global por fuente de energía.. 25
Figura 1.2. Evolución del precio de los combustibles fósiles: a) petróleo, b) gas natural, c) carbón. 26
Figura 1.3. Emisiones globales de $CO_2$. 27
Figura 1.4. Rutas de conversión de la biomasa. 31
Figura 1.5. Gasificador de lecho móvil *updraft* (en contracorriente). 34
Figura 1.6. Gasificador de lecho móvil *downdraft* (en corrientes paralelas). 35
Figura 1.7. Gasificador de lecho fluidizado burbujeante. 36
Figura 1.8. Gasificador de lecho fluidizado circulante. 37
Figura 1.9. Gasificador indirecto de gas. 38
Figura 1.10. Gasificador indirecto de *char*. 39
Figura 3.1. Pautas para la selección del método de propiedades (basado en [4]). 59
Figura 3.2. Concepto de ciclo de vida. 63
Figura 3.3. Etapas y aplicaciones de un ACV (adaptado de [10]). 64
Figura 3.4. Diagrama de flujo del ICV (basado en [11]). 66
Figura 3.5. Estimación del coste de calderas de vapor [5]. 75
Figura 4.1. Diagrama simplificado del proceso de gasificación de biomasa. 83
Figura 4.2. Diagrama de simulación del proceso de gasificación de biomasa. 85
Figura 5.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado. 98
Figura 5.2. Zonas de la caldera de recuperación de calor. 99
Figura 5.3. Diagrama de simulación del proceso de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado. 101
Figura 5.4. Diagrama de simulación de la caldera de recuperación de calor.. 102
Figura 5.5. Diagrama de flujo del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC para el análisis exergético. 106
Figura 5.6. Límites del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC para el análisis exergético global. 108
Figura 5.7. Contribución a la destrucción exergética de las diferentes secciones del proceso BIGCC. 110
Figura 5.8. Eficiencia exergética por componente del proceso BIGCC. 114
Figura 5.9. Contribución a la destrucción exergética por componente del proceso BIGCC. 114
Figura 5.10. Diagrama simplificado del sistema BIGCC para el estudio de ACV. 116
Figura 5.11. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema BIGCC. 119
Figura 5.12. Contribución de los procesos a los impactos ambientales del sistema BIGCC. 119
Figura 5.13. Cobertura de la demanda de energía eléctrica en España en el año 2013. 121
Figura 5.14. Comparación de los impactos ambientales asociados a la electricidad basada en gasificación y a la convencional. 122
Figura 5.15. Contribución de los costes fijos y variables a los costes anuales totales de la planta BIGCC. 127

Figura 6.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de producción de $H_2$ mediante gasificación de biomasa. 134
Figura 6.2. Diagrama de simulación del proceso de producción de $H_2$ basado en gasificación de biomasa. 137
Figura 6.3. Diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa para el análisis exergético. 139
Figura 6.4. Límites del sistema de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa para el análisis exergético. 141
Figura 6.5. Contribución a la destrucción exergética de las diferentes secciones del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. 143
Figura 6.6. Eficiencia exergética por componente del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. 146
Figura 6.7. Contribución a la destrucción exergética por componente del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa. 147
Figura 6.8. Diagrama simplificado del sistema de biohidrógeno para el estudio de ACV. 148
Figura 6.9. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema de biohidrógeno. 151
Figura 6.10. Contribución de los procesos a los impactos ambientales del sistema biohidrógeno. 152
Figura 6.11. Comparación de los impactos ambientales del biohidrógeno y del hidrógeno convencional. 154
Figura 6.12. Contribución de los costes fijos y variables a los costes anuales totales de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa. 159
Figura 7.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. 166
Figura 7.2. Diagrama de simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. 169
Figura 7.3. Diagrama de simulación del sistema de absorción de $CO_2$ con MEA. 170
Figura 7.4. Diagrama de simulación de la sección de generación de electricidad. 173
Figura 7.5. Diagrama de flujo del proceso Fischer-Tropsch para el análisis exergético. 175
Figura 7.6. Límites del sistema del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch para el análisis exergético global. 177
Figura 7.7. Contribución a la destrucción exergética de las diferentes secciones del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. 179
Figura 7.8. Eficiencia exergética por componente del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. 183
Figura 7.9. Contribución a la destrucción exergética por componente del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch. 183
Figura 7.10. Diagrama simplificado del sistema FT para el estudio de ACV. 185
Figura 7.11. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema FT. 188
Figura 7.12. Contribución de los procesos a los impactos ambientales del sistema FT. 189
Figura 7.13. Comparación de los impactos ambientales del diésel-FT y del diésel convencional. 193

Figura 7.14. Comparación de los impactos ambientales de la gasolina-FT y de la gasolina convencional. ..... 193
Figura 7.15. Comparación de los impactos ambientales asociados al hidrógeno-FT y al hidrógeno convencional. ..... 194
Figura 7.16. Comparación de los impactos ambientales asociados a la electricidad-FT y a la electricidad convencional. ..... 195
Figura 7.17. Contribución de los costes fijos y variables a los costes anuales totales de la planta Fischer-Tropsch. ..... 199
Figura 8.1. Comparación de la eficiencia exergética de los sistemas energéticos basados en gasificación de biomasa. ..... 207
Figura 8.2. Mejora en la categoría CG de los productos energéticos basados en gasificación de biomasa con respecto a los productos convencionales. ..... 208
Figura 8.3. Mejora de la categoría $DEA_{nr}$ de los productos energéticos basados en gasificación de biomasa con respecto a los análogos convencionales. ..... 209
Figura 8.4. Incremento en el coste de producción con respecto al coste obtenido mediante procesos convencionales. ..... 210
Figura A.1. Diagrama de simulación del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC: sección gasificación y acondicionamiento del gas de síntesis ..... 217
Figura A.2. Diagrama de simulación del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC: sección generación de electricidad. ..... 218
Figura A.3. Diagrama de simulación del sistema de producción de hidrógeno: sección gasificación y acondicionamiento del gas de síntesis. ..... 232
Figura A.4. Diagrama de simulación del sistema de producción de hidrógeno: sección WGS, purificación de $H_2$ y generación de electricidad. ..... 233
Figura A.5. Diagrama de simulación del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad: sección gasificación y acondicionamiento del gas de síntesis. ..... 245
Figura A.6. Diagrama de simulación del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad: sección FT y refino. ..... 246
Figura A.7. Diagrama de simulación del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad: sección generación de electricidad. ..... 247
Figura B.1. Diagrama de simulación del sistema SMR. ..... 268
Figura C.1. Diagrama simplificado del sistema de producción de hidrógeno mediante SMR. ..... 273
Figura C.2. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema SMR. ..... 275

## Acrónimos

| | |
|---|---|
| Ac | Acidificación |
| ACO | Agotamiento de la capa de ozono |
| ACV | Análisis del ciclo de vida |
| ARA | Agotamiento de recursos abióticos |
| BIGCC | Biomass integrated gasification in combined cycle |
| CG | Calentamiento global |
| CRC | Caldera de recuperación de calor |
| CT | Competencia por el terreno |
| $DEA_{nr}$ | Demanda energética acumulada no renovable |
| $DEA_t$ | Demanda energética acumulada total |
| EICV | Evaluación del impacto del ciclo de vida |
| Eu | Eutrofización |
| FOF | Formación de oxidantes fotoquímicos |
| GEI | Gases de efecto invernadero |
| GLP | Gases licuados de petróleo |
| I | Imprevistos |
| ICV | Análisis del inventario del ciclo de vida |
| Int | Interconexiones |
| ISBL | InSide Battery Limits |
| MEA | Monoetanolamina |
| OSBL | OutSide Battery Limits |
| PCI | Poder calorífico inferior |
| PEM | Gastos puesta en marcha |
| PSA | Pressure swing adsorption |
| SA | Servicios auxiliares |
| SMR | Steam methane reforming |
| SNG | Synthetic natural gas |
| TIC | Total Investment Cost |
| UF | Unidad funcional |
| WGS | Water gas shift |

## Símbolos

$\dot{E}$: exergía total

$\dot{E}^{C}$: exergía cinética

$\dot{E}^{P}$: exergía potencial

$\dot{E}^{F}$: exergía física

$\dot{E}^{Q}$: exergía química

$\dot{E}_{C}$: exergía del combustible

$\dot{E}_{P}$: exergía del producto

$\dot{E}_{D}$: exergía destruida

$\dot{E}_{res,tot}$: exergía de corrientes residuales

ε: eficiencia exergética

$y_{D,i}$: ratio de destrucción exergética

$z_{D,i}$: contribución a la destrucción exergética

# CAPÍTULO 1.

# LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA EN EL PANORAMA ENERGÉTICO ACTUAL

## 1.1 Contexto energético

Desde la Revolución Industrial, la demanda mundial de energía ha sufrido un continuo incremento debido al desarrollo económico y social. De hecho, en los últimos veinte años el consumo mundial de energía ha aumentado más del 50 % [1]. En la Figura 1.1 se muestra el incremento del consumo de energía primaria en los últimos años, y se puede observar que el consumo mayoritario proviene de combustibles fósiles (petróleo, carbón y gas natural). A pesar del crecimiento de las energías de origen no fósil, como la energía nuclear, y las renovables, el porcentaje de contribución de dichos combustibles a la demanda global de energía ha permanecido prácticamente constante en los últimos 40 años. En 2014 los combustibles fósiles satisficieron el 86 % del consumo mundial de energía primaria [1].

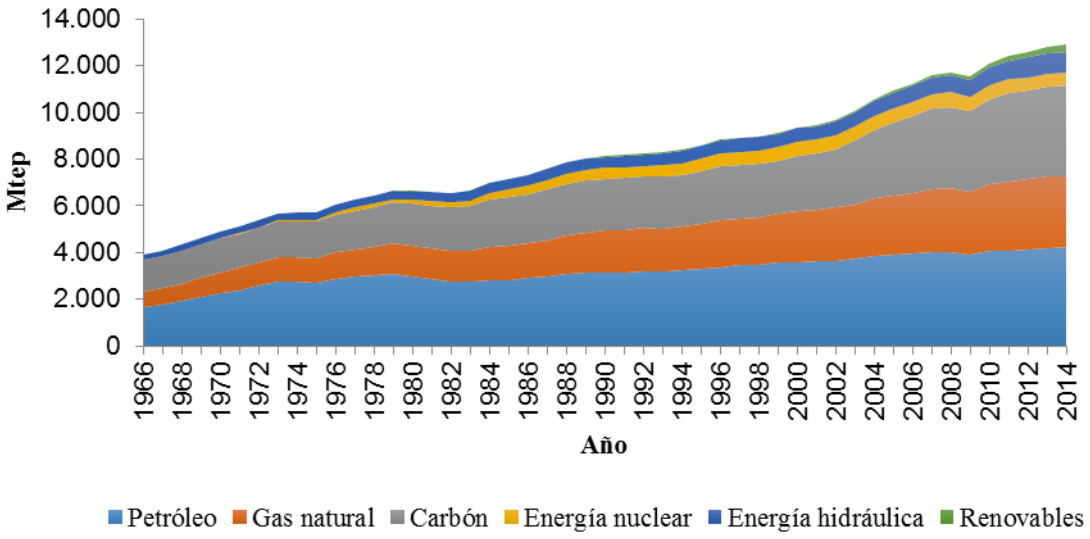



**Figura 1.1. Consumo de energía primaria global por fuente de energía (adaptado de [1]).**

En la actualidad, la disminución de las reservas de combustibles fósiles y la cada vez mayor demanda de energía han producido un incremento en los precios de la energía (Figura 1.2). Esto, sumado a problemas geopolíticos, ha derivado en una intensa preocupación en la seguridad de suministro.

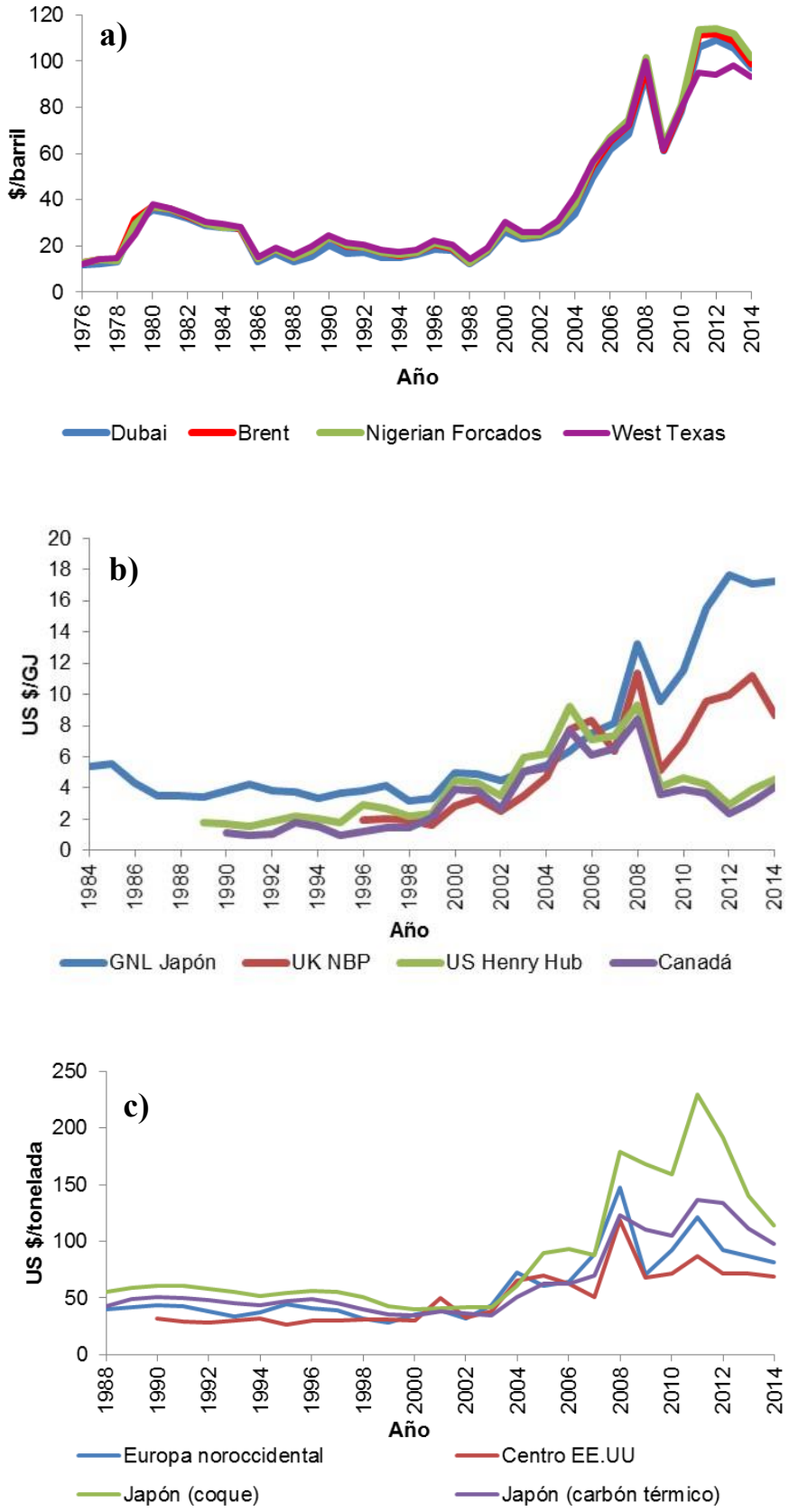



**Figura 1.2. Evolución del precio de los combustibles fósiles: a) petróleo, b) gas natural, c) carbón (adaptado de [1]).**

Además, en los últimos años se ha observado un importante incremento de los niveles de gases de efecto invernadero (GEI) en la atmósfera, principalmente de $CO_2$ (Figura 1.3). De hecho, en 2014 la concentración de $CO_2$ fue aproximadamente un 75 % superior a la existente a mediados de los años 80 [1,2]. Entre las actividades humanas que generan GEI, aproximadamente el 90 % de las emisiones provienen del sector energético debido a la combustión de combustibles fósiles [2].

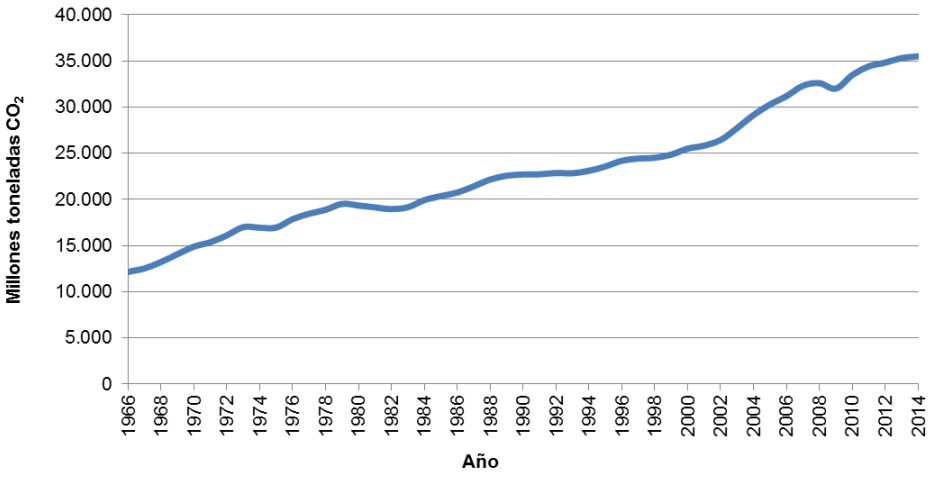



**Figura 1.3. Emisiones globales de $CO_2$.**

Esta situación ha dado lugar a un creciente interés en el estudio y desarrollo de nuevas tecnologías para la producción de energía que sean sostenibles desde un punto de vista ambiental, económico y social. En este sentido, se espera que las fuentes de energía renovable desempeñen un papel principal en el futuro [3]. De hecho, la Directiva Europea 2009/28/CE relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables establece objetivos mínimos vinculantes para el conjunto de la Unión Europea y para cada uno de los Estados miembros. Esta normativa establece como objetivo conseguir que un 20 % de la energía que se consume en la Unión Europea proceda de fuentes renovables y, además, establece una cuota mínima del 10 % de energía renovable en el sector del transporte para el año 2020.

## 1.2 Tecnologías para un sistema energético sostenible

Debido a las cuestiones ambientales, económicas y sociales comentadas en el apartado anterior, el uso de las energías renovables ha presentado un crecimiento considerable en los últimos años. De hecho, se ha producido un aumento constante en la

generación de energía hidroeléctrica y una rápida expansión de la energía eólica y solar, lo que ha hecho que las energías renovables sean una parte importante del sistema energético global y, en particular, de España. Un factor crítico para el rápido aumento de las energías renovables es alcanzar una reducción significativa de los costes tecnológicos, ya que actualmente no son competitivos con los asociados a los sistemas convencionales [3]. Esto se ha conseguido, por ejemplo, en el caso de los paneles fotovoltaicos.

Entre los diferentes recursos renovables, la biomasa está adquiriendo gran interés debido a que es la única fuente renovable de carbono que puede ser utilizada para la producción de combustibles (líquidos y gaseosos) y productos químicos [4]. Además, es considerada una fuente de carbono neutra debido a que las emisiones de $CO_2$ en los procesos de transformación de la biomasa son compensadas parcialmente con el $CO_2$ fijado previamente por las plantas [4].

### 1.2.1 Tipos de biomasa

Según la norma ISO 16559:2014, la biomasa se define como todo material de origen biológico, excepto aquellos que han sufrido procesos de mineralización como los que originan el petróleo, el carbón y el gas natural [5].

La biomasa puede clasificarse según su composición en los siguientes tipos [6,7]:

- Biomasa azucarada: agrupa aquellos materiales con alto contenido en azúcares solubles, tanto monosacáridos (glucosa y fructosa) como disacáridos (sacarosa). La caña de azúcar y la remolacha son ejemplos de este tipo de biomasa.
- Biomasa amilácea: este tipo de biomasa presenta un alto contenido en almidón o inulina. Ejemplos de este tipo de biomasa son el grano de cereal y la patata.
- Biomasa oleaginosa: este tipo de biomasa presenta un elevado contenido en lípidos, como las semillas de girasol o de colza.
- Biomasa lignocelulósica: en este tipo de biomasa predominan los componentes estructurales de los vegetales, es decir la celulosa, hemicelulosa y lignina. La paja de cereal, los residuos forestales y agrícolas y algunos cultivos energéticos, como el chopo y el sauce, son ejemplos de este tipo de biomasa.

Atendiendo a su origen, la biomasa puede clasificarse en biomasa natural (generada de manera espontánea en la naturaleza, sin intervención humana) y antropogénica (generada por las actividades humanas). Esta última puede clasificarse a su vez en los siguientes subtipos:

- Biomasa residual: agrupa residuos forestales procedentes de la limpieza del bosque y de la industria maderera, residuos agrícolas (paja, residuos de la poda, etc.), residuos ganaderos y la fracción orgánica de los residuos urbanos y aguas residuales urbanas.
- Cultivos energéticos: se trata de cultivos destinados a producir biomasa con fines energéticos en lugar de alimenticios. Estos cultivos se pueden clasificar en oleaginosos, alcoholígenos y lignocelulósicos.

En los últimos años, ha surgido un gran interés en los cultivos lignocelulósicos de corta rotación (chopo, sauce, cardo, etc.) debido a que no compiten en el mercado alimentario y a que pueden crecer con bajo mantenimiento y en pequeñas extensiones [8,9]. Además, este tipo de cultivos puede reducir la dependencia energética exterior.

### 1.2.2 Tecnologías de conversión de la biomasa

La biomasa puede ser transformada en una amplia variedad de productos energéticos de interés mediante rutas de conversión termoquímica, bioquímica o química [10]. En la Figura 1.4 se muestran los principales procesos de conversión, así como los productos obtenidos en cada uno de ellos.

La ruta termoquímica puede considerarse una de las más interesantes desde el punto de vista de la gran variedad de productos que se pueden obtener. Además, al utilizar biomasa lignocelulósica, evita el problema de competencia en el mercado alimentario. Esta ruta está basada en la descomposición de la biomasa a elevada temperatura con el objetivo de obtener productos de mayor interés (electricidad, calor, combustibles y compuestos químicos). Puede llevarse a cabo a través de los siguientes procesos:

- La *combustión* es el proceso termoquímico más conocido. Se basa en la reacción química exotérmica producida entre un combustible (en este caso la biomasa) y el oxígeno (comburente) para dar lugar a productos gaseosos, denominados humos o gases de combustión, y productos sólidos que están formados por las cenizas y los inquemados. El objetivo principal de este

proceso es la generación de calor o la generación de electricidad mediante un ciclo Rankine [7].

- La *pirólisis* consiste en la descomposición de la biomasa por acción del calor y en ausencia de un medio oxidante. Mediante este proceso se obtienen gases, líquidos (bio-aceite) y un residuo carbonoso. Las cantidades generadas de cada uno de estos productos dependen de las condiciones de operación (velocidad de calentamiento, temperatura, etc.) y del tipo de biomasa empleada. Actualmente, el principal interés de este proceso es la obtención de bio-aceites que pueden ser utilizados para la producción de combustibles con propiedades similares a las de la gasolina y el diésel [6,8].
- La *gasificación* es un proceso en el que un sustrato carbonoso, en este caso la biomasa, es transformado en un gas combustible (gas de síntesis) mediante calefacción controlada a elevada temperatura en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno y/o vapor) [11]. El gas de síntesis obtenido presenta una amplia variedad de aplicaciones energéticas, entre las que cabe destacar la producción de electricidad/calor, la obtención de hidrógeno y la síntesis de combustibles mediante el proceso Fischer-Tropsch [12].
- La *torrefacción* consiste en el tratamiento térmico de la biomasa a temperaturas moderadas (200-300 ºC), en un ambiente carente de oxígeno y a presiones cercanas a la atmosférica. Mediante este tratamiento, la biomasa pierde agua y compuestos volátiles (principalmente $CO_2$), dando lugar a un producto seco, hidrófobo, con mayor densidad energética y mejor molturabilidad. De esta forma, la biomasa torrefactada presenta propiedades más similares a las del carbón fósil y, por ello, se usa principalmente como pre-tratamiento para los procesos de combustión directa y gasificación [6].

En particular, se considera la gasificación como una de las tecnologías más prometedoras para la conversión de biomasa ya que, mientras que en la combustión el calor generado debe utilizarse directamente, tanto el gas de síntesis obtenido mediante gasificación como el bio-aceite producido en la pirólisis pueden emplearse en cualquier momento para diferentes aplicaciones. Además, a diferencia del bio-aceite, que requiere intensos procesos de mejora para ser utilizado, el gas de síntesis es un gas combustible con un amplio rango de aplicaciones [13,14].

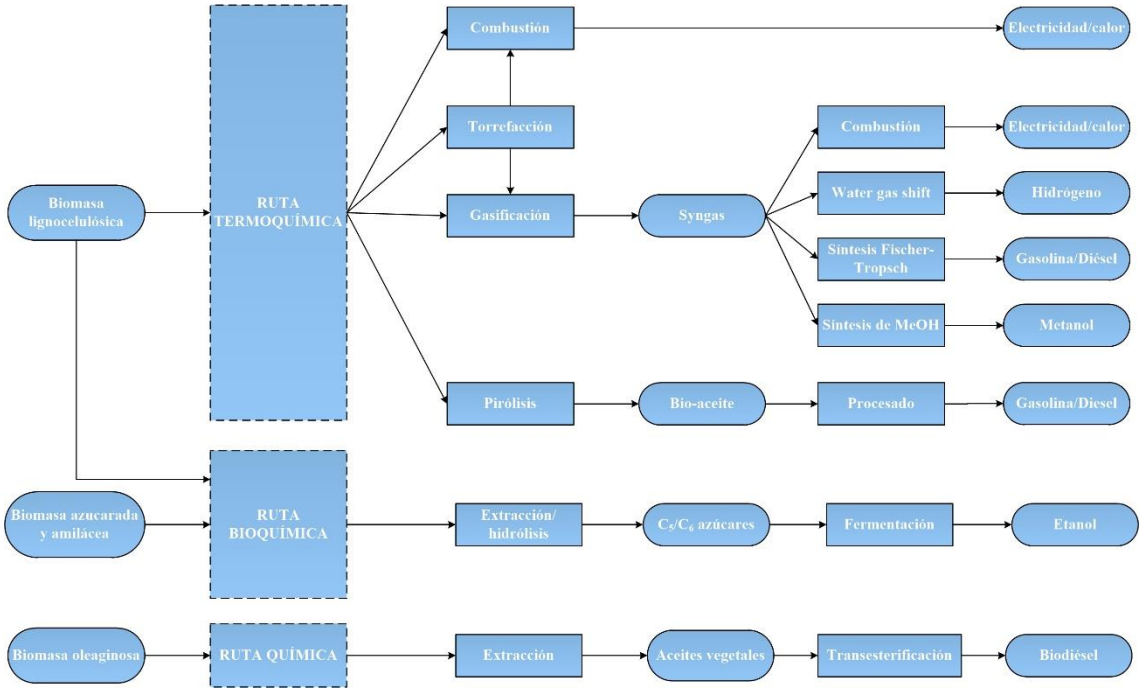



**Figura 1.4. Rutas de conversión de la biomasa.**

## 1.3 Gasificación: tecnología y usos

### 1.3.1 Química del proceso

La gasificación de biomasa consiste en la transformación de la misma en un gas combustible (gas de síntesis) mediante su oxidación parcial en presencia de un agente gasificante, que puede ser aire, oxígeno y/o vapor [11]. Este proceso tiene lugar a elevada temperatura, entre 500 y 1.400 ºC, y puede dividirse en dos etapas [15,16]:

- Pirólisis o desvolatilización: a la entrada al gasificador, la biomasa sufre un proceso de secado al entrar en contacto con los gases presentes en el reactor. A continuación, se produce la descomposición térmica de la biomasa originándose gases hidrocarbonados, líquidos (denominados alquitranes o *tars*) y un residuo sólido carbonoso (denominado comúnmente carbonilla o *char*).

- Gasificación: los productos formados en la etapa de pirólisis reaccionan entre sí y con el agente gasificante. Los gases que se producen en esta etapa reaccionan a su vez entre ellos, originando la mezcla final de gases, conocida como gas de síntesis o *syngas*.

La presión de operación varía desde presión atmosférica hasta 33 bar, dependiendo de la escala de la planta y de la aplicación final del gas de síntesis [15]. Presiones elevadas conducen a menores tamaños de equipos y mayores eficiencias, pero suponen un incremento en la complejidad y en los costes de mantenimiento.

Las principales reacciones que se dan en un gasificador son las siguientes:

$$\textbf{Biomasa + calor} \rightarrow \textbf{Gases + líquidos + char} \qquad \textbf{Ec. 1.1}$$

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \qquad \textbf{Ec. 1.2}$$

$$C + \frac{1}{2}\, O_2 \rightarrow CO \qquad \textbf{Ec. 1.3}$$

$$C + 2H_2 \rightarrow CH_4 \qquad \textbf{Ec. 1.4}$$

$$CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2 \qquad \textbf{Ec. 1.5}$$

$$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O \qquad \textbf{Ec. 1.6}$$

$$C + H_2O \rightarrow CO + H_2 \qquad \textbf{Ec. 1.7}$$

$$C + CO_2 \rightarrow 2CO \qquad \textbf{Ec. 1.8}$$

El gas producto está formado principalmente por monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, metano, vapor de agua y trazas de otros componentes no deseados, como alquitranes [11]. La composición de dicho gas depende de diversos factores, como son la composición de la biomasa, la tecnología de gasificación y el agente gasificante utilizado. El agente gasificante más empleado es el aire debido a su bajo coste. Sin embargo, el nitrógeno presente en el aire diluye el gas de síntesis producido haciendo que su poder calorífico sea bajo (4-7 $MJ \cdot Nm^{-3}$). Por el contrario, si la gasificación se lleva a cabo con oxígeno y/o vapor, el gas de síntesis producido presenta un poder calorífico más elevado (10-18 $MJ \cdot Nm^{-3}$) [17].

En función de cómo se suministre el calor necesario para el proceso, la gasificación puede clasificarse en directa e indirecta. Si la energía producida en la combustión y en la oxidación parcial de la biomasa es la suficiente para que la gasificación se lleve a cabo, la gasificación es denominada directa o autotérmica. En el caso de que no sea así y el proceso requiera un aporte de calor externo, se le denomina gasificación indirecta o alotérmica [18].

### 1.3.2 Tipos de gasificadores

La gasificación de biomasa puede llevarse a cabo en una amplia variedad de reactores. Los más empleados son los gasificadores de lecho móvil, los de lecho fluidizado y los indirectos. A pesar de que los gasificadores de lecho arrastrado constituyen una tecnología desarrollada para la gasificación de carbón, este tipo de tecnología no ha sido considerada en este apartado ya que, cuando se utiliza para gasificación de biomasa, presenta un elevado coste de procesado debido al pequeño tamaño de partícula requerido [11].

*i) Gasificadores de lecho móvil*

Estos reactores pueden clasificarse en función de la dirección de flujo del agente gasificante en lecho móvil en contracorriente (*updraft*) y en corrientes paralelas (*downdraft*).

Los gasificadores *updraft* (Figura 1.5) son la forma más simple de lecho móvil. La biomasa se alimenta por la parte superior mientras que el agente gasificante se inyecta por la parte inferior del reactor. De esta forma, la biomasa desciende a través del lecho reaccionando con el agente gasificante que se mueve en sentido ascendente. En este tipo de gasificador, las reacciones ocurren en diferentes zonas del mismo. En la parte superior del reactor se encuentra la zona de secado, en la que tiene lugar dicho proceso debido al contacto con el gas producto antes de que éste abandone el reactor. A continuación, en la zona de pirólisis, se produce la descomposición térmica de la biomasa generándose gases volátiles, *char* y alquitranes. Los gases generados ascienden con el resto de los gases, arrastrando parte de los alquitranes formados. El *char* obtenido en la pirólisis sigue descendiendo y reacciona con los gases generados y con el agente gasificante en la denominada zona de reducción. En esta zona tanto el gas como el *char* se reducen a $H_2$ y CO. Finalmente, el *char* residual sigue descendiendo hasta la zona inferior del gasificador (zona de oxidación) llevándose a cabo la oxidación o combustión del mismo y generando el calor necesario para que se den las reacciones de las etapas anteriores. La temperatura del gas varía desde 500 ºC en la salida del gasificador hasta 1.000 ºC en la zona de oxidación [11,15,16].

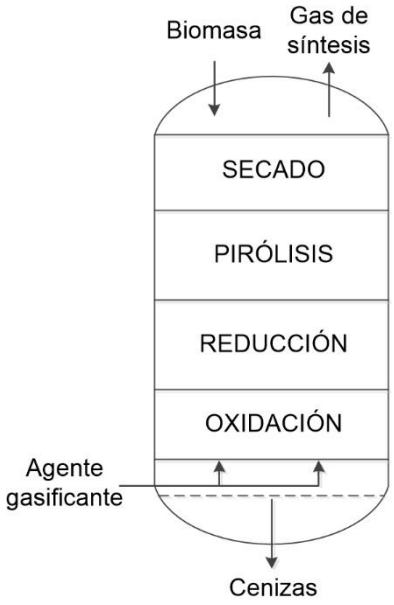



**Figura 1.5. Gasificador de lecho móvil *updraft* (en contracorriente).**

Los gasificadores *updraft* permiten utilizar biomasa con un elevado contenido en humedad (por encima del 60 %) y presentan una elevada eficiencia térmica. Sin embargo, el gas de síntesis producido contiene una elevada cantidad de alquitranes, lo que hace que sea necesaria una limpieza intensiva del mismo antes de que pueda usarse en motores o turbinas, o en aplicaciones de síntesis [15,16]. Este tipo de gasificadores ha sido usado con éxito en varios países, como Finlandia y Suecia, desde mediados de los años 80. Un ejemplo de este tipo de reactor es el gasificador Bioneer desarrollado en Finlandia [19], el cual se utiliza para la cogeneración de calor y electricidad (CHP: *combined heat and power*). Sin embargo, precisamente por la elevada cantidad de alquitranes en el gas de síntesis, estos gasificadores ya no son objeto de investigación.

En los gasificadores *downdraft* (Figura 1.6) la biomasa y el agente gasificante se mueven en la misma dirección a través del lecho, en sentido descendente. Al igual que en el gasificador *updraft*, la biomasa es alimentada por la parte superior del lecho y, a medida que desciende, se va calentando y se produce el secado y la pirólisis de la misma (zonas de secado y de pirólisis, respectivamente). Los alquitranes y *char* formados siguen descendiendo hasta la zona de oxidación donde se produce su combustión al entrar en contacto con el agente gasificante. Estas reacciones son muy exotérmicas y proporcionan el calor necesario en el resto de zonas. Por último, el *char* residual sigue descendiendo y sufre la etapa de reducción al reaccionar con los gases de combustión, formando $H_2$ y CO. El gas de síntesis obtenido presenta un bajo contenido en alquitranes, por lo que no requiere un proceso de limpieza tan exhaustivo. Como principales desventajas cabe

destacar que requiere la alimentación de biomasa con bajo contenido en humedad (< 20 %) y que su eficiencia térmica es baja debido a que el gas producido abandona el reactor a elevada temperatura (900-1.000 ºC), es decir, parte del calor generado no es aprovechado para la conversión de la biomasa [11,20]. Aunque este tipo de gasificador ha sido muy estudiado [21-23], las desventajas comentadas hacen que sea poco atractivo para futuras investigaciones [15].

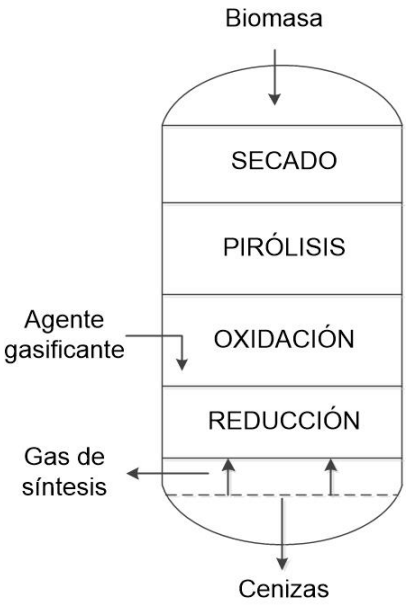



**Figura 1.6. Gasificador de lecho móvil *downdraft* (en corrientes paralelas).**

*ii) Gasificadores de lecho fluidizado*

Los gasificadores de lecho fluidizado normalmente usan un lecho de un material inerte (como arena, olivino o alúmina) para mejorar las propiedades fluidodinámicas y la transferencia de calor del sistema. En estos reactores, la biomasa se alimenta en el lecho y se mezcla rápidamente con el material inerte. Ambos son fluidizados por el agente gasificante consiguiendo una distribución de temperaturas uniforme. A diferencia de los reactores de lecho móvil, en este tipo de gasificadores no se producen zonas diferenciadas donde tienen lugar las distintas etapas, sino que cada partícula de biomasa sufre simultáneamente todos los procesos [7]. Los gasificadores de lecho fluidizado pueden ser de lecho burbujeante o circulante y operan normalmente a temperaturas entre 700 y 900 ºC [18].

En los gasificadores de lecho burbujeante (Figura 1.7), el agente gasificante se inyecta por la parte inferior del reactor a una velocidad cercana a la mínima de fluidización. La principal ventaja que presentan es que pueden operar con un amplio

rango de tamaño de partículas de biomasa [15]. Además, cuando se utiliza aire como agente gasificante, la gasificación en lecho burbujeante es un proceso relativamente simple para la producción de gas de síntesis. Esto ha hecho que este tipo de gasificadores hayan sido muy estudiados [24,25]. Por ejemplo, Gómez-Barea *et al*. [26,27] muestran los resultados obtenidos en una planta piloto que utiliza un gasificador de lecho fluidizado burbujeante de 150 $kW_t$ y aire como agente gasificante, obteniendo conversiones de carbono superiores al 90 %.

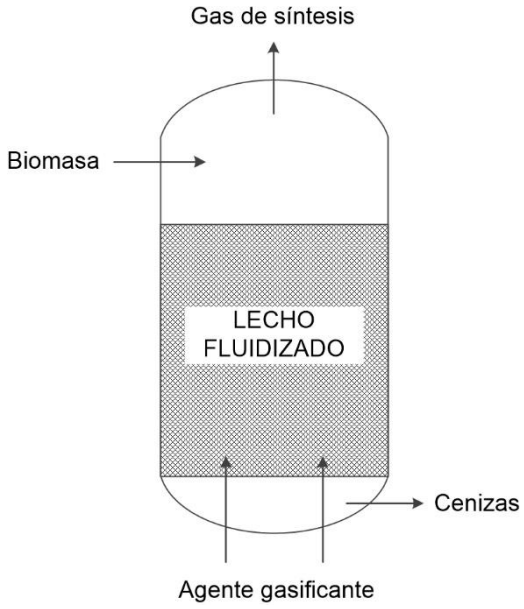



**Figura 1.7. Gasificador de lecho fluidizado burbujeante.**

Los gasificadores de lecho fluidizado circulante (Figura 1.8) son similares a los burbujeantes, con la diferencia de que la velocidad del agente gasificante es superior a la mínima de fluidización. Esto hace que el material del lecho se arrastre con el gas de síntesis. Por ello, a la salida del reactor se dispone de un sistema ciclónico que separa el gas del sólido que no ha reaccionado y del material del lecho que ha sido arrastrado, recirculándose estos últimos al gasificador. En este tipo de reactores la fluidización es rápida y sin burbujas, lo que hace que se mejore la transmisión de calor y la transferencia de materia; por ello, se obtienen elevadas velocidades de conversión y un bajo contenido de alquitranes. El principal inconveniente de estos gasificadores es la mayor pérdida de carga, lo que se traduce en un mayor consumo eléctrico [6,7,16]. Un ejemplo de este tipo de gasificador es la planta de demostración de Värnamo en Suecia [28].

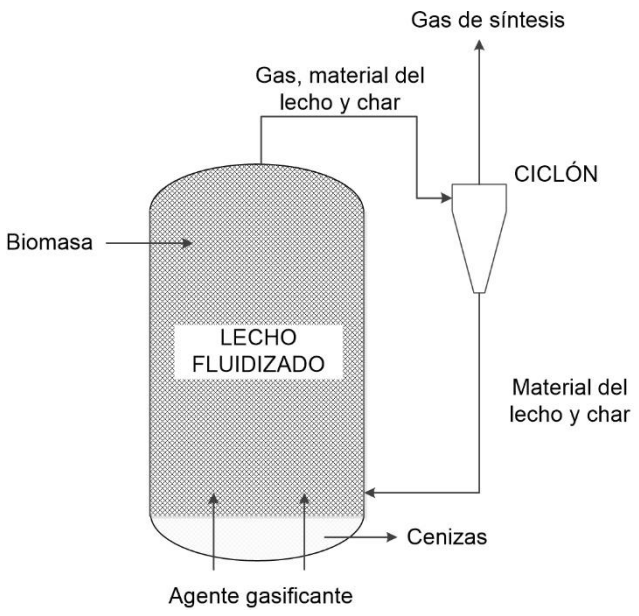



**Figura 1.8. Gasificador de lecho fluidizado circulante.**

*iii) Gasificadores indirectos*

La gasificación indirecta puede llevarse a cabo en dos tipos de reactores: el gasificador indirecto de gas y el gasificador indirecto de *char*. Son reactores similares a los de lecho fluidizado, con la diferencia de que presentan una unidad adicional en donde se lleva a cabo un proceso de combustión para suministrar el calor necesario para producir la gasificación. En ambos casos se utiliza vapor como agente gasificante, produciendo de esta forma un gas de síntesis con mayor contenido en hidrógeno y con un poder calorífico más elevado en comparación al producido utilizando aire como agente gasificante.

Como se puede observar en la Figura 1.9, el gasificador indirecto de gas está formado por un gasificador de lecho fluidizado que contiene un intercambiador de calor en el interior del lecho y una cámara de combustión. El calor necesario para que se dé la gasificación es suministrado mediante la combustión de parte del gas de síntesis producido. La ventaja de este proceso es que permite trabajar con una amplia variedad de materias primas [18].

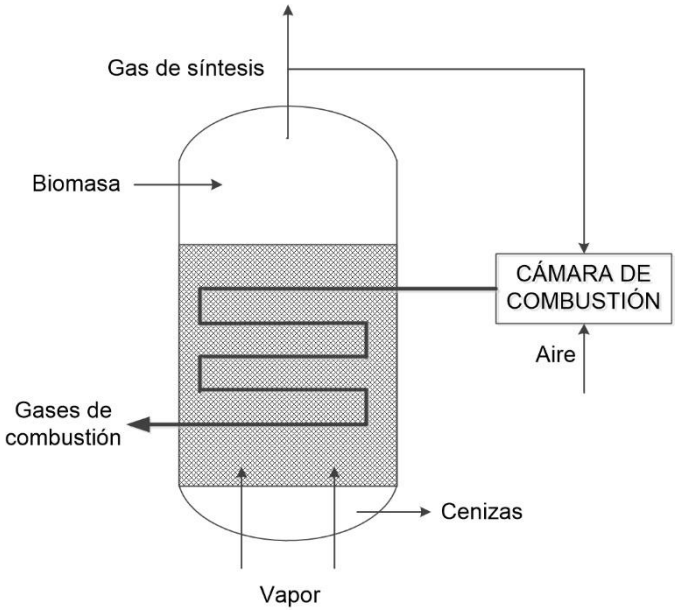



**Figura 1.9. Gasificador indirecto de gas.**

El gasificador indirecto de *char* (Figura 1.10) está constituido por dos reactores: un gasificador de lecho fluidizado circulante y una cámara de combustión de lecho fluidizado. La biomasa es convertida en gas de síntesis en el gasificador, que opera a una temperatura entre 700 y 900 ºC [29]. El *char* formado y el material del lecho se separan del gas en un ciclón a la salida del reactor y se envían a la cámara de combustión, donde se produce la combustión del *char* y se calienta el material del lecho. Este último se recircula al reactor, donde cede su calor, proporcionando la energía necesaria para que se produzca la gasificación. Este tipo de gasificador presenta las mayores conversiones y un elevado rendimiento en gas [18]. Algunos ejemplos de este tipo de tecnología son el gasificador de biomasa de Battelle, licenciado por Future Energy Resource Corporation en EE.UU [15,30] y el FICFB (*Fast Internally Circulating Fluidized Bed gasifier*) desarrollado por la Universidad Técnica de Viena en colaboración con la compañía Austrian Energy & Environment [31]. Este tipo de gasificador, al utilizar vapor puro como agente gasificante, produce un gas rico en hidrógeno y con un poder calorífico elevado; por ello en los últimos años está siendo muy estudiado [29,30,32-37].

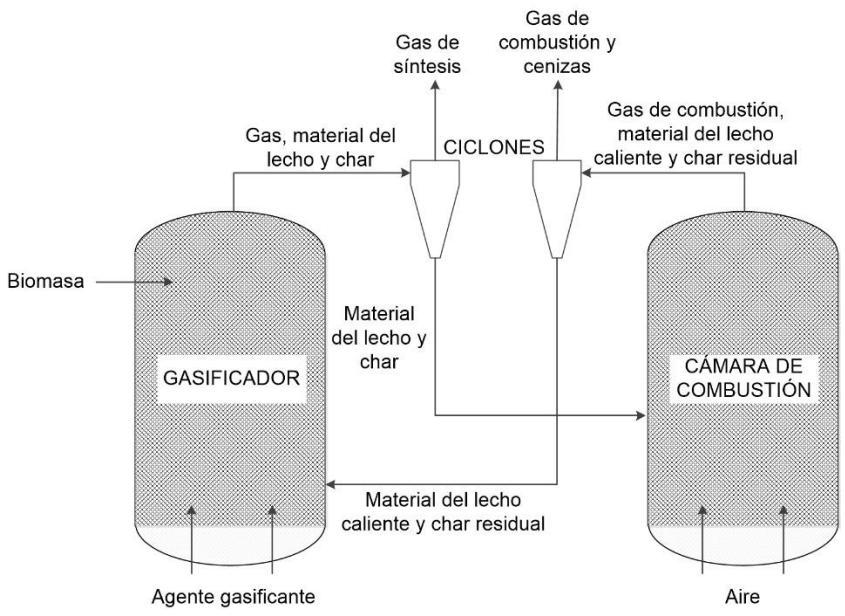



**Figura 1.10. Gasificador indirecto de *char*.**

En la presente tesis se selecciona el gasificador indirecto de *char* como objeto de estudio ya que produce un gas rico en hidrógeno y con un poder calorífico elevado, similar al obtenido mediante gasificación con oxígeno puro, eliminando de esta forma el coste asociado a la obtención del oxígeno.

### 1.3.3 Limpieza del gas de síntesis

Aunque el gas de síntesis está formado principalmente por CO y $H_2$, también contiene otros compuestos no deseados como alquitranes, compuestos alcalinos, $CO_2$, $H_2S$, HCl, $NH_3$, HCN y COS. Por ello, el gas de síntesis debe someterse a un proceso de limpieza y acondicionamiento con el fin de conseguir una composición adecuada para su aplicación final.

En primer lugar, deben eliminarse los alquitranes para evitar problemas en el proceso aguas abajo (envenenamiento de catalizadores, taponamiento de equipos, etc.). En general, los alquitranes pueden eliminarse mediante procesos térmicos o catalíticos, así como por condensación seguida de lavado en un *scrubber*. Actualmente, para alcanzar los niveles de alquitranes requeridos y mejorar la composición del gas de síntesis (conversión de alquitranes a CO e $H_2$), se realiza un tratamiento térmico o catalítico de los alquitranes seguido de la condensación de los mismos.

El proceso térmico de eliminación de alquitranes requiere temperaturas entre 900 y 1.100 ºC, que normalmente son mayores que la temperatura del gas de síntesis a la salida

del gasificador [11]. Esto significa que este proceso requiere un aporte adicional de calor, que suele conseguirse mediante la combustión de una pequeña fracción del gas, lo que supone una pérdida de eficiencia [38]. Sin embargo, si se emplean catalizadores (por ejemplo, dolomita o catalizadores basados en níquel), la temperatura necesaria es menor y no se requiere aporte adicional de energía, aumentando así la eficiencia del proceso. Por ello, el tratamiento catalítico es el más empleado para reducir el contenido en alquitranes [11,34,38].

Después de la eliminación de los alquitranes, se realiza un proceso de limpieza que puede llevarse a cabo mediante dos tecnologías: limpieza en frío del gas (*cold wet gas cleaning*) y limpieza en caliente del gas (*dry hot gas cleaning*).

La limpieza en frío del gas es una tecnología probada que presenta varias etapas [29,39]. Primero, el gas es enfriado para condensar las partículas finas orgánicas y los compuestos alcalinos condensables, que se eliminan a continuación mediante filtración. En la siguiente etapa, las partículas que no han sido retenidas por los filtros, los haluros, el amoniaco y los alquitranes residuales son eliminados mediante lavado en un *scrubber*. Por último, el gas de síntesis es sometido a un proceso de eliminación de $H_2S$ con el objetivo de evitar el envenenamiento de los catalizadores en los procesos aguas abajo [35]. Entre las tecnologías disponibles para la eliminación de $H_2S$, cabe destacar los procesos Rectisol, Selexol y LO-CAT®, siendo este último el más empleado debido a que, aunque presenta una menor eficiencia de eliminación de $H_2S$, es significativamente más económico [40]. Si con este proceso no se cumplieran los requerimientos mínimos de azufre, se podría utilizar a continuación un lecho de ZnO [35,40]. De esta forma, la concentración de azufre en el gas puede reducirse por debajo de 0,1 ppm. La principal desventaja que presenta la limpieza en frío del gas es la producción de agua residual durante el lavado en el scrubber.

La limpieza en caliente del gas se basa en el uso de una serie de reactores adsorbentes y filtros [41]. En primer lugar, las impurezas alcalinas y los haluros son eliminados en un reactor de adsorción donde se inyecta el adsorbente (por ejemplo, aluminosilicatos). Posteriormente, el adsorbente y las cenizas son separados mediante un sistema de ciclones. La desulfuración tiene lugar posteriormente en un segundo reactor de adsorción inyectando un adsorbente adecuado (por ejemplo, basado en CaO). A continuación, el gas se introduce en un filtro donde se eliminan completamente las partículas. Finalmente, las trazas de S, Se, As, Hg, $NH_3$, etc. son eliminadas en un lecho empaquetado multizona con

diferentes adsorbentes [29,41]. Este sistema de limpieza es más eficiente que la limpieza en frío y además no produce aguas residuales [11,29]. Sin embargo, la limpieza en caliente presenta problemas tecnológicos relacionados con el rendimiento de los adsorbentes y de los filtros de partículas [11,41].

### 1.3.4 Usos del gas de síntesis

El gas de síntesis producido en la gasificación de biomasa tiene diversas aplicaciones desde el punto de vista energético, entre las que cabe destacar la combustión del gas para producir electricidad con cogeneración de energía térmica [42] y la obtención de productos energéticos como el hidrógeno y los combustibles sintéticos.

*i) Producción de electricidad*

El gas de síntesis producido mediante gasificación de biomasa puede ser empleado para producir electricidad y/o calor principalmente en plantas de co-combustión, instalaciones de cogeneración y plantas de gasificación de biomasa integradas en ciclo combinado (*Biomass Integrated Gasification in Combined Cycle*, BIGCC) [42].

En la actualidad las plantas de BIGCC están siendo muy estudiadas para producir electricidad a gran escala a partir de biomasa [14,43,44]. En este tipo de plantas, la energía térmica del combustible es transformada en electricidad mediante la integración de los ciclos termodinámicos de gas/aire (Brayton) y de vapor (Rankine). Es decir, el gas de síntesis se usa en una turbina de gas para producir electricidad y, a continuación, el gas de escape de dicha turbina se emplea para producir vapor, el cual se expande en una turbina de vapor produciendo electricidad adicional. Un ejemplo de esta aplicación es la planta de demostración de Värnamo en Suecia [42].

*ii) Producción de hidrógeno*

La producción de hidrógeno a partir del gas de síntesis obtenido mediante gasificación de biomasa ha despertado un gran interés debido a la gran variedad de aplicaciones que presenta (síntesis química, procesos petroquímicos y pilas de combustible) [37,45]. De hecho, se plantea como un método prometedor de producir hidrógeno de origen renovable.

El contenido en hidrógeno del gas de síntesis obtenido mediante este método usando aire u oxígeno como agente gasificante es muy bajo, entre el 8 y el 14 % en volumen. Sin embargo, si se emplea vapor, se incrementa el contenido de hidrógeno llegando a valores

del 30 al 60 % en volumen, lo que hace a este proceso interesante [36,37]. Para aumentar el contenido de $H_2$, el gas de síntesis es sometido a la reacción de desplazamiento de gas de agua (*Water Gas Shift*, WGS), mediante la cual el CO es convertido en $CO_2$ y $H_2$ (Ec. 1.5). Normalmente, la reacción de WGS se lleva a cabo en dos reactores consecutivos, uno donde la reacción tiene lugar a elevada temperatura (350-500 ºC) y utiliza catalizadores basados en hierro y cromo, y otro donde la reacción tiene lugar a baja temperatura (aproximadamente 200 ºC) y emplea catalizadores basados en cobre. Finalmente, el hidrógeno es purificado mediante una unidad de adsorción por cambio de presión (*Pressure Swing Adsorption*, PSA) [32,33,35,37,38].

*iii) Producción de combustibles sintéticos mediante el proceso Fischer-Tropsch*

La síntesis Fischer–Tropsch (FT) es un proceso por el cual el CO y el $H_2$ contenidos en el gas de síntesis reaccionan para producir hidrocarburos según la siguiente reacción simplificada:

$$\mathbf{nCO + (n+\frac{m}{2})H_2 \rightarrow C_nH_m + nH_2O} \qquad \textbf{Ec. 1.9}$$

Este proceso se lleva a cabo a temperaturas entre 150 y 350 ºC y presiones entre 10 y 40 bar en presencia de catalizadores basados en hierro o cobalto. Los productos así obtenidos son hidrocarburos lineales de diferente longitud de cadena, principalmente parafinas y olefinas. Estos hidrocarburos pueden ser utilizados para la obtención de gasolina y diésel mediante procesos de refino similar a los de la industria petroquímica tradicional, con la mejora de estar exentos de azufre. En función de la temperatura a la que opere el reactor FT y del catalizador que se utilice, se favorece la producción de diferentes productos. El proceso a elevada temperatura (300-350 ºC) y con catalizadores basados en hierro favorece la producción de gasolina, mientras que el proceso a baja temperatura (200-240 ºC), tanto con catalizadores basados en hierro como en cobalto, favorece la producción de diésel [46]. Por otro lado, el gas de síntesis que abandona el proceso sin reaccionar puede ser utilizado para generar electricidad en un ciclo combinado y satisfacer así la demanda eléctrica de la planta y producir un excedente que puede ser introducido en la red eléctrica [44].

El proceso FT es muy exotérmico, por lo que es necesario una buena refrigeración del reactor para evitar el sobrecalentamiento del catalizador y la desactivación del mismo. Los tipos de reactores más empleados para este proceso son el reactor multitubular, el reactor en suspensión (*slurry*) y el de lecho fluidizado. Los dos primeros tipos se utilizan

en procesos a baja temperatura, mientras que el último es empleado en los procesos a elevada temperatura. Detalles adicionales sobre estos tipos de reactores se presentan en el Capítulo 7.

La producción de biocombustibles sintéticos mediante el proceso FT a partir de gas de síntesis procedente de gasificación de biomasa ha generado un creciente interés en los últimos años [38,45,47-49]. Una de las principales ventajas de este proceso, además del carácter renovable y limpio de la biomasa, es que los combustibles generados presentan una fácil integración en el sector del transporte actual, ya que sus características físico-químicas son similares a las de los combustibles convencionales.

*iv) Obtención de otros productos energéticos*

Otros productos energéticos de interés que pueden obtenerse a partir del gas de síntesis son el metanol y el gas natural sintético (*Synthetic Natural Gas*, SNG). En la actualidad está siendo investigada la generación de SNG mediante el proceso de metanización catalítica del gas de síntesis (Ec. 1.6). Un ejemplo de esta aplicación es la planta piloto Milena en los Países Bajos [42].

Por último, el gas de síntesis obtenido a partir de biomasa también puede emplearse para la producción de metanol mediante las reacciones catalíticas mostradas en las Ecuaciones 1.10 y 1.11. De hecho, actualmente la producción mundial de metanol se produce a escala industrial exclusivamente por conversión catalítica de gas de síntesis [38,42].

$$\mathbf{CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH} \qquad \textbf{Ec. 1.10}$$

$$\mathbf{CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O} \qquad \textbf{Ec. 1.11}$$

## 1.4 Bibliografía


[1] Grupo BP. BP Statistical Review of World Energy, June 2015. Último acceso 17 Agosto 2015, <www.bp.com/content/dam/bp/pdf/Energy-economics/statistical-review-2015/BP-statistical-review-of-world-energy-2015-full-report.pdf>

[2] International Energy Agency. $CO_2$ emissions from fuel combustion, París: OECD/IEA; 2014.

[3] International Energy Agency. World Energy Outlook, París: OECD/IEA; 2012.

[4] Kirubakaran V, Sivaramakrishan V, Nalini R, Sekar T, Premalatha M, Subramanian P. A review on gasification of biomass. Renew Sust Energ Rev 2009;13:179-86.

[5] ISO 16559:2014. Solid Biofuels – Terminology, definitions and descriptions. Ginebra: International Organization for Standardization; 2014.

[6] Sebastián Nogués S, García-Galindo D, Rezeau A. Energía de la biomasa (volumen I), Zaragoza: Prensas Universitarias de Zaragoza; 2010.

[7] Fernández Salgado JM. Guía completa de la biomasa y los biocombustibles, Madrid: AMV ediciones; 2010.

[8] Iribarren D, Peters J, Dufour J. Life cycle assessment of bio-oil production and upgrading to yield blending components for transportation fuels. Fuel 2012;97:812-21.

[9] Gasol CM, Gabarrell X, Anton A, Rigola M, Carrasco J, Ciria P, Rieradevall J. LCA of poplar bioenergy system compared with *Brassica carinata* energy crop and natural gas in regional scenario. Biomass Bioenerg 2009;33:119-29.

[10] Luque R, Campelo J, Clark J. Handbook of biofuels production: processes and technologies, Cambridge: Woodhead Publishing Limited; 2011.

[11] McKendry P. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. Bioresource Technol 2002;83:55-63.

[12] Wang L, Weller CL, Jones DD, Hanna A. Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production. Biomass Bioenerg 2008;32:573-81.

[13] Campoy M, Gómez-Barea A, Villanueva AL, Ollero P. Air-steam gasification of biomass in fluidized bed under simulated autothermal and adiabatic conditions. Ind Eng Chem Res 2008;47:5957-65.

[14] González-García S, Iribarren D, Susmozas A, Dufour J, Murphy RJ. Life cycle assessment of two alternative bioenergy systems involving *Salix* spp. biomass: Bioethanol production and power generation. Appl Energ 2012;95:111-22.

[15] Ciferno JP, Marano JJ. Benchmarking biomass gasification technologies for fuels, chemicals and hydrogen production, North Aurora: National Energy Technology Laboratory, US Department of Energy; 2002.

[16] Zhang L, Xu CC, Champagne P. Overview of recent advances in thermo-chemical conversion of biomass. Energ Convers Manage 2010;51:969-82.

[17] Li XT, Grace JR, Lim CJ, Watkinson AP, Chen HP, Kim JR. Biomass gasification in a circulating fluidized bed. Biomass Bioenerg 2004;26:171-93.

[18] Belgiorno V, De Feo G, Della Rocca C, Napoli RMA. Energy from gasification of solid wastes. Waste Manage 2003;23:1-15.

[19] VTT Technical Research Centre of Finland. Review of Finnish biomass gasification technologies, Espoo: VTT Technical Research Centre of Finland; 2002.

[20] Quaak P, Knoef H, Stassen H. Energy from biomass – A review of combustion and gasification technologies, Washington: World Bank Publications; 1999.

[21] Jaojaruek K, Jarungthammachote S, Gratuito MKB, Wongsuwan H, Homhual S. Experimental study of wood downdraft gasification for an improved producer gas quality through an innovative two-stage air and premixed air/gas supply approach. Bioresource Technol 2011;102:4834-40.

[22] Lv P, Yuan Z, Ma L, Wu C, Chen Y, Zhu J. Hydrogen-rich gas production from biomass air and oxygen/steam gasification in a downdraft gasifier. Renew Energ 2007;32:2173-85.

[23] Midilli A, Dogru M, Howarth CR, Ayhan T. Hydrogen production from hazelnut shell by applying air-blown downdraft gasification technique. Int J Hydrogen Energ 2001;26:29-37.

[24] Narváez I, Orío A, Aznar MP, Corella J. Gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed – Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas. Ind Eng Chem Res 1996;35:2110-20.

[25] Lim MT, Alimuddin Z. Bubbling fluidized bed biomass gasification – Performance, process findings and energy analysis. Renew Energ 2008;32:2339-43.

[26] Gómez-Barea A, Arjona R, Ollero P. Pilot-plant gasification of olive stone: A technical assessment. Energ Fuel 2005;19:598-605.

[27] Gómez-Barea A, Campoy M, Ollero P, Fernández-Pereira C. Pilot plant experiences with fluidised bed gasification of orujillo and MBM. En: Yue G, Zhang H, Zhao C, Luo Z, editores. Proceedings of the 19th International Conference of Fluidised Bed Combustion, Berlín: Springer;2006.

[28] Albertazzi S, Basile F, Brandin J, Eivall J, Hulteberg C, Fornasari G, Rosetti V, Sanati M, Trifirò F, Vaccari A. The technical feasibility of biomass gasification for hydrogen production. Catal Today 2005;106:297-300.

[29] Göransson K, Söderlind U, He J, Zhang W. Review of syngas production via biomass DFBGs. Renew Sust Energ Rev 2011;15:482-92.

[30] Corella J, Toledo JM, Molina G. Biomass gasification with pure steam in fluidised bed: 12 variables that affect the effectiveness of the biomass gasifier. Int J Oil Gas Coal Technol 2008;1:194-207.

[31] Hannula I. Hydrogen production via thermal gasification of biomass in near-to-medium term, Espoo: VTT Technical Research Centre of Finland; 2009.

[32] Koroneos C, Dompros A, Roumbas G. Hydrogen production via biomass gasification – A life cycle assessment approach. Chem Eng Process 2008;47:1261-8.

[33] Mann MK. Technical and economic assessment of producing hydrogen by reforming syngas from the Battelle Indirectly Heated Biomass Gasifier. Technical Report NREL/TP-431-8143, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 1995.

[34] Pfeifer C, Rauch R, Hofbauer H. In-bed catalytic tar reduction in a dual fluidized bed biomass steam gasifier. Ind Eng Chem Res 2004;43:1634-40.

[35] Spath P, Aden A, Eggeman T, Ringer M, Wallace B, Jechura J. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier. Technical Report NREL/TP-510-37408, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[36] Shen L, Gao Y, Xiao J. Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. Biomass Bioenerg 2008;32:120-7.

[37] Iribarren D, Susmozas A, Petrakopoulou F, Dufour J. Environmental and exergetic evaluation of hydrogen production via lignocellulosic biomass gasification. J Clean Prod 2014;69:165-75.

[38] Huber GW, Iborra S, Corma A. Synthesis of transportation fuels from biomass: chemistry, catalysts, and engineering. Chem Rev 2006;106:4044-98.

[39] Toonssen R, Woudstra N, Verkooijen AHM. Exergy analysis of hydrogen production plants based on biomass gasification. Int J Hydrogen Energ 2008;33:4074-82.

[40] Braun RJ, Hanzon LG, Dean JH. System analysis of thermochemical-based biorefineries for coproduction of hydrogen and electricity. J Energ Resour-ASME 2011;133:1-12.

[41] Sharma SD, McLennan KG, Dolan M, Nguyen T, Chase D. Design and performance evaluation of dry cleaning process for syngas. Fuel 2013;108:42-53.

[42] Boerrigter H, Rauch R. Syngas production and utilisation. En: Knoef HAM, editor. Handbook biomass gasification, Holanda: Biomass Technology Group; 2005.

[43] De Kam MJ, Vance Morey R, Tiffany DG. Biomass integrated gasification combined cycle for heat and power at ethanol plants. Energy Convers Manage 2009;50:1682-90.

[44] Tsakomakas NG, Pilavachi PA, Polyzakis AL. An economic comparison assessment of lignite and biomass IGCC power plants. Appl Therm Eng 2012;38:26-30.

[45] Iribarren D, Susmozas A, Dufour J. Life cycle assessment of Fischer-Tropsch products from biosyngas. Renew Energ 2012;59:229-36.

[46] Dry ME. The Fischer-Tropsch process: 1959-2000. Catal Today 2002;71:227-41.

[47] Liu G, Larson ED, Williams RH, Kreutz TG, Guo X. Making Fischer-Tropsch fuels and electricity from coal and biomass: Performance and cost analysis. Energ Fuel 2011;25:415-37.

[48] Zhang W. Automotive fuels from biomass via gasification. Fuel Process Technol 2010;91:866-76.

[49] Opdal OA. Production of synthetic biodiesel via Fischer-Tropsch synthesis. Trondheim: Norwegian University of Science and Technology; 2006.

# CAPÍTULO 2.

# OBJETIVOS

En el capítulo anterior se han descrito las principales alternativas tecnológicas para la gasificación de biomasa y los principales usos del gas de síntesis obtenido, entre los que cabe destacar la producción de electricidad, hidrógeno y combustibles sintéticos. Aunque la biomasa es considerada un recurso energético renovable y limpio, es necesario llevar a cabo un análisis global de los sistemas para determinar su sostenibilidad. Por ello, el objetivo central de esta tesis es evaluar desde un punto de vista técnico, ambiental y económico los siguientes casos de estudio:

- Producción de electricidad mediante gasificación integrada en ciclo combinado (BIGCC).
- Producción de hidrógeno.
- Coproducción de biocombustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.

Para alcanzar estos objetivos globales, será necesario determinar los equipos y procesos que más contribuyen al impacto ambiental, que presentan las mayores ineficiencias termodinámicas y con los mayores costes. Además, habrá que comparar estos procesos con las tecnologías análogas convencionales con el objetivo de determinar su idoneidad para sustituir dichas tecnologías.

# CAPÍTULO 3.
# INTRODUCCIÓN A LAS METODOLOGÍAS DE ANÁLISIS

## 3.1 Introducción

Para llevar a cabo los análisis de los casos seleccionados se necesita disponer de una gran cantidad de datos de cada proceso objeto de estudio, como corrientes materiales y energéticas y características específicas de los equipos del sistema. En los casos en los que existe una baja disponibilidad de datos, se suele recurrir a técnicas de simulación de procesos, que ha sido la herramienta empleada en esta tesis como fuente fundamental de datos para los posteriores análisis exergético, ambiental del ciclo de vida y económico.

## 3.2 Simulación de procesos

### 3.2.1 Introducción a los programas de simulación

La simulación de procesos químicos está basada en el cálculo de los balances de materia y energía (y, en ocasiones, de cantidad de movimiento) de un proceso del que se conocen la estructura y los datos preliminares de los equipos que lo componen [1]. En la actualidad, para realizar esta tarea se emplean programas de simulación de procesos, que se pueden clasificar en dos grupos [2]:

- Programas modulares secuenciales: en estos programas las ecuaciones describen las operaciones unitarias del proceso y se resuelven de forma gradual, unidad por unidad. Los principales inconvenientes de este tipo de programas son la posibilidad de problemas de convergencia en procesos con recirculaciones y la incapacidad de simular comportamiento dinámico.
- Programas de ecuaciones orientadas: en este tipo de programas el proceso entero se representa con un gran sistema de ecuaciones que se resuelven simultáneamente. Estos programas permiten simular procesos en estado no estacionario y no presentan problemas de convergencia en sistemas con recirculaciones. Sin embargo, presentan una mayor complejidad matemática, lo que ha limitado su aplicación en procesos complejos.

Existe una gran variedad de software de simulación, como Aspen Plus®, CADSIM Plus®, CHEMCAD®, Gensim® y Aspen Hysys®. En el presente trabajo se ha empleado Aspen Plus®, ya que es un software de simulación de procesos químicos exhaustivo y su uso está ampliamente extendido en la industria química [3].

### 3.2.2 Simulación en Aspen Plus®

Aspen Plus®, aunque presenta algunas funciones de ecuaciones orientadas, es principalmente un simulador de procesos modular secuencial cuya función es predecir el comportamiento de un proceso mediante el uso de modelos matemáticos. Para modelar un proceso en Aspen Plus® se siguen los siguientes pasos:

*i) Construir el diagrama de flujo del proceso*

Se trata del primer paso en la simulación de un proceso. Aspen Plus®, al igual que la mayoría de los simuladores, presenta una interfaz gráfica de usuario que permite visualizar el diagrama de flujo y facilita la entrada de datos [2]. El diagrama de flujo se construye a partir de un conjunto de modelos de operaciones unitarias que se conectan por corrientes de masa y energía. Aspen Plus® dispone de una amplia variedad de modelos de operaciones unitarias (bloques) en su librería (Tabla 3.1).

*ii) Definir los componentes químicos del proceso*

Una vez construido el diagrama de simulación, el siguiente paso es seleccionar los componentes químicos que se incluirán en el proceso. Es importante seleccionar un número de componentes apropiado, eligiendo aquellos que permitan una adecuada representación del proceso. En Aspen Plus® se pueden definir varios tipos de componentes, entre los que cabe destacar los siguientes:

- Componentes convencionales: compuestos puros que participan en el equilibrio de fases líquido-vapor y están caracterizados por propiedades bien definidas.
- Pseudocomponentes: componentes que representan mezclas apolares complejas, como fracciones petrolíferas. Están caracterizados principalmente por el punto de ebullición, el peso molecular y la gravedad específica.
- Solidos convencionales: materiales puros con propiedades (peso molecular, presión de vapor, temperatura y presión crítica) medibles. Estos componentes participan en el equilibrio de fases y/o de reacción. Si solo participan en el equilibrio de la reacción, no en el de fases, se denominan sólidos inertes convencionales.

- Sólidos no convencionales: sólidos de los que no se dispone de una estructura molecular definida. Ejemplos de este tipo de componentes son el carbón o la biomasa. No participan en el equilibrio de fases ni de reacción.

