



Escuela
Universitaria
Ingeniería
Técnica
Industrial
ZARAGOZA



FUNDACIÓN PARA EL
DESARROLLO DE LAS NUEVAS
TECNOLOGÍAS DEL HIDRÓGENO
EN ARAGÓN

ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA EL APROVECHAMIENTO DEL O₂ EN EL PROYECTO Hy-ROBRES

Eduardo Cebollero Campo
ITI, Química Industrial

Ponente: Alberto Gonzalo Callejo
Dep. Ingeniería Química y Tecnologías del Medioambiente

Directores:
Ismael Aso Aguarta
Fundación para el Desarrollo de las Nuevas Tecnologías del Hidrogeno en Aragón.

Luis Miguel Romeo Giménez
Instituto Universitario de Investigación (CIRCE)

Agradecimientos

Me gustaría citar a las personas e instituciones que han colaborado en mi proyecto de final de carrera agradeciéndoles el trabajo desempeñado.

En primer lugar nombrar a los directores: D. Alberto Gonzalo, D. Ismael Aso y D. Luis Miguel Romeo, por la dedicación y empeño que han demostrado resolviendo todas las dudas e indecisiones surgidas a lo largo de la elaboración de este documento.

También me gustaría hacer una mención especial a D. Luis Monge de TAIMWESER, D. Mikel Iza de GUASCOR, D. Ricardo Espinagosa de TECNOSA, D. José Ramón Liesa de EUROAGRICOLAS LIESA, D. Diego Montaña de GASMEDI, D. Antonio Quero de PROININSO, D. Dario Morrica de VANZETTI ENGINEERING y D. Gregory Giese de INFINITYTURBINE por facilitarme la información necesaria.

Muchas gracias a todos porque sin vosotros no hubiera sido posible sacar adelante este proyecto.

ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA EL APROVECHAMIENTO DEL O₂ EN EL PROYECTO Hy-ROBRES.

Alberto Gonzalo (Dpto. IQTMA), Ismael Aso (Fundación para el Desarrollo de las Nuevas Tecnologías del Hidrogeno en Aragón), Luis Miguel Romeo (Instituto de Investigación CIRCE),
Eduardo Cebollero (EUITIZ)

Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Industrial de Zaragoza, EUITIZ, España.

Resumen: La necesidad de encontrar un sistema para mejorar la gestionabilidad del recurso eólico, especialmente en países donde hay una penetración importante de este tipo de generación eléctrica, está impulsando el desarrollo de las tecnologías del H₂ entre otras. HyRobres es un ejemplo de ello: una planta conectada a un parque eólico que produce H₂, mediante electrólisis del agua, durante los periodos de baja demanda y que genera electricidad con este vector durante los periodos de mayor consumo energético.

Previo a este proyecto, no había previsión de darle utilidad al O₂ acompañante obtenido con el H₂. Es por ello por lo que se han estudiado técnica y económicamente distintas alternativas: gasificación de biomasa con aire enriquecido, oxicomustión con captura de CO₂ y venta de O₂ medicinal.

Los resultados muestran que las opciones más viables desde un punto de vista económico son la venta de O₂ y la gasificación de biomasa con agente gasificante variable, es decir, periodos con aire enriquecido y otros con aire convencional, lo que permitiría investigar acerca del comportamiento del proceso además de generar beneficios manteniendo el carácter innovador de la planta. Sin embargo, la opción de oxicomustión se muestra como la que mayor potencial investigador posee, con la posibilidad de realizar proyectos conjuntos con entidades como CIRCE o el Instituto de Carboquímica de Zaragoza y reduciendo uno de los principales costes de la investigación en este campo como es el uso del O₂.

Palabras clave: hidrógeno, oxígeno, gestionabilidad, eólica, gasificación, aire enriquecido oxicomustión.

TECHNICAL AND ECONOMICAL ASSESSMENT FOR THE OXYGEN USES IN HyROBRES PROJECT.

Alberto Gonzalo (Dept. IQTMA), Ismael Aso (The Foundation for the Development of New Hydrogen Technologies in Aragon), Luis Miguel Romeo (Research Institute CIRCE), Eduardo Cebollero (EUITIZ)

School of Industrial Engineering of Zaragoza, EUITIZ, Spain.

Abstract: The need of improve the management of the electrical grid in countries with high percentage of wind power generation, offers a chance for the development of the hydrogen technologies as energetic vector. One example of this fact is the HyRobres project: a water-electrolysis plant connected to a wind farm in order to produce and store hydrogen during off-peak periods and generate electricity with it at high load periods using modified-gas engines.

Before this study, the oxygen produced with the hydrogen was suspected to be vented directly. Different options have been technical and economically assessed to use this oxygen: biomass gasification with enriched air, CO₂ capture in an oxyfuel process and oxygen-cylinders sales for medical applications.

The results show the best economic options are the oxygen sales and the power generation by biomass gasification with variable-gasifying agent, working some periods with enriched air and others only with air, allowing research about the process performance and obtain benefits keeping the innovative profile of the HyRobres project. In the other hand, oxyfuel process in the best research opportunity, working with CIRCE or Instituto de Carboquímica of Zaragoza in coordinated projects decreasing the operative expenses due to the oxygen purchase.

Keywords: hydrogen, oxygen, management, wind power, gasification, enriched air, oxyfuel.

Índice

1. Introducción	8
1.1.- Integración de la energía eólica: H₂ como vector energético	8
2. Proyecto Hy-Robres: Planta de H₂.....	16
2.1.- Objeto y justificación	16
2.2.- Antecedentes	17
2.3.- Descripción del proceso.....	20
2.4.- Descripción de las instalaciones	21
3. Estudio técnico de alternativas.	24
3.1.- Justificación para el aprovechamiento del O₂. Introducción.....	24
3.2.- Producción eléctrica por biomasa: Normativa del régimen especial.....	26
3.2.1.Ámbito de aplicación	26
3.2.2.Régimen económico.....	27
3.3.- Gasificación de biomasa	30
3.3.1.Proceso.....	30
3.3.2.Gasificadores.....	32
3.3.3.Condiciones de la materia prima: biomasa.....	36
3.3.4.Parámetros operativos de proceso.....	37
3.3.5.Acondicionamiento de “syngas” para producción eléctrica.....	38
3.3.5.1. Condiciones iniciales.....	38
3.3.5.2. Requerimientos en función de la tecnología elegida.	40
3.3.5.3. Eliminación de partículas en el gas de síntesis.....	42
3.3.5.1. Enfriamiento del gas de síntesis: Intercambiador de calor	44
3.3.5.2. Disminución del contenido en alquitranes del gas de síntesis.	44
3.3.6.Ventajas de la Gasificación frente a la Combustión.....	48
3.3.7.Descripción de la propuesta	48
3.3.7.1. Biomasa para el proceso.....	49
3.3.7.2. Agente gasificante: mezclas de aire o vapor con O ₂	50
3.3.7.3. Uso final del gas de síntesis.....	51
3.3.7.4. Tecnología de gasificación elegida	52
3.3.7.5. Diagrama de flujo.....	53
3.3.7.6. Escenario actual 1 (EA1).....	53

3.3.7.7. Escenario actual 2 (EA2).....	62
3.3.7.8. Escenario actual 3 (EA3).....	64
3.3.7.9. Escenario Optimizado 1 (EO1).....	65
3.3.7.10. Escenario optimizado 2 (EO2).....	68
3.3.7.11. Escenario optimizado 3 (EO3).....	70
3.3.7.12. Resumen de los escenarios de gasificación	71
3.4.- Captura de CO₂: Oxicombustión de biomasa	72
3.4.1.Proceso.....	73
3.4.2.Antecedentes	79
3.4.3.Descripción de la propuesta	81
3.4.3.1. Biomasa para el proceso	82
3.4.3.2. Oxicombustor de lecho fluidizado circulante	83
3.4.3.3. Microturbina de Ciclo Rankine Orgánico	87
3.4.3.4. Purificación, secuestro del CO ₂ y emisiones	90
3.4.3.5. Diagrama de flujo.....	93
3.4.3.6. Escenario Actual 4 (EA4)	94
3.4.3.7. Escenario Optimizado 4 (EO4).....	100
3.4.3.8. Resumen escenarios de oxicombustión.....	101
3.5.- Embotellamiento de O₂ para usos comerciales.....	102
3.5.1.Descripción de la propuesta.	103
4. Viabilidad económica de alternativas	105
4.1.- Conceptos previos.....	105
4.1.1.Flujo de caja (Flow Cash).....	105
4.1.2.VAN (NPV)	105
4.1.3.TIR (IRR).....	106
4.1.4.Periodo de amortización (Payback)	106
4.1.5.Definición de los parámetros de la hoja de calculo	107
4.2.- Análisis de inversiones	107
4.2.1.Gasificación	107
4.2.1.1. EA1-EO1	113
4.2.1.2. EA2-EO2	117
4.2.1.3. EA3-EO3	122
4.2.2.Oxicombustión	126

4.2.3.Venta de O ₂	128
5. Conclusiones	132
6. Bibliografía y referencias	133

1. Introducción

1.1.- Integración de la energía eólica: H₂ como vector energético

Si echamos la mirada atrás, en cuanto a la utilización de recursos para la obtención de energía a lo largo de la evolución de la humanidad, podremos ver que hasta hace un par de siglos el más utilizado era la biomasa, por ejemplo en forma de madera. Posteriormente con la invención de la máquina de vapor, se pasó a explotar el consumo del carbón, y finalmente con la invención del motor de combustión interna, se ha pasado a la utilización masiva de derivados del petróleo y del gas natural.

Es bien sabido que la utilización masiva de combustibles fósiles tiene fecha de caducidad, por ejemplo, los expertos vaticinan que con la tasa de consumo actual, existen reservas probadas de petróleo para dos décadas más, de gas natural para cuatro décadas más, y para carbón de unos 60 años. Pero no es la única limitación. Por todos es conocida la contribución dañina en forma de emisiones de CO₂ (2/3 corresponden al sector de la automoción) de estas fuentes de energía a lo que se ha denominado como cambio climático. Ante este preocupante panorama energético mundial, por un lado, son las fuentes de energía renovables las que están emergiendo como alternativa sólida para cubrir las necesidades actuales energéticas; y, por otro, la utilización de vehículos eléctricos y/o de pilas de combustible como sistemas de transporte sostenibles.

Entre todas las fuentes de energía renovables existentes (solar fotovoltaica, solar termoeléctrica, solar térmica, biomasa, eólica, hidráulica, etc.), la más desarrollada a escala nacional es la eólica, con la que se llegó a cubrir el 50% del total de la demanda eléctrica nacional el 8/11/2009, unos 11.546 MW, y que habitualmente cubre un 14% del total con una potencia instalada de 16.760 MW.[1]

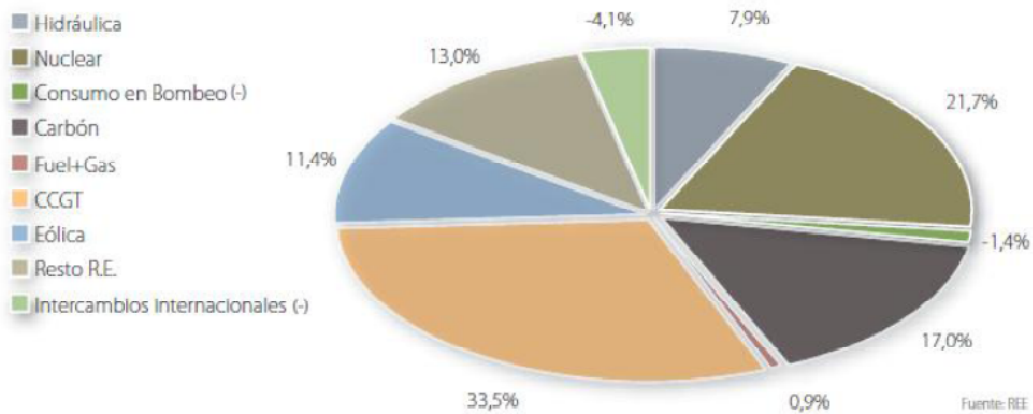


Figura 1- Mix eléctrico del 2008. [1]

Pero la pregunta que surge a continuación es: ¿se podría pensar en un sistema eléctrico en el que el 100% de su producción fuera de origen eólico? La respuesta inmediata es que no. La explicación es muy sencilla de demostrar, sin necesidad de ningún algoritmo matemático complejo, con la simple justificación de que los molinos producen electricidad cuando sopla el viento, y, cuando no existe el recurso eólico, simplemente los molinos no giran, y, por tanto, su producción eléctrica es nula.

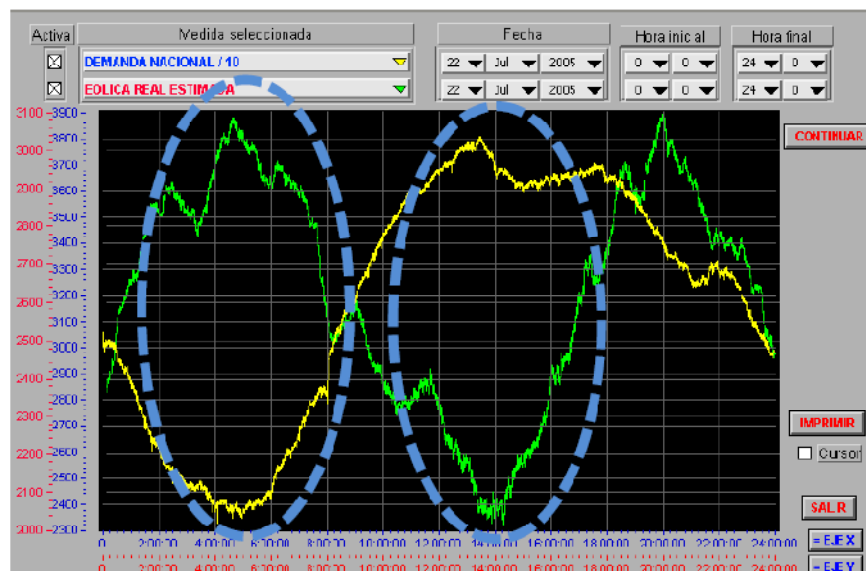


Figura 2- Desacoplamiento de la energía eólica con la demanda eléctrica. [1]

De este modo, se puede intuir que existirá un límite de máxima potencia eólica instalada dentro del mix de generación eléctrica a escala nacional, en el que ya no

sea posible instalar más parques eólicos, por el simple hecho de que se trata de una fuente de energía no gestionable. Entonces, surge otra pregunta: ¿Estamos lejos de alcanzar ese límite? La respuesta sigue siendo que no. Para ello, se va a mostrar un caso real que sucedido el 2 de noviembre del 2008, en el cual fue necesario que el operador de la red eléctrica diera la orden de parada a más del 37% del total de la producción eólica que había en ese instante para poder mantener la red estable. Dicha circunstancia, se muestra en la Figura 3 y Figura 4.

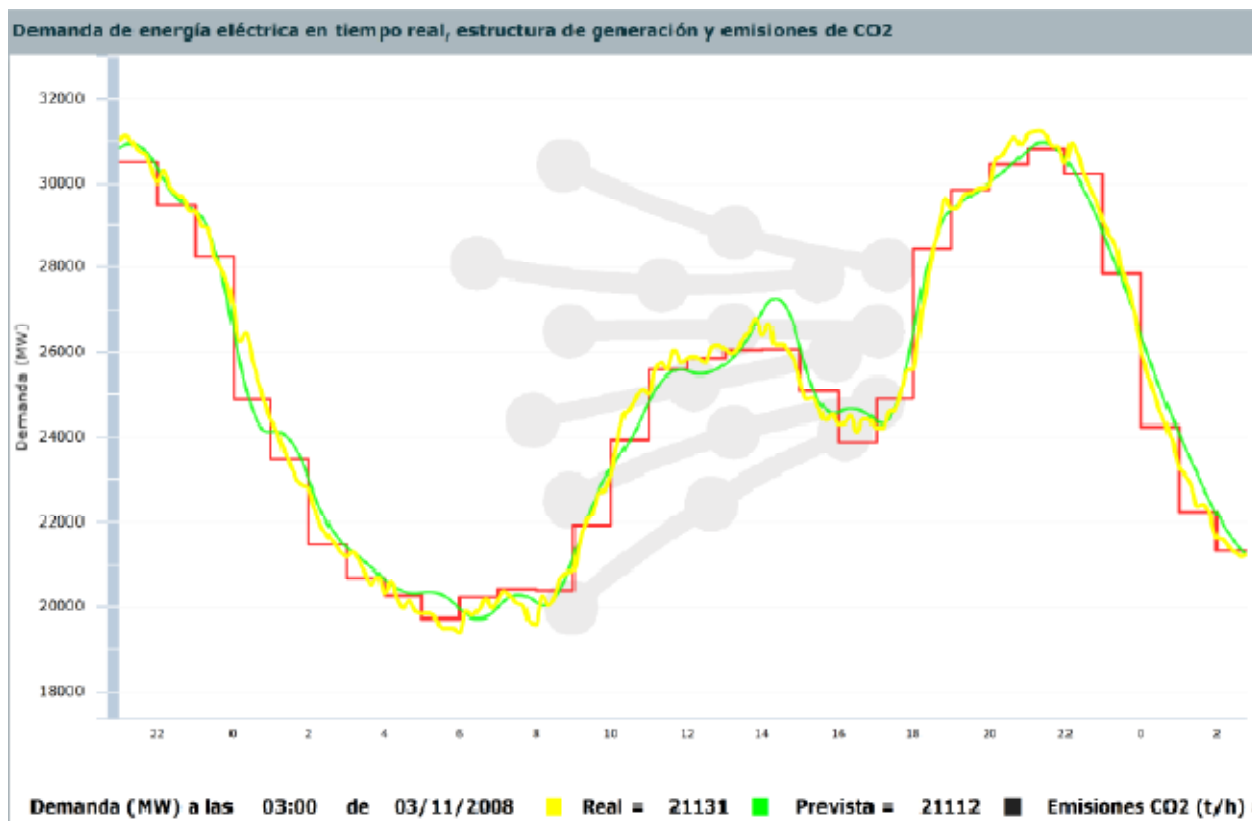


Figura 3- Demanda energética 2-11-2008. [1]

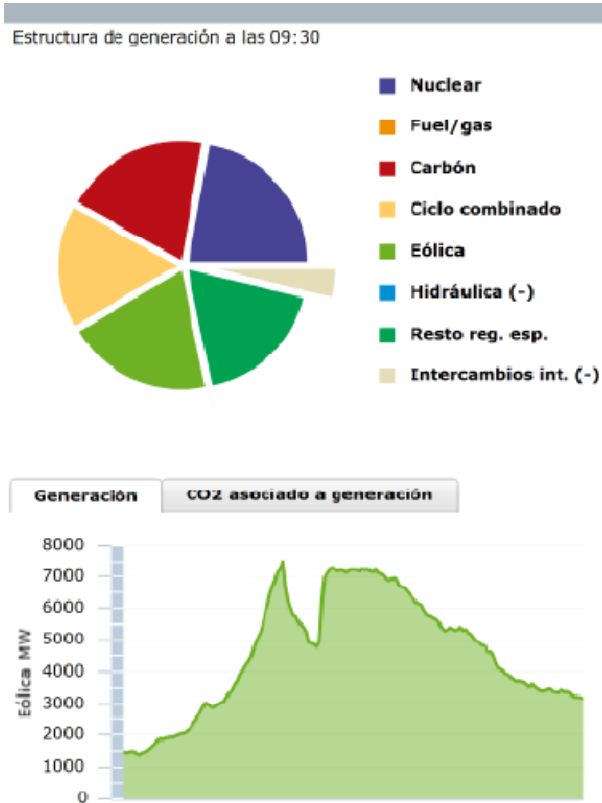


Figura 4- Desconexión de energía eólica 2-11-2008. Distribución horaria el eje de abscisas. [1]

Sin embargo, unos días después, se produjo un descenso de 5000 MW a 500 MW en 12 horas que obligó a poner en marcha otras plantas de generación no renovable para cubrir la demanda tal y como se muestra en los siguientes gráficos.

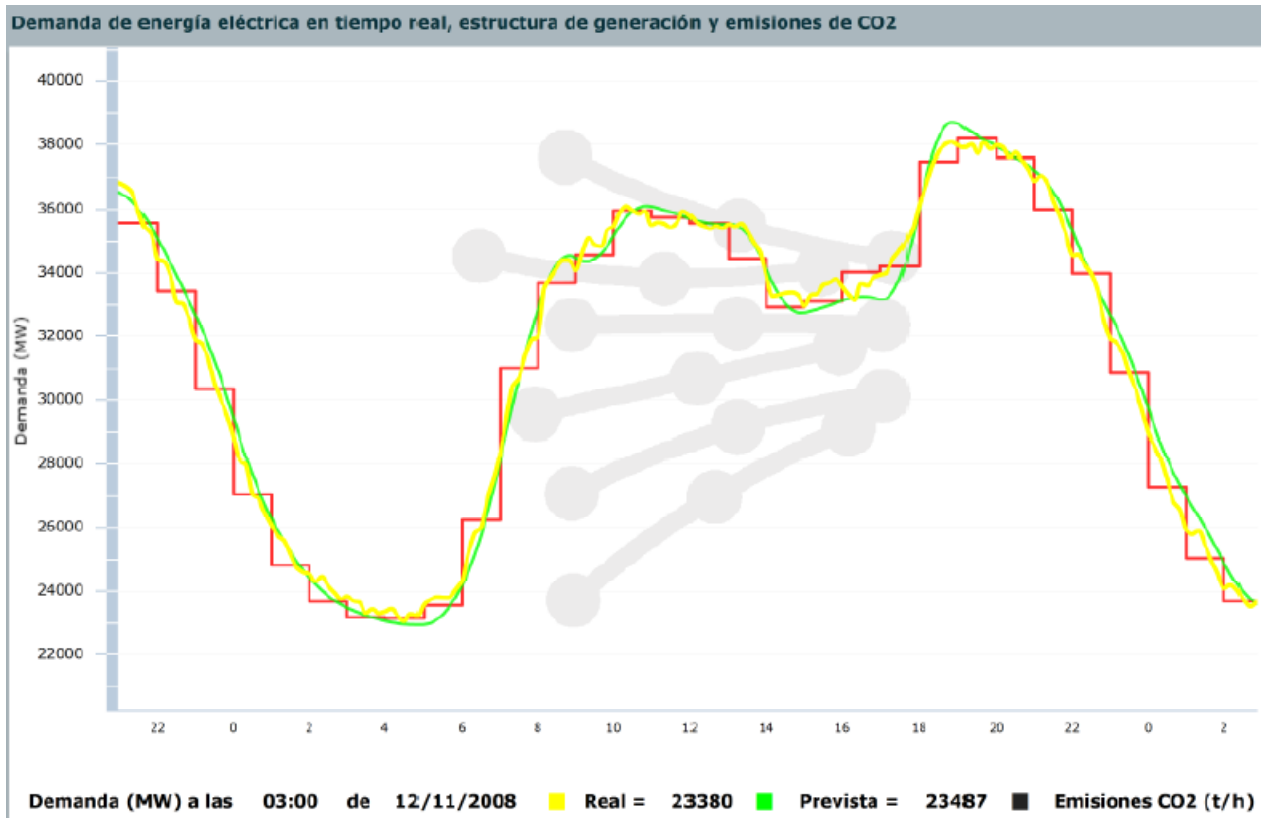


Figura 5- Demanda eléctrica 11-11-2008. [1]

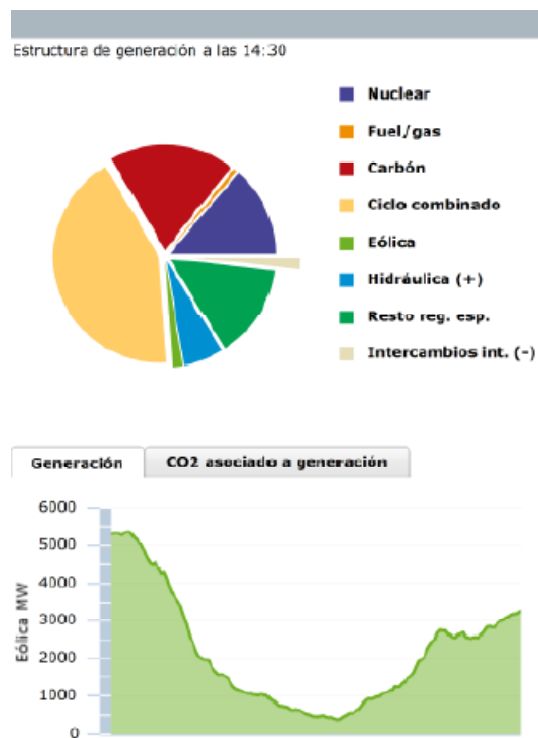


Figura 6- Generación eólica insuficiente 11-11-2008.

Distribución horaria el eje de abscisas. [1]

Se puede concluir, en vistas de estos escenarios, que a escala nacional, se está cerca de llegar al límite técnico máximo de potencia eólica instalada. De ahí, que sea necesario buscar una alternativa para no frenar el elevado desarrollo que ha alcanzado. Para ello, una de las posibilidades que con más fuerza se está implementando es la utilización de un sistema de almacenamiento de energía con el fin de hacer de la eólica una fuente de energía gestionable, pudiendo participar en el control de la red.

El sistema de producción de electricidad está compuesto de tal forma que el operador de la red eléctrica tiene que asegurarse que las demandas energéticas son cubiertas en todo momento. Para ello, es necesario prever una reserva de generación que esté disponible. Estas reservas se clasifican en tres tipos en función del horizonte temporal en el que han de responder:

- **Reserva de regulación primaria:** ha de estar disponible con carácter inmediato (15 s), y se realiza modificando la frecuencia del sistema, a costa de la energía cinética almacenada en los rotores de las máquinas en funcionamiento. Este servicio debe ser proporcionado de forma obligatoria por los generadores en régimen ordinario (térmica, nucleares, grandes hidráulicas > 50 MW)
- **Reserva de regulación secundaria:** está formada por centrales que varían su producción, devolviendo al sistema a sus condiciones de funcionamiento previsto, y el tiempo de actuación de este tipo de reserva debe ser de hasta 15 min.
- **La reserva terciaria** ha de estar disponible a partir de los 15 min.

La energía eólica cuenta con unas características propias que se resumen a continuación: desacople entre la producción eólica y la demanda eléctrica, gradientes en la producción, error en la predicción de producción, variabilidad del recurso eólico. Estos factores hacen que un sistema eléctrico con un elevado porcentaje de penetración eólica (>10 % del total de la potencia instalada) tenga que disponer de elevadas reservas terciarias de energía en forma de otras energías (bombeos, hidráulicas, etc.), lo cual encarece el precio de la electricidad, ya que este

tipo de instalaciones, para mantener su rentabilidad, venden la energía generada a un precio elevado.

Otro aspecto a tener en cuenta es el grado de interconexión eléctrica existente con otros países. En el caso de España, corresponde al 4 %, mientras que lo normal, tendría que ser un 10 %, concluyendo que el sistema eléctrico peninsular se puede considerar, desde el punto de vista eléctrico, como una isla.

Existen multitud de sistemas de almacenamiento de energía que se pueden utilizar con las energías renovables para mejorar la gestionabilidad de éstas:

- En forma de **campos magnéticos** (superconductores).
- En forma de **energía cinética** (volantes de inercia).
- En forma de **energía electroquímica** (pilas, baterías convencionales y de flujo).
- En forma de **energía potencial** (centrales de bombeo hidráulicas, aire comprimido).
- En forma de **energía electrostática** (súper condensadores).
- En forma de **energía química**: hidrógeno

Con el fin de poder hacer una comparativa para distinguir la aplicabilidad de cada una de ellas, se muestran en la Figura 7 en función de la capacidad de almacenamiento en términos de potencia, y en términos de tiempo de respuesta.

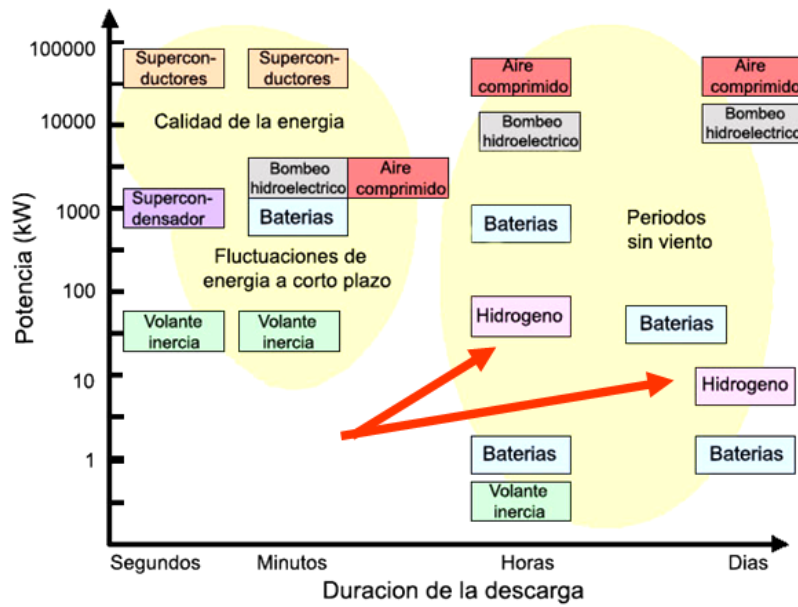


Figura 7- Comparativa de sistemas de almacenamiento de energía.

Se ha demostrado que el H₂ es una alternativa viable tanto económicamente como por rango de potencia, adecuada para implementar en parques eólicos. La idea consiste en producirlo mediante electrólisis de agua durante los periodos donde haya más producción eólica que demanda energética, almacenando el gas para posteriormente, reconvertirlo en electricidad en los momentos en los que la carga del sistema sea mayor que la generación eléctrica. Este nuevo concepto es lo que se denomina planta de tipo “peaking”.

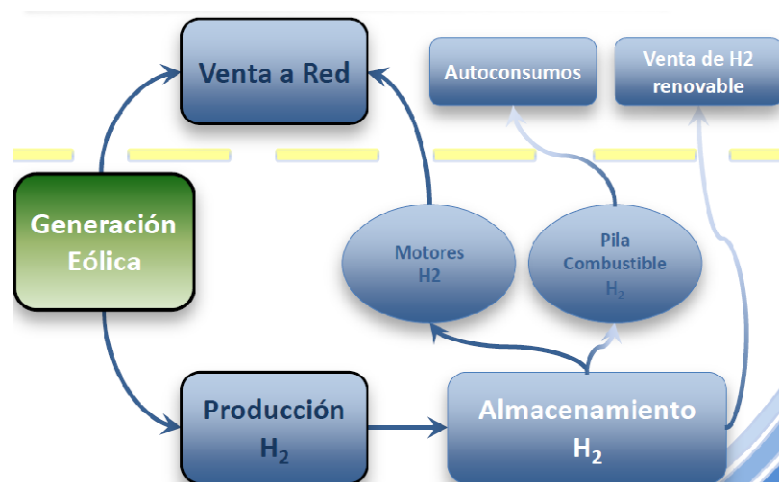


Figura 8- Principio de fundamento de plantas de H₂ tipo “peaking”.