**Tabla 3.1. Principales bloques de Aspen Plus® (basado en [2]).**

| **Equipo** | **Bloque Aspen Plus®** |
|---|---|
| Mezclador de corrientes | Mixer |
| Separadores | |
| Separador de componentes | Sep, Sep2 |
| Destilación flash | Flash2, Flash3 |
| Componentes de tubería | |
| Tubería | Pipe, Pipeline |
| Válvulas | Valve |
| Hidrociclones | HyCyc |
| Reactores | |
| Reactores de conversión | RStoic |
| Reactor de equilibrio | REquil |
| Reactor Gibbs | RGibbs |
| Reactor de rendimiento | RYield |
| Reactor continuo de tanque agitado | RCSTR |
| Reactor de flujo pistón | RPlug |
| Columnas | |
| Destilación (métodos simplificados) | DSTWU, Distl, SCFrac |
| Destilación (métodos rigurosos) | RadFrac, MultiFrac |
| Extracción líquido-liquido | Extract |
| Absorción y desorción | RadFrac |
| Fraccionamiento | PetroFrac |
| Destilación por cargas | BatchFrac |
| Cambiadores de calor | Heater, HeatX, MHeatX |
| Equipos rotativos | |
| Compresor | Compr, MCompr |
| Turbina | Compr, MCompr |
| Bomba, turbina hidráulica | Pump |
| Equipos de manejo de sólidos | |
| Reducción de tamaño | Crusher |
| Cristalizador | Crystallizer |
| Lavado de sólidos | SWash |
| Filtro | Filter |
| Ciclón | Cyclone |
| Precipitador electrostático | ESP |

Aspen Plus® dispone de un amplio banco de datos de compuestos y sólidos convencionales. También es posible introducir compuestos que no están presentes en el banco de datos, introduciendo su estructura y determinadas propiedades. En el caso de los sólidos no convencionales, al no estar presentes en las bases de datos, se definen mediante lo que se denomina atributos de componente. Estos atributos representan la composición del componente mediante un conjunto de constituyentes identificables. Existen cuatro tipos de atributos de componente: PROXANAL, ULTANAL, SULFANAL y GENEANAL. El ULTANAL y el PROXANAL representan los análisis elemental e inmediato del componente, respectivamente. El SULFANAL es el análisis de compuestos de azufre, y el GENEANAL es un análisis general del sólido que representa su composición con hasta 10 constituyentes distintos [4]. En esta etapa de la simulación, únicamente se seleccionan los atributos que representan los componentes no convencionales. La cuantificación de estos atributos se realiza posteriormente en la etapa de especificación de las corrientes de alimentación.

*iii) Elegir el método de estimación de propiedades*

El siguiente paso es la selección del método de estimación de propiedades del banco de Aspen Plus®. Mediante el método seleccionado, el programa calcula las propiedades termodinámicas (coeficientes de fugacidad, entalpías, entropías, etc.) y de transporte (viscosidad, conductividad térmica, coeficientes de difusión, etc.). Esta es una etapa esencial, ya que afecta significativamente a la precisión de la simulación. La Figura 3.1 muestra el método a seguir para seleccionar el modelo termodinámico apropiado [4]. Para ello, hay que tener en cuenta el tipo de componentes y las condiciones de operación.

*iv) Especificar las corrientes de alimentación y los bloques de operación*

En esta etapa de la simulación, se especifican el caudal, la composición y las condiciones de presión y temperatura de las corrientes materiales de entrada al proceso. En caso de que existan sólidos no convencionales, es en esta etapa donde se cuantifican los atributos de componente. Para corrientes con compuestos sólidos también es posible definir la distribución del tamaño de partícula. Finalmente se especifican los bloques de operación. La información a especificar depende del tipo de bloque de operación.

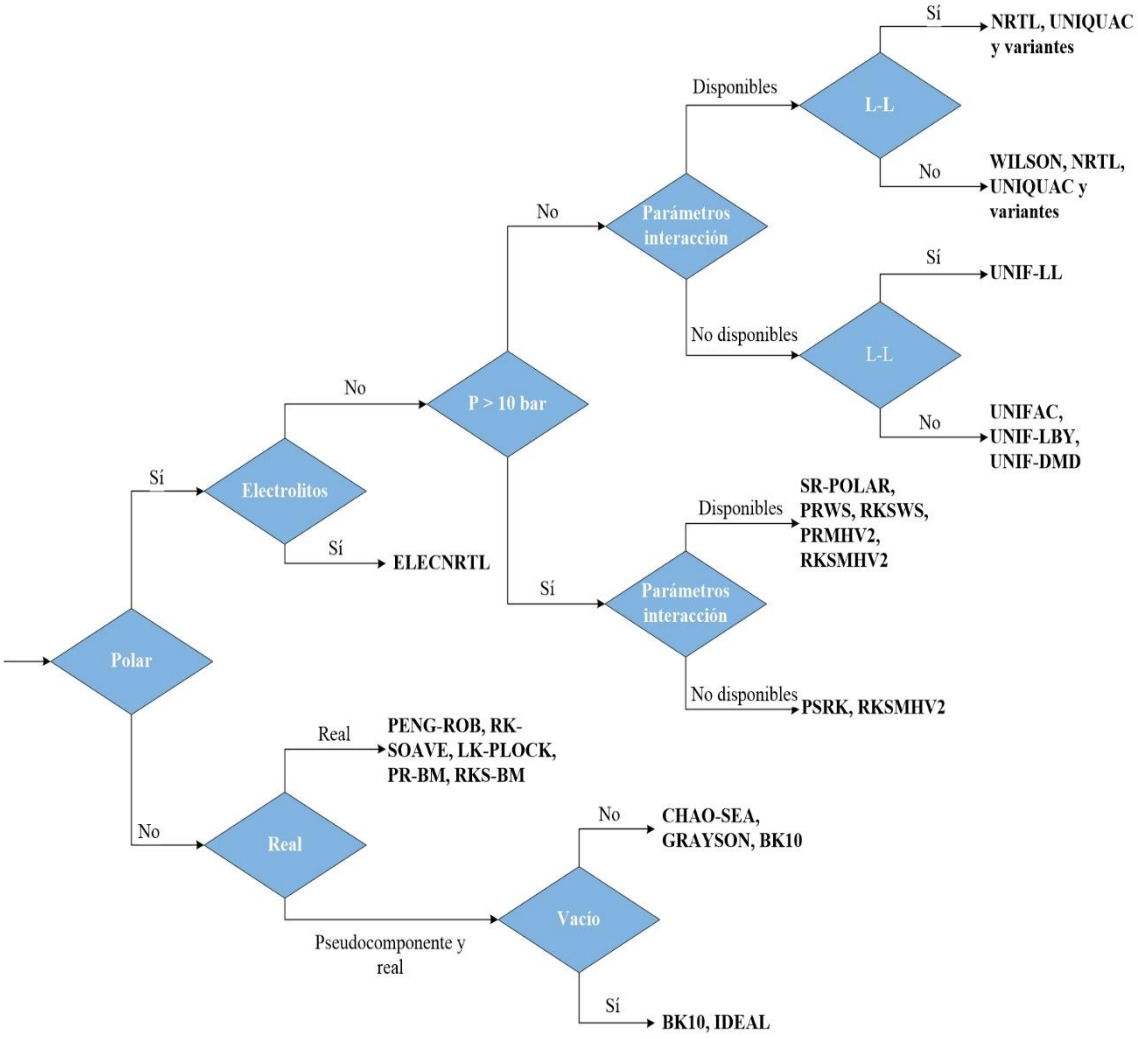



**Figura 3.1. Pautas para la selección del método de propiedades (basado en [4]).**

## 3.3 Análisis exergético

### 3.3.1 Definición de exergía

El primer principio de la termodinámica establece que la energía ni se crea ni se destruye, sólo se transforma. Sin embargo, aunque la energía se conserva, no toda es transformada en trabajo útil, sino que hay pérdida por irreversibilidades termodinámicas en los procesos (segundo principio de la termodinámica). En este sentido, se define el parámetro termodinámico exergía como el máximo trabajo útil que puede realizar un sistema respecto al medio que lo rodea (ambiente de referencia). A diferencia de la energía, la exergía sí se destruye. La exergía es una propiedad extensiva, al igual que la masa, la energía y la entropía, y por ello puede transferirse entre sistemas. Además, no sólo se destruye, sino que también se pierde cuando la energía asociada a una corriente material o energética es emitida al entorno.

El principal objetivo del análisis exergético es identificar los componentes o equipos de un sistema con las mayores ineficiencias termodinámicas y cuantificarlas, determinando de esta forma las partes del proceso que ofrecen mayores oportunidades de mejora [5,6]. Este tipo de análisis es útil para evaluar la viabilidad técnica de los procesos, ya que permite determinar la eficiencia global de un sistema, analizar las posibilidades de mejora y comparar varios sistemas.

Para realizar el análisis exergético de un proceso es importante definir de forma adecuada el ambiente de referencia. Es importante diferenciar el ambiente utilizado para calcular la exergía y el entorno del sistema. Generalmente, el término entorno se utiliza para todo aquello que rodea el sistema. Sin embargo, cuando se pretende calcular la exergía, se distingue entre entorno inmediato, donde las propiedades intensivas pueden variar por interacción con el sistema, y una mayor extensión del entorno en el que las propiedades intensivas permanecen constantes, es decir no se ven afectadas por el sistema. Este último es el que se utiliza para definir el ambiente de referencia, el cual está libre de irreversibilidades. Por ello, para calcular la exergía de un sistema es necesario definir dicho ambiente a una temperatura de referencia ($T_0$) y a una presión de referencia ($p_0$). Generalmente se suelen tomar como temperatura y presión de referencia las condiciones ambientales típicas (1 atm y 25 ºC). Sin embargo, estas condiciones pueden variar en función de la localización del sistema [5].

### 3.3.2 Cálculo de la exergía

La exergía total de un sistema puede dividirse en cuatro componentes (Ec. 3.1): exergía física ($\dot{E}^F$), exergía cinética ($\dot{E}^C$), exergía potencial ($\dot{E}^P$) y exergía química ($\dot{E}^Q$).

$$\dot{\mathbf{E}} = \dot{\mathbf{E}}^{\mathbf{F}} + \dot{\mathbf{E}}^{\mathbf{C}} + \dot{\mathbf{E}}^{\mathbf{P}} + \dot{\mathbf{E}}^{\mathbf{Q}} \qquad \textbf{Ec. 3.1}$$

Dado que la exergía es una propiedad extensiva, es conveniente trabajar en base másica o molar (exergía específica). La exergía total específica de un sistema se expresa según la Ec. 3.2.

$$\mathbf{e} = \mathbf{e}^{\mathbf{F}} + \mathbf{e}^{\mathbf{C}} + \mathbf{e}^{\mathbf{P}} + \mathbf{e}^{\mathbf{Q}} \qquad \textbf{Ec. 3.2}$$

Cuando se evalúa un sistema en relación con el ambiente, en un principio la energía potencial y cinética del sistema pueden convertirse plenamente en trabajo, definiéndose las exergías cinética y potencial según las Ecuaciones 3.3 y 3.4, respectivamente, donde $V$ y $z$ son la velocidad y la altura en relación con el ambiente, respectivamente [5].

$$\mathbf{e^C = \frac{1}{2} \cdot V^2} \qquad \textbf{Ec. 3.3}$$

$$\mathbf{e^P = g \cdot z} \qquad \textbf{Ec. 3.4}$$

Teniendo en cuenta un sistema en reposo con respecto al ambiente, tanto la exergía cinética como la potencial son nulas ($e^C = e^P = 0$), quedando la exergía total del sistema como el sumatorio de las exergías física y química [5]. La exergía física depende de la temperatura y de la presión. Para una corriente material, viene definida por la Ecuación 3.5, donde *h* y *s* son la entalpía y la entropía específicas, respectivamente. El subíndice *0* indica los valores a la temperatura y presión del ambiente ($T_0$ y $p_0$).

$$\mathbf{e^F = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)} \qquad \textbf{Ec. 3.5}$$

La exergía química depende del modelo de referencia que se emplee para su cálculo [5,6]. Aunque los modelos disponibles son en cierta medida arbitrarios, las incertidumbres que presentan no afectan a las conclusiones del análisis exergético. En esta tesis, el modelo utilizado es el formulado por Szargut [5,7]. Se selecciona este modelo ya que recoge todos los compuestos definidos en los sistemas estudiados en la presente tesis. De esta forma, el cálculo de la exergía química se basa en la exergía química por unidad de masa definida en el modelo de referencia. Para calcular la exergía química por unidad molar de una mezcla de gases, se emplea la Ec. 3.6, donde $e_i^Q$ es la exergía molar estándar y $x_i$ la fracción molar del componente *i*.

$$\mathbf{e^Q = \sum x_i \cdot e_i^Q + R \cdot T_0 \cdot \sum x_i \cdot \ln(x_i)} \qquad \textbf{Ec. 3.6}$$

Una vez calculadas las exergías físicas y químicas de las corrientes del proceso, se procede al análisis de la destrucción y eficiencia exergéticas, tanto a nivel de componente o equipo como a nivel del sistema global. Para ello, es necesario hallar la exergía del combustible ($\dot{E}_C$) y del producto ($\dot{E}_P$) de cada uno de los componentes del sistema y del sistema global, mediante balances exergéticos de cada uno de ellos. La exergía del combustible incluye tanto las corrientes materiales como las energéticas necesarias para la obtención del producto (materia prima, electricidad, gas natural, etc.). La exergía de producto considera tanto el producto principal como los subproductos. La exergía destruida ($\dot{E}_D$) de cada componente se calcula como la diferencia entre las exergías del combustible y del producto de dicho componente (Ec. 3.7). Sin embargo, como muestra la Ec. 3.8, para calcular la exergía destruida del sistema total ($\dot{E}_{D,tot}$), además hay que

tener en cuenta las pérdidas de exergía asociadas a corrientes residuales del proceso ($\dot{E}_{res,tot}$).

$$\dot{E}_D = \dot{E}_C - \dot{E}_P \qquad \textbf{Ec. 3.7}$$

$$\dot{E}_{D,tot} = \dot{E}_{C,tot} - \dot{E}_{P,tot} - \dot{E}_{res,tot} \qquad \textbf{Ec. 3.8}$$

Se define el término eficiencia exergética ($\varepsilon$) como la relación entre la exergía de producto y la exergía de combustible de un componente o proceso:

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_P}{\dot{E}_C} \qquad \textbf{Ec. 3.9}$$

Por último, se calculan el ratio de destrucción exergética ($y_{D,i}$) y la contribución a la destrucción exergética ($z_{D,i}$). El ratio de destrucción exergética (Ec. 3.10) se define como la relación entre la destrucción de exergía en un componente *i* y la exergía de combustible global del proceso. La contribución a la destrucción exergética (Ec. 3.11) es la relación entre la exergía destruida en un componente *i* y la exergía total destruida en el proceso.

$$y_{D,i} = \frac{\dot{E}_{D,i}}{\dot{E}_{C,tot}} \qquad \textbf{Ec. 3.10}$$

$$z_{D,i} = \frac{\dot{E}_{D,i}}{\dot{E}_{D,tot}} \qquad \textbf{Ec. 3.11}$$

## 3.4 Análisis del Ciclo de Vida

### 3.4.1 Introducción al Análisis del Ciclo de Vida

El análisis del ciclo de vida (ACV) es una metodología utilizada para evaluar las principales cargas ambientales asociadas a productos, procesos o servicios. Para ello es necesario tener en cuenta el ciclo de vida completo de un producto o de una actividad, “de la cuna a la tumba”, es decir desde la adquisición de la materia prima, hasta la producción, uso y disposición final. En la Figura 3.2 se muestra este enfoque, que considera que todas las etapas implicadas en el ciclo de vida de un producto contribuyen a los impactos ambientales asociados al mismo [8].

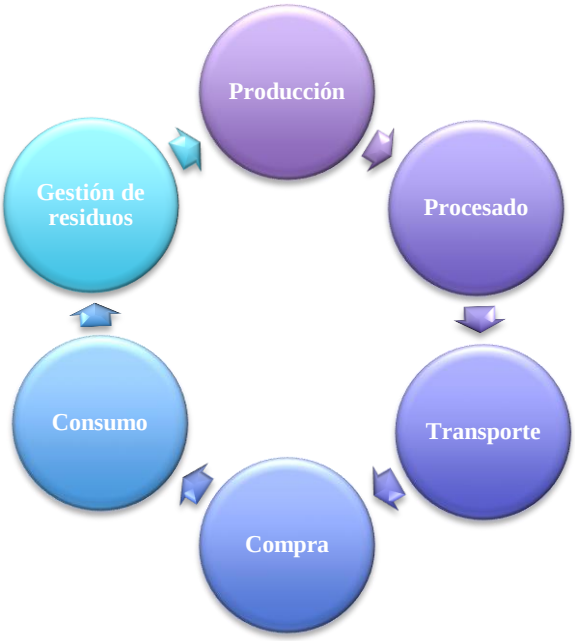



**Figura 3.2. Concepto de ciclo de vida.**

El procedimiento estandarizado para llevar a cabo un estudio de ACV se recoge en las normas UNE-EN ISO 14040:2006 y 14044:2006, que definen esta técnica como la recopilación y evaluación de las entradas, las salidas y los impactos ambientales de un sistema del producto a través de su ciclo de vida [9,10]. Como se muestra en la Figura 3.3, en la metodología estándar de ACV se distinguen cuatro etapas:

- Definición de objetivos y alcance.
- Análisis de inventario del ciclo de vida.
- Evaluación de impacto del ciclo de vida.
- Interpretación de resultados.

En la Figura 3.3 se puede observar que los estudios de ACV tienen un carácter dinámico, y las fases que los constituyen están interrelacionadas. Además, se muestran las principales aplicaciones de dicha metodología:

- Desarrollo del producto mediante la detección de oportunidades para mejorar su rendimiento ambiental en las diferentes etapas de su ciclo de vida.
- Planificación estratégica mediante la recopilación de información para orientar la toma de decisiones dentro de las organizaciones.

- Desarrollo de políticas públicas mediante la selección de indicadores ambientales y técnicas de medición.
- Marketing mediante, por ejemplo, la implementación de un sistema de etiquetado ambiental.

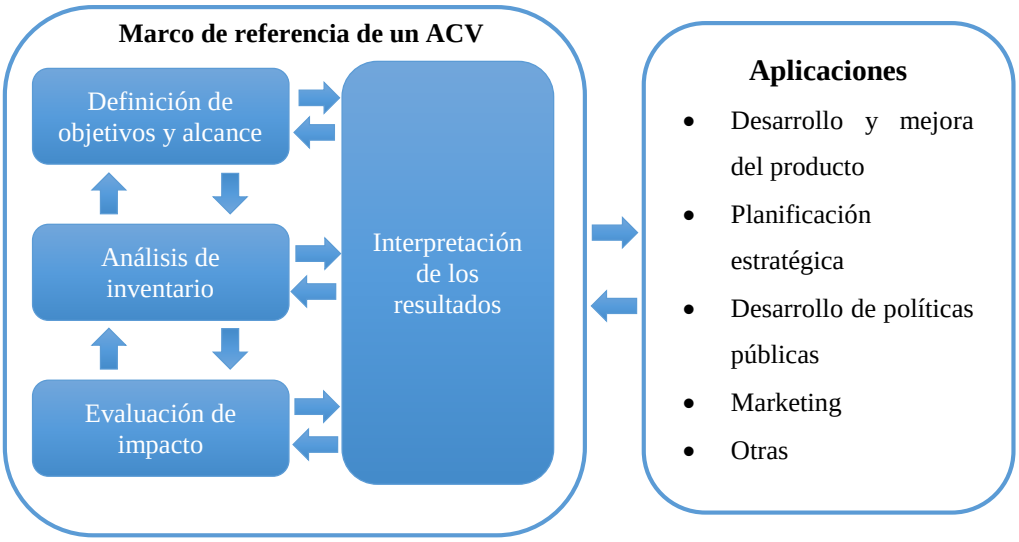



**Figura 3.3. Etapas y aplicaciones de un ACV (adaptado de [10]).**

### 3.4.2 Etapas de los estudios de ACV

*i) Definición de objetivos y alcance*

Los objetivos y el alcance de un ACV deben estar claramente definidos y ser coherentes con la aplicación que se desea estudiar. Debido a la naturaleza iterativa del ACV, el alcance puede tener que ajustarse a lo largo del estudio.

El objetivo establece la aplicación prevista, las razones para realizar el estudio y las personas a las que se dirigen los resultados del estudio. Por otro lado, el alcance incluye el sistema del producto a estudiar, las funciones de dicho sistema (o de los sistemas si se trata de análisis comparativos), la unidad funcional, los límites del sistema, los procedimientos de asignación, las categorías de impacto seleccionadas y la metodología de evaluación del impacto, los requisitos relativos a los datos, las suposiciones, las limitaciones, los requisitos iniciales de calidad de los datos, el tipo de revisión crítica (si la hay) y el tipo y formato del informe requerido para el estudio.

La unidad funcional es la unidad de referencia utilizada en los estudios de ACV, cuya misión es cuantificar las funciones identificadas en un sistema del producto [9]. Por tanto,

la unidad funcional proporciona una referencia a la cual se relacionan todos los datos de entrada y salida.

Los estudios de ACV se realizan definiendo los sistemas del producto como modelos que presentan los principales elementos de los sistemas físicos. Sus límites acotan los procesos unitarios que serán incluidos en el sistema objeto de estudio.

Los requisitos de calidad de los datos especifican, en términos generales, las características de los datos necesarios para el estudio. Para ello, deberán incluir aspectos temporales, geográficos y tecnológicos, la precisión, integridad y representatividad de los datos, la coherencia y reproducibilidad de los métodos usados en el ACV, las fuentes bibliográficas de los datos y su representatividad y la incertidumbre de la información.

*ii) Análisis de inventario del ciclo de vida*

La segunda fase en la realización de un ACV es la de análisis de inventario del ciclo de vida (ICV). Esta fase comprende la recopilación de los datos de entrada/salida del sistema objeto de estudio, así como de los procedimientos de cálculo necesarios para cumplir los objetivos del estudio definido.

Los datos cualitativos y cuantitativos deben recopilarse o calcularse para cada proceso unitario incluido dentro de los límites del sistema, con el objetivo de cuantificar las entradas y salidas de cada proceso. Es necesario asegurar una comprensión coherente del sistema objeto de estudio mediante la realización de las siguientes tareas:

- Elaboración de diagramas de flujo del proceso que describan todos los procesos unitarios que se deben tener en cuenta, incluyendo sus interrelaciones.
- Realizar un listado de flujos y datos relevantes para las condiciones de operación de cada proceso unitario.
- Descripción de las técnicas de recopilación de datos y procesos de cálculo necesarios para todos los datos.

En la Figura 3.4 se muestra un diagrama de flujo general del inventario del ciclo de vida [11]. Los datos necesarios para la realización del ICV son los siguientes:

- Entradas de energía, de materias primas, entradas auxiliares y otras entradas físicas.
- Productos, coproductos y residuos generados.

- Emisiones al aire, vertidos al agua y al suelo.
- Otros aspectos ambientales.

Es muy importante que los procedimientos de cálculo empleados en el análisis estén correctamente documentados, especificando de una forma clara las suposiciones realizadas. Además se debe seguir los mismos procedimientos de cálculo de forma coherente a lo largo de todo el análisis.

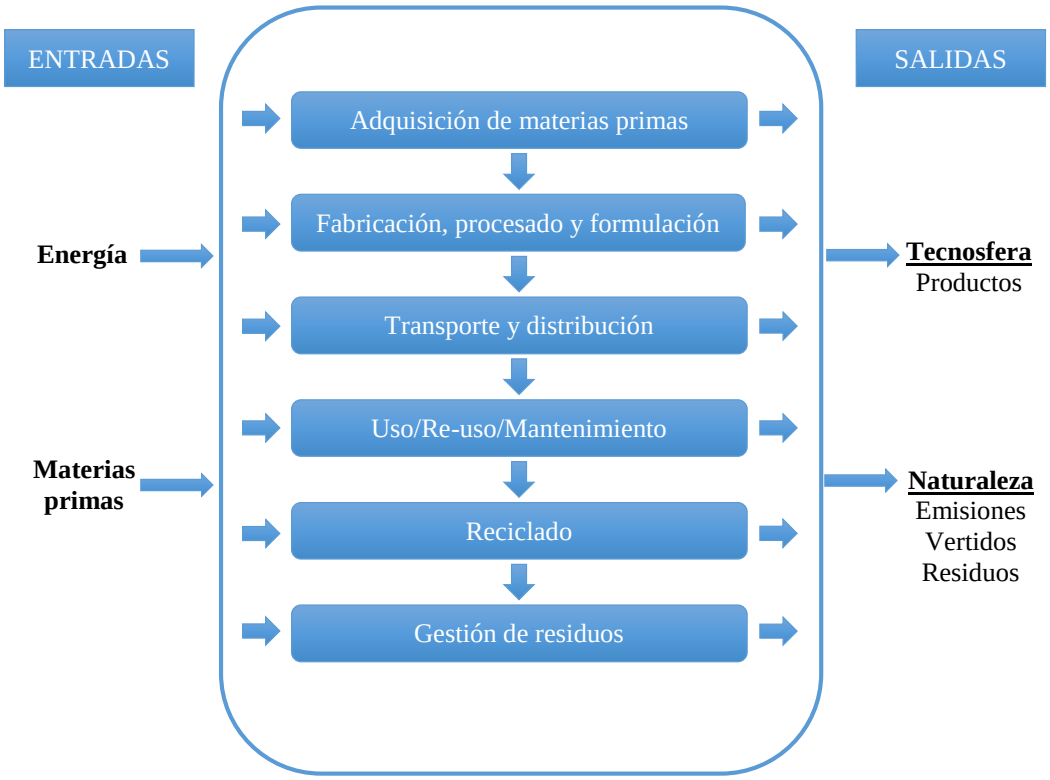



**Figura 3.4. Diagrama de flujo del ICV (basado en [11]).**

Un factor clave en la fase de ICV es realizar una correcta asignación o reparto de las cargas ambientales a cada uno de los productos o procesos objeto de estudio. En el caso de procesos unifuncionales (donde se obtiene un solo producto o función), esta asignación es inmediata. Sin embargo, en procesos multifuncionales (donde se obtiene más de un producto o función), es necesario decidir la asignación de cargas que se da a cada uno de los productos o funciones [12]. Las entradas y salidas deben asignarse a los distintos productos de acuerdo con procedimientos claramente explicados y documentados.

Los procedimientos de asignación se dividen en los que intentan evitarla, mediante métodos de subdivisión del proceso o expansión del sistema, y los que se emplean cuando no es posible evitar la asignación. La subdivisión consiste en la división de un proceso en

sub-procesos hasta llegar a operaciones unitarias que dan lugar a un único producto, eliminando la multifuncionalidad del proceso. Sin embargo, a menudo no es posible utilizar este procedimiento debido, por ejemplo, a la obtención de varios productos en una misma operación unitaria. El procedimiento de expansión del sistema consiste en la adición de funciones vinculadas a los coproductos. De esta forma, se supone que la producción de dicha función evita las cargas ambientales correspondientes al proceso desplazado. Cuando no es posible emplear los métodos anteriores, se emplea un procedimiento de asignación de cargas mediante una separación de las entradas y salidas que refleje las relaciones físicas u otras (por ejemplo, económicas) existentes entre los productos [10].

*iii) Evaluación del impacto del ciclo de vida*

La tercera fase del ACV es la evaluación del impacto del ciclo de vida (EICV), cuyo objetivo es asociar los resultados obtenidos en la fase de ICV con categorías de impacto ambiental específicas y con los indicadores de esas categorías. La fase de EICV debe incluir las siguientes etapas:

- Selección de categorías de impacto, indicadores de categoría y modelos de caracterización. Las categorías de impacto elegidas deben reflejar el conjunto de cargas ambientales asociadas al sistema objeto de estudio, teniendo en cuenta el objetivo y el alcance. Los modelos de caracterización relacionan los resultados del ICV y los indicadores de categoría describiendo de esta forma el mecanismo ambiental dado en el sistema de estudio.
- Clasificación. Asignación de los resultados de la fase de ICV a las categorías de impacto elegidas.
- Caracterización. Cálculo de los resultados de indicadores de categoría.

Además de estas etapas, la EICV puede incluir los siguientes elementos adicionales:

- Normalización. Cálculo de la magnitud de los resultados de indicadores de categoría en base a la información de referencia, con el objetivo de facilitar la comprensión de la magnitud relativa para cada resultado de indicador de categoría del sistema objeto de estudio.
- Agrupación. Organización y/o clasificación de las categorías de impacto.

- Ponderación. Conversión y, opcionalmente, suma de los resultados del indicador de categoría utilizando factores numéricos basados en juicios de valor.
- Análisis adicional de la calidad de los datos de la EICV mediante diferentes análisis (de gravedad, de incertidumbre, de sensibilidad) e información adicional relativa a la fiabilidad de los resultados.

Los métodos de EICV se pueden clasificar principalmente en dos grandes grupos en función del objetivo final del estudio:

- Métodos de evaluación del impacto ambiental. Son métodos que tienen como objetivo final obtener la definición de un perfil ambiental mediante la cuantificación del efecto ambiental del producto objeto de estudio sobre diferentes categorías de impacto (acidificación, eutrofización, etc.). A diferencia del segundo grupo de métodos, sólo tienen en cuenta los efectos indirectos sobre el ser humano (*midpoints*).
- Métodos de evaluación del daño. Son métodos que tienen como objetivo analizar el efecto último (*endpoints*) del impacto ambiental, es decir, pretenden evaluar el daño causado al hombre y a los sistemas naturales.

En el presente trabajo, el método de evaluación de impacto empleado es una actualización del método CML publicado en 1992 por el Centre of Environmental Science de la Universidad de Leiden [13]. Este método contrastado proporciona una lista de categorías de impacto ampliamente utilizadas en los estudios de ACV de sistemas energéticos. En concreto, en este trabajo se emplean las siguientes:

- Calentamiento global (CG). Esta categoría se caracteriza en base al modelo desarrollado por el Panel Intergubernamental del Cambio Climático. La unidad de referencia es el kg de $CO_2$ equivalente, el horizonte temporal es de 100 años y el ámbito geográfico es global.
- Agotamiento de la capa de ozono (ACO). El modelo de caracterización está basado en el desarrollado por la Organización Meteorológica Mundial. La unidad de referencia de este indicador es el kg de CFC-11 equivalente. El ámbito geográfico es global y el horizonte temporal es infinito.
- Formación de oxidantes fotoquímicos (FOF). La formación de ozono fotoquímico por emisiones al aire se calcula con el modelo determinado por la

UNECE (Comisión Económica de las Naciones Unidas para Europa). Este modelo analiza cargas y niveles críticos de varios contaminantes aéreos y sus efectos, amenazas y tendencias. La unidad de referencia es el kg de $C_2H_4$ equivalente. El horizonte temporal es de 5 días y la escala geográfica varía entre local y continental.

- Agotamiento recursos abióticos (ARA): Esta categoría de impacto está relacionado con la extracción de minerales y combustibles fósiles. La unidad de referencia es kg de antimonio equivalente.
- Competencia por el terreno (CT). Esta categoría se refiere a la pérdida del suelo como recurso, es decir, el suelo no estará disponible en un periodo de tiempo determinado. Se calcula mediante la suma del terreno ocupado en un tiempo determinado. La unidad de referencia utilizada es $m^2 \cdot a$.
- Acidificación (Ac). La acidificación se calcula mediante el modelo adaptado de RAINS 10 (simulación e información de la acidificación regional) desarrollado por el Instituto Internacional para el Análisis de Sistemas Aplicados. Este modelo describe la deposición y destino de las sustancias acidificantes y analiza los costes de deposición del $SO_2$ y de los $NO_x$. La unidad de referencia que se utiliza es el kg de $SO_2$ equivalente. El horizonte temporal es infinito y la escala geográfica varía entre local y continental.
- Eutrofización (Eu). Cuantifica la eutrofización tanto en el medio acuático como terrestre. La unidad de referencia para esta categoría es el kg de $PO_4^{3-}$ equivalente. El horizonte temporal es infinito y la escala geográfica varía entre local y continental.

Además de estas categorías incluidas en el método CML, en este trabajo también se evalúan la demanda energética acumulada no renovable ($DEA_{nr}$), cuantificando la demanda acumulada de energía de origen fósil y nuclear empleada en el proceso, y la demanda energética acumulada total ($DEA_t$), en la que se tiene en cuenta toda la energía requerida en el proceso con una perspectiva de ciclo de vida [14].

*iv) Interpretación de los resultados*

La interpretación de los resultados es la fase final del ACV. Tiene como objetivo resumir y discutir los resultados de las fases de ICV y EICV para obtener conclusiones y

recomendaciones y tomar las decisiones adecuadas en base a los objetivos y el alcance definidos en el estudio. Esta fase comprende los siguientes elementos:

- Identificación de los aspectos significativos en base a los resultados obtenidos en las fases de ICV y EICV.
- Evaluación que considere las verificaciones de los análisis de integridad, sensibilidad y coherencia.
- Conclusiones, limitaciones y recomendaciones.

## 3.5 Análisis económico

En la presente tesis, el análisis económico se centra en la estimación de la inversión requerida y los costes de producción de la planta objeto de estudio, a fin de evaluar su viabilidad económica. Para ello es necesario calcular el coste total de la inversión (TIC, *Total Investment Cost*) y los costes fijos y variables. Se utiliza como unidad económica el euro referenciado al año 2014 (€ 2014).

### 3.5.1 Estimación del coste total de la inversión

El TIC es el coste total del diseño, construcción e instalación de una planta, y está formado por la inversión dentro de los límites de la planta (ISBL: *InSide Battery limits*), la inversión OSBL (*OutSide Battery Limits*) y los gastos imprevistos [2].

*i) Inversión dentro de los límites de la planta (InSide Battery limits, ISBL)*

La inversión ISBL es el coste de la adquisición e instalación de todos los equipos de la planta. Incluye los costes de todos los equipos principales del proceso, de materiales de ingeniería, de construcción y de supervisión de la construcción. En este trabajo, los costes ISBL se calculan en función del coste de los equipos y de los costes materiales. Para ello, lo primero que se hace es calcular el coste de los equipos (*E*), a partir del cual se obtendrá el resto de costes de la planta según la Tabla 3.2. Además, mediante este método, el coste de los materiales puede ser desglosado en obra civil y edificios, obra metalúrgica, instrumentación, electricidad, aislamiento y pintura. Los métodos para calcular el coste de los equipos se explican en el Apartado 3.5.2.

**Tabla 3.2. Cálculo de los costes ISBL.**

| | |
|---|---|
| Materiales (M) | 60 % E |
| Obra civil y edificios | 28 %·M |
| Obra metalúrgica | 45 %·M |
| Instrumentación | 10 %·M |
| Electricidad | 10 %·M |
| Aislamiento | 5 %·M |
| Pintura | 2 %·M |
| Ingeniería de detalle (ID) | 20 %·(E + M) |
| Construcción (C) | 60 %·(E + M) |
| Supervisión de la construcción (SC) | 10 %·(E + M) |
| ISBL | E + M + ID + C + SC |

*ii) Costes externos o inversión OutSide Battery Limits (OSBL)*

La inversión OSBL son los costes asociados a servicios auxiliares, interconexiones y puesta en marcha de la planta. Pueden incluir, entre otros elementos, subestaciones eléctricas, calderas, tuberías de vapor, plantas de tratamiento de aguas de alimentación a calderas, torres de refrigeración, tuberías de agua, secadores y soplantes para el aire de instrumentación, servicios de transporte, etc. La inversión OSBL generalmente se estima como una proporción de los costes ISBL (Tabla 3.3).

*iii) Gastos imprevistos*

Los gastos imprevistos son costes adicionales tenidos en cuenta para cubrir las variaciones de la estimación del coste de la inversión, ya que esta estimación puede presentar errores. Además, estos gastos también ayudan a hacer frente a imprevistos como cambios en el alcance del proyecto, cambios en los precios, fluctuaciones monetarias, etc. Estos gastos suelen calcularse como un porcentaje de los costes ISBL (Tabla 3.3).

**Tabla 3.3. Cálculo de los costes OSBL e imprevistos.**

| | |
|---|---|
| Servicios auxiliares (SA) | 4 %·ISBL |
| Interconexiones (Int) | 8 %·ISBL |
| Gastos puesta en marcha (PEM) | 4 %·ISBL |
| Imprevistos (I) | 10 %·(ISBL + SA + Int) |

Una vez determinados los conceptos de inversión ISBL, inversión OSBL y los gastos imprevistos, se calcula el TIC como la suma de todos ellos. Por lo tanto, teniendo en cuenta el procedimiento de estimación de estos parámetros descrito anteriormente, el cálculo del TIC exige estimar previamente el coste de los equipos.

### 3.5.2 Estimación del coste de adquisición de equipos

La estimación del coste de adquisición de los equipos es una de las tareas más complicadas del análisis económico. Esto es debido a que, aunque hay una gran cantidad de costes de equipos en bibliografía, éstos suelen referirse a equipos o plantas a pequeña escala. Por ello, generalmente se recurre a diferentes métodos de estimación de costes, entre los que cabe destacar la regla de Williams y el cálculo mediante correlaciones, que calculan el coste del equipo mediante un parámetro característico del mismo [2]. Las correlaciones de cálculo de costes empleadas en esta tesis se muestran a continuación.

*i) Recipientes*

El cálculo del coste de recipientes de procesos y reactores se realiza mediante la Ec. 3.12.

$$\mathbf{C=13.014\cdot m^{0,92}\cdot\left(\frac{L}{D}\right)^{-0,15}\cdot\left(\frac{e}{8}\right)^{-0,21}} \qquad \textbf{Ec. 3.12}$$

Donde:

C: coste (euros del año 2008).

L: longitud o altura (m).

m: masa (t).

e: espesor (mm).

D: diámetro del recipiente (m).

La masa *m* y el espesor *e* del recipiente se calculan empleando las Ecuaciones 3.13 y 3.14, respectivamente.

$$\mathbf{m = 0,0246\cdot D\cdot(L + 0,8\cdot D)\cdot(e + x)} \qquad \textbf{Ec. 3.13}$$

$$\mathbf{e = \frac{P_D\cdot\left(\frac{D}{2}\right)\cdot 1.000}{1.055\cdot E - 0,6\cdot P_D} + CA} \qquad \textbf{Ec. 3.14}$$

Donde:

x: factor de complejidad de la unidad. Rango de valores de 2 (simple) a 4 (complejo).

$P_D$: presión de diseño ($kg \cdot cm^{-2}g$).

E: factor de calidad (0,85 para acero al carbono estándar).

CA: sobreespesor por corrosión (mm). Resistencia de la pared adicional para sustancias corrosivas (habitualmente 3 mm).

*ii) Cambiadores de calor*

El coste de los cambiadores de calor se estima en función del área del mismo. Para ello se emplea la Ec. 3.15 para cambiadores de calor con una superficie inferior a 250 $m^2$ y la Ec. 3.16 para más de 250 $m^2$.

$$\mathbf{C = 8.500 + 1.560 \cdot A^{0,75} \text{ para } A < 250 \text{ m}^2} \qquad \textbf{Ec. 3.15}$$

$$\mathbf{C = 418 \cdot A \text{ para } A \geq 250 \text{ m}^2} \qquad \textbf{Ec. 3.16}$$

Donde:

C: coste (euros del año 2008).

A: área del cambiador ($m^2$).

*iii) Aerorrefrigerantes*

El coste de los aerorrefrigerantes también se estima en función de su área empleando la Ec. 3.17.

$$\mathbf{C = 3.648,6 \cdot A^{0,7}} \qquad \textbf{Ec. 3.17}$$

Donde:

C: coste (euros del año 2008).

A: área del cambiador ($m^2$).

*iv) Bombas*

El coste de la bomba se estima empleando las Ecuaciones 3.18 a 3.21. Además, al coste obtenido mediante dichas ecuaciones, hay que añadirle el coste del motor eléctrico.

$$\boldsymbol{C_B = 30.000 \cdot C^*} \qquad \textbf{Ec. 3.18}$$

$$\ln C^* = 1{,}871+1{,}082\cdot\ln\rho+0{,}183\cdot(\ln\rho)^2 \text{ para } 0{,}04 < \rho < 0{,}1 \qquad \text{Ec. 3.19}$$

$$\ln C^* = 0{,}89 + 0{,}386\cdot\ln\rho + 0{,}066\cdot(\ln\rho)^2 \text{ para } 0{,}1 < \rho < 12 \qquad \text{Ec. 3.20}$$

$$\rho=\frac{Q\cdot\Delta P}{1.000} \qquad \text{Ec. 3.21}$$

Donde:

$C_B$: coste de la bomba (euros del año 2008).

Q: caudal volumétrico ($m^3\cdot h^{-1}$).

$\Delta P$: diferencia de presión ($kg\cdot cm^{-2}$).

El coste del motor eléctrico se estima en función de su potencia eléctrica según las Ecuaciones 3.22 y 3.23.

$$C_M = 360\cdot W^{0,85} \text{ para } W < 250 \text{ kW} \qquad \text{Ec. 3.22}$$

$$C_M = 500\cdot W^{0,49} \text{ para } W \geq 250 \text{ kW} \qquad \text{Ec. 3.23}$$

Donde:

$C_M$: coste del motor eléctrico (euros del año 2008).

W: potencia eléctrica (kW).

*v) Compresores pistón*

El coste de los compresores pistón puede estimarse en función de su potencia eléctrica mediante la Ec. 3.24.

$$C = 220.000 + 2.300 \cdot W^{0,75} \qquad \text{Ec. 3.24}$$

Donde:

C: coste del compresor (dólares del año 2007).

W: potencia eléctrica (kW).

*vi) Calderas de vapor*

Para estimar el coste de las calderas de vapor se emplean la Ec. 3.25 y la Figura 3.5.

$$C = C_B\cdot f_{BM}\cdot f_{P\cdot}\cdot f_T \qquad \text{Ec. 3.25}$$

Donde:

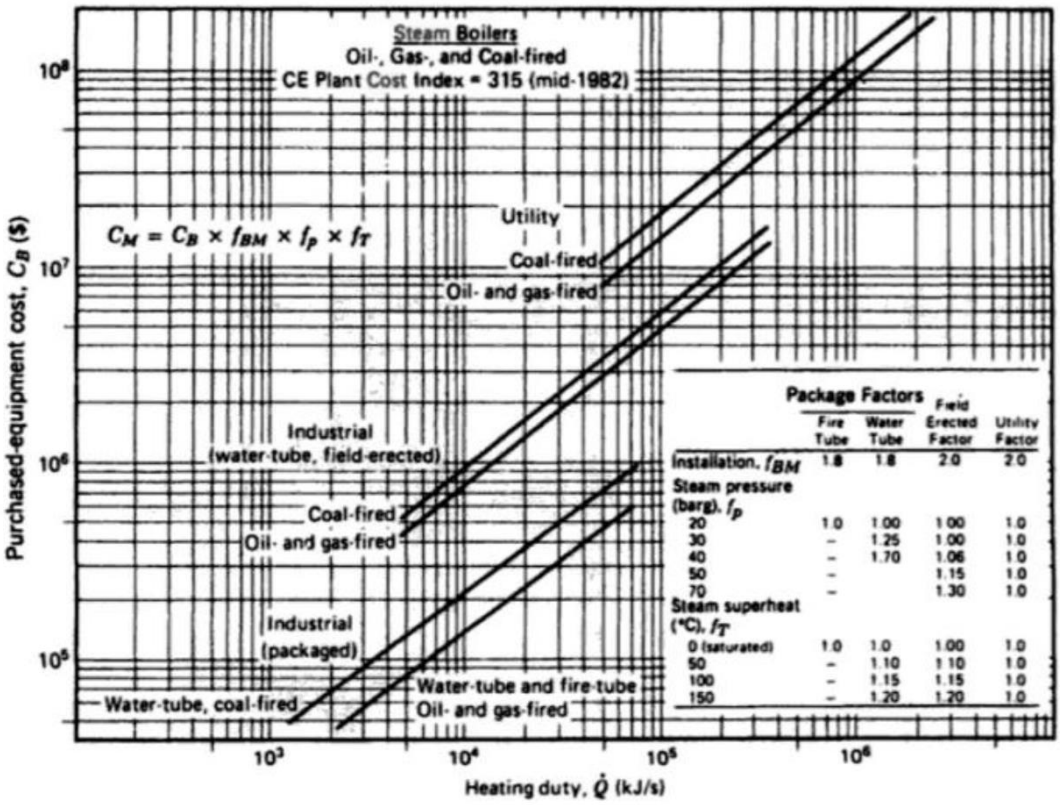
C: coste de la caldera (dólares del año 1982).

$C_B$: coste de compra de la caldera de acuerdo a la Figura 3.5 (dólares del año 1982).

$f_{BM}$: factor de instalación de acuerdo a la Figura 3.5.

$f_P$: factor de presión de vapor de acuerdo con la Figura 3.5.

$f_T$: factor de temperatura de vapor de acuerdo con la Figura 3.5.




| | Fire Tube | Water Tube | Field Erected Factor | Utility Factor |
|---|---|---|---|---|
| Installation, $f_{BM}$ | 1.8 | 1.8 | 2.0 | 2.0 |
| Steam pressure (barg), $f_P$ | | | | |
| 20 | 1.0 | 1.00 | 1.00 | 1.0 |
| 30 | – | 1.25 | 1.00 | 1.0 |
| 40 | – | 1.70 | 1.06 | 1.0 |
| 50 | – | | 1.15 | 1.0 |
| 70 | – | | 1.30 | 1.0 |
| Steam superheat (°C), $f_T$ | | | | |
| 0 (saturated) | 1.0 | 1.0 | 1.00 | 1.0 |
| 50 | – | 1.10 | 1.10 | 1.0 |
| 100 | – | 1.15 | 1.15 | 1.0 |
| 150 | – | 1.20 | 1.20 | 1.0 |

**Figura 3.5. Estimación del coste de calderas de vapor [5].**

*vii) Regla de Williams*

La regla de Williams consiste en la estimación del coste de una planta o equipo a partir del coste conocido de otro similar con diferente capacidad. Para ello, se emplea la Ec. 3.26, donde $C_1$ es el coste de adquisición del equipo con una capacidad $S_1$, $C_2$ es el coste de adquisición del equipo con una capacidad $S_2$ y $n$ es el exponente de Williams. Normalmente $n$ es inferior a la unidad, es decir, el incremento en el coste del equipo es inferior al incremento en la capacidad. Para la industria química, el valor de $n$ suele estar

en torno a 0,7. Por ello, si no existe información del exponente *n* para un proceso o equipo en concreto, se suele tomar este último valor [2].

$$C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^n \qquad \textbf{Ec. 3.26}$$

El coste estimado de esta forma se refiere al año del equipo o planta tomado como referencia, por lo que es necesario actualizar este valor al coste en el tiempo actual. Para ello se emplean los denominados índices de coste (Ec. 3.27), que son indicadores que miden la evolución de los precios con el tiempo. En este trabajo se han empleado los Índices de Precios Industriales (IPRI) publicados por el Instituto Nacional de Estadística (INE).

$$C_{\text{año A}} = C_{\text{año B}} \cdot \frac{IPRI_{\text{año A}}}{IPRI_{\text{año B}}} \qquad \textbf{Ec. 3.27}$$

### 3.5.3 Estimación de los costes fijos y variables

Los costes fijos son los costes que no se modifican con la producción [2]. Este tipo de costes incluyen, entre otros, los gastos salariales, los seguros y la amortización. Los gastos salariales se estiman teniendo en cuenta el número de operarios y el salario anual. Los seguros y la amortización se calculan generalmente como un porcentaje del TIC. En esta tesis se consideran los seguros y la amortización como el 1 % y el 10 % del TIC, respectivamente.

Los costes variables son aquellos que son proporcionales a la producción de la planta. Estos costes incluyen materias primas, combustibles, electricidad, vapor, agua de refrigeración, etc. Los costes variables de operación se obtienen multiplicando la cantidad de material empleado por su precio [2].

## 3.6 Bibliografía

[1] Scenna NJ. Simulación de procesos químicos. En: Scenna NJ, editor. Modelado, Simulación y optimización de procesos químicos, Buenos Aires: edUTecNe; 1999.

[2] Sinnott R, Towler G. Diseño en ingeniería química, Barcelona: Editorial Reverté; 2012.

[3] Aspen Technology. Último acceso 1 Septiembre 2014, <www.aspentech.com/products/aspen-plus.aspx>

[4] Aspen Technology. Aspen Plus User Guide, Cambridge: Aspen Technology; 2000.

[5] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal design & optimization, Nueva York: John Wiley & Sons; 1996.

[6] Tsatsaronis G, Cziesla F. Exergy and thermodynamic analysis. En: Frangopoulos CA, editor. Exergy, energy system analysis, and optimization, Oxford: Eolss Publishers; 2004.

[7] Morris DR, Szargut J. Standard chemical exergy of some elements and compounds on the planet earth. Energy 1986;8:733-55.

[8] Iribarren D. Life Cycle Assessment of mussel and turbot aquaculture – Application and insights, Santiago de Compostela: Universidad de Santiago de Compostela; 2010.

[9] UNE-EN ISO 14040:2006. Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida. Principios y marco de referencia. Ginebra: International Organization for Standardization; 2006.

[10] UNE-EN ISO 14044:2006. Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida. Requisitos y directrices. Ginebra: International Organization for Standardization; 2006.

[11] Fava JA, Denison R, Jones B, Curran MA, Vigon B, Selke S, Barnum J. A technical framework for life-cycle assessment, Vermont: SETAC Foundation; 1991.

[12] Clemente G, Sanjuán N, Vivancos JL. Análisis de Ciclo de Vida: Aspectos metodológicos y casos prácticos, Valencia: UPV; 2005.

[13] Guinée JB, Gorrée M, Heijungs R, Huppes G, Kleijn R, de Koning A, *et al*. Life cycle assessment – An operational guide to the ISO standards, Leiden: Centre of Environmental Science; 2001.

[14] VDI. VDI guideline 4600: Cumulative energy demand (KEA) – Terms, definitions, methods of calculation, Düsseldorf: Verein Deutscher Ingenieure; 2012.

# CAPÍTULO 4.
# SIMULACIÓN DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA

## 4.1 Introducción

El objetivo de este capítulo es realizar la simulación del proceso de gasificación de biomasa, puesto que es común a los tres sistemas estudiados. De entre los diferentes tipos de gasificadores presentados en el Capítulo 1, el caso de estudio elegido consiste en la gasificación a presión atmosférica (1,8 bar) de biomasa lignocelulósica utilizando un gasificador indirecto de *char*. Este tipo de gasificador presenta gran interés ya que produce un gas rico en hidrógeno y con un poder calorífico elevado, similar al obtenido mediante gasificación con oxígeno puro, eliminando de esta forma la necesidad de obtención de oxígeno y su elevado coste asociado. La presión de operación es cercana a la atmosférica de acuerdo a la investigación existente a nivel de laboratorio y planta piloto. El gas de síntesis obtenido es sometido a un reformado catalítico para eliminar los alquitranes formados, seguido de un proceso de limpieza en frío en el que se eliminan las partículas y los compuestos no deseados. Se ha seleccionado este tipo de limpieza del gas de síntesis ya que, aunque produce aguas residuales, se trata de una tecnología consolidada.

La biomasa lignocelulósica seleccionada es chopo, un cultivo energético de rotación corta. Este tipo de cultivos ha despertado un gran interés debido a que, además de no competir en el mercado alimentario, generalmente requiere bajos consumos operacionales (fertilizantes, combustibles, etc.) y áreas relativamente pequeñas. La Tabla 4.1 recoge los principales requerimientos del cultivo de chopo considerado referidos a 1 kg de biomasa seca producida [1,2].

**Tabla 4.1. Principales requerimientos del cultivo de chopo.**

| | |
|---|---|
| $CO_2$ | 2,00 kg |
| Ocupación del terreno | 0,74 $m^2 \cdot a$ |
| Diésel | $3{,}53 \cdot 10^{-3}$ kg |
| Herbicida (glifosato) | $9{,}27 \cdot 10^{-6}$ kg |
| Fertilizante (nitrato amónico) | $2{,}57 \cdot 10^{-3}$ kg N |
| Fertilizante (superfosfato simple) | $1{,}56 \cdot 10^{-3}$ kg $P_2O_5$ |
| Fertilizante (*Thomas meal*) | $2{,}26 \cdot 10^{-3}$ kg $P_2O_5$ |
| Insecticida (tiocarbamato) | $1{,}42 \cdot 10^{-5}$ kg |
| Energía contenida en la biomasa | 18 MJ |

## 4.2 Descripción del sistema de gasificación de biomasa

En la Figura 4.1 se muestra el proceso de gasificación de biomasa seleccionado como caso de estudio. En primer lugar, la biomasa se somete a un proceso de molienda y secado desde el 50 % hasta el 12 % de humedad [3]. A continuación, se introduce la biomasa en el gasificador. Como se ha comentado anteriormente, se trata de un gasificador indirecto de *char*, diseñado por Battelle Columbus Laboratory, el cual está formado por dos reactores: un gasificador de lecho fluidizado de olivino, donde la biomasa reacciona con vapor (agente gasificante) a 870 ºC y 1,8 bar produciendo gas de síntesis y *char*, y una cámara de combustión, donde se quema la fracción de *char* formada y que se ha depositado sobre las partículas de olivino con el objetivo de suministrar el calor necesario para que se produzca la gasificación [3,4]. El calor se transfiere desde la cámara de combustión al gasificador mediante el material del lecho que circula entre ambos. El olivino sintético ejerce un cierto efecto catalítico facilitando la eliminación de alquitranes e incrementando el contenido de CO y $H_2$ del gas de síntesis [3]. El gas de combustión producido al quemar la fracción de *char* se utiliza para secar la biomasa a la entrada en la planta. Debido a que el gas de síntesis producido contiene cantidades significativas de alquitranes e hidrocarburos ligeros (10 % p/p), se somete a un proceso de reformado catalítico en un lecho fluidizado burbujeante con el objetivo de transformar estos compuestos en CO e $H_2$, mejorando de esta forma la calidad del gas de síntesis y evitando problemas en el proceso aguas abajo (obstrucciones, envenenamiento de catalizadores, etc.).

Después del reformador de alquitranes, se enfría el gas a 150 ºC y se filtra para eliminar las partículas y los compuestos condensables. A continuación, se lava en un *scrubber* para eliminar las partículas que no se han retenido en los filtros, los haluros, el amoniaco y los alquitranes residuales, eliminándose además una pequeña fracción de los gases ácidos ($H_2S$ y $CO_2$). A la salida del *scrubber*, el gas de síntesis es comprimido para compensar las pérdidas de carga en las unidades anteriores. Para este capítulo se comprime a 23,4 bar, si bien, dependiendo de la aplicación específica que se vaya a dar al gas de síntesis (Capítulos 5-7), el valor varía entre 20 y 30 bar. Finalmente, el gas de síntesis es enviado a la unidad LO-CAT® (48 ºC) con el objetivo de eliminar los compuestos de azufre contenidos en el gas de síntesis. En esta unidad, el $H_2S$ se absorbe en una disolución acuosa de quelatos de hierro que actúa como catalizador redox. El $H_2S$

absorbido se oxida a azufre elemental y la disolución de quelatos de hierro reducida se regenera posteriormente con aire en un reactor de oxidación [5].

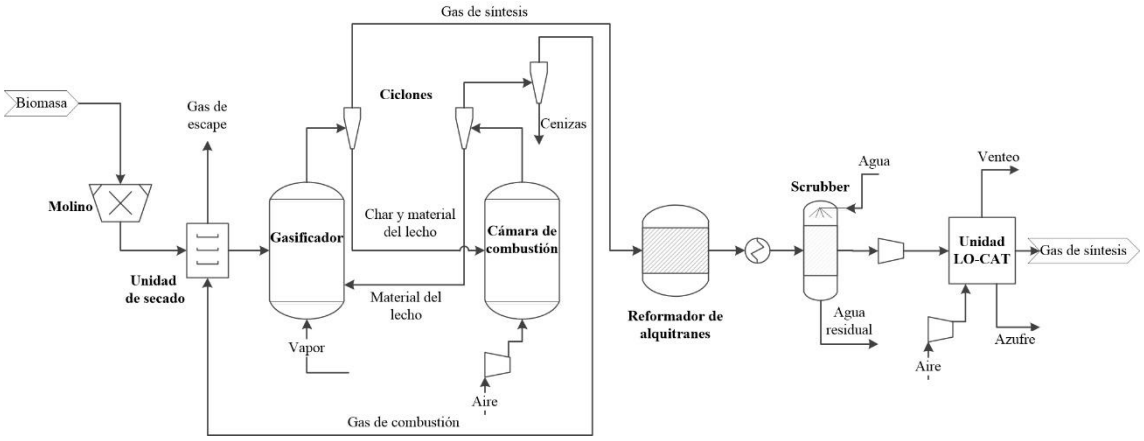



**Figura 4.1. Diagrama simplificado del proceso de gasificación de biomasa.**

## 4.3 Simulación del sistema de gasificación de biomasa

Se ha simulado una plata de gasificación de biomasa, empleando Aspen Plus®, con una capacidad de tratamiento de 2.000 t·día$^{-1}$. Se selecciona esta capacidad para alinearse con la bibliografía existente en este campo [3,4,6,7].

### 4.3.1 Selección de componentes y método de propiedades

La biomasa se define como componente sólido no convencional, especificando para ello su composición elemental e inmediata. En la Tabla 4.2 se muestran dichos análisis del chopo utilizado como materia prima [8]. Los componentes convencionales tenidos en cuenta son los siguientes: $O_2$, $N_2$, $H_2$, CO, $CO_2$, $CH_4$, $C_2H_2$, $C_2H_4$, $C_2H_6$, $H_2O$, $NH_3$, $H_2S$ y S. Además, con el objetivo de simplificar la simulación, el *char* y los alquitranes se definen como compuestos convencionales, asumiendo que están formados únicamente por carbono sólido y naftaleno ($C_{10}H_8$), respectivamente [3]. El naftaleno se selecciona como compuesto representativo de todos los alquitranes debido a que está presente en una elevada proporción y, además, es difícil de eliminar [9].

Para el cálculo de las propiedades termodinámicas se emplea el modelo basado en la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave con modificaciones de Boston-Mathias (RKS-BM). Este modelo es el recomendado para mezclas formadas por hidrocarburos y gases ligeros como $CO_2$, $H_2S$ y $H_2$ [7,10].

**Tabla 4.2. Análisis inmediato y elemental del chopo [8].**

| **Análisis inmediato** | **% p/p en base seca** |
|---|---|
| Materia volátil | 84,81 |
| Carbono fijo | 12,49 |
| Cenizas | 2,70 |
| **Análisis elemental** | **% p/p en base seca** |
| C | 50,18 |
| H | 6,06 |
| O | 40,44 |
| N | 0,60 |
| S | 0,02 |
| Cenizas | 2,70 |

### 4.3.2 Especificación de bloques de operación

En la Figura 4.2 se muestra el diagrama de simulación del sistema. Con el objetivo de facilitar su descripción, el sistema de gasificación se ha dividido en las siguientes secciones: secado de la biomasa, gasificación y reformado de alquitranes y acondicionamiento del gas de síntesis.

*i) Sección de secado de la biomasa*

La biomasa (50 % de humedad) entra a la planta a 25 ºC y 1,8 bar y se introduce en la unidad de secado. A efectos de simulación, dicha unidad se ha modelado mediante un reactor *RStoic*, donde parte de la humedad contenida en la biomasa (sólido no convencional) es transformada en agua pura (compuesto convencional). Para controlar la cantidad de agua eliminada de la biomasa se ha empleado un bloque de cálculo donde se especifica, mediante lenguaje de programación Fortran®, la humedad que debe presentar la biomasa a la salida de la unidad de secado (en este caso, un 12 %). Debido a que el bloque *RStoic* solo presenta una corriente de salida, es necesario emplear un bloque separador (*Flash2*) para separar el agua de la biomasa [11]. Ambos bloques se especifican como isobáricos y adiabáticos. Se obtiene una corriente de biomasa seca (184 ºC y 1,8 bar) que se envía a la sección de gasificación.

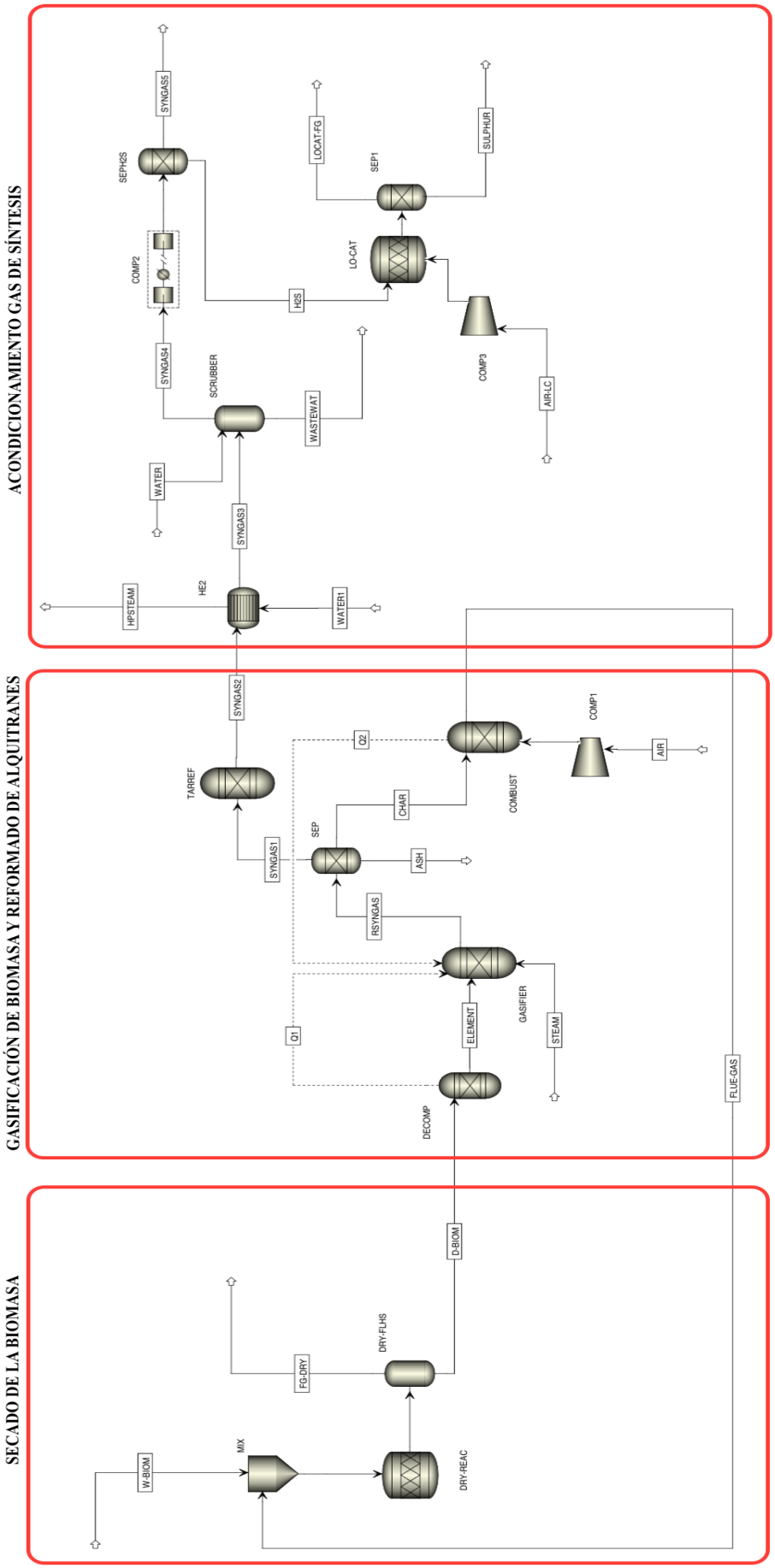



**Figura 4.2. Diagrama de simulación del proceso de gasificación de biomasa.**

*ii) Gasificación y reformado de alquitranes*

Para modelar en Aspen Plus® el gasificador indirecto empleado en este proceso, es necesario emplear tres bloques: dos para el gasificador propiamente dicho y uno para la cámara de combustión de *char*. Los dos bloques que simulan el gasificador son un reactor *RYield* y un reactor *RGibbs*. En primer lugar, la biomasa seca entra en el bloque *RYield*, el cual modela la descomposición de la biomasa en sus elementos constituyentes: carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, azufre y cenizas. Para ello, se especifica la cantidad formada de dichos componentes de acuerdo con el análisis elemental de la biomasa. Este bloque se especifica como isotérmico e isobárico. A continuación, la corriente de salida del bloque anterior se introduce en un reactor de equilibrio *RGibbs*, donde los componentes formados reaccionan con vapor produciendo el gas de síntesis y el *char*. Este tipo de bloque emplea el modelo de minimización de la energía libre de Gibbs para calcular la composición de la corriente de salida. Sin embargo, la gasificación de biomasa no llega a alcanzar el equilibrio químico, por lo que se modifica el bloque *RGibbs* implementando un conjunto de correlaciones basadas en resultados experimentales bibliográficos [4,12] para controlar la composición del gas de síntesis a la salida del gasificador. Las correlaciones empleadas se muestran en las Ecuaciones 4.1-4.9, donde $y_i$ es la fracción másica en base seca del componente *i*, $m_i$ es el caudal másico del componente *i* y *T* es la temperatura en ºF. Estas correlaciones se introducen en Aspen Plus® mediante lenguaje de programación Fortran®.

$$y_{H_2} = 1{,}8930\cdot10^{-5}\cdot T^2 - 2{,}6448\cdot10^{-2}\cdot T + 17{,}9960 \qquad \textbf{Ec. 4.1}$$

$$y_{CO} = 2{,}8792\cdot10^{-5}\cdot T^2 - 1{,}0290\cdot10^{-1}\cdot T + 133{,}4600 \qquad \textbf{Ec. 4.2}$$

$$y_{CO_2} = -1{,}4927\cdot10^{-5}\cdot T^2 + 3{,}7889\cdot10^{-2}\cdot T - 9{,}5251 \qquad \textbf{Ec. 4.3}$$

$$y_{CH_4} = -1{,}6167\cdot10^{-5}\cdot T^2 + 4{,}4179\cdot10^{-2}\cdot T - 13{,}8200 \qquad \textbf{Ec. 4.4}$$

$$y_{C_2H_2} = -1{,}5610\cdot10^{-6}\cdot T^2 + 5{,}4499\cdot10^{-3}\cdot T - 4{,}3114 \qquad \textbf{Ec. 4.5}$$

$$y_{C_2H_4} = -1{,}9868\cdot10^{-5}\cdot T^2 + 5{,}8435\cdot10^{-2}\cdot T - 38{,}2580 \qquad \textbf{Ec. 4.6}$$

$$y_{C_2H_6} = 3{,}0640\cdot10^{-6}\cdot T^2 - 1{,}1667\cdot10^{-2}\cdot T + 11{,}1140 \qquad \textbf{Ec. 4.7}$$

$$\frac{m_{alquitranes}}{m_{biomasa\ seca}} = 6{,}3527\cdot10^{-22}\cdot T^2 - 1{,}9759\cdot10^{-5}\cdot T + 4{,}5494\cdot10^{-2} \qquad \textbf{Ec. 4.8}$$

$$\frac{m_{char}}{m_{biomasa\ seca}} = -3{,}1178\cdot10^{-8}\cdot T^2 - 3{,}0212\cdot10^{-4}\cdot T + 7{,}5503\cdot10^{-1} \qquad \textbf{Ec. 4.9}$$

El gas de síntesis formado se introduce en un ciclón para separar el gas de las partículas del lecho y el *char*. Debido a que no se conoce su distribución de tamaño de partícula, este equipo es simulado en Aspen Plus® mediante un bloque separador (bloque *Sep*) en lugar de con un bloque ciclón (bloque *Cyclone*). La corriente de *char* obtenida se introduce junto con un 15 % de exceso de aire en la cámara de combustión, la cual se modela mediante un bloque *RGibbs*. Para simplificar la simulación, el material de lecho que circula entre el gasificador y la cámara de combustión suministrando el calor necesario para la gasificación es modelado mediante una corriente de calor [4,13].

A la salida del ciclón, el gas de síntesis pasa a un proceso de reformado, donde los alquitranes e hidrocarburos ligeros se transforman en CO y $H_2$. Además, en este reactor se produce la descomposición de parte de amoniaco (70 %) a $N_2$ y $H_2$ [3]. Esta unidad se modela mediante un bloque *RGibbs*. En este caso, el equilibrio químico se restringe mediante la implementación de las reacciones que tienen lugar en el proceso y sus conversiones [3]. Las reacciones y sus correspondientes conversiones a CO e $H_2$ ($\chi$) se muestran en las Ecuaciones 4.10 a 4.14. La corriente de gas de síntesis resultante se envía a la sección de acondicionamiento.

$$\mathbf{CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2 \quad \chi = 20\ \%} \qquad \textbf{Ec. 4.10}$$

$$\mathbf{C_2H_6 + 2H_2O \rightarrow 2CO + 5H_2 \quad \chi = 90\ \%} \qquad \textbf{Ec. 4.11}$$

$$\mathbf{C_2H_4 + 2H_2O \rightarrow 2CO + 4H_2 \quad \chi = 5\,0\ \%} \qquad \textbf{Ec. 4.12}$$

$$\mathbf{C_2H_2 + 2H_2O \rightarrow 2CO + 3H_2 \quad \chi = 50\ \%} \qquad \textbf{Ec. 4.13}$$

$$\mathbf{Alquitranes\ (C_{10}H_8) + 10H_2O \rightarrow 10CO + 14H_2 \quad \chi = 95\ \%} \qquad \textbf{Ec. 4.14}$$

*iii) Acondicionamiento del gas de síntesis*

En esta sección, en primer lugar el gas de síntesis es enfriado en un cambiador de calor en el que se genera vapor de proceso. Este cambiador se modela mediante un bloque *HeatX*, especificando la pérdida de carga del cambiador y la temperatura de salida del gas de síntesis. A continuación, se eliminan el $NH_3$, parte de los gases ácidos ($H_2S$ y $CO_2$) y los alquitranes residuales del gas de síntesis mediante lavado con agua en un *scrubber*, el

cual es simulado mediante un bloque separador *Flash2*. En este bloque se produce la condensación de los alquitranes residuales y la absorción de los compuestos gaseosos $NH_3$, $H_2S$ y $CO_2$ en el agua siguiendo una serie de reacciones electrolíticas (Ecuaciones 4.15-4.21). Por ello, se selecciona un modelo termodinámico diferente al del sistema global, el modelo ELECNRTL [10]. Con este modelo, el software Aspen Plus® predice la cantidad de cada componente que es absorbido en el agua en base a equilibrio químico.

$$\mathbf{NH_3 + H_2O \leftrightarrow OH^- + NH_4^+} \qquad \textbf{Ec. 4.15}$$

$$\mathbf{H_2S + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + HS^-} \qquad \textbf{Ec. 4.16}$$

$$\mathbf{CO_2 + 2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + HCO_3^-} \qquad \textbf{Ec. 4.17}$$

$$\mathbf{NH_3 + HCO_3^- \leftrightarrow H_2O + NH_2COO^-} \qquad \textbf{Ec. 4.18}$$

$$\mathbf{HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + CO_3^{2-}} \qquad \textbf{Ec. 4.19}$$

$$\mathbf{HS^- + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + S^{2-}} \qquad \textbf{Ec. 4.20}$$

$$\mathbf{2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-} \qquad \textbf{Ec. 4.21}$$

A la salida del *scrubber*, se comprime el gas de síntesis en un compresor de tres etapas con refrigeración intermedia, el cual se ha modelado con un bloque de compresión multietapa (*MCompr*). Este bloque se especifica con unas eficiencias isoentrópica y mecánica del 80 % y 95 %, respectivamente [13], y una temperatura de refrigeración entre etapas de 50 ºC. La presión de operación que se especifica en el compresor depende de la aplicación final que se le dé al gas de síntesis. Finalmente, se elimina el $H_2S$ restante contenido en el gas de síntesis mediante el proceso LO-CAT®. A efectos de simulación, esta unidad se modela con tres bloques: un bloque separador (*Sep*), donde se separa el $H_2S$ del gas de síntesis, un bloque *RStoic*, en el que se introduce una corriente de aire y el $H_2S$ se oxida a azufre elemental, y finalmente otro bloque *Sep*, donde se separa el azufre sólido de la corriente gaseosa resultante.

En la Tabla 4.3 se resumen los principales bloques empleados en la simulación del proceso global de gasificación y se muestran las condiciones de operación de cada uno de ellos.

**Tabla 4.3. Resumen de los principales bloques de operación y sus condiciones de operación.**

| Unidad de operación | Bloque de Aspen Plus® | Condiciones de operación |
|---|---|---|
| Unidad de secado | RStoic + Flash2 | P = 1,8 bar; Q = 0 |
| Gasificador | RYield | ΔT=0; ΔP = 0 |
| | RGibbs | T = 870 ºC; ΔP= 0,2 bar |
| Cámara de combustión | RGibbs | T = 957 ºC; ΔP= 0,2 bar |
| Reformador de alquitranes | RGibbs | Q = 0; ΔP= 0,2 bar |
| Scrubber | Flash2 | Q = 0; ΔP= 0,2 bar |
| Compresor multietapa | MCompr | Etapas = 3; $P_{descarga}$ = 20-30 bar; |
| | | $\eta_{isoentrópica}$ = 0,80; $\eta_{mecánica}$ = 0,95 |
| Unidad LO-CAT® | Sep + RStoic | T = 48 ºC; ΔP= 0,2 bar |

La Tabla 4.4 muestra los resultados obtenidos (composición, caudal, temperatura y presión) para las corrientes principales del proceso de gasificación. Los nombres de corriente se corresponden con los de la Figura 4.2. Los resultados mostrados en la tabla son los obtenidos en la simulación del sistema para las condiciones de producción de electricidad mediante gasificación integrada en ciclo combinado (Capítulo 5). Estos resultados pueden variar ligeramente en función del sistema final que se analice debido a la integración de las corrientes del proceso.

**Tabla 4.4. Resultados de la simulación del proceso de gasificación de biomasa.**

| Nombre corriente | W-BIOM | FG-DRY | DBIOM | ELEMENT | STEAM | RSYNGAS |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 25,00 | 184,10 | 184,10 | 870,00 | 195,80 | 870,00 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | - | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 90,82 | 26,30 | 26,30 | 9,26 | 35,56 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 2,01 | 0 | 9,36 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 50,81 | 0 | $1,40 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 21,95 | 0 | 3,16 | 9,26 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 1,403 | 0 | $5,645 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | | 0 | 8,479 |
| **$CO_2$** | 0 | 16,05 | 0 | | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | $5,42 \cdot 10^{-5}$ | 0 | | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | | 0 | $1,70 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,381 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | $6,94 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **Biomasa** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |

**Tabla 4.4. Resultados de la simulación del proceso de gasificación de biomasa (continuación).**

| Nombre corriente | ASH | CHAR | FLUEGAS | AIR | SYNGAS1 | SYNGAS2 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión, bar** | 1,60 | 1,60 | 1,40 | 1,00 | 1,60 | 1,40 |
| **Temperatura, ºC** | 870,00 | 870,00 | 950,6 | 25,00 | 870,00 | 765,90 |
| **Fracción de vapor** | - | - | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo total, kg·s$^{-1}$** | $6,25\cdot10^{-1}$ | 4,60 | 70,83 | 66,23 | 30,34 | 30,34 |
| **Flujo componente, kg·s$^{-1}$** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 2,01 | 15,43 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 50,81 | 50,81 | 0 | $9,72\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | 1,963 | 0 | 14,19 | 9,66 |
| **$H_2$** | 0 | $2,20\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | $3,45\cdot10^{-1}$ | 1,06 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,48 | 6,14 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 16,05 | 0 | 4,04 | 11,41 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | $5,42\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38\cdot10^{-3}$ | $7,38\cdot10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,69\cdot10^{-1}$ | $5,07\cdot10^{-2}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 | 1,41 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62\cdot10^{-2}$ | $3,81\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75\cdot10^{-1}$ | $4,38\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30\cdot10^{-2}$ | $6,30\cdot10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22\cdot10^{-1}$ | $1,61\cdot10^{-2}$ |
| **C (Char)** | 0 | 4,381 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | $6,25\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

| Nombre corriente | WATER1 | HPSTEAM | SYNGAS3 | WATER | WASTEWAT |
|---|---|---|---|---|---|
| **Presión, bar** | 97,00 | 97,00 | 1,20 | 1,20 | 1,00 |
| **Temperatura, ºC** | 43,20 | 534,00 | 150,00 | 25,00 | 60,00 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo total, kg·s$^{-1}$** | 11,77 | 11,77 | 30,34 | 111,34 | 116,36 |
| **Flujo componente, kg·s$^{-1}$** | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | $9,72\cdot10^{-2}$ | 0 | $3,89\cdot10^{-6}$ |
| **$H_2O$** | 11,77 | 11,77 | 9,66 | 111,34 | 116,03 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 1,06 | 0 | $6,44\cdot10^{-5}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 6,14 | 0 | $2,66\cdot10^{-2}$ |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 11,41 | 0 | $1,27\cdot10^{-1}$ |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | $7,38\cdot10^{-3}$ | 0 | $1,40\cdot10^{-4}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | $5,07\cdot10^{-2}$ | 0 | $4,57\cdot10^{-2}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 1,41 | 0 | $6,61\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | $3,81\cdot10^{-2}$ | 0 | $4,05\cdot10^{-3}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | $4,38\cdot10^{-1}$ | 0 | $4,58\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | $6,30\cdot10^{-3}$ | 0 | $8,07\cdot10^{-4}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | $1,61\cdot10^{-2}$ | 0 | $1,61\cdot10^{-2}$ |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla 4.4. Resultados de la simulación del proceso de gasificación de biomasa (continuación).**

| Nombre corriente | SYNGAS4 | H2S | AIR-LC | LOCATFG | SULPHUR | SYNGAS5 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión, bar** | 1,00 | 23,40 | 1,00 | 1,00 | 1,00 | 23,40 |
| **Temperatura, ºC** | 60,00 | 40,00 | 25,00 | 40,00 | 40,00 | 40,00 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | - | 1 |
| **Flujo total, kg·s$^{-1}$** | 25,32 | $7{,}24\cdot10^{-3}$ | $1{,}75\cdot10^{-2}$ | $1{,}79\cdot10^{-2}$ | $6{,}81\cdot10^{-3}$ | 20,41 |
| **Flujo componente, kg·s$^{-1}$** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | $4{,}08\cdot10^{-3}$ | $6{,}80\cdot10^{-4}$ | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | 0 | $1{,}34\cdot10^{-2}$ | $1{,}343\cdot10^{-2}$ | 0 | $9{,}72\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | 4,98 | 0 | 0 | $3{,}83\cdot10^{-3}$ | 0 | $7{,}27\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,06 |
| **CO** | 6,11 | 0 | 0 | 0 | 0 | 6,11 |
| **$CO_2$** | 11,28 | 0 | 0 | 0 | 0 | 11,28 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7{,}24\cdot10^{-3}$ | $7{,}24\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $4{,}98\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | $4{,}98\cdot10^{-3}$ |
| **$CH_4$** | 1,35 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,35 |
| **$C_2H_2$** | $3{,}41\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | $3{,}41\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | $3{,}92\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | $3{,}92\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | $5{,}49\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | $5{,}49\cdot10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | $1{,}39\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | $1{,}40\cdot10^{-5}$ |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6{,}81\cdot10^{-3}$ | 0 |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

### 4.3.3 Validación del modelo de simulación

Con el objetivo de validar el modelo de simulación del proceso de gasificación de biomasa, se han comparado los resultados obtenidos de composición del gas de síntesis a la salida del gasificador con datos procedentes de una planta piloto (proceso SilvaGas®) publicados en bibliografía. El proceso SilvaGas® fue desarrollado por Battelle Columbus Laboratory en 1980, empleando un gasificador con una capacidad en torno a 20-25 t·día$^{-1}$ de biomasa [14,15]. La Tabla 4.5 muestra la composición molar del gas de síntesis obtenida mediante la simulación comparada con la correspondiente al proceso SilvaGas® [14]. En 1992, el proceso SilvaGas® fue vendido a Future Energy Resources Corporation (FERCO). Después de 2.000 horas de operación de la planta piloto y en base a sus resultados, se construyó una planta de demostración a escala comercial (200 t·día$^{-1}$ de biomasa) en Burlington (Vermont). Esta planta estuvo en operación desde 1999 hasta 2001 y se obtuvieron resultados de composición y de tasa de producción similares a los de la planta piloto [15].

**Tabla 4.5. Comparación de la composición molar en base seca del gas de síntesis obtenido mediante simulación y de la correspondiente a la planta piloto del proceso SilvaGas®.**

| | Planta piloto, % mol | Simulación, % mol | Variación, % |
|---|---|---|---|
| $H_2$ | 23,99 | 23,62 | -1,58 |
| CO | 42,26 | 41,78 | -1,16 |
| $CO_2$ | 12,80 | 12,67 | -1,02 |
| $CH_4$ | 15,37 | 15,23 | -0,98 |
| $C_2H_2$ | 0,40 | 0,40 | 0,00 |
| $C_2H_4$ | 4,35 | 4,30 | -1,15 |
| $C_2H_6$ | 0,29 | 0,29 | 0,00 |
| $C_3H_6$ | 0,26 | - | - |
| $C_6H_6$ | 0,13 | - | - |
| $C_{10}H_8$ | 0,09 | 0,35 | +288,89 |
| $C_{14}H_{10}$ | 0,06 | - | - |
| $H_2S$ | - | 0,02 | - |
| $NH_3$ | - | 1,34 | - |

Puede observarse que la diferencia entre los resultados de simulación y los de la planta piloto es inferior al 2 % en todos los casos, exceptuando en el naftaleno ($C_{10}H_8$). En este último caso, la variación observada se asocia a la complejidad de los alquitranes. Para simplificar la simulación, se asume que los alquitranes están formados únicamente por naftaleno, cuando en realidad están formados además por otros compuestos como el benceno ($C_6H_6$) y el antraceno ($C_{14}H_{10}$). Si se compara el sumatorio de estos tres últimos compuestos presentes en los resultados de la planta piloto (0,28 % mol) con el obtenido mediante simulación para el naftaleno (0,35 % mol), se observa que presentan el mismo orden de magnitud y una variación del 25 %. Atendiendo a estos resultados, puede concluirse que el modelo de simulación representa de manera adecuada el gasificador indirecto de *char*.

## 4.4 Bibliografía

[1] Gasol CM, Gabarrell X, Anton A, Rigola M, Carrasco J, Ciria P, Rieradevall J. LCA of poplar bioenergy system compared with *Brassica carinata* energy crop and natural gas in regional scenario. Biomass Bioenerg 2009;33:119-29.

[2] Fan J, Kalnes TN, Alward M, Klinger J, Sadehvandi A, Shonnard DR. Life cycle assessment of electricity generation using fast pyrolisis bio-oil. Renew Energ 2011;36:632-41.

[3] Spath P, Aden A, Eggeman T, Ringer M, Wallace B, Jechura J. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier. Technical Report NREL/TP-510-37408, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[4] Cohce MK, Dincer I, Rosen MA. Thermodynamic analysis of hydrogen production from biomass gasification. Int J Hydrogen Energ 2010;35:4970-80.

[5] Watson J, Jones K. Removing $H_2S$ from syngas, Schaumburg: Merichem; 2011.

[6] Corradetti A, Desideri U. Should biomass be used for power generation or hydrogen production? J Eng Gas Turb Power 2007;129:629-36.

[7] Swanson RM, Satrio JA, Brown RC, Platon A, Hsu DD. Techno-economic analysis of biofuels production based on gasification. Technical Report NREL/TP-6A20-46587, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2010.

[8] Bain RL, Amos WA, Downing M, Perlack RL. Biopower technical assessment: state of the industry and technology, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2003.

[9] Gómez-Barea A, Leckner B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. Prog Energ Combust 2010;36:444-509.

[10] Francois J, Abdelouahed L, Mauviel G, Patisson F, Mirgaux O, Rogaume C, *et al*. Detailed process modeling of a wood gasification combined heat and power plant. Biomass Bioenerg 2013;51:68-82.

[11] Aspen Technology. Getting started modeling processes with solids, Cambridge: Aspen Technology; 2001.

[12] Bain RL. Material and energy balances for metanol from biomass using biomass gasifiers, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 1992.

[13] De Kam MJ, Vance Morey R, Tiffany DG. Biomass integrated gasification combined cycle for heat and power at ethanol plants. Energy Convers Manage 2009;50:1682-90.

[14] Bain R. United States country report-IEA bioenergy, task 33. Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2011.

[15] Paisley MA, Overend RP. Verification of the performance of Future Energy Resources´ SilvaGas® biomass gasifier. Operating Experience in the Vermont Gasifier. 19th International Pittsburgh Coal Conference, Pittsburgh; 2002.

# CAPÍTULO 5.

# ANÁLISIS DEL SISTEMA DE PRODUCCIÓN DE ELECTRICIDAD MEDIANTE BIGCC

## 5.1 Simulación del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC

### 5.1.1 Descripción del sistema

En la Figura 5.1 se muestra el diagrama de flujo del proceso de producción de electricidad mediante gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado (BIGCC). Se pueden distinguir dos secciones: la de gasificación y la de generación de electricidad. La sección de gasificación es la descrita en el Capítulo 4, siendo la presión de trabajo 23,4 bar, que se establece en base al uso final del gas de síntesis, en este caso la producción de electricidad mediante un ciclo combinado de turbina de gas y turbina de vapor, y las pérdidas de carga que se dan a lo largo del proceso. A la salida de la sección de gasificación, el gas de síntesis acondicionado y comprimido se introduce en la sección de generación de electricidad, la cual consiste en un ciclo combinado.

En la sección de generación de electricidad, el gas de síntesis se introduce junto con aire en la turbina de gas a 23,4 bar, donde se quema a aproximadamente a 1.300 ºC y se expande a 1,5 bar, generando 110 MW. A continuación, los gases de escape de la turbina de gas (554 ºC) se utilizan en una caldera de recuperación de calor (CRC) con el objetivo de producir vapor, el cual será enviado posteriormente a una turbina de vapor de tres niveles de presión incrementando de esta forma la producción de electricidad. En la Figura 5.2 se muestra un esquema de las zonas de la CRC. El agua líquida entra por la zona de escape de humos (zona menos caliente) y se distinguen tres secciones: el economizador, donde se calienta el agua hasta una temperatura próxima a la de saturación, el evaporador, donde se produce la evaporación del agua, y el sobrecalentador, donde se calienta el vapor hasta la temperatura requerida. En este caso de estudio, la CRC presenta tres niveles de presión, es decir, se obtiene vapor a tres presiones diferentes: 97 bar (554 ºC), 20 bar (473 ºC) y 2 bar (196 ºC).

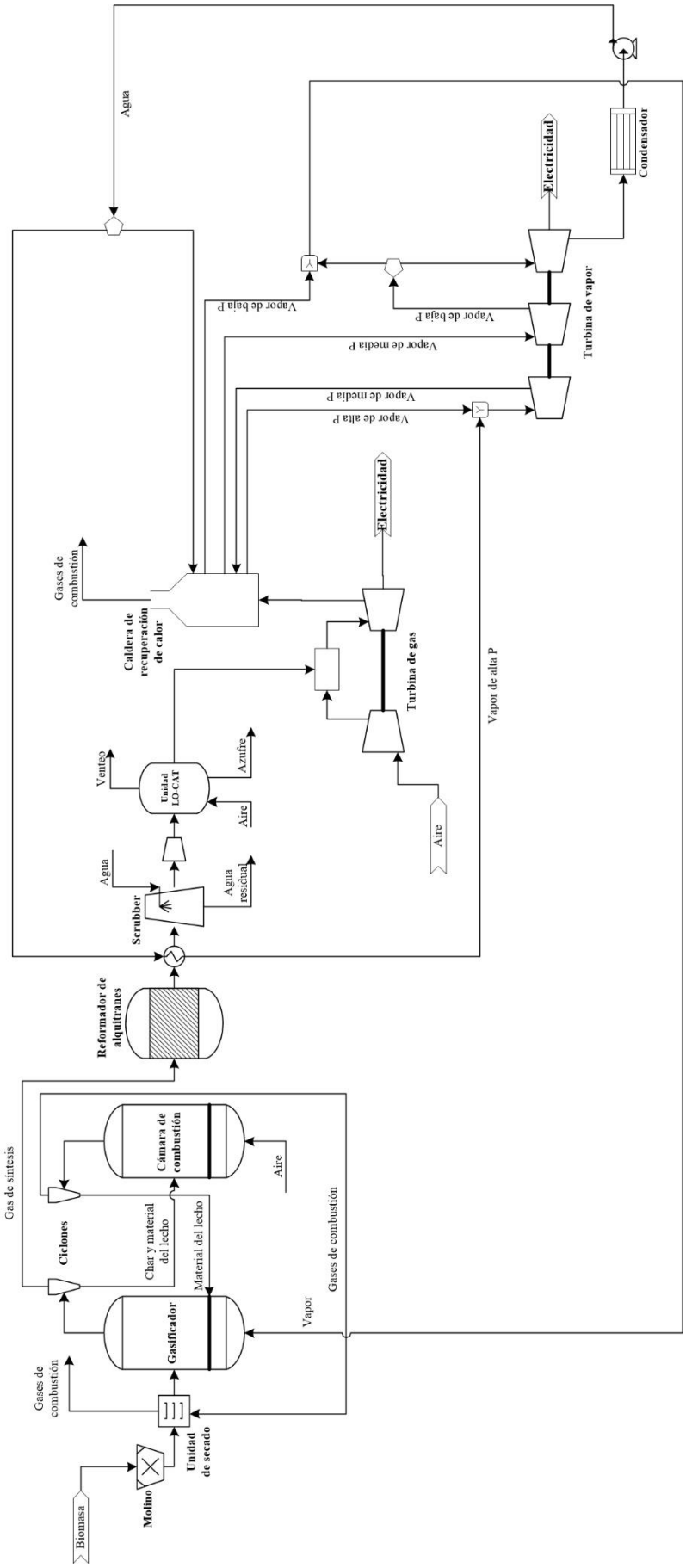



**Figura 5.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado.**

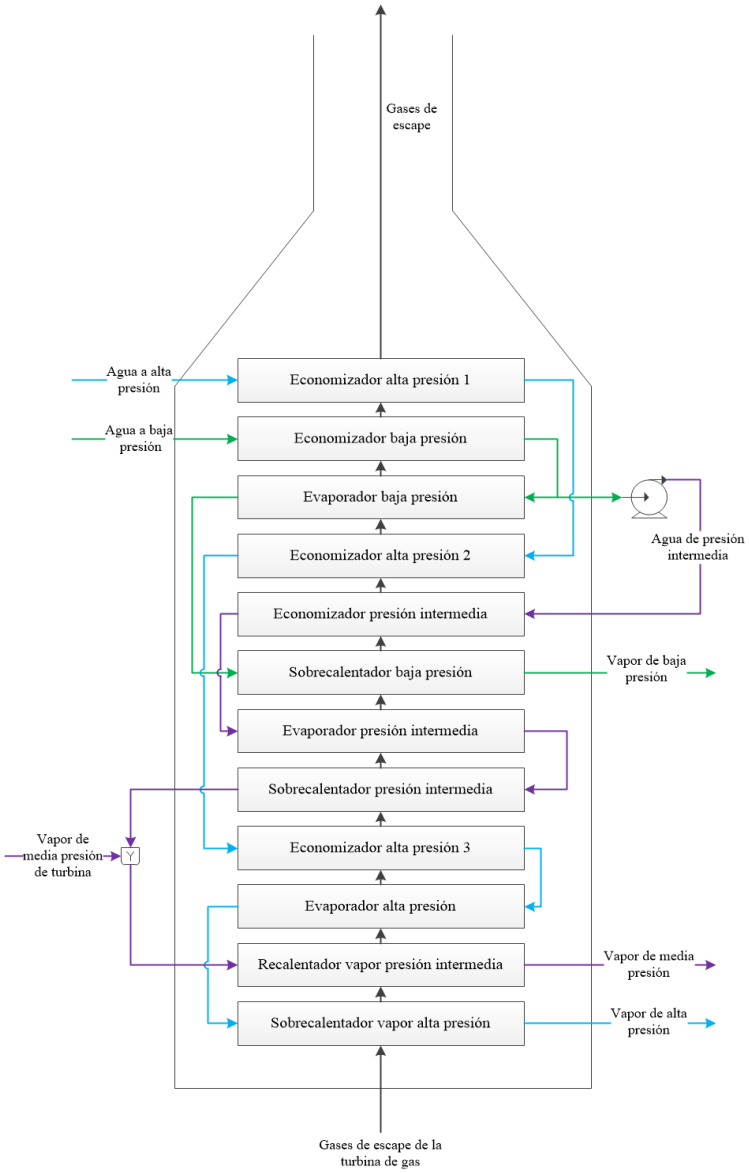



**Figura 5.2. Zonas de la caldera de recuperación de calor.**

El vapor generado se envía a la turbina de vapor, generándose 56 MW. Esta turbina presenta tres niveles de presión, de forma que cada corriente de vapor se introduce en la zona de la turbina correspondiente a su presión. En primer lugar, el vapor de alta presión (97 bar) a la salida de la caldera se mezcla con el vapor generado en la sección de gasificación (enfriamiento del gas de síntesis). Una vez mezclados, la corriente se introduce en la zona de alta presión de la turbina, donde se expande hasta 20 bar y se extrae de la misma para enviarlo a la zona de recalentamiento de la CRC. Allí se mezcla con el vapor de media presión procedente del sobrecalentador de presión intermedia. A continuación, se introduce en la zona de presión intermedia de la turbina, donde se expande hasta 2 bar. A la salida de la zona de media presión, parte del vapor se mezcla con el vapor de baja presión generado en la CRC. La mezcla resultante se envía al

gasificador. El resto del vapor extraído de la sección de media presión de la turbina se introduce en la zona de baja presión de la misma, expandiéndose hasta 0,1 bar. Finalmente, a la salida de la zona de baja presión de la turbina, el vapor se condensa y comprime, enviándose parte del agua a la CRC y otra parte a la sección de gasificación.

### 5.1.2 Simulación del sistema

En la simulación de la sección de generación de electricidad, al igual que en la sección de gasificación, se emplea el modelo termodinámico RKS-BM. En la Figura 5.3 se muestra el diagrama de simulación del caso de estudio. La turbina de gas se modela mediante tres bloques: un compresor (bloque *Compr*), una cámara de combustión (bloque *RStoic*) y una turbina (bloque *Compr*). En primer lugar, se introduce una corriente de aire a un bloque Compr, donde se incrementa su presión hasta 23,4 bar. Para este bloque se especifican una eficiencia isoentrópica del 85 % y una eficiencia mecánica del 97 % [1]. A continuación, la corriente de aire junto con el gas de síntesis se introduce en un bloque *RStoic*, el cual se especifica como adiabático e isobárico. La temperatura de combustión de este bloque se fija en 1.288 ºC [2]. Para regular dicha temperatura se actúa sobre el caudal de aire de entrada a la turbina. A continuación, los gases de combustión se expanden en un bloque *Compr* hasta 1,5 bar (relación de compresión: 15,6) [2]. En este último bloque se especifica una eficiencia isoentrópica del 90 % y una eficiencia mecánica del 98 % [1].

En la Figura 5.4 se muestra en detalle el diagrama de simulación de la CRC. A efectos de simulación, la CRC se modela utilizando un cambiador de calor *HeatX* para cada una de las zonas de la caldera, es decir, se emplea un total de doce bloques *HeatX*.

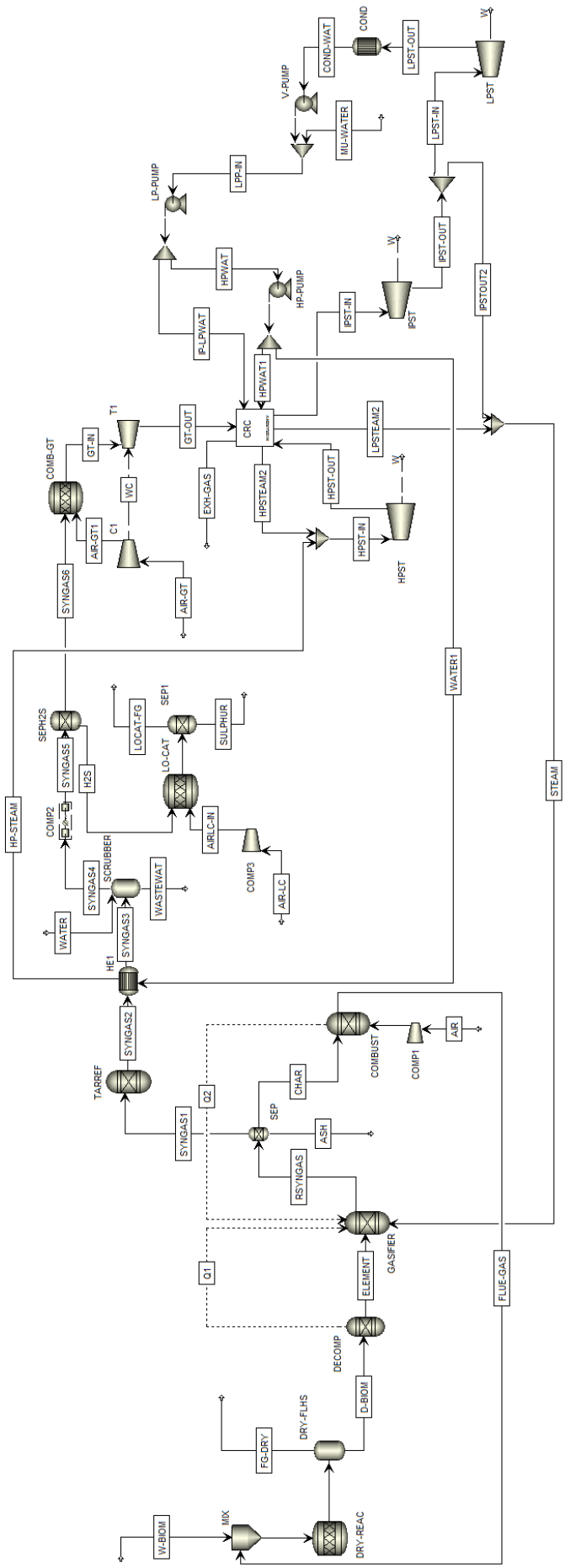



**Figura 5.3. Diagrama de simulación del proceso de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado.**

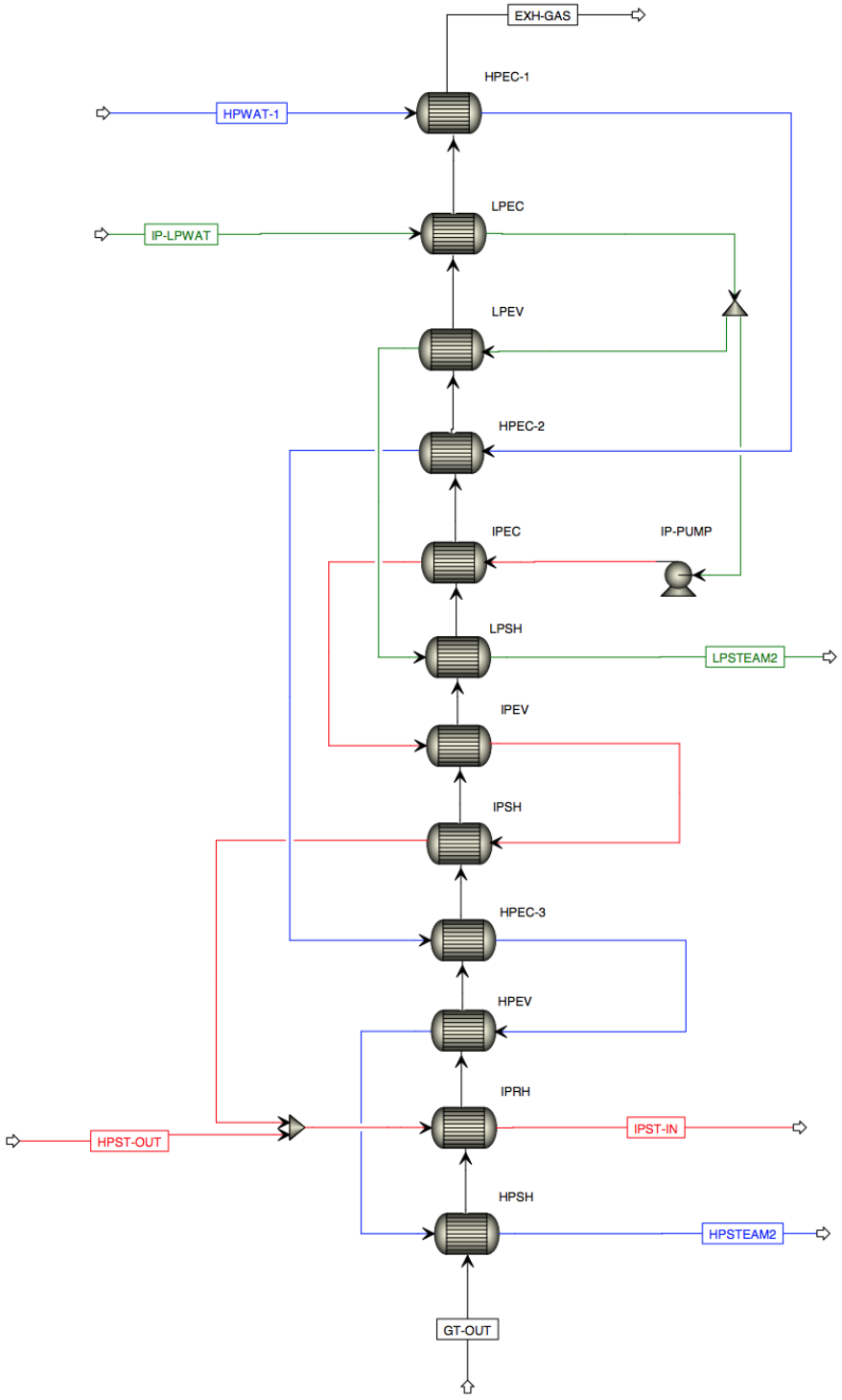



**Figura 5.4. Diagrama de simulación de la caldera de recuperación de calor. En verde se muestran las corrientes de baja presión, en rojo las de presión intermedia y en azul las de alta presión.**

La temperatura de operación de cada uno de los bloques *HeatX* depende de la zona de la caldera que representan. Para especificar dichas temperaturas, se tienen en cuenta los siguientes parámetros característicos de las CRC [3]:

- Temperatura del vapor sobrecalentado: viene determinada por la temperatura de los gases de escape de la turbina de gas. La temperatura de los sobrecalentadores se supone igual a la temperatura de los gases de escape a la entrada de estos bloques menos 20 ºC.
- *Approach temperature*: es la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor y la temperatura del agua a la salida del economizador. Los valores óptimos de este parámetro se sitúan entre 5 y 10 ºC. En esta caso de estudio, se fija un valor de 10 ºC. Por lo tanto, la temperatura especificada en los economizadores de baja, media y alta presión (economizador 3), es igual a la temperatura de saturación del vapor a la presión correspondiente menos 10 ºC. Los economizadores de alta presión 1 y 2 (Figura 5.2) representan un precalentamiento del agua de alta presión. Para estos bloques, se especifica una temperatura igual a la de los gases de escape a la entrada de los mismos menos 20 ºC.
- *Pinch point:* es la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor y la temperatura de los gases a la entrada del evaporador y suele estar comprendido entre 5-10 ºC. En la simulación, los evaporadores se definen especificando la fracción de vapor igual a 1 (vapor saturado) y el *pinch point* se optimiza variando el caudal de agua que entra en la caldera.

La turbina de vapor se modela utilizando tres bloques *Compr*, uno para cada nivel de presión. Cada uno de dichos bloques se especifica con la presión hasta la que se expande el vapor, es decir, 20 bar para el bloque de alta presión, 2 bar para el de media y 0,1 bar para el de baja. En todos los casos, se suponen unas eficiencias isoentrópica y mecánica del 90 y 94 %, respectivamente.

Finalmente, el condensador del vapor a la salida de la turbina se modela mediante un bloque cambiador de calor *HeatX*, en el que se especifica una fracción de vapor a la salida del equipo igual a cero (líquido saturado). Las condiciones de operación del agua de

refrigeración empleada en el condensador son 30 ºC y 2 bar a la entrada del equipo y 40 ºC y 1,2 bar a la salida.

La Tabla 5.1 resume los principales bloques de simulación empleados en la sección de generación de electricidad, así como las condiciones de operación especificadas en cada uno de ellos.

**Tabla 5.1. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado.**

| Unidad de operación | Bloque de Aspen Plus® | Condiciones de operación |
|---|---|---|
| Turbina de gas | | |
| Compresor | Compr | $\eta_{isoentrop}$= 0,85; $\eta_{mec}$ = 0,97; $P_{descarga}$ = 23,4 bar |
| Cámara de combustión | RStoic | Q = 0; ΔP =0 |
| Turbina | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,98; $P_{descarga}$ = 1,5 bar |
| Caldera de recuperación de calor | | |
| Economizador alta presión 1 | HeatX | $T_{H2OL, out}$ = 100 ºC; P = 97 bar |
| Economizador baja presión | HeatX | $T_{H2OL, out}$ = 110 ºC; P = 2 bar |
| Evaporador baja presión | Heat X | Fracción vapor = 1; P = 2 bar |
| Economizador alta presión 2 | HeatX | $T_{H2OL, out}$ = 190 ºC; P = 97 bar |
| Economizador presión intermedia | HeatX | $T_{H2OL, out}$ = 202 ºC; P = 20 bar |
| Sobrecalentador baja presión | HeatX | $T_{H2Ov, out}$ = 196 ºC; P = 2 bar |
| Evaporador presión intermedia | HeatX | Fracción vapor = 1; P = 20 bar |
| Sobrecalentador presión intermedia | HeatX | $T_{H2Ov, out}$ = 251 ºC; P = 20 bar |
| Economizador alta presión 3 | HeatX | $T_{H2OL, out}$ = 299 ºC; P = 97 bar |
| Evaporador alta presión | HeatX | Fracción vapor = 1; P = 97 bar |
| Recalentador presión intermedia | HeatX | $T_{H2Ov, out}$ = 473 ºC; P = 20 bar |
| Sobrecalentador alta presión | HeatX | $T_{H2Ov, out}$ = 534 ºC; P = 97 bar |
| Turbina de vapor | | |
| Zona alta presión | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 20 bar |
| Zona presión intermedia | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 2 bar |
| Zona baja presión | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 0,1 bar |
| Condensador | HeatX | Fracción vapor = 0; P = 0,1 bar |

Con el proceso de producción de electricidad descrito, se obtienen 1,67 MWh (electricidad neta) por tonelada de biomasa seca alimentada. Los resultados obtenidos en la simulación se detallan en el Anexo A.1.

## 5.2 Análisis exergético

### 5.2.1 Introducción al caso de estudio

El principal objetivo de este análisis es evaluar la eficiencia del proceso y determinar en qué partes del mismo se producen las principales pérdidas exergéticas. Para ello, se realiza tanto el análisis exergético global del sistema como el análisis de los principales bloques del proceso. La Figura 5.5 muestra el diagrama del sistema considerado en el análisis exergético. El proceso se divide en tres secciones: gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (Sección GB), acondicionamiento del gas de síntesis (Sección AGS) y producción de electricidad (Sección PE).

Para realizar el análisis exergético, en primer lugar se calcula la exergía asociada a cada una de las corrientes del proceso. Dado que el proceso de producción de electricidad mediante BIGCC es un sistema en reposo con respecto al ambiente, la exergía de cada corriente ($\dot{E}$) solo depende de las exergías física ($\dot{E}^F$) y química ($\dot{E}^Q$), las cuales se calculan empleando la metodología explicada en el Capítulo 3. Se han tomado como temperatura y presión de referencia 25 ºC y 1 atm, respectivamente. Los datos necesarios (composiciones, entropías, entalpías, etc.) para el cálculo de las exergías química y física de cada una de las corrientes del proceso se obtienen de la simulación del proceso en Aspen Plus®. En la Tabla 5.2 se muestran los valores de exergía para cada una de las corrientes de proceso. En dicha tabla, la exergía asociada a corrientes de trabajo se denota como $W_i$.

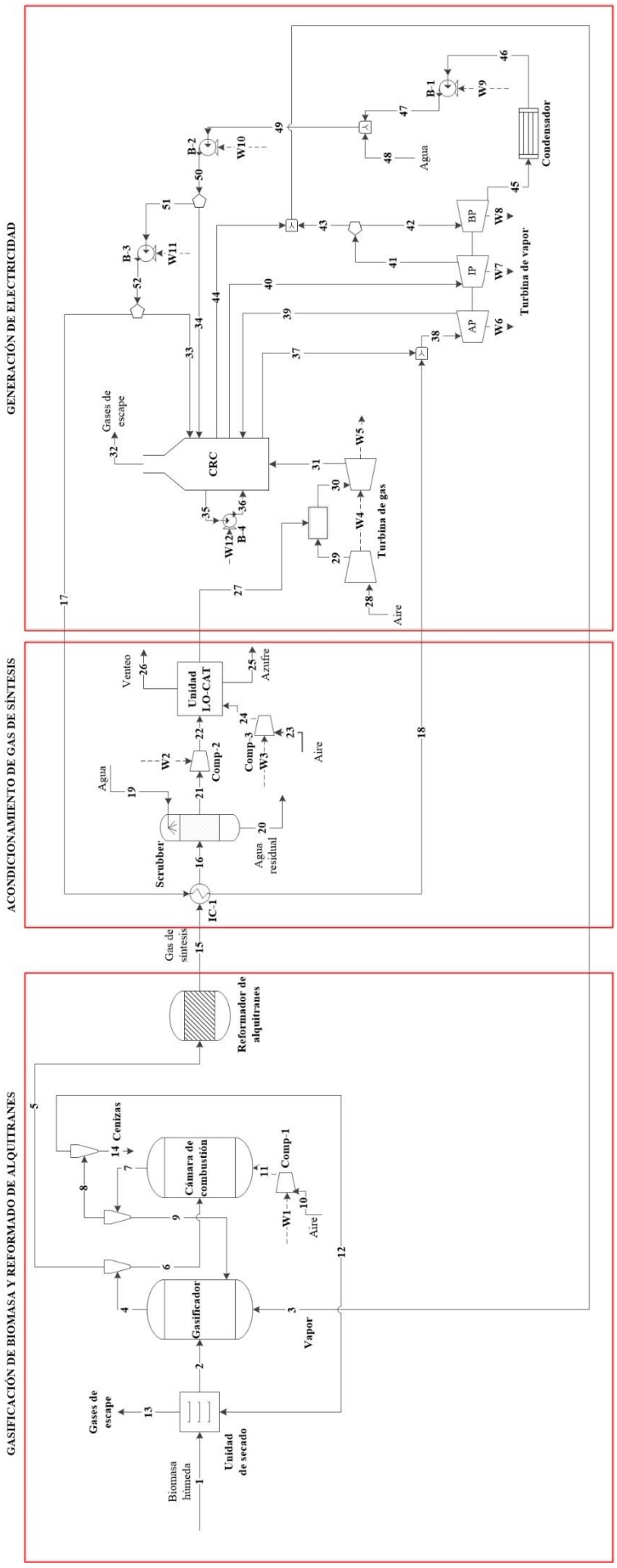



**Figura 5.5. Diagrama de flujo del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC para el análisis exergético.**

**Tabla 5.2. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC.**

| Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) | Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0,00 | 451,82 | 451,82 | 33 | 0,31 | 1,31 | 1,62 |
| 2 | 2,52 | 461,92 | 464,44 | 34 | 0,03 | 0,65 | 0,68 |
| 3 | 4,75 | 4,88 | 9,63 | 35 | 0,32 | 0,38 | 0,70 |
| 4 | 825,62 | 467,10 | 1292,72 | 36 | 0,34 | 0,38 | 0,72 |
| 5 | 28,70 | 285,15 | 313,84 | 37 | 35,26 | 13,85 | 49,11 |
| 6 | 796,92 | 181,96 | 978,88 | 38 | 51,06 | 20,06 | 71,12 |
| 7 | 916,12 | 5,45 | 921,57 | 39 | 34,24 | 20,06 | 54,30 |
| 8 | 43,24 | 5,45 | 48,70 | 40 | 50,06 | 24,02 | 74,08 |
| 9 | 872,87 | 0,00 | 814,52 | 41 | 23,34 | 24,02 | 47,36 |
| 10 | 0,00 | 0,29 | 0,29 | 42 | 21,42 | 22,04 | 43,45 |
| 11 | 3,47 | 0,29 | 3,76 | 43 | 1,92 | 1,98 | 4,01 |
| 12 | 43,24 | 5,45 | 48,70 | 44 | 2,82 | 2,90 | 5,72 |
| 13 | 7,95 | 11,52 | 19,47 | 45 | 1,48 | 22,04 | 23,52 |
| 14 | $3{,}42\cdot10^{-2}$ | 0,00 | $3{,}42\cdot10^{-2}$ | 46 | 0,12 | 2,09 | 2,21 |
| 15 | 24,23 | 286,52 | 310,75 | 47 | 0,12 | 2,09 | 2,21 |
| 16 | 1,53 | 286,52 | 288,04 | 48 | 0,00 | 0,46 | 0,46 |
| 17 | 0,14 | 0,59 | 0,73 | 49 | 0,10 | 2,55 | 2,65 |
| 18 | 15,80 | 6,21 | 22,01 | 50 | 0,11 | 2,55 | 2,66 |
| 19 | 0,00 | 5,56 | 5,56 | 51 | 0,08 | 1,90 | 1,98 |
| 20 | 0,93 | 13,29 | 14,23 | 52 | 0,45 | 1,90 | 2,35 |
| 21 | 1,55 | 277,25 | 278,80 | $W_1$ | - | - | 4,53 |
| 22 | 8,64 | 276,31 | 284,95 | $W_2$ | - | - | 15,35 |
| 23 | 0,00 | $7{,}80\cdot10^{-5}$ | $7{,}80\cdot10^{-5}$ | $W_3$ | - | - | $3{,}91\cdot10^{-4}$ |
| 24 | $2{,}88\cdot10^{-4}$ | $7{,}80\cdot10^{-5}$ | $3{,}66\cdot10^{-4}$ | $W_4$ | - | - | 133,63 |
| 25 | $3{,}98\cdot10^{-6}$ | 0,13 | 0,13 | $W_5$ | - | - | 242,86 |
| 26 | $1{,}12\cdot10^{-5}$ | $1{,}15\cdot10^{-3}$ | $1{,}16\cdot10^{-3}$ | $W_6$ | - | - | 14,94 |
| 27 | 8,64 | 276,14 | 284,78 | $W_7$ | - | - | 23,41 |
| 28 | 0,00 | 1,12 | 1,12 | $W_8$ | - | - | 17,27 |
| 29 | 121,90 | 1,12 | 123,02 | $W_9$ | - | - | $5{,}14\cdot10^{-3}$ |
| 30 | 326,64 | 7,97 | 334,61 | $W_{10}$ | - | - | $6{,}82\cdot10^{-3}$ |
| 31 | 77,92 | 7,97 | 85,88 | $W_{11}$ | - | - | 0,50 |
| 32 | 11,57 | 7,97 | 19,53 | $W_{12}$ | - | - | $2{,}52\cdot10^{-2}$ |

### 5.2.2 Análisis exergético global

Este análisis tiene el objetivo de evaluar la eficiencia y las principales pérdidas exergéticas del proceso en global. Para ello se tienen en cuenta los límites del sistema mostrados en la Figura 5.6. El número de corriente respecto a la Figura 5.5 se muestra entre paréntesis. La corriente "electricidad" se refiere a la electricidad neta producida, es decir, la total producida menos la consumida por la propia planta.

**Figura 5.6. Límites del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC para el análisis exergético global.**

Para el sistema global, la exergía del combustible está constituida por las exergías de las corrientes de entrada al mismo (biomasa, agua y aire), mientras que la exergía del producto es la electricidad neta producida. Como se comentó en el Capítulo 3, para obtener la exergía destruida del sistema global, a la exergía del combustible se le resta la exergía del producto y la exergía asociada a corrientes residuales del proceso ($\dot{E}_{res,tot}$). En este caso, la exergía asociada a corrientes residuales está constituida por las corrientes de gases de escape, cenizas, venteo, agua residual y azufre.

En la Tabla 5.3 se muestran los resultados del análisis exergético global. Se observa que la planta presenta una eficiencia exergética del 31,45 %. En este proceso, aproximadamente el 57 % de la exergía del combustible suministrado a la planta se pierde debido a la destrucción de exergía y, además, un 11 % se pierde debido a las corrientes residuales.

**Tabla 5.3. Resultados del análisis exergético global del proceso BIGCC.**

| | Sistema global |
|---|---|
| **Exergía combustible, $\dot{E}_C$ (MW)** | 459,25 |
| **Exergía producto, $\dot{E}_P$ (MW)** | 144,43 |
| **Exergía corrientes residuales, $\dot{E}_{res,tot}$ (MW)** | 53,40 |
| **Exergía destruida, $\dot{E}_D$ (MW)** | 261,42 |
| **Eficiencia exergética, ε (%)** | 31,45 |

Para identificar los principales focos de pérdida de exergía se realiza un análisis de las secciones en las que se divide la planta (Figura 5.5). Para ello, se calculan las exergías del combustible, del producto y la asociada a corrientes residuales para cada una de las secciones. En la Tabla 5.4 se muestran las corrientes que constituyen cada uno de estos parámetros exergéticos en cada sección del proceso.

**Tabla 5.4. Cálculo de exergías del combustible ($\dot{E}_C$), del producto ($\dot{E}_P$) y de corrientes residuales ($\dot{E}_{res,tot}$) por sección.**

| Sección | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ | $\dot{E}_{res,tot}$ |
|---|---|---|---|
| GB | $\dot{E}_1 + \dot{E}_3 + \dot{E}_{10} + W_1$ | $\dot{E}_{15}$ | $\dot{E}_{13} + \dot{E}_{14}$ |
| AGS | $\dot{E}_{15} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{23} + W_2 + W_3$ | $\dot{E}_{18} + \dot{E}_{27}$ | $\dot{E}_{20} + \dot{E}_{25} + \dot{E}_{26}$ |
| PE | $\dot{E}_{18} + \dot{E}_{27} + \dot{E}_{28} + \dot{E}_{48}$ | $\sum_{i=5}^{8} W_i - W_4 - \sum_{i=9}^{12} W_i + \dot{E}_3 + \dot{E}_{17}$ | $\dot{E}_{32}$ |

La Tabla 5.5 muestra los resultados obtenidos, incluyendo la eficiencia y la destrucción exergética de cada una de las secciones. Además, con el objetivo de analizar la influencia de cada una de las secciones, en dicha tabla se incluye el ratio de destrucción exergética ($y_{D,i}$) y la contribución a la destrucción exergética ($z_{D,i}$) asociados a cada sección. Como se explicó en el Capítulo 3, el ratio de destrucción exergética se define como la relación entre la destrucción de exergía en un componente o sección *i* y la exergía de combustible global del proceso, mientras que la contribución a la destrucción exergética es la relación entre la exergía destruida en la sección *i* y la exergía total destruida en el proceso.

**Tabla 5.5. Resultados del análisis exergético por secciones del proceso BIGCC.**

| | Sección GB | Sección AGS | Sección PE |
|---|---|---|---|
| **Exergía combustible, $\dot{E}_C$ (MW)** | 466,27 | 332,39 | 308,38 |
| **Exergía producto, $\dot{E}_P$ (MW)** | 310,75 | 306,79 | 174,67 |
| **Exergía corrientes residuales, $\dot{E}_{res,tot}$ (MW)** | 19,48 | 14,36 | 19,53 |
| **Exergía destruida, $\dot{E}_D$ (MW)** | 136,04 | 11,24 | 114,17 |
| **Eficiencia exergética, ε (%)** | 66,65 | 92,30 | 56,64 |
| **Ratio destrucción exergética, $y_{D,i}$ (%)** | 29,62 | 2,45 | 24,86 |
| **Contribución destrucción exergética, $z_{D,i}$ (%)** | 52,03 | 4,30 | 43,67 |

La sección de generación de electricidad es la que presenta una menor eficiencia exergética (56,64 %) en el proceso, seguida de la sección de gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (66,65 %). La Figura 5.7 muestra la contribución a la destrucción exergética asociada a cada sección del proceso. Puede observarse que las secciones de gasificación y reformado de alquitranes y la de generación de electricidad son las que presentan una mayor contribución, con unos porcentajes del 52 % y 44 %, respectivamente.

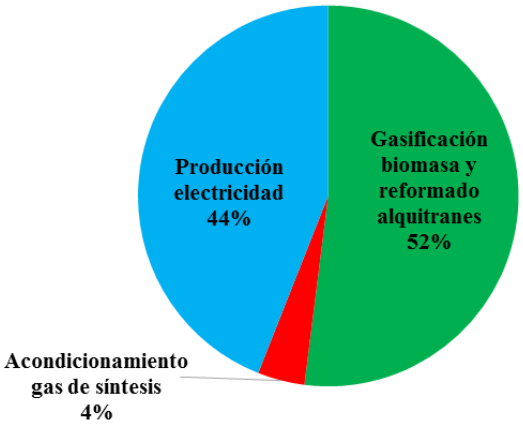



**Figura 5.7. Contribución a la destrucción exergética de las diferentes secciones del proceso BIGCC.**

### 5.2.3 Análisis exergético a nivel de componente

En este apartado se realiza el análisis exergético por componentes del proceso con el objetivo de identificar aquellos que presentan las mayores ineficiencias termodinámicas, es decir, los que presentan mayores oportunidades de mejora. Para realizar este análisis, se calculan las exergías del combustible ($\dot{E}_C$) y del producto ($\dot{E}_P$) de cada uno de los componentes de la planta, mediante balances exergéticos de los mismos. Los

componentes más comunes (cambiadores de calor, compresores, turbinas, etc.) disponen de balances exergéticos bien definidos en la bibliografía [4-6], mientras que el resto son deducidos en base al objetivo o función principal del componente en cuestión. En estos últimos se incluyen el gasificador, el reformador de alquitranes, el *scrubber* y la unidad LO-CAT, cuyas funciones son la producción de gas de síntesis, el lavado de dicho gas y la eliminación de los compuestos de azufre del mismo, respectivamente.

La Tabla 5.6 muestra los balances de cada uno de los componentes. El gasificador y la cámara de combustión se analizan como un único componente, ya que ambos equipos constituyen el gasificador indirecto empleado en el presente estudio. El condensador de la sección de producción de electricidad es un componente disipativo, y en este tipo de componentes la exergía se destruye sin la obtención de un producto útil en sí mismo, por lo que no se puede definir ningún objetivo exergético [7]. Para el análisis de la turbina de gas, con el objetivo de identificar en qué zona de la misma se produce la mayor parte de la destrucción exergética, ésta se divide en tres componentes: el compresor, la cámara de combustión (CC) y la turbina. De igual forma se procede con la turbina de vapor, la cual se divide en las zonas de alta (AP), intermedia (IP) y baja presión (BP).

**Tabla 5.6. Balances exergéticos de los componentes del proceso BIGCC.**

| Componente | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ |
|---|---|---|
| Unidad de secado | $\dot{E}_{12}-\dot{E}_{13}$ | $\dot{E}_2-\dot{E}_1$ |
| Gasificador | $\dot{E}_2+\dot{E}_3+\dot{E}_{11}-\dot{E}_{14}$ | $\dot{E}_5+\dot{E}_{12}$ |
| Reformador de alquitranes | $\dot{E}_5-\dot{E}^F_{15}$ | $\dot{E}^Q_{15}$ |
| Compresor Comp-1 | $W_1$ | $\dot{E}^F_{11}-\dot{E}^F_{10}$ |
| Intercambiador IC-1 | $\dot{E}_{15}-\dot{E}_{16}$ | $\dot{E}_{18}-\dot{E}_{17}$ |
| Scrubber | $\dot{E}_{16}+\dot{E}_{19}-\dot{E}_{20}$ | $\dot{E}_{21}$ |
| Compresor Comp-2 | $W_2$ | $\dot{E}^F_{22}-\dot{E}^F_{21}$ |
| Unidad LO-CAT | $\dot{E}_{22}+\dot{E}_{24}-\dot{E}_{25}-\dot{E}_{26}$ | $\dot{E}_{27}$ |
| Compresor Comp-3 | $W_3$ | $\dot{E}^F_{24}-\dot{E}^F_{23}$ |
| Turbina de gas | | |
| Compresor | $W_4$ | $\dot{E}^F_{29}-\dot{E}^F_{28}$ |
| CC | $\dot{E}_{27}$ | $\dot{E}_{30}-\dot{E}_{29}$ |
| Turbina | $\dot{E}^F_{30}-\dot{E}^F_{31}$ | $W_5$ |
| CRC | $\dot{E}_{31}-\dot{E}_{32}$ | $\dot{E}^F_{37}+\dot{E}^F_{40}+\dot{E}^F_{44}-\dot{E}^F_{33}-\dot{E}^F_{34}-\dot{E}^F_{39}$ |

**Tabla 5.6. Balances exergéticos de los componentes del proceso BIGCC (continuación).**

| Componente | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ |
|---|---|---|
| Turbina de vapor | | |
| Zona AP | $\dot{E}^F_{38}$-$\dot{E}^F_{39}$ | $W_6$ |
| Zona IP | $\dot{E}^F_{40}$-$\dot{E}^F_{41}$ | $W_7$ |
| Zona BP | $\dot{E}^F_{42}$-$\dot{E}^F_{45}$ | $W_8$ |
| Condensador | Componente disipativo: $\dot{E}_D = \dot{E}_{45}$-$\dot{E}_{46}$ | |
| Bomba B-1 | $W_9$ | $\dot{E}^F_{47}$-$\dot{E}^F_{46}$ |
| Bomba B-2 | $W_{10}$ | $\dot{E}^F_{50}$-$\dot{E}^F_{49}$ |
| Bomba B-3 | $W_{11}$ | $\dot{E}^F_{52}$-$\dot{E}^F_{51}$ |
| Bomba B-4 | $W_{12}$ | $\dot{E}^F_{36}$-$\dot{E}^F_{35}$ |

En la Tabla 5.7 se muestran los resultados de los balances exergéticos de cada uno de los componentes, así como la destrucción de exergía ($\dot{E}_D$), la eficiencia exergética ($\varepsilon$) y el ratio de destrucción exergética ($y_{D,i}$) asociados a cada uno de ellos.

**Tabla 5.7. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso BIGCC.**

| Componente | $\dot{E}_C$ (MW) | $\dot{E}_P$ (MW) | $\dot{E}_D$ (MW) | ε (%) | $y_{D,i}$ (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| Unidad de secado | 29,22 | 12,62 | 16,60 | 43,20 | 3,61 |
| Gasificador | 477,80 | 362,54 | 115,26 | 75,88 | 25,10 |
| Reform. alquitranes | 289,62 | 286,52 | 3,10 | 98,93 | $6{,}75\cdot10^{-1}$ |
| Compresor Comp-1 | 4,53 | 3,47 | 1,06 | 76,60 | $2{,}31\cdot10^{-1}$ |
| Intercambiador IC-1 | 22,70 | 21,28 | 1,42 | 93,74 | $3{,}09\cdot10^{-1}$ |
| Scrubber | 279,39 | 278,80 | $5{,}90\cdot10^{-1}$ | 99,79 | $1{,}28\cdot10^{-1}$ |
| Compresor Comp-2 | 15,35 | 6,15 | 9,20 | 40,07 | 2,00 |
| Unidad LO-CAT | 284,82 | 284,78 | $3{,}92\cdot10^{-2}$ | 99,99 | $8{,}54\cdot10^{-3}$ |
| Compresor Comp-3 | $3{,}91\cdot10^{-4}$ | $2{,}88\cdot10^{-4}$ | $1{,}03\cdot10^{-4}$ | 73,66 | $2{,}24\cdot10^{-5}$ |
| Turbina de gas | | | | | |
| Compresor | 133,63 | 121,90 | 11,73 | 91,22 | 2,55 |
| CC | 284,78 | 211,59 | 73,19 | 74,30 | 15,94 |
| Turbina | 248,72 | 242,86 | 5,86 | 97,64 | 1,28 |
| CRC | 66,35 | 53,56 | 12,79 | 80,72 | 2,78 |
| Turbina de vapor | | | | | |
| Zona AP | 16,82 | 14,94 | 1,88 | 88,82 | $4{,}09\cdot10^{-1}$ |
| Zona IP | 26,72 | 23,41 | 3,31 | 87,61 | $7{,}21\cdot10^{-1}$ |
| Zona BP | 19,94 | 17,27 | 2,67 | 86,61 | $5{,}81\cdot10^{-1}$ |
| Condensador | Disipativo | | 1,36 | - | $2{,}97\cdot10^{-1}$ |

**Tabla 5.7. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso BIGCC (continuación).**

| Componente | $\dot{E}_C$ (MW) | $\dot{E}_P$ (MW) | $\dot{E}_D$ (MW) | ε (%) | $y_{D,i}$ (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| Bomba B-1 | $5{,}14\cdot10^{-3}$ | $3{,}76\cdot10^{-3}$ | $1{,}38\cdot10^{-3}$ | 73,09 | $3{,}01\cdot10^{-4}$ |
| Bomba B-2 | $6{,}82\cdot10^{-3}$ | $5{,}58\cdot10^{-3}$ | $1{,}24\cdot10^{-3}$ | 81,81 | $2{,}70\cdot10^{-4}$ |
| Bomba B-3 | $5{,}00\cdot10^{-1}$ | $3{,}71\cdot10^{-1}$ | $1{,}29\cdot10^{-1}$ | 74,23 | $2{,}81\cdot10^{-2}$ |
| Bomba B-4 | $2{,}52\cdot10^{-2}$ | $2{,}00\cdot10^{-2}$ | $5{,}20\cdot10^{-3}$ | 79,37 | $1{,}13\cdot10^{-3}$ |

La Figura 5.8 muestra la eficiencia exergética por componente. Las eficiencias más bajas de toda la planta las presentan el compresor Comp-2 (40,07 %) y la unidad de secado (43,20 %). Sin embargo, la destrucción de exergía en ambos equipos es baja (16,60 MW y 9,20 MW, respectivamente) lo que supone unos ratios de destrucción exergética poco significativos (2,00 % y 3,61 % de la exergía total del combustible, respectivamente). La baja eficiencia del equipo Comp-2 se debe a que se trata de un compresor multietapa con refrigeración intermedia donde condensa parte de la humedad del gas de síntesis, por lo que presenta irreversibilidades asociadas a la transferencia de calor, cambio de fase y pérdida de carga en los cambiadores intermedios. En el caso de la unidad de secado, la baja eficiencia se debe a las irreversibilidades producidas por la mezcla de la biomasa con el gas caliente y las asociadas a la evaporación del agua contenida en la biomasa.

La eficiencia exergética del gasificador es del 75,88 %, valor algo superior al encontrado por Cohce *et al*. [8] (aproximadamente 70 %). Esto puede deberse tanto al uso de una biomasa diferente, con diferente composición y propiedades, como a las diferentes condiciones de operación del gasificador. Además, en su diseño se necesita la combustión de gas natural para cumplir con los requerimientos energéticos de la gasificación, lo que supone un peor aprovechamiento de la biomasa.

En la Figura 5.8, también se puede observar que el reformador de alquitranes presenta una eficiencia exergética próxima al 100 %. Esto se debe a que en la simulación se ha supuesto un equipo ideal que está exento de pérdidas de calor. Lo mismo ocurre con el *Scrubber* y la Unidad LO-CAT, es decir, sus eficiencias son prácticamente del 100 %. En el primero se ha supuesto que las reacciones electrolíticas alcanzan el equilibrio químico, mientras que en el segundo se ha asumido una eliminación de $H_2S$ del 100 %. La eficiencia del resto de componentes de la planta BIGCC se encuentra dentro de los rangos de valores habituales [5].

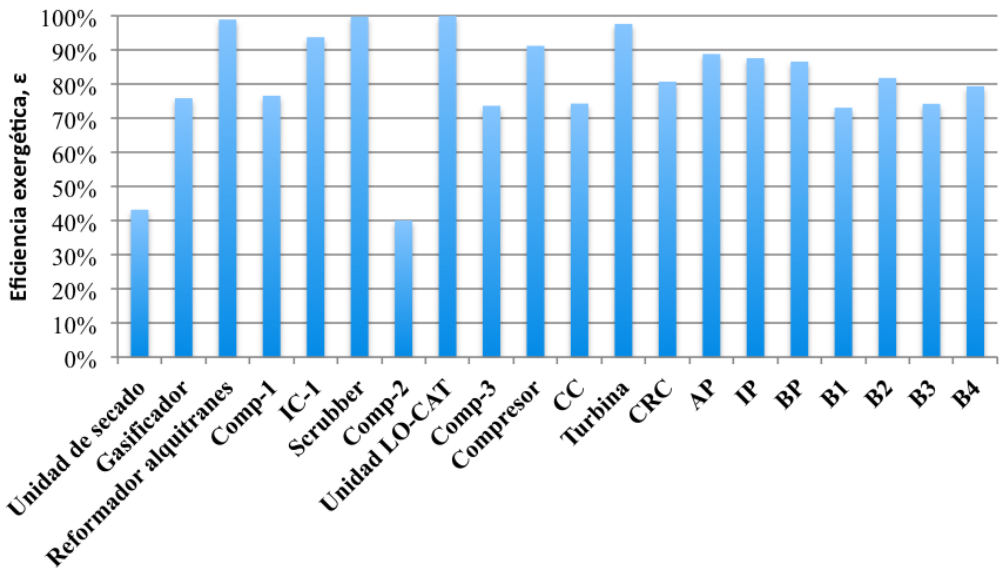



**Figura 5.8. Eficiencia exergética por componente del proceso BIGCC.**

Con el objetivo de identificar los componentes que más influyen en la destrucción de exergía, la Figura 5.9 muestra la contribución de cada uno de los equipos a la destrucción exergética total.

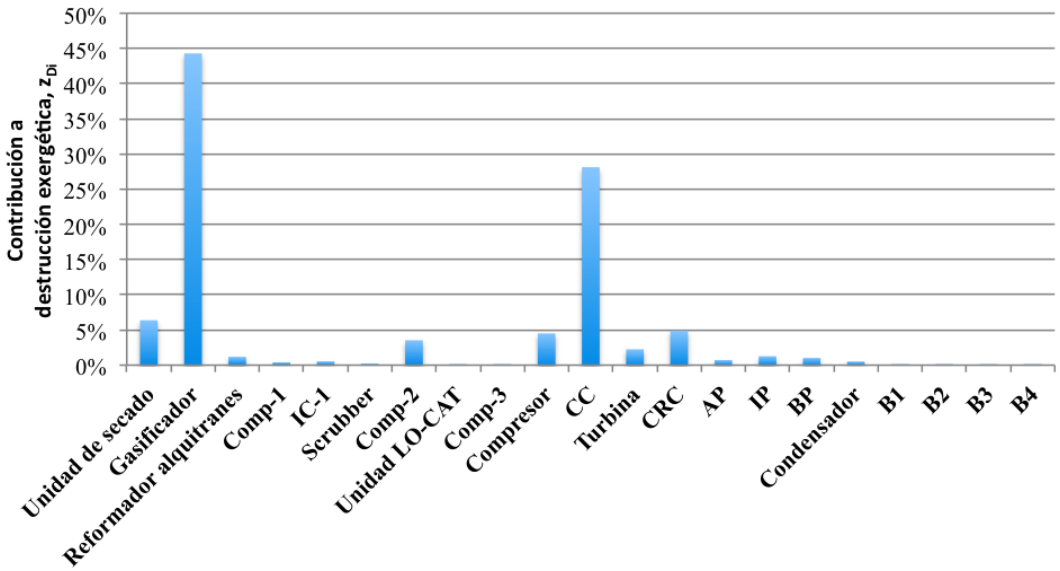



**Figura 5.9. Contribución a la destrucción exergética por componente del proceso BIGCC.**

Se puede apreciar que el equipo que domina la destrucción exergética es el gasificador, con un porcentaje del 44 %, lo que supone que se destruye en esta etapa un 25 % de la exergía del combustible. Esto se debe principalmente a las irreversibilidades asociadas a las reacciones químicas que se dan en el proceso de gasificación. La cámara

de combustión de la turbina de gas también presenta una contribución significativa a la destrucción exergética (28 %), lo que equivale a un 16 % de la exergía del combustible. El resto de componentes presenta una contribución a la destrucción exergética menor del 7 %.

Dados estos resultados, el componente con mayores oportunidades de mejora es el gasificador. Posibles medidas para reducir la destrucción de exergía en este equipo y aumentar la eficiencia exergética de la planta incluyen la reducción de la temperatura de operación, la optimización de la presión de operación y el uso de catalizadores.

## 5.3 Evaluación ambiental

### 5.3.1 Objetivos y alcance

El principal objetivo de este estudio es evaluar el comportamiento ambiental y energético de este sistema de producción de electricidad con una perspectiva de ciclo de vida. Además, se realiza la comparación de su perfil ambiental con el asociado al mix de generación de electricidad español.

La unidad funcional (UF) seleccionada es 1 MWh de electricidad neta producida. La Figura 5.10 muestra los límites del sistema establecidos para el estudio. Se definen los siguiente subsistemas: producción y transporte de chopo (SS0), pre-tratamiento, gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (SS1), limpieza del gas de síntesis y compresión (SS2), suministro de agua de refrigeración (SS3) y generación de electricidad (SS4). Para realizar el análisis se sigue una perspectiva “de la cuna a la puerta” (*cradle to gate*), es decir, se tiene en cuenta desde el cultivo de la biomasa hasta la producción de electricidad. En este estudio no se tienen en cuenta los bienes de capital, tales como maquinaria, edificios, equipos, etc. Los subsistemas SS1-SS4 constituyen la planta BIGCC. En la Figura 5.10 se observa que el único producto obtenido mediante BIGCC es la electricidad, considerándose a efectos de ACV como un sistema unifuncional.

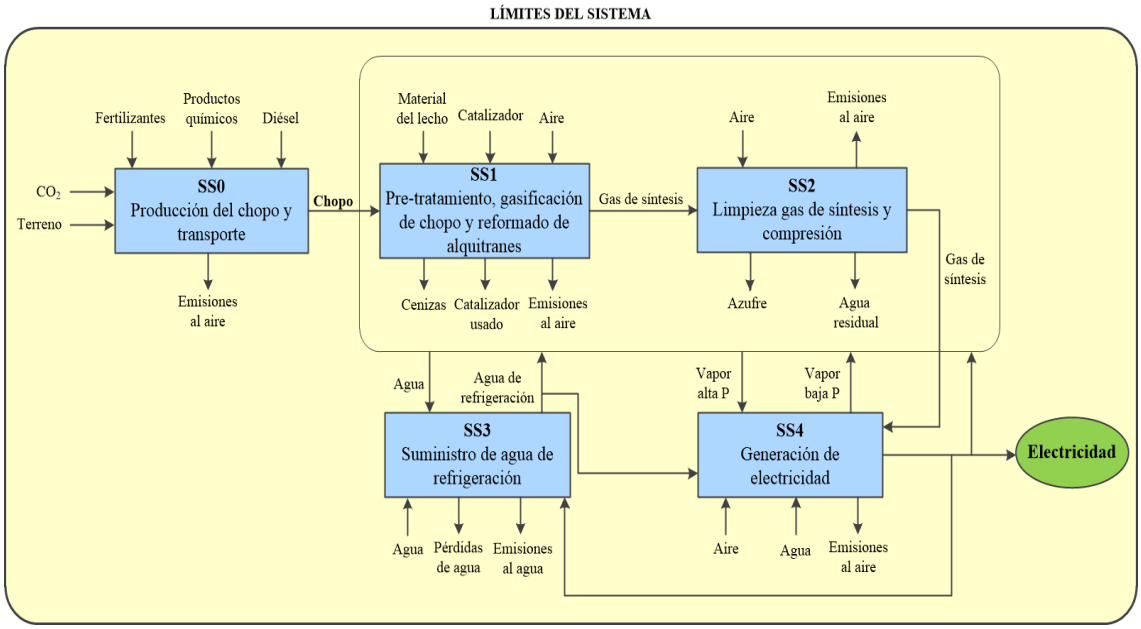



**Figura 5.10. Diagrama simplificado del sistema BIGCC para el estudio de ACV.**

### 5.3.2 Adquisición de datos

Un estudio de ACV requiere la cuantificación de las entradas y salidas más relevantes del sistema a lo largo de todo su ciclo de vida. Los principales datos de inventario del sistema BIGCC se obtienen de la simulación del proceso en Aspen Plus® detallada en el Capítulo 4 (gasificación) y en el Apartado 5.1 (producción de electricidad). Los principales datos de inventario se muestran en la Tabla 5.8. En esta tabla, la entrada "chopo" engloba el inventario del cultivo de acuerdo a los requerimientos mostrados en el Capítulo 4 (Tabla 4.1) [9,10]. Se asume una distancia de transporte en camión de la biomasa de 80 km [11]. Los datos de procesos de fondo se toman de la base de datos ecoinvent® [12], ya que es una base de datos consolidada en el ámbito del ACV. Estos datos incluyen la gestión de residuos [13] y la producción de compuestos químicos [14] y energéticos [15].

**Tabla 5.8. Principales datos de inventario para la producción de electricidad a partir de gasificación de chopo (UF: 1 MWh).**

| ENTRADAS | | SALIDAS | |
|---|---|---|---|
| **Desde la tecnosfera** | | **Productos** | |
| Chopo (de SS0 a SS1) | 1.191,78 kg | Electricidad | 1,00 MWh |
| Transporte del chopo (SS0) | 95,34 t·km | **Residuos a tratamiento** | |
| Óxido de magnesio (SS1) | $2,27 \cdot 10^{-2}$ kg | Cenizas a vertedero (SS1) | 16,09 kg |
| Olivino (SS1) | 17,64 kg | Catalizador a vertedero (SS1) | $1,95 \cdot 10^{-1}$ kg |
| Catalizador reformado (SS1) | $1,95 \cdot 10^{-1}$ kg | Azufre a vertedero (SS1) | $1,75 \cdot 10^{-1}$ kg |
| Agua (SS3) | 52,87 kg | Agua a planta de tratamiento (SS2) | 129,18 kg |
| Agua (SS4) | 238,35 kg | **Emisiones al aire** | |
| **Desde la naturaleza** | | $O_2$ (SS1) | 51,80 kg |
| Aire (SS1) | 1.704,97 kg | $N_2$ (SS1) | 1.307,85 kg |
| Aire (SS2) | $4,51 \cdot 10^{-1}$ kg | $H_2O$ (SS1) | 565,16 kg |
| Aire (SS4) | 6.485,79 kg | $CO_2$ (SS1) | 413,21 kg |
| | | $NO_2$ (SS1) | $1,40 \cdot 10^{-3}$ kg |
| | | $O_2$ (SS2) | $1,75 \cdot 10^{-2}$ kg |
| | | $N_2$ (SS2) | $3,46 \cdot 10^{-1}$ kg |
| | | $H_2O$ (SS2) | $9,85 \cdot 10^{-2}$ kg |
| | | $H_2O$ (SS3) | 1.180,26 kg |
| | | $O_2$ (SS4) | 1.028,04 kg |
| | | $N_2$ (SS4) | 4.977,64 kg |
| | | $H_2O$ (SS4) | 337,20 kg |
| | | $CO_2$ (SS4) | 667,87 kg |
| | | $NO_2$ (SS4) | $3,46 \cdot 10^{-1}$ kg |
| | | **Emisiones al agua** | |
| | | Agua residual (SS3) | 172,61 kg |

### 5.3.3 Caracterización ambiental del sistema BIGCC

Como se comentó en el Capítulo 3, en la fase de evaluación del impacto del ciclo de vida se asocian los datos de inventario con un conjunto de categorías de impacto ambiental seleccionadas con el objetivo de evaluar el desempeño ambiental del sistema [16,17]. El método de evaluación del impacto del ciclo de vida empleado en el presente estudio es el CML [18]. De las categorías de impacto ambiental incluidas en este método, se consideran las siguientes: agotamiento de recursos abióticos (ARA), calentamiento global (CG), agotamiento de la capa de ozono (ACO), formación de oxidantes fotoquímicos (FOF), competición por el terreno (CT), acidificación (Ac) y eutrofización (Eu). Además de estas categorías de impacto, también se evalúan la demanda energética

acumulada no renovable ($DEA_{nr}$) y la demanda energética acumulada total ($DEA_t$) [19]. La implementación computacional del inventario se realiza en el software SimaPro 8 [20]. Los resultados de caracterización ambiental del sistema BIGCC se muestran en la Tabla 5.9.