2. Proyecto Hy-Robres: Planta de H₂

2.1.- Objeto y justificación

El presente Proyecto Fin de Carrera (PFC) se enmarca dentro del proyecto Hy-Robres, promovido por la empresa Eólica del Ebro (Grupo Enhol), propietaria del parque eólico ubicado en el término municipal de Robres (Huesca). Dicha entidad ha contado con el apoyo técnico de la Fundación para el Desarrollo de las Nuevas Tecnologías del Hidrógeno en Aragón en la realización del proyecto. [2]

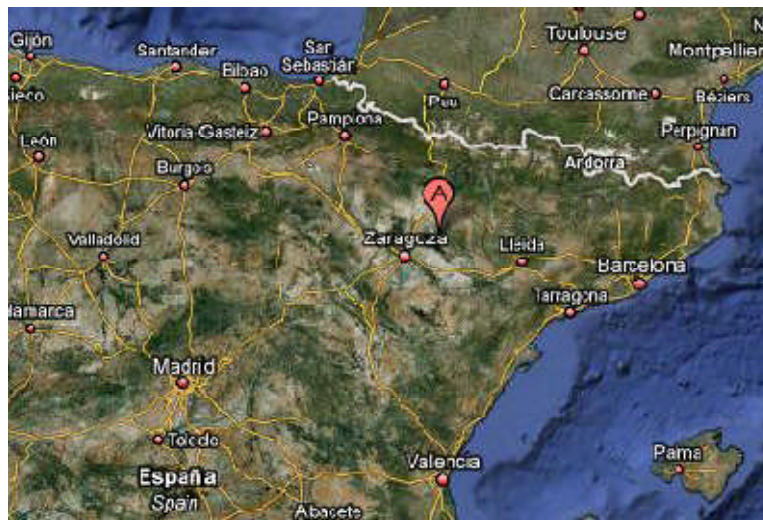


Figura 9- Localización del proyecto, Robres (Huesca).

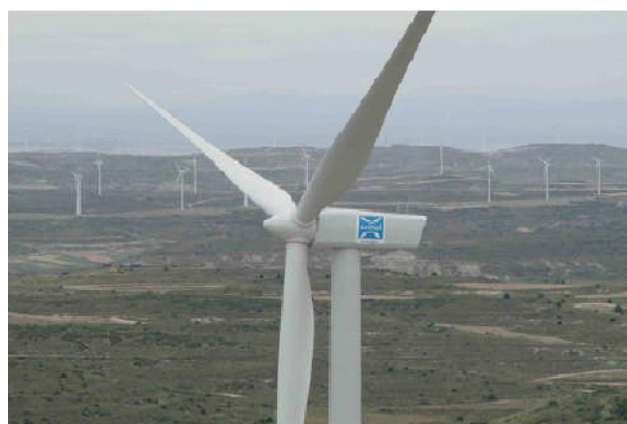


Figura 10- Parque eólico de Robres, promovido por ENHOL.

Esta iniciativa va a permitir disponer en Aragón de una plataforma demostrativa a escala real única, referente mundial en cuanto a tamaño y configuración, que permitirá demostrar la viabilidad técnica del hidrógeno como sistema de almacenamiento energético, con el fin de lograr una correcta integración con la energía eólica y obtener una mejor gestionabilidad de las energías renovables en la red eléctrica.

Además, permitirá a los diferentes centros de investigación, probar en campo los distintos estudios técnicos que se han llevado a cabo en esta materia en lo que se ha denominado “Plan de explotación científico-tecnológica de HyRobres”.

2.2.- Antecedentes

En los últimos años en nuestro país, se han ido desarrollando diferentes proyectos de I+D para la producción de hidrógeno mediante energías renovables, especialmente energía eólica. Entre ellos cabe destacar los siguientes:

- Proyecto RES2H2: Proyecto piloto para la integración de energía renovable en sectores energéticos europeos empleando hidrógeno.

La sede española de este proyecto se encuentra en el Instituto Tecnológico de Canarias (Pozo Izquierdo, Gran Canaria). Existe otra instalación en Grecia.

A finales del año 2007 se inauguraron dos plantas experimentales con el fin de comprobar la viabilidad técnica y económica de la producción de hidrógeno a partir de energía eólica para el abastecimiento eléctrico de núcleos urbanos.

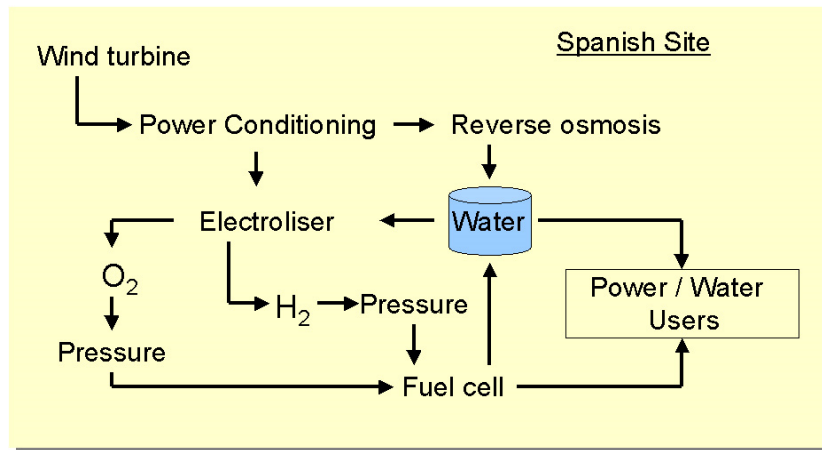


Figura 11- Diagrama de flujo de la planta sita en Canarias. Proyecto RES2H2.

La instalación en Gran Canaria cuenta con un proceso de desalinización y electrólisis de agua conectada a un parque eólico de 450 kW. El H₂ se almacena en un depósito de 500 m³N y se consume en una celda de combustible polimérica de 40 kW, reportando la electricidad a la red cuando el recurso eólico no está disponible. El agua producida se destina a consumo humano.

Los principales objetivos que se han marcado este proyecto son: estudiar soluciones técnicas para aumentar la penetración de energía eólica en redes eléctricas débiles, optimizar sistemas integrados de energía eólica e hidrógeno, probar la viabilidad técnica y económica de la producción de hidrógeno a partir de energía eólica a escala comercial e investigar en la mejora de la eficiencia de los componentes del sistema. [3]

- Proyecto: Sistema de Producción de Hidrógeno con Eólica.

Este proyecto se lleva a cabo en el Parque Eólico Experimental Sotavento (Galicia).

Desde principios del año 2008, España cuenta con la primera planta experimental de producción y almacenamiento de hidrógeno a partir de la energía eólica en Europa.

Se trata de estudiar la idoneidad del hidrógeno como medio de almacenamiento de energía, utilizando los excedentes energéticos que se producen en dicho parque experimental.

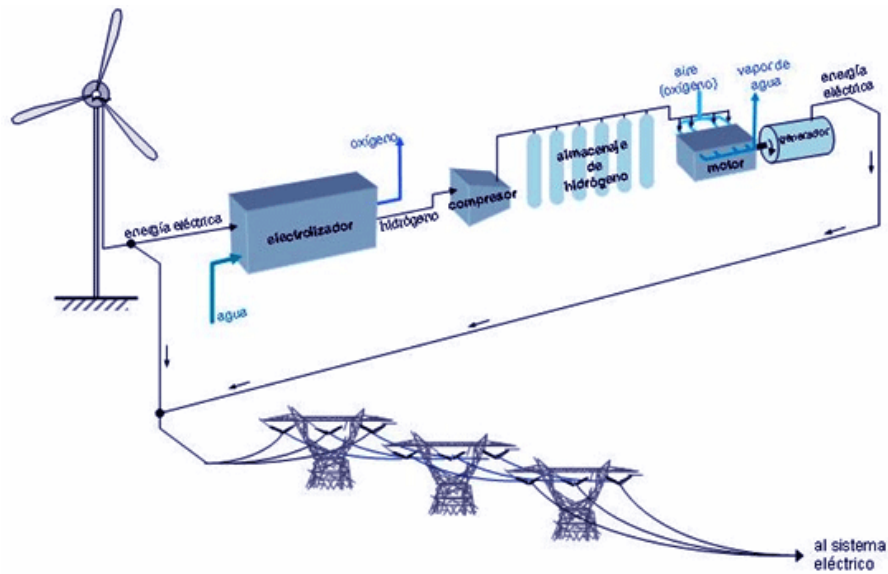


Figura 12- Producción de H₂ en el parque experimental de Sotavento. [4]

Este proyecto cuenta con un electrolizador de 60 Nm³/h para la producción de hidrógeno, que posteriormente se comprime hasta 200 bares con el fin de realizar su almacenamiento, y por último dispone de un equipo motogenerador de 60 kW eléctricos.

- Proyecto IOTHER: Infraestructura Tecnológica de Hidrógeno y Energías Renovables.

Este proyecto se lleva a cabo por la Fundación para el Desarrollo de las Nuevas Tecnologías del Hidrógeno en Aragón en sus instalaciones del Parque Tecnológico Walqa, en el término municipal de Cuarte (Huesca).

Se trata de una iniciativa pionera en España, que busca cubrir toda la cadena del hidrógeno (producción, gestión y uso eficiente), obteniendo la energía primaria mediante energía solar fotovoltaica y energía eólica.

Los aspectos diferenciadores de este proyecto, la integración de energía fotovoltaica y eólica, y la combinación de aplicaciones aisladas y en red, ofrecen unas capacidades de ensayo y experimentación únicas.

El proyecto IOTHER cuenta con un parque eólico con tres aerogeneradores diferentes y una potencia total de 635 kW, una instalación solar fotovoltaica de 100

kW con siete tecnologías distintas, un electrolizador de tecnología polimérica y otro alcalino, y los diferentes subsistemas de gestión de energía, interconexión a la red eléctrica, almacenamiento de hidrógeno y uso final de hidrógeno en pilas de combustible.

A nivel internacional, cabe destacar por su similitud con HyRobres, un proyecto emprendido por ENERTRAG en Brandeburgo, Alemania. Se trata de una planta híbrida de producción eléctrica formada por 3 aerogeneradores, un electrolizador alcalino de 500 kW con almacenamiento de H₂ y una planta de biogás en ciclo combinado (CHP) con una alimentación de un 70% H₂ y 30 % biogás obteniendo 350 kWe y 150 kWt.

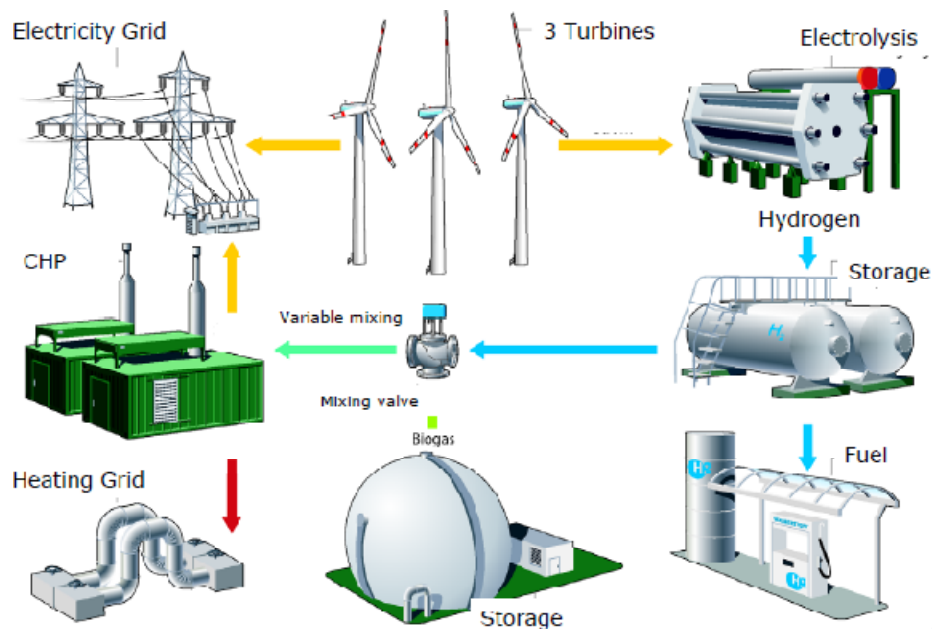


Figura 13- Proyecto Planta Híbrida ENERTRAG, Alemania. [5]

Cabe destacar que en ninguno de los antecedentes conocidos se le da uso al O₂ producido conjuntamente con el H₂, siendo un posible valor añadido para HyRobres y que se estudia en este PFC.

2.3.- Descripción del proceso

El proyecto Hy-Robres contará con una planta de producción de hidrógeno anexa a una instalación eólica singular, para generar hidrógeno mediante electrólisis

del agua durante los periodos valle de consumo eléctrico y cuando el parque eólico está trabajando a baja carga.

El hidrógeno producido se utilizará como combustible en dos motores alternativos de combustión interna (MACI) conectados a un alternador, el cuál generará energía eléctrica durante los periodos pico o de mayor demanda, siendo ésta vertida a la Red Eléctrica Nacional.

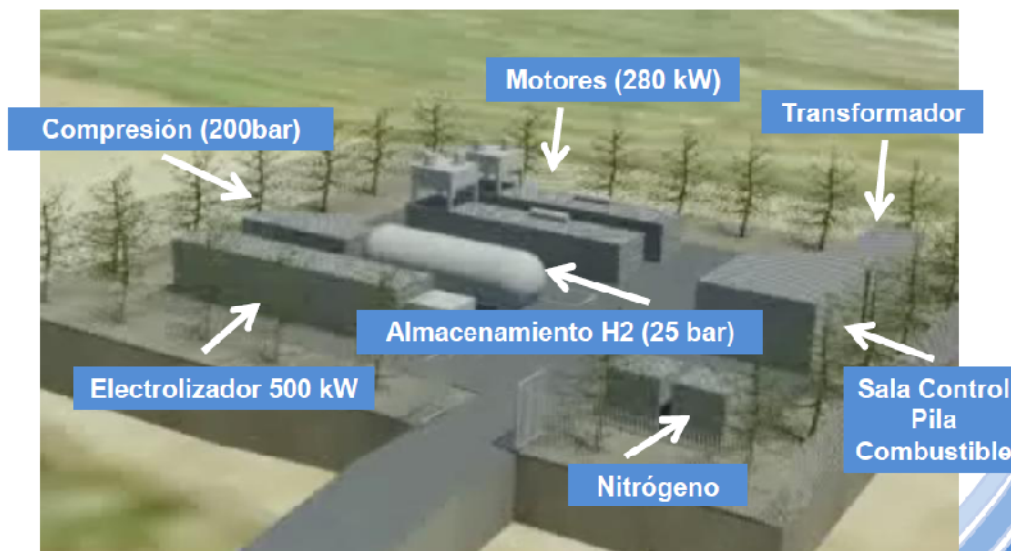


Figura 14- Distribución de la planta del proyecto HyRobres.