**Tabla 5.9. Resultados de la caracterización ambiental del sistema BIGCC (UF: 1 MWh de electricidad).**

| Categoría de impacto | Electricidad |
|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $2{,}82 \cdot 10^{-1}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | 15,90 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $5{,}41 \cdot 10^{-6}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $1{,}73 \cdot 10^{-2}$ |
| CT ($m^2a$) | 441,08 |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $4{,}37 \cdot 10^{-1}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$ eq) | $1{,}06 \cdot 10^{-1}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 647,69 |
| $DEA_t$ (MJ) | 22.106,60 |

La Figura 5.11 muestra la contribución de cada subsistema a las categorías de impacto seleccionadas. Puede observarse que el subsistema de producción y transporte de biomasa domina la categoría de impacto CT, con un porcentaje superior al 99 %. Además, dicho subsistema es el que más contribuye a las categorías de ARA, ACO, Ac, Eu, $DEA_{nr}$ y $DEA_t$, con porcentajes de contribución que varían desde el 49 % para la Eu hasta el 99 % para el ACO. El SS0 también presenta una elevada contribución a la FOF (41 %), aunque esta categoría se encuentra dominada por el subsistema de generación de electricidad (SS4), con un porcentaje del 57 %. El SS4 también es el subsistema que presenta mayor impacto desfavorable en la categoría CG. Además, dicho subsistema presenta contribuciones significativas a Eu (43 %) y Ac (40 %). El subsistema de pre-tratamiento, gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (SS1) influye significativamente en la categoría de CG. Un aspecto importante a señalar para esta categoría es que el subsistema SS0 genera un impacto favorable debido a la fijación de $CO_2$ durante el crecimiento de la biomasa, lo que se observa como un porcentaje negativo en la Figura 5.11. Sin embargo, el sistema de producción de electricidad basado en gasificación de chopo no es un sistema libre de emisiones de GEI ya que, como se puede observar en la Tabla 5.9, el valor neto de CG es positivo (15,90 kg $CO_2$ eq). El impacto favorable del SS0 en la categoría CG así como el valor neto final positivo de dicha

categoría de impacto está en consonancia con otros estudios similares [21,22]. El resto de subsistemas (SS2 y SS3) presentan porcentajes de contribución inferiores al 2 %.

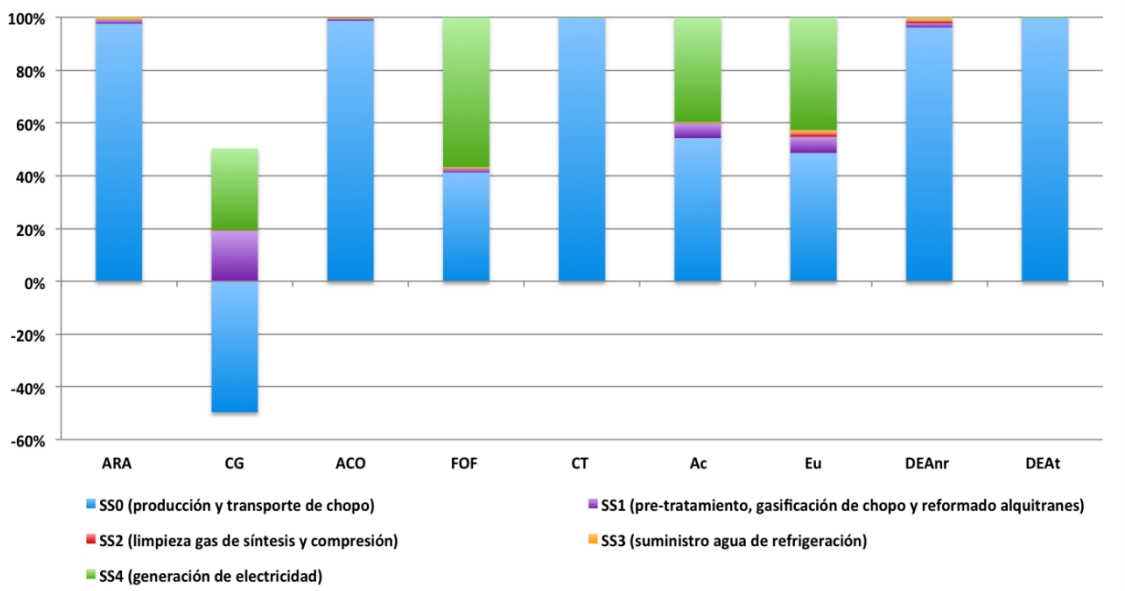



**Figura 5.11. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema BIGCC.**

La aplicación de la metodología de ACV no solo permite identificar los subsistemas que más contribuyen a los impactos generados por el sistema, sino que también permite estudiar cuáles son los procesos específicos que generan estos impactos (Figura 5.12).

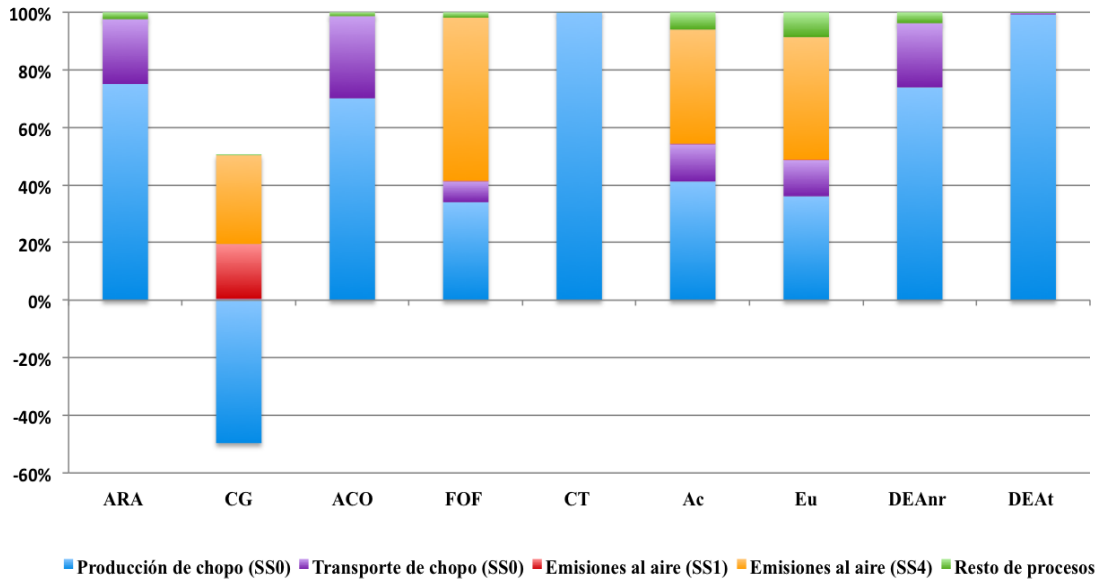



**Figura 5.12. Contribución de los procesos a los impactos ambientales del sistema BIGCC.**

En la Figura 5.12 puede observarse que el proceso de producción del chopo es el responsable de la contribución del subsistema SS0 a CT. Esto es debido al terreno necesario para su plantación. Además, es el principal responsable de la elevada

contribución del SS0 a las categorías de ARA, ACO, FOF, Ac, Eu, $DEA_{nr}$ y $DEA_t$. Para la categoría Eu la elevada influencia del proceso de producción de biomasa se debe principalmente a la producción de fertilizantes nitrogenados y fosfatados usados en la etapa de cultivo, los cuales están incluidos en el subsistema SS0 de acuerdo a los requerimientos mostrados en el Capítulo 4 (Tabla 4.1). Además, el uso de estos fertilizantes junto con la combustión del diésel en los tractores son los responsables de la influencia del proceso de producción de biomasa en el resto de impactos mencionados. El proceso de transporte del chopo a la planta de procesado (SS0) presenta una contribución significativa en las categorías ARA, ACO y $DEA_{nr}$, debido al uso de diésel en los camiones.

Las emisiones al aire de los subsistemas SS1 (pre-tratamiento, gasificación de chopo y reformado de alquitranes) y SS4 (generación de electricidad) son las principales responsables del CG. Además, las emisiones al aire del SS4 son las responsables de la elevada contribución de dicho subsistema a las categorías FOF, Ac y Eu, debido principalmente a las emisiones directas de $NO_x$. El resto de procesos presentan porcentajes de contribución inferiores al 9 %.

Finalmente, se calcula el balance energético de ciclo de vida como la diferencia entre la salida energética y el indicador $DEA_{nr}$. Se usa este indicador con el objetivo de penalizar los sistemas basados en materias primas no renovables [11,22,23]. En base a la electricidad neta producida (3.600 MJ) y al resultado de $DEA_{nr}$ mostrado en la Tabla 5.9 (647,69 MJ), se obtiene un balance energético de ciclo de vida de +2.952,31 MJ, lo que indica que la energía producida es claramente superior a la energía no renovable requerida en el proceso. Desde una perspectiva de ciclo de vida, el valor positivo del balance energético sugiere un comportamiento prometedor del sistema de producción de electricidad basado en gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado.

### 5.3.4 Comparación frente a electricidad convencional

En este apartado, se comparan los perfiles ambientales de la electricidad producida a partir de gasificación de chopo y de la electricidad convencional. En el presente estudio se toma como electricidad convencional la producida de acuerdo al mix eléctrico español [24]. La Figura 5.13 muestra el porcentaje de contribución de las diferentes tecnologías de generación eléctrica a la cobertura de la demanda en España.

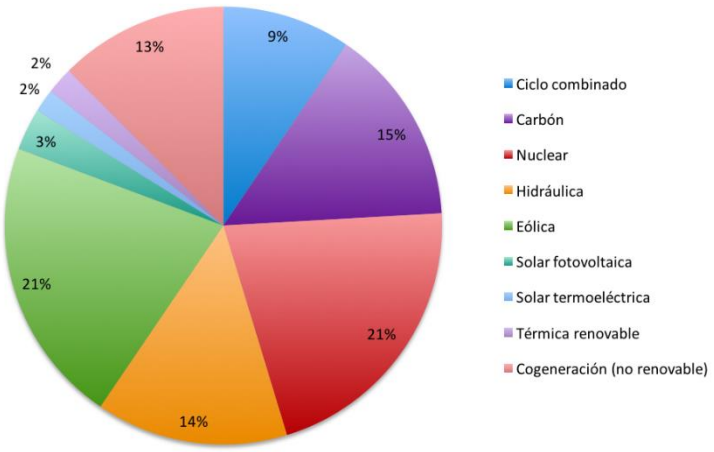



**Figura 5.13. Cobertura de la demanda de energía eléctrica en España en el año 2013.**

Los principales datos de inventario del sistema de electricidad convencional se adaptan de la base de datos ecoinvent® [15] teniendo en cuenta la contribución de las diferentes tecnologías de generación eléctrica a la cobertura de la demanda en España. En la Tabla 5.10 se presentan los resultados de caracterización ambiental de la electricidad convencional.

**Tabla 5.10. Resultados de la caracterización ambiental de la electricidad convencional (UF: 1 MWh de electricidad).**

| Categoría de impacto | Electricidad |
|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | 2,25 |
| CG (kg $CO_2$ eq) | 285,63 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $2{,}01 \cdot 10^{-5}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $6{,}97 \cdot 10^{-2}$ |
| CT ($m^2a$) | 6,87 |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | 1,81 |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$ eq) | $3{,}31 \cdot 10^{-1}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 6.540,64 |
| $DEA_t$ (MJ) | 8.507,91 |

La Figura 5.14 muestra la comparación ambiental de la electricidad producida a partir de gasificación de chopo y la convencional. Se observa que la electricidad basada en gasificación de biomasa presenta mejores resultados que la convencional en la mayoría de las categorías de impacto estudiadas. Sin embargo, presenta peor comportamiento en

términos de CT y $DEA_t$. Esto se asocia a la elevada demanda de chopo como materia prima energética, con la correspondiente necesidad de terreno.

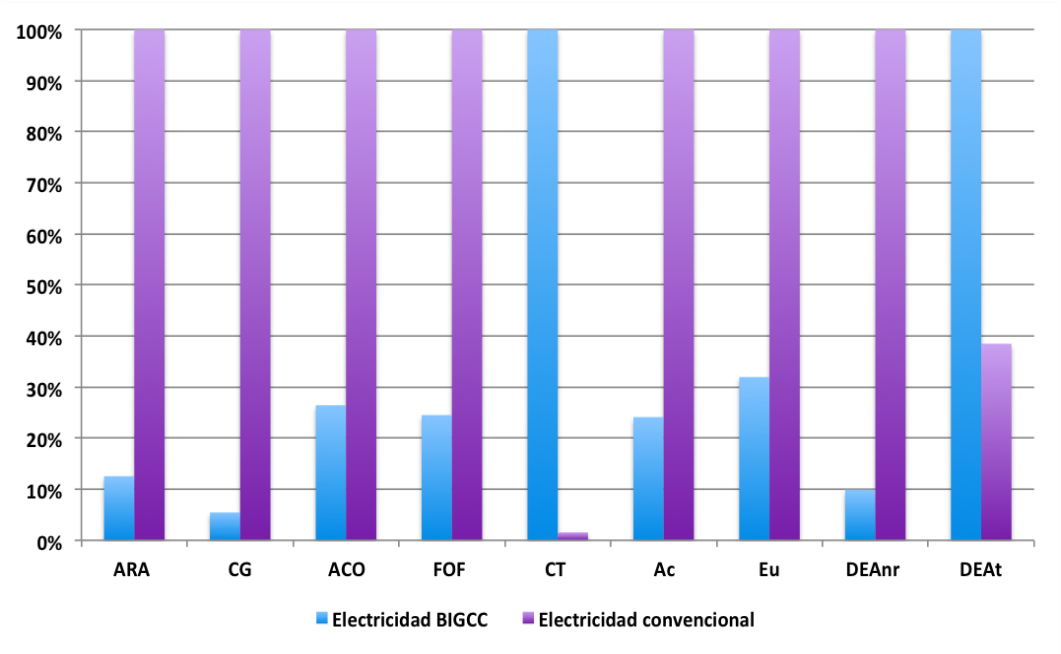



**Figura 5.14. Comparación de los impactos ambientales asociados a la electricidad basada en gasificación y a la convencional.**

En base al balance energético de ciclo de vida, la electricidad BIGCC muestra mejor comportamiento que la convencional ya que esta última presenta un balance negativo (-2.940,64 MJ) frente al balance favorable de la electricidad BIGCC (+2.952,31 MJ). Además del balance energético, ambos productos se comparan en términos de eficiencia energética de ciclo de vida e índice de renovabilidad. A diferencia de los balances energéticos de ciclo de vida, las eficiencias se calculan en base a la demanda energética acumulada tanto no renovable como renovable ($DEA_t$) [23]. Para la electricidad BIGCC, en base a la energía neta producida (3.600 MJ) y el indicador $DEA_t$ (22.106,60 MJ), se obtiene una eficiencia energética del ciclo de vida del 16 %. Para la electricidad convencional, teniendo en cuenta que la energía neta producida es idéntica al caso BIGCC y que la $DEA_t$ es 8.507,91 MJ, se obtiene una eficiencia del 42 %. Esta diferencia en la eficiencia energética de ciclo de vida entre ambos productos se debe a que el chopo utilizado como materia prima está incluido como una entrada de energía al sistema BIGCC. La alta demanda de chopo en este sistema da lugar a una elevada demanda de energía acumulada total y, por consiguiente, a una baja eficiencia energética en comparación con la de la electricidad convencional.

Finalmente, teniendo en cuenta las demandas energéticas acumuladas no renovable ($DEA_{nr}$) y total ($DEA_t$), se calcula el índice de renovabilidad de ambos sistemas como la relación entre la demanda de energía renovable ($DEA_t$ menos $DEA_{nr}$) y la demanda energética total [25]. En base a este índice, la electricidad producida mediante gasificación de chopo integrada en ciclo combinado presenta mejores resultados que la electricidad convencional (97 % frente al 23 %).

Según los resultados obtenidos, el sistema de producción de electricidad a partir de gasificación de chopo integrada en ciclo combinado puede considerarse una tecnología prometedora desde una perspectiva ambiental y energética de ciclo de vida. Esta electricidad presenta mejores resultados que la electricidad convencional en la mayoría de categorías de impacto estudiadas. Esto sugiere que la introducción de dicha tecnología en el sistema de producción de electricidad podría mejorar el desempeño ambiental del sistema energético futuro. Sin embargo, debido a la baja eficiencia energética de ciclo de vida del sistema, deberían plantearse acciones de mejora centradas en la minimización de la demanda de biomasa y en la mejora de su cultivo y recolección.

## 5.4 Análisis económico

### 5.4.1 Objetivos

En este apartado se evalúa desde un punto de vista económico el sistema de producción de electricidad basado en gasificación de chopo (BIGCC). Se calcula el coste de adquisición de los equipos, el coste total de la inversión y los costes fijos y variables con el objetivo de estimar el coste de producción de la electricidad producida. Además, éste se compara con el coste de producción de la electricidad generada de manera convencional para determinar su competitividad económica.

### 5.4.2 Estimación del coste de adquisición de equipos

Para estimar el coste de adquisición de los equipos del proceso BIGCC se sigue la metodología recogida en el Apartado 3.5.2. El coste de los equipos asociados a las secciones de pre-tratamiento de biomasa (molienda y secado), gasificación de biomasa y reformado de alquitranes, así como la unidad LO-CAT de desulfuración, la turbina de gas, la caldera de recuperación de calor (CRC) y la turbina de vapor son estimados mediante el método de Williams. Como se comentó en el Capítulo 3, el método de

Williams se basa en la estimación del coste de un equipo a partir del coste conocido de un equipo similar con diferente capacidad (sistema de referencia), empleando para ello la Ec. 5.1.

$$C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^n \qquad \textbf{Ec. 5.1}$$

Donde:

- $C_1$: coste de adquisición del equipo de referencia.
- $S_1$: capacidad de equipo de referencia.
- $C_2$: coste de adquisición del equipo objeto de estudio.
- $S_2$: capacidad del equipo objeto de estudio.
- $n$: exponente de Williams.

La Tabla 5.11 muestra el coste y la capacidad de los sistemas de referencia utilizados y la fuente bibliográfica en la que se recogen. El exponente de Williams considerado en todos los casos es 0,7, ya que es el valor típico empleado en la industria química [26].

**Tabla 5.11. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en el método de Williams para el proceso BIGCC.**

| Sistema de referencia | Capacidad | Unidad | Coste (€ 2014) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| Pre-tratamiento biomasa | 2.000 | t biomasa seca·día$^{-1}$ | 11.498.800 | [27] |
| Gasificación biomasa y reformado de alquitranes | 109.368 | kg gas de síntesis·h$^{-1}$ | 10.005.100 | [27] |
| Unidad LO-CAT | 5,63 | t corriente residual·día$^{-1}$ | 1.507.600 | [27] |
| Turbina de gas | 25 | MW | 10.065.000 | [28] |
| CRC | 47,5 | t vapor producido·h$^{-1}$ | 4.410.200 | [28] |
| Turbina de vapor | 12,3 | MW | 5.854.600 | [28] |

El cálculo del coste del resto de equipos, como compresores y bombas, se realiza utilizando las correlaciones incluidas en el Apartado 3.5.2. La Tabla 5.12 muestra el coste de todos los equipos que conforman el sistema BIGCC. El coste total de equipos (E) es el sumatorio del coste de los componentes individuales de la planta.

**Tabla 5.12. Coste de adquisición de los equipos de la planta BIGCC.**

| Componente | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Pre-tratamiento de la biomasa | 11.498.800 |
| Gasificación de biomasa | 11.171.600 |
| Reformado de alquitranes | Incluido en gasificación de biomasa |
| Compresor Comp-1 | Incluido en gasificación de biomasa |
| Intercambiador IC-1 | Incluido en gasificación de biomasa |
| Scrubber | Incluido en gasificación de biomasa |
| Compresor Comp-2 | 3.831.100 |
| Unidad LO-CAT | 116.900 |
| Compresor Comp-3 | 191.700 |
| Turbina de gas | 28.255.700 |
| CRC | 10.556.300 |
| Turbina de vapor | 16.829.800 |
| Condensador | Incluido en turbina de vapor |
| Bomba B-1 | 49.200 |
| Bomba B-2 | 51.400 |
| Bomba B-3 | 65.100 |
| Bomba B-4 | 345.500 |
| **E** | **82.963.200** |

### 5.4.3 Estimación del coste total de la inversión

La estimación del coste total de la inversión se realiza en base al coste total de los equipos. La Tabla 5.13 recoge el coste total de la inversión (TIC, *Total Investment Cost*), desglosado en los costes dentro de los límites de la planta (ISBL: *InSide Battery Limits*), la inversión OSBL (*OutSide Battery Limits*) y los gastos imprevistos, según la metodología explicada en el Apartado 3.5.1.

**Tabla 5.13. Coste total de la inversión de la planta BIGCC.**

| Concepto | Expresión | Coste (€ 2014) |
|---|---|---|
| Equipos (E) | E | 82.963.200 |
| Materiales (M) | 60 %·E | 49.777.900 |
| Obra civil y edificios | 28 %·M | 13.937.800 |
| Obra metalúrgica | 45 %·M | 22.400.100 |
| Instrumentación | 10 %·M | 4.977.800 |

**Tabla 5.13. Coste total de la inversión de la planta BIGCC (continuación).**

| Concepto | Expresión | Coste (€ 2014) |
|---|---|---|
| Electricidad | 10 %·M | 4.977.800 |
| Aislamiento | 5 %·M | 2.488.900 |
| Pintura | 2 %·M | 995.600 |
| Ingeniería de detalle (ID) | 20 %·(E + M) | 26.548.200 |
| Construcción (C) | 60 %·(E + M) | 79.644.600 |
| Supervisión de la construcción (SC) | 10 %·(E + M) | 13.274.100 |
| **ISBL** | **E + M + ID + C + SC** | 252.208.000 |
| Servicios auxiliares (SA) | 4 %·ISBL | 10.088.300 |
| Interconexiones (Int) | 8 %·ISBL | 20.176.600 |
| Gastos puesta en marcha (PEM) | 4 %·ISBL | 10.088.300 |
| **OSBL** | **SA + Int + PEM** | 40.353.300 |
| **Imprevistos (I)** | **10 %·(ISBL + SA + Int)** | 28.247.300 |
| **TIC** | **ISBL + OSBL + I** | **320.808.600** |

### 5.4.4 Estimación de los costes fijos y variables

Los costes fijos incluyen los gastos salariales, los seguros y la amortización. Para la estimación de los gastos salariales se consideran tres operarios por turno, 4,2 turnos (teniendo en cuenta el "correturnos") y un salario individual de 40.000 euros al año. Los gastos anuales para el seguro se calculan como un 1 % del coste total de la inversión (TIC) y se considera una amortización lineal a 10 años, es decir, un 10 % del TIC.

Los costes variables incluyen las materias primas y los servicios auxiliares (combustibles, electricidad, vapor, agua de refrigeración, etc.) necesarios para la operación de la planta. Para la planta BIGCC, el coste de la biomasa utilizada como materia prima (astillas de chopo) es de 0,082 €·kg$^{-1}$ de biomasa en base seca [29]. El coste de los servicios auxiliares se basa en datos reales de una refinería (comunicación personal). En el caso de la planta BIGCC, la electricidad y el vapor necesarios para el proceso se producen en la propia planta, por lo que el único servicio auxiliar considerado es el agua de refrigeración, que presenta un coste de 0,03 €·m$^{-3}$. Se asume que la planta opera 310 días al año ya que, al trabajar con biomasa, posiblemente requiera dos paradas anuales para limpieza o una más prolongada de lo habitual. La Tabla 5.14 muestra los costes fijos y variables estimados para la planta BIGCC.

**Tabla 5.14. Costes fijos y variables anuales de la planta BIGCC.**

| Concepto | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Gastos salariales | 504.000 |
| Seguro | 3.208.100 |
| Amortización | 32.080.900 |
| **Total costes fijos** | **35.793.000** |
| Biomasa | 50.840.000 |
| Agua de refrigeración | 1.795.900 |
| **Total costes variables** | **52.635.900** |
| **Total costes anuales** | **88.428.900** |

En la Figura 5.15 se muestra la contribución de los costes fijos y variables a los costes totales anuales de la planta. Se puede observar que el coste anual de la biomasa utilizada como materia prima domina los costes anuales (57 %), por delante de la amortización (36 %).

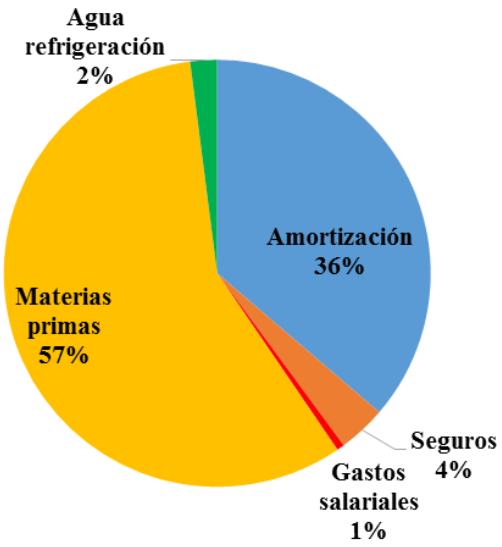



**Figura 5.15. Contribución de los costes fijos y variables a los costes anuales totales de la planta BIGCC.**

### 5.4.5 Estimación del coste de producción de la electricidad

Teniendo en cuenta los costes fijos y variables y la electricidad neta producida al año, se estima el coste de producción de la planta BIGCC. De esta forma, se obtiene un coste de 0,08 €·kWh$^{-1}$. El coste industrial típico de la electricidad convencional (0,06 €·kWh$^{-1}$) es inferior al obtenido. Teniendo en cuenta que se trata de un campo todavía en investigación con avances por llegar y que el coste de producción presenta el mismo orden

de magnitud que el convencional, se puede concluir que el proceso BIGCC es un proceso económicamente interesante. Además, el comportamiento ambiental en términos de calentamiento global del proceso BIGCC es más favorable que el de los procesos convencionales (Apartado 5.3.4). De hecho, la generación de electricidad convencional genera 0,27 kg $CO_2$ eq·$kWh^{-1}$ más que el proceso BIGCC analizado. Si se le asignara un coste a dicha emisión, este debería ser de 74 €·$t^{-1}$ para que se igualara el coste de la electricidad BIGCC al de la electricidad convencional. Este coste de emisión es muy superior al actual de 7 €·$t^{-1}$ [30].

## 5.5 Bibliografía


[1] De Kam MJ, Morey RV, Tiffany DG. Biomass Integrated Gasification Combined Cycle for heat and power at ethanol plants. Energ Convers Manage 2009;50:1682-90.

[2] Corradetti A, Desideri U. Should biomass be used for power generation or hydrogen production? J Eng Gas Turb Power 2007;129:629-36.

[3] Sabugal S, Gómez F. Centrales térmicas de ciclo combinado. Teoría y proyecto, Madrid: Ediciones Diaz de Santos; 2006.

[4] Tsatsaronis G, Cziesla F. Thermoeconomics. Encycl Phys Sci Technol Third Ed 2002.

[5] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal design & optimization, Nueva York: John Wiley & Sons; 1996.

[6] Kotas TJ. The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Florida: Krieger Publishing Company; 1985.

[7] Lazzaretto A, Tsatsaronis G. SPECO: A systematic and general methodology for calculating efficiencies and costs in thermal systems. Energy 2006;31:1257-89.

[8] Cohce MK, Dincer I, Rosen MA. Thermodynamic analysis of hydrogen production from biomass gasification. Int J Hydrogen Energ 2010;35:4970-80.

[9] Gasol CM, Gabarrell X, Anton A, Rigola M, Carrasco J, Ciria P, Rieradevall J. LCA of poplar bioenergy system compared with *Brassica carinata* energy crop and natural gas in regional scenario. Biomass Bioenerg 2009;33:119-29.

[10] Fan J, Kalnes TN, Alward M, Klinger J, Sadehvandi A, Shonnard DR. Life cycle assessment of electricity generation using fast pyrolisis bio-oil. Renew Energ 2011;36:632-41.

[11] Iribarren D, Peters J, Dufour J. Life cycle assessment of bio-oil production and upgrading to yield blending components for transportation fuels. Fuel 2012; 97:812-21.

[12] Frischknecht R, Jungbluth N, Althaus HJ, Doka G, Heck T, Hellweg S, *et al*. Overview and methodology, ecoinvent report no. 1, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[13] Doka G. Life Cycle inventories of waste treatment services, ecoinvent report no.13, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[14] Althaus HJ, Chudacoff M, Hischier R, Jungbluth N, Osses M, Primas A. Life cycle inventories of chemicals, ecoinvent report no. 8, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[15] Dones R, Bauer C, Bolliger R, Burger B, Faist-Emmengger M, Frischknecht R, *et al*. Life cycle inventories of energy systems: results for current systems in Switzerland and other UCTE countries, ecoinvent report no. 5, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[16] UNE-EN ISO 14040:2006. Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida. Principios y marco de referencia. Ginebra: International Organization for Standardization; 2006.

[17] UNE-EN ISO 14044:2006. Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida. Requisitos y directrices. Ginebra: International Organization for Standardization; 2006.

[18] Guinée JB, Gorrée M, Heijungs R, Huppes G, Kleijn R, de Koning A, *et al*. Life cycle assessment – An operational guide to the ISO standards, Leiden: Centre of Environmental Science; 2001.

[19] VDI. VDI guideline 4600: Cumulative energy demand (KEA) – Terms, definitions, methods of calculation, Düsseldorf: Verein Deutscher Ingenieure; 2012.

[20] Goedkoop M, Oele M, Leijting J, Ponsioen T, Meijer E. Introduction to LCA with SimaPro. Amersfoort: PRé Consultants; 2013.

[21] Corti A, Lombardi L. Biomass integrated gasification combined cycle with reduced $CO_2$ emissions: performance analysis and life cycle assesment (LCA). Energy 2004;29:2109-24.

[22] González-García S, Iribarren D, Susmozas A, Dufour J, Murphy RJ. Life cycle assessment of two alternative bioenergy systems involving *Salix* spp. biomass: bioethanol production and power generation. Appl Energ 2012;95:111-22.

[23] Iribarren D, Susmozas A, Sanz A. Contrasting the life-cycle performance of conventional and alternative diesel fuels. En: Silva C, Rivera A, editores. Diesel fuels – Characteristics, performances and environmental impacts. Nueva York: Nova; 2013.

[24] Red Eléctrica de España. El sistema eléctrico español 2013, Madrid: REE; 2014.

[25] Dufour J, Serrano DP, Gálvez JL, González A, Soria E, Fierro LG. Life cycle assessment of alternatives for hydrogen production from renewable and fossil sources. Int J Hydrogen Energ 2012;37:1173-83.

[26] Sinnott R, Towler G. Diseño en ingeniería química, Barcelona: Editorial Reverté; 2012.

[27] Spath P, Aden A, Eggeman T, Ringer M, Wallace B, Jechura J. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier. Technical Report NREL/TP-510-37408, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[28] Ng KS, Sadhukhan J. Techo-economic performance analysis of bio-oil based Fischer-Tropsch and CHP synthesis platform. Biomass Bioenerg 2011;35:3218-34.

[29] Tolosana E, Martínez Ferrari R, Laina R, Ambrosio Y, Garoz L, Guinea J, *et al*. Manual de buenas prácticas para el aprovechamiento integrado de biomasa en choperas, Madrid: Fundación Centro de Servicios y Promoción Forestal y de su Industria de Castilla y León (Cesefor); 2008.

[30] SENDECO$_2$. La bolsa de CO$_2$. Último acceso 7 marzo 2015 http://www.sendeco2.com.

# CAPÍTULO 6.
# ANÁLISIS DEL SISTEMA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

## 6.1 Simulación del proceso de producción de hidrógeno

### 6.1.1 Descripción del sistema

En la Figura 6.1 se muestra el diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno a partir del gas de síntesis obtenido mediante gasificación de biomasa. Este proceso se puede dividir en tres secciones: la sección de gasificación, la de producción de hidrógeno y la de generación de electricidad. En este apartado se describen las dos últimas secciones ya que la sección de gasificación es la detallada en el Capítulo 4.

En este caso de estudio, teniendo en cuenta la presión requerida para la purificación del hidrógeno (28 bar) y las pérdidas de carga producidas a lo largo del proceso, la presión a la que se comprime el gas de síntesis es de 30 bar. El gas de síntesis que sale de la sección de gasificación se somete a la reacción de WGS. Para que se produzca dicha reacción, el gas de síntesis se mezcla con el vapor necesario para ajustar la relación $CO/H_2O_v$ a 1/3. Esta reacción se lleva a cabo en dos reactores en serie, el primero de alta temperatura (350 ºC) para vencer las limitaciones cinéticas, el cual utiliza un catalizador basado en Fe-Cr, seguido de otro de baja temperatura (200 ºC) con un catalizador de Cu-Zn para vencer las limitaciones termodinámicas. Debido a que la reacción de WGS es exotérmica, el gas de síntesis a la salida del reactor de WGS de alta temperatura se introduce en un cambiador, donde se ajusta la temperatura a 200 ºC. Previamente a la reacción de WGS, el gas de síntesis se mezcla con el vapor necesario para que se produzca dicha reacción.

A la salida del reactor de WGS de baja temperatura, el gas de síntesis se enfría a 40 ºC, condensando de esta forma gran parte del agua que contiene. A continuación, el $H_2$ se separa del resto de componentes (CO, $CO_2$, $CH_4$ y otros hidrocarburos ligeros) mediante una unidad de PSA (40 ºC y 28 bar) con una eficiencia del 85 % [1]. La pureza del $H_2$ obtenido es del 99,99 % vol.

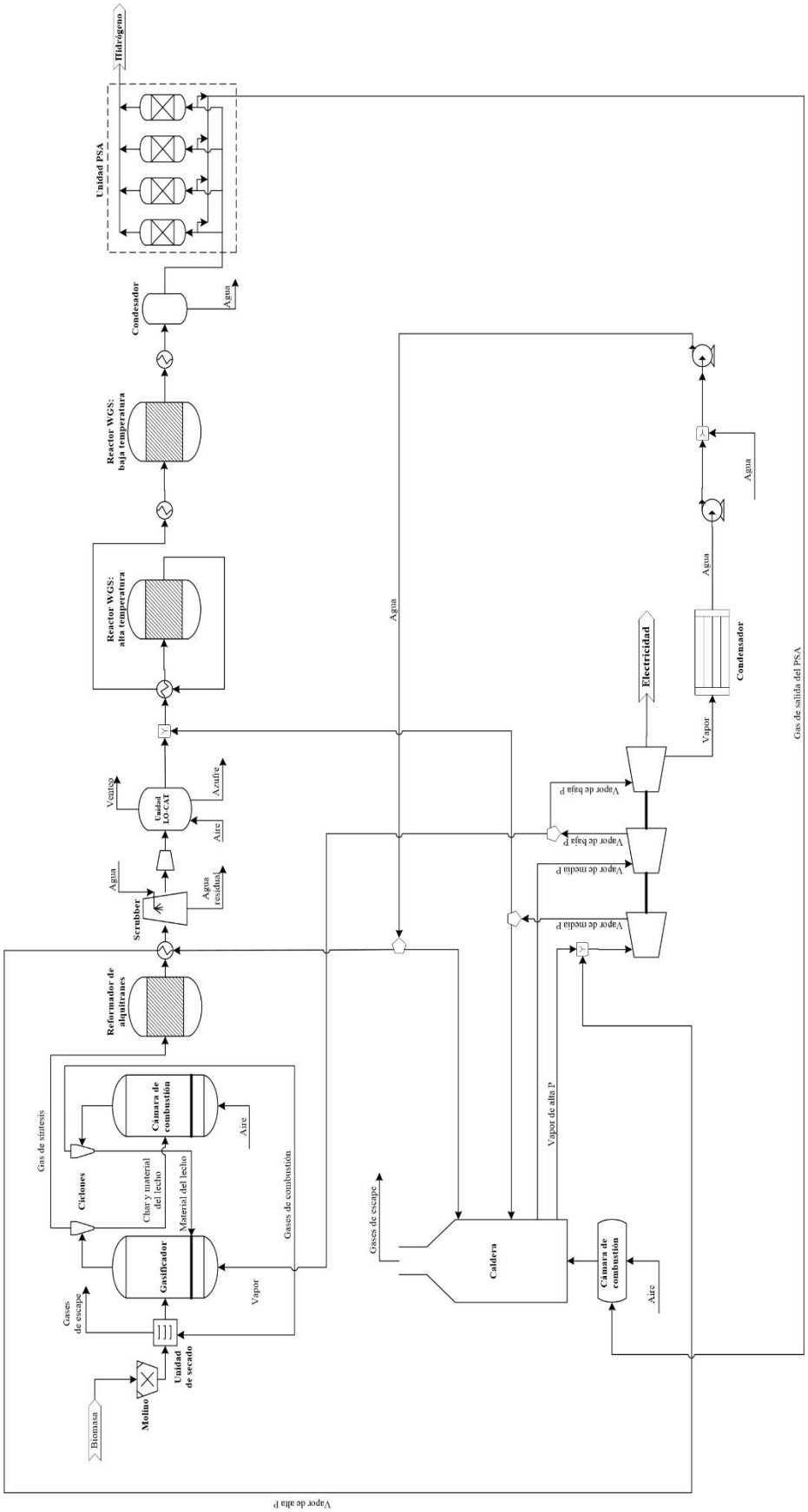



**Figura 6.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de producción de $H_2$ mediante gasificación de biomasa.**

Finalmente, el gas de escape (*off-gas*) de la unidad PSA (formado principalmente por $H_2$, $CO_2$, $CH_4$ y otros hidrocarburos ligeros) se envía a la sección de generación de electricidad, donde se produce la necesaria para que la planta sea energéticamente autosuficiente, generando además un excedente eléctrico. Esta sección consta de una caldera de gas y una turbina de vapor (tres niveles de presión: 80/30/2 bar). A diferencia del proceso BIGCC, este sistema no incluye una turbina de gas ya que el incremento de potencia asociado no permitiría rentabilizar la inversión. En esta sección, en primer lugar, el gas procedente del PSA se quema en la caldera de gas (700 ºC y 1,2 bar) produciendo vapor de alta presión (680 ºC y 25 bar). Este vapor se mezcla con el generado en la sección de gasificación (enfriamiento del gas de síntesis) y, a continuación, se envía a la zona de alta presión de la turbina, donde se expande hasta 30 bar. El vapor de media presión se extrae de la turbina, y parte se envía al reactor de WGS y el resto se recalienta en la caldera de gas. El vapor de media presión recalentado se introduce en la zona de presión intermedia de la turbina, donde se expande hasta 2 bar. A la salida de la zona de media presión, parte del vapor se extrae y se envía al gasificador. El resto del vapor se introduce en la zona de baja presión de la turbina, expandiéndose hasta 0,1 bar. Finalmente, a la salida de la zona de baja presión de la turbina, el vapor se condensa y se comprime, enviándose parte del agua a la caldera de gas y parte a la sección de gasificación para enfriar el gas de síntesis.

### 6.1.2 Simulación del sistema

En este apartado se describe la simulación de las secciones de producción de hidrógeno y de generación de electricidad. La sección de gasificación se modela como se describió en el Apartado 4.3. Al igual que en el caso de estudio anterior, el modelo termodinámico empleado es el RKS-BM. En la Figura 6.2 se muestra el diagrama de simulación del presente caso de estudio.

En la sección de producción de $H_2$, los reactores de WGS se modelan mediante reactores *RGibbs*. En ambos reactores, especificados como adiabáticos, el equilibrio termodinámico se restringe introduciendo en el bloque la reacción de WGS ($CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2$). El gas de síntesis que sale del reactor de alta temperatura se refrigera mediante dos cambiadores de calor en serie. El primero refrigera el gas de salida del reactor mediante intercambio de calor con la corriente de entrada a dicho reactor. El segundo intercambiador refrigera con agua el gas de síntesis hasta la temperatura

requerida para la reacción a baja temperatura (200 ºC). Ambos intercambiadores se simulan mediante bloques *HeatX*. La unidad de PSA se modela mediante un bloque separador (bloque *Sep*), asumiendo una recuperación de $H_2$ del 85 % [2].

En la sección de generación de electricidad, la caldera se modela mediante un reactor *RStoic*, donde se quema el gas de escape de la unidad de PSA, y cuatro cambiadores de calor *HeatX*, que representan las diferentes zonas de la caldera (economizador, evaporador, recalentador y sobrecalentador). El reactor *RStoic* se especifica como adiabático y la temperatura de combustión (700 ºC) se controla variando el caudal de aire de entrada a la caldera. Al igual que en la CRC del caso de estudio de BIGCC (Apartado 5.1.2), la temperatura de operación de cada uno de los bloques *HeatX* depende de los parámetros característicos de la caldera (temperatura del vapor sobrecalentado, *approach temperature* y *pinch point)*. La turbina de vapor y el condensador se modelan de forma similar a la detallada en el proceso BIGCC (Apartado 5.1.2). La turbina de vapor se simula mediante tres bloques *Compr* que representan las diferentes zonas de dicha turbina (alta/media/baja presión). Cada uno de estos bloques se especifica con la presión de salida del vapor, 30 bar para el bloque de alta presión, 2 bar para el de media y 0,1 bar para el de baja. Las eficiencias isoentrópica y mecánica especificadas son del 90 y 94 %, respectivamente. El condensador del vapor a la salida de la turbina se modela con un cambiador de calor *HeatX*, especificando una fracción de vapor a la salida del equipo igual a cero (líquido saturado).

La Tabla 6.1 muestra los principales bloques de simulación empleados en las secciones de producción de $H_2$ y generación de electricidad, así como las condiciones de operación especificadas.

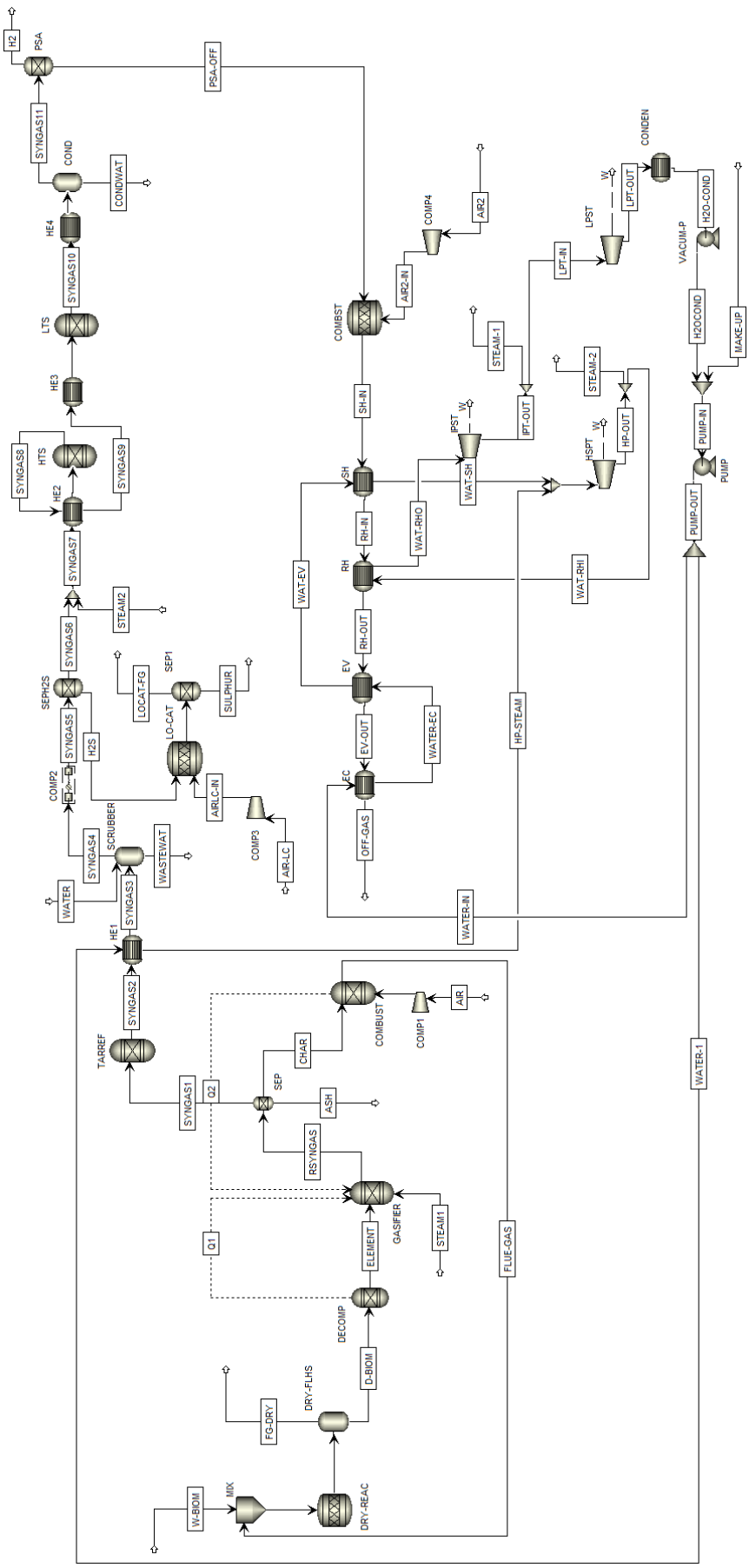



**Figura 6.2. Diagrama de simulación del proceso de producción de $H_2$ basado en gasificación de biomasa.**

**Tabla 6.1. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de producción de $H_2$ mediante gasificación de biomasa.**

| Unidad de operación | Bloque de Aspen Plus® | Condiciones de operación |
|---|---|---|
| Reactores WGS | | |
| WGS alta temperatura | RGibbs | Q = 0; P = 29,5 bar |
| WGS baja temperatura | RGibbs | Q = 0; P = 28,7 bar |
| PSA | Sep | Recuperación ($H_2$) = 85 % |
| Caldera | | |
| Cámara de combustión | RStoic | Q = 0; P = 2 bar |
| Economizador | Heat X | $T_{H2OL,\ out}$ = 285 ºC; P = 80 bar |
| Evaporador | HeatX | Fracción vapor = 1; P = 80 bar |
| Recalentador | HeatX | $T_{H2Ov,\ out}$ = 518 ºC; P = 30 bar |
| Sobrecalentador | HeatX | $T_{H2Ov,\ out}$ = 680 ºC; P = 80 bar |
| Turbina de vapor | | |
| Zona alta presión | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 30 bar |
| Zona presión intermedia | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 2 bar |
| Zona baja presión | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 0,1 bar |
| Condensador | HeatX | Fracción vapor = 0; P = 0,1 bar |

Con el proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa se producen 54,57 kg de $H_2$ (pureza del 99,99 % vol) y un excedente eléctrico de 73 kWh por cada tonelada de biomasa seca alimentada. Los resultados obtenidos en la simulación se detallan en el Anexo A.2.

## 6.2 Análisis exergético

### 6.2.1 Introducción al caso de estudio

Análogamente al Apartado 5.2.1, el objetivo de este apartado es evaluar la eficiencia exergética del proceso de producción de hidrógeno, así como determinar los principales focos de destrucción de exergía. Se lleva a cabo tanto el análisis exergético global como el análisis por componentes. En la Figura 6.3 se muestra el diagrama del sistema considerado en el análisis exergético. El proceso se divide en cuatro secciones: gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (Sección GB), acondicionamiento del gas de síntesis (Sección AGS), WGS y purificación de hidrógeno (Sección WGS-PH) y producción de electricidad (Sección PE).

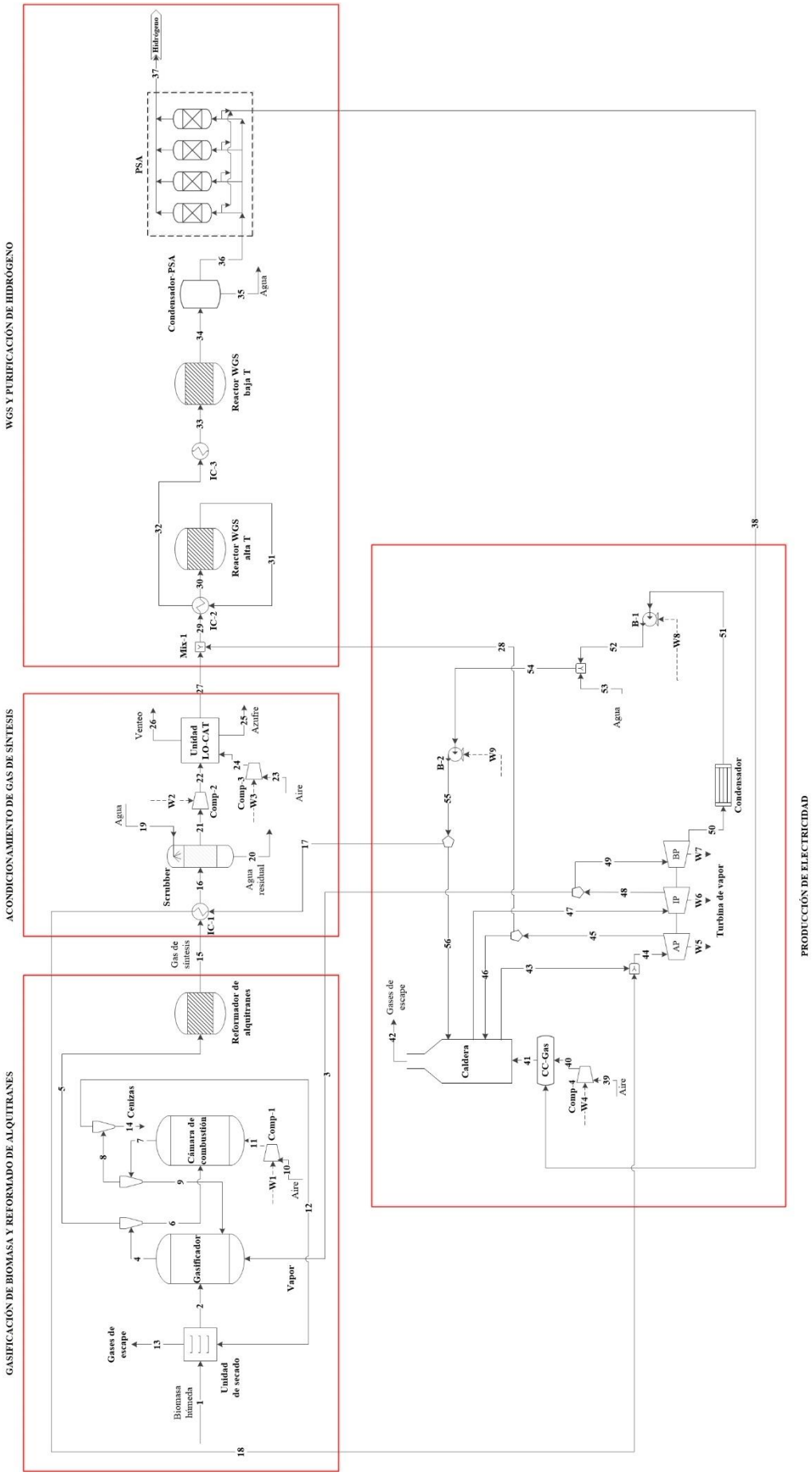



**Figura 6.3. Diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa para el análisis exergético.**

En la Tabla 6.2 se muestran las exergías química ($\dot{E}^Q$), física ($\dot{E}^F$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes de proceso utilizadas para realizar el análisis exergético. Al igual que en el Capítulo 5, la temperatura y presión de referencia son 25 ºC y 1 atm, el parámetro $W_i$ indica la exergía de las corrientes de trabajo del sistema y los datos necesarios (composiciones, entropías, entalpías, etc.) para el cálculo de la exergía de cada una de las corrientes del proceso se obtienen de la simulación del proceso en Aspen Plus®.

**Tabla 6.2. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa.**

| Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) | Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0,00 | 451,82 | 451,82 | 34 | 17,13 | 273,45 | 290,58 |
| 2 | 2,52 | 461,92 | 464,44 | 35 | $3,37\cdot10^{-2}$ | $3,94\cdot10^{-1}$ | $4,27\cdot10^{-1}$ |
| 3 | 4,53 | 4,53 | 9,06 | 36 | 10,90 | 271,68 | 282,58 |
| 4 | 767,56 | 467,13 | 1.234,69 | 37 | 5,24 | 147,94 | 153,18 |
| 5 | 28,94 | 285,15 | 314,09 | 38 | $3,21\cdot10^{-1}$ | 125,23 | 125,55 |
| 6 | 738,62 | 181,98 | 920,60 | 39 | 0,00 | $6,38\cdot10^{-1}$ | $6,38\cdot10^{-1}$ |
| 7 | 858,64 | 5,45 | 864,09 | 40 | 6,55 | $6,38\cdot10^{-1}$ | 7,19 |
| 8 | 44,12 | 5,45 | 49,58 | 41 | 63,06 | 7,56 | 70,61 |
| 9 | 814,52 | 0,00 | 814,52 | 42 | 4,52 | 7,56 | 12,07 |
| 10 | 0,00 | $2,90\cdot10^{-1}$ | $2,90\cdot10^{-1}$ | 43 | 46,23 | 15,61 | 61,83 |
| 11 | 3,47 | $2,90\cdot10^{-1}$ | 3,76 | 44 | 62,59 | 21,14 | 83,73 |
| 12 | 44,12 | 5,45 | 49,57 | 45 | 48,31 | 21,14 | 69,45 |
| 13 | 8,57 | 11,52 | 20,09 | 46 | 34,18 | 14,96 | 49,14 |
| 14 | $3,42\cdot10^{-3}$ | 0,00 | $3,42\cdot10^{-3}$ | 47 | 34,27 | 14,96 | 49,22 |
| 15 | 24,54 | 286,52 | 311,05 | 48 | 14,36 | 14,96 | 29,31 |
| 16 | 1,88 | 286,52 | 288,40 | 49 | 9,67 | 10,07 | 19,75 |
| 17 | $9,12\cdot10^{-2}$ | $5,24\cdot10^{-1}$ | $6,15\cdot10^{-1}$ | 50 | $6,75\cdot10^{-1}$ | 10,07 | 10,75 |
| 18 | 16,37 | 5,53 | 21,90 | 51 | $5,37\cdot10^{-2}$ | $9,54\cdot10^{-1}$ | 1,01 |
| 19 | 0,00 | 5,86 | 5,86 | 52 | $5,56\cdot10^{-2}$ | $9,54\cdot10^{-1}$ | 1,01 |
| 20 | $9,86\cdot10^{-1}$ | 14,38 | 15,36 | 53 | 0,00 | 1,05 | 1,05 |
| 21 | 1,73 | 276,35 | 278,08 | 54 | $2,72\cdot10^{-2}$ | 2,00 | 2,03 |
| 22 | 9,30 | 275,53 | 284,83 | 55 | $3,49\cdot10^{-1}$ | 2,00 | 2,35 |
| 23 | 0,00 | $7,79\cdot10^{-5}$ | $7,79\cdot10^{-5}$ | 56 | $2,58\cdot10^{-1}$ | 1,48 | 1,74 |
| 24 | $2,88\cdot10^{-4}$ | $7,79\cdot10^{-5}$ | $3,66\cdot10^{-4}$ | $W_1$ | - | - | 5,06 |
| 25 | $3,98\cdot10^{-6}$ | $1,29\cdot10^{-1}$ | $1,29\cdot10^{-1}$ | $W_2$ | - | - | 16,28 |
| 26 | $1,12\cdot10^{-5}$ | $1,15\cdot10^{-3}$ | $1,16\cdot10^{-3}$ | $W_3$ | - | - | $3,91\cdot10^{-4}$ |
| 27 | 9,30 | 275,36 | 284,66 | $W_4$ | - | - | 8,61 |
| 28 | 14,13 | 6,18 | 20,31 | $W_5$ | - | - | 13,70 |
| 29 | 17,39 | 278,72 | 296,11 | $W_6$ | - | - | 18,52 |
| 30 | 21,05 | 278,72 | 299,77 | $W_7$ | - | - | 8,30 |
| 31 | 24,36 | 274,76 | 299,11 | $W_8$ | - | - | $2,61\cdot10^{-3}$ |
| 32 | 20,07 | 274,76 | 294,83 | $W_9$ | - | - | $4,34\cdot10^{-1}$ |
| 33 | 16,45 | 274,76 | 291,21 | | | | |

### 6.2.2 Análisis exergético global

La Figura 6.4 muestra los límites del sistema tenidos en cuenta, el número entre paréntesis indica el número de corriente de acuerdo a la Figura 6.3. La corriente "electricidad" se refiere a la electricidad neta producida, es decir, la total producida menos la consumida por la propia planta.

**Figura 6.4. Límites del sistema de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa para el análisis exergético.**

Para realizar el análisis exergético global del sistema, en primer lugar se calculan la exergía del combustible ($\dot{E}_C$), la exergía del producto ($\dot{E}_P$) y la exergía asociada a corrientes residuales del proceso ($\dot{E}_{res,tot}$). A partir de dichas exergías, se calcula la eficiencia exergética (ε) y la exergía destruida ($\dot{E}_D$) siguiendo la metodología recogida en el Capítulo 3. En este caso de estudio, desde un punto de vista global, la exergía del combustible está formada por la exergía de las corrientes de entrada al mismo, es decir, las corrientes de biomasa, agua y aire (Figura 6.4). La exergía del producto está constituida por la exergía del hidrógeno y la electricidad neta. Por último, la exergía asociada a corrientes residuales está constituida por las corrientes de gases de escape, cenizas, venteo, agua residual y azufre mostradas en la Figura 6.4.

La Tabla 6.3 muestra los resultados del análisis exergético global. Se puede observar que la planta presenta una eficiencia exergética del 35,53 %. Este resultado está en línea con el mostrado en estudios similares de producción de hidrógeno basados en gasificación de biomasa [2,3]. Sin embargo, este valor es inferior al asociado a la producción de hidrógeno mediante gasificación de carbón (49 %) [4,5].

Se pierden 248,24 MW (aproximadamente un 54 % de la exergía del combustible) debido a la destrucción exergética que se da en los equipos de la planta, y 48,09 MW (10,5 % de la exergía del combustible) se pierden debido a las corrientes residuales.

**Tabla 6.3. Resultados del análisis exergético global del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa.**

| | Sistema global |
|---|---|
| **Exergía combustible, $\dot{E}_C$ (MW)** | 459,65 |
| **Exergía producto, $\dot{E}_P$ (MW)** | 166,32 |
| **Exergía corrientes residuales, $\dot{E}_{res,tot}$ (MW)** | 48,09 |
| **Exergía destruida, $\dot{E}_D$ (MW)** | 248,24 |
| **Eficiencia exergética, ε (%)** | 35,53 |

Además, se determina la contribución a las pérdidas exergéticas de las secciones en las que se divide la planta. En la Tabla 6.4 se muestran las corrientes que constituyen las exergías de combustible, de producto y de corrientes residuales del proceso para cada una de las secciones. La Tabla 6.5 muestra los resultados estos parámetros exergéticos así como la eficiencia exergética (ε), la destrucción exergética ($\dot{E}_D$), el ratio de destrucción exergética ($y_{D,i}$) y la contribución a la destrucción exergética ($z_{D,i}$) de cada una de las secciones de la planta. La sección de producción de electricidad y la sección de gasificación de biomasa y reformado de alquitranes son las que presentan menor eficiencia exergética con unos valores de 41,22 % y 66,72 %, respectivamente.

**Tabla 6.4. Cálculo de las exergías de combustible ($\dot{E}_C$), de producto ($\dot{E}_P$) y de corrientes residuales ($\dot{E}_{res,tot}$) de las secciones del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Sección | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ | $\dot{E}_{res,tot}$ |
|---|---|---|---|
| GB | $\dot{E}_1 + \dot{E}_3 + \dot{E}_{10} + W_1$ | $\dot{E}_{15}$ | $\dot{E}_{13} + \dot{E}_{14}$ |
| AGS | $\dot{E}_{15} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{23} + W_2 + W_3$ | $\dot{E}_{18} + \dot{E}_{27}$ | $\dot{E}_{20} + \dot{E}_{25} + \dot{E}_{26}$ |
| WGS-PH | $\dot{E}_{27} + \dot{E}_{28}$ | $\dot{E}_{37} + \dot{E}_{38}$ | $\dot{E}_{35}$ |
| PE | $\dot{E}_{18} + \dot{E}_{38} + \dot{E}_{39} + \dot{E}_{53}$ | $\sum_{i=5}^{7} W_i - W_4 - W_8 - W_9 + \dot{E}_3 + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{28}$ | $\dot{E}_{42}$ |

**Tabla 6.5. Resultados del análisis exergético por secciones del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| | Sección GB | Sección AGS | Sección WGS-PH | Sección PE |
|---|---|---|---|---|
| $\dot{E}_C$ (MW) | 466,22 | 333,80 | 304,97 | 149,13 |
| $\dot{E}_P$ (MW) | 311,05 | 306,56 | 278,72 | 61,46 |
| $\dot{E}_{res,tot}$ (MW) | 20,10 | 15,49 | $4{,}27 \cdot 10^{-1}$ | 12,07 |
| $\dot{E}_D$ (MW) | 135,07 | 11,75 | 25,82 | 75,59 |
| ε (%) | 66,72 | 91,84 | 91,39 | 41,22 |
| $y_{D,i}$ (%) | 29,39 | 2,56 | 5,62 | 16,45 |
| $z_{D,i}$ (%) | 54,42 | 4,73 | 10,40 | 30,45 |

La Figura 6.5 muestra la contribución a la destrucción exergética asociada a cada una de las secciones del proceso. Al igual que en el proceso BIGCC (Capítulo 5), las secciones de gasificación y reformado de alquitranes y la de producción de electricidad son las que más contribuyen a la destrucción exergética.

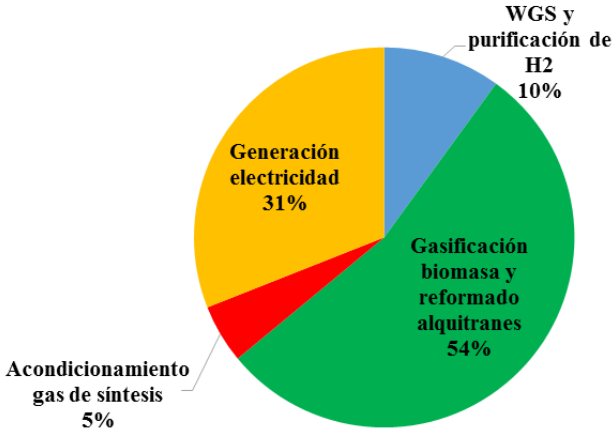



**Figura 6.5. Contribución a la destrucción exergética de las diferentes secciones del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

### 6.2.3 Análisis exergético a nivel de componente

De forma similar al Apartado 5.2.3, en primer lugar se calculan las exergías del combustible ($\dot{E}_C$) y del producto ($\dot{E}_P$) de cada uno de los componentes de la planta mediante balances exergéticos de cada uno de ellos [6-8]. La Tabla 6.6 muestra los balances de cada uno de los componentes del proceso. Los balances de los equipos de la sección de gasificación y reformado de alquitranes y los de la de acondicionamiento del gas de síntesis son idénticos a los mostrados para el proceso de BIGCC (Capítulo 5), ya que son secciones en común a ambos procesos. La Tabla 6.7 muestra los resultados de

los balances exergéticos de cada uno de los componentes, así como la destrucción de exergía ($\dot{E}_D$), la eficiencia exergética ($\varepsilon$), y el ratio de destrucción exergética ($y_{D,i}$) asociados a cada componente.

**Tabla 6.6. Balances exergéticos de los componentes del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Componente | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ |
|---|---|---|
| Unidad de secado | $\dot{E}_{12}$-$\dot{E}_{13}$ | $\dot{E}_2$-$\dot{E}_1$ |
| Gasificador | $\dot{E}_2$+$\dot{E}_3$+$\dot{E}_{11}$-$\dot{E}_{14}$ | $\dot{E}_5$+$\dot{E}_{12}$ |
| Reformador de alquitranes | $\dot{E}_5$-$\dot{E}^F_{15}$ | $\dot{E}^Q_{15}$ |
| Compresor Comp-1 | $W_1$ | $\dot{E}^F_{11}$-$\dot{E}^F_{10}$ |
| Intercambiador IC-1 | $\dot{E}_{15}$-$\dot{E}_{16}$ | $\dot{E}_{18}$-$\dot{E}_{17}$ |
| Scrubber | $\dot{E}_{16}$+$\dot{E}_{19}$-$\dot{E}_{20}$ | $\dot{E}_{21}$ |
| Compresor Comp-2 | $W_2$ | $\dot{E}^F_{22}$-$\dot{E}^F_{21}$ |
| Unidad LO-CAT | $\dot{E}_{22}$+$\dot{E}_{24}$-$\dot{E}_{25}$-$\dot{E}_{26}$ | $\dot{E}_{27}$ |
| Compresor Comp-3 | $W_3$ | $\dot{E}^F_{24}$-$\dot{E}^F_{23}$ |
| Mezclador Mix-1 | $\dot{E}_{27}$-$\dot{E}_{28}$ | $\dot{E}_{29}$ |
| Intercambiador IC-2 | $\dot{E}^F_{31}$-$\dot{E}^F_{32}$ | $\dot{E}^F_{30}$-$\dot{E}^F_{29}$ |
| Reactor WGS alta T | $\dot{E}^Q_{30}$ | $\dot{E}_{31}$-$\dot{E}^F_{30}$ |
| Intercambiador IC-3 | Componente disipativo: $\dot{E}_D = \dot{E}_{32}$-$\dot{E}_{33}$ | |
| Reactor WGS baja T | $\dot{E}^Q_{33}$ | $\dot{E}_{34}$-$\dot{E}^F_{33}$ |
| Condensador-PSA | $\dot{E}_{34}$-$\dot{E}_{35}$ | $\dot{E}_{36}$ |
| PSA | $\dot{E}_{36}$ | $\dot{E}_{37}$+$\dot{E}_{38}$ |
| CC-Gas | $\dot{E}_{38}$ | $\dot{E}_{41}$-$\dot{E}_{40}$ |
| Caldera | $\dot{E}_{41}$-$\dot{E}_{42}$ | $\dot{E}^F_{43}$+$\dot{E}^F_{47}$-$\dot{E}^F_{46}$-$\dot{E}^F_{56}$ |
| Compresor Comp-4 | $W_4$ | $\dot{E}^F_{40}$-$\dot{E}^F_{39}$ |
| Turbina vapor | | |
| Zona AP | $\dot{E}^F_{44}$-$\dot{E}^F_{45}$ | $W_5$ |
| Zona IP | $\dot{E}^F_{47}$-$\dot{E}^F_{48}$ | $W_6$ |
| Zona BP | $\dot{E}^F_{49}$-$\dot{E}^F_{50}$ | $W_7$ |
| Condensador | Componente disipativo: $\dot{E}_D = \dot{E}^F_{50}$-$\dot{E}^F_{51}$ | |
| Bomba B-1 | $W_8$ | $\dot{E}^F_{52}$-$\dot{E}^F_{51}$ |
| Bomba B-2 | $W_9$ | $\dot{E}^F_{55}$-$\dot{E}^F_{54}$ |

**Tabla 6.7. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa.**

| Componente | $\dot{E}_C$ (MW) | $\dot{E}_P$ (MW) | $\dot{E}_D$ (MW) | ε (%) | $y_{D,i}$ (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| Unidad de secado | 29,48 | 12,62 | 16,85 | 42,83 | 3,67 |
| Gasificador | 477,26 | 363,66 | 113,60 | 76,20 | 24,71 |
| Reform. alquitranes | 289,55 | 286,52 | 3,03 | 98,95 | $6,60\cdot10^{-1}$ |
| Compresor Comp-1 | 5,06 | 3,47 | 1,59 | 68,60 | $3,46\cdot10^{-1}$ |
| Intercambiador IC-1 | 22,65 | 21,28 | 1,37 | 93,94 | $2,99\cdot10^{-1}$ |
| Scrubber | 278,89 | 278,08 | $8,09\cdot10^{-1}$ | 99,71 | $1,76\cdot10^{-1}$ |
| Compresor Comp-2 | 16,28 | 6,75 | 9,53 | 41,45 | 2,07 |
| Unidad LO-CAT | 284,70 | 284,66 | $3,88\cdot10^{-2}$ | 99,99 | $8,44\cdot10^{-3}$ |
| Compresor Comp-3 | $3,91\cdot10^{-4}$ | $2,88\cdot10^{-4}$ | $1,03\cdot10^{-4}$ | 73,68 | $2,24\cdot10^{-5}$ |
| Mezclador Mix-1 | 304,97 | 296,11 | 8,87 | 97,09 | 1,93 |
| Intercambiador IC-2 | 4,29 | 3,66 | $6,26\cdot10^{-1}$ | 85,39 | $1,36\cdot10^{-1}$ |
| Reactor WGS alta T | 278,72 | 278,07 | $6,55\cdot10^{-1}$ | 99,76 | $1,43\cdot10^{-1}$ |
| Intercambiador IC-3 | Disipativo | | 3,62 | - | $7,87\cdot10^{-1}$ |
| Reactor WGS baja T | 274,76 | 274,13 | $6,30\cdot10^{-1}$ | 99,77 | $1,37\cdot10^{-1}$ |
| Condensador-PSA | 290,15 | 282,58 | 7,57 | 97,39 | 1,65 |
| PSA | 282,58 | 278,72 | 3,86 | 98,63 | $8,39\cdot10^{-1}$ |
| CC-Gas | 125,55 | 63,43 | 62,12 | 50,52 | 13,51 |
| Caldera | 58,54 | 46,05 | 12,49 | 78,67 | 2,72 |
| Compresor Comp-4 | 8,61 | 6,55 | 2,06 | 76,08 | $4,48\cdot10^{-1}$ |
| Turbina vapor | | | | | |
| Zona AP | 14,28 | 13,70 | $5,81\cdot10^{-1}$ | 95,93 | $1,26\cdot10^{-1}$ |
| Zona IP | 19,91 | 18,52 | 1,39 | 93,03 | $3,02\cdot10^{-1}$ |
| Zona BP | 9,00 | 8,30 | $7,00\cdot10^{-1}$ | 92,23 | $1,52\cdot10^{-1}$ |
| Condensador | Disipativo | | $6,21\cdot10^{-1}$ | - | $1,35\cdot10^{-1}$ |
| Bomba B-1 | $2,61\cdot10^{-3}$ | $1,86\cdot10^{-3}$ | $7,50\cdot10^{-4}$ | 71,26 | $1,63\cdot10^{-4}$ |
| Bomba B-2 | $4,34\cdot10^{-1}$ | $3,22\cdot10^{-1}$ | $1,12\cdot10^{-1}$ | 74,21 | $2,43\cdot10^{-1}$ |

La Figura 6.6 muestra la eficiencia exergética por componente. Se puede observar que el equipo Comp-2 (sección de gasificación) y la unidad de secado presentan las eficiencias más bajas de toda la planta con unos porcentajes del 41,45 % y del 42,83 %, respectivamente. Estos resultados son similares a los obtenidos para dichos componentes en el proceso BIGCC (Capítulo 5), ya que las secciones de gasificación y de acondicionamiento del gas de síntesis son idénticas. Por este mismo motivo, la eficiencia del gasificador obtenida también es similar. En este proceso, la cámara de combustión de la caldera de gas también muestra una eficiencia bastante baja (50,52 %).

Al igual que en el proceso BIGCC, el reformador de alquitranes, el *Scrubber* y la Unidad LO-CAT presentan unas eficiencias exergéticas cercanas al 100 % debido a que se han modelado suponiendo que se trata de equipos ideales y exentos de pérdidas de calor. En este caso de estudio, los reactores de WGS también presentan eficiencias próximas al 100 % ya que en su simulación se ha supuesto que la reacción de WGS alcanza el equilibrio. La eficiencia del resto de componentes de la planta BIGCC se encuentra dentro de los rangos de valores habituales [7].

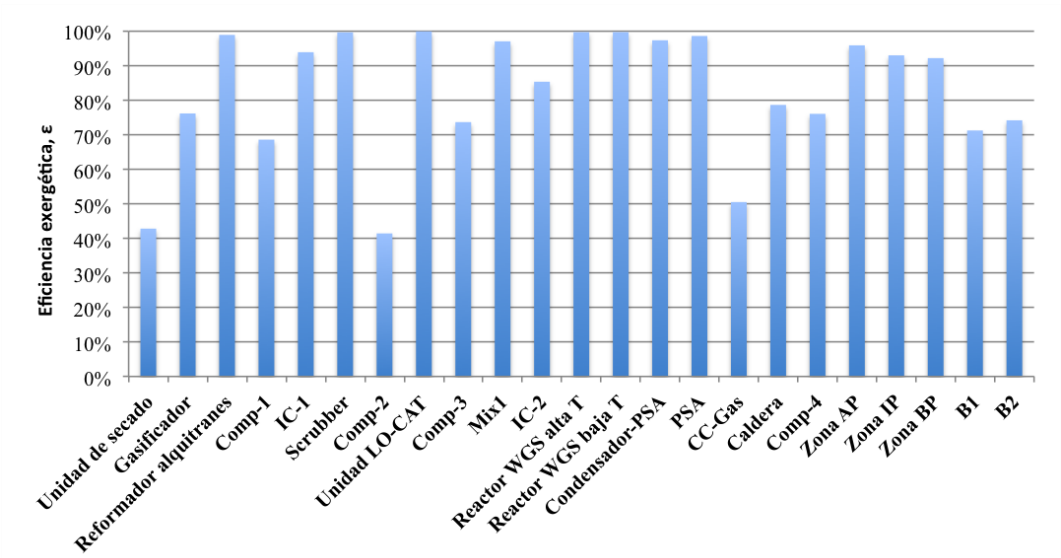



**Figura 6.6. Eficiencia exergética por componente del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

La Figura 6.7 muestra la contribución de cada uno de los equipos a la destrucción total de exergía. Se observa que el mayor foco de destrucción de exergía es el gasificador, con un porcentaje de contribución a la destrucción de exergía del 45 %. Esto equivale a que se destruye en este equipo un 25 % de la exergía del combustible que entra a la planta. El siguiente equipo con mayor contribución es la cámara de combustión de la caldera de gas (CC-Gas), con un porcentaje del 25 %, lo que supone un 14 % de la exergía del combustible. La elevada destrucción de exergía en estos equipos se debe principalmente a las irreversibilidades asociadas a las reacciones químicas que se dan en el proceso de gasificación y en la caldera de gas. El resto de componentes presenta una contribución a la destrucción exergética menor del 7 %.

Al igual que en el proceso BIGCC, las medidas para reducir la destrucción de exergía y aumentar la eficiencia exergética de la planta de producción de hidrógeno deberían centrarse principalmente en el gasificador, como reducir la temperatura de operación,

optimizar la presión de operación y el desarrollo de materiales catalíticos para utilizarlos como material de lecho.

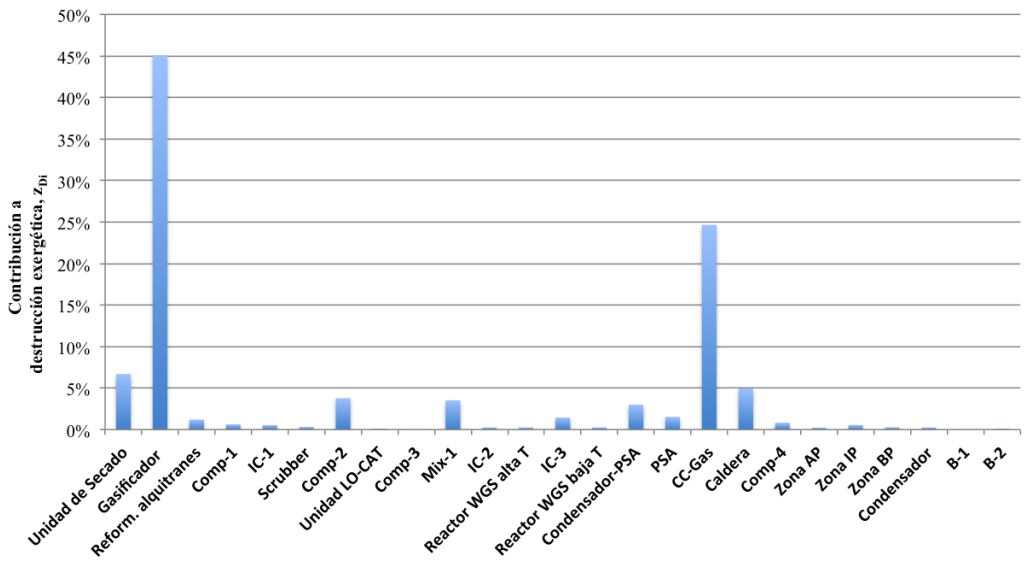



**Figura 6.7. Contribución a la destrucción exergética por componente del proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa.**

## 6.3 Evaluación ambiental

### 6.3.1 Objetivos y alcance

Los principales objetivos de esta sección son:

- Evaluar el comportamiento ambiental y energético del sistema de producción de hidrógeno mediante gasificación de chopo (biohidrógeno) con una perspectiva de ciclo de vida.
- Comparar el perfil ambiental del biohidrógeno producido con el del hidrógeno convencional obtenido mediante reformado con vapor de gas natural (*Steam Methane Reforming*, SMR). Se selecciona este sistema de referencia ya que, en la actualidad, es el principal proceso de producción de hidrógeno [8].

La función del sistema evaluado es la producción de hidrógeno con una pureza del 99,9 % vol. La unidad funcional seleccionada es 1 kg de hidrógeno producido en planta. En la Figura 6.8 se muestran los límites del sistema establecidos.

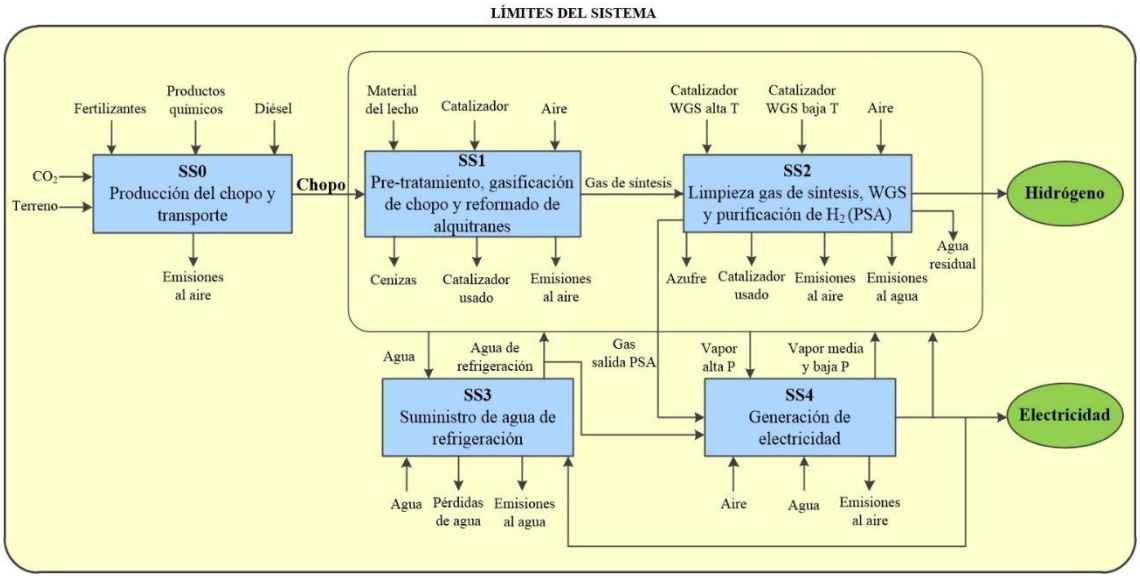



**Figura 6.8. Diagrama simplificado del sistema de biohidrógeno para el estudio de ACV.**

Se definen un total de cinco subsistemas: producción y transporte de chopo (SS0), pre-tratamiento, gasificación del chopo y reformado de alquitranes (SS1), limpieza del gas de síntesis, WGS y purificación de hidrógeno (SS2), suministro de agua de refrigeración (SS3) y generación de electricidad (SS4). Los subsistemas SS1-SS4 conforman la planta de producción de biohidrógeno descrita anteriormente (Apartado 6.1.1). Al igual que en el Capítulo 5, el análisis se realiza siguiendo una perspectiva *cradle to gate*, que incluye desde el cultivo de la biomasa hasta la obtención del hidrógeno, y no se incluyen los bienes de capital. En la Figura 6.8 se observa que se obtienen dos productos, biohidrógeno como producto principal y electricidad como coproducto (sistema multifuncional), siendo la planta energéticamente autosuficiente.

### 6.3.2 Adquisición de datos

Los principales datos de inventario del sistema, desde el pre-tratamiento de la biomasa hasta la obtención del $H_2$, se han obtenido mediante la simulación del mismo en Aspen Plus® (Capítulo 4 y Apartado 6.1). La Tabla 6.8 presenta los principales datos de inventario del sistema. Al igual que anteriormente, los datos asociados a la fase de producción del chopo se toman de bibliografía científica específica [10,11], la distancia asumida de transporte en camión es de 80 km y los datos secundarios (gestión de residuos y producción de compuestos químicos y energéticos) se toman de la base de datos ecoinvent® [12].

**Tabla 6.8. Principales datos de inventario para la producción de hidrógeno a partir de gasificación de chopo (UF: 1 kg de hidrógeno).**

| ENTRADAS | | SALIDAS | |
|---|---|---|---|
| **Desde la tecnosfera** | | **Productos** | |
| Chopo (de SS0 a SS1) | 36,65 kg | Hidrógeno | 1,00 kg |
| Transporte del chopo (SS0) | 2,93 t·km | Electricidad | 1,34 kWh |
| Óxido de magnesio (SS1) | $6{,}98\cdot10^{-4}$ kg | **Residuos a tratamiento** | |
| Olivino (SS1) | $5{,}43\cdot10^{-1}$ kg | Cenizas a vertedero (SS1) | $4{,}95\cdot10^{-1}$ kg |
| Catalizador reformado (SS1) | $5{,}98\cdot10^{-3}$ kg | Catalizador a vertedero (SS1) | $5{,}98\cdot10^{-3}$ kg |
| Catalizador WGS alta T (SS2) | $5{,}98\cdot10^{-4}$ kg | Azufre a vertedero (SS1) | $5{,}39\cdot10^{-3}$ kg |
| Catalizador WGS baja T (SS2) | $5{,}00\cdot10^{-4}$ kg | Catalizador HTS a vertedero (SS2) | $5{,}98\cdot10^{-4}$ kg |
| Agua (SS3) | 36,11 kg | Catalizador LTS a vertedero (SS2) | $5{,}00\cdot10^{-4}$ kg |
| Agua (SS4) | 16,61 kg | Agua a planta de tratamiento (SS2) | 4,28 kg |
| **Desde la naturaleza** | | **Emisiones al aire** | |
| Aire (SS1) | 52,43 kg | $O_2$ (SS1) | 1,59 kg |
| Aire (SS2) | $1{,}38\cdot10^{-2}$ kg | $N_2$ (SS1) | 40,22 kg |
| Aire (SS4) | 113,53 kg | $H_2O$ (SS1) | 17,38 kg |
| | | $CO_2$ (SS1) | 12,71 kg |
| | | $NO_2$ (SS1) | $4{,}53\cdot10^{-5}$ kg |
| | | $O_2$ (SS2) | $5{,}38\cdot10^{-4}$ kg |
| | | $N_2$ (SS2) | $1{,}06\cdot10^{-2}$ kg |
| | | $H_2O$ (SS2) | $3{,}03\cdot10^{-3}$ kg |
| | | $H_2O$ (SS3) | 31,50 kg |
| | | $O_2$ (SS4) | 19,59 kg |
| | | $N_2$ (SS4) | 87,16 kg |
| | | $H_2O$ (SS4) | 4,44 kg |
| | | $CO_2$ (SS4) | 20,50 kg |
| | | $NO_2$ (SS4) | $8{,}71\cdot10^{-3}$ kg |
| | | **Emisiones al agua** | |
| | | Agua residual (SS2) | 6,24 kg |
| | | Agua residual (SS3) | 4,61 kg |

El proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación de biomasa es un sistema multifuncional ya que, además de hidrógeno (producto principal), produce un excedente eléctrico (coproducto). Para distribuir los datos del inventario de ciclo de vida y las cargas ambientales entre los diferentes productos, se sigue un enfoque de asignación basado en el contenido energético de cada uno de ellos. La asignación energética es un enfoque útil cuando se hace frente a productos energéticos de diferente naturaleza. En base al Poder Calorífico Inferior (PCI) del hidrógeno (120 $MJ\cdot kg^{-1}$), el contenido

energético del hidrógeno producido es 120 MJ·UF$^{-1}$. De acuerdo a éste y a la electricidad producida (4,82 MJ·UF$^{-1}$), los porcentajes de asignación del hidrógeno y de la electricidad son 96,1 % y 3,9 %, respectivamente.

### 6.3.3 Caracterización ambiental del sistema de biohidrógeno

En línea con el estudio realizado en el Capítulo 5, las categorías de impacto evaluadas son las siguientes: ARA, CG, ACO, FOF, CT, Ac, Eu, $DEA_{nr}$ y $DEA_t$ [13,14]. La implementación computacional del inventario se realiza en el software SimaPro 8 [15]. En la Tabla 6.9 se presentan los resultados de caracterización ambiental del sistema de biohidrógeno, de acuerdo a la asignación comentada.

**Tabla 6.9. Resultados de la caracterización ambiental del sistema de biohidrógeno (UF: 1 kg de hidrógeno).**

| Categoría de impacto | Hidrógeno | Electricidad | Total |
|---|---|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $8,35\cdot10^{-3}$ | $3,48\cdot10^{-4}$ | $8,70\cdot10^{-3}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | $4,30\cdot10^{-1}$ | $1,79\cdot10^{-2}$ | $4,48\cdot10^{-1}$ |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $1,58\cdot10^{-7}$ | $6,56\cdot10^{-9}$ | $1,64\cdot10^{-7}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $4,68\cdot10^{-4}$ | $1,95\cdot10^{-5}$ | $4,87\cdot10^{-4}$ |
| CT ($m^2a$) | 13,04 | $5,43\cdot10^{-1}$ | 13,58 |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $1,24\cdot10^{-2}$ | $5,15\cdot10^{-4}$ | $1,29\cdot10^{-2}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$eq) | $2,96\cdot10^{-3}$ | $1,23\cdot10^{-4}$ | $3,08\cdot10^{-3}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 19,02 | $7,93\cdot10^{-1}$ | 19,82 |
| $DEA_t$ (MJ) | 653,45 | 27,23 | 680,68 |

En la Figura 6.9 se muestra la contribución de cada subsistema a los impactos calculados. El subsistema de producción y transporte de biomasa (SS0) domina las categorías de impacto ARA, ACO, CT, $DEA_{nr}$ y $DEA_t$ con porcentajes superiores al 95 %. Además, es el subsistema que más influye en las categorías de Ac y Eu, con unos porcentajes de contribución del 56 % y del 51 %, respectivamente. El SS0 también contribuye de forma significativa a la categoría de FOF con un porcentaje del 45 %. El subsistema de generación de electricidad (SS4) es el que presenta mayor contribución a los impactos de FOF (55 %) y CG, presentando además contribuciones significativas a Eu (37 %) y Ac (34 %). En línea con el proceso de producción de electricidad (Capítulo 5), el subsistema de pre-tratamiento, gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (SS1) presenta una influencia significativa en cuanto a CG. Un aspecto importante a señalar para la categoría de impacto CG, es que el subsistema SS0 genera un impacto

favorable en esta categoría debido a la fijación de $CO_2$ durante el crecimiento de la biomasa. Esto se aprecia en la Figura 6.9, donde se muestra un porcentaje negativo. Sin embargo, como se puede observar en la Tabla 6.9, el valor neto de CG es positivo, por lo que no se puede considerar el hidrógeno producido como un producto libre de emisiones de GEI. El resto de subsistemas (SS2 y SS3) presentan porcentajes de contribución por debajo del 4 %.

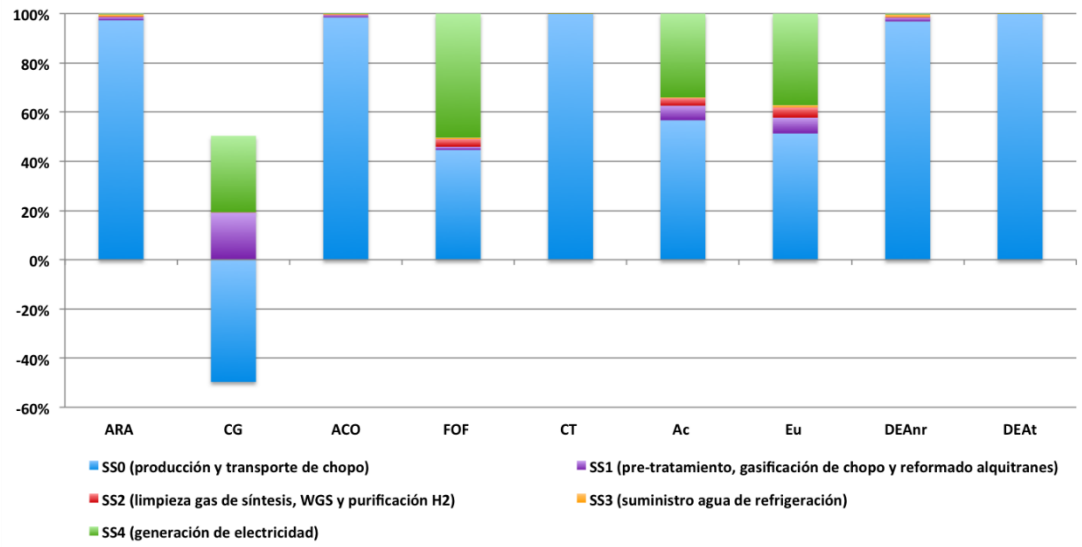



**Figura 6.9. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema de biohidrógeno.**

En la Figura 6.10 se muestran las contribuciones de los principales procesos del sistema de biohidrógeno a las categorías de impacto ambiental. Al igual que en el Capítulo 5, se observa que la producción del chopo es el proceso responsable de la elevada contribución del subsistema SS0 a la categoría de impacto CT, debido al terreno necesario para su plantación. Además, este proceso es también el responsable de la elevada contribución de dicho subsistema a las categorías ARA, ACO, FOF y $DEA_{nr}$, debido principalmente a la demanda de diésel y de fertilizantes fosfatados y nitrogenados; a Ac y Eu, por el uso de dichos fertilizantes; y a $DEA_t$, debido a la elevada demanda de chopo requerida en el proceso, ya que esta categoría también contempla la energía de carácter renovable.

Las emisiones al aire de los subsistemas de pre-tratamiento, gasificación de chopo y reformado de alquitranes (SS1) y de generación de electricidad (SS4) son las responsables de la contribución de dichos subsistemas al CG. Además, las emisiones al aire del subsistema de generación de electricidad son las responsables de la elevada contribución del SS4 a FOF, Ac y Eu (principalmente debido a la emisión de $NO_x$). Por último, el

transporte del chopo presenta porcentajes de contribución superiores al 20 % para las categorías de ARA, ACO y $DEA_{nr}$.

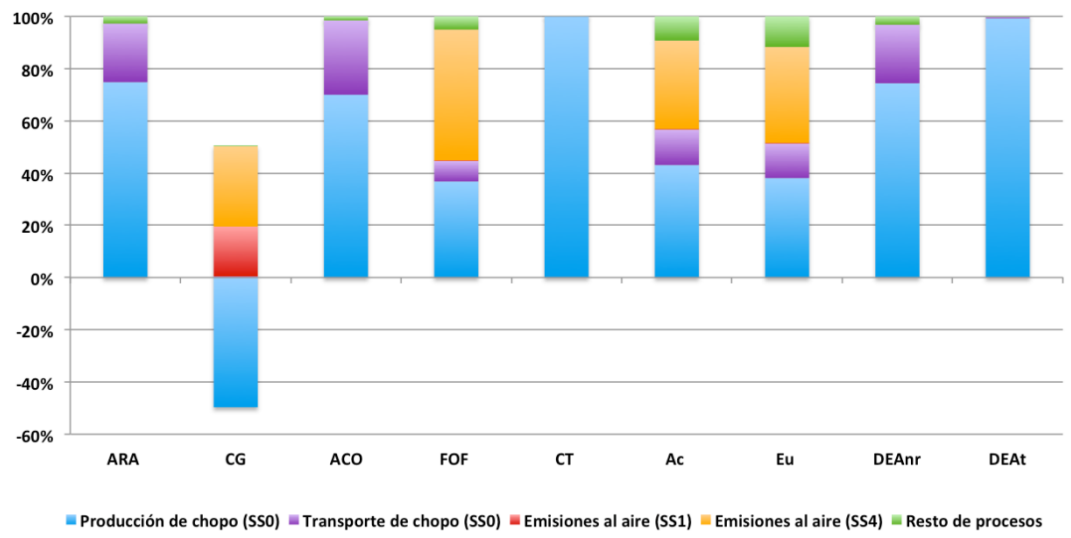



**Figura 6.10. Contribución de los procesos a los impactos ambientales del sistema biohidrógeno.**

Además de la caracterización ambiental, se realiza el balance energético de ciclo de vida del sistema de biohidrógeno en base a la producción energética potencial y al indicador $DEA_{nr}$ recogido en la Tabla 6.9 (19,82 MJ). La producción energética potencial consta de la energía del hidrógeno (en base al PCI, 120 MJ) y la electricidad producida (4,82 MJ), obteniéndose un total de 124,82 MJ. De esta forma, se obtiene un balance energético del ciclo de vida de +105,00 MJ. El valor positivo del balance energético indica un comportamiento prometedor del sistema de producción de hidrógeno basado en gasificación de chopo desde una perspectiva de ciclo de vida. Este resultado esta en línea con el mostrado en otros estudios similares de producción de hidrógeno a partir de gasificación de biomasa [16,17].

### 6.3.4 Comparación frente a hidrógeno convencional

En este apartado se comparan los perfiles ambientales del biohidrógeno producido a partir de gasificación de chopo y del producido mediante el reformado con vapor de gas natural (hidrógeno convencional). Para este último sistema, los principales datos de inventario se obtienen mediante la simulación del proceso en Aspen Plus®. Los datos de obtención del gas natural y de procesos de fondo (gestión de residuos y producción de compuestos químicos y energéticos) se toman de la base de datos ecoinvent® [18-20].

En la Tabla 6.10 se presentan los resultados de caracterización ambiental del sistema convencional de producción de hidrógeno. Dado que en el sistema convencional solo se obtiene hidrógeno como producto, se trata de un sistema unifuncional. Por ello, los impactos asociados al sistema son los mismos que los asociados al producto. Más información sobre la simulación y el ACV del proceso SMR se detalla en los Anexos B y C, respectivamente.

**Tabla 6.10. Resultados de la caracterización ambiental del sistema convencional de producción de hidrógeno (UF: 1 kg de hidrógeno).**

| Categoría de impacto | Hidrógeno |
|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $8{,}91 \cdot 10^{-2}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | 10,56 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $1{,}21 \cdot 10^{-6}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $5{,}18 \cdot 10^{-4}$ |
| CT ($m^2a$) | $8{,}95 \cdot 10^{-3}$ |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $8{,}44 \cdot 10^{-3}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$eq) | $1{,}64 \cdot 10^{-3}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 185,08 |
| $DEA_t$ (MJ) | 186,81 |

En la Figura 6.11 se recoge la comparación ambiental del biohidrógeno y del hidrógeno convencional. La elección del hidrógeno ambientalmente más favorable depende de las categorías de impacto estudiadas. De este modo, el biohidrógeno se presenta como mejor opción en términos de CG, ARA, $DEA_{nr}$, ACO y FOF. Sin embargo, presenta peor comportamiento ambiental que el hidrógeno convencional en las categorías de CT, debido a la elevada demanda de terreno para el cultivo de chopo, y Ac y Eu, debido principalmente al uso de fertilizantes para el cultivo del mismo y a las emisiones directas al aire de la sección de generación de electricidad. El biohidrógeno también presenta peor comportamiento en términos de $DEA_t$, debido a que en esta categoría también se tiene en cuenta la energía renovable y, por tanto, la contenida en la biomasa.

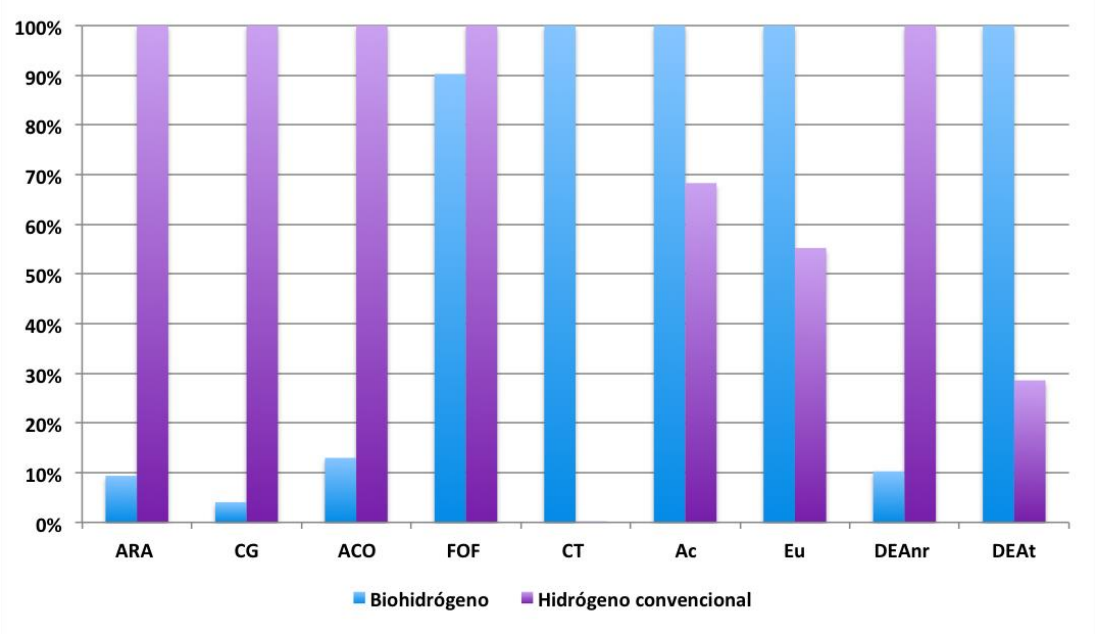



**Figura 6.11. Comparación de los impactos ambientales del biohidrógeno y del hidrógeno convencional.**

El comportamiento energético de ciclo de vida de ambos sistemas de producción de hidrógeno puede evaluarse en base a sus eficiencias energéticas de ciclo de vida. Como se explicó en el Capítulo 5, las eficiencias energética de ciclo de vida se calculan teniendo en cuenta la demanda energética acumulada renovable y no renovable ($DEA_t$). La producción energética potencial del sistema de producción de biohidrógeno, teniendo en cuenta que se produce hidrógeno y electricidad, es de 124,82 MJ. Para el sistema convencional, el único producto del sistema es el hidrógeno y la producción energética es de 120 MJ. La demanda energética total (renovable y no renovable) es de 680,68 MJ y 186,81 MJ para los sistemas de biohidrógeno e hidrógeno convencional, respectivamente. En base a estos valores, se obtiene una eficiencia del 18 % para el sistema de biohidrógeno y del 64 % para el sistema convencional. Esta elevada diferencia en la eficiencia energética de ciclo de vida de ambos sistemas es debida principalmente a la elevada demanda de chopo como materia prima en el sistema de biohidrógeno. Sin embargo, el sistema convencional presenta un elevado consumo de combustibles fósiles, dando lugar a un índice de renovabilidad (1 %) muy inferior al obtenido para el sistema de biohidrógeno (97 %).

Desde una perspectiva ambiental y energética de ciclo de vida, el hidrógeno producido a partir de gasificación de chopo puede considerarse una alternativa prometedora al hidrógeno convencional producido mediante SMR. Este hidrógeno presenta mejores resultados en la mayoría de categorías de impactos estudiadas,

destacando las bajas emisiones de gases de efecto invernadero y la reducida demanda de energía no renovable. Sin embargo, en base a la baja eficiencia del proceso, las acciones de mejora del proceso deberían perseguir tanto la minimización de la demanda de biomasa como la mejora de la fase de producción de la misma.

## 6.4 Análisis económico

### 6.4.1 Estimación del coste de adquisición de equipos

Al igual que en el Apartado 5.4.2, el coste de los equipos pertenecientes a las secciones de pre-tratamiento de biomasa, gasificación de biomasa y reformado de alquitranes, la unidad LO-CAT de desulfuración y la turbina de vapor de la sección de generación de electricidad se estiman mediante la regla de Williams. Además, en este proceso, la unidad PSA para la purificación de hidrógeno se estima con este mismo método.

En la Tabla 6.11 se muestra el coste y la capacidad de los sistemas de referencia utilizados en la regla de Williams y la fuente bibliográfica en la que se recogen. El exponente de Williams considerado en todos los casos es 0,7 [21].

**Tabla 6.11. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en la regla de Williams para el proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Sistema de referencia | Capacidad | Unidad de capacidad | Coste (€ 2014) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| Pre-tratamiento biomasa | 2.000 | t biomasa seca·día$^{-1}$ | 11.498.800 | [1] |
| Gasificación biomasa y reformado de alquitranes | 109.368 | kg gas de síntesis·h$^{-1}$ | 10.005.100 | [1] |
| Unidad LO-CAT | 5,63 | t corriente residual·día$^{-1}$ | 1.507.600 | [1] |
| Unidad PSA | 155,24 | t $H_2$ puro·día$^{-1}$ | 7.319.900 | [1] |
| Turbina vapor | 12,3 | MW | 5.854.600 | [22] |

Para la estimación del coste de los compresores, las bombas y la caldera de gas para la producción de vapor se emplean las correlaciones recogidas en el Apartado 3.5.2. El coste de los reactores de WGS de alta y baja temperatura se estiman mediante las correlaciones asociadas a los recipientes. La primera carga del catalizador de ambos reactores se incluye en el coste de los equipos con objetivo de amortizarla. Para estimar la cantidad de catalizador requerido, primero se calcula el volumen de catalizador mediante el caudal volumétrico de gas de síntesis y la velocidad espacial (caudal

volumétrico de los reactivos entre volumen de catalizador). A continuación, se calcula la masa de catalizador mediante la densidad del mismo. Los datos de coste, densidad y velocidad espacial de los catalizadores de los reactores de WGS de alta y baja temperatura se toman de bibliografía científica [23] y se muestran en la Tabla 6.12. La Tabla 6.13 recoge el coste de todos los equipos que conforman la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.

**Tabla 6.12. Coste, densidad y velocidad espacial para el cálculo de la cantidad de catalizador de los reactores de WGS.**

| Catalizador | Velocidad espacial ($h^{-1}$) | Densidad ($kg \cdot m^{-3}$) | Coste (€ 2014·$kg^{-1}$) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| WGS alta T (Fe-Cr) | 3.000 | 1.220 | 13,93 | [23] |
| WGS baja T (Cu-Zn) | 4.000 | 1.360 | 13,93 | [23] |

**Tabla 6.13. Coste de adquisición de los equipos de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Componente | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Pre-tratamiento de la biomasa | 11.498.800 |
| Gasificación de biomasa | 11.171.600 |
| Reformado de alquitranes | Incluido en gasificación de biomasa |
| Compresor Comp-1 | Incluido en gasificación de biomasa |
| Intercambiador IC-1 | Incluido en gasificación de biomasa |
| Scrubber | Incluido en gasificación de biomasa |
| Compresor Comp-2 | 4.032.800 |
| Unidad LO-CAT | 115.200 |
| Compresor Comp-3 | 191.700 |
| Intercambiador IC-2 | 70.800 |
| Reactor WGS alta T | 301.800 |
| Intercambiador IC-3 | 42.500 |
| Reactor WGS baja T | 233.800 |
| Condensador-PSA | Incluido en unidad PSA |
| Unidad PSA | 5.720.100 |
| Caldera | 3.001.500 |
| Compresor Comp-4 | 1.971.900 |
| Turbina vapor | 13.488.100 |

**Tabla 6.13. Coste de adquisición de los equipos de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa (continuación).**

| Componente | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Condensador | Incluido en la turbina de vapor |
| Bomba B-1 | 43.200 |
| Bomba B-2 | 313.600 |
| Catalizador WGS alta T | 845.800 |
| Catalizador WGS baja T | 707.200 |
| **E** | **53.750.300** |

### 6.4.2 Estimación del coste total de la inversión

En la Tabla 6.14 se desglosa el coste total de la inversión (TIC, *Total Investment Cost*) calculado para la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.

**Tabla 6.14. Coste total de la inversión de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Concepto | Expresión | Coste (€ 2014) |
|---|---|---|
| Equipos (E) | E | 53.750.300 |
| Materiales (M) | 60 %·E | 32.250.200 |
| Obra civil y edificios | 28 %·M | 9.030.100 |
| Obra metalúrgica | 45 %·M | 14.512.600 |
| Instrumentación | 10 %·M | 3.225.000 |
| Electricidad | 10 %·M | 3.225.000 |
| Aislamiento | 5 %·M | 1.612.500 |
| Pintura | 2 %·M | 645.000 |
| Ingeniería de detalle (ID) | 20 %·(E + M) | 17.200.100 |
| Construcción (C) | 60 %·(E + M) | 51.600.300 |
| Supervisión de la construcción (SC) | 10 %·(E + M) | 8.600.000 |
| **ISBL** | **E + M + ID + C + SC** | 163.400.900 |
| Servicios auxiliares (SA) | 4 %·ISBL | 6.536.000 |
| Interconexiones (Int) | 8 %·ISBL | 13.072.100 |
| Gastos puesta en marcha (PEM) | 4 %·ISBL | 6.536.000 |
| **OSBL** | **SA + Int + PEM** | 26.144.100 |
| **Imprevistos (I)** | **10 %·(ISBL + SA + Int)** | 18.300.900 |
| **TIC** | **ISBL + OSBL + I** | **207.846.000** |

### 6.4.3 Estimación de los costes fijos y variables

Al igual que en la planta BIGCC, los costes fijos incluyen los gastos salariales, los seguros y la amortización. Para estimar los gastos salariales se asumen tres operarios por turno, 4,2 turnos y un salario anual individual de 40.000 euros. Los gastos anuales para el seguro y la amortización se consideran un 1 % y un 10 % del coste total de la inversión (TIC), respectivamente.

Los costes variables incluyen la biomasa empleada como materia prima (astillas de chopo) y el agua de refrigeración. Al igual que la planta BIGCC, la electricidad y el vapor necesarios para el proceso son producidos en la propia planta. El coste del agua de refrigeración (0,03 €·m$^{-3}$) se obtiene de datos reales de una refinería (comunicación personal). El coste de las astillas de chopo utilizadas como materia prima se toma de bibliografía, con un valor de 0,082 €·kg$^{-1}$ de biomasa en base seca [24]. El tiempo de operación de la planta asumido es de 310 días al año. En la Tabla 6.15 se muestran los costes fijos y variables estimados para la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.

La Figura 6.12 muestra la contribución de los costes fijos y variables a los costes totales anuales de la planta. Al igual que en el proceso BIGCC (Capítulo 5), el coste anual de la biomasa utilizada como materia prima domina los costes anuales (67 %) por delante de la amortización (27 %).

**Tabla 6.15. Costes fijos y variables anuales de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Concepto | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Gastos salariales | 504.000 |
| Seguro | 2.078.500 |
| Amortización | 20.784.600 |
| **Total costes fijos** | 23.367.100 |
| Biomasa | 50.840.000 |
| Agua de refrigeración | 1.558.600 |
| **Total costes variables** | 52.398.600 |
| **Total costes fijos y variables** | **75.765.700** |

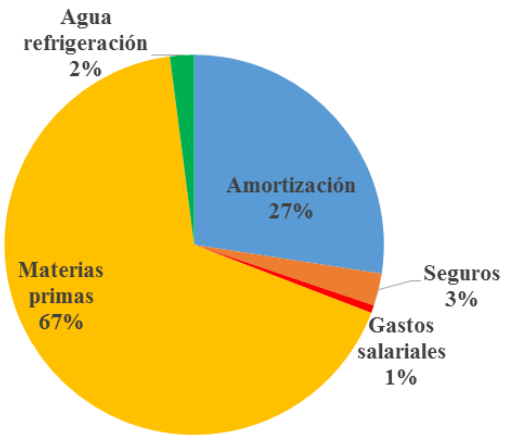



**Figura 6.12. Contribución de los costes fijos y variables a los costes anuales totales de la planta de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

### 6.4.4 Estimación del coste de producción del hidrógeno y la electricidad

En base a los costes fijos y variables anuales de la planta, se calcula el coste de generación de los productos obtenidos. En este caso de estudio, se obtiene hidrógeno como producto principal y electricidad como coproducto. Para calcular el coste de producción asociado a cada uno de ellos se sigue el enfoque de asignación energético empleado anteriormente en el ACV (Apartado 6.3.2). La Tabla 6.16 muestra la cantidad producida de cada uno de los productos, el porcentaje de contribución y el coste asociado a cada uno de los productos.

**Tabla 6.16. Cálculo del coste de generación de los productos del proceso de producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa.**

| Producto | Producción anual | % Contribución | Coste de producción |
|---|---|---|---|
| Hidrógeno | 33.834 t | 96,1 | 2,15 €·kg$^{-1}$ |
| Electricidad | 45.290 MWh | 3,9 | 0,06 €·kWh$^{-1}$ |

En la Tabla 6.16 se observa que el coste de producción del hidrógeno mediante gasificación de biomasa es de 2,15 €·kg$^{-1}$. En el informe realizado por McKinsey & Company [25] se presenta un estudio de la evolución del coste del hidrógeno hasta el año 2050. Para ello, asumen un mix de diferentes tecnologías de producción de hidrógeno (renovables y no renovables) y obtienen un coste del hidrógeno (incluye los costes de producción, transporte y venta) que varía desde aproximadamente 10 €·kg$^{-1}$ en el 2015 hasta 5 €·kg$^{-1}$ a partir del año 2025. Si se comparan estos valores con el coste de producción de hidrógeno obtenido para el proceso de gasificación de biomasa

(2,13 €·kg$^{-1}$), se observa que este último es bastante inferior al asumido por McKinsey & Company para 2025. Aunque en el presente estudio no se tienen en cuenta los costes de transporte y venta del hidrógeno, existe margen para no superar el valor de 5 €·kg$^{-1}$. Además, cabe destacar que el coste obtenido para la electricidad es aproximadamente igual al de la electricidad convencional (Apartado 5.4.5).

Por último, el coste obtenido de producción de hidrógeno se compara con el asociado al proceso convencional de reformado con vapor de gas natural (SMR). Este último es de 1,37 €·kg$^{-1}$ (información detallada del análisis económico del proceso SMR se incluye en el Anexo D), valor notablemente inferior al del hidrógeno derivado de biomasa. Teniendo en cuenta que la gasificación de biomasa para obtención de hidrógeno es un proceso todavía en investigación y que, aunque el coste de producción del hidrógeno es mayor, presenta el mismo orden de magnitud que el de procesos convencionales, se puede concluir que es un proceso prometedor de obtención de hidrógeno. Además, el proceso SMR presenta peor comportamiento en términos de calentamiento global, ya que emite 10,11 kg $CO_{2eq}$·kg$^{-1}$ $H_2$ más que el proceso de gasificación de biomasa. Si se tiene en cuenta el coste de derechos de emisión de $CO_2$, para que el proceso de producción de hidrógeno basado en gasificación fuera económicamente competitivo con el convencional de SMR, el coste de los derechos de emisión de $CO_2$ tendría que alcanzar los 78 €·t$^{-1}$ $CO_2$.

## 6.5 Bibliografía


[1] Spath P, Aden A, Eggeman T, Ringer M, Wallace B, Jechura J. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier. Technical Report NREL/TP-510-37408, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[2] Cohce MK, Dincer I, Rosen MA. Thermodynamic analysis of hydrogen production from biomass gasification. Int J Hydrogen Energ 2010;35:4970-80.

[3] Cohce MK, Rosen MA, Dincer I. Efficiency evaluation of a biomass gasification-based hydrogen production. Int J Hydrogen Energ 2011;36:17: 11388–98.

[4] Stiegel GJ, Ramezan M. Hydrogen from coal gasification: An economical pathway to a sustainable future. Int J Coal Geol 2006;65:173-90.

[5] Rosen MA. Thermodynamic investigation and comparison of selected production processes for hydrogen and hydrogen-derived fuels. Energy 1996;21:1079-94.

[6] Tsatsaronis G, Cziesla F. Thermoeconomics. Encycl Phys Sci Technol Third Ed 2002.

[7] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal design & optimization, Nueva York: John Wiley & Sons; 1996.

[8] Kotas TJ. The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Florida: Krieger Publishing Company; 1985.

[9] Jaber O, Nateref GF, Dincer I. Natural gas usage as a heat source for integrated SMR and thermochemical hydrogen production technologies. Int J Hydrogen Energ 2010;35:8569-79.

[10] Gasol CM, Gabarrell X, Anton A, Rigola M, Carrasco J, Ciria P, Rieradevall J. LCA of poplar bioenergy system compared with *Brassica carinata* energy crop and natural gas in regional scenario. Biomass Bioenerg 2009;33:119-29.

[11] Fan J, Kalnes TN, Alward M, Klinger J, Sadehvandi A, Shonnard DR. Life cycle assessment of electricity generation using fast pyrolisis bio-oil. Renew Energ 2011;36:632-41.

[12] Frischknecht R, Jungbluth N, Althaus HJ, Doka G, Heck T, Hellweg S, *et al.* Overview and methodology, ecoinvent report no. 1, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[13] Guinée JB, Gorrée M, Heijungs R, Huppes G, Kleijn R, de Koning A, *et al*. Life cycle assessment – An operational guide to the ISO standards, Leiden: Centre of Environmental Science; 2001.

[14] VDI. VDI guideline 4600: Cumulative energy demand (KEA) – Terms, definitions, methods of calculation, Düsseldorf: Verein Deutscher Ingenieure; 2012.

[15] Goedkoop M, Oele M, Leijting J, Ponsioen T, Meijer E. Introduction to LCA with SimaPro. Amersfoort: PRé Consultants; 2013.

[16] Koroneos C, Dompros A, Roumbas G. Hydrogen production via biomass gasification – a life cycle assessment approach. Chem Eng Process 2008;47:1261-8.

[17] Iribarren D, Susmozas A, Petrakopoulou F, Dufour J. Environmental and exergetic evaluation of hydrogen production via lignocellulosic biomass gasification. J Clean Prod 2014;69:165-75.

[18] Doka G. Life Cycle inventories of waste treatment services, ecoinvent report no.13, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[19] Althaus HJ, Chudacoff M, Hischier R, Jungbluth N, Osses M, Primas A. Life cycle inventories of chemicals, ecoinvent report no. 8, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[20] Dones R, Bauer C, Bolliger R, Burger B, Faist-Emmengger M, Frischknecht R, *et al*. Life cycle inventories of energy systems: results for current systems in Switzerland and other UCTE countries, ecoinvent report no. 5, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[21] Sinnott R, Towler G. Diseño en ingeniería química, Barcelona: Editorial Reverté; 2012.

[22] Ng KS, Sadhukhan J. Techo-economic performance analysis of bio-oil based Fischer-Tropsch and CHP synthesis platform. Biomass Bioenerg 2011;35:3218-34.

[23] Ratnasamy C, Wagner JP. Water Gas Shift Catalysis. Cataly Rev 2009;51:325-440.

[24] Tolosana E, Martínez Ferrari R, Laina R, Ambrosio Y, Garoz L, Guinea J, *et al*. Manual de buenas prácticas para el aprovechamiento integrado de biomasa en choperas, Madrid: Fundación Centro de Servicios y Promoción Forestal y de su Industria de Castilla y León (Cesefor); 2008.

[25] McKinsey & Company. A portfolio of power-trains for Europe: a fact-based analysis. McKinsey & Company; 2010. Último acceso 7 marzo 2015 <http://ec.europa.eu/research/fch/pdf/a_portfolio_of_power_trains_for_europe_a_fact_based__analysis.pdf>

# CAPÍTULO 7.

# ANÁLISIS DEL SISTEMA DE COPRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLES SINTÉTICOS Y ELECTRICIDAD MEDIANTE EL PROCESO FISCHER-TROPSCH

## 7.1 Simulación del proceso

### 7.1.1 Descripción del sistema

La Figura 7.1 muestra el diagrama de flujo del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. Este proceso se puede dividir en tres secciones: gasificación, proceso Fischer-Tropsch y generación de electricidad. En este caso de estudio, la presión a la que se comprime el gas de síntesis en la sección de gasificación, la cual viene determinada por la presión requerida en el reactor FT (25 bar) y las pérdidas de carga que tienen lugar hasta el mismo, es de 26 bar.

A la salida de la sección de gasificación, el gas de síntesis presenta una elevada concentración de $CO_2$ (24 % mol) por lo que se somete a un proceso para su eliminación [1]. Este proceso se lleva a cabo mediante el contacto del gas de síntesis (45 ºC y 26 bar) con una disolución acuosa de monoetanolamina (MEA) al 20 % en peso (40 ºC y 25 bar) en una columna de absorción, donde se produce la absorción química del $CO_2$, obteniéndose un gas de síntesis con una concentración molar de $CO_2$ de aproximadamente el 3 %. A continuación, la corriente de MEA rica en $CO_2$ que sale de la columna de absorción se calienta a 90 ºC, se expande hasta 2 bar y se introduce en un *stripper*, donde se separa el $CO_2$ absorbido [2-4]. A continuación, la MEA regenerada se mezcla con un aporte de MEA fresca para compensar las pérdidas por evaporación y degradación de la misma. Finalmente, se comprime a 25 bar, se enfría a 40 ºC y se recircula a la columna de absorción. La corriente rica en $CO_2$ se emite a la atmósfera.

El gas de síntesis resultante presenta una relación molar $H_2$/CO de 2,5. Debido a que la relación requerida para la reacción FT es aproximadamente 2 [3], se separa parte del gas de síntesis (21 %) y se envía a una unidad de PSA para separar el $H_2$. El gas residual del PSA se mezcla con el 79 % del gas de síntesis restante, obteniéndose de esta forma la relación molar $H_2$/CO requerida. A continuación, el gas de síntesis se calienta a 200 ºC y se alimenta al reactor FT (220 ºC y 25 bar), donde el $H_2$ y el CO reaccionan dando lugar a una mezcla de hidrocarburos.

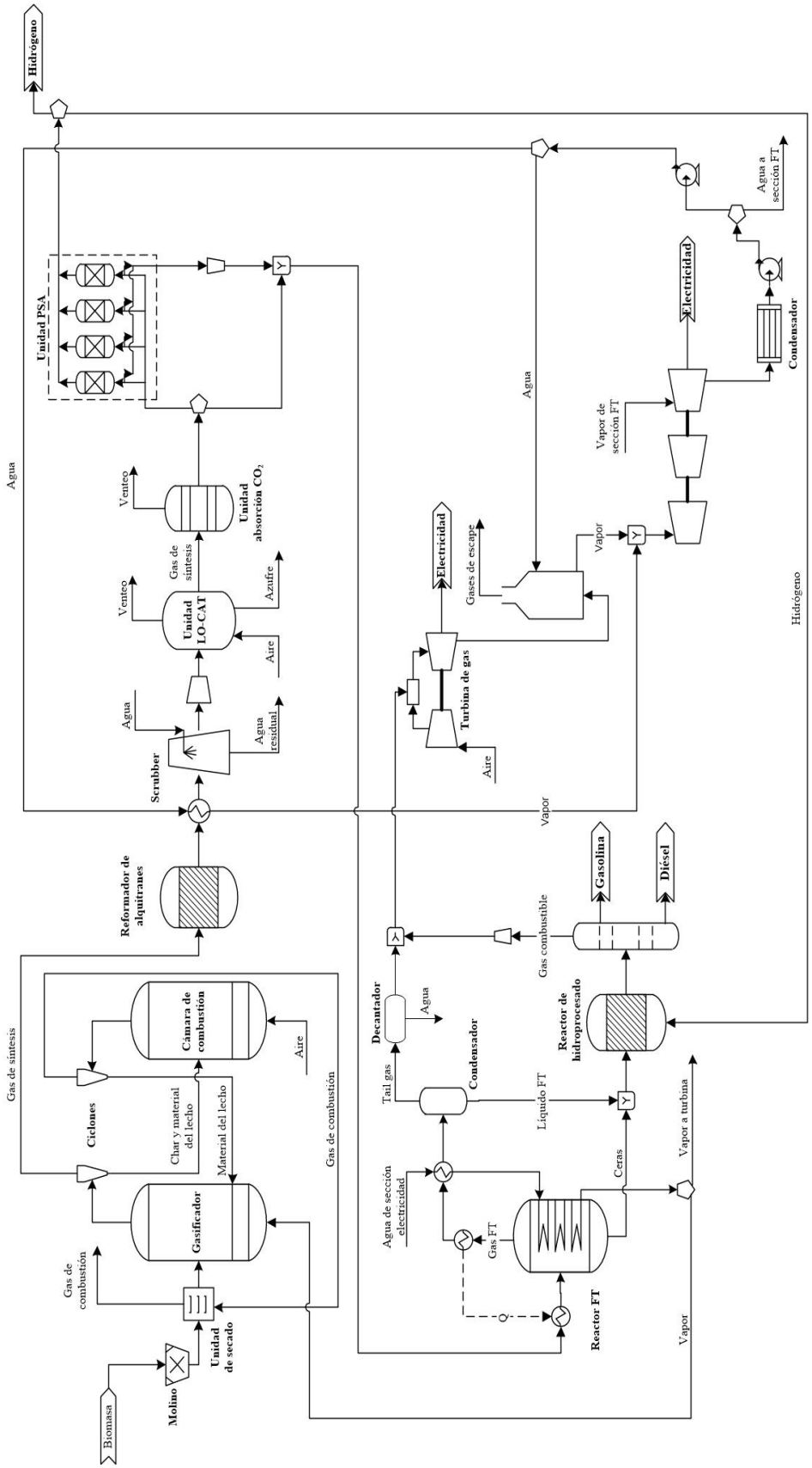



**Figura 7.1. Diagrama de flujo simplificado del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.**

El principal objetivo del proceso seleccionado es la producción de combustibles sintéticos. Por ello, se elige un proceso FT a baja temperatura, ya que este favorece la producción de combustibles líquidos [2]. Los principales tipos de reactores empleados para procesos a baja temperatura son el tubular y el reactor de *slurry*. El reactor tubular está constituido por una gran cantidad de tubos, en los cuales se encuentra el catalizador. La temperatura del reactor se regula haciendo pasar agua por el exterior de los tubos. Este tipo de reactor se trata de una tecnología desarrollada, pero presenta como desventajas la necesidad de parar la planta para sustituir el catalizador y la elevada pérdida de carga. En el reactor de *slurry*, el catalizador se encuentra en suspensión en un líquido (normalmente formado por ceras producidas en el proceso) y el gas de síntesis se burbujea a través del mismo. Este reactor se refrigera mediante un cambiador por el que circula agua. Las principales ventajas del reactor de *slurry* en comparación con el tubular son que no requiere la parada de la planta para la sustitución del catalizador y presenta menor pérdida de carga, lo que supone menores costes de operación y de construcción. Sin embargo, la separación de las ceras del catalizador es compleja [3].

Teniendo en cuenta estas características, el reactor seleccionado es un reactor de *slurry* que opera a 220 ºC y 25 bar y presenta una conversión de CO del 80 % empleando un catalizador basado en Co. El reactor de FT se refrigera con agua, produciendo de esta forma vapor de baja presión (200ºC y 2 bar). A la salida del reactor se obtienen dos corrientes, una líquida formada por ceras ($C_{20+}$) y una gaseosa compuesta por hidrocarburos $C_1$-$C_{20}$ y gas de síntesis no convertido. La corriente gaseosa se enfría a 40 ºC con el objetivo de separar el *tail gas* ($C_1$-$C_4$ y gas de síntesis) de la fracción $C_{5+}$. Esta última fracción se decanta para separar el agua que contiene. En el proceso de enfriamiento de la corriente gaseosa, se produce vapor de baja presión, enviándose parte al gasificador y parte a la sección de generación de electricidad. La corriente de ceras y $C_{5+}$ se introducen en un reactor de hidrocraqueo (118 ºC y 24 bar), donde son transformadas en hidrocarburos dentro del rango de la gasolina y el diésel. El $H_2$ necesario para llevar a cabo este proceso es una fracción de la corriente purificada en la unidad de PSA previa al reactor de FT. A la salida del reactor de hidrocraqueo, la corriente de hidrocarburos se introduce en una columna de destilación, donde se separan tres productos: un combustible gaseoso ($C_1$-$C_4$), gasolina y diésel.

Finalmente, el *tail gas* y el combustible gaseoso se envían a la sección de generación de electricidad, donde se introducen junto con aire en una turbina de gas a 24 bar, donde

se queman a 1.200 ºC y el producto se expande a 1,6 bar, generando 24 MW. A continuación, los gases de escape de la turbina (574 ºC) se utilizan para producir vapor de alta presión (554 ºC y 80 bar) en una CRC de un nivel de presión. El vapor generado en la caldera se mezcla con el producido en la sección de gasificación (enfriamiento del gas de síntesis) y se introduce en el cuerpo de alta presión de una turbina de vapor de tres niveles de presión (80/30/2 bar). Además el vapor generado en la sección FT se introduce en el cuerpo de baja presión de la turbina. De esta forma, se generan 16 MW. El vapor necesario para el *reboiler* de la columna de destilación de la sección de refino y el de la columna de absorción de $CO_2$ se suministran mediante la extracción del mismo de los cuerpos de media y baja presión de la turbina, respectivamente (estas extracciones de vapor no se encuentran reflejadas en la Figura 7.1).

### 7.1.2 Simulación del sistema

En este apartado se describe la simulación de las secciones del proceso FT y la de generación de electricidad. Al igual que en los casos de estudio anteriores, el modelo termodinámico empleado es el RKS-BM. Además de los componentes definidos en el Capítulo 4, se han incluido en este proceso los siguientes compuestos convencionales: hidrocarburos parafínicos del $C_1$ al $C_{20}$ y monoetanolamina (MEA). Además, con el objetivo de simplificar la simulación, las ceras se definen como un compuesto convencional, siendo representadas por un hidrocarburo parafínico de cadena lineal con 30 átomos de carbono ($C_{30}$). En la Figura 7.2 se muestra el diagrama de simulación del proceso.

En la sección del proceso FT, el sistema de absorción de $CO_2$ consta principalmente de dos unidades: una columna de absorción, donde el $CO_2$ es absorbido en la disolución de MEA ($R\text{-}NH_2$), y un *stripper*, donde se regenera dicha disolución. Debido al tipo de reacciones que se dan en el sistema de absorción de $CO_2$ (Ecuaciones 7.1-7.5), se emplea el modelo de propiedades ELECNRTL para modelar dicho sistema [4]. El software Aspen Plus® lleva implementadas estas reacciones y sus constantes de equilibrio.

$$\mathbf{2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-} \qquad \textbf{Ec. 7.1}$$

$$\mathbf{CO_2 + 2H_2O \leftrightarrow HCO_3^- + H_3O^+} \qquad \textbf{Ec. 7.2}$$

$$\mathbf{R\text{-}NH_2 + HCO_3^- \leftrightarrow RNHCOO^- + H_2O} \qquad \textbf{Ec. 7.3}$$

$$\mathbf{R\text{-}NH_2 + H_3O^+ \leftrightarrow R\text{-}NH_3^+ + H_2O} \qquad \textbf{Ec. 7.4}$$

$$\mathbf{HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow CO_3^{2-} + H_3O^+} \qquad \textbf{Ec. 7.5}$$

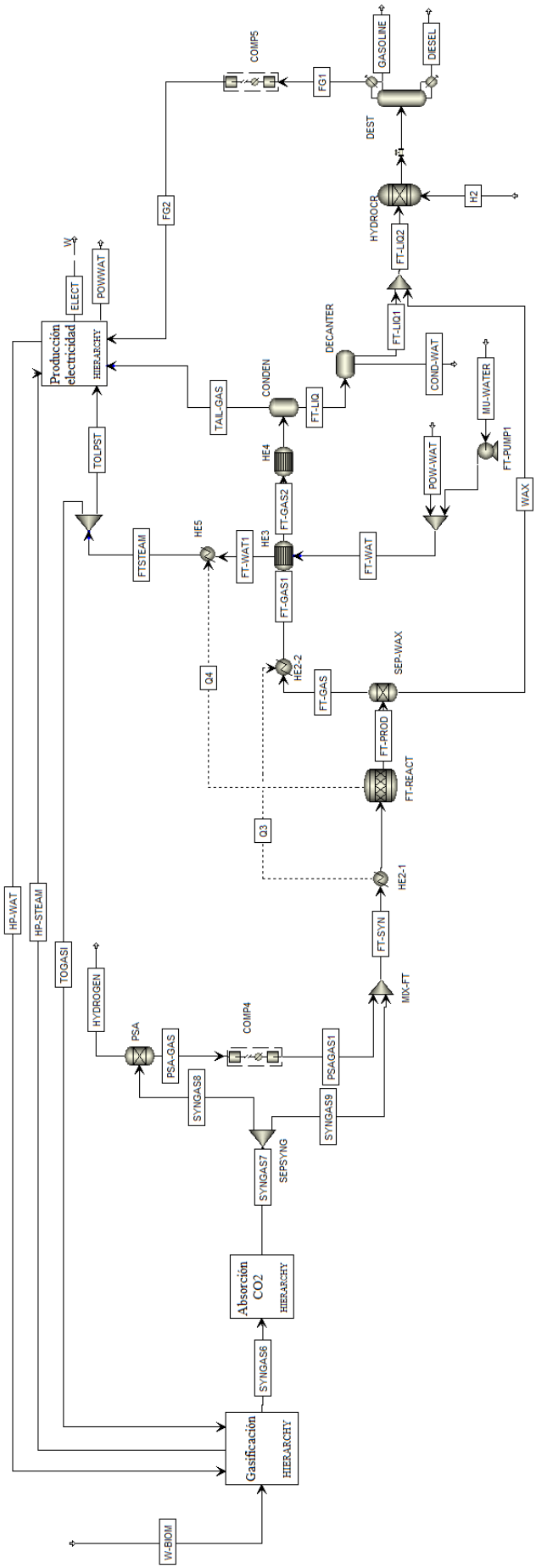



**Figura 7.2. Diagrama de simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.**

En la Figura 7.3 se muestra el diagrama de simulación del sistema de absorción de $CO_2$ con MEA. La columna de absorción se simula con un bloque *RadFrac* con 8 etapas de equilibrio sin condensador ni *reboiler*. En este bloque se especifica una recuperación molar del 90 % de $CO_2$ en la disolución de MEA. Para conseguir este objetivo, Aspen Plus® calcula el caudal de disolución de MEA necesario [4]. El *stripper* se modela con un bloque *RadFrac* con 8 etapas de equilibrio y un *reboiler* tipo *kettle*. En este caso la columna tampoco dispone de condensador. En este bloque se fija la cantidad de $CO_2$ que se separa de la disolución de MEA en un 90 %.

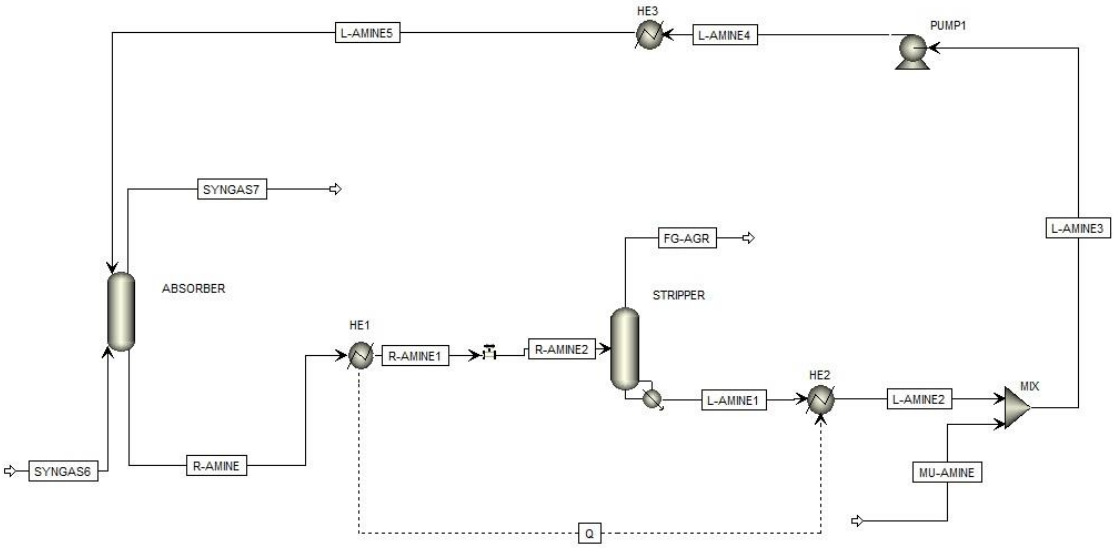



**Figura 7.3. Diagrama de simulación del sistema de absorción de $CO_2$ con MEA.**

Como se explicó en el Apartado 7.1.1, antes de introducir el gas de síntesis en el reactor FT, parte es separado e introducido en una unidad PSA para ajustar la relación $H_2$/CO. Este equipo se modela mediante un bloque separador (bloque *Sep*), asumiendo una recuperación de $H_2$ del 85 %. A continuación, el gas de síntesis se calienta a 200 ºC mediante intercambio de calor con el producto gaseoso del reactor FT. Para simplificar la simulación, este intercambio de calor se modela mediante dos cambiadores *Heater* unidos por una corriente de calor.

El reactor FT se simula mediante un bloque *RStoic*, en el que se implementan las reacciones de producción de parafinas de cadena lineal $C_1$-$C_{20}$ y ceras ($C_{30}$) según la Ec. 7.6.

$$\mathbf{nCO + (2n + 1)H_2 \rightarrow C_nH_{2n+2} + nH_2O} \qquad \textbf{Ec. 7.6}$$

La conversión de cada una de las reacciones se calcula mediante el modelo de distribución de Anderson-Schulz-Flory (ASF) asumiendo una conversión de CO del 80 %. El modelo ASF predice la distribución de productos FT mediante la Ec. 7.7, que supone un crecimiento de cadena ($\alpha$) constante. En la Ec. 7.7, $W_n$ indica la fracción en peso de un producto con *n* atómos de carbono [5,6]. En este caso de estudio, se toma un valor del parámetro $\alpha$ de 0,9 ya que es un valor típico para catalizadores de cobalto [7].

$$\mathbf{W_n = \alpha^{n-1} \cdot (1-\alpha)^2} \qquad \textbf{Ec. 7.7}$$

Las condiciones de operación especificadas para el bloque *RStoic* son 220 ºC y una pérdida de carga de 0,5 bar. Debido a que el proceso es exotérmico, para mantener el reactor en condiciones isotérmicas, éste es refrigerado con agua, produciendo vapor de baja presión. Este intercambio de calor se modela con un bloque *Heater* unido con una corriente de calor al bloque *RStoic*. Del reactor FT se obtienen dos corrientes, una corriente gaseosa formada por hidrocarburos $C_1$-$C_{20}$ y una corriente líquida formada por ceras. Debido a que el bloque *RStoic* sólo presenta la opción de una corriente de salida, se emplea un bloque separador (bloque *Sep*) para separar ambas corrientes. La corriente gaseosa obtenida se introduce en un cambiador con el objetivo de calentar la corriente de gas de síntesis a la entrada del reactor FT. A continuación, esta corriente gaseosa se enfría a 40 ºC mediante dos cambiadores en serie, ambos modelados con bloques *HeatX*. El primer cambiador enfría el producto gaseoso hasta 110 ºC utilizando agua, la cual es utilizada posteriormente para refrigerar el reactor FT. El segundo intercambiador enfría dicho producto gaseoso hasta 40 ºC utilizando agua de refrigeración. A esta temperatura, se produce la condensación de la fracción $C_{5+}$ y el agua, que se separa del *tail gas* utilizando un bloque separador *Flash*. Finalmente, se separa el agua mediante un decantador (bloque *Decanter*) y se envía junto con las ceras al reactor de hidrocraqueo.

El reactor de hidrocraqueo se modela mediante un bloque *RYield* en el que se especifica la distribución de productos: metano, gases licuados de petróleo (GLP, $C_2$-$C_3$), gasolina y diésel. Para simplificar la simulación, los GLP se modelan como propano ($C_3$), la gasolina como octano ($C_8$) y el diésel como hexadecano ($C_{16}$). La fracción másica producida de cada uno de los productos se muestra en la Tabla 7.1 [2]. Este bloque se especifica como adiabático y con una pérdida de carga de 0,5 bar. La columna de destilación donde se separan la fracción de combustibles gaseosos (metano y GLP), la

gasolina y el diésel se modela mediante un bloque *RadFrac* con 10 etapas de equilibrio, condensador parcial y *reboiler* tipo *kettle.*

**Tabla 7.1. Distribución de productos del proceso de hidrocraqueo [2].**

| Producto | % peso |
|---|---|
| Metano | 3,4 |
| GLP | 8,8 |
| Gasolina | 26,1 |
| Diésel | 61,7 |

El combustible gaseoso producido en el proceso FT (metano y GLP) se comprime en un compresor de tres etapas (bloque *MCompr*) hasta 23,7 bar y se envía junto con el *tail gas* a la sección de generación de electricidad. Esta sección consiste en un ciclo combinado, y se modela de forma similar a la detallada en el caso BIGCC (Apartado 5.1.2). En la Figura 7.4 se muestra el diagrama de simulación de esta sección. A diferencia del caso BIGCC, en este caso de estudio la CRC es de un nivel de presión y se modela mediante cuatro cambiadores de calor *HeatX*, representando las diferentes zonas de la caldera (economizador, evaporador, recalentador y sobrecalentador). La temperatura de operación de cada uno de los bloques *HeatX* se selecciona teniendo en cuenta los parámetros característicos de la caldera (temperatura del vapor sobrecalentado, *approach temperature* y *pinch point)* definidos en el Apartado 5.1.2.

La Tabla 7.2 muestra los principales bloques de simulación empleados en las secciones de FT y generación de electricidad, así como las condiciones de operación especificadas.

Mediante el proceso de coproducción de biocombustibles y electricidad basado en gasificación, por cada tonelada de biomasa seca alimentada se producen 21,16 kg de gasolina, 55,24 kg de diésel y se generan 191,63 kWh de electricidad neta. Además, se produce un excedente de $H_2$ de 7,31 kg. Los principales resultados obtenidos en la simulación se detallan en el Anexo A.3.

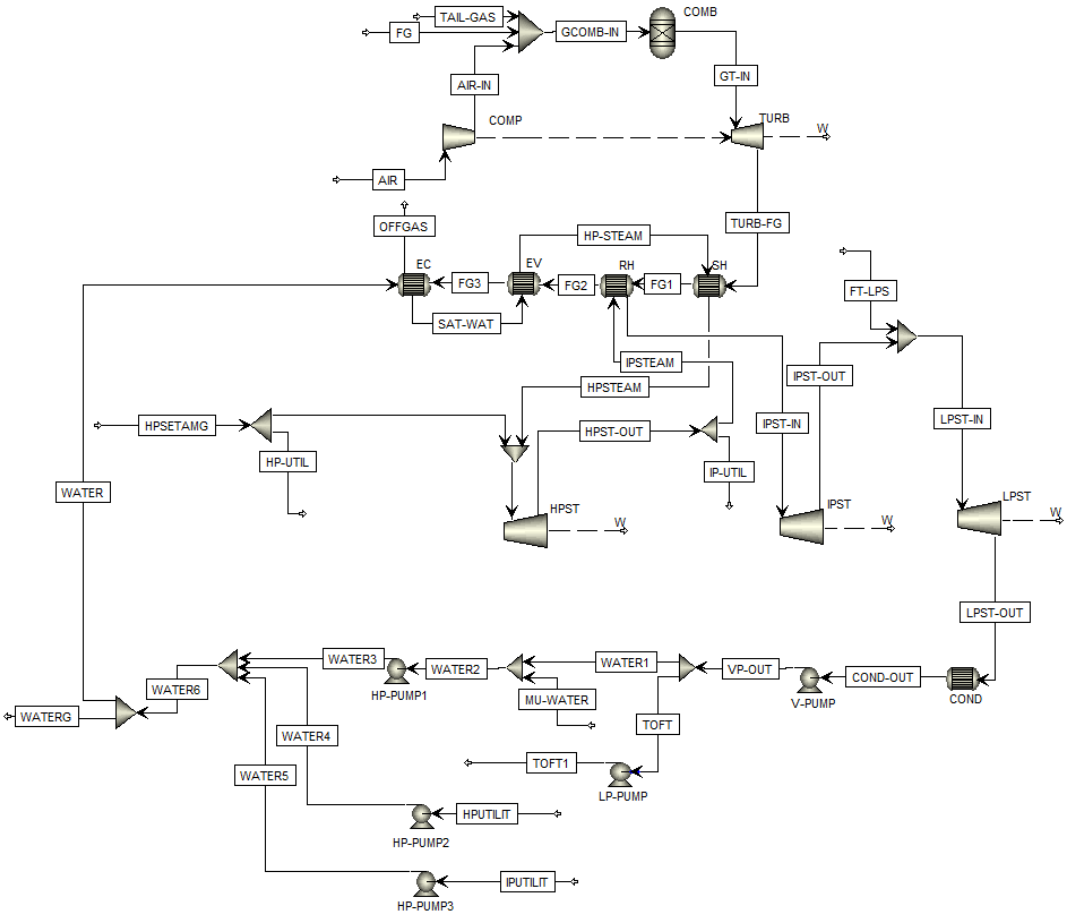



**Figura 7.4. Diagrama de simulación de la sección de generación de electricidad.**

**Tabla 7.2. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.**

| Unidad de operación | Bloque de Aspen Plus® | Condiciones de operación |
|---|---|---|
| Unidad absorción $CO_2$ | | |
| Columna absorción | RadFrac | Etapas = 8; Absorción $CO_2$ = 90 % |
| Stripper | RadFrac | Etapas = 8; Recuperación $CO_2$ = 90 % |
| PSA | Sep | Recuperación ($H_2$) = 85 % |
| Reactor FT | RStoic | T = 220 ºC; $\Delta P$ = 0,5 bar |
| Reactor hidrocraqueo | RYield | Q = 0; $\Delta P$ = 0,5 bar |
| Destilación hidrocarburos | RadFrac | Etapas = 10 |
| Compresor del combustible gaseoso | MCompr | Etapas = 3; $P_{descarga}$ = 23,7 bar |
| Turbina de gas | | |
| Compresor | Compr | $\eta_{isoentrop}$= 0,85; $\eta_{mec}$ = 0,97; $P_{descarga}$ = 23,7 bar |
| Cámara de combustión | RStoic | Q = 0; $\Delta P$ =0 |
| Turbina | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,98; $P_{descarga}$ = 1,6 bar |

**Tabla 7.2. Resumen de los principales bloques y condiciones de operación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Unidad de operación | Bloque de Aspen Plus® | Condiciones de operación |
|---|---|---|
| Caldera de recuperación de calor | | |
| Economizador | Heat X | $T_{H2OL,\ out}$ = 285 ºC; P = 80 bar |
| Evaporador | HeatX | Fracción vapor = 1; P = 80 bar |
| Recalentador | HeatX | $T_{H2Ov,\ out}$ = 466 ºC; P = 30 bar |
| Sobrecalentador | HeatX | $T_{H2Ov,\ out}$ = 554 ºC; P = 80 bar |
| Turbina de vapor | | |
| Zona alta presión | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 30 bar |
| Zona presión intermedia | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 2 bar |
| Zona baja presión | Compr | $\eta_{isoentrop}$ = 0,90; $\eta_{mec}$ = 0,94; $P_{descarga}$ = 0,1 bar |
| Condensador | HeatX | Fracción vapor = 0; P = 0,1 bar |

## 7.2 Análisis exergético

### 7.2.1 Introducción al caso de estudio

En la Figura 7.5 se muestra el diagrama del sistema considerado en el análisis exergético. Este proceso se divide en cuatro secciones: gasificación de biomasa y reformado de alquitranes (Sección GB), acondicionamiento del gas de síntesis (Sección AGS), Fischer-Tropsch y refino (Sección FT) y producción de electricidad (Sección PE).