2.4.- Descripción de las instalaciones

De manera anexa a HyRobres, y dentro del parque eólico de Robres, se dispondrán 3 aerogeneradores VESTAS v90 de 2 MW que verterán la producción eléctrica a la planta de H₂ durante la noche.

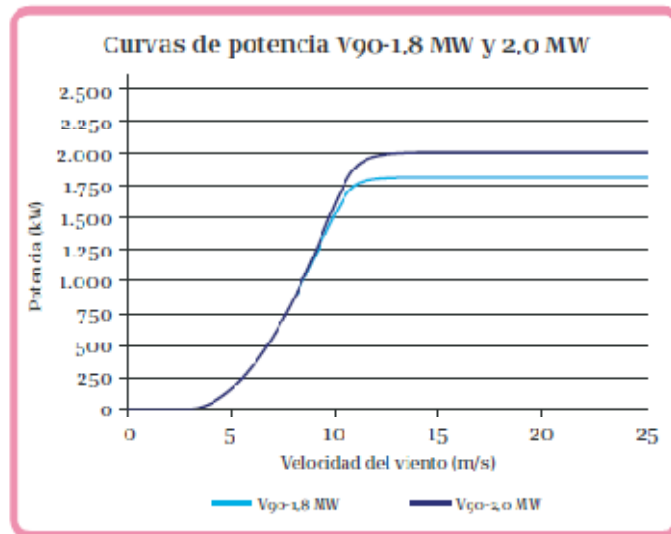


Figura 15- Curva de potencia aerogenerador VESTAS V90. [6]

La producción de H₂ se llevará a cabo con un electrolizador alcalino (KOH 30%) de 500 kW, con el que se podrá obtener 100 m³N/h de H₂ con una calidad de 99,9% (resto O₂). El proceso se realizará a 25 bares de presión y 80 °C [7]. Consecuentemente, se producirán también 50 m³N/h de O₂ con una pureza del 99,6% siendo el resto H₂. Otras posibles impurezas presentes en los gases pueden ser H₂O, hasta 2 g/m³N, y KOH, menos de 0,1 mg/m³N. Los gases obtenidos estarán libres de CO, CO₂, CH₄ y compuestos sulfurados o clorados. [8]

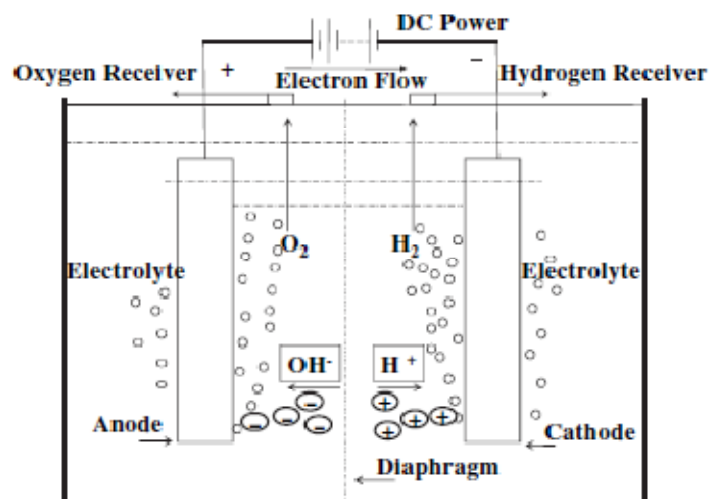
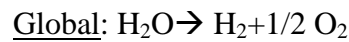
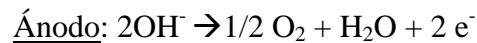
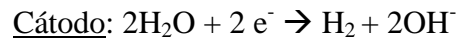


Figura 16- Esquema de un electrolizador básico. [8]

Las reacciones que tienen lugar dentro del electrolizador son:



El voltaje a aplicar para que tengan lugar estas reacciones a 25°C es de 1,23 V mientras que a 100°C es de 1,07 V. Estos valores son teóricos y no tienen en cuenta irreversibilidades, caída óhmica... Los voltajes de trabajo habituales están comprendidos entre 1,65 y 2,05 V a unos 80 °C. [9]

El electrolizador estará preparado para trabajar a cargas parciales, algo importante debido a la fluctuaciones de suministro de los aerogeneradores, comenzando la operación cuando se alcance el 25% de la potencia nominal. Se dispondrá de un depósito de agua desmineralizada con una autonomía mensual (12 m³) para asegurar un consumo de 500 L/día con una conductividad de 0,5 μS/cm.



Figura 17- Electrolizador alcalino 50 kW, 10 m³N/h H₂. [8]

Con respecto al almacenamiento, se contará con un depósito especial para H₂ con una capacidad de 500 m³N donde se almacenará el gas a una presión máxima de 25 bares.

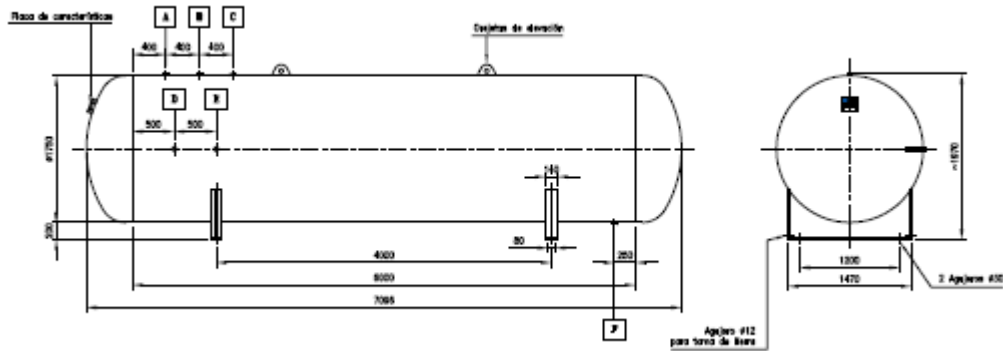


Figura 18- Depósito para almacenamiento de H₂. [10]

Los equipos responsables de convertir el H₂ en electricidad, serán dos motores de gas de síntesis de 240 y 40 kW adaptados para trabajar con H₂ con un consumo de 1,4 m³N/kWh. [11]

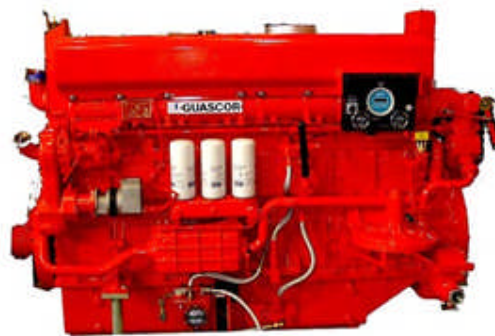


Figura 19- Motor de H₂. [11, 12]

También se incluirá una pila de combustible de 3 kW de potencia para alimentar un SAI (Sistema de Alimentación Ininterrumpida) que dará autonomía a los sistemas de control y un compresor para producir botellas de H₂ renovable, calidad industrial. [13]

3. Estudio técnico de alternativas.

3.1.- Justificación para el aprovechamiento del O₂. Introducción

En el gráfico siguiente, se puede ver un estudio de la distribución sectorial de los principales consumidores de O₂ en Europa y en EE.UU: [14]

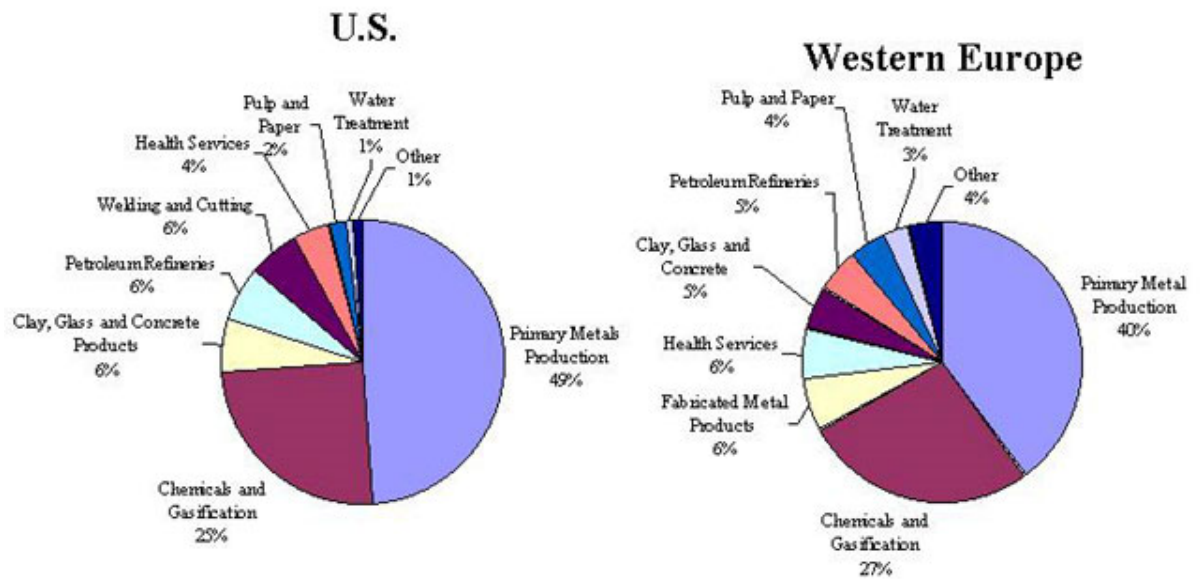


Figura 20- Consumo de oxígeno en EE.UU y Europa en 1998. [15]

Dependiendo de la calidad del O₂, podríamos clasificar de mayor a menor los posibles usos en:

- Gases medicinales.
- Utilización en soldaduras de componentes electrónicos.
- Uso en procesos industriales. (siderurgia, diversas obtenciones químicas, farmacéutica, petroleras, papeleras...)

En estos momentos, la obtención de O₂ se realiza mediante costosos procesos de destilación o adsorción de aire en condiciones de presión-temperatura exigentes y se están desarrollando otras opciones de separación mediante el uso de membranas selectivas para caudales bajos.

La generación de H₂ por electrólisis del agua siempre va a ir acompañada de una producción de O₂ de alta pureza. Actualmente, los proyectos que están en marcha con este tipo de tecnología, ventean la corriente. El aprovechamiento de la misma, puede suponer una reducción en la amortización de la planta de H₂ o un input importante para desarrollar tareas de I+D+i en cualquier investigación en la que se necesite O₂.

Las opciones que vamos a estudiar van desde las más obvias como sería el almacenamiento y venta de O₂ embotellado, a otras enfocadas a la mejora de tecnología ya existente como son las gasificaciones de biomasa con aire enriquecido o al desarrollo de proyectos piloto en el campo de la oxicomustión con captura de CO₂.

3.2.- **Producción eléctrica por biomasa: Normativa del régimen especial.**

En las opciones anteriormente nombradas, se ha planteado la producción eléctrica mediante la gasificación de biomasa. La venta de esta energía está considerada dentro de lo que se denomina “régimen especial” y existe una normativa específica que regula la instalación, retribución, funcionamiento...

La legislación vigente en la que se establece la tarificación de la producción en régimen especial es el Real Decreto 661/2007, de 25 de mayo, RD 661/2007 [16]. Está basado en el Plan de Energías Renovables 2005-2010 (PER) [17, 18] donde se marcan los objetivos de potencia instalada de cada tipo de energía renovable. Desde 2008, se está trabajando en un nuevo texto que fije las metas para 2011-2020 y actualmente, hay un borrador del plan disponible en [19]. Una vez publicado este nuevo PER, se modificará el régimen especial cambiando la retribución correspondiente a cada energía renovable.

Para el estudio económico de las alternativas, se usarán los valores que se indican en el RD vigente y del que resumimos los principales puntos a continuación.

3.2.1. **Ámbito de aplicación**

Grupo b.6. Centrales que utilicen como combustible principal biomasa procedente de cultivos energéticos, de residuos de las actividades agrícolas o de jardinerías, o residuos de aprovechamientos forestales y otras operaciones silvícolas en las masas forestales y espacios verdes, en los términos que figuran en el anexo II. Dicho grupo se divide en tres subgrupos:

- Subgrupo b.6.1. Centrales que utilicen como combustible principal biomasa procedente de cultivos energéticos.
- Subgrupo b.6.2. Centrales que utilicen como combustible principal biomasa procedente de residuos de las actividades agrícolas o de jardinerías.
- Subgrupo b.6.3. Centrales que utilicen como combustible principal biomasa procedente de residuos de aprovechamientos forestales y otras operaciones silvícolas en las masas forestales y espacios verdes.

Si en lugar de trabajar con biomosas, se decidiera trabajar con residuos ganaderos o de tratamiento de aguas, el ámbito de aplicación cambiaría al del grupo b.7 cambiando también la retribución.

3.2.2. Régimen económico

Después de comentar el ámbito de aplicación del RD, se citan los principales artículos del RD 661/2007 que establecen las condiciones económicas de las instalaciones productoras del régimen especial.

Artículo 24. Mecanismos de retribución de la energía eléctrica producida en régimen especial.

1.- Para vender, total o parcialmente, su producción neta de energía eléctrica, los titulares de instalaciones a los que resulte de aplicación este Real Decreto deberán elegir una de las opciones siguientes:

- a. Ceder la electricidad al sistema a través de la red de transporte o distribución, percibiendo por ella una tarifa regulada, única para todos los períodos de programación, expresada en céntimos de euro por kWh.
- b. Vender la electricidad en el mercado de producción de energía eléctrica. En este caso, el precio de venta de la electricidad será el precio que resulte en el mercado organizado o el precio libremente negociado por el

titular o el representante de la instalación, complementado, en su caso, por una prima en céntimos de euro por kWh.

Los estudios de viabilidad económica de las alternativas que se presentarán más adelante irán basados en la venta de electricidad bajo tarifa regulada, opción 1a.

Artículo 25. Tarifa regulada.

La tarifa regulada a que se refiere el artículo 24.1.a) consiste en una cantidad fija, única para todos los periodos de programación, y que se determina en función de la categoría, grupo y subgrupo al que pertenece la instalación, así como de su potencia instalada y, en su caso, antigüedad desde la fecha de puesta en servicio, en los artículos 35 al 42 de este real decreto.

Artículo 26. Discriminación horaria.

Las instalaciones de la categoría a) y los grupos b.4, b.5, b.6, b.7 y b.8, que hayan elegido la opción a) del artículo 24.1, podrán acogerse, con carácter voluntario, al régimen de discriminación horaria de dos periodos siguiente:

Tabla 1- Discriminación horaria en función de la estación.

Invierno		Verano	
Punta	Valle	Punta	Valle
11-21 h	21-24 h y 0-11 h	12-22h	22-24 h y 0-12 h

Los cambios de horario de invierno a verano o viceversa coincidirán con la fecha de cambio oficial de hora.

La tarifa regulada a percibir en este caso, se calculará como el producto de la tarifa que le corresponda por su grupo, subgrupo, antigüedad y rango de potencia, multiplicada por 1,0462 para el periodo punta y 0,9670 para el periodo valle.

Artículo 36. Tarifas y primas para instalaciones de la categoría b).

Las tarifas y primas correspondientes a las instalaciones de la categoría b) será la contemplada en la tabla siguiente. Se contempla, para algunos subgrupos, una retribución diferente para los primeros años desde su puesta en servicio.

Tabla 2- Tarifas y primas correspondientes de la categoría b.