Al igual que el en los Capítulos 5 y 6, en primer lugar se calculan las exergías química ($\dot{E}^Q$), física ($\dot{E}^F$) y total ($\dot{E}$) de cada una de las corrientes del proceso siguiendo la metodología mostrada en el Capítulo 3. La temperatura y presión de referencia asumidas son 25 ºC y 1 atm y los datos necesarios para el cálculo de la exergía de las corrientes del proceso se obtienen de su simulación en Aspen Plus®. La Tabla 7.3 muestra las exergías química, física y total obtenidas para las corrientes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.

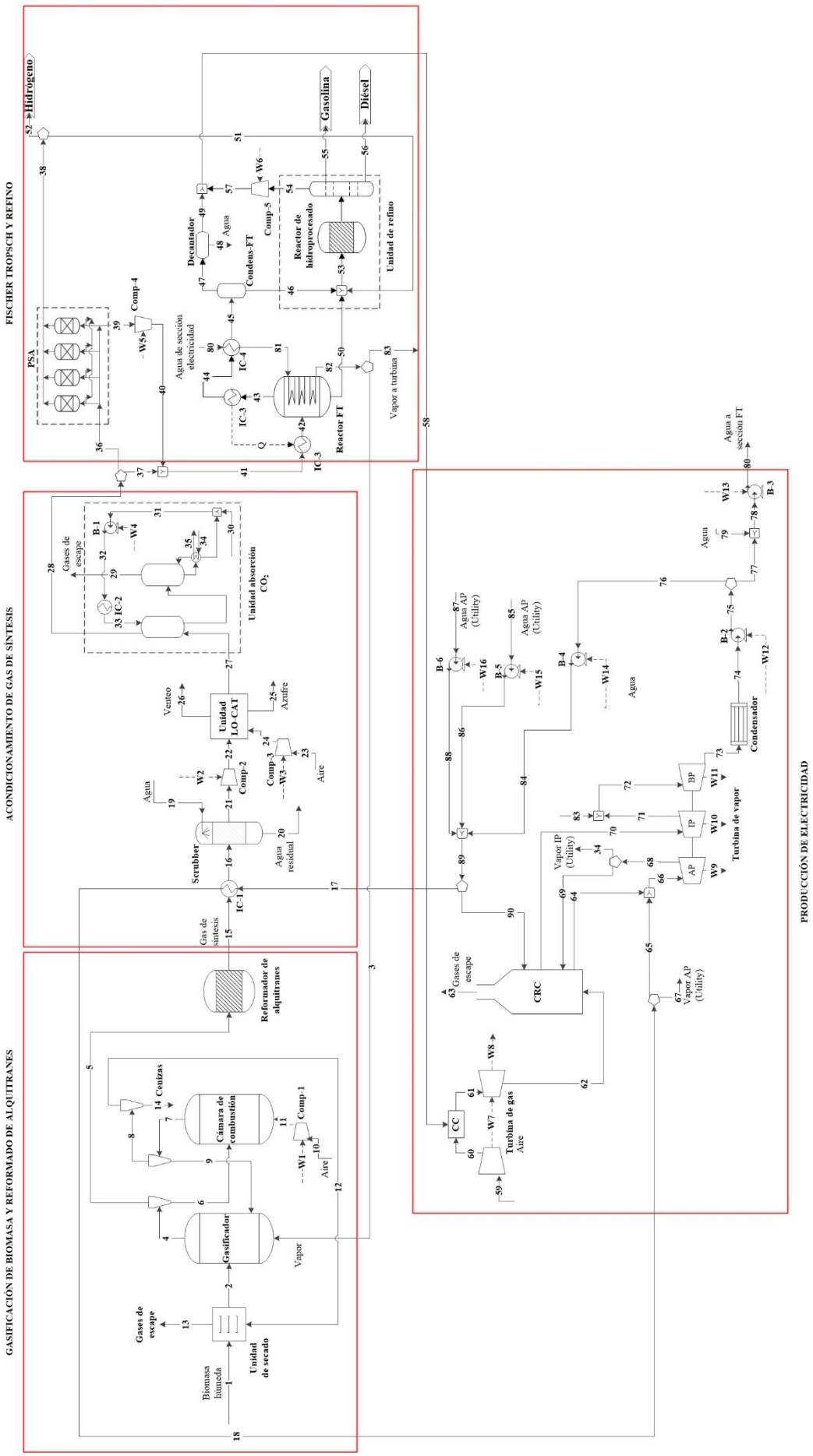



**Figura 7.5. Diagrama de flujo del proceso Fischer-Tropsch para el análisis exergético.**

**Tabla 7.3. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso Fischer-Tropsch.**

| Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) | Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0,00 | 451,82 | 451,82 | 38 | $7,51\cdot10^{-1}$ | 22,14 | 22,89 |
| 2 | 2,52 | 461,92 | 464,44 | 39 | $3,47\cdot10^{-2}$ | 22,27 | 22,30 |
| 3 | 5,74 | 4,88 | 10,62 | 40 | $5,92\cdot10^{-1}$ | 22,27 | 22,86 |
| 4 | 904,48 | 467,13 | 1.371,61 | 41 | 5,64 | 188,18 | 193,82 |
| 5 | 28,94 | 285,15 | 314,09 | 42 | 6,43 | 188,18 | 194,62 |
| 6 | 875,54 | 181,98 | 1.057,53 | 43 | 3,58 | 134,30 | 137,88 |
| 7 | 994,66 | 5,45 | 1.000,11 | 44 | 2,84 | 134,30 | 137,14 |
| 8 | 43,13 | 5,45 | 48,58 | 45 | 1,92 | 134,30 | 136,22 |
| 9 | 951,53 | 0,00 | 951,53 | 46 | $1,74\cdot10^{-2}$ | 57,56 | 57,57 |
| 10 | 0,00 | $2,95\cdot10^{-1}$ | $2,95\cdot10^{-1}$ | 47 | 1,56 | 75,91 | 77,47 |
| 11 | 3,02 | $2,95\cdot10^{-1}$ | 3,32 | 48 | $1,33\cdot10^{-1}$ | $1,51\cdot10^{-1}$ | $2,84\cdot10^{-1}$ |
| 12 | 43,13 | 5,45 | 48,58 | 49 | $5,92\cdot10^{-3}$ | 57,49 | 57,50 |
| 13 | 8,28 | 11,52 | 19,81 | 50 | $1,01\cdot10^{-1}$ | 38,99 | 39,09 |
| 14 | $3,42\cdot10^{-3}$ | 0,00 | $3,42\cdot10^{-3}$ | 51 | $7,88\cdot10^{-2}$ | 2,32 | 2,40 |
| 15 | 24,54 | 286,52 | 311,05 | 52 | $6,72\cdot10^{-1}$ | 19,81 | 20,49 |
| 16 | 1,88 | 286,52 | 288,40 | 53 | $6,75\cdot10^{-2}$ | 96,47 | 96,53 |
| 17 | 1,13 | $6,58\cdot10^{-1}$ | 1,79 | 54 | $2,23\cdot10^{-4}$ | 15,60 | 15,60 |
| 18 | 17,92 | 6,95 | 24,87 | 55 | $3,96\cdot10^{-4}$ | 23,21 | 23,21 |
| 19 | 0,00 | 20,82 | 20,82 | 56 | $2,44\cdot10^{-1}$ | 60,07 | 60,32 |
| 20 | $6,71\cdot10^{-1}$ | 52,04 | 52,71 | 57 | $8,95\cdot10^{-2}$ | 15,60 | 15,69 |
| 21 | $1,85\cdot10^{-1}$ | 252,60 | 252,79 | 58 | $9,54\cdot10^{-2}$ | 73,09 | 73,19 |
| 22 | 8,66 | 252,53 | 261,19 | 59 | 0,00 | $4,48\cdot10^{-1}$ | $4,48\cdot10^{-1}$ |
| 23 | 0,00 | $7,64\cdot10^{-5}$ | $7,64\cdot10^{-5}$ | 60 | 49,02 | $4,48\cdot10^{-1}$ | 49,47 |
| 24 | $2,82\cdot10^{-4}$ | $7,64\cdot10^{-5}$ | $3,59\cdot10^{-4}$ | 61 | 114,66 | 1,84 | 116,49 |
| 25 | $3,90\cdot10^{-6}$ | $1,27\cdot10^{-1}$ | $1,27\cdot10^{-1}$ | 62 | 31,85 | 1,84 | 33,69 |
| 26 | $1,10\cdot10^{-5}$ | $1,13\cdot10^{-3}$ | $1,14\cdot10^{-3}$ | 63 | 9,31 | 1,84 | 11,14 |
| 27 | 8,66 | 252,37 | 261,02 | 64 | 18,73 | 7,26 | 25,98 |
| 28 | 6,39 | 210,21 | 216,60 | 65 | 19,26 | 6,84 | 26,11 |
| 29 | $6,60\cdot10^{-1}$ | 43,54 | 44,20 | 66 | 36,38 | 14,10 | 50,48 |
| 30 | 0,00 | $6,69\cdot10^{-2}$ | $6,69\cdot10^{-2}$ | 67 | $2,91\cdot10^{-1}$ | $1,04\cdot10^{-1}$ | $3,95\cdot10^{-1}$ |
| 31 | 0,00 | 1302,67 | 1.302,67 | 68 | 29,00 | 14,10 | 43,10 |
| 32 | $3,79\cdot10^{-1}$ | 1302,67 | 1.303,05 | 69 | 11,54 | 5,61 | 17,15 |
| 33 | $4,65\cdot10^{-1}$ | 1302,67 | 1.303,14 | 70 | 12,10 | 5,61 | 17,71 |
| 34 | 17,46 | 8,49 | 25,95 | 71 | 5,51 | 5,61 | 11,13 |
| 35 | 2,63 | $8,04\cdot10^{-1}$ | 3,43 | 72 | 6,59 | 6,72 | 13,31 |
| 36 | 1,35 | 44,23 | 45,58 | 73 | $4,68\cdot10^{-1}$ | 6,72 | 7,18 |
| 37 | 5,05 | 165,98 | 171,03 | 74 | $3,58\cdot10^{-2}$ | $6,36\cdot10^{-1}$ | $6,72\cdot10^{-1}$ |

**Tabla 7.3. Exergías física ($\dot{E}^F$), química ($\dot{E}^Q$) y total ($\dot{E}$) de las corrientes del proceso Fischer-Tropsch (continuación).**

| Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) | Corriente | $\dot{E}^F$ (MW) | $\dot{E}^Q$ (MW) | $\dot{E}$ (MW) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 75 | $3{,}71\cdot10^{-2}$ | $6{,}36\cdot10^{-1}$ | $6{,}73\cdot10^{-1}$ | $W_1$ | - | - | 3,98 |
| 76 | $3{,}10\cdot10^{-2}$ | $5{,}32\cdot10^{-1}$ | $5{,}63\cdot10^{-1}$ | $W_2$ | - | - | 14,94 |
| 77 | $6{,}10\cdot10^{-3}$ | $1{,}05\cdot10^{-1}$ | $1{,}11\cdot10^{-1}$ | $W_3$ | - | - | $3{,}83\cdot10^{-3}$ |
| 78 | $6{,}10\cdot10^{-3}$ | $5{,}67\cdot10^{-1}$ | $5{,}73\cdot10^{-1}$ | $W_4$ | - | - | $4{,}79\cdot10^{-1}$ |
| 79 | 0,00 | $4{,}63\cdot10^{-1}$ | $4{,}63\cdot10^{-1}$ | $W_5$ | - | - | $9{,}65\cdot10^{-1}$ |
| 80 | $3{,}46\cdot10^{-3}$ | $5{,}67\cdot10^{-1}$ | $5{,}71\cdot10^{-1}$ | $W_6$ | - | - | $1{,}47\cdot10^{-1}$ |
| 81 | $6{,}73\cdot10^{-1}$ | $5{,}67\cdot10^{-1}$ | 1,24 | $W_7$ | - | - | 53,73 |
| 82 | 5,93 | 5,99 | 11,91 | $W_8$ | - | - | 77,96 |
| 83 | 1,35 | 1,10 | 2,45 | $W_9$ | - | - | 6,25 |
| 84 | $1{,}20\cdot10^{-1}$ | $5{,}32\cdot10^{-1}$ | $6{,}51\cdot10^{-1}$ | $W_{10}$ | - | - | 5,20 |
| 85 | $6{,}42\cdot10^{-2}$ | $9{,}81\cdot10^{-3}$ | $7{,}40\cdot10^{-2}$ | $W_{11}$ | - | - | 4,57 |
| 86 | $6{,}43\cdot10^{-2}$ | $9{,}81\cdot10^{-3}$ | $7{,}41\cdot10^{-2}$ | $W_{12}$ | - | - | $1{,}86\cdot10^{-3}$ |
| 87 | 2,63 | $8{,}04\cdot10^{-1}$ | 3,43 | $W_{13}$ | - | - | $4{,}30\cdot10^{-3}$ |
| 88 | 2,74 | $8{,}04\cdot10^{-1}$ | 3,54 | $W_{14}$ | - | - | $1{,}41\cdot10^{-1}$ |
| 89 | $5{,}03\cdot10^{-2}$ | $2{,}93\cdot10^{-2}$ | $7{,}96\cdot10^{-2}$ | $W_{15}$ | - | - | $8{,}82\cdot10^{-5}$ |
| 90 | 1,18 | $6{,}88\cdot10^{-1}$ | 1,87 | $W_{16}$ | - | - | $1{,}43\cdot10^{-1}$ |

### 7.2.2 Análisis exergético global

Al igual que en los casos de estudio anteriores (Capítulos 5 y 6), en este apartado se evalúa la eficiencia exergética del proceso desde un punto de vista global. En la Figura 7.6 se muestran los límites del sistema tenidos en cuenta y entre paréntesis se indica el número de corriente. Se puede observar que se obtienen cuatro productos: gasolina y diésel, como productos principales, y electricidad e hidrógeno como coproductos. La corriente "electricidad" se refiere a la electricidad neta producida.

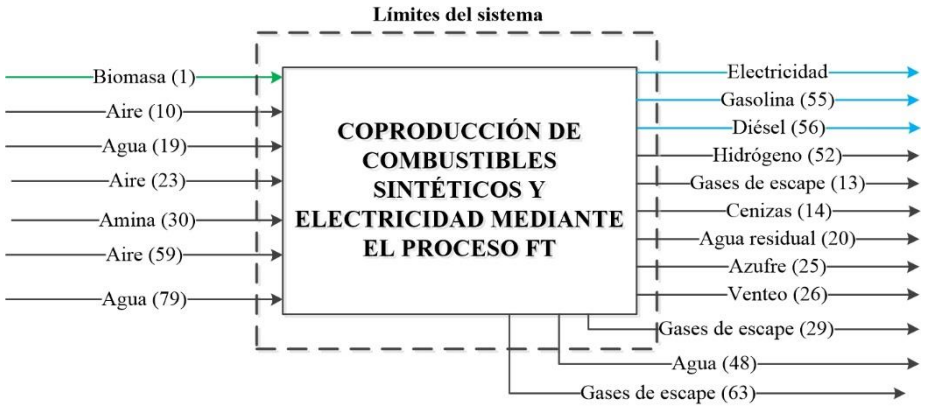



**Figura 7.6. Límites del sistema del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch para el análisis exergético global.**

La Tabla 7.4 muestra la exergía del combustible ($\dot{E}_C$), la exergía del producto ($\dot{E}_P$) y la exergía asociada a corrientes residuales ($\dot{E}_{res,tot}$), así como la eficiencia exergética (ε) y la exergía destruida ($\dot{E}_D$) del sistema global. En este caso de estudio, la exergía del combustible está formada por la exergía de las corrientes de biomasa, agua, aire y amina; la exergía del producto está constituida por la exergía de la corrientes de gasolina, diésel, hidrógeno y electricidad neta; y la exergía asociada a corrientes residuales está formada por las corrientes de gases de escape, cenizas, venteo, agua residual y azufre mostradas en la Figura 7.6.

**Tabla 7.4. Resultados del análisis exergético global del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| | **Sistema global** |
|---|---|
| **$\dot{E}_C$ (MW)** | 473,91 |
| **$\dot{E}_P$ (MW)** | 123,46 |
| **$\dot{E}_{res,tot}$ (MW)** | 128,28 |
| **$\dot{E}_D$ (MW)** | 222,17 |
| **ε (%)** | 26,05 |

En la Tabla 7.4 se aprecia que la eficiencia exergética global de proceso es del 26 %, resultado inferior al encontrado en otros estudios (entre el 28 % y el 46 %, en función del tipo específico de proceso y de la materia prima) [8-10]. Además, se produce una destrucción exergética de 222,17 MW, lo que equivale a aproximadamente el 47 % de la exergía del combustible, y se pierden 128,28 MW (27 % de la exergía del combustible) debido a la emisión de corrientes residuales.

Al igual que en los estudios anteriores (Capítulos 5 y 6), también se realiza un análisis exergético a nivel de secciones del proceso. En las Tablas 7.5 y 7.6 se muestran las corrientes que constituyen las exergías de combustible, de producto y de corrientes residuales del proceso para cada una de las secciones y los resultados del análisis exergético, respectivamente. Se observa que la sección Fischer-Tropsch y refino es la que presenta mayor eficiencia exergética (87 %). El resto de secciones presentan eficiencias alrededor del 65 %.

**Tabla 7.5. Cálculo de exergías de combustible ($\dot{E}_C$), de producto ($\dot{E}_P$) y de corrientes residuales ($\dot{E}_{res,tot}$) de las secciones del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| Sección | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ | $\dot{E}_{res,tot}$ |
|---|---|---|---|
| GB | $\dot{E}_1 + \dot{E}_3 + \dot{E}_{10} + W_1$ | $\dot{E}_{15}$ | $\dot{E}_{13} + \dot{E}_{14}$ |
| AGS | $\dot{E}_{15}+\dot{E}_{17}+\dot{E}_{19}+\dot{E}_{23}+\dot{E}_{30}+\dot{E}_{34}+\sum_{i=2}^{4} W_i$ | $\dot{E}_{18}+ \dot{E}_{28}+\dot{E}_{35}$ | $\dot{E}_{20} + \dot{E}_{25} + \dot{E}_{26}+ \dot{E}_{29}$ |
| FT | $\dot{E}_{28} + \dot{E}_{67}-\dot{E}_{85}+\dot{E}_{80}+ W_5+ W_6$ | $\dot{E}_3+\dot{E}_{52}+\dot{E}_{55}+ \dot{E}_{56}+\dot{E}_{58}+\dot{E}_{83}$ | $\dot{E}_{48}$ |
| PE | $\dot{E}_{18}+\dot{E}_{58}+\dot{E}_{59}+ \dot{E}_{79}+\dot{E}_{83}+\dot{E}_{85}+\dot{E}_{87}$ | $\sum_{i=8}^{11} W_i - \sum_{i=12}^{16} W_i - W_7+\dot{E}_{17}+\dot{E}_{34}+\dot{E}_{67}+\dot{E}_{80}$ | $\dot{E}_{63}$ |

**Tabla 7.6. Resultados del análisis exergético por secciones del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| | Sección GB | Sección AGS | Sección FT | Sección PE |
|---|---|---|---|---|
| $\dot{E}_C$ (MW) | 466,71 | 373,92 | 218,60 | 101,95 |
| $\dot{E}_P$ (MW) | 311,05 | 241,93 | 190,27 | 67,48 |
| $\dot{E}_{res,tot}$ (MW) | 19,81 | 97,05 | $2{,}84 \cdot 10^{-1}$ | 11,14 |
| $\dot{E}_D$ (MW) | 135,85 | 34,95 | 28,05 | 23,33 |
| ε (%) | 66,65 | 64,70 | 87,04 | 66,19 |
| $y_{D,i}$ (%) | 28,67 | 7,37 | 5,92 | 4,92 |
| $z_{D,i}$ (%) | 61,14 | 15,73 | 12,62 | 10,50 |

En la Figura 7.7 se muestra la contribución a la destrucción exergética asociada a cada una de las secciones del proceso. Se puede apreciar que la sección de gasificación y reformado de alquitranes es la que presenta la mayor contribución a la destrucción exergética (61 %). El resto de secciones presentan porcentajes de contribución inferiores al 15 %.

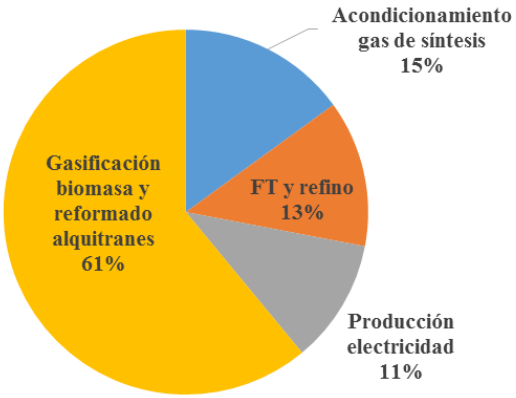



**Figura 7.7. Contribución a la destrucción exergética de las diferentes secciones del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

### 7.2.3 Análisis exergético a nivel de componente

Las Tablas 7.7 y 7.8 muestran los balances exergéticos de los componentes y los resultados del análisis exergético, respectivamente. Al igual que en los estudios anteriores, el gasificador indirecto (constituido por el gasificador y la cámara de combustión) se analiza como un único componente. De igual forma se procede con la unidad de absorción de $CO_2$, constituida por la columna de absorción y el *stripper*, y con la unidad de refino, formada por el reactor de hidroprocesado y la columna de destilación atmosférica.

**Tabla 7.7. Balances exergéticos de los componentes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| Componente | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ |
|---|---|---|
| Unidad de secado | $\dot{E}_{12}-\dot{E}_{13}$ | $\dot{E}_2-\dot{E}_1$ |
| Gasificador | $\dot{E}_2+\dot{E}_3+\dot{E}_{11}-\dot{E}_{14}$ | $\dot{E}_5+\dot{E}_{12}$ |
| Reformador de alquitranes | $\dot{E}_5-\dot{E}_{15}^F$ | $\dot{E}_{15}^Q$ |
| Compresor Comp-1 | $W_1$ | $\dot{E}_{11}^F-\dot{E}_{10}^F$ |
| Intercambiador IC-1 | $\dot{E}_{15}-\dot{E}_{16}$ | $\dot{E}_{18}-\dot{E}_{17}$ |
| Scrubber | $\dot{E}_{16}+\dot{E}_{19}-\dot{E}_{20}$ | $\dot{E}_{21}$ |
| Compresor Comp-2 | $W_2$ | $\dot{E}_{22}^F-\dot{E}_{21}^F$ |
| Unidad LO-CAT | $\dot{E}_{22}+\dot{E}_{24}-\dot{E}_{25}-\dot{E}_{26}$ | $\dot{E}_{27}$ |
| Compresor Comp-3 | $W_3$ | $\dot{E}_{24}^F-\dot{E}_{23}^F$ |
| Unidad absorción $CO_2$ | $\dot{E}_{27}+\dot{E}_{30}+\dot{E}_{34}-\dot{E}_{35}-\dot{E}_{29}+W_4$ | $\dot{E}_{28}$ |
| PSA | $\dot{E}_{36}$ | $\dot{E}_{38}+\dot{E}_{39}$ |
| Compresor Comp-4 | $W_5$ | $\dot{E}_{40}^F-\dot{E}_{39}^F$ |
| Intercambiador IC-3 | $\dot{E}_{43}^F-\dot{E}_{44}^F$ | $\dot{E}_{42}^F-\dot{E}_{41}^F$ |
| Reactor FT | $\dot{E}_{42}$ | $\dot{E}_{43}+\dot{E}_{50}+\dot{E}_{82}^F-\dot{E}_{81}^F$ |
| Intercambiador IC-4 | $\dot{E}_{44}^F-\dot{E}_{45}^F$ | $\dot{E}_{81}^F-\dot{E}_{80}^F$ |
| Condens-FT | $\dot{E}_{45}$ | $\dot{E}_{46}+\dot{E}_{47}$ |
| Decantador | $\dot{E}_{47}-\dot{E}_{48}$ | $\dot{E}_{49}$ |
| Unidad de refino | $\dot{E}_{46}+\dot{E}_{50}+\dot{E}_{51}$ | $\dot{E}_{54}+\dot{E}_{55}+\dot{E}_{56}$ |
| Compresor Comp-5 | $W_6$ | $\dot{E}_{57}^F-\dot{E}_{54}^F$ |
| Turbina de gas | | |
| Compresor | $W_7$ | $\dot{E}_{60}^F-\dot{E}_{59}^F$ |
| CC | $\dot{E}_{58}$ | $\dot{E}_{61}-\dot{E}_{60}$ |
| Turbina | $\dot{E}_{61}^F-\dot{E}_{62}^F$ | $W_8$ |
| CRC | $\dot{E}_{62}-\dot{E}_{63}$ | $\dot{E}_{64}^F+\dot{E}_{70}^F-\dot{E}_{69}^F-\dot{E}_{90}^F$ |

**Tabla 7.7. Balances exergéticos de los componentes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch (continuación).**

| Componente | $\dot{E}_C$ | $\dot{E}_P$ |
|---|---|---|
| Turbina de vapor | | |
| Zona AP | $\dot{E}^F_{66}$-$\dot{E}^F_{68}$ | $W_9$ |
| Zona IP | $\dot{E}^F_{70}$-$\dot{E}^F_{71}$ | $W_{10}$ |
| Zona BP | $\dot{E}^F_{72}$-$\dot{E}^F_{73}$ | $W_{11}$ |
| Condensador | Componente disipativo: $\dot{E}_D = \dot{E}^F_{73}$-$\dot{E}^F_{74}$ | |
| Bomba B-2 | $W_{12}$ | $\dot{E}^F_{75}$-$\dot{E}^F_{74}$ |
| Bomba B-3 | $W_{13}$ | $\dot{E}^F_{80}$-$\dot{E}^F_{78}$ |
| Bomba B-4 | $W_{14}$ | $\dot{E}^F_{84}$-$\dot{E}^F_{76}$ |
| Bomba B-5 | $W_{15}$ | $\dot{E}^F_{86}$-$\dot{E}^F_{85}$ |
| Bomba B-6 | $W_{16}$ | $\dot{E}^F_{88}$-$\dot{E}^F_{87}$ |

**Tabla 7.8. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| Componente | $\dot{E}_C$ (MW) | $\dot{E}_P$ (MW) | $\dot{E}_D$ (MW) | ε (%) | $y_{D,i}$ (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| Unidad de Secado | 28,78 | 12,62 | 16,15 | 43,87 | 3,41 |
| Gasificador | 478,38 | 362,67 | 115,71 | 75,81 | 24,42 |
| Reform. alquitranes | 289,55 | 286,52 | 3,03 | 98,95 | $6{,}40\cdot10^{-1}$ |
| Compresor Comp-1 | 3,98 | 3,02 | $9{,}51\cdot10^{-1}$ | 76,08 | $2{,}01\cdot10^{-1}$ |
| Intercambiador IC-1 | 22,65 | 21,28 | 1,37 | 93,94 | $2{,}90\cdot10^{-1}$ |
| Scrubber | 256,51 | 252,79 | 3,72 | 98,55 | $7{,}86\cdot10^{-1}$ |
| Compresor Comp-2 | 14,94 | 8,40 | 6,54 | 56,24 | 1,38 |
| Unidad LO-CAT | 261,06 | 261,02 | $3{,}81\cdot10^{-2}$ | 99,99 | $8{,}04\cdot10^{-3}$ |
| Compresor Comp-3 | $3{,}83\cdot10^{-4}$ | $2{,}82\cdot10^{-4}$ | $1{,}01\cdot10^{-4}$ | 73,68 | $2{,}13\cdot10^{-5}$ |
| Unidad absorción $CO_2$ | 239,88 | 216,60 | 23,28 | 90,30 | 4,91 |
| PSA | 45,58 | 45,19 | $3{,}89\cdot10^{-1}$ | 99,15 | $8{,}21\cdot10^{-2}$ |
| Compresor Comp-4 | $9{,}65\cdot10^{-1}$ | $5{,}57\cdot10^{-1}$ | $4{,}08\cdot10^{-1}$ | 57,69 | $8{,}62\cdot10^{-2}$ |
| Intercambiador IC-3 | $7{,}95\cdot10^{-1}$ | $7{,}37\cdot10^{-1}$ | $5{,}79\cdot10^{-2}$ | 92,72 | $1{,}22\cdot10^{-2}$ |
| Reactor FT | 193,82 | 187,64 | 6,18 | 96,81 | 1,30 |
| Intercambiador IC-4 | $9{,}23\cdot10^{-1}$ | $6{,}70\cdot10^{-1}$ | $2{,}53\cdot10^{-1}$ | 72,57 | $5{,}34\cdot10^{-2}$ |
| Condens-FT | 136,22 | 135,04 | 1,18 | 99,14 | $2{,}48\cdot10^{-1}$ |
| Decantador | 77,19 | 67,68 | 9,50 | 87,69 | 2,00 |
| Unidad de refino | 99,38 | 99,13 | $2{,}57\cdot10^{-1}$ | 99,74 | $5{,}42\cdot10^{-2}$ |
| Compresor Comp-5 | $1{,}47\cdot10^{-1}$ | $8{,}93\cdot10^{-2}$ | $5{,}80\cdot10^{-2}$ | 60,61 | $1{,}22\cdot10^{-2}$ |
| Turbina de gas | | | | | |
| Compresor | 53,73 | 49,02 | 4,71 | 91,24 | $9{,}93\cdot10^{-1}$ |
| CC | 83,38 | 67,02 | 16,36 | 80,38 | 3,45 |
| Turbina | 82,80 | 77,96 | 4,84 | 94,15 | 1,02 |

**Tabla 7.8. Resultados del análisis exergético por componentes del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch (continuación).**

| Componente | $\dot{E}_C$ (MW) | $\dot{E}_P$ (MW) | $\dot{E}_D$ (MW) | ε (%) | $y_{D,i}$ (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| CRC | 22,55 | 18,11 | 4,44 | 80,31 | $9{,}37\cdot10^{-1}$ |
| Turbina de vapor | | | | | |
| Zona AP | 7,38 | 6,25 | 1,13 | 84,66 | $2{,}39\cdot10^{-1}$ |
| Zona IP | 6,59 | 5,20 | 1,39 | 78,92 | $2{,}93\cdot10^{-1}$ |
| Zona BP | 6,13 | 4,57 | 1,56 | 74,56 | $3{,}29\cdot10^{-1}$ |
| Condensador | Disipativo | | $4{,}32\cdot10^{-1}$ | - | - |
| Bomba B-2 | $1{,}86\cdot10^{-3}$ | $1{,}25\cdot10^{-3}$ | $6{,}09\cdot10^{-4}$ | 67,30 | $1{,}28\cdot10^{-4}$ |
| Bomba B-4 | $1{,}41\cdot10^{-1}$ | $8{,}86\cdot10^{-2}$ | $5{,}27\cdot10^{-2}$ | 62,69 | $1{,}11\cdot10^{-2}$ |
| Bomba B-5 | $8{,}82\cdot10^{-5}$ | $5{,}49\cdot10^{-5}$ | $3{,}33\cdot10^{-5}$ | 62,21 | $7{,}03\cdot10^{-6}$ |
| Bomba B-6 | $1{,}43\cdot10^{-1}$ | $1{,}13\cdot10^{-1}$ | $3{,}05\cdot10^{-2}$ | 78,74 | $6{,}43\cdot10^{-3}$ |

La Figura 7.8 muestra la eficiencia exergética por componente del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad. Al igual que en los procesos BIGCC y producción de hidrógeno, la unidad de secado (Sección GB) y el equipo Comp-2 (Sección AGS) presentan las eficiencias más bajas de toda la planta con unos porcentajes del 43,87 % y del 56,24 %, respectivamente. Además, en este caso de estudio los compresores Comp-4 y Comp-5 también presentan bajas eficiencias (57,69 % y 60,61 %) debido a que son compresores multietapa y con refrigeración intermedia. El reformador de alquitranes, el *scrubber* y la unidad LO-CAT presentan eficiencias exergéticas cercanas al 100 %, debido a que se han modelado suponiendo equipos ideales y exentos de pérdidas de calor. De igual forma ocurre con la unidad de refino, ya que se simula suponiendo que los combustibles que se producen, es decir, GLP, gasolina y diésel, están formados únicamente por componentes modelo ($C_3$, $C_8$ y $C_{16}$, respectivamente). El reactor Fischer-Trospch presenta una eficiencia elevada ya que se modela suponiendo una alta conversión de CO y despreciando pérdidas de calor. El resto de componentes del sistema de producción de combustibles sintéticos y electricidad presentan eficiencias dentro de los rangos de valores habituales [11].

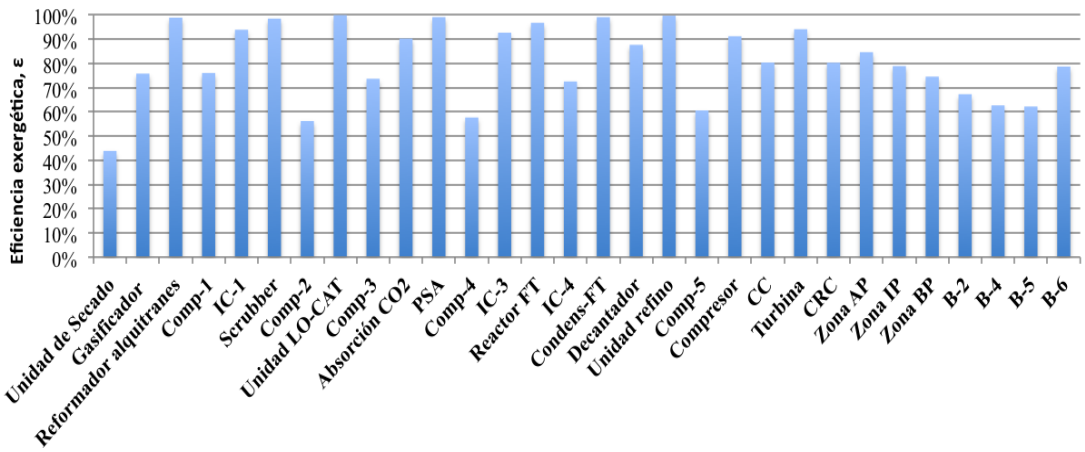



**Figura 7.8. Eficiencia exergética por componente del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

En la Figura 7.9 se muestra la contribución de cada uno de los equipos a la destrucción de exergía. La mayor fuente de destrucción exergética es el gasificador, que presenta una contribución del 51,6 %. Este porcentaje equivale a que durante la gasificación se destruye un 24,4 % de la exergía del combustible que entra a la planta. La unidad de absorción de $CO_2$ también presenta una contribución significativa (10,4 %). Si a esto se le añade la pérdida de exergía producida por la emisión de corrientes residuales al ambiente en este equipo (corriente 29: 44,20 MW), se obtiene que en la unidad de absorción de $CO_2$ se pierden 67,48 MW (aproximadamente el 14 % de la exergía del combustible que entra a la planta). El resto de componentes presenta una contribución a la destrucción exergética menor del 10 %.

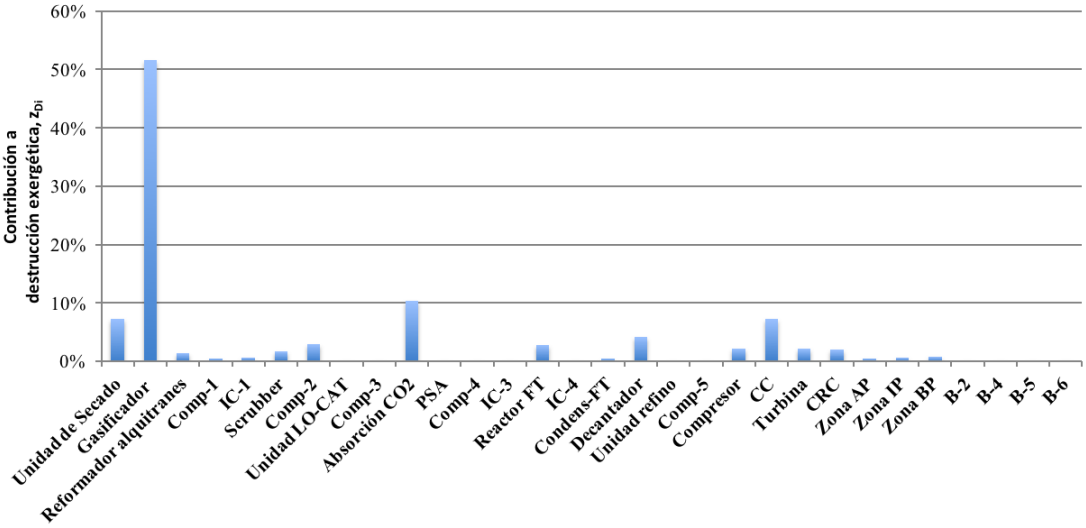



**Figura 7.9. Contribución a la destrucción exergética por componente del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

Al igual que en los casos anteriores, las medidas para reducir la pérdida de exergía y aumentar la eficiencia exergética del sistema deberían centrarse principalmente en el gasificador (reducción de la temperatura operación, optimización de la presión de operación y desarrollo de materiales catalíticos para utilizarlos como material de lecho). Otras posibles mejoras podrían ir dirigidas a la unidad de absorción de $CO_2$. En este caso, es necesario reducir las pérdidas de exergía debidas a la emisión de corrientes residuales, por ejemplo mediante la sustitución por otro tipo de equipo de eliminación de $CO_2$ más selectivo.

## 7.3 Evaluación ambiental

### 7.3.1 Objetivos y alcance

Además de evaluar el comportamiento ambiental y energético del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad, se busca comparar el perfil ambiental de los bioproductos obtenidos con el de los productos análogos convencionales.

La unidad funcional utilizada en el estudio de ACV es 1 kg de diésel sintético producido en planta. Se selecciona dicha unidad funcional ya que, al tratarse de un proceso FT a baja temperatura, se da un mayor rendimiento a diésel. En la Figura 7.10 se muestran los límites del sistema establecidos. Se definen seis subsistemas: producción y transporte de chopo (SS0), pre-tratamiento, gasificación de chopo y reformado de alquitranes (SS1), limpieza del gas de síntesis, compresión y absorción de $CO_2$ (SS2), suministro de agua de refrigeración (SS3), proceso FT y refino (SS4) y generación de electricidad (SS5). El análisis se realiza siguiendo una perspectiva “de la cuna a la puerta” (*cradle to gate*), es decir, desde la producción de la biomasa hasta la obtención de los combustibles sintéticos y la electricidad. En este estudio tampoco se incluyen los bienes de capital. En la Figura 7.10 se observa que es un sistema multifuncional ya que se obtienen diferentes productos: gasolina y diésel como productos principales, y electricidad e hidrógeno como coproductos. Los subsistemas SS1-SS5 constituyen la planta FT descrita en detalle en el Apartado 7.1.1.

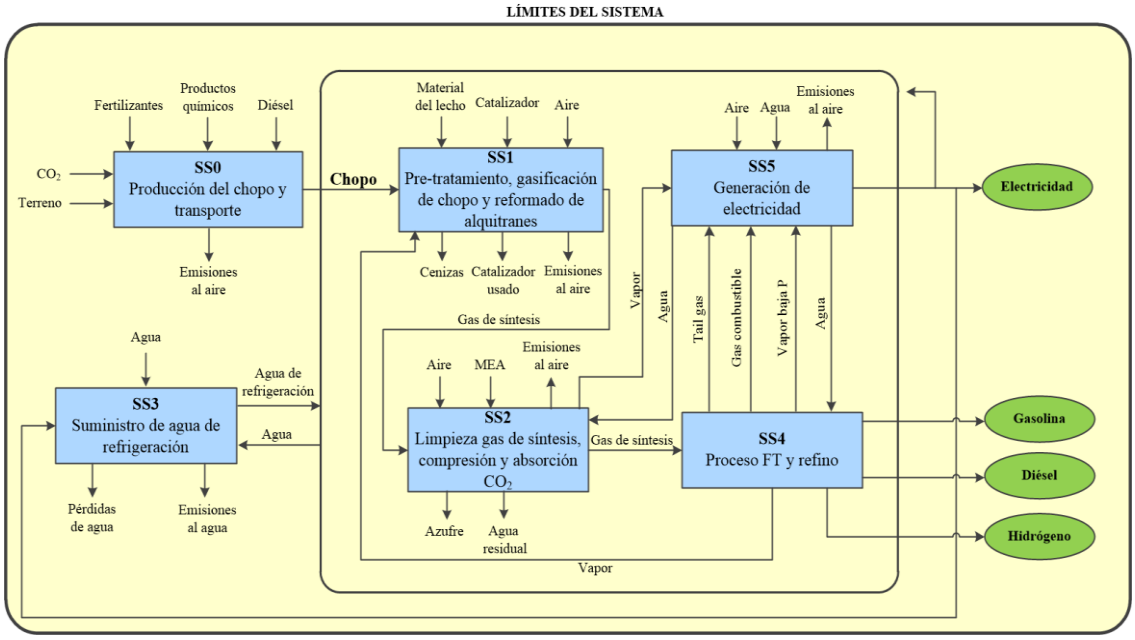



**Figura 7.10. Diagrama simplificado del sistema FT para el estudio de ACV.**

### 7.3.2 Adquisición de datos

Los principales datos de inventario se obtienen de la simulación del proceso en Aspen Plus®. En la Tabla 7.9 se muestran los principales datos de inventario del sistema. Al igual que en los casos previos, los datos asociados a la fase de producción del chopo se toman de bibliografía científica específica [12,13], la distancia de transporte en camión asumida es de 80 km y los datos secundarios se toman de la base de datos ecoinvent® [14].

Mediante el proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad se obtiene gasolina, diésel, un excedente de hidrógeno y electricidad. Para analizar este sistema multifuncional, se distribuyen los datos del inventario de ciclo de vida y las cargas ambientales entre los diferentes productos. Debido a que los productos energéticos obtenidos son de diferente naturaleza, se sigue un enfoque de asignación basado en el contenido energético de cada uno de ellos. El contenido energético del diésel, la gasolina y el hidrógeno se calcula en base a su PCI. En la Tabla 7.10 se muestra la cantidad producida de cada uno de los productos y sus porcentajes de asignación.

**Tabla 7.9. Principales datos de inventario para la coproducción de combustibles sintéticos y electricidad a partir de gasificación de chopo (UF: 1 kg de diésel sintético).**

| ENTRADAS | | SALIDAS | |
|---|---|---|---|
| **Desde la tecnosfera** | | **Productos** | |
| Chopo (de SS0 a SS1) | 36,21 kg | Diésel | 1,00 kg |
| Transporte del chopo (SS0) | 2,90 t·km | Gasolina | $3,83 \cdot 10^{-1}$ kg |
| Óxido de magnesio (SS1) | $6,90 \cdot 10^{-3}$ kg | Hidrógeno | $1,32 \cdot 10^{-1}$ kg |
| Olivino (SS1) | $5,36 \cdot 10^{-1}$ kg | Electricidad | 3,47 kWh |
| Catalizador reformado (SS1) | $5,91 \cdot 10^{-3}$ kg | **Residuos a tratamiento** | |
| Monoetanolamina (SS2) | 1,05 kg | Cenizas a vertedero (SS1) | $4,89 \cdot 10^{-1}$ kg |
| Catalizador proceso FT (SS4) | $4,07 \cdot 10^{-4}$ kg | Olivino a vertedero (SS1) | $5,91 \cdot 10^{-3}$ kg |
| Agua (SS3) | 29,40 kg | Azufre a vertedero (SS1) | $5,22 \cdot 10^{-3}$ kg |
| **Desde la naturaleza** | | Agua a planta de tratamiento (SS2) | 7,23 kg |
| Aire (SS1) | 51,80 kg | Catalizador FT a vertedero (SS4) | $4,07 \cdot 10^{-4}$ kg |
| Aire (SS2) | $1,34 \cdot 10^{-2}$ kg | **Emisiones al aire** | |
| Aire (SS4) | 78,76 kg | $O_2$ (SS1) | 1,57 kg |
| | | $N_2$ (SS1) | 39,74 kg |
| | | $H_2O$ (SS1) | 17,17 kg |
| | | $CO_2$ (SS1) | 12,56 kg |
| | | $NO_2$ (SS1) | $4,31 \cdot 10^{-5}$ kg |
| | | $O_2$ (SS2) | $5,21 \cdot 10^{-4}$ kg |
| | | $N_2$ (SS2) | $1,03 \cdot 10^{-2}$ kg |
| | | $H_2O$ (SS2) | 2,15 kg |
| | | $CO_2$ (SS2) | 9,78 kg |
| | | $NO_2$ (SS2) | $8,07 \cdot 10^{-4}$ kg |
| | | $H_2O$ (SS3) | 25,65 kg |
| | | $O_2$ (SS5) | 13,19 kg |
| | | $N_2$ (SS5) | 60,49 kg |
| | | $H_2O$ (SS5) | 3,04 kg |
| | | $CO_2$ (SS5) | 4,97 kg |
| | | $NO_2$ (SS5) | $2,57 \cdot 10^{-3}$ kg |
| | | **Emisiones al agua** | |
| | | Agua residual (SS3) | 3,75 kg |
| | | Agua residual (SS4) | 2,36 kg |

**Tabla 7.10. Cálculo de los factores de asignación para el sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad a partir de gasificación de chopo.**

| Producto | Producción por UF | PCI ($MJ \cdot kg^{-1}$) | Contenido energético ($MJ \cdot UF^{-1}$) | Factor asignación (%) |
|---|---|---|---|---|
| Diésel | 1,00 kg | 40,26 | 40,26 | 47,6 |
| Gasolina | 0,38 kg | 42,90 | 16,30 | 19,3 |
| Hidrógeno | 0,13 kg | 120,00 | 15,60 | 18,4 |
| Electricidad | 3,47 kWh | – | 12,49 | 14,8 |

### 7.3.3 Caracterización ambiental del sistema

La Tabla 7.11 muestra los resultados de la caracterización ambiental. Dichos resultados se asocian a los diferentes productos obtenidos de acuerdo a los correspondientes factores de asignación (Tabla 7.10).

**Tabla 7.11. Resultados de la caracterización ambiental del sistema FT (UF: 1 kg de diésel).**

| Categoría de impacto | Diésel | Gasolina | Hidrógeno | Electricidad | Total |
|---|---|---|---|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $4{,}06 \cdot 10^{-3}$ | $1{,}65 \cdot 10^{-3}$ | $1{,}57 \cdot 10^{-3}$ | $1{,}26 \cdot 10^{-3}$ | $8{,}54 \cdot 10^{-3}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | -2,02 | $-8{,}16 \cdot 10^{-1}$ | $-7{,}81 \cdot 10^{-1}$ | $-6{,}25 \cdot 10^{-1}$ | -4,24 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $7{,}67 \cdot 10^{-8}$ | $3{,}11 \cdot 10^{-8}$ | $2{,}97 \cdot 10^{-8}$ | $2{,}38 \cdot 10^{-8}$ | $1{,}61 \cdot 10^{-7}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $1{,}51 \cdot 10^{-4}$ | $6{,}12 \cdot 10^{-5}$ | $5{,}86 \cdot 10^{-5}$ | $4{,}69 \cdot 10^{-5}$ | $3{,}18 \cdot 10^{-4}$ |
| CT ($m^2a$) | 6,34 | 2,57 | 2,46 | 1,97 | 13,34 |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $4{,}60 \cdot 10^{-3}$ | $1{,}86 \cdot 10^{-3}$ | $1{,}78 \cdot 10^{-3}$ | $1{,}43 \cdot 10^{-3}$ | $9{,}68 \cdot 10^{-3}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$eq) | $1{,}10 \cdot 10^{-3}$ | $4{,}46 \cdot 10^{-4}$ | $4{,}27 \cdot 10^{-4}$ | $3{,}41 \cdot 10^{-4}$ | $2{,}32 \cdot 10^{-3}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 9,25 | 3,75 | 3,58 | 2,87 | 19,45 |
| $DEA_t$ (MJ) | 317,83 | 128,71 | 123,16 | 98,57 | 668,27 |

La Figura 7.11 muestra la contribución de cada subsistema a las categorías de impacto seleccionadas. El subsistema de producción y transporte de chopo (SS0) domina las categorías de impacto ARA, ACO, CT, $DEA_{nr}$ y $DEA_t$ con porcentajes superiores al 97 %. Además, el SS0 es el subsistema que más contribuye a las categorías FOF (67 %), Ac (74 %) y Eu (67 %).

El subsistema de pre-tratamiento, gasificación de chopo y reformado de alquitranes (SS1) junto con el de limpieza de gas de síntesis, compresión y absorción de $CO_2$ (SS2) son los que presentan una mayor contribución a la categoría CG. Para esta categoría, puede observarse que el subsistema SS0 influye favorablemente debido a la fijación de $CO_2$ durante el crecimiento de la biomasa. Esto se observa en el porcentaje de

contribución negativo en la Figura 7.11. A diferencia de los casos de estudio de los Capítulos 5 y 6, en la Tabla 7.11 se puede observar que el valor neto de CG es negativo, lo que indicaría que el sistema es un sumidero de carbono. Sin embargo, este resultado se debe al enfoque *cradle to gate* empleado para la realización del ACV, es decir, no se considera el uso de los diferentes productos obtenidos. En el sistema analizado en el presente capítulo, parte de los productos obtenidos (gasolina y diésel) contienen carbono, por lo que la fase de uso en este caso de estudio sí influye significativamente en los impactos ambientales analizados, particularmente en el calentamiento global. Al considerar la fase de uso, debido a la combustión del diésel y la gasolina, se obtiene un valor neto de CG positivo (0,16 kg de $CO_2$ eq), lo que indica que no se trata de un sistema final libre de emisiones de gases de efecto invernadero. Finalmente, el subsistema de generación de electricidad (SS5) presenta una influencia significativa en las categorías de FOF, Ac y Eu, con porcentajes de contribución superiores al 13 %, y también es una fuente relevante de CG.

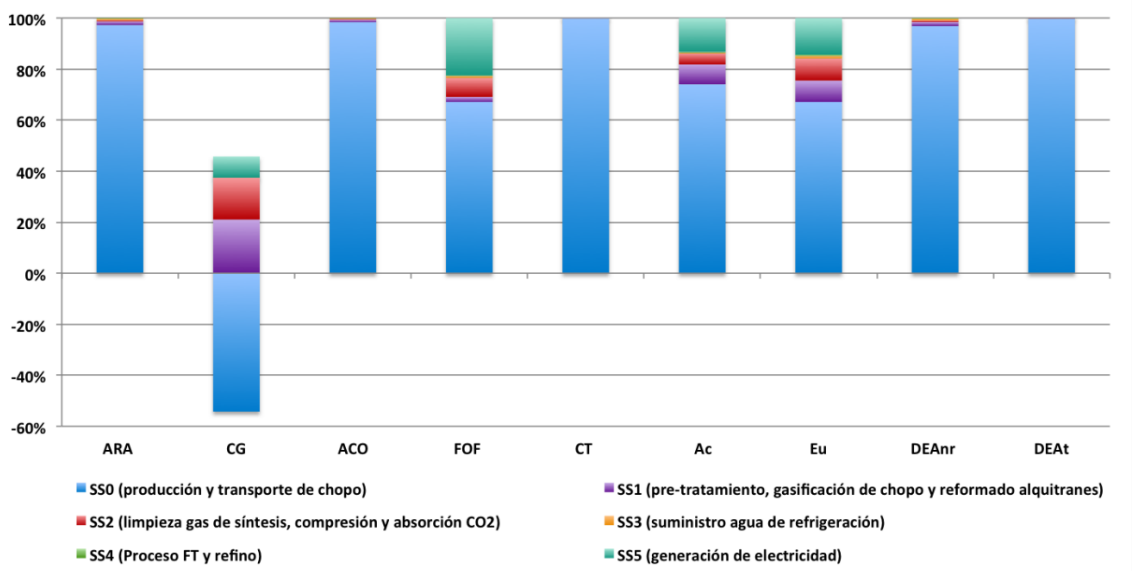



**Figura 7.11. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema FT.**

A continuación, se identifican los procesos específicos del sistema que más influyen en los impactos ambientales (Figura 7.12). El proceso de producción del chopo es el responsable de la elevada contribución del subsistema SS0 a las categorías de impacto CT (debido al terreno necesario para el cultivo del chopo), ARA, ACO, FOF, $DEA_{nr}$ (debido principalmente al uso de diésel y de fertilizantes), Ac y Eu (debido al uso de fertilizantes) y $DEA_t$ (debido a la elevada demanda de biomasa como materia prima energética). El transporte del chopo (SS0) contribuye significativamente a las categorías

de ARA, ACO, Ac, Eu y $DEA_{nr}$, con porcentajes superiores al 17 %. Las emisiones al aire de los subsistemas de pre-tratamiento, gasificación de chopo y reformado de alquitranes (SS1), de limpieza del gas de síntesis, compresión y absorción de $CO_2$ (SS2) y de generación de electricidad (SS5) son las responsables de la contribución de dichos subsistemas al CG. Además, las emisiones directas al aire de $NO_x$ del SS5 son las principales responsables de la influencia de dicho subsistema a las categorías de FOF, Ac y Eu. Finalmente, el resto de procesos presenta contribuciones poco significativas en la mayoría de categorías, excepto en Ac y Eu (contribuciones superiores al 8 %) debido principalmente al tratamiento de residuos.

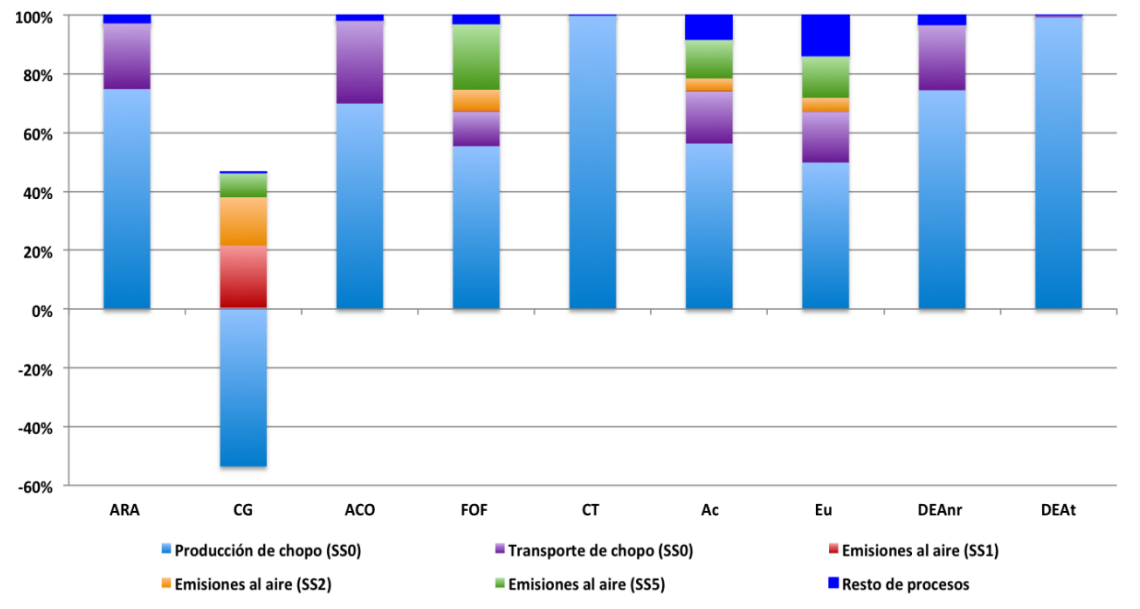



**Figura 7.12. Contribución de los procesos a los impactos ambientales del sistema FT.**

En base a la producción energética potencial y al indicador $DEA_{nr}$ (19,45 MJ), se calcula el balance energético de ciclo de vida del sistema. La producción energética potencial está constituida por la energía contenida en el diésel (40,26 MJ), la gasolina (16,30 MJ), el hidrógeno (15,60 MJ), todas ellas calculadas en función de su PCI, y la electricidad producida (12,49 MJ). De esta forma, se obtiene una producción energética potencial de 84,65 MJ y un balance energético del ciclo de vida de +65,20 MJ. Desde una perspectiva de ciclo de vida, la obtención de un valor positivo del balance energético indica un comportamiento prometedor del sistema de coproducción de combustibles y electricidad basado en gasificación de chopo.

Finalmente, con el objetivo de evaluar el comportamiento energético de ciclo de vida, se calcula complementariamente su eficiencia energética de ciclo de vida. En base a la

demanda energética acumulada total (668,27 MJ) y a la producción energética potencial (84,65 MJ), se calcula una eficiencia del 13 %. Esta baja eficiencia energética de ciclo de vida es debida nuevamente a la alta demanda de chopo del sistema. Si bien la eficiencia energética es baja, este sistema presenta un índice de renovabilidad muy elevado (97 %).

### 7.3.4 Comparación frente a productos convencionales

En este apartado se comparan los perfiles ambientales de los productos basados en gasificación de biomasa acoplada al proceso FT (Gasolina-FT, Diésel-FT, Hidrógeno-FT y Electricidad-FT) con los de los productos análogos producidos de forma convencional (gasolina y diésel de origen fósil, hidrógeno basado en SMR y electricidad producida de acuerdo al mix español).

Para realizar la comparación con los productos convencionales, se sigue un enfoque denominado "del pozo a la rueda" (*well to wheels*), es decir, también se tiene en cuenta la etapa de uso de los productos obtenidos. Como los impactos de esta etapa se generan debido principalmente al uso de la gasolina y del diésel, la fase de uso se limita a la combustión de estos dos productos, no afectando al resto de productos obtenidos (hidrógeno y electricidad). Las emisiones producidas durante el uso de dichos combustibles se toman de la Agencia Europea de Medio Ambiente (*European Environment Agency*, EEA) [15].

Los datos de inventario para la gasolina y diésel convencionales se toman de la base de datos ecoinvent® para la fase de producción [16] y de la EEA para la fase de uso [15]. Para el hidrógeno convencional, los principales datos de inventario se obtienen mediante la simulación del proceso en Aspen Plus®. Este hidrógeno convencional se corresponde al utilizado previamente en el Apartado 6.3.4. Al igual que en el Apartado 5.3.4, los datos de inventario del sistema de la electricidad convencional se adaptan de la base de datos ecoinvent® [16] en base a la contribución de las diferentes tecnologías de generación eléctrica a la cobertura de la demanda nacional en el año 2013 [17]. En las Tablas 7.12-7.15 se muestra el perfil ambiental de cada uno de los productos.

**Tabla 7.12. Perfil ambiental del diésel-FT y del diésel convencional (1 kg de diésel; incluye fase de uso).**

| Categoría de impacto | Diésel-FT | Diésel convencional |
|---|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $4{,}06\cdot10^{-3}$ | $2{,}32\cdot10^{-2}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | 1,12 | 3,55 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $7{,}67\cdot10^{-8}$ | $4{,}56\cdot10^{-7}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $2{,}53\cdot10^{-4}$ | $4{,}21\cdot10^{-4}$ |
| CT ($m^2a$) | 6,34 | $2{,}76\cdot10^{-4}$ |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $1{,}01\cdot10^{-2}$ | $1{,}11\cdot10^{-2}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$eq) | $2{,}54\cdot10^{-3}$ | $2{,}06\cdot10^{-3}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 9,25 | 52,87 |
| $DEA_t$ (MJ) | 317,83 | 52,93 |

**Tabla 7.13. Perfil ambiental de la gasolina-FT y de la gasolina convencional (1 kg de gasolina; incluye fase de uso).**

| Categoría de impacto | Gasolina-FT | Gasolina convencional |
|---|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $4{,}33\cdot10^{-3}$ | $2{,}45\cdot10^{-2}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | 1,19 | 3,96 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $8{,}17\cdot10^{-8}$ | $4{,}67\cdot10^{-7}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $2{,}23\cdot10^{-3}$ | $2{,}46\cdot10^{-3}$ |
| CT ($m^2a$) | 6,76 | $4{,}09\cdot10^{-4}$ |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $1{,}04\cdot10^{-2}$ | $1{,}28\cdot10^{-2}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$eq) | $2{,}59\cdot10^{-3}$ | $2{,}16\cdot10^{-3}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 9,86 | 55,69 |
| $DEA_t$ (MJ) | 338,71 | 55,77 |

**Tabla 7.14. Perfil ambiental del hidrógeno-FT y del hidrógeno convencional (1 kg de hidrógeno).**

| Categoría de impacto | Hidrógeno-FT | Hidrógeno convencional |
|---|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $1{,}21\cdot10^{-2}$ | $8{,}91\cdot10^{-2}$ |
| CG (kg $CO_2$ eq) | -6,01 | 10,56 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $2{,}29\cdot10^{-7}$ | $1{,}21\cdot10^{-6}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $4{,}50\cdot10^{-4}$ | $5{,}18\cdot10^{-4}$ |
| CT ($m^2a$) | 18,91 | $8{,}95\cdot10^{-3}$ |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $1{,}37\cdot10^{-2}$ | $8{,}44\cdot10^{-3}$ |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$ eq) | $3{,}28\cdot10^{-3}$ | $1{,}64\cdot10^{-3}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 27,57 | 185,08 |
| $DEA_t$ (MJ) | 947,41 | 186,81 |

**Tabla 7.15. Perfil ambiental de la electricidad-FT y de la electricidad convencional (1 MWh de electricidad).**

| Categoría de impacto | Electricidad-FT | Electricidad convencional |
|---|---|---|
| ARA (kg Sb eq) | $3{,}63 \cdot 10^{-1}$ | 2,25 |
| CG (kg $CO_2$ eq) | -180,11 | 285,63 |
| ACO (kg CFC-11 eq) | $6{,}85 \cdot 10^{-6}$ | $2{,}01 \cdot 10^{-5}$ |
| FOF (kg $C_2H_4$ eq) | $1{,}35 \cdot 10^{-2}$ | $6{,}97 \cdot 10^{-2}$ |
| CT ($m^2a$) | 566,92 | 6,87 |
| Ac (kg $SO_2$ eq) | $4{,}12 \cdot 10^{-1}$ | 1,81 |
| Eu (kg $PO_4^{3-}$eq) | $9{,}84 \cdot 10^{-2}$ | $3{,}31 \cdot 10^{-1}$ |
| $DEA_{nr}$ (MJ) | 826,67 | 6.540,64 |
| $DEA_t$ (MJ) | 28.406,49 | 8.507,91 |

La comparación ambiental del diésel-FT y la gasolina-FT con los equivalentes convencionales se muestra en la Figuras 7.13 y 7.14. Puede observarse que ambos combustibles FT presentan un comportamiento más favorable en la mayoría de categorías de impacto (ARA, CG, ACO, FOF, Ac y $DEA_{nr}$). Sin embargo, presentan peor comportamiento que sus análogos convencionales en las categorías de CT (debido a los requerimientos de terreno que presenta el chopo), Eu (principalmente por el uso de fertilizantes) y $DEA_t$ (debido a la demanda de biomasa para el proceso).

La Directiva 2009/28/CE relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables establece requisitos de sostenibilidad para los biocarburantes [18]. En relación al calentamiento global, esta directiva establece que a partir del 1 de Enero de 2017 la reducción de las emisiones de GEI derivada del uso de biocarburantes será de un 50 % como mínimo. Además, a partir del 1 de enero de 2018, dicha reducción deberá ser del 60 % como mínimo para los biocarburantes producidos en instalaciones cuya producción haya comenzado a partir del 1 de enero de 2017. En el presente caso de estudio, en comparación con la gasolina y diésel convencionales, se obtienen reducciones de las emisiones de GEI mayores del 68,5 % para el diésel-FT y del 69,9 % para la gasolina-FT, cumpliendo de esta forma los requisitos marcados por la Directiva.

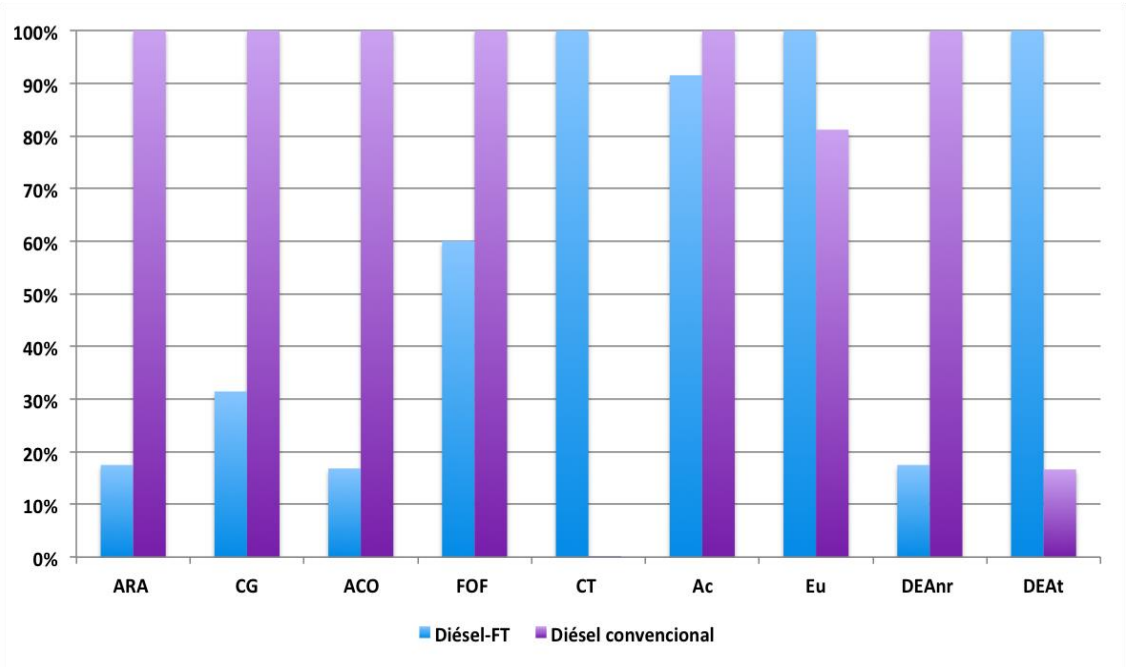



**Figura 7.13. Comparación de los impactos ambientales del diésel-FT y del diésel convencional.**

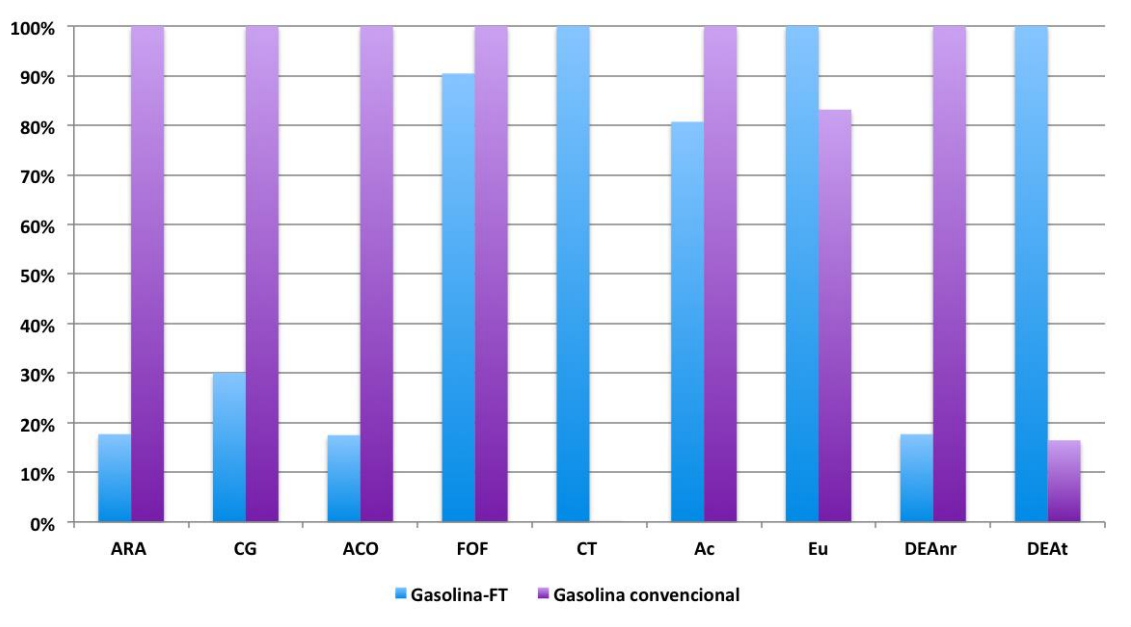



**Figura 7.14. Comparación de los impactos ambientales de la gasolina-FT y de la gasolina convencional.**

En cuanto a la comparación ambiental entre el hidrógeno-FT y el convencional basado en SMR, debido a los factores de asignación empleados y a que las emisiones de la fase de uso solamente se asocian a gasolina y diésel, la categoría de CG presenta un valor negativo (Tabla 7.14), indicando que el hidrógeno-FT presenta un mejor comportamiento en esta categoría que el hidrógeno convencional. En la Figura 7.15 se comparan el resto de categorías ambientales. La elección del hidrógeno ambientalmente más adecuado depende de las categorías de impacto que se analicen. De hecho, el

hidrógeno-FT se presenta como mejor opción en términos de ARA, ACO, FOF y $DEA_{nr}$. Sin embargo, si se analizan las categorías de CT, Ac y Eu, presenta peores resultados que el hidrógeno convencional. Estos resultados desfavorables para el hidrógeno-FT son debidos principalmente al terreno necesario para el cultivo de la biomasa y al uso de fertilizantes. Además, de manera similar al hidrógeno producido mediante gasificación de biomasa (Capítulo 6), debido al elevado consumo de biomasa (en comparación con el consumo de gas natural en el proceso SMR), también se presenta como peor opción en base a $DEA_t$.