Grupo	Subgrupo	Potencia	Plazo	Tarifa regulada c€/kWh	Prima de referencia c€/kWh	Límite Superior c€/kWh	Límite Inferior c€/kWh
b.1	b.1.1	P ≤ 100 kW	primeros 25 años	44,0381			
			a partir de entonces	35,2305			
		100 kW < P ≤ 10 MW	primeros 25 años	41,7500			
			a partir de entonces	33,4000			
		10 < P ≤ 50 MW	primeros 25 años	22,9764			
			a partir de entonces	18,3811			
	b.1.2		primeros 25 años	26,9375	25,4000	34,3976	25,4038
			a partir de entonces	21,5498	20,3200		
b.2	b.2.1		primeros 20 años	7,3228	2,9291	8,4944	7,1275
			a partir de entonces	6,1200	0,0000		
b.3			primeros 20 años	6,8900	3,8444		
			a partir de entonces	6,5100	3,0600		
b.4			primeros 25 años	7,8000	2,5044	8,5200	6,5200
			a partir de entonces	7,0200	1,3444		
b.5			primeros 25 años	*	2,1044	8,0000	6,1200
			a partir de entonces	**	1,3444		
b.6	b.6.1	P ≤ 2 MW	primeros 15 años	15,8890	11,5294	16,6300	15,4100
			a partir de entonces	11,7931	0,0000		
		2 MW ≤ P	primeros 15 años	14,6590	10,0964	15,0900	14,2700
			a partir de entonces	12,3470	0,0000		
	b.6.2	P ≤ 2 MW	primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			a partir de entonces	8,4752	0,0000		
		2 MW ≤ P	primeros 15 años	10,7540	6,1914	11,1900	10,3790
			a partir de entonces	8,0660	0,0000		
	b.6.3	P ≤ 2 MW	primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			a partir de entonces	8,4752	0,0000		
		2 MW ≤ P	primeros 15 años	11,8294	7,2674	12,2600	11,4400
			a partir de entonces	8,0660	0,0000		
b.7	b.7.1		primeros 15 años	7,9920	3,7784	8,9600	7,4400
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
	b.7.2	P ≤ 500 kW	primeros 15 años	13,0690	9,7696	15,3300	12,3500
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
		500 kW ≤ P	primeros 15 años	9,6800	5,7774	11,0300	9,5500
			a partir de entonces	6,5100	0,0000		
	b.7.3		primeros 15 años	5,3600	3,0844	8,3300	5,1000
			a partir de entonces	5,3600	0,0000		

En caso de trabajar con biomásas procedentes de residuos agrícolas, como la paja de trigo por ejemplo, se aplicarían las tarifas del grupo b.6.2: para

instalaciones de potencia menor de 2 MW, se retribuiría a 0,1257 c€/kWh los primeros 15 años de vida de la planta. Después se tarificarían a 0,8475.

Artículo 41. Tarifas y primas para instalaciones de la categoría b), grupos b.6, b.7 y b.8: biomasa y biogás.

Sin perjuicio de lo establecido en el artículo 36 anterior, para las instalaciones de los grupos b.6, b.7 y b.8, y de lo dispuesto en el artículo 44, a los efectos de lo establecido en los artículos 17.c) y 22, se establece como objetivo de potencia instalada de referencia para instalaciones que utilicen como combustible los recogidos para los grupos b.6 y b.8, 1.317 MW y para las de los combustibles del grupo b.7, 250 MW. En estos casos, no se considerarán, dentro de los objetivos de potencia instalada de referencia, las potencias equivalentes de biomasa o biogás en instalaciones de co-combustión.

En el último informe de la CNE del 2009, se muestra que la potencia instalada de tecnología que usa biomasa ronda los 580 MW en 2008 por lo que estaríamos dentro del límite. [20]

3.3.- Gasificación de biomasa

Después de describir el contexto económico de la alternativa de gasificación, pasamos a comentar aspectos generales del proceso que sirvan de base para la mejor comprensión de la propuesta. Posteriormente, se desarrollarán las particularidades o aspectos específicos que se proponen para la planta de gasificación con aire enriquecido anexa a HyRobres.

3.3.1. Proceso

La gasificación es un proceso termoquímico en el que un sustrato carbonoso es transformado en un gas combustible de bajo poder calorífico, mediante una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada en presencia de un agente gasificante [15, 21].

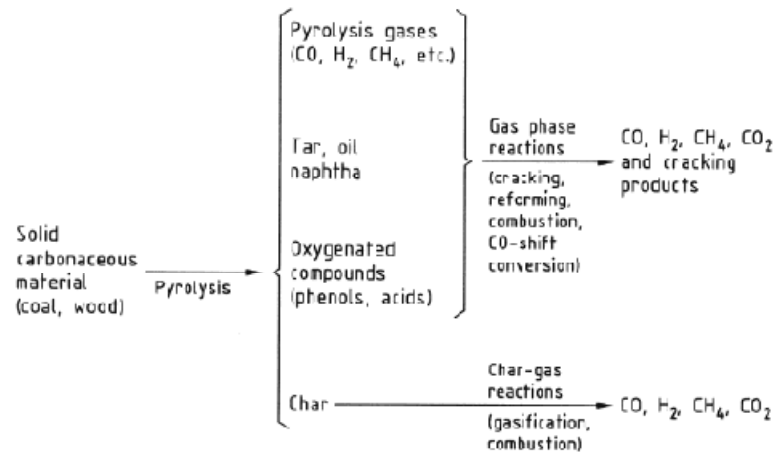


Figura 21- Principales reacciones durante el proceso de Gasificación.[22]

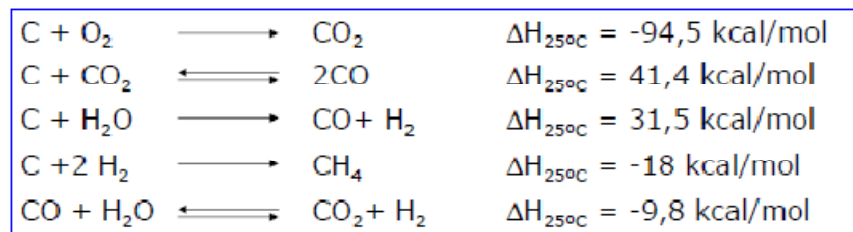


Figura 22- Reacciones Char-Gas simplificadas.[15]

Por su parte el aprovechamiento energético de este gas pobre puede hacerse quemándolo inmediatamente en una cámara de combustión, o introduciéndolo en una turbina de gas, un motor de combustión interna o una SOFC. (Solid Oxide Fuel Cell) [23-25]

El agente gasificante puede ser aire, oxígeno, vapor de agua, H₂, CO₂ como distintas mezclas de los anteriormente citados. En función del agente gasificante, se obtienen diferentes composiciones de gas de síntesis que a su vez pueden tener diferentes aplicaciones.

Tabla 3- Propiedades del “syngas” en función del agente gasificante. [21]

AGENTE GASIFICANTE	PCS (MJ/m ³)	COMPOSICION DEL GAS OBTENIDO (% en volumen)						USO
		H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂	
Aire	< 6	16	20	12	2	50	-	combustible
Oxígeno	10-20	32	48	15	2	3	-	combustible gas de síntesis
Vapor de agua	10-20	50	20	22	6	-	2	combustible gas de síntesis
Hidrógeno	>30							sustituto del gas natural

En la Tabla 3 se muestran las características del gas de síntesis obtenido gasificando con distintos agentes. Faltaría por añadir el uso de CO₂ con el que se obtiene principalmente un gas con alto contenido en CO así como un “char” excepcionalmente reactivo, idóneo para un posterior proceso de combustión. [26, 27]

Además del aprovechamiento energético, el gas de síntesis (o “syngas”) forma parte de numerosos procesos químicos en la Industria Petroquímica [28] como pueden ser la obtención de metanol, de gasolinas mediante la reacción de Fischer-Tropsch, de aldehídos por hidroformilación de alquenos... Para estos propósitos, el “syngas” se genera mediante gasificación de carbón o reformado de gas natural.

En función del propósito final y de la alimentación, se elige la tecnología a utilizar. (Elección del gasificador, condiciones de proceso, acondicionamiento de gas, etc.)

3.3.2. Gasificadores.

Los tipos de reactores que normalmente se utilizan para estos procesos son variados, y su elección depende de varios factores como pueden ser la granulometría del residuo, la humedad de éste, o la limpieza requerida del gas [21].

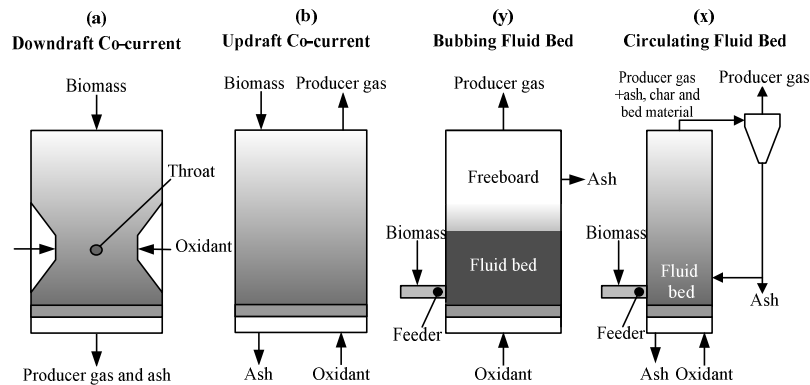


Figura 23- Tipos de gasificadores.[29]

Los gasificadores, tal y como se muestran en la Figura 23, se podrían clasificar en función del tipo de lecho: fijo, fluidizado burbujeante o circulante, y dentro de los lechos fijos, en función de la dirección de la corriente gaseosa: updraft o downdraft. Existen otros como los de flujo cruzado, los de dos etapas, los que tienen calentamiento externo... que no vamos a explicar por tratarse de tecnología menos aplicada actualmente o por estar en fase de desarrollo.

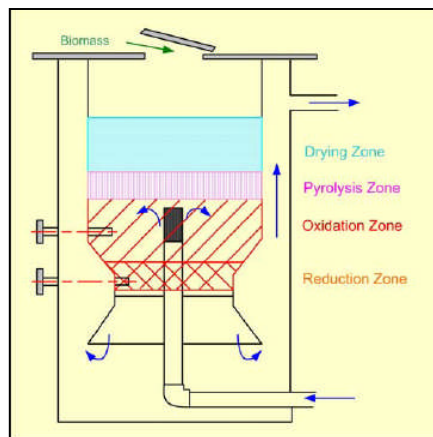


Figura 24- Gasificador de Lecho Fijo Downdraft.[29]

Para tamaños de planta pequeños se suele preferir los gasificadores de lecho fijo, en especial el downdraft porque se obtienen gases con menor cantidad de alquitranes (tar) que en el updraft.[30, 31]

En los downdraft, la corriente gaseosa (aire) y los sólidos llevan la misma dirección descendente. La alimentación, en nuestro caso biomasa, pasa por una zona de secado (100-135 °C) [29] perdiendo la humedad que contenga. Posteriormente,

tiene lugar el proceso de pirólisis (450-600 °C) donde la biomasa se descompone en char, alquitranes y gases debido a la alta temperatura. En la zona de oxidación (900-1200 °C), tienen lugar reacciones de combustión que producen el calor necesario para el resto de las transformaciones del proceso, casi todas endotérmicas. La última etapa es la zona de reducción (600-700 °C). En ella suceden reacciones de craqueo de tar, principal problema corriente abajo de este tipo de plantas, así como otras reacciones en ausencia de O₂. Posteriormente, los gases y las cenizas que salen por la parrilla se segregan, quedándose la gran mayoría de los sólidos abajo aunque algunas partículas son arrastradas por el gas.

En plantas de gasificación grandes [32] como las que se muestran en la Figura 25 y en la Figura 26, se suelen usar gasificadores de lecho fluidizado, ya sea burbujeante o circulante puesto que permiten trabajar con capacidades mayores, a altas temperaturas e introduciendo catalizadores. Aunque la producción de alquitranes es mayor que en los downdraft, estas modificaciones de proceso permiten una disminución del “tar” y en consecuencia, una calidad de gas superior permitiendo usar ciclos con turbinas de gas sin miedo a que los alquitranes condensen en los compresores estropeándolos.

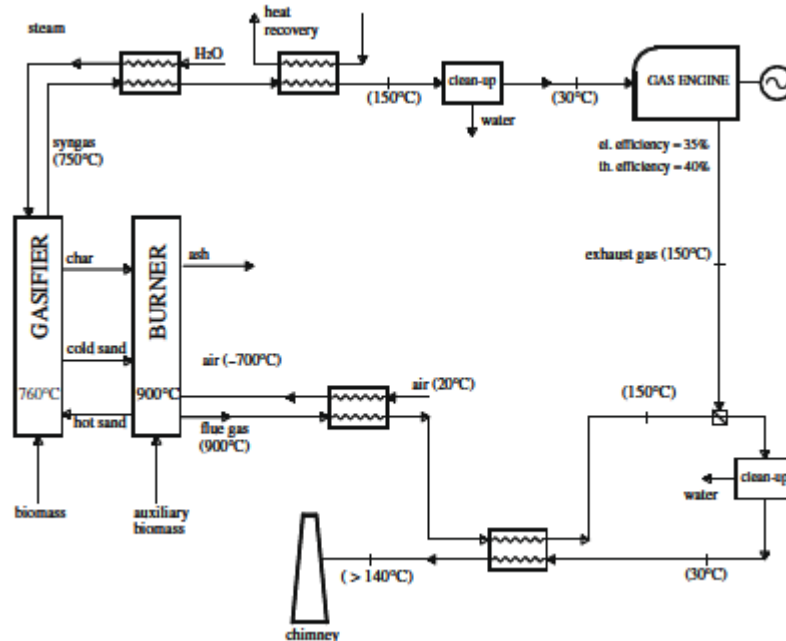


Figura 25- Planta de gasificación con lecho fluidizado circulante y motor de gas. CHP (Combined Heat and Power)

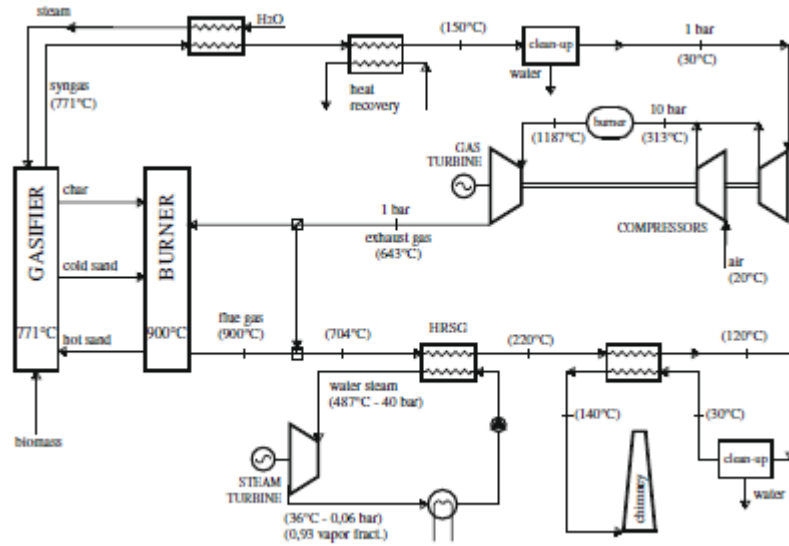


Figura 26- Planta de gasificación con lecho fluidizado circulante, turbina de gas y turbina de vapor. CCGT (Combined Cycle Gas Turbine)

Para finalizar esta sección, en la tabla siguiente se muestran las distintas ventajas e inconvenientes de los distintos tipos de gasificadores:[30]

Tabla 4- Ventajas y desventajas de los distintos tipos de gasificadores.

Advantages	Disadvantages
<p><i>Fixedmoving bed, updraft</i> Simple, inexpensive process Exit gas temperature about 250 °C Operates satisfactorily under pressure High carbon conversion efficiency Low dust levels in gas High thermal efficiency</p>	<p>Large tar production Potential channeling Potential bridging Small feed size Potential clinkering</p>
<p><i>Fixedmoving bed, downdraft</i> Simple process Only traces of tar in product gas</p>	<p>Minimum feed size Limited ash content allowable in feed Limits to scale up capacity Potential for bridging and clinkering</p>
<p><i>Fluidised bed</i> Flexible feed rate and composition High ash fuels acceptable Able to pressurize High CH₄ in product gas High volumetric capacity Easy temperature control</p>	<p>Operating temperature limited by ash clinkering High product gas temperature High tar and fines content in gas Possibility of high C content in fly ash</p>
<p><i>Circulating fluidised bed</i> Flexible process Up to 350 °C operating temperature</p>	<p>Corrosion and attrition problems Poor operational control using biomass</p>
<p><i>Double fluidised bed</i> Oxygen not required High CH₄ due to low bed temperature Temperature limit in the oxidiser</p>	<p>More tar due to lower bed temperature Difficult to operate under pressure</p>
<p><i>Entrained bed</i> Very low in tar and CO₂ Flexible to feedstock Exit gas temperature</p>	<p>Low in CH₄ Extreme feedstock size reduction required Complex operational control Carbon loss with ash Ash slagging</p>

3.3.3. Condiciones de la materia prima: biomasa.

En función de la tecnología de gasificación a utilizar, la biomasa debe de cumplir unos requisitos u otros para el buen funcionamiento del proceso:

Tabla 5- Condiciones de la biomasa en función del gasificador. [33]

Tipo de gasificador	Residuos leñosos	Residuos fibrosos
LECHO FLUIDIZADO	<p>Tamaño : 3 - 30 mm</p> <p>Contenido máximo de Humedad: 60 % en base seca.</p> <p>Contenido máximo de Cenizas: 25 % en base seca</p>	<p>Necesidad de densificación, previo a su alimentación</p> <p>Pellets : Diámetro : 10-20 mm Longitud :10-20 mm</p>
LECHO MOVIL. Down-Draft	<p>Tamaño : 10 - 80 mm.</p> <p>Contenido máximo de Humedad: 30 % en base seca.</p> <p>Contenido máximo de Cenizas: 10 % en base seca</p>	<p>Necesidad de densificación, previo a su alimentación</p> <p>Briquetas</p>

La diferencia entre los tamaños de la alimentación se debe a que en un downdraft, la caída de presión en el lecho sería muy grande al tener sólidos pequeños y se crearían caminos preferenciales para los gases, quedándose parte de la biomasa sin reaccionar. Con respecto al lecho fluidizado, partículas grandes exigen un caudal mayor de aire para fluidizar y tienen un área superficial de contacto menor que las pequeñas, lo que afecta a la conversión. [15]

El requisito de la humedad se centra principalmente en evitar que el apelmazamiento de la biomasa dificulte la alimentación de la misma y en disminuir la cantidad de calor, procedente de la combustión, necesaria para evaporar el agua contenida, reduciendo el rendimiento de la pirólisis. [34]

Con respecto a las cenizas, pueden reducir la conversión del proceso al dificultar la difusión de los gases [35] y provocar problemas de ensuciamientos, obstrucciones en equipos y tuberías si el ciclón posterior no es capaz de separarlas del gas de síntesis.

3.3.4. Parámetros operativos de proceso.

Las condiciones de operación dentro del gasificador dependen de muchos factores tales como el tipo de biomasa o el agente gasificante pero primordialmente, el factor determinante es el tipo de gasificador.

Según algunos autores [35], en los gasificadores de lecho fluidizado podemos modificar variables como la velocidad de fluidización, la presión, el tiempo de residencia, la altura del lecho, la temperatura de distintas zonas o el ER (Ratio de Equivalencia=Aire introducido/Aire necesario para combustión completa de la biomasa) sin olvidarnos también de la naturaleza del lecho con inclusión de aditivos o catalizadores. Al aumentar la T^a, se favorecen las reacciones de craqueo de alquitranes (endotérmicas) disminuyendo la concentración del mismo aunque también disminuye el PCI del gas. Una variación al alza en el ER generalmente asocia un descenso en el PCI del gas producido puesto que hay más reacciones de combustión que consumen biomasa. Efecto contrario al del ER, es el que se consigue al aumentar la altura del lecho fluidizado [36], logrando un incremento del

tiempo de residencia que a su vez repercute un aumento de la cantidad de CO, H₂, CH₄, C₂H₄ y C₂H₆. La concentración de alquitranes en el “syngas” disminuye al trabajar a T^a más altas y especialmente con ER elevados.[35]

Con respecto a los gasificadores de lecho fijo, en especial downdraft [34, 37], las variables modificables se resumen en el ER, el caudal de alimentación de biomasa y el de aire, todos intrínsecamente relacionados. Un aumento del ER supone una T^a del gasificador mayor, que a su vez, conlleva a una mayor conversión en la pirólisis. Valores altos de alimentación de biomasa, reducen el tiempo de residencia del gas provocando una reducción del H₂ y una peor calidad del “syngas”. Caudales muy grandes de aire producen una reducción de la temperatura debido al efecto diluyente del N₂.

Tabla 6- Efectos de la variación del ER y el caudal de alimentación en un Downdraft. [37]

No.	1	2	3	4	5
Temperature at the neck (°C)	930	1108	1093	1015	870
Air (N m ³ /h)	9.11	13.27	14.32	13.55	7.98
Feeding rate (kg/h, wet basis)	7.89	11.36	11.20	10.76	7.20
ER	0.25	0.25	0.28	0.27	0.24
Gas composition (vol%, dry, inert free)					
H ₂	31.40	28.49	28.93	29.16	35.39
O ₂	0.89	1.61	1.48	1.05	0.91
CO	29.56	24.59	25.53	25.20	27.92
CH ₄	6.23	6.58	6.82	8.21	4.36
CO ₂	30.02	36.41	34.88	34.36	30.11
C ₂ H ₄	1.60	2.03	2.07	1.63	1.17
C ₂ H ₆	0.30	0.29	0.28	0.39	0.14
Gas yield (N m ³ /kg, wet basis)	0.91	0.88	0.82	0.85	0.94
Hydrogen yield (g H ₂ /kg biomass, wet basis)	25.51	22.39	21.18	22.13	29.70
Tar yield (g/kg biomass, wet basis)	9.85	11.46	12.70	14.23	7.40
Lower heating value (MJ/N m ³)	5.44	5.05	4.76	5.05	5.17

3.3.5. Acondicionamiento de “syngas” para producción eléctrica.

3.3.5.1. Condiciones iniciales.

Las condiciones y composiciones del “syngas” a la salida del gasificador dependen de la alimentación, del gasificador y su operación pero, en términos generales, podríamos afirmar que utilizando aire como agente gasificante, casi el

50% de la corriente es N₂ siendo una de las razones por las que el gas tiene bajo poder calorífico al actuar este como diluyente.

Tabla 7- Composición simulada de “syngas”: gasificador downdraft a 800 °C, alimentado con paja de trigo.

Composición Base Seca	%
N2	48,0
H2	16,1
CO	20,2
CO2	11,6
CH4	3,0
C2H6	1,1
	100

Acompañando al gas, vamos a encontrar algo de H₂O, parte introducida con la biomasa en forma de humedad y parte formada en reacciones de combustión, H₂S, NH₃ y HCl en pequeña cantidad fruto de las reducciones de la biomasa. Así mismo el gas contiene cantidades de alquitrán, principal problema de este proceso puesto que al condensar obstruye tuberías, equipos, motores...; este no tiene una composición definida y muchos autores la caracterizan como compuestos con uno o varios anillos bencénicos.

Tabla 8- Clasificación de alquitranes. [38]

List of tar compounds that are considered for different tar classes

Tar class	Class name	Property	Representative compounds
1	GC-undetectable	Very heavy tars, cannot be detected by GC	Determined by subtracting the GC-detectable tar fraction from the total gravimetric tar
2	Heterocyclic aromatics	Tars containing hetero atoms; highly water soluble compounds	Pyridine, phenol, cresols, quinoline, isoquinoline, dibenzophenol
3	Light aromatic (1 ring)	Usually light hydrocarbons with single ring; do not pose a problem regarding condensability and solubility	Toluene, ethylbenzene, xylenes, styrene
4	Light PAH compounds (2–3 rings)	2 and 3 rings compounds; condense at low temperature even at very low concentration	Indene, naphthalene, methylnaphthalene, biphenyl, acenaphthalene, fluorene, phenanthrene, anthracene
5	Heavy PAH compounds (4–7 rings)	Larger than 3-ring, these components condense at high-temperatures at low concentrations	Fluoranthene, pyrene, chrysene, perylene, coronene

También hay que tener en cuenta que el gas arrastrara partículas que podrían provocar problemas en los equipos posteriores y la presencia de trazas de metales alcalinos que pueden provocar corrosiones y deposiciones.

3.3.5.2. Requerimientos en función de la tecnología elegida.

Hay que diferenciar entre “syngas” para síntesis química y para producción eléctrica.

En el caso de síntesis química, la limpieza del gas a de ser máxima para evitar problemas de envenenamiento de catalizadores y obstrucción de lechos. Generalmente, hay que modificar las composiciones en función del compuesto químico que se quiera producir:

Tabla 9- Condiciones de “syngas” para Síntesis Química. [28]

Mezclas	Aplicaciones principales
H ₂	Hidrotratamiento e hidrocraqueo en refinería
3H ₂ :1N ₂ ^a	Amoniaco
2H ₂ :1CO	Alquenos (reacción de Fischer-Tropsch)
2H ₂ :1CO	Metanol y alcoholes mayores
1H ₂ :1CO	Aldehídos (Hidroformilación)
CO	Ácidos (fórmico y acético)
^a con N ₂ del aire	

Para producción eléctrica, los requisitos varían con el equipo encargado de realizar la combustión del “syngas”. En la Tabla 10 se pueden ver los requisitos para motores diesel o gasolina modificados, especialmente usados en plantas de gasificación “bajo coste”, y motores de gas:

Tabla 10- Requisitos del “syngas” para motores de combustión interna. [39]

Average properties of syngas generated by RFGG and allowable limits for use of syngas as engine fuel

Parameters	Unit	Quality of syngas generated by RFGG		Acceptable syngas quality for engine use
		Average	Standard deviation	
LHV	MJ Nm ⁻³	5.79	0.52	Greater than 4.2
Tars	mg Nm ⁻³	14.06	8.54	Lower than 50
Particulates	mg Nm ⁻³	3.05	1.79	Lower than 50

El rango de temperatura de entrada en los motores está establecido entre 30 y 50 °C.

Otra opción son las turbinas de gas empleadas en ciclos combinados. (Figura 26)

Según algunos autores [32], hay que tener especial cuidado con los metales alcalinos (Na, K) y compuestos sulfurados que producen corrosión en los alabes de las turbinas así como reducir al máximo el contenido en partículas y alquitranes que pueden obstruir tuberías, estropear compresores y disminuir la eficiencia de intercambiadores de calor. En este caso particular, el alquitrán entra en fase gas a las turbinas debido a la alta temperatura y es por ello por lo que no resultaría un problema. Por su parte, los compuestos clorados pueden reaccionar con las superficies metálicas tanto en condiciones reductoras (gasificador) como oxidantes. (Cámara de combustión)

Tabla 11- Requisitos del gas de síntesis para turbinas de gas. [40]

Component	Allowable concentration
Particles	<1 ppm
Tar	5 mg/m ³
HCl	<0.5 ppm
S(SO ₂ +H ₂ S+etc.)	1 ppm
Na	<1–2 ppm
K	<1–2 ppm
Other metals	<1–2 ppm

En la tabla siguiente, se muestra un resumen de las impurezas del “syngas” y sus posibles métodos de limpieza:[29]

Tabla 12- Principales contaminantes del gas de síntesis y posibles métodos de eliminación.

<i>Contaminants</i>	<i>Clean-up method</i>
<i>Ash</i>	<i>Filtration, Scrubbing</i>
<i>Char</i>	<i>Filtration, Scrubbing</i>
<i>Inert</i>	<i>Filtration, Scrubbing</i>
<i>NH₃</i>	<i>Scrubbing</i>
<i>HCl</i>	<i>Lime or Dolomite, Scrubbing, Absorption</i>
<i>SO₂</i>	<i>Lime or Dolomite, Scrubbing, Absorption</i>
<i>Tar</i>	<i>Tar cracking, Tar removal</i>
<i>Na</i>	<i>Cooling, Condensation, Filtration, Adsorption</i>
<i>K</i>	<i>Cooling, Condensation, Filtration, Adsorption</i>
<i>Other metals</i>	<i>Cooling, Condensation, Filtration, Adsorption</i>

A continuación vamos a comentar algunos de los métodos más empleados para el acondicionamiento del gas de síntesis.

3.3.5.3. Eliminación de partículas en el gas de síntesis

Para eliminar las partículas arrastradas por el gas hay varios métodos: ciclones, precipitadores electrostáticos, filtros de mangas, scrubbers...

Cada método tiene una eficiencia para cada tamaño de partícula como se puede ver en la tabla siguiente.

Tabla 13- Eficiencias de equipos para eliminar partículas en corrientes gaseosas. [29]

Tipo de filtro	Tamaño de partícula (µm)					
	0.1	0.5	5	20	50	100
Ciclón	-	-	4	92	97	-
Precipitador Electrostático	97	93	98	99	-	-
Scrubber	-	1	98	99.5	99.9	-
Filtro de mangas	-	99.2	99.5	99.9	-	-

El método adecuado vendrá marcado por la cantidad y tamaño de las partículas a separar, con el objetivo de reducir costes de mantenimiento, a la hora de limpiar el separador, y el coste económico de la tecnología a aplicar. En la gran mayoría de las plantas, se usan métodos compuestos por un ciclón a la salida del gasificador para eliminar las partículas más grandes y así no saturar un método secundario con mayor eficiencia para partículas pequeñas como puede ser un scrubber.