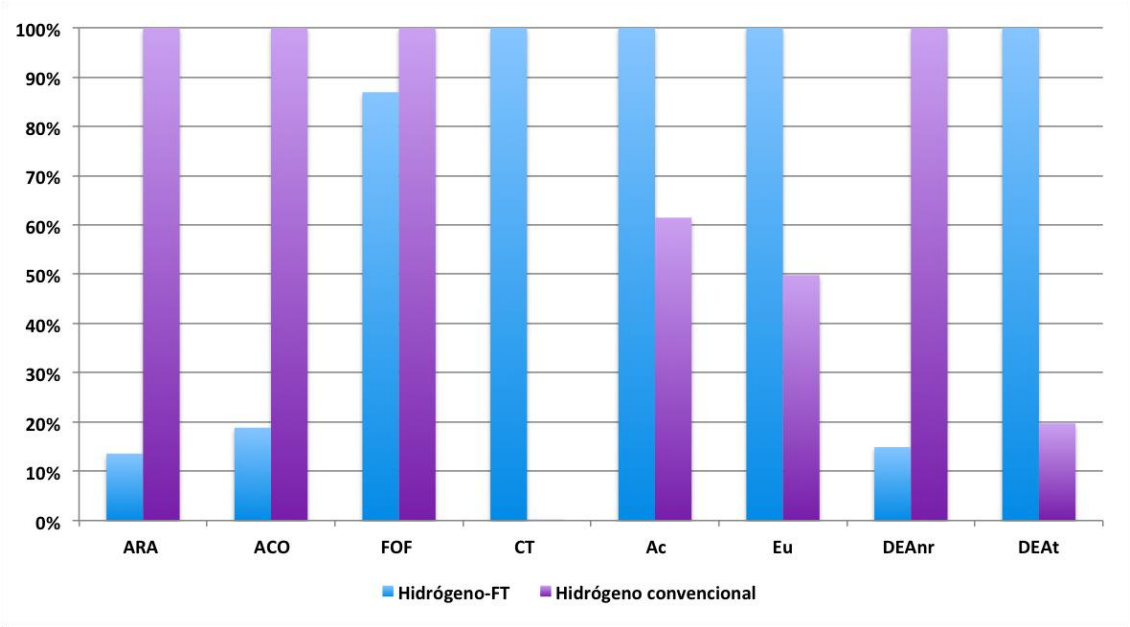



**Figura 7.15. Comparación de los impactos ambientales asociados al hidrógeno-FT y al hidrógeno convencional.**

Finalmente, en la comparación ambiental de la electricidad-FT y la electricidad convencional, al igual que en el caso del hidrógeno-FT, la categoría CG presenta un valor negativo (Tabla 7.15), mostrando un mejor comportamiento en términos de CG que la electricidad convencional. La Figura 7.16 recoge las demás categorías de impacto. Al igual que en la electricidad producida mediante BIGCC (Capítulo 5), la electricidad-FT presenta mejores resultados que la convencional en todas las categorías de impacto excepto en CT (debido a los requerimientos de terreno para el cultivo) y $DEA_t$ (debido a la demanda de biomasa para el proceso).

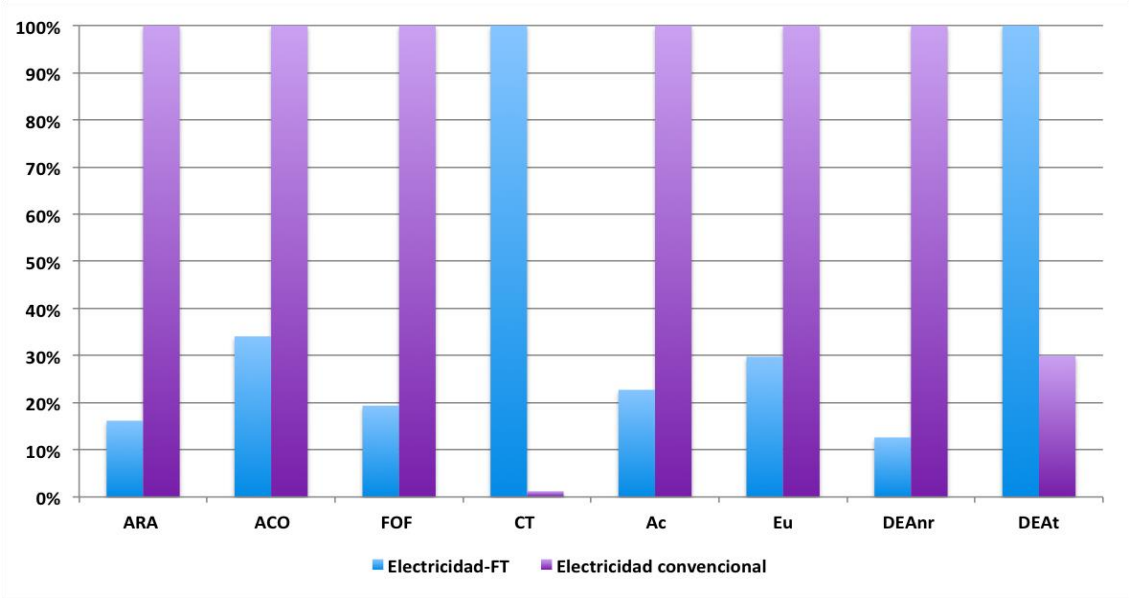



**Figura 7.16. Comparación de los impactos ambientales asociados a la electricidad-FT y a la electricidad convencional.**

Desde una perspectiva ambiental y energética de ciclo de vida, el sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad basado en gasificación de chopo puede considerarse una alternativa prometedora a los sistemas convencionales de producción. Este sistema presenta resultados muy favorables en la mayoría de categorías de impacto ambiental estudiadas, destacando las bajas emisiones de gases de efecto invernadero y la reducida demanda de energía no renovable. Sin embargo, las categorías de competición por el terreno y demanda energética acumulada total presentan valores bastante elevados. Por ello, nuevamente, las acciones de mejora del proceso deberían centrarse en minimizar la demanda de biomasa y en mejorar la etapa de producción de la misma.

## 7.4 Análisis económico

### 7.4.1 Estimación del coste de adquisición de equipos

Al igual que en el proceso BIGCC y en el de producción de hidrógeno (Capítulos 5 y 6, respectivamente), el coste de los equipos pertenecientes a las secciones de pre-tratamiento de biomasa, gasificación de biomasa y reformado de alquitranes y la unidad LO-CAT de desulfuración se estiman mediante la regla de Williams, ya que estas secciones son comunes en todos los procesos. En este caso, también se calcula mediante la regla de Williams el coste de la unidad de absorción de $CO_2$, la unidad PSA, el reactor

Fischer-Tropsch, la unidad de refino, las turbinas de gas y de vapor y la caldera de recuperación de calor (CRC).

La Tabla 7.16 recoge el coste y la capacidad de los sistemas de referencia utilizados en el método de Williams, así como la fuente bibliográfica de la que se toman. Al igual que en los casos de estudio anteriores, el exponente de Williams considerado en todos los casos es 0,7.

**Tabla 7.16. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en el método de Williams para el proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.**

| Sistema de referencia | Capacidad | Unidad de capacidad | Coste (€ 2014) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| Pre-tratamiento biomasa | 2.000 | t biomasa seca·día$^{-1}$ | 11.498.800 | [19] |
| Gasificación biomasa y reformado de alquitranes | 109.368 | kg gas de síntesis·h$^{-1}$ | 10.005.100 | [19] |
| Unidad LO-CAT | 5,63 | t corriente residual·día$^{-1}$ | 1.507.600 | [19] |
| Unidad absorción $CO_2$ | 151.005 | kg gas de síntesis·h$^{-1}$ | 5.674.100 | [2] |
| Unidad PSA | 155,24 | t $H_2$ puro·día$^{-1}$ | 7.319.900 | [19] |
| Reactor FT | 71.358 | m$^3$ gas de síntesis·h$^{-1}$ | 13.041.000 | [2] |
| Unidad de refino | 330 | t hidrocarburos·día$^{-1}$ | 6.872.100 | [2] |
| Turbina de gas | 25 | MW | 10.065.000 | [20] |
| CRC | 47,5 | t vapor producido·h$^{-1}$ | 4.410.200 | [20] |
| Turbina vapor | 12,3 | MW | 5.854.600 | [20] |

El cálculo del coste de los compresores y las bombas del proceso se realiza mediante las correlaciones incluidas en el Apartado 3.5.2. Además, en el coste de los equipos se incluye la primera carga del catalizador del reactor Fischer-Tropsch con objetivo de amortizar dicho coste. La estimación de la cantidad de catalizador requerido se realiza calculando el volumen de catalizador mediante el caudal volumétrico de gas de síntesis y la velocidad espacial y, a continuación, se calcula la masa de catalizador mediante la densidad del mismo. Los datos de coste, densidad y velocidad espacial del catalizador de Fischer-Tropsch se muestran en la Tabla 7.17. El coste de los equipos de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad se muestra en la Tabla 7.18.

**Tabla 7.17. Coste, densidad y velocidad espacial para el cálculo de la cantidad de catalizador del reactor Fischer-Tropsch.**

| Catalizador | Velocidad espacial (h$^{-1}$) | Densidad (kg·m$^{-3}$) | Coste (€ 2014·kg$^{-1}$) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| Fischer-Tropsch (Co) | 100 | 1.025 | 28,50 | [2] |

**Tabla 7.18. Coste de adquisición de los equipos de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| Componente | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Pre-tratamiento de la biomasa | 11.498.800 |
| Gasificación de biomasa | 11.171.600 |
| Reformador de alquitranes | Incluido en gasificación de biomasa |
| Compresor Comp-1 | Incluido en gasificación de biomasa |
| Intercambiador IC-1 | Incluido en gasificación de biomasa |
| Scrubber | Incluido en gasificación de biomasa |
| Compresor Comp-2 | 3.401.100 |
| Unidad LO-CAT | 116.800 |
| Compresor Comp-3 | 191.700 |
| Unidad absorción $CO_2$ | 3.063.200 |
| PSA | 1.513.200 |
| Compresor Comp-4 | 753.500 |
| Intercambiador IC-3 | 56.700 |
| Reactor FT | 10.101.400 |
| Intercambiador IC-4 | 63.700 |
| Condensador Condens-FT | 65.200 |
| Unidad de refino | 4.524.300 |
| Compresor Comp-5 | 691.700 |
| Turbina de gas | 9.846.700 |
| CRC | 4.561.200 |
| Turbina de vapor | 7.041.700 |
| Condensador | Incluido en la turbina de vapor |
| Bomba B-1 | Incluido en unidad de absorción de $CO_2$ |
| Bomba B-2 | 42.900 |
| Bomba B-3 | 54.400 |
| Bomba B-4 | 137.600 |
| Bomba B-5 | 704.300 |
| Bomba B-6 | 146.100 |
| Catalizador FT | 995.000 |
| **E** | **70.742.900** |

### 7.4.2 Estimación del coste total de la inversión

La estimación del coste total de la inversión (TIC) de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad se muestra en la Tabla 7.19.

**Tabla 7.19. Coste total de la inversión de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| Concepto | Expresión | Coste (€ 2014) |
|---|---|---|
| Equipos (E) | E | 70.742.800 |
| Materiales (M) | 60 % ·E | 42.445.700 |
| Obra civil y edificios | 28 %·M | 11.884.800 |
| Obra metalúrgica | 45 %·M | 19.100.600 |
| Instrumentación | 10 %·M | 4.244.600 |
| Electricidad | 10 %·M | 4.244.600 |
| Aislamiento | 5 %·M | 2.122.300 |
| Pintura | 2 %·M | 848.900 |
| Ingeniería de detalle (ID) | 20 %·(E + M) | 22.637.700 |
| Construcción (C) | 60 %·(E + M) | 67.913.100 |
| Supervisión de la construcción (SC) | 10 %·(E + M) | 11.318.900 |
| **ISBL** | **E + M + ID + C + SC** | 215.058.200 |
| Servicios auxiliares (SA) | 4 %·ISBL | 8.602.300 |
| Interconexiones (Int) | 8 %·ISBL | 17.204.700 |
| Gastos puesta en marcha (PEM) | 4 %·ISBL | 8.602.300 |
| **OSBL** | **SA + Int + PEM** | 34.409.300 |
| **Imprevistos (I)** | **10 %·(ISBL + SA + Int)** | 24.086.500 |
| **TIC** | **ISBL + OSBL + I** | **273.554.000** |

### 7.4.3 Estimación de los costes fijos y variables

Como ya se ha comentado, los costes fijos constan de los gastos salariales, los seguros y la amortización. Al igual que en el proceso BIGCC y en el de producción de hidrógeno, los gastos salariales se calculan asumiendo tres operarios por turno, 4,2 turnos y un salario anual individual de 40.000 euros. El seguro y la amortización se calculan como un 1 % y un 10 % del coste total de la inversión (TIC), respectivamente.

Los costes variables incluyen las astillas de chopo y el agua de refrigeración. Al igual que anteriormente, la electricidad y el vapor necesarios para el proceso son producidos en la propia planta, por lo que el único servicio auxiliar considerado es el agua de refrigeración, con un coste de 0,03 €·m$^{-3}$. El coste de las astillas de chopo utilizadas como materia presenta un valor de 0,082 €·kg$^{-1}$ de biomasa en base seca [21]. La Tabla 7.20 muestra los costes fijos y variables estimados para la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.

**Tabla 7.20. Costes fijos y variables anuales de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad mediante el proceso Fischer-Tropsch.**

| Concepto | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Gastos salariales | 504.000 |
| Seguro | 2.735.500 |
| Amortización | 27.355.400 |
| **Total costes fijos** | 30.594.900 |
| Biomasa | 50.840.000 |
| Agua de refrigeración | 1.308.400 |
| **Total costes variables** | 52.148.400 |
| **Total costes fijos y variables** | **82.743.400** |

En la Figura 7.17 se muestra la contribución de los costes fijos y variables a los costes totales anuales de la planta. De igual forma que en los procesos BIGCC y producción de hidrógeno, se puede observar que la mayor contribución a los costes anuales se asocia a la biomasa utilizada como materia prima, con un porcentaje del 61 %. La amortización de la planta también influye significativamente en los costes anuales (33 %).

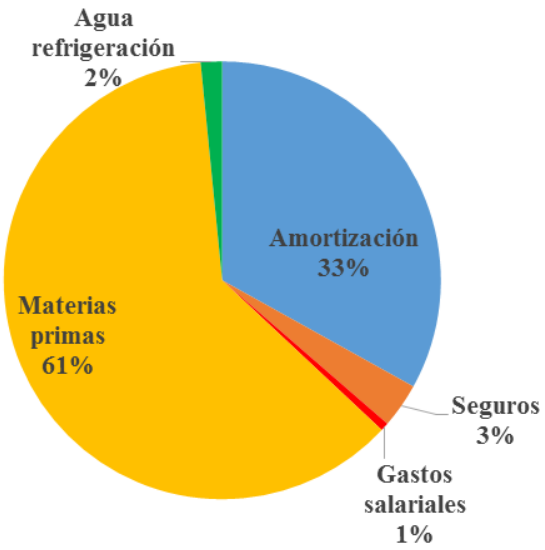



**Figura 7.17. Contribución de los costes fijos y variables a los costes anuales totales de la planta Fischer-Tropsch.**

### 7.4.4 Estimación del coste de producción de los combustibles sintéticos y la electricidad

A partir del total de los costes fijos y variables anuales de la planta de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad, se calcula el coste de generación de los productos obtenidos. Mediante este proceso, se obtienen varios productos: gasolina,

diésel, un excedente de hidrógeno y electricidad. Al igual que en el estudio de ACV (Apartado 7.3.2), se sigue un procedimiento de asignación energético para calcular el coste de producción asociado a cada uno de los productos, siendo los factores de asignación los mismos que se calcularon anteriormente. El tiempo de operación de la planta es de 310 días al año. En la Tabla 7.21 se muestra la cantidad generada de cada uno de los productos, el porcentaje de contribución y el coste asociado a cada uno de ellos.

**Tabla 7.21. Cálculo del coste de generación de los productos del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.**

| Producto | Producción anual | % Contribución | Coste de producción |
|---|---|---|---|
| Diésel | 41.157.928 l | 47,6 | 0,95 €·l$^{-1}$ |
| Gasolina | 17.605.117 l | 19,3 | 0,90 €·l$^{-1}$ |
| Hidrógeno | 4.531.600 kg | 18,4 | 3,34 €·kg$^{-1}$ |
| Electricidad | 118.843.306 kWh | 14,8 | 0,10 €·kWh |

Finalmente, ya que la función principal del sistema FT es la obtención de combustibles, se compara el coste de producción del diésel y de la gasolina obtenidos mediante el proceso Fischer-Tropsch con el coste de los análogos convencionales. En la Tabla 7.22 se muestra el coste de producción de cada uno de los combustibles convencionales, dicho coste se calcula en base al precio de venta (PVP) [22] y el porcentaje asociado al coste de producción [23]. Los valores obtenidos son significativamente inferiores a los del díesel y la gasolina FT (Tabla 7.21). Sin embargo, teniendo en cuenta que los costes presentan el mismo orden de magnitud y que se trata de un proceso todavía en fase de investigación, estos resultados sugieren que el proceso FT para la obtención de combustibles sintéticos podría ser un proceso económicamente competitivo en un futuro.

**Tabla 7.22. Cálculo del coste de producción del diésel y gasolina convencionales.**

| Combustible | PVP (€·l$^{-1}$) | % asociado al coste | Coste producción (€·l$^{-1}$) |
|---|---|---|---|
| Diésel | 1,34 | 49,0 | 0,66 |
| Gasolina | 1,39 | 45,0 | 0,63 |

Por otro lado, la obtención de combustibles convencionales genera mayor cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero que el proceso FT (2,02 y 2,06 kg de $CO_2$ eq más por litro de diésel y gasolina, respectivamente), lo que hace a éste último un proceso

ambientalmente más favorable. Teniendo en cuenta el coste de los derechos de emisión de $CO_2$, el proceso FT para la obtención de combustibles sintéticos podría llegar a ser económicamente competitivo si el precio de los derechos de emisión de $CO_2$ llegara a alcanzar los 144 €·$t^{-1}$ $CO_2$, valor muy alejado del coste actual y que difícilmente se alcanzará en un futuro cercano.

## 7.5 Bibliografía


[1] Tijmensen MJA, Faaij APC, Hamelinck CN, van Hardeveld MRM. Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification. Biomass Bioenerg 2002;23:129-52.

[2] Swanson RM, Satrio JA, Brown RC, Platon A, Hsu DD. Techno-economic analysis of biofuels production based on gasification. Technical Report NREL/TP-6A20-46587, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2010.

[3] Dry ME. The Fischer-Tropsch process: 1950-2000. Catal Today 2002;71:227-41.

[4] Kothandaraman A. Carbon dioxide capture by chemical absorption: a solvent comparison study, Massachusetts: Massachusetts Institute of Technology; 2010.

[5] Podolski WF, Schmalzer DK, Conrad V, Lowenhaupt DE, Winschel RA, Klunder EB, *et al*. Energy Resources, Conversion, and Utilization. En: Green DW, Perry RH, editores. Perry´s chemical engineers´ handbook, Nueva York: McGraw-Hill; 2008.

[6] Spath P, Dayton DC. Preliminary screening−Technical and Economic Assessment of Synthesis Gas to Fuels and Chemicals with Emphasis on the Potential for Biomass-Derived Syngas. Technical Report NREL/TP-510-34929, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[7] Krishna R, Sie ST. Design and scale-up of the Fischer-Trospch bubble column slurry reactor. Fuel Process Technol 2000;64:73-105.

[8] Dahmen N, Henrich E, Dinjus E, Weirich F. The bioliq® bioslurry gasification process for the production of biosynfuels, organic chemicals, and energy. Energy, Sustainability and Society 2012;2(3):1-44.

[9] Prins MJ, Ptasinski KJ, Janssen FJ. Exergetic optimisation of a production process of Fischer–Tropsch fuels from biomass. Fuel Process Technol 2005;86(4):375-89.

[10] Wright MM, Brown RC, Boateng AA. Distributed processing of biomass to bio-oil for subsequent production of Fischer-Tropsch liquids. Biofuel Bioprod Bior 2008;2(3):229-38.

[11] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal design & optimization, Nueva York: John Wiley & Sons; 1996.

[12] Gasol CM, Gabarrell X, Anton A, Rigola M, Carrasco J, Ciria P, Rieradevall J. LCA of poplar bioenergy system compared with *Brassica carinata* energy crop and natural gas in regional scenario. Biomass Bioenerg 2009;33:119-29.

[13] Fan J, Kalnes TN, Alward M, Klinger J, Sadehvandi A, Shonnard DR. Life cycle assessment of electricity generation using fast pyrolisis bio-oil. Renew Energ 2011;36:632-41.

[14] Frischknecht R, Jungbluth N, Althaus HJ, Doka G, Heck T, Hellweg S, *et al*. Overview and methodology, ecoinvent report no. 1, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[15] EMEP/EEA air pollutant emission inventory guidebook; 2009. Disponible en: <http://www.eea.europa.eu/publications/emep-eea-emission-inventory-guidebook-2009>.

[16] Dones R, Bauer C, Bolliger R, Burger B, Faist-Emmengger M, Frischknecht R, *et al*. Life cycle inventories of energy systems: results for current systems in Switzerland and other UCTE countries, ecoinvent report no. 5, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[17] Red Eléctrica de España. El sistema eléctrico español 2013, Madrid: REE; 2014.

[18] Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y del Consejo de 23 de abril de 2009 relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables y por la que se modifican y se derogan las Directivas 2001/77/CE y 2003/30/CE. Diario Oficial de la Unión Europea.

[19] Spath P, Aden A, Eggeman T, Ringer M, Wallace B, Jechura J. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier. Technical Report NREL/TP-510-37408, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[20] Ng KS, Sadhukhan J. Techo-economic performance analysis of bio-oil based Fischer-Tropsch and CHP synthesis platform. Biomass Bioenerg 2011;35:3218-34.

[21] Tolosana E, Martínez Ferrari R, Laina R, Ambrosio Y, Garoz L, Guinea J, *et al*. Manual de buenas prácticas para el aprovechamiento integrado de biomasa en choperas, Madrid: Fundación Centro de Servicios y Promoción Forestal y de su Industria de Castilla y León (Cesefor); 2008.

[22] Asociación Epañola de Operadores de Productos Petrolíferos. Composición del precio del los carburantes tras la subida del IVA con efecto 1 de septiembre. Último acceso 9 marzo 2015 <http://www.aop.es/pdf/ComposicionPreciosSeptiembre2012.pdf>.

[23] MINETUR. Precios de carburantes y combustibles – Datos de enero de 2014. Último acceso 9 marzo 2015 <http://www.minetur.gob.es/energia/petroleo/Precios/Informes/InformesMensuales/2014/enero2014.pdf>

# CAPÍTULO 8.

# COMPARATIVA DE SISTEMAS BASADOS EN GASIFICACIÓN DE BIOMASA

## 8.1 Objetivos

El objetivo del presente capítulo es la comparación de los tres sistemas basados en gasificación de biomasa estudiados en esta tesis. Esta comparación se realiza en base a los resultados exergéticos, ambientales y económicos obtenidos en los capítulos anteriores.

## 8.2 Comparación exergética

La Figura 8.1 muestra la eficiencia exergética de cada uno de los sistemas. El sistema de producción de hidrógeno presenta la mayor eficiencia exergética (35,53 %), seguido del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (31,45 %). El proceso de coproducción de combustibles sintéticos-FT y electricidad presenta una eficiencia bastante inferior (26,05 %) comparado con los dos procesos anteriores. Esto se debe principalmente al mayor número de operaciones implicadas en la transformación del gas de síntesis.

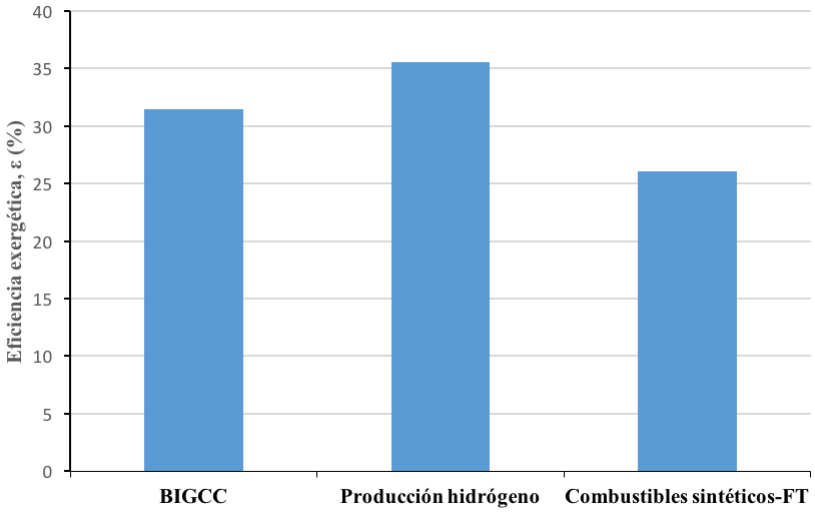



**Figura 8.1. Comparación de la eficiencia exergética de los sistemas energéticos basados en gasificación de biomasa.**

Estos resultados exergéticos sugieren que, desde un punto de vista termodinámico, el proceso de producción de hidrógeno es la mejor opción de los sistemas energéticos analizados, aunque seguido muy de cerca por el sistema de producción de electricidad BIGCC.

En cuanto a la identificación de los componentes más significativos en el análisis exergético, en todos los casos de estudio el equipo que peor se comporta es el gasificador,

ya que presenta la mayor contribución a la destrucción exergética. Además, las secciones de producción de electricidad presentan también una contribución significativa a la destrucción de exergía, asociada principalmente a la cámara de combustión de la turbina de gas (sistemas BIGCC y de producción de combustibles-FT) y a la caldera de gas (sistema de producción de hidrógeno).

## 8.3 Comparación ambiental

La comparación ambiental entre los sistemas basados en gasificación de biomasa analizados en la presente tesis se realiza en base a las categorías más estudiadas en el análisis de sistemas energéticos: calentamiento global (CG) y demanda de energía no renovable acumulada ($DEA_{nr}$). Para ello, se calcula el porcentaje de mejora de dichas categorías de impacto para los productos de los sistemas de producción de electricidad (BIGCC), de producción de hidrógeno y de producción de combustibles sintéticos (gasolina y diésel) respecto a los productos convencionales (mix eléctrico español 2013, hidrógeno de SMR y gasolina y diésel de petróleo, respectivamente). En la Figura 8.2 se muestra el porcentaje de mejora en la categoría CG.

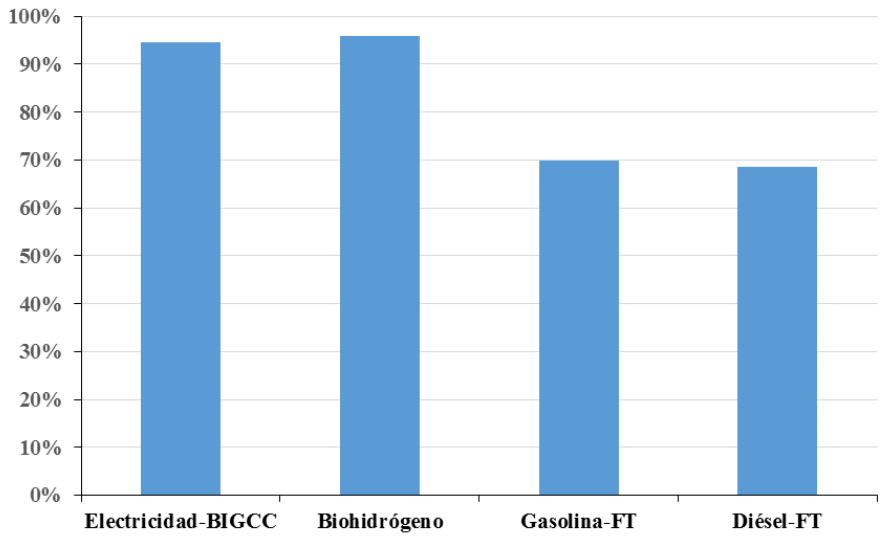



**Figura 8.2. Mejora en la categoría CG de los productos energéticos basados en gasificación de biomasa con respecto a los productos convencionales.**

Todos los productos obtenidos mediante gasificación de biomasa conducen a importantes disminuciones de emisiones de GEI, siendo del 94,5 % y del 95,9 % para la electricidad BIGCC y el biohidrógeno, respectivamente. Por su parte, los combustibles FT producen mejoras cercanas al 70 %, demostrando que son una buena alternativa según la Directiva 2009/28/CE. Además, los procesos más impactantes para los tres sistemas

son las emisiones al aire de los subsistemas de gasificación y de generación de electricidad.

La Figura 8.3 muestra el porcentaje de mejora de cada uno de los productos basados en gasificación de biomasa para la categoría de impacto $DEA_{nr}$. Relacionado con los resultados en la categoría CG, la electricidad BIGCC y el biohidrógeno presentan los porcentajes de mejora más elevados, con valores de aproximadamente el 90 %. Esto significa que emplean un 90 % menos de energía no renovable que los correspondientes productos convencionales. La gasolina y el diésel FT también presentan resultados de mejora elevados (aproximadamente del 82 %). En todos los casos de estudio, la producción y transporte de biomasa se identifica como el proceso que más influye en la categoría de impacto $DEA_{nr}$.

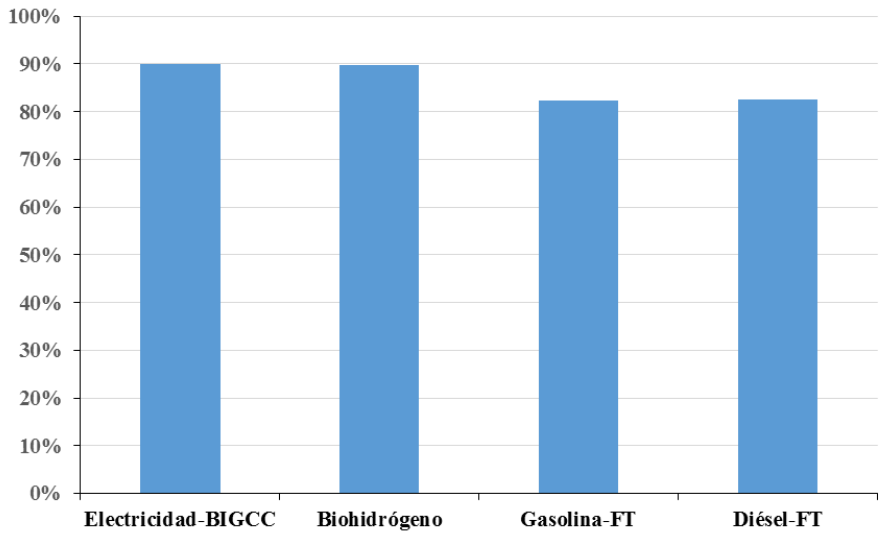



**Figura 8.3. Mejora de la categoría $DEA_{nr}$ de los productos energéticos basados en gasificación de biomasa con respecto a los análogos convencionales.**

En base a estos resultados se puede concluir que, aunque los tres sistemas basados en gasificación de biomasa presentan un buen comportamiento, los sistemas más favorables son el de producción de electricidad BIGCC y el de producción de hidrógeno.

## 8.4 Comparación económica

En este apartado se compara el incremento en el coste de producción de la electricidad BIGCC, el hidrógeno basado en gasificación y la gasolina y diésel FT con respecto al coste de producción para las técnicas convencionales (Figura 8.4).

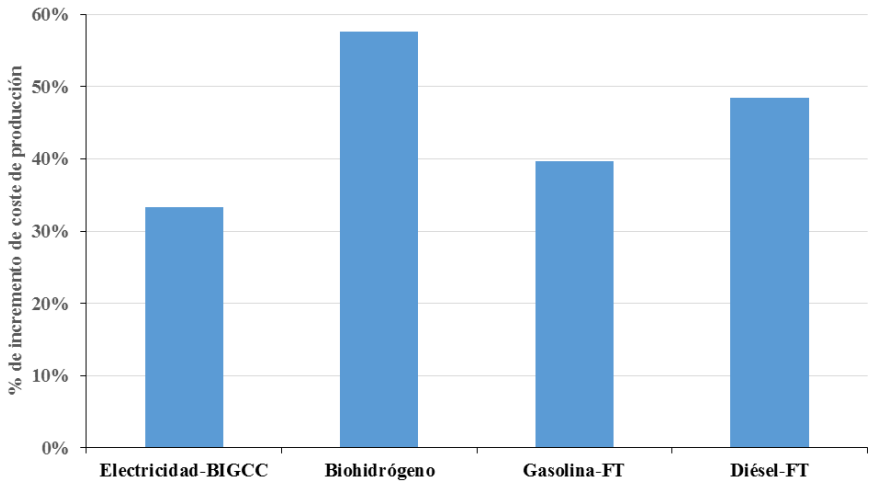



**Figura 8.4. Incremento en el coste de producción con respecto al coste obtenido mediante procesos convencionales.**

Se observa que el sistema de producción de electricidad (BIGCC) presenta el menor incremento en el coste de producción (33,33 %), seguido del sistema de producción de gasolina y diésel FT, con unos incrementos en el coste de producción del 39,68 % y del 48,48 %, respectivamente. El sistema de producción de hidrógeno presenta un incremento en el coste de producción significativamente más elevado (57,66 %) que en los casos anteriores.

Estos resultados sugieren una mayor viabilidad económica para el sistema de producción de electricidad (BIGCC), seguido del sistema de producción de combustibles sintéticos FT.

Teniendo en cuenta todos los resultados anteriores, la producción de electricidad BIGCC es la opción más prometedora, ya que combina una buena eficiencia exergética con elevadas reducciones de emisiones de GEI y $DEA_{nr}$, y con el menor incremento de coste de producción respecto a su producto convencional equivalente.

El sistema de producción de hidrógeno presenta resultados similares, pero el incremento de coste, respecto al hidrógeno obtenido por reformado con vapor de gas natural, es el mayor en términos relativos.

Por su parte, el diésel y la gasolina obtenidos por FT presentan reducciones de GEI cercanas al 70 %, por encima del 60 % que establece la Directiva 2009/28/CE para 2018, haciendo que sean una alternativa muy competitiva para su empleo en el mix de carburantes.

# CAPÍTULO 9.

# CONCLUSIONES

En esta tesis, se ha desarrollado un modelo de simulación de un sistema de gasificación indirecta con combustión de *char* con errores inferiores al 2 % al validarlo con datos experimentales. Del estudio desarrollado a partir de esta simulación se pueden extraer como conclusiones más importantes:

- El análisis exergético de los tres sistemas muestra que la mayor parte de la destrucción exergética se produce en la sección de gasificación debido principalmente a las irreversibilidades asociadas a las reacciones químicas que se dan en el gasificador.
- Las secciones de generación de electricidad también presentan contribuciones significativas a la destrucción exergética, especialmente en los sistemas BIGCC y de producción de hidrógeno.
- En general, en base a los resultados obtenidos en el análisis exergético, las medidas para aumentar la eficiencia exergética de los sistemas analizados deberían centrarse principalmente en el gasificador como, por ejemplo, reducir la temperatura de operación y desarrollar materiales catalíticos que puedan ser usados como material de lecho.
- Los estudios de análisis del ciclo de vida de los tres sistemas energéticos basados en gasificación de biomasa muestran que el cultivo y recolección del chopo y las emisiones directas al aire de los subsistemas de pre-tratamiento, gasificación de chopo y reformado de alquitranes y de generación de electricidad son las principales fuentes de impacto ambiental.
- En base al valor positivo del balance energético del ciclo de vida y al elevado índice de renovabilidad que presentan los tres sistemas estudiados, se estima un comportamiento energético favorable. Sin embargo, su baja eficiencia energética de ciclo de vida, debida a la elevada demanda de biomasa necesaria como materia prima, sugiere acciones de mejora centradas en la minimización de dicha demanda de biomasa y en optimizar la etapa de producción de la misma.
- La electricidad y el hidrógeno basados en gasificación presentan mejores resultados que los análogos convencionales en la mayoría de categorías de impacto evaluadas, destacando el calentamiento global y la demanda de energía no renovable.

- La gasolina-FT y el diésel-FT presentan mejores resultados que la gasolina y el diésel convencionales en todas las categorías de impacto evaluadas, excepto en las categorías de competencia por el terreno, eutrofización y demanda de energía acumulada total. Además, presentan reducciones de las emisiones de GEI superiores al 60 %.
- Los costes de producción de los productos obtenidos (electricidad, hidrógeno y combustibles FT) son superiores a los de sus análogos convencionales, pero presentan el mismo orden de magnitud. Esto hace que, al tratarse de tecnologías no maduras y que deben alcanzar un mayor grado de desarrollo, puedan considerarse estas tecnologías como muy prometedores.
- El proceso de producción de electricidad se identifica como, potencialmente, la opción con mayor viabilidad, ya que presenta unos resultados exergéticos y ambientales muy favorables y los mejores resultados en base al coste de producción. Sin embargo, los otros dos sistemas no pueden ser descartados ya que la elección de la mejor opción estará condicionada por las necesidades energéticas futuras.

# ANEXOS

# Anexo A:

# Balances de materia

El presente anexo recoge los diagramas de simulación de cada uno de los sistemas analizados, así como los resultados obtenidos en la simulación (composición, temperatura y presión de cada una de las corrientes).

## A.1 Sistema de producción de electricidad mediante BIGCC

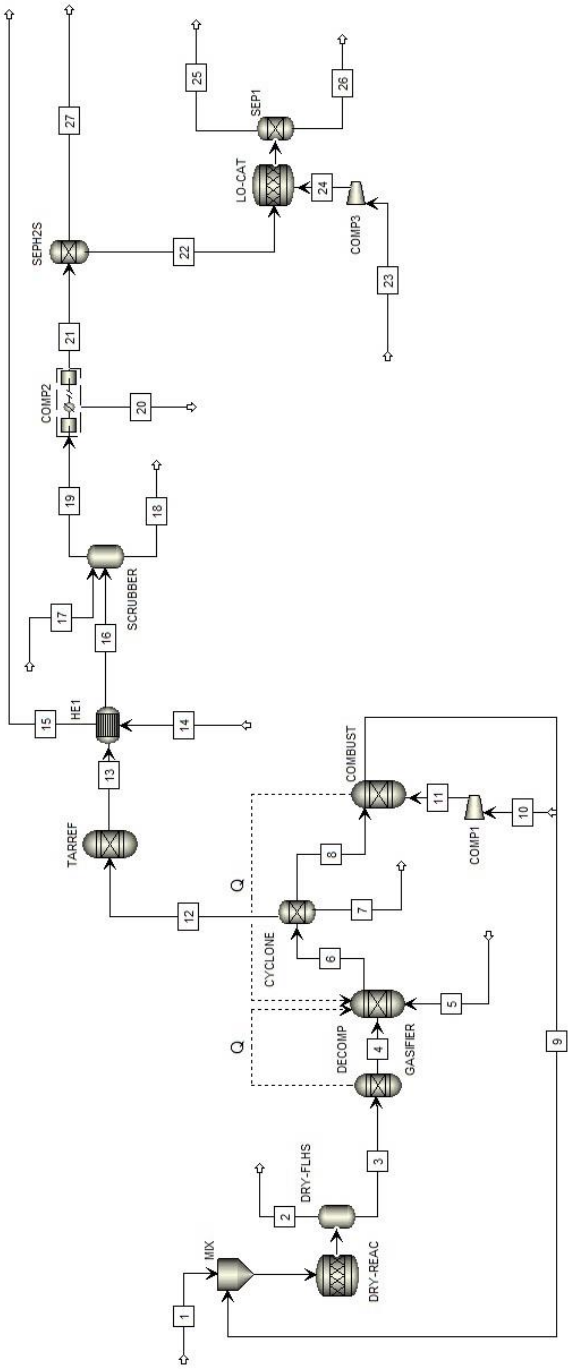



**Figura A.1. Diagrama de simulación del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC: sección gasificación y acondicionamiento del gas de síntesis**

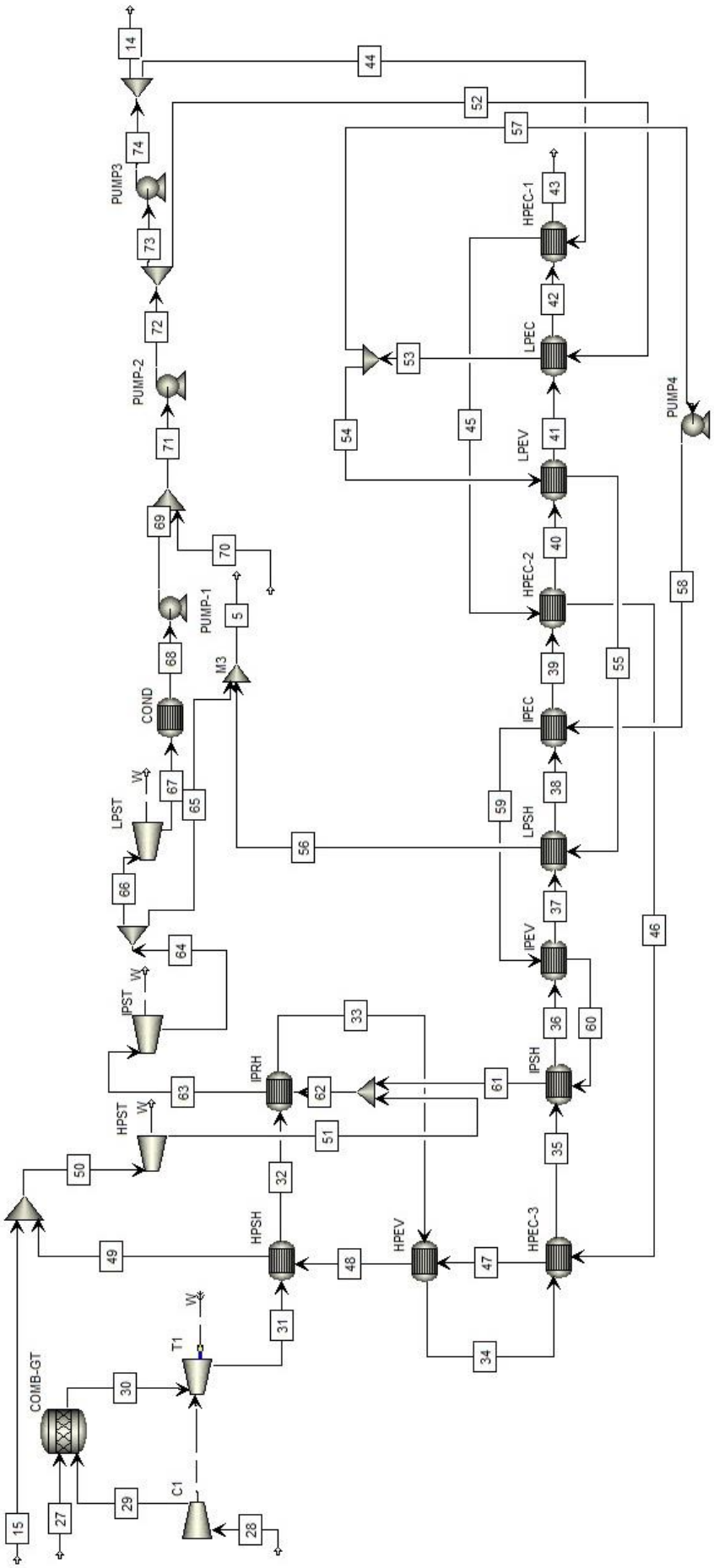



**Figura A.2. Diagrama de simulación del sistema de producción de electricidad mediante BIGCC: sección generación de electricidad.**

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC.**

| Nombre corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 25,00 | 184,10 | 184,10 | 870,00 | 195,80 | 870,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 90,82 | 26,30 | 26,30 | 9,26 | 35,56 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 0 | 3,46 | 0 | 1,17 | $5,14 \cdot 10^{-1}$ | 1,62 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 90,82 | 0 | 14,06 | 9,26 | 30,56 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | - | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 2,01 | 0 | 9,36 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 50,81 | 0 | $1,40 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 21,95 | 0 | 3,16 | 9,26 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 1,403 | 0 | $5,645 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,479 |
| **$CO_2$** | 0 | 16,05 | 0 | 0 | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | $5,42 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,70 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,381 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,381 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | $6,94 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,60 | 1,60 | 1,40 | 1,00 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 870,00 | 870,00 | 950,6 | 25,00 | 100,20 | 870,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 4,60 | 70,83 | 66,23 | 66,23 | 30,34 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 0 | $1,09 \cdot 10^{-1}$ | 2,35 | 2,30 | 2,30 | 1,51 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | $2,20 \cdot 10^{-1}$ | 70,83 | 66,23 | 66,23 | 30,34 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 2,01 | 15,43 | 15,43 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 50,81 | 50,81 | 50,81 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | 1,963 | 0 | 0 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | $2,20 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | $3,45 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,48 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 16,05 | 0 | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | $5,42 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,69 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 4,381 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 4,381 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,40 | 97,00 | 97,00 | 1,20 | 1,20 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 765,90 | 43,20 | 534,00 | 150,00 | 25,00 | 60,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 30,34 | 11,77 | 11,77 | 30,34 | 111,34 | 116,36 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,65 | $6,53 \cdot 10^{-1}$ | $6,53 \cdot 10^{-1}$ | 1,65 | 6,18 | 6,45 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 30,34 | 11,77 | 11,77 | 30,34 | 111,34 | 116,36 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $9,72 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $9,72 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $3,89 \cdot 10^{-6}$ |
| **$H_2O$** | 9,66 | 11,77 | 11,77 | 9,66 | 111,34 | 116,03 |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 0 | 1,06 | 0 | $6,44 \cdot 10^{-5}$ |
| **CO** | 6,14 | 0 | 0 | 6,14 | 0 | $2,66 \cdot 10^{-2}$ |
| **$CO_2$** | 11,41 | 0 | 0 | 11,41 | 0 | $1,27 \cdot 10^{-1}$ |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7,38 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $1,40 \cdot 10^{-4}$ |
| **$NH_3$** | $5,07 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $5,07 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $4,57 \cdot 10^{-2}$ |
| **$CH_4$** | 1,41 | 0 | 0 | 1,41 | 0 | $6,61 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_2$** | $3,81 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $3,81 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $4,05 \cdot 10^{-3}$ |
| **$C_2H_4$** | $4,38 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | $4,38 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $4,58 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_6$** | $6,30 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $8,07 \cdot 10^{-4}$ |
| **Alquitranes** | $1,61 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $1,61 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $1,61 \cdot 10^{-2}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,00 | 23,40 | 23,40 | 1,00 | 1,20 |
| **Temperatura (ºC)** | 60,00 | 40,10 | 40,00 | 40,00 | 25,00 | 47,00 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 25,32 | 4,91 | 20,41 | $7,24\cdot10^{-3}$ | $1,75\cdot10^{-2}$ | $1,75\cdot10^{-2}$ |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 1,38 | $2,72\cdot10^{-1}$ | 1,11 | $2,12\cdot10^{-4}$ | $6,07\cdot10^{-4}$ | $6,07\cdot10^{-4}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 25,32 | 4,91 | 20,41 | $7,24\cdot10^{-3}$ | $1,75\cdot10^{-2}$ | $1,75\cdot10^{-2}$ |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $4,08\cdot10^{-3}$ | $4,08\cdot10^{-3}$ |
| **$N_2$** | $9,72\cdot10^{-2}$ | 0 | $9,72\cdot10^{-2}$ | 0 | $1,34\cdot10^{-2}$ | $1,34\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | 4,98 | 4,91 | $7,27\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 1,06 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 6,11 | 0 | 6,11 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 11,28 | 0 | 11,28 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7,24\cdot10^{-3}$ | 0 | $7,24\cdot10^{-3}$ | $7,24\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $4,98\cdot10^{-3}$ | 0 | $4,98\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 1,35 | 0 | 1,35 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | $3,41\cdot10^{-2}$ | 0 | $3,41\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | $3,92\cdot10^{-1}$ | 0 | $3,92\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | $5,49\cdot10^{-3}$ | 0 | $5,49\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | $1,39\cdot10^{-5}$ | 0 | $1,39\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,00 | 23,40 | 1,00 | 23,40 | 23,40 |
| **Temperatura (ºC)** | 40,00 | 40,00 | 40,00 | 25,00 | 513,00 | 1288,9 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $1,79 \cdot 10^{-2}$ | $6,81 \cdot 10^{-3}$ | 20,41 | 251,95 | 251,95 | 272,36 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | $7,13 \cdot 10^{-4}$ | 0 | 1,11 | 8,73 | 8,73 | 9,47 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | $1,79 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 20,41 | 251,95 | 251,95 | 272,36 |
| **Fracción de vapor** | 1 | - | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | $6,80 \cdot 10^{-4}$ | 0 | 0 | 58,68 | 58,68 | 39,94 |
| **$N_2$** | $1,34 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $9,72 \cdot 10^{-2}$ | 193,27 | 193,27 | 193,36 |
| **$H_2O$** | $3,83 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $7,27 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 13,10 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 1,06 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 6,11 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 11,28 | 0 | 0 | 25,94 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,35 \cdot 10^{-2}$ |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | $4,98 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 1,35 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | $3,41 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | $3,92 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | $5,49 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | $1,40 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | $6,81 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | $6,81 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,50 | 1,50 | 1,50 | 1,50 | 1,50 | 1,50 |
| **Temperatura (ºC)** | 553,50 | 493,20 | 437,10 | 317,50 | 271,40 | 268,70 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 9,47 | 9,47 | 9,47 | 9,47 | 9,47 | 9,47 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 39,94 | 39,94 | 39,94 | 39,94 | 39,94 | 39,94 |
| **$N_2$** | 193,36 | 193,36 | 193,36 | 193,36 | 193,36 | 193,36 |
| **$H_2O$** | 13,10 | 13,10 | 13,10 | 13,10 | 13,10 | 13,10 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 25,94 | 25,94 | 25,94 | 25,94 | 25,94 | 25,94 |
| **$NO_2$** | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,50 | 1,50 | 1,50 | 1,50 | 1,50 | 1,50 |
| **Temperatura (ºC)** | 219,70 | 216,80 | 206,70 | 172,20 | 129,70 | 116,90 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 9,47 | 9,47 | 9,47 | 9,47 | 9,47 | 9,47 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 | 272,36 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 39,94 | 39,94 | 39,94 | 39,94 | 39,94 | 39,94 |
| **$N_2$** | 193,36 | 193,36 | 193,36 | 193,36 | 193,36 | 193,36 |
| **$H_2O$** | 13,10 | 13,10 | 13,10 | 13,10 | 13,10 | 13,10 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 25,94 | 25,94 | 25,94 | 25,94 | 25,94 | 25,94 |
| **$NO_2$** | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | $1,35 \cdot 10^{-2}$ |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,50 | 97,00 | 97,00 | 97,00 | 97,00 | 97,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 95,30 | 43,20 | 100,00 | 190,00 | 299,00 | 308,70 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 272,36 | 26,27 | 26,27 | 26,27 | 26,27 | 26,27 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 9,47 | 1,46 | 1,46 | 1,46 | 1,46 | 1,46 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 272,36 | 26,27 | 26,27 | 26,27 | 26,27 | 26,27 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 39,94 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 193,36 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 13,10 | 26,27 | 26,27 | 26,27 | 26,27 | 26,27 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 25,94 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | $1,35 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 97,00 | 97,00 | 20,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 533,50 | 533,70 | 308,70 | 42,10 | 110,00 | 110,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 26,27 | 38,04 | 38,04 | 13,01 | 13,01 | 5,50 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,46 | 2,11 | 2,11 | $7,22 \cdot 10^{-1}$ | $7,22 \cdot 10^{-1}$ | $3,06 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 26,27 | 38,04 | 38,04 | 13,01 | 13,01 | 5,50 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 26,27 | 38,04 | 38,04 | 13,01 | 13,01 | 5,50 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 55 | 56 | 57 | 58 | 59 | 60 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 2,00 | 2,00 | 2,00 | 20,00 | 20,00 | 20,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 120,20 | 195,80 | 110,00 | 110,50 | 202,00 | 212,4 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 5,50 | 5,50 | 7,51 | 7,51 | 7,51 | 7,51 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | $3,06 \cdot 10^{-1}$ | $3,06 \cdot 10^{-1}$ | $4,17 \cdot 10^{-1}$ | $4,17 \cdot 10^{-1}$ | $4,17 \cdot 10^{-1}$ | $4,17 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 5,50 | 5,50 | 7,51 | 7,51 | 7,51 | 7,51 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 5,505 | 5,505 | 7,51 | 7,51 | 7,51 | 7,51 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 61 | 62 | 63 | 64 | 65 | 66 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 20,00 | 20,00 | 20,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 251,40 | 298,90 | 473,20 | 195,70 | 195,70 | 195,70 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 7,51 | 45,55 | 45,55 | 45,55 | 3,75 | 41,80 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | $4{,}17 \cdot 10^{-1}$ | 2,53 | 2,53 | 2,53 | $2{,}08 \cdot 10^{-1}$ | 2,32 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 7,51 | 45,55 | 45,55 | 45,55 | 3,75 | 41,80 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 7,51 | 45,55 | 45,55 | 45,55 | 3,75 | 41,80 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 67 | 68 | 69 | 70 | 71 | 72 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 0,10 | 0,10 | 1,00 | 1,00 | 1,00 | 2,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 45,80 | 45,80 | 45,80 | 25,00 | 42,10 | 42,10 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 41,80 | 41,80 | 41,80 | 9,26 | 51,06 | 51,06 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 2,32 | 2,32 | 2,32 | $5{,}14 \cdot 10^{-1}$ | 2,83 | 2,83 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 41,80 | 41,80 | 41,80 | 9,26 | 51,06 | 51,06 |
| **Fracción de vapor** | $9{,}32 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 41,80 | 41,80 | 41,80 | 9,26 | 51,06 | 51,06 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.1. Resultados de la simulación del proceso de producción de electricidad mediante BIGCC (continuación).**

| Nombre corriente | 73 | 74 |
|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 2,00 | 97,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 42,10 | 43,20 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 38,04 | 38,04 |
| **Substream** | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 2,11 | 2,11 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 38,04 | 38,04 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 38,04 | 38,04 |
| **$H_2$** | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 |

## A.2 Sistema de producción de hidrógeno

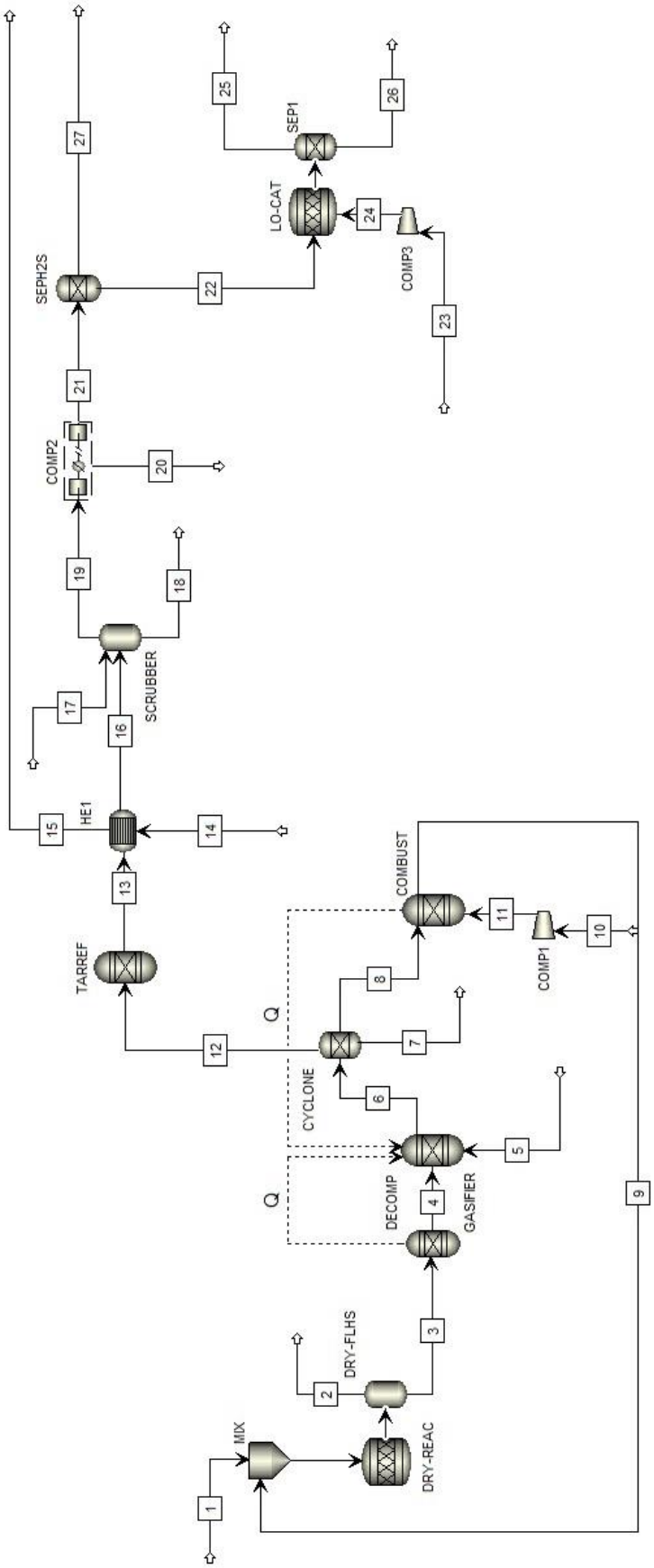



**Figura A.3. Diagrama de simulación del sistema de producción de hidrógeno: sección gasificación y acondicionamiento del gas de síntesis.**

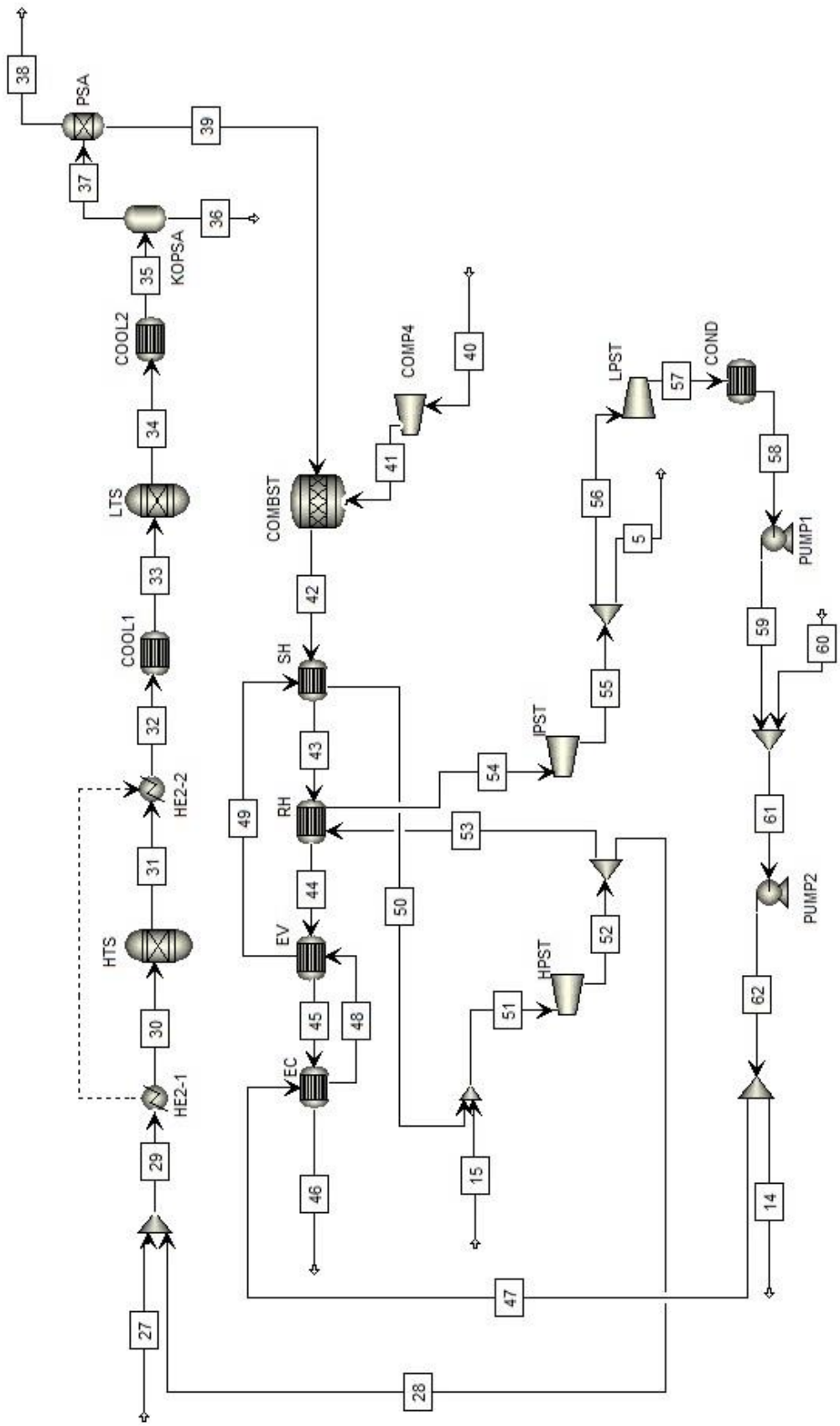



**Figura A.4. Diagrama de simulación del sistema de producción de hidrógeno: sección WGS, purificación de $H_2$ y generación de electricidad.**

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno.**

| Nombre corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 25,00 | 184,10 | 184,10 | 870,00 | 186,90 | 870,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 90,82 | 26,30 | 26,30 | 9,26 | 35,56 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 0 | 3,46 | 0 | 1,17 | $5,14 \cdot 10^{-1}$ | 1,62 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 90,82 | 0 | 14,06 | 9,26 | 30,56 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | - | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 2,01 | 0 | 9,36 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 50,81 | 0 | $1,40 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 21,95 | 0 | 3,16 | 9,26 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 1,40 | 0 | $5,64 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,48 |
| **$CO_2$** | 0 | 16,05 | 0 | 0 | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | $5,42 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,69 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,38 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,38 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | $6,94 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,60 | 1,60 | 1,40 | 1,00 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 870,00 | 870,00 | 957,30 | 25,00 | 100,20 | 870,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 4,60 | 70,83 | 66,23 | 66,23 | 30,34 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 0 | $1,09 \cdot 10^{-1}$ | 2,35 | 2,30 | 2,30 | 1,51 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | $2,20 \cdot 10^{-1}$ | 70,83 | 66,23 | 66,23 | 30,34 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 2,01 | 15,43 | 15,43 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 50,81 | 50,81 | 50,81 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | 1,963 | 0 | 0 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | $2,20 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | $3,45 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,479 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 16,05 | 0 | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | $5,42 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,69 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 4,381 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 4,381 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,40 | 80,00 | 80,00 | 1,20 | 1,20 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 765,90 | 35,80 | 680,00 | 150,00 | 25,00 | 60,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 30,34 | 10,48 | 10,48 | 30,34 | 117,21 | 122,61 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,65 | $5,82 \cdot 10^{-1}$ | $5,82 \cdot 10^{-1}$ | 1,65 | 6,51 | 6,80 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 30,34 | 10,48 | 10,48 | 30,34 | 117,21 | 122,61 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $9,72 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $9,72 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $3,89 \cdot 10^{-6}$ |
| **$H_2O$** | 9,66 | 10,48 | 10,48 | 9,66 | 117,21 | 122,26 |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 0 | 1,06 | 0 | 0 |
| **CO** | 6,14 | 0 | 0 | 6,14 | 0 | $3,00 \cdot 10^{-2}$ |
| **$CO_2$** | 11,41 | 0 | 0 | 11,41 | 0 | $1,32 \cdot 10^{-1}$ |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7,38 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $5,07 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $5,07 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $4,70 \cdot 10^{-2}$ |
| **$CH_4$** | 1,41 | 0 | 0 | 1,41 | 0 | $7,50 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_2$** | $3,81 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $3,81 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $5,00 \cdot 10^{-3}$ |
| **$C_2H_4$** | $4,38 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | $4,38 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $5,10 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_6$** | $6,30 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $1,00 \cdot 10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | $1,61 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | $1,61 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $1,61 \cdot 10^{-2}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,00 | 30,00 | 30,00 | 1,00 | 1,20 |
| **Temperatura (ºC)** | 60,00 | 40,10 | 40,00 | 40,00 | 25,00 | 47,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 24,93 | 4,56 | 20,37 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | $1,70 \cdot 10^{-2}$ | $1,70 \cdot 10^{-2}$ |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,36 | $2,53 \cdot 10^{-1}$ | 1,10 | $2,12 \cdot 10^{-4}$ | $1,00 \cdot 10^{-3}$ | $1,00 \cdot 10^{-3}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 24,93 | 4,56 | 20,37 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | $1,70 \cdot 10^{-2}$ | $1,70 \cdot 10^{-2}$ |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | $4,00 \cdot 10^{-3}$ |
| **$N_2$** | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $1,30 \cdot 10^{-2}$ | $1,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | 4,62 | 4,56 | $5,90 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 1,06 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 6,11 | 0 | 6,11 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 11,28 | 0 | 11,28 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 1,34 | 0 | 1,34 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | 0 | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,00 | 30,00 | 30 | 30 | 29,80 |
| **Temperatura (ºC)** | 40,00 | 40,00 | 40,00 | 515,80 | 282,20 | 350,00 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | $1,80\cdot10^{-2}$ | $6,81\cdot10^{-3}$ | 20,37 | 11,72 | 32,09 | 32,09 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $1,00\cdot10^{-3}$ | 0 | 1,10 | $6,51\cdot10^{-1}$ | 1,75 | 1,75 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | $1,80\cdot10^{-2}$ | 0 | 20,37 | 11,72 | 32,09 | 32,09 |
| **Fracción de vapor** | 1 | - | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | $1,00\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $1,30\cdot10^{-2}$ | 0 | $9,70\cdot10^{-2}$ | 0 | $9,70\cdot10^{-2}$ | $9,70\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | $4,00\cdot10^{-3}$ | 0 | $5,90\cdot10^{-2}$ | 11,72 | 11,78 | 11,78 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 1,06 | 0 | 1,06 | 1,06 |
| **CO** | 0 | 0 | 6,11 | 0 | 6,11 | 6,11 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 11,28 | 0 | 11,28 | 11,28 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | $4,00\cdot10^{-3}$ | 0 | $4,00\cdot10^{-3}$ | $4,00\cdot10^{-3}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 1,34 | 0 | 1,34 | 1,34 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | $3,40\cdot10^{-2}$ | 0 | $3,40\cdot10^{-2}$ | $3,40\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | $3,86\cdot10^{-1}$ | 0 | $3,86\cdot10^{-1}$ | $3,86\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | $5,00\cdot10^{-3}$ | 0 | $5,00\cdot10^{-3}$ | $5,00\cdot10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | $1,39\cdot10^{-5}$ | 0 | $1,39\cdot10^{-5}$ | $1,39\cdot10^{-5}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | $7,00\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | $7,00\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 29,50 | 29,30 | 29,00 | 28,70 | 28,50 | 28,50 |
| **Temperatura (ºC)** | 434,90 | 317,70 | 200 | 219,00 | 40,00 | 40,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 32,09 | 32,09 | 32,09 | 32,09 | 32,09 | 7,88 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,75 | 1,75 | 1,75 | 1,75 | 1,75 | $4,37 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 32,09 | 32,09 | 32,09 | 32,09 | 32,09 | 7,88 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 0,75 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | 0 |
| **$H_2O$** | 9,07 | 9,07 | 9,07 | 7,95 | 7,95 | 7,88 |
| **$H_2$** | 1,36 | 1,36 | 1,36 | 1,49 | 1,49 | 0 |
| **CO** | 1,89 | 1,89 | 1,89 | 0,15 | 0,15 | 0 |
| **$CO_2$** | 17,90 | 17,90 | 17,90 | 20,63 | 20,63 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 |
| **$CH_4$** | 1,34 | 1,34 | 1,34 | 1,34 | 1,34 | 0 |
| **$C_2H_2$** | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 |
| **$C_2H_4$** | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | 0 |
| **$C_2H_6$** | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 |
| **Alquitranes** | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 28,50 | 28,50 | 1,20 | 1,00 | 1,20 | 1,20 |
| **Temperatura (ºC)** | 40,00 | 40,00 | 40 | 25,00 | 84,10 | 700,30 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 24,21 | 1,26 | 22,95 | 143,41 | 143,41 | 166,36 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,32 | $6,27 \cdot 10^{-1}$ | $6,91 \cdot 10^{-1}$ | 4,97 | 4,97 | 5,60 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 24,21 | 1,26 | 22,95 | 143,41 | 143,41 | 166,36 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 33,40 | 33,40 | 24,74 |
| **$N_2$** | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $9,70 \cdot 10^{-2}$ | 110,01 | 110,01 | 110,10 |
| **$H_2O$** | $7,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $7,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 5,61 |
| **$H_2$** | 1,49 | 1,26 | $2,23 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | $1,54 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $1,54 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 20,63 | 0 | 20,63 | 0 | 0 | 25,89 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,10 \cdot 10^{-2}$ |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $4,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 1,34 | 0 | 1,34 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $3,40 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $3,86 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $5,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | 0 | $1,39 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | $7,00 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,20 | 1,20 | 1,20 | 1,20 | 80,00 | 80,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 537,90 | 537,20 | 300,40 | 115,80 | 35,80 | 285,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 166,36 | 166,36 | 166,36 | 166,36 | 29,60 | 29,60 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 5,60 | 5,60 | 5,60 | 5,60 | 1,64 | 1,64 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 166,36 | 166,36 | 166,36 | 166,36 | 29,60 | 29,60 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 24,74 | 24,74 | 24,74 | 24,74 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 110,10 | 110,10 | 110,10 | 110,10 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 5,61 | 5,61 | 5,61 | 5,61 | 29,60 | 29,60 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 25,89 | 25,89 | 25,89 | 25,89 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | $1,10 \cdot 10^{-2}$ | $1,10 \cdot 10^{-2}$ | $1,10 \cdot 10^{-2}$ | $1,10 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 80,00 | 80,00 | 80,00 | 30,00 | 30,00 | 30,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 295,00 | 680,30 | 680,30 | 515,80 | 515,80 | 517,90 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 29,60 | 29,60 | 40,08 | 40,08 | 28,36 | 28,36 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,64 | 1,64 | 2,22 | 2,22 | 1,57 | 1,57 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 29,60 | 29,60 | 40,08 | 40,08 | 28,36 | 28,36 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 29,60 | 29,60 | 40,08 | 40,08 | 28,36 | 28,36 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 55 | 56 | 57 | 58 | 59 | 60 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 2,00 | 2,00 | 0,10 | 0,10 | 1 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 187,00 | 187,00 | 45,80 | 45,80 | 45,80 | 25 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 28,36 | 19,10 | 19,10 | 19,10 | 19,10 | 20,98 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 1,57 | 1,06 | 1,06 | 1,06 | 1,06 | 1,16 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 28,36 | 19,10 | 19,10 | 19,10 | 19,10 | 20,98 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | $9,27 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 28,36 | 19,10 | 19,10 | 19,10 | 19,10 | 20,98 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.2. Resultados de la simulación del proceso de producción de hidrógeno (continuación).**

| Nombre corriente | 61 | 62 |
|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 80,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 34,90 | 35,80 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 40,08 | 40,08 |
| **Substream** | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 2,22 | 2,22 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 40,08 | 40,08 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 40,08 | 40,08 |
| **$H_2$** | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 |