Las razones principales para el uso extendido de ciclones son que tienen un coste bajo, no tienen ninguna pieza móvil y pueden ser construidos para soportar condiciones de funcionamiento duras. Típicamente, un gas con partículas entra tangencialmente cerca de la tapa del ciclón. El flujo del gas es forzado a circular en una espiral hacia abajo debido simplemente a la forma del ciclón y a la entrada tangencial. La fuerza y la inercia centrífugas causan que las partículas se muevan hacia fuera, chocando con la pared externa, y después resbalando hacia el fondo del dispositivo. Cerca del fondo del ciclón, el gas invierte su giro y se mueve hacia arriba en otro espiral interno más pequeño. El gas limpio sale de la tapa a través de

un vortex y las partículas salen del fondo del ciclón a través de depósito sellado por una o dos válvulas o utilizando una válvula rotatoria. [41]

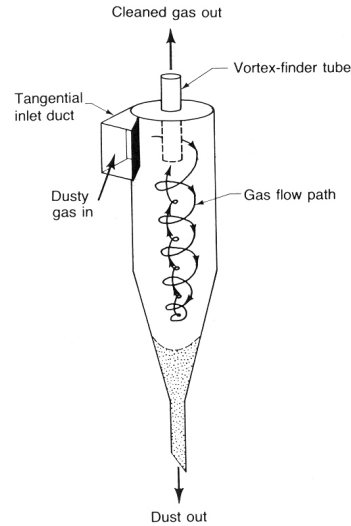


Figura 27- Ciclón. [41]

Otra opción bastante extendida por su fácil dimensionamiento y su coste son los filtros de mangas. Constan de una serie de bolsas con forma de mangas, normalmente de fibra sintética o natural, colocadas en unos soportes para darles consistencia y encerradas en una carcasa. El gas sucio, al entrar al equipo, fluye por el espacio que está debajo de la placa a la que se encuentran fijadas las mangas hasta introducirse en ellas.

A continuación, el gas fluye hacia afuera dejando atrás los sólidos. Finalmente, el gas limpio circula por el espacio exterior de los sacos y se lleva por una serie de conductos hacia la salida del equipo.

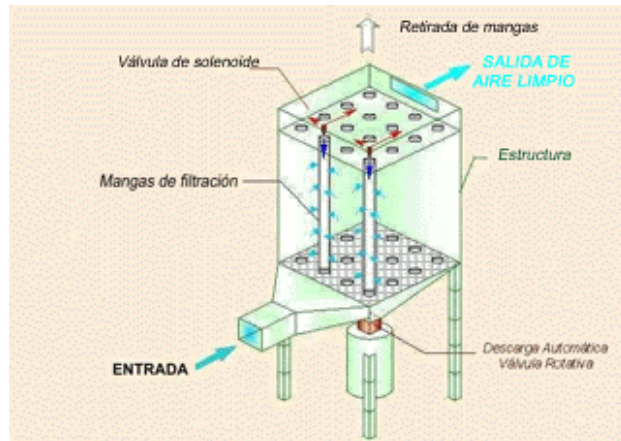


Figura 28- Filtro de mangas.

3.3.5.1. Enfriamiento del gas de síntesis: Intercambiador de calor

El uso final del “syngas” en un motor o turbina suele requerir una baja temperatura de entrada por lo que es necesario implementar un intercambio de calor para enfriar el gas. En función de la temperatura a la que se lleve a cabo, esta operación tiene un doble efecto: la reducción de la temperatura y la formación de condensados y nieblas de agua-alquitrán que deberemos de retirar reduciendo los contaminantes del gas de síntesis.

Este calor que se extrae del “syngas” podría utilizarse para producir vapor, para calentar otros procesos, para secar la biomasa que alimentamos...

3.3.5.2. Disminución del contenido en alquitranes del gas de síntesis.

Las operaciones anteriormente descritas estarían englobadas en lo que se denominan “métodos secundarios” de limpieza, donde se intenta reducir la cantidad de contaminantes, en especial del alquitrán, una vez producidos: [42]

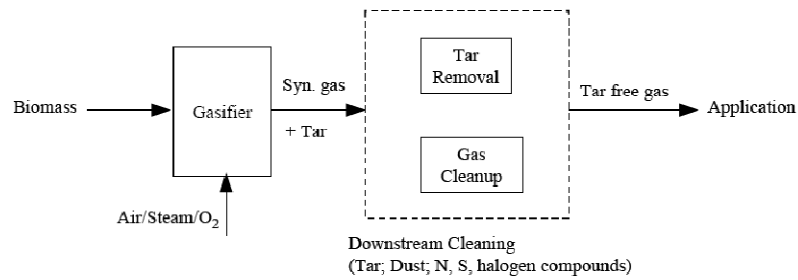


Figura 29- Métodos secundarios de limpieza de “syngas”.

. Los métodos primarios, serían los que irían destinados a evitar la formación del tar en el gasificador con la principal ventaja de que no se perdería la energía retenida en el tar:

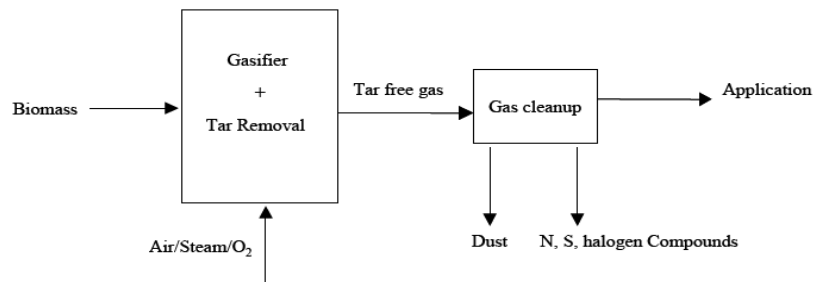


Figura 30- Métodos primarios de limpieza de “syngas”.

Los podríamos clasificar en: [43]

- Modificación de las condiciones de operación: Se ha comprobado que al aumentar la temperatura, se favorecen las reacciones de craqueo de tar (endotérmicas) disminuyendo la concentración del mismo aunque también disminuye el poder calorífico del gas.

L. Devi et al. / Biomass and Bioenergy 24 (2003) 125–140

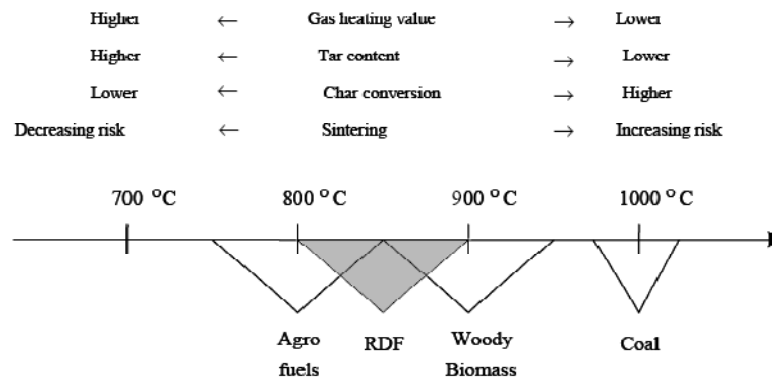


Figura 31- Influencia de la temperatura en diversos parámetros. [44]

De manera similar a la temperatura, un incremento en el ER (Aire introducido/ Aire necesario para combustión completa) se traduce en una reducción del tar y del poder calorífico de gas.

Usar vapor de agua como agente gasificante favorece la formación de CO e H₂ y reduce el contenido de tar pero tiene el inconveniente que parte del calor de la biomasa va a ir destinada a producir y calentar ese vapor.

Se ha estudiado que gasificar a presiones medias (22 bar) reduce el contenido en tar pero aumenta la fracción de PAH (Hidrocarburos Poliromaticos) en este. Efecto similar tiene el tiempo de residencia; al aumentar, reducimos el contenido en tar pero aumenta la relación de compuestos con más de 3 anillos bencénicos.

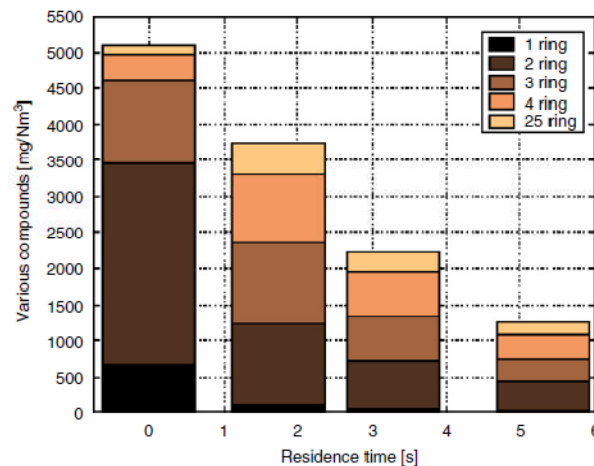


Figura 32- Efecto del tiempo de residencia en la cantidad y composición del tar. [43]

- Adición de catalizadores: Para obtener un craqueo térmico realmente efectivo, necesitaríamos temperaturas cercanas a 1200 °C lo que haría que la eficiencia global del proceso disminuyera además de tener que usar materiales que resistiesen bien esas condiciones. El uso de catalizadores va enfocado a rebajar esa temperatura. La adición y recuperación de estos aditivos es más sencilla en un lecho fluidizado que en un lecho fijo. No solo reducen el tar, también pueden modificar la composición del “syngas” y en consecuencia el PCI del mismo.

Los catalizadores basados en Ni han sido muy utilizados en la industria petroquímica para craquear fracciones pesadas. Suelen ir acompañados de alúmina, sílice, zeolita... y han mostrado eficiencias de eliminación de tar mayores del 98% pero presentan desactivación por deposición de coque y envenenamiento por H₂S.

Otro tipo de catalizadores, los alcalinos metálicos (generalmente carbonatos de Na o K) o la dolomita (CaMg(CO₃)₂), pueden ser utilizados para reducir la producción de tar también, aunque tienen la desventaja de que no son capaces de craquear alquitranes de elevado peso molecular y pierden actividad por formación de finos.

Se están investigando multitud de mezclas y variantes de los tipos anteriores para contrarrestar los inconvenientes de cada uno de ellos.

- Elección y diseño del gasificador: Como hemos visto en la sección “Gasificadores” (Tabla 4), no todos producen la misma cantidad de tar. En la Tabla 14, se recogen valores de producción de alquitranes en función de la tecnología del gasificador siendo el downdraft el que mejor resultados obtiene.

Tabla 14- Contenido en Tar en diferentes gasificadores. [43]

	Fixed bed		Fluidized bed	
	Countercurrent	Cocurrent	Bubbling	Circulating
Mean tar content (g/Nm ³)	50	0.5	12	8
The range of tar (g/Nm ³)	10 150	0.01 6	1 23	1 30

3.3.6. Ventajas de la Gasificación frente a la Combustión

Una de las principales ventajas es la posibilidad de alimentar gas de síntesis a un motor de combustión interna. Esto habilita la construcción de plantas de producción eléctrica de pequeña escala (menor de 1MW) que pueden estar localizadas más cerca de la biomasa reduciendo costes de logística.

Otra ventaja es que, gracias a obtener las formas reducidas de compuestos nitrogenados y sulfurados (NH₃, H₂S), podemos limpiar el gas y reducir las emisiones contaminantes más fácilmente que las oxidadas (NO_x, SO₂).

Con respecto a la eficiencia, los ciclos Rankine característicos de una planta eléctrica, con vapor producido por combustión, tienen una eficiencia próxima al 22% mientras que usando “syngas” y motor-generadores se obtiene alrededor de un 32%. [45]

3.3.7. Descripción de la propuesta

Después de haber comentado aspectos generales relativos al proceso, pasamos a definir las particularidades de la alternativa de gasificación para el aprovechamiento del O₂ procedente de HyRobres. El planteamiento es el de producir electricidad gasificando biomasa con aire enriquecido. De esta forma, creamos una salida para los residuos agrícolas de la zona, aumentamos la producción eléctrica de HyRobres

e innovamos en el proceso de gasificación al utilizar aire enriquecido con O₂ estudiando su efecto en la tecnología actual.

La planta se situaría en el término municipal de Robres, Huesca, anexa a la de hidrógeno. Estaría compuesta por un sistema de alimentación de la biomasa, un gasificador downdraft, un sistema de acondicionamiento del gas de síntesis, así como un motor-generator de gas para producir la electricidad. Además de las instalaciones de gasificación propiamente dichas, se plantea contar con una zona de pre tratamiento y almacenaje de la biomasa para el proceso, por lo que se deberían tener en cuenta las medidas de seguridad necesarias para que esta parte de la planta, estuviera lo más alejada posible de los depósitos de H₂ evitando el riesgos de incendios.

En los apartados siguientes desarrollamos más a fondo todas las características anteriormente citadas.

3.3.7.1. **Biomasa para el proceso**

Para los cálculos de dimensionamiento de la planta vamos a utilizar paja de trigo como biomasa. Esta elección está justificada debido a la buena disponibilidad de este recurso en la zona, donde predomina la agricultura de secano, y como consecuencia, al bajo precio del mismo.

En un primer contacto con una empresa forrajera de la zona durante Enero del 2010, se habló de que en cultivos de secano se obtienen aproximadamente un 70% del peso del grano en paja y se suelen recoger unos 3000 kg de grano/ ha. Con un consumo de 1×10^6 kg de paja/año se estimó un precio en destino de 0,05 euros/kg [46].

También podrían usarse otras biomásas tales como residuos forestales, residuos agrícolas (cascara de almendra, huesos de aceitunas...) y otros tipos de forrajes así como residuos de depuradora, teniendo siempre en cuenta las distintas granulometrías de la alimentación ya que en función de la misma, podría ser necesario rediseñar la planta.

Un análisis de paja de trigo similar a la que se quiere utilizar se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 15- Análisis de paja de trigo. [47]

Proximate analysis (wt. %)			Ultimate analysis (wt. %)				Glossary			
dry	daf	ar	dry	daf	ar					
Ash	4.7		4.2	C	47.3	49.6	42.5	Msr	daf	dry ash free
Water			10.3	H	5.87	6.2	5.3	Msr	ar	as received
Volátiles	77.7	81.5	69.7	O	41.3	43.4	37.1	Cal	Msr	Measured
Calorific value (kJ/kg)				N	0.58	0.61	0.52	Msr	Lim	detection Limit
	dry	daf	ar	S	0.07	0.07	0.06	Msr	Cal	Calculated
HHV	18940	19876	16999	Cl	0.171	0.179	0.153	Msr	ND	Not Determined
LHV	17659	18532	15599	F	-	-	-	ND	Unk	Unknown
HHV _{Minle}	18798	19727	16871	Br	-	-	-	ND		
			Total:	100	100	100				

Para todos los cálculos posteriores, fue necesario normalizar al 100% el análisis elemental reduciendo el valor de la humedad de 10,3 a 10,17% tal y como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 16- Análisis de la biomasa para cálculos.

Biomasa	%C	%H	%O	%N	%S	%Cl	%Cenizas	%Humedad
Paja de Trigo	42,50	5,30	37,10	0,52	0,06	0,15	4,20	10,17

Debido a la baja densidad del material, probablemente sea necesario briquetar la paja para cumplir con los requisitos comentados en “Tabla 5- Condiciones de la biomasa en función del gasificador. [33]”. Para ello, se necesitará una trituradora que reduzca el forraje a un tamaño de 3 mm para posteriormente utilizar una briquetadora que compactará la viruta en cilindros aptos para la gasificación en un reactor downdraft [48].

3.3.7.2. Agente gasificante: mezclas de aire o vapor con O₂

El uso de O₂ puro como agente gasificante es inviable debido al coste de producción de este. Por norma general, se suele combinar con aire o con vapor, aunque lo más habitual es gasificar sin enriquecer, sólo con aire.

Las mezclas de vapor-O₂ [37, 49] como agente gasificante producen una mayor cantidad de H₂ en el gas de síntesis lo que se traduce en un incremento del poder calorífico. Otro hecho que también contribuye a la mejora del PCI es la ausencia del

N₂ del aire: el tiempo de residencia del gas aumenta, incrementando las reacciones de gasificación a CO e H₂ y se disminuye el efecto diluyente del N₂. El principal inconveniente del uso de esta opción es que parte de la biomasa se consumiría para producir el vapor a alta T^a, disminuyendo la eficiencia global del sistema.