## A.3 Sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad

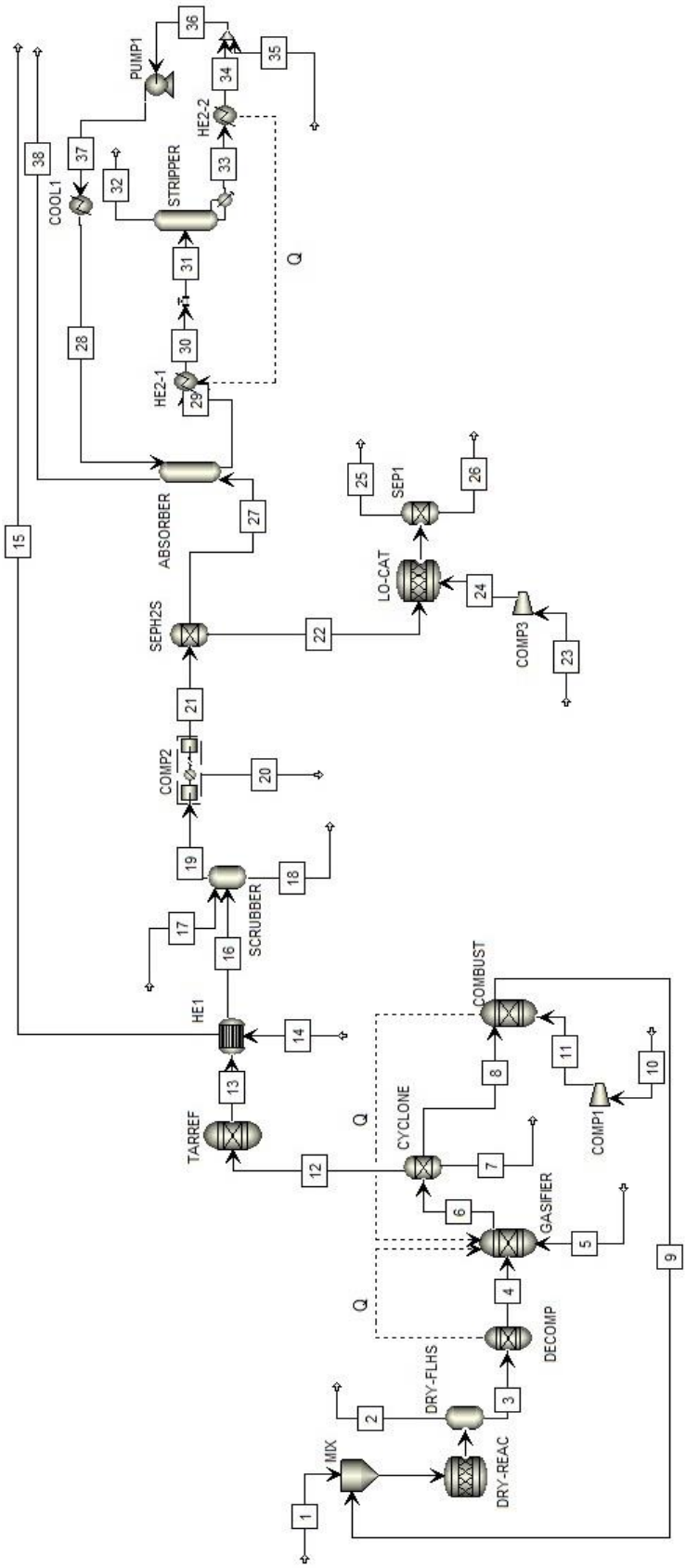



**Figura A.5. Diagrama de simulación del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad: sección gasificación y acondicionamiento del gas de síntesis.**

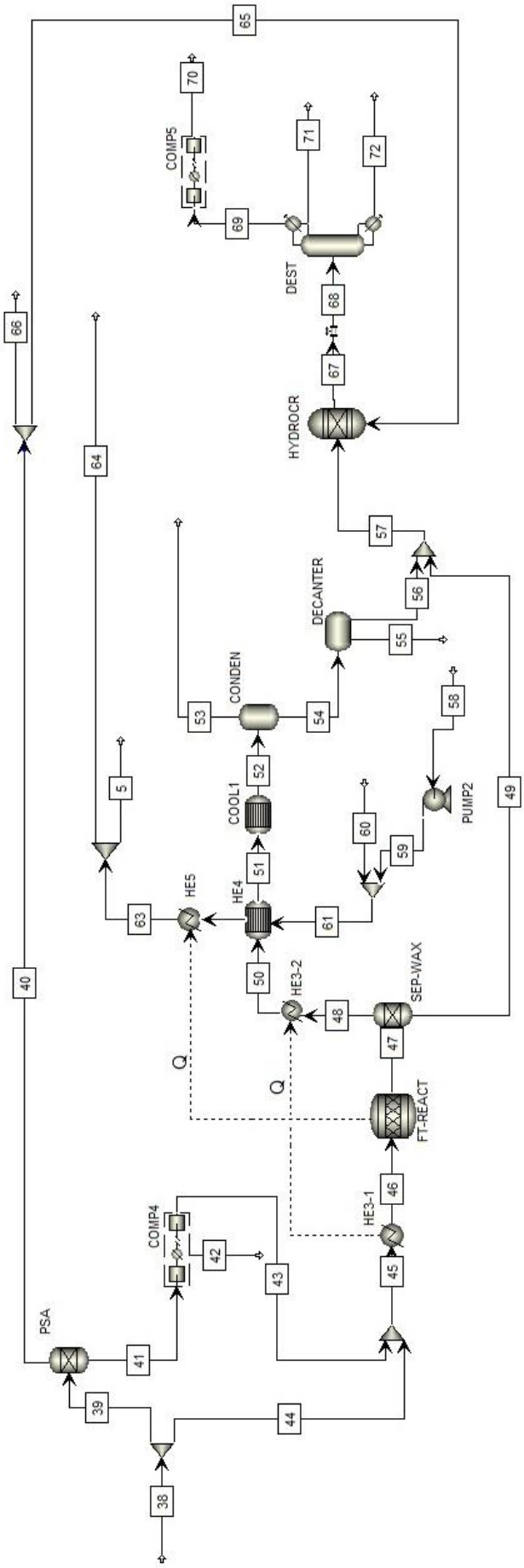



**Figura A.6. Diagrama de simulación del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad: sección FT y refino.**

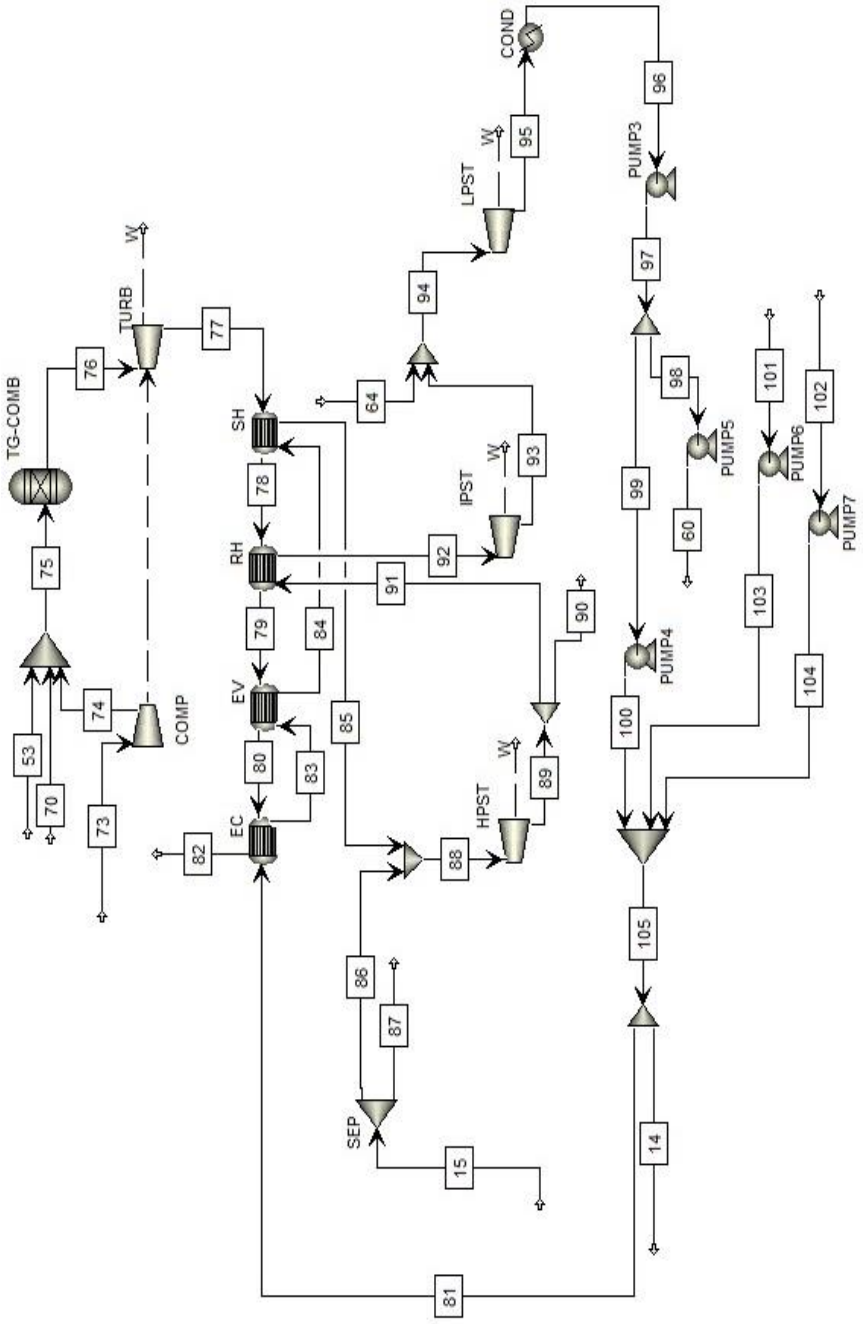



**Figura A.7. Diagrama de simulación del sistema de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad: sección generación de electricidad.**

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad.**

| Nombre corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 25,00 | 176,70 | 176,70 | 870,00 | 200,00 | 870,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 90,82 | 26,30 | 26,30 | 9,26 | 35,56 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 0 | 3,46 | 0 | 1,17 | $5,14 \cdot 10^{-1}$ | 1,62 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 90,82 | 0 | 14,06 | 9,26 | 30,56 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | - | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 2,01 | 0 | 9,36 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 50,81 | 0 | $1,40 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 21,95 | 0 | 3,16 | 9,26 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 1,40 | 0 | $5,64 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,48 |
| **$CO_2$** | 0 | 16,05 | 0 | 0 | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | $5,51 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,69 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,38 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 11,62 | 0 | 4,38 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | $6,94 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 46,30 | 0 | 26,30 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,25 \cdot 10^{-1}$ |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,60 | 1,60 | 1,40 | 1,00 | 1,80 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 870,00 | 870,00 | 957,30 | 25,00 | 100,20 | 870,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 4,60 | 70,83 | 66,23 | 66,23 | 30,34 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 0 | $1,09 \cdot 10^{-1}$ | 2,35 | 2,30 | 2,30 | 1,51 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | $2,20 \cdot 10^{-1}$ | 70,83 | 66,23 | 66,23 | 30,34 |
| **Fracción de vapor** | - | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 2,01 | 15,43 | 15,43 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 50,81 | 50,81 | 50,81 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | 1,963 | 0 | 0 | 14,19 |
| **$H_2$** | 0 | $2,20 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | $3,45 \cdot 10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8,479 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 16,05 | 0 | 0 | 4,04 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | $5,42 \cdot 10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,38 \cdot 10^{-3}$ |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $1,69 \cdot 10^{-1}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1,77 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $7,62 \cdot 10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $8,75 \cdot 10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $6,30 \cdot 10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | $3,22 \cdot 10^{-1}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 4,38 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 4,38 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | $6,25 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,40 | 80,00 | 80,00 | 1,20 | 1,20 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 765,86 | 142,60 | 554,00 | 150,00 | 25,00 | 60,00 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 30,34 | 13,17 | 13,17 | 30,34 | 416,85 | 122,61 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 1,65 | $7{,}31\cdot10^{-1}$ | $7{,}31\cdot10^{-1}$ | 1,65 | 23,14 | 23,64 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 30,34 | 13,17 | 13,17 | 30,34 | 416,85 | 426,10 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | 0 | $2{,}07\cdot10^{-5}$ |
| **$H_2O$** | 9,66 | 13,17 | 13,17 | 9,66 | 416,85 | 425,06 |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 0 | 1,06 | 0 | $3{,}04\cdot10^{-4}$ |
| **CO** | 6,14 | 0 | 0 | 6,14 | 0 | $1{,}81\cdot10^{-1}$ |
| **$CO_2$** | 11,41 | 0 | 0 | 11,41 | 0 | $2{,}32\cdot10^{-1}$ |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7{,}38\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | $7{,}38\cdot10^{-3}$ | 0 | $2{,}87\cdot10^{-4}$ |
| **$NH_3$** | $5{,}07\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | $5{,}07\cdot10^{-2}$ | 0 | $5{,}06\cdot10^{-2}$ |
| **$CH_4$** | 1,41 | 0 | 0 | 1,41 | 0 | $3{,}68\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_2$** | $3{,}81\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | $3{,}81\cdot10^{-2}$ | 0 | $1{,}48\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | $4{,}38\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | $4{,}38\cdot10^{-1}$ | 0 | $1{,}70\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | $6{,}30\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | $6{,}30\cdot10^{-3}$ | 0 | $2{,}78\cdot10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | $1{,}61\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | $1{,}61\cdot10^{-2}$ | 0 | $1{,}61\cdot10^{-2}$ |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,06 | 25,70 | 25,70 | 1,00 | 1,20 |
| **Temperatura (ºC)** | 40,01 | 45,13 | 45,00 | 45,00 | 25,00 | 47,03 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 21,09 | 1,37 | 19,72 | $7{,}09\cdot10^{-3}$ | $1{,}72\cdot10^{-4}$ | $1{,}72\cdot10^{-4}$ |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 1,15 | $7{,}61\cdot10^{-2}$ | 1,08 | $2{,}08\cdot10^{-4}$ | $5{,}95\cdot10^{-4}$ | $5{,}95\cdot10^{-4}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 21,09 | 1,37 | 19,72 | $7{,}09\cdot10^{-3}$ | $1{,}72\cdot10^{-4}$ | $1{,}72\cdot10^{-4}$ |
| **Fracción de vapor** | 1 | 0 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $4{,}00\cdot10^{-3}$ | $4{,}00\cdot10^{-3}$ |
| **$N_2$** | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | 0 | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | 0 | $1{,}32\cdot10^{-2}$ | $1{,}32\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | 1,45 | 1,37 | $8{,}39\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2$** | 1,06 | 0 | 1,06 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 5,96 | 0 | 5,96 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 11,18 | 0 | 11,18 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | $7{,}09\cdot10^{-3}$ | 0 | $7{,}09\cdot10^{-3}$ | $7{,}09\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $5{,}39\cdot10^{-5}$ | 0 | $5{,}39\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 1,05 | 0 | 1,05 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | $2{,}33\cdot10^{-2}$ | 0 | $2{,}33\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | $2{,}67\cdot10^{-1}$ | 0 | $2{,}67\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | $3{,}51\cdot10^{-3}$ | 0 | $3{,}51\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | $9{,}71\cdot10^{-7}$ | 0 | $9{,}71\cdot10^{-7}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,00 | 25,70 | 25,70 | 25,00 | 24,4 |
| **Temperatura (ºC)** | 40,00 | 40,00 | 45,00 | 40,00 | 75,77 | 90,90 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | $1,76\cdot10^{-2}$ | $6,67\cdot10^{-3}$ | 19,72 | 151,95 | 162,95 | 162,95 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $6,99\cdot10^{-4}$ | 0 | 1,08 | 6,15 | 6,21 | 6,21 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | $1,76\cdot10^{-2}$ | 0 | 19,72 | 151,95 | 162,95 | 162,95 |
| **Fracción de vapor** | 1 | - | 1 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | $6,66\cdot10^{-4}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $1,32\cdot10^{-2}$ | 0 | $9,72\cdot10^{-2}$ | 0 | $4,45\cdot10^{-5}$ | $4,45\cdot10^{-5}$ |
| **$H_2O$** | $3,75\cdot10^{-3}$ | 0 | $8,39\cdot10^{-2}$ | 121,56 | 121,55 | 121,55 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 1,06 | 0 | $7,75\cdot10^{-4}$ | $7,75\cdot10^{-4}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 5,96 | 0 | $2,15\cdot10^{-5}$ | $2,15\cdot10^{-1}$ |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 11,18 | 0 | 10,06 | 10,06 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | $5,39\cdot10^{-5}$ | 0 | $4,96\cdot10^{-5}$ | $4,96\cdot10^{-5}$ |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 1,05 | 0 | $4,88\cdot10^{-1}$ | $4,88\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | $2,33\cdot10^{-2}$ | 0 | $1,92\cdot10^{-2}$ | $1,92\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | $2,67\cdot10^{-1}$ | 0 | $2,20\cdot10^{-1}$ | $2,20\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | $3,51\cdot10^{-3}$ | 0 | $3,04\cdot10^{-3}$ | $3,04\cdot10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | $9,71\cdot10^{-7}$ | 0 | $9,71\cdot10^{-3}$ | $9,71\cdot10^{-3}$ |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 30,39 | 30,39 | 30,39 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | $6,67\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | $6,67\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 2,00 | 2,00 | 2,00 | 1,40 | 1,00 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 91,33 | 81,44 | 122,72 | 109,94 | 25,00 | 109,07 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 162,95 | 12,35 | 150,60 | 150,60 | 1,35 | 151,95 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 6,21 | $3{,}50\cdot10^{-1}$ | 6,08 | 6,08 | $7{,}44\cdot10^{-2}$ | 6,15 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 162,95 | 12,35 | 150,60 | 150,60 | 1,35 | 151,95 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $4{,}45\cdot10^{-5}$ | $4{,}45\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 121,55 | 1,34 | 120,21 | 120,21 | 1,35 | 121,56 |
| **$H_2$** | $7{,}75\cdot10^{-4}$ | $7{,}75\cdot10^{-4}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | $2{,}15\cdot10^{-1}$ | $2{,}15\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 10,06 | 10,06 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $4{,}96\cdot10^{-5}$ | $4{,}96\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | $4{,}88\cdot10^{-1}$ | $4{,}88\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | $1{,}92\cdot10^{-2}$ | $1{,}92\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | $2{,}20\cdot10^{-1}$ | $2{,}20\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | $3{,}04\cdot10^{-3}$ | $3{,}04\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | $9{,}71\cdot10^{-3}$ | $8{,}52\cdot10^{-10}$ | $9{,}71\cdot10^{-3}$ | $9{,}71\cdot10^{-3}$ | 0 | $9{,}71\cdot10^{-3}$ |
| **MEA** | 30,39 | $1{,}19\cdot10^{-3}$ | 30,39 | 30,39 | $1{,}19\cdot10^{-3}$ | 30,39 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total (kg·s$^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 25,7 | 25,00 | 25,00 | 25,00 | 1,20 | 1,20 |
| **Temperatura (ºC)** | 109,94 | 41,87 | 41,94 | 41,94 | 41,94 | 50,49 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 151,95 | 8,72 | 1,83 | $1,89 \cdot 10^{-1}$ | 1,64 | $1,17 \cdot 10^{-2}$ |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 6,15 | $8,00 \cdot 10^{-1}$ | $1,68 \cdot 10^{-1}$ | $9,38 \cdot 10^{-2}$ | $7,45 \cdot 10^{-2}$ | $6,49 \cdot 10^{-4}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 151,95 | 8,72 | 1,83 | $1,89 \cdot 10^{-1}$ | 1,64 | $1,17 \cdot 10^{-2}$ |
| **Fracción de vapor** | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | $9,72 \cdot 10^{-2}$ | $2,04 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $2,04 \cdot 10^{-2}$ | 0 |
| **$H_2O$** | 121,56 | $9,14 \cdot 10^{-2}$ | $1,92 \cdot 10^{-2}$ | 0 | $1,92 \cdot 10^{-2}$ | $1,17 \cdot 10^{-2}$ |
| **$H_2$** | 0 | 1,06 | $2,22 \cdot 10^{-1}$ | $1,89 \cdot 10^{-1}$ | $3,34 \cdot 10^{-2}$ | 0 |
| **CO** | 0 | 5,74 | 1,21 | 0 | 1,21 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 1,12 | $2,35 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $2,35 \cdot 10^{-1}$ | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | $4,38 \cdot 10^{-6}$ | $9,22 \cdot 10^{-7}$ | 0 | $9,22 \cdot 10^{-7}$ | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | $5,59 \cdot 10^{-1}$ | $1,18 \cdot 10^{-1}$ | 0 | $1,18 \cdot 10^{-1}$ | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | $4,05 \cdot 10^{-3}$ | $8,51 \cdot 10^{-4}$ | 0 | $8,51 \cdot 10^{-4}$ | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | $4,73 \cdot 10^{-2}$ | $9,96 \cdot 10^{-3}$ | 0 | $9,96 \cdot 10^{-3}$ | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | $4,74 \cdot 10^{-4}$ | $9,98 \cdot 10^{-5}$ | 0 | $9,98 \cdot 10^{-5}$ | 0 |
| **Alquitranes** | $9,71 \cdot 10^{-3}$ | $2,19 \cdot 10^{-11}$ | $4,60 \cdot 10^{-12}$ | 0 | $4,60 \cdot 10^{-12}$ | 0 |
| **MEA** | 30,39 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid | Solid |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **C (Char)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **S** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Substream** | NC | NC | NC | NC | NC | NC |
| **Flujo másico total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **Biomasa** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Cenizas** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 25,00 | 25,00 | 25,00 | 24,80 | 24,3 | 24,3 |
| **Temperatura (ºC)** | 50,00 | 41,94 | 43,89 | 200 | 220 | 220 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 1,63 | 6,88 | 8,51 | 8,51 | 8,51 | $1{,}17\cdot10^{-2}$ |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $7{,}39\cdot10^{-2}$ | $6{,}31\cdot10^{-1}$ | $7{,}05\cdot10^{-1}$ | $7{,}05\cdot10^{-1}$ | $3{,}77\cdot10^{-1}$ | $3{,}75\cdot10^{-1}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 1,63 | 6,88 | 8,51 | 8,51 | 8,51 | 7,67 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 0,99 | 1,00 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $2{,}04\cdot10^{-2}$ | $7{,}67\cdot10^{-2}$ | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | $9{,}72\cdot10^{-2}$ |
| **$H_2O$** | $7{,}55\cdot10^{-3}$ | $7{,}22\cdot10^{-2}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | 3,03 | 3,03 |
| **$H_2$** | $3{,}34\cdot10^{-2}$ | $8{,}34\cdot10^{-1}$ | $8{,}68\cdot10^{-1}$ | $8{,}68\cdot10^{-1}$ | $1{,}74\cdot10^{-1}$ | $1{,}74\cdot10^{-1}$ |
| **CO** | 1,21 | 4,53 | 5,74 | 5,74 | 1,15 | 1,15 |
| **$CO_2$** | $2{,}35\cdot10^{-1}$ | $8{,}83\cdot10^{-1}$ | 1,12 | 1,12 | 1,12 | 1,12 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $9{,}22\cdot10^{-7}$ | $3{,}46\cdot10^{-6}$ | $4{,}38\cdot10^{-6}$ | $4{,}38\cdot10^{-6}$ | $4{,}38\cdot10^{-6}$ | $4{,}38\cdot10^{-6}$ |
| **$CH_4$** | $1{,}18\cdot10^{-1}$ | $4{,}41\cdot10^{-1}$ | $5{,}59\cdot10^{-1}$ | $5{,}59\cdot10^{-1}$ | $5{,}85\cdot10^{-1}$ | $5{,}85\cdot10^{-1}$ |
| **$C_2H_2$** | $8{,}51\cdot10^{-4}$ | $3{,}19\cdot10^{-3}$ | $4{,}05\cdot10^{-3}$ | $4{,}05\cdot10^{-3}$ | $4{,}05\cdot10^{-3}$ | $4{,}05\cdot10^{-3}$ |
| **$C_2H_4$** | $9{,}96\cdot10^{-3}$ | $3{,}74\cdot10^{-2}$ | $4{,}73\cdot10^{-2}$ | $4{,}73\cdot10^{-2}$ | $4{,}73\cdot10^{-2}$ | $4{,}73\cdot10^{-2}$ |
| **$C_2H_6$** | $9{,}98\cdot10^{-5}$ | $3{,}74\cdot10^{-4}$ | $4{,}74\cdot10^{-4}$ | $4{,}74\cdot10^{-4}$ | $4{,}49\cdot10^{-2}$ | $4{,}49\cdot10^{-2}$ |
| **Alquitranes** | $4{,}60\cdot10^{-12}$ | $1{,}73\cdot10^{-11}$ | $2{,}19\cdot10^{-11}$ | $2{,}19\cdot10^{-11}$ | $2{,}19\cdot10^{-11}$ | $2{,}19\cdot10^{-11}$ |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $5{,}86\cdot10^{-2}$ | $5{,}86\cdot10^{-2}$ |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6{,}95\cdot10^{-2}$ | $6{,}95\cdot10^{-2}$ |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $7{,}76\cdot10^{-2}$ | $7{,}76\cdot10^{-2}$ |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}34\cdot10^{-2}$ | $8{,}34\cdot10^{-2}$ |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}73\cdot10^{-2}$ | $8{,}73\cdot10^{-2}$ |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}96\cdot10^{-2}$ | $8{,}96\cdot10^{-2}$ |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $9{,}05\cdot10^{-2}$ | $9{,}05\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $9{,}04\cdot10^{-2}$ | $9{,}04\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}94\cdot10^{-2}$ | $8{,}94\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}77\cdot10^{-2}$ | $8{,}77\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}54\cdot10^{-2}$ | $8{,}54\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}27\cdot10^{-2}$ | $8{,}27\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $7{,}65\cdot10^{-2}$ | $7{,}65\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $7{,}31\cdot10^{-2}$ | $7{,}31\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6{,}96\cdot10^{-2}$ | $6{,}96\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6{,}61\cdot10^{-2}$ | $6{,}61\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $6{,}26\cdot10^{-2}$ | $6{,}26\cdot10^{-2}$ |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | $8{,}43\cdot10^{-1}$ | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 24,30 | 24,10 | 23,90 | 23,70 | 23,7 | 23,7 |
| **Temperatura (ºC)** | 220,00 | 168,40 | 110,50 | 40,00 | 40,00 | 40,00 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | $8{,}43\cdot10^{-1}$ | 7,67 | 7,67 | 7,67 | 3,41 | 4,26 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $1{,}99\cdot10^{-3}$ | $3{,}75\cdot10^{-1}$ | $3{,}75\cdot10^{-1}$ | $3{,}75\cdot10^{-1}$ | $1{,}99\cdot10^{-1}$ | $1{,}76\cdot10^{-1}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | $8{,}43\cdot10^{-1}$ | 7,67 | 7,67 | 7,67 | 3,41 | 4,26 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0,81 | 0,57 | 0,53 | 1 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | $9{,}72\cdot10^{-2}$ | $9{,}70\cdot10^{-2}$ | $1{,}78\cdot10^{-4}$ |
| **$H_2O$** | 0 | 3,03 | 3,03 | 3,03 | $1{,}30\cdot10^{-2}$ | 3,02 |
| **$H_2$** | 0 | $1{,}74\cdot10^{-1}$ | $1{,}74\cdot10^{-1}$ | $1{,}74\cdot10^{-1}$ | $1{,}73\cdot10^{-1}$ | $1{,}71\cdot10^{-4}$ |
| **CO** | 0 | 1,15 | 1,15 | 1,15 | 1,15 | $2{,}28\cdot10^{-3}$ |
| **$CO_2$** | 0 | 1,12 | 1,12 | 1,12 | 1,10 | $1{,}89\cdot10^{-2}$ |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | $4{,}38\cdot10^{-6}$ | $4{,}38\cdot10^{-6}$ | $4{,}38\cdot10^{-6}$ | $4{,}16\cdot10^{-6}$ | $2{,}23\cdot10^{-7}$ |
| **$CH_4$** | 0 | $5{,}85\cdot10^{-1}$ | $5{,}85\cdot10^{-1}$ | $5{,}85\cdot10^{-1}$ | $5{,}82\cdot10^{-1}$ | $2{,}89\cdot10^{-3}$ |
| **$C_2H_2$** | 0 | $4{,}05\cdot10^{-3}$ | $4{,}05\cdot10^{-3}$ | $4{,}05\cdot10^{-3}$ | $3{,}95\cdot10^{-3}$ | $9{,}19\cdot10^{-5}$ |
| **$C_2H_4$** | 0 | $4{,}73\cdot10^{-2}$ | $4{,}73\cdot10^{-2}$ | $4{,}73\cdot10^{-2}$ | $4{,}65\cdot10^{-2}$ | $8{,}13\cdot10^{-4}$ |
| **$C_2H_6$** | 0 | $4{,}49\cdot10^{-2}$ | $4{,}49\cdot10^{-2}$ | $4{,}49\cdot10^{-2}$ | $4{,}38\cdot10^{-2}$ | $1{,}10\cdot10^{-3}$ |
| **Alquitranes** | 0 | $2{,}19\cdot10^{-11}$ | $2{,}19\cdot10^{-11}$ | $2{,}19\cdot10^{-11}$ | $8{,}93\cdot10^{-14}$ | $2{,}18\cdot10^{-11}$ |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | $5{,}86\cdot10^{-2}$ | $5{,}86\cdot10^{-2}$ | $5{,}86\cdot10^{-2}$ | $5{,}43\cdot10^{-2}$ | $4{,}24\cdot10^{-3}$ |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | $6{,}95\cdot10^{-2}$ | $6{,}95\cdot10^{-2}$ | $6{,}95\cdot10^{-2}$ | $5{,}62\cdot10^{-2}$ | $1{,}33\cdot10^{-2}$ |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | $7{,}76\cdot10^{-2}$ | $7{,}76\cdot10^{-2}$ | $7{,}76\cdot10^{-2}$ | $4{,}52\cdot10^{-2}$ | $3{,}24\cdot10^{-2}$ |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | $8{,}34\cdot10^{-2}$ | $8{,}34\cdot10^{-2}$ | $8{,}34\cdot10^{-2}$ | $2{,}71\cdot10^{-2}$ | $5{,}63\cdot10^{-2}$ |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | $8{,}73\cdot10^{-2}$ | $8{,}73\cdot10^{-2}$ | $8{,}73\cdot10^{-2}$ | $1{,}27\cdot10^{-2}$ | $7{,}46\cdot10^{-2}$ |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | $8{,}96\cdot10^{-2}$ | $8{,}96\cdot10^{-2}$ | $8{,}96\cdot10^{-2}$ | $5{,}20\cdot10^{-3}$ | $8{,}44\cdot10^{-2}$ |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | $9{,}05\cdot10^{-2}$ | $9{,}05\cdot10^{-2}$ | $9{,}05\cdot10^{-2}$ | $1{,}96\cdot10^{-3}$ | $8{,}86\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | $9{,}04\cdot10^{-2}$ | $9{,}04\cdot10^{-2}$ | $9{,}04\cdot10^{-2}$ | $7{,}17\cdot10^{-4}$ | $8{,}97\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | $8{,}94\cdot10^{-2}$ | $8{,}94\cdot10^{-2}$ | $8{,}94\cdot10^{-2}$ | $2{,}60\cdot10^{-4}$ | $8{,}91\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | $8{,}77\cdot10^{-2}$ | $8{,}77\cdot10^{-2}$ | $8{,}77\cdot10^{-2}$ | $1{,}05\cdot10^{-4}$ | $8{,}75\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | $8{,}54\cdot10^{-2}$ | $8{,}54\cdot10^{-2}$ | $8{,}54\cdot10^{-2}$ | $3{,}35\cdot10^{-5}$ | $8{,}53\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | $8{,}27\cdot10^{-2}$ | $8{,}27\cdot10^{-2}$ | $8{,}27\cdot10^{-2}$ | $1{,}00\cdot10^{-5}$ | $8{,}27\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | $4{,}41\cdot10^{-6}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | $7{,}65\cdot10^{-2}$ | $7{,}65\cdot10^{-2}$ | $7{,}65\cdot10^{-2}$ | $1{,}96\cdot10^{-6}$ | $7{,}64\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | $7{,}31\cdot10^{-2}$ | $7{,}31\cdot10^{-2}$ | $7{,}31\cdot10^{-2}$ | $7{,}22\cdot10^{-7}$ | $7{,}31\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | $6{,}96\cdot10^{-2}$ | $6{,}96\cdot10^{-2}$ | $6{,}96\cdot10^{-2}$ | $3{,}42\cdot10^{-7}$ | $6{,}96\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | $6{,}61\cdot10^{-2}$ | $6{,}61\cdot10^{-2}$ | $6{,}61\cdot10^{-2}$ | $1{,}40\cdot10^{-7}$ | $6{,}61\cdot10^{-2}$ |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | $6{,}26\cdot10^{-2}$ | $6{,}26\cdot10^{-2}$ | $6{,}26\cdot10^{-2}$ | $3{,}01\cdot10^{-8}$ | $6{,}26\cdot10^{-2}$ |
| **Ceras** | $8{,}43\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 55 | 56 | 57 | 58 | 59 | 60 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 23,70 | 23,70 | 23,70 | 1,00 | 3,00 | 3,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 40,40 | 40,40 | 118,11 | 25,00 | 25,04 | 45,90 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 3,02 | 1,24 | 2,08 | 9,26 | 9,26 | 2,09 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $1{,}68\cdot10^{-1}$ | $8{,}81\cdot10^{-3}$ | $1{,}08\cdot10^{-2}$ | $5{,}14\cdot10^{-1}$ | $5{,}14\cdot10^{-1}$ | $1{,}16\cdot10^{-1}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 3,02 | 1,24 | 2,08 | 9,26 | 9,26 | 2,09 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | $1{,}78\cdot10^{-4}$ | $1{,}78\cdot10^{-4}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 3,02 | $4{,}56\cdot10^{-5}$ | $4{,}56\cdot10^{-5}$ | 9,26 | 9,26 | 2,09 |
| **$H_2$** | 0 | $1{,}71\cdot10^{-4}$ | $1{,}71\cdot10^{-4}$ | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | $2{,}28\cdot10^{-3}$ | $2{,}28\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | $1{,}89\cdot10^{-2}$ | $1{,}89\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | $2{,}23\cdot10^{-7}$ | $2{,}23\cdot10^{-7}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | $2{,}89\cdot10^{-3}$ | $2{,}89\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | $9{,}19\cdot10^{-5}$ | $9{,}19\cdot10^{-5}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | $8{,}13\cdot10^{-4}$ | $8{,}13\cdot10^{-4}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | $1{,}10\cdot10^{-3}$ | $1{,}10\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | $2{,}18\cdot10^{-11}$ | $2{,}18\cdot10^{-11}$ | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | $4{,}24\cdot10^{-3}$ | $4{,}24\cdot10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | $1{,}33\cdot10^{-2}$ | $1{,}33\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | $3{,}24\cdot10^{-2}$ | $3{,}24\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | $5{,}63\cdot10^{-2}$ | $5{,}63\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | $7{,}46\cdot10^{-2}$ | $7{,}46\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | $8{,}44\cdot10^{-2}$ | $8{,}44\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | $8{,}86\cdot10^{-2}$ | $8{,}86\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | $8{,}97\cdot10^{-2}$ | $8{,}97\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | $8{,}91\cdot10^{-2}$ | $8{,}91\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | $8{,}75\cdot10^{-2}$ | $8{,}75\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | $8{,}53\cdot10^{-2}$ | $8{,}53\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | $8{,}27\cdot10^{-2}$ | $8{,}27\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | $7{,}97\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | $7{,}64\cdot10^{-2}$ | $7{,}64\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | $7{,}31\cdot10^{-2}$ | $7{,}31\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | $6{,}96\cdot10^{-2}$ | $6{,}96\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | $6{,}61\cdot10^{-2}$ | $6{,}61\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | $6{,}26\cdot10^{-2}$ | $6{,}26\cdot10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | $8{,}43\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 61 | 62 | 63 | 64 | 65 | 66 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 3,00 | 2,40 | 2,10 | 2,10 | 25,00 | 25,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 28,88 | 126,10 | 200,00 | 200,16 | 41,94 | 41,94 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 11,35 | 11,35 | 11,35 | 2,09 | $1{,}98\cdot10^{-2}$ | $1{,}69\cdot10^{-1}$ |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $6{,}30\cdot10^{-1}$ | $6{,}30\cdot10^{-1}$ | $6{,}30\cdot10^{-1}$ | $1{,}16\cdot10^{-1}$ | $9{,}83\cdot10^{-3}$ | $8{,}39\cdot10^{-2}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 11,35 | 11,35 | 11,35 | 2,09 | $1{,}98\cdot10^{-2}$ | $1{,}69\cdot10^{-1}$ |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0 | 1 | 1 | 1 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 11,35 | 11,35 | 11,35 | 2,09 | 0 | 0 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | $1{,}98\cdot10^{-2}$ | $1{,}69\cdot10^{-1}$ |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 67 | 68 | 69 | 70 | 71 | 72 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 23,10 | 1,00 | 1,00 | 23,70 | 1,00 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 188,39 | 163,35 | 40,00 | 130,00 | 40,00 | 277,12 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 2,10 | 2,10 | $3{,}37\cdot10^{-1}$ | $3{,}37\cdot10^{-1}$ | $4{,}90\cdot10^{-1}$ | 1,28 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $2{,}06\cdot10^{-2}$ | $2{,}06\cdot10^{-2}$ | $1{,}05\cdot10^{-2}$ | $1{,}05\cdot10^{-2}$ | $4{,}39\cdot10^{-3}$ | $5{,}67\cdot10^{-3}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 2,10 | 2,10 | $3{,}37\cdot10^{-1}$ | $3{,}37\cdot10^{-1}$ | $4{,}90\cdot10^{-1}$ | 1,28 |
| **Fracción de vapor** | 0,46 | 0,71 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | $1{,}78\cdot10^{-4}$ | $1{,}78\cdot10^{-4}$ | $1{,}77\cdot10^{-4}$ | $1{,}77\cdot10^{-4}$ | $2{,}32\cdot10^{-7}$ | $4{,}90\cdot10^{-20}$ |
| **$H_2O$** | $4{,}56\cdot10^{-5}$ | $4{,}56\cdot10^{-5}$ | $3{,}86\cdot10^{-5}$ | $3{,}86\cdot10^{-5}$ | $7{,}01\cdot10^{-6}$ | $7{,}04\cdot10^{-13}$ |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | $2{,}28\cdot10^{-3}$ | $2{,}28\cdot10^{-3}$ | $2{,}27\cdot10^{-3}$ | $2{,}27\cdot10^{-3}$ | $1{,}68\cdot10^{-6}$ | $6{,}85\cdot10^{-19}$ |
| **$CO_2$** | $1{,}89\cdot10^{-2}$ | $1{,}89\cdot10^{-2}$ | $1{,}87\cdot10^{-2}$ | $1{,}87\cdot10^{-2}$ | $1{,}52\cdot10^{-4}$ | $8{,}90\cdot10^{-15}$ |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | $2{,}23\cdot10^{-7}$ | $2{,}23\cdot10^{-7}$ | $2{,}18\cdot10^{-7}$ | $2{,}18\cdot10^{-7}$ | $5{,}20\cdot10^{-9}$ | $4{,}62\cdot10^{-18}$ |
| **$CH_4$** | $9{,}01\cdot10^{-2}$ | $9{,}01\cdot10^{-2}$ | $9{,}00\cdot10^{-2}$ | $9{,}00\cdot10^{-2}$ | $1{,}60\cdot10^{-4}$ | $9{,}16\cdot10^{-16}$ |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | $2{,}18\cdot10^{-11}$ | $2{,}18\cdot10^{-11}$ | $5{,}16\cdot10^{-14}$ | $5{,}16\cdot10^{-14}$ | $8{,}81\cdot10^{-12}$ | $1{,}29\cdot10^{-11}$ |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | $1{,}82\cdot10^{-1}$ | $1{,}82\cdot10^{-1}$ | $1{,}75\cdot10^{-1}$ | $1{,}75\cdot10^{-1}$ | $6{,}28\cdot10^{-3}$ | $2{,}81\cdot10^{-11}$ |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | $5{,}39\cdot10^{-1}$ | $5{,}39\cdot10^{-1}$ | $5{,}01\cdot10^{-2}$ | $5{,}01\cdot10^{-2}$ | $4{,}83\cdot10^{-1}$ | $5{,}39\cdot10^{-3}$ |
| **Diésel** | 1,27 | 1,27 | $3{,}05\cdot10^{-10}$ | $3{,}05\cdot10^{-10}$ | $1{,}04\cdot10^{-5}$ | 1,27 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 23,70 | 23,70 | 23,70 | 1,60 | 1,60 |
| **Temperatura (ºC)** | 25 | 515,82 | 482,37 | 1200,00 | 574,48 | 486,14 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 100,70 | 100,70 | 104,44 | 104,44 | 104,44 | 104,44 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 3,49 | 3,49 | 3,70 | 3,65 | 3,65 | 3,65 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 100,70 | 100,70 | 104,44 | 104,44 | 104,44 | 104,44 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 23,45 | 23,45 | 23,45 | 16,87 | 16,87 | 16,87 |
| **$N_2$** | 77,24 | 77,24 | 77,34 | 77,34 | 77,34 | 77,34 |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | $1,30 \cdot 10^{-2}$ | 3,88 | 3,88 | 3,88 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | $1,73 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 1,15 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 1,12 | 6,35 | 6,35 | 6,35 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | $4,38 \cdot 10^{-6}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | $6,72 \cdot 10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | $3,95 \cdot 10^{-3}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | $4,65 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | $4,38 \cdot 10^{-2}$ | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | $5,16 \cdot 10^{-14}$ | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 79 | 80 | 81 | 82 | 83 | 84 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,60 | 1,60 | 80,00 | 1,60 | 80,00 | 80,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 478,11 | 301,54 | 142,60 | 221,72 | 285,00 | 295,04 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 104,44 | 104,44 | 13,76 | 104,44 | 13,76 | 13,76 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | 3,65 | 3,65 | $7,64 \cdot 10^{-1}$ | 3,65 | $7,64 \cdot 10^{-1}$ | $7,64 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 104,44 | 104,44 | 13,76 | 104,44 | 13,76 | 13,76 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 0 | 1 | 0 | 1 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 16,87 | 16,87 | 0 | 16,87 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 77,34 | 77,34 | 0 | 77,34 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 3,88 | 3,88 | 13,76 | 3,88 | 13,76 | 13,76 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 6,35 | 6,35 | 0 | 6,35 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 85 | 86 | 87 | 88 | 89 | 90 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 80,00 | 80,00 | 80,00 | 80,00 | 30,00 | 30,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 554,48 | 554,92 | 554,92 | 554,24 | 426,25 | 426,25 |
| **Flujo total (kg·s$^{-1}$)** | 13,76 | 12,98 | $1{,}96\cdot10^{-1}$ | 26,74 | 26,74 | 16,10 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | $7{,}64\cdot10^{-1}$ | $7{,}20\cdot10^{-1}$ | $1{,}09\cdot10^{-2}$ | 1,48 | 1,48 | $8{,}94\cdot10^{-1}$ |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 13,76 | 12,98 | $1{,}96\cdot10^{-1}$ | 26,74 | 26,74 | 16,10 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 13,76 | 12,98 | $1{,}96\cdot10^{-1}$ | 26,74 | 26,74 | 16,10 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 91 | 92 | 93 | 94 | 95 | 96 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 30,00 | 30,00 | 2,00 | 2,00 | 0,10 | 0,10 |
| **Temperatura (ºC)** | 426,25 | 466,14 | 203,37 | 202,78 | 45,82 | 45,82 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 10,64 | 10,64 | 10,64 | 12,73 | 12,73 | 12,73 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | $5{,}91 \cdot 10^{-1}$ | $5{,}91 \cdot 10^{-1}$ | $5{,}91 \cdot 10^{-1}$ | $7{,}07 \cdot 10^{-1}$ | $7{,}07 \cdot 10^{-1}$ | $7{,}07 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 10,64 | 10,64 | 10,64 | 12,73 | 12,73 | 12,73 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 0,97 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 10,64 | 10,64 | 10,64 | 12,73 | 12,73 | 12,73 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 1,00 | 1,00 | 1,00 | 80,00 | 79,00 | 29,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 45,83 | 45,83 | 45,83 | 47,37 | 280,00 | 200,00 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | 12,73 | 2,09 | 10,64 | 10,64 | $1,96 \cdot 10^{-1}$ | 16,10 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | $7,07 \cdot 10^{-1}$ | $1,16 \cdot 10^{-1}$ | $5,91 \cdot 10^{-1}$ | $5,91 \cdot 10^{-1}$ | $1,09 \cdot 10^{-2}$ | $8,94 \cdot 10^{-1}$ |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | 12,73 | 2,09 | 10,64 | 10,64 | $1,96 \cdot 10^{-1}$ | 16,10 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 12,73 | 10,64 | 10,64 | 10,64 | $1,96 \cdot 10^{-1}$ | 16,10 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla A.3. Resultados de la simulación del proceso de coproducción de combustibles sintéticos y electricidad (continuación).**

| Nombre corriente | 103 | 104 | 105 |
|---|---|---|---|
| **Presión (bar)** | 80,00 | 80,00 | 80,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 280,10 | 201,52 | 142,56 |
| **Flujo total ($kg \cdot s^{-1}$)** | $1,96 \cdot 10^{-1}$ | 16,10 | 26,94 |
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Flujo molar ($kmol \cdot s^{-1}$)** | $1,09 \cdot 10^{-2}$ | $8,94 \cdot 10^{-1}$ | 1,50 |
| **Flujo másico ($kg \cdot s^{-1}$)** | $1,96 \cdot 10^{-1}$ | 16,10 | 26,94 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 0 | 0 |
| **Flujo componente ($kg \cdot s^{-1}$)** | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | $1,96 \cdot 10^{-1}$ | 16,10 | 26,94 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 |
| **$NO_2$** | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2S$** | 0 | 0 | 0 |
| **$NH_3$** | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_2$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_4$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_2H_6$** | 0 | 0 | 0 |
| **Alquitranes** | 0 | 0 | 0 |
| **MEA** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_3H_8$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_4H_{10}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_5H_{12}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_6H_{14}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_7H_{16}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_8H_{18}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_9H_{20}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{10}H_{22}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{11}H_{24}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{12}H_{26}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{13}H_{28}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{14}H_{30}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{15}H_{32}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{16}H_{34}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{17}H_{36}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{18}H_{38}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{19}H_{40}$** | 0 | 0 | 0 |
| **$C_{20}H_{42}$** | 0 | 0 | 0 |
| **Ceras** | 0 | 0 | 0 |
| **Gasolina** | 0 | 0 | 0 |
| **Diésel** | 0 | 0 | 0 |

# Anexo B:
# Simulación del proceso de reformado con vapor de gas natural

## B.1 Descripción del proceso SMR

En primer lugar, el gas natural se comprime y se calienta antes de entrar en el reactor de reformado con vapor, el cual opera a 850 ºC y 25 bar y utiliza un catalizador comercial basado en Ni [1]. El reformado con vapor de gas natural (*Steam Methane Reforming*, SMR) es un proceso endotérmico en el que el hidrocarburo utilizado como materia prima (gas natural) reacciona con vapor y produce un gas de síntesis compuesto principalmente por $H_2$, CO y $CO_2$ [2,3]. La unidad de reformado de vapor consiste en un reactor, donde se produce la reacción de reformado, rodeado por una cámara de combustión en el que un combustible se quema para proporcionar el calor necesario para el proceso. Aunque la reacción de reformado con vapor es más favorable a bajas presiones, la presión de operación asumida es de 25 bar, ya que la viabilidad económica de los reformadores industriales se encuentra en un rango de 20-40 bar [1,4]. A la salida del reactor de reformado, el gas de síntesis producido se enfría y se introduce en un reactor de WGS de alta temperatura (350 ºC) con el objetivo de aumentar la cantidad de hidrógeno. Finalmente, la corriente de salida de dicho reactor se enfría y el $H_2$ se separa mediante una unidad de PSA (40 ºC y 22 bar) con una eficiencia del 85 %. El gas residual de la unidad PSA, junto con gas natural, se utiliza como combustible de la cámara de combustión que rodea el reactor de reformado. El vapor necesario para el proceso se genera en la propia planta mediante enfriamiento de las corrientes de proceso.

## B.2 Simulación del sistema SMR

La Figura B.1 muestra el diagrama de simulación de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR. Los compuestos convencionales tenidos en cuenta en este caso de estudio son $N_2$, $O_2$, $H_2$, CO, $CO_2$, $CH_4$ y $H_2O$. Se asume que el gas natural empleado como materia prima está formado únicamente por metano ($CH_4$). El reactor de reformado se modela con un bloque *RGibbs*, que emplea el modelo de minimización de la energía libre de Gibbs para calcular la composición de la corriente de salida [4,5]. El reactor WGS también se simula mediante un bloque *RGibbs*. Finalmente, la unidad PSA se modela con un bloque separador (bloque *Sep*) en el que se asume una recuperación de $H_2$ del 85 %.

La cámara de combustión que provee el calor necesario para el proceso de reformado se modela mediante un bloque *RStoic*. Los principales resultados obtenidos (composición, temperatura y presión de cada una de las corrientes) se muestran en la Tabla B.1.

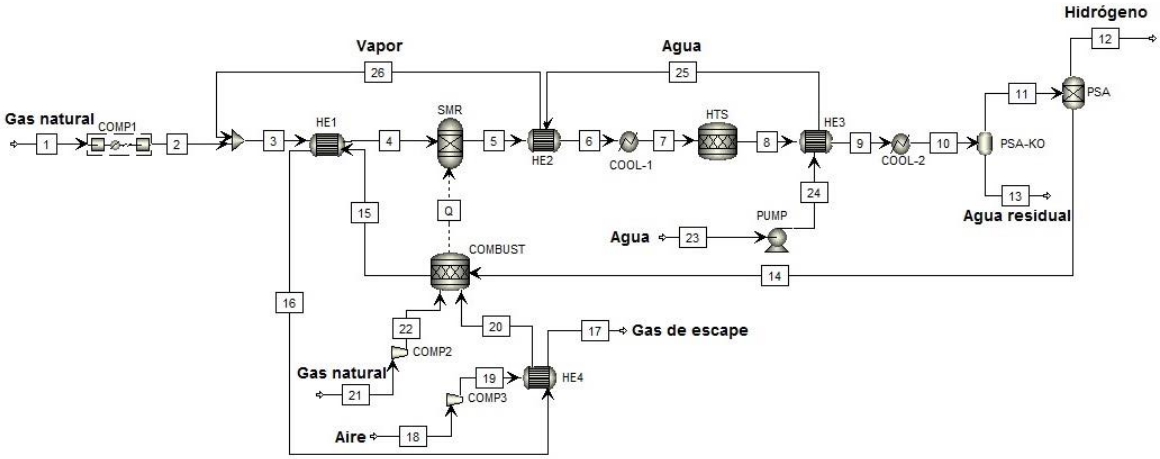



**Figura B.1. Diagrama de simulación del sistema SMR.**

**Tabla B.1. Resultados de la simulación del sistema SMR.**

| Nombre corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Presión (bar)** | 1,00 | 25,70 | 25,70 | 25,50 | 23,50 | 23,30 |
| **Temperatura (ºC)** | 25,00 | 40,00 | 243,75 | 710,00 | 850,00 | 315,85 |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 1,00 | 1,00 | 4,00 | 4,00 | 5,62 | 5,62 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 16,04 | 16,04 | 70,09 | 70,09 | 70,09 | 70,09 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | 54,05 | 54,05 | 33,80 | 33,80 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 5,54 | 5,54 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 14,00 | 14,00 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 13,73 | 13,73 |
| **$CH_4$** | 16,04 | 16,04 | 16,04 | 16,04 | 3,02 | 3,02 |

**Tabla B.1. Resultados de la simulación del sistema SMR (continuación).**

| Nombre corriente | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Presión (bar)** | 23,10 | 22,10 | 21,90 | 21,70 | 21,70 | 21,70 |
| **Temperatura (ºC)** | 300,00 | 388,84 | 176,69 | 40,00 | 40,00 | 40,00 |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 5,62 | 5,62 | 5,62 | 5,62 | 4,21 | 2,72 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 70,09 | 70,09 | 70,09 | 70,09 | 44,68 | 5,48 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 0,75 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 33,80 | 25,69 | 25,69 | 25,69 | $2,84\cdot10^{-1}$ | 0 |
| **$H_2$** | 5,54 | 6,45 | 6,45 | 6,45 | 6,45 | 5,48 |
| **CO** | 14,00 | 1,40 | 1,40 | 1,40 | 1,40 | 0 |
| **$CO_2$** | 13,73 | 33,53 | 33,53 | 33,53 | 33,53 | 0 |
| **$CH_4$** | 3,02 | 3,02 | 3,02 | 3,02 | 3,02 | 0 |

| Nombre corriente | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Presión (bar)** | 40,00 | 40,00 | 1,80 | 1,60 | 1,40 | 1,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 21,70 | 2,20 | 900,00 | 464,84 | 294,27 | 25,00 |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 1,41 | 1,50 | 5,41 | 5,41 | 5,41 | 4,12 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 25,41 | 39,20 | 159,09 | 159,09 | 159,09 | 118,99 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 | 3,61 | 3,61 | 3,61 | 27,71 |
| **$N_2$** | 0 | 0 | 91,28 | 91,28 | 91,28 | 91,28 |
| **$H_2O$** | 25,41 | $2,84\cdot10^{-1}$ | 17,72 | 17,72 | 17,72 | 0 |
| **$H_2$** | 0 | $9,67\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 1,40 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 33,53 | 46,48 | 46,48 | 46,48 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 3,02 | 0 | 0 | 0 | 0 |

**Tabla B.1. Resultados de la simulación del sistema SMR (continuación).**

| **Nombre corriente** | **19** | **20** | **21** | **22** | **23** | **24** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Substream** | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed | Mixed |
| **Presión (bar)** | 2,20 | 2,00 | 1,00 | 2,00 | 1,00 | 30,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 128,91 | 390,00 | 25,00 | 94,61 | 25,00 | 25,39 |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 4,12 | 4,12 | $5{,}61\cdot10^{-2}$ | $5{,}61\cdot10^{-2}$ | 3,00 | 3,00 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 118,99 | 118,99 | $9{,}00\cdot10^{-1}$ | $9{,}00\cdot10^{-1}$ | 54,05 | 54,05 |
| **Fracción de vapor** | 1 | 1 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | | | | | |
| **$O_2$** | 27,71 | 27,71 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 91,28 | 91,28 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 54,05 | 54,05 |
| **$H_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 | $9{,}00\cdot10^{-1}$ | $9{,}00\cdot10^{-1}$ | 0 | 0 |

| **Nombre corriente** | **25** | **26** |
|---|---|---|
| **Substream** | Mixed | Mixed |
| **Presión (bar)** | 29,40 | 29,00 |
| **Temperatura (ºC)** | 230,00 | 278,00 |
| **Flujo molar (kmol·s$^{-1}$)** | 3,00 | 3,00 |
| **Flujo másico (kg·s$^{-1}$)** | 54,05 | 54,05 |
| **Fracción de vapor** | 0 | 1 |
| **Flujo componente (kg·s$^{-1}$)** | | |
| **$O_2$** | 0 | 0 |
| **$N_2$** | 0 | 0 |
| **$H_2O$** | 54,05 | 54,05 |
| **$H_2$** | 0 | 0 |
| **CO** | 0 | 0 |
| **$CO_2$** | 0 | 0 |
| **$CH_4$** | 0 | 0 |

## B.3 Bibliografía

[1] Tindall BM, King DL. Designing steam reformers for hydrogen production. Hydrocarb Process 1994;73(7):69-75.

[2] Jaber O, Naterer GF, Dincer I. Natural gas usage as a heat source for integrated SMR and thermochemical hydrogen production technologies. Int J Hydrogen Energ 2010;35:8569-79.

[3] Carrara A, Perdichizzi A, Barigozzi G. Simulation of a hydrogen production steam reforming industrial plant for energetic performance prediction. Int J Hydrogen Energ 2010;35:3499-508.

[4] Tzanetis KF, Martavaltzi CS, Lemonidou AA. Comparative exergy analysis of sorption enhanced and conventional methane steam reforming. Int J Hydrogen Energ 2012;37:16308-20.

[5] Boyano A, Blanco-Marigorta AM, Morosuk T, Tsatsaronis G. Exergoenvironmental analysis of a steam methane reforming process for hydrogen production. Energy 2011;36:2202-14.

# Anexo C: Evaluación ambiental del proceso de reformado con vapor de gas natural

## C.1 Objetivos y alcance

La Figura C.1 muestra los límites del sistema establecidos para el proceso de producción de hidrógeno mediante SMR. El sistema se divide en cuatro subsistemas: producción de gas natural y suministro a la planta (SS0), acondicionamiento y reformado con vapor (SS1), WGS y purificación de hidrógeno (SS2) y suministro de agua de refrigeración (SS3). Los bienes de capital no se incluyen en este estudio. La unidad funcional seleccionada es 1 kg de hidrógeno producido en planta.

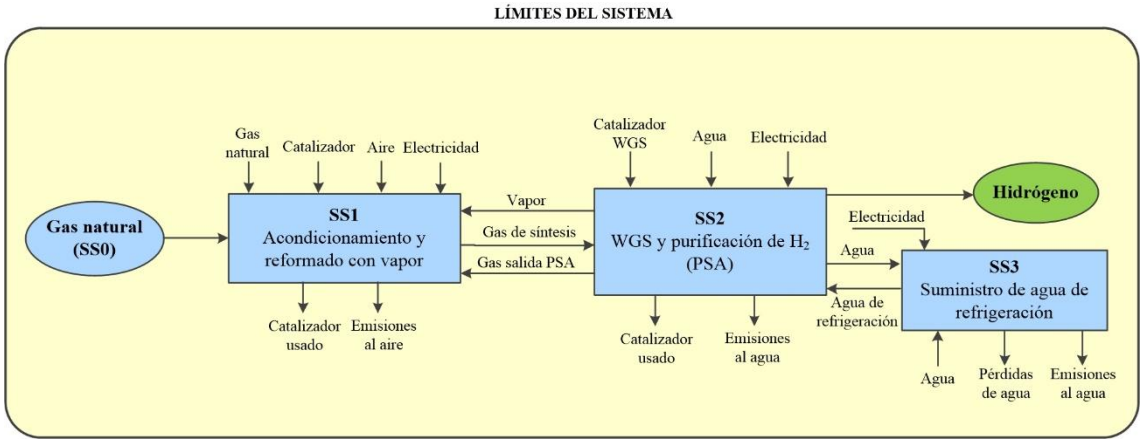



**Figura C.1. Diagrama simplificado del sistema de producción de hidrógeno mediante SMR.**

## C.2 Adquisición de datos

Los principales datos de inventario del sistema se obtienen mediante la simulación del mismo en Aspen Plus® (Anexo B). La Tabla C.1 recoge los principales datos de inventario del sistema de producción de $H_2$ mediante SMR. Los datos de procesos de fondo, que incluyen gestión de residuos y producción de compuestos químicos y energéticos, se toman de la base de datos ecoinvent® [1].

**Tabla C.1. Principales datos de inventario para la producción de hidrógeno mediante SMR (UF: 1 kg de hidrógeno).**

| ENTRADAS | | SALIDAS | |
|---|---|---|---|
| **Desde la tecnosfera** | | **Productos** | |
| Gas natural (de SS0 a SS1) | 3,18 kg | Hidrógeno | 1,00 kg |
| Gas natural (SS1) | 8,12 MJ | **Residuos a tratamiento** | |
| Catalizador SMR (SS1) | $3{,}61 \cdot 10^{-6}$ kg | Catalizador a vertedero (SS1) | $3{,}61 \cdot 10^{-6}$ kg |
| Agua (SS2) | 9,86 kg | Catalizador a vertedero (SS2) | $8{,}83 \cdot 10^{-5}$ kg |
| Catalizador WGS (SS2) | $8{,}83 \cdot 10^{-5}$ kg | **Emisiones al aire** | |
| Agua (SS3) | 7,02 kg | $O_2$ (SS1) | $6{,}59 \cdot 10^{-1}$ kg |
| Electricidad (SS1) | 1,35 kWh | $N_2$ (SS1) | 16,63 kg |
| Electricidad (SS2) | $1{,}35 \cdot 10^{-2}$ kWh | $H_2O$ (SS1) | 3,26 kg |
| Electricidad (SS3) | $6{,}55 \cdot 10^{-2}$ kWh | $CO_2$ (SS1) | 8,48 kg |
| **Desde la naturaleza** | | $H_2O$ (SS3) | 5,67 kg |
| Aire (SS1) | 21,68 kg | **Emisiones al agua** | |
| | | Agua residual (SS2) | 4,61 kg |
| | | Agua residual (SS3) | 1,35 kg |

## C.3 Caracterización ambiental del sistema SMR

La categorías de impacto evaluadas para este sistema son las siguientes: ARA, CG, ACO, FOF, CT, Ac, Eu, $DEA_{nr}$ y $DEA_t$ [2,3]. La implementación computacional del inventario se realiza en el software SimaPro 8 [4]. En la Figura C.2 se muestra la contribución de cada subsistema a los impactos calculados para el sistema de producción de hidrógeno mediante SMR.

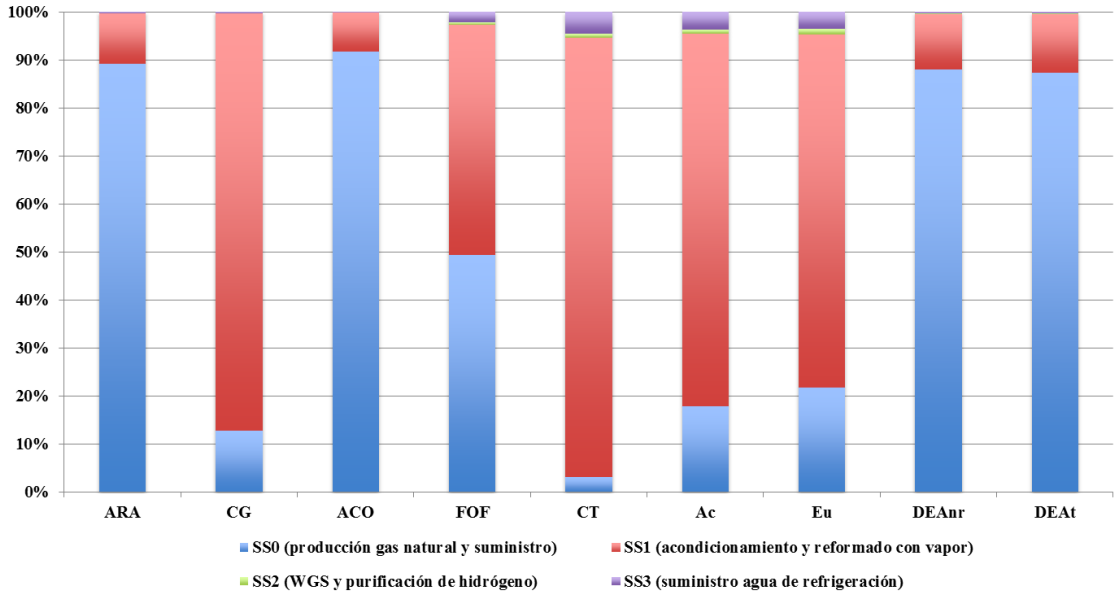



**Figura C.2. Contribución de los subsistemas a los impactos ambientales del sistema SMR.**

En la Figura C.2 se aprecia que los subsistemas SS0 (suministro de gas natural) y SS1 (acondicionamiento y reformado con vapor) son los subsistemas que presentan la mayor contribución a los impactos. La producción y el suministro de la materia prima (gas natural) domina las categorías ACO (92 %), ARA (89 %), $DEA_{nr}$ (88 %), $DEA_t$ (87 %) y FOF (49 %). La elevada contribución del subsistema SS1 a la categoría CG (87 %) está directamente relacionada con las emisiones directas al aire de este subsistema. Además, el SS1 también domina las categorías CT (91 %), Ac (77 %) y Eu (74 %), principalmente debido a la demanda de electricidad de dicho subsistema.

## C.4 Bibliografía

[1] Frischknecht R, Jungbluth N, Althaus HJ, Doka G, Heck T, Hellweg S, *et al*. Overview and methodology, ecoinvent report no. 1, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories; 2007.

[2] Guinée JB, Gorrée M, Heijungs R, Huppes G, Kleijn R, de Koning A, *et al*. Life cycle assessment – An operational guide to the ISO standards, Leiden: Centre of Environmental Science; 2001.

[3] VDI. VDI guideline 4600: Cumulative energy demand (KEA) – Terms, definitions, methods of calculation, Düsseldorf: Verein Deutscher Ingenieure; 2012.

Goedkoop M, Oele M, Leijting J, Ponsioen T, Meijer E. Introduction to LCA with SimaPro. Amersfoort: PRé Consultants; 2013.

# Anexo D: Evaluación económica del proceso de reformado con vapor de gas natural

El presente anexo recoge el análisis económico del proceso SMR, que incluye el coste de adquisición de los equipos, el coste total de la inversión y el coste de producción del hidrógeno.

## D.1 Coste de adquisición de los equipos

El coste del reactor SMR y la unidad PSA se estiman en base a información bibliográfica mediante el método de Williams (Tabla D.1). El coste del resto de equipos se estima mediante la metodología recogida en el Capítulo 3. La primera carga del catalizador de los reactores SMR y WGS se incluye en el coste de los equipos. La Tabla D.2 recoge los datos de coste, densidad y velocidad espacial de los catalizadores. El coste de todos los equipos que conforman la planta de producción de hidrógeno mediante SMR se muestra en la Tabla D.3.

**Tabla D.1. Coste y capacidad de los sistemas de referencia empleados en el método de Williams para el proceso de producción de hidrógeno mediante SMR.**

| Sistema de referencia | Capacidad | Unidad de capacidad | Coste (€ 2014) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| Reactor SMR | 46,51 | MWt | 7.486.300 | [1] |
| Unidad PSA | 155,24 | t $H_2$ puro·día$^{-1}$ | 7.319.900 | [1] |

**Tabla D.2. Coste, densidad y velocidad espacial para el cálculo del coste de los catalizadores de los reactores de SMR y WGS.**

| Catalizador | Velocidad espacial ($h^{-1}$) | Densidad ($kg \cdot m^{-3}$) | Coste (€ 2014·$kg^{-1}$) | Bibliografía |
|---|---|---|---|---|
| SMR (Ni) | 2600 | 1025 | 6,95 | [2] |
| WGS alta T (Fe-Cr) | 3000 | 1220 | 13,93 | [3] |

**Tabla D.3. Coste de adquisición de los equipos de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR.**

| Componente | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Compresor Comp-1 | 3.381.600 |
| Intercambiador HE-1 | 221.700 |
| Reactor SMR | 20.923.100 |
| Intercambiador HE-2 | 209.500 |
| Intercambiador COOL-1 | 18.900 |
| Reactor WGS alta T | 683.300 |
| Intercambiador HE-3 | 229.500 |
| Bomba | 234.000 |
| Condensador-PSA | Incluido en unidad PSA |
| Unidad PSA | 15.976.700 |
| Compresor Comp-2 | 274.900 |
| Compresor Comp-3 | 2.559.800 |
| Intercambiador HE-4 | 148.400 |
| Catalizador SMR | 2.802.300 |
| Catalizador WGS alta T | 964.200 |
| **E** | **48.627.900** |

## D.2 Estimación del coste total de la inversión

La Tabla D.4 muestra desglosado el coste total de la inversión (TIC) calculado para la planta de producción de hidrógeno mediante SMR.

**Tabla D.4. Coste total de la inversión de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR.**

| Concepto | Expresión | Coste (€ 2014) |
|---|---|---|
| Equipos € | E | 48.627.900 |
| Materiales (M) | 60 %·E | 29.176.800 |
| Obra civil y edificios | 28 %·M | 8.169.500 |
| Obra metalúrgica | 45 %·M | 13.129.500 |
| Instrumentación | 10 %·M | 2.917.700 |
| Electricidad | 10 %·M | 2.917.700 |
| Aislamiento | 5 %·M | 1.458.800 |
| Pintura | 2 %·M | 583.500 |
| Ingeniería de detalle (ID) | 20 %·(E + M) | 15.560.900 |
| Construcción (C) | 60 %·(E + M) | 46.682.800 |
| Supervisión de la construcción (SC) | 10 %·(E + M) | 7.780.500 |
| **ISBL** | **E + M + ID + C + SC** | 147.829.000 |
| Servicios auxiliares (SA) | 4 %·ISBL | 5.913.200 |
| Interconexiones (Int) | 8 %·ISBL | 11.826.300 |
| Gastos puesta en marcha (PEM) | 4 %·ISBL | 5.913.158 |
| **OSBL** | **SA + Int + PEM** | 23.652.600 |
| **Imprevistos (I)** | **10 %·(ISBL + SA + Int)** | 16.556.800 |
| **TIC** | **ISBL + OSBL + I** | **188.038.400** |

## D.3 Estimación de los costes fijos y variables y coste de producción del hidrógeno

Los costes fijos incluyen los gastos salariales, los seguros y la amortización. Los costes variables están formados por el gas natural utilizado como materia prima y como combustible, la electricidad y el agua de refrigeración. En la estimación de los gastos salariales se asume tres operarios por turno, 4,2 turnos y un salario anual individual de 40.000 euros. Los gastos anuales para el seguro y la amortización se consideran un 1 % y un 10 % del coste total de la inversión (TIC), respectivamente. Los costes del gas natural (0,37 €·kg$^{-1}$), del agua de refrigeración (0,03 €·m$^{-3}$) y de la electricidad (0,06 €·kWh$^{-1}$) se obtienen de datos reales de una refinería mediante comunicación personal. El tiempo asumido de operación de la planta es de 310 días al año. La Tabla D.5 muestra los costes fijos y variables estimados para la planta de producción de hidrógeno mediante SMR.

**Tabla D.5. Costes fijos y variables anuales de la planta de producción de hidrógeno mediante SMR.**

| Concepto | Coste (€ 2014) |
|---|---|
| Gastos salariales | 504.000 |
| Seguro | 1.880.400 |
| Amortización | 18.803.800 |
| **Total costes fijos** | 21.188.200 |
| Gas natural (alimentación) | 157.996.800 |
| Gas natural (combustible) | 8.865.700 |
| Electricidad | 11.989.200 |
| Agua refrigeración | 1.499.900 |
| **Total costes variables** | 180.351.600 |
| **Total costes fijos y variables** | **201.539.800** |

Finalmente, en base a los costes fijos y variables anuales de la planta (201.539.800 €·año$^{-1}$) y a la producción de hidrógeno anual (146.762.200 kg·año$^{-1}$), se estima un coste de producción de 1,37 €·kg$^{-1}$ $H_2$.

## D.4 Bibliografía


[1] Spath P, Aden A, Eggeman T, Ringer M, Wallace B, Jechura J. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier. Technical Report NREL/TP-510-37408, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2005.

[2] Swanson RM, Satrio JA, Brown RC, Platon A, Hsu DD. Techno-economic analysis of biofuels production based on gasification. Technical Report NREL/TP-6A20-46587, Golden: National Renewable Energy Laboratory, US Department of Energy; 2010.

[3] Ratnasamy C, Wagner JP. Water Gas Shift Catalysis. Cataly Rev 2009;51:325-440.