Tabla 17- Efecto del ER en la producción de H₂, utilizando una mezcla vapor-O₂ como agente gasificante. [37]

No.	1	2	3	4	5
ER	0.30	0.27	0.25	0.24	0.22
Feeding rate (kg/h, wet basis)	4.90	5.40	5.82	6.14	6.68
O ₂ (N m ³ /h) (95%)	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50
Steam (kg/h)	3.04	3.35	3.61	3.81	4.14
Temperature at the neck (°C)	905	897	830	810	798
Steam/biomass (wet basis)	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62
Gas composition (vol%, dry, inert free)					
H ₂	29.20	31.29	31.61	28.74	26.42
O ₂	0.65	0.99	0.75	0.94	0.97
CO	35.73	36.25	35.00	38.22	36.85
CH ₄	3.02	3.16	4.09	2.32	3.52
CO ₂	30.86	27.68	27.74	29.33	31.96
C ₂ H ₄	0.48	0.51	0.59	0.38	0.22
C ₂ H ₆	0.06	0.12	0.22	0.07	0.05
Gas yield (N m ³ /kg, wet basis)	1.52	1.54	1.60	1.56	1.50
Tar yield (g/kg biomass, wet basis)	2.47	2.62	3.92	1.83	3.06
Lower heating value (MJ/N m ³)	9.15	9.55	9.92	9.10	9.04

Con respecto al enriquecimiento del aire con O₂, se consigue mejorar la conversión del carbón con las reacciones de combustión. Esto incrementa la temperatura del proceso y se obtiene un gas con menor cantidad de alquitranes y un menor poder calorífico. [44, 50]

Debido a que nuestra biomasa no tiene un PCI elevado, utilizar vapor supondría una merma de la capacidad calorífica de nuestro “syngas” considerable, puesto que parte de la energía se emplearía para calentar el vapor. Creemos más conveniente alimentar mezclas aire-O₂ que nos darán una calidad de gas de síntesis alta y un PCI adecuado para poder utilizarlo en un motor-generator.

3.3.7.3. Uso final del gas de síntesis

Como hemos citado anteriormente, el gas de síntesis producido en esta alternativa será quemado en un motor MACI (Motor Alternativo de Combustión Interna) [11] adaptado para trabajar con gas de síntesis, con el fin de producir

electricidad. Los gases calientes del escape del motor podrían ser utilizados para secar la biomasa.

Las características que ha de cumplir el gas para poder ser quemado son los mostrados en la Tabla 10 del capítulo “Requerimientos en función de la tecnología elegida.”. También hay que añadir otras como que el 40% PCI no puede ser aportado solo por el H₂, si hay contenido en H₂S, Silicio o Cloro se debería de prescindir del catalizador al final del motor. Cuando haya una variación del PCI mayor del 5%, se ha de usar una carburación electrónica en lugar de mecánica con la implementación de un analizador de gases continuos si la fluctuación es mayor al 10%. [11]

Las capacidades y potencias de los equipos necesarios para el proceso van en función del régimen de funcionamiento del proceso o lo que nosotros hemos llamado “escenarios”. Suponemos un rendimiento eléctrico de un 30% con respecto al poder térmico de la alimentación incluyendo la eficiencia del generador. [32]

3.3.7.4. *Tecnología de gasificación elegida*

El tipo de gasificador elegido es downdraft porque:

- Es tecnología comercial muy desarrollada y se cuenta con un fabricante de primer nivel en las proximidades de Zaragoza.
- Se adapta bien a la idea de producciones eléctricas pequeñas. (menores de 1 MW) De esta forma, se consigue un abastecimiento sostenible de la planta ya que puede coexistir con los actuales consumidores de forraje y el radio de acción para transportar la materia prima es menor, a priori, menores costes de logística.
- Gas de síntesis con bajo contenido en alquitrans por lo que se simplifica el sistema de limpieza.

Con respecto al acondicionamiento del gas, se ha optado por un intercambiador de calor que nos enfriará el gas de síntesis de 800° a 350° aprox. (temperatura de condensación de los alquitrans). La energía térmica podría ser útil para mantener el

electrolizador de Hy-Robres atemperado, disponer de circuito de calefacción para las oficinas, secar la biomasa... Seguidamente, un filtro de mangas eliminará todas las partículas arrastradas recogiendo estas en un colector para su posterior gestión. Finalmente, con un condensador que reducirá la temperatura del gas hasta unos 30 °C, valor apropiado para el uso en el motor, retiraremos los alquitranes y el agua, que arrastrará compuestos inorgánicos (NH₃, H₂S). Los condensados se recogerán para posterior cesión a un gestor de residuos acreditado.

3.3.7.5. Diagrama de flujo

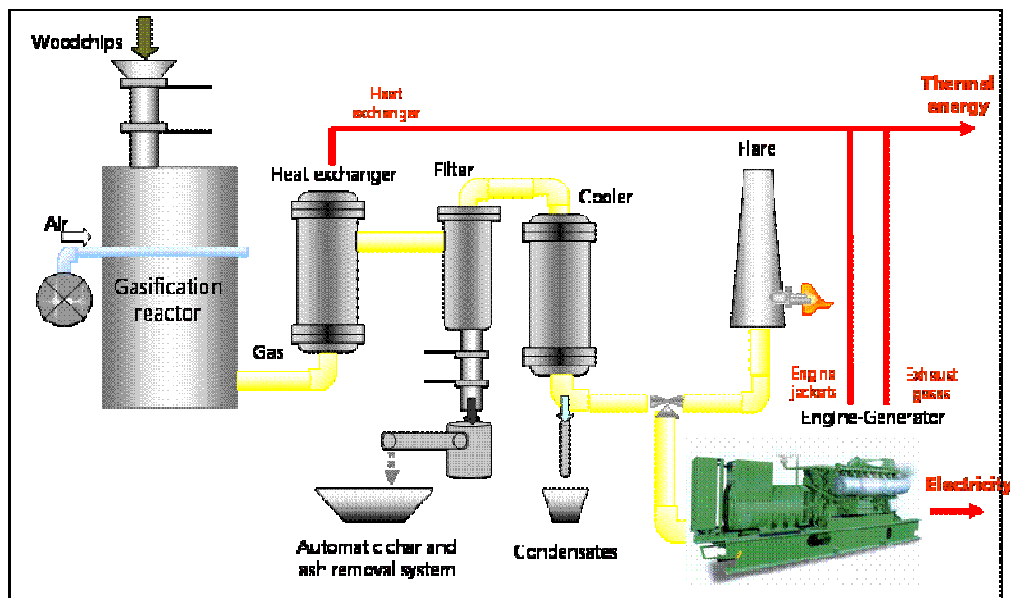


Figura 33- Diagrama de flujo de la propuesta. [51]

3.3.7.6. Escenario actual 1 (EA1)

A lo largo del documento, vamos a hablar continuamente de escenarios actuales y optimizados. Son distintas configuraciones que se pueden dar en HyRobres y sobre las que se dimensionarán las distintas alternativas para el aprovechamiento del O₂. Llamamos escenario actual al que se basa en el planteamiento inicial del proyecto Hy-Robres: 5 horas de funcionamiento del electrolizador durante el periodo valle de producción eléctrica del parque eólico.

Esto nos proporciona 250 m³N de O₂/día (N=1 atm y 25°C) que se pueden dosificar de distintas formas generando varias alternativas de tamaño de proyecto.

Para realizar los cálculos, utilizamos un simulador basado en el equilibrio químico del “Grupo de Procesos Termoquímicos” del departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Medioambiente, el cual nos permite conocer las condiciones de operación variando la cantidad de O₂ en el agente gasificante. La herramienta nos proporciona los parámetros que se pueden observar en la Tabla 18, en base a 100 kg/h de biomasa:

Tabla 18- Parámetros obtenidos con el simulador. [21]

SIMULACIÓN
Temperatura (°C)
Kg/h Biomasa
Kg/h Cenizas
% O ₂ en el Aire Enriquecido
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico
m ³ N/h Aire Enriquecido
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda y Seca
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)
Composición Base Húmeda y Seca
N ₂
H ₂
CO
H ₂ O
CO ₂
CH ₄
C ₂ H ₆

Con estos valores calculamos:

- m³N/h O₂ puro a introducir: Balance de materia al O₂. Servirá como cambio de base para calcular las corrientes de los escenarios. (Figura 34- Gráfico para el planteamiento de los balances de materia.)

$$\frac{m^3N}{h} \text{ de } O_2 + \frac{m^3N}{h} \text{ de Aire a enriquecer} \times 0,21 = \frac{m^3N}{h} \text{ de Aire enriquecido} \times \frac{\%O_2}{100} \quad (1)$$

m³N/h Aire a enriquecer: Balance de materia al N₂. Nos da información para seleccionar la soplante. (Figura 34- Gráfico para el planteamiento de los balances de materia.)

$$\frac{m^3N}{h} \text{ de Aire a enriquecer} \times 0,79 = \frac{m^3N}{h} \text{ de Aire enriquecido} \times \frac{(100-\%O_2)}{100} \quad (2)$$

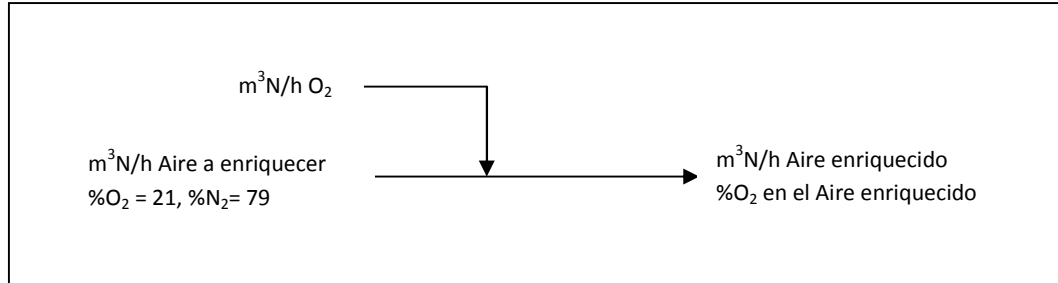


Figura 34- Gráfico para el planteamiento de los balances de materia.

- kW disponibles en el motor: potencia eléctrica que nos proporcionará el sistema. Rendimiento del motor-generator = 0,30.

$$kW_{Electrico} = \frac{m^3N}{h} \text{ Gas de sintesis seco} \times PCI \left(\frac{Kcal}{m^3N} \right) \times 4,18 \left(\frac{KJ}{Kcal} \right) \times \frac{1h}{3600s} \times 0,30 \quad (3)$$

En el primero de los escenarios considerados, el O₂ producido se dosifica para alimentar el proceso de gasificación que trabaja durante 24 horas. Conocidos el caudal de O₂ disponible para enriquecer y el O₂ necesario que nos da el simulador, se calculan los nuevos valores del escenario aplicando un cambio de base. (Ver Tabla 19)

Tabla 19- Condiciones de operación. Escenario Actual 1.

Descripción: 5 h producción O ₂ . Gasificador trabaja 24 h. Motor trabaja 24 h	
Condiciones Operación	
Temperatura (°C)	800,0
kg/h Biomasa	96,3
kg/h Cenizas	4,0
% O ₂ en el Aire Enriquecido	30,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	23,2
m ³ N/h Aire Enriquecido	91,4
m ³ N/h Aire a enriquecer	81,0
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	10,4
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	184,7
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	164,8
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	1824,8
Kw disponibles en el motor	104,7

Tabla 20- Composición gas de síntesis EA1.

Composición Base Seca	%
N ₂	34,9
H ₂	20,7
CO	25,9
CO ₂	13,5
CH ₄	3,7
C ₂ H ₆	1,4
Total	100

Al alimentar aire enriquecido mejoramos el PCI del “syngas” gracias a no tener tanto efecto diluyente del N₂ procedente del aire. Se trataría de una planta de tamaño pequeño que trabajaría en continuo produciendo electricidad incluso en periodos valle, pero no causando un problema para la red por tratarse de pocos kW. El principal inconveniente, es el suministro de los equipos necesarios al tratarse de una capacidad reducida, hecho que obliga a fabricarlos particularmente. Debido a esto, seguimos un procedimiento empírico para el diseño de gasificadores downdraft [21] con la finalidad de poder tener una idea de la dimensión y del coste de fabricación del mismo.

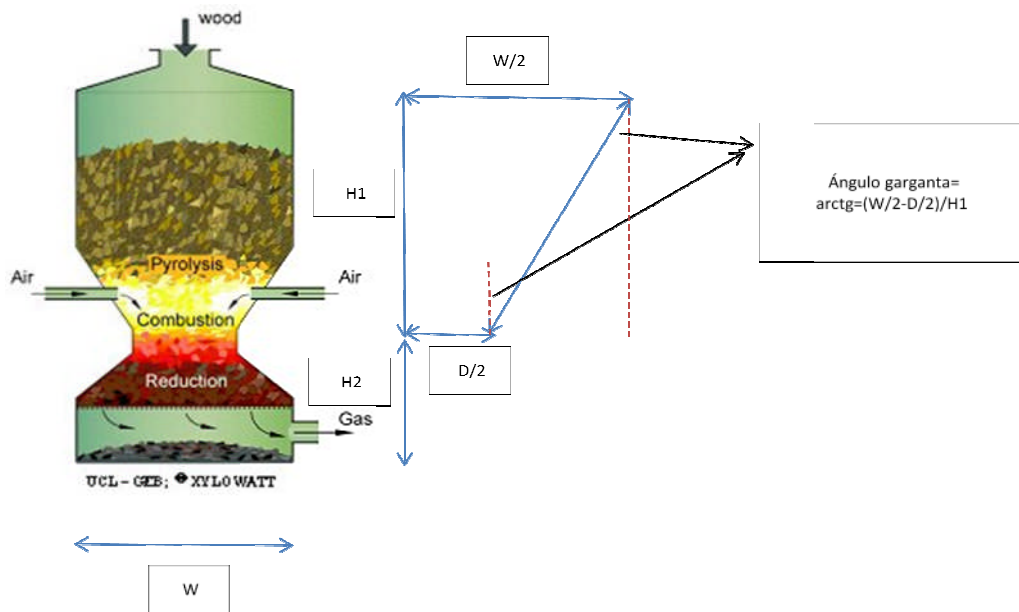


Figura 35- Grafico para el diseño del gasificador downdraft.

La base de cálculo es para 25 kg/h de biomasa y las variables son:

- Caudal de alimentación de briquetas y de aire: Valores fijados por “Tabla 19- Condiciones de operación. Escenario Actual 1.”
- Tiempo de residencia: Se fija el tiempo de residencia en función del tipo de biomasa y tamaño de la biomasa con la que se vaya a trabajar. Para madera, si no tiene diámetros excesivamente grandes 3-5 h puede ser suficiente. Este valor puede ser aplicable a la paja briquetada. Nos fija la cantidad de biomasa que tiene que estar dentro del gasificador.
- Densidad del lecho: Para madera, la densidad del lecho dentro del equipo es de entorno a 600 kg/m³, por lo que hemos supuesto que para paja será algo menor al estar menos compactada y ocupar mayor volumen, aunque esto siempre podría variar en función del briquetado aplicado.
- Densidad flujo másico en garganta: Valores adecuados de este parámetro están entre 0,1 y 0,7 kg/m².s. La elección de valores más altos o más bajos dentro de este rango, depende del tipo y tamaño de biomasa.

Cuanto más grande o más densa sea, menor debe de ser el valor seleccionado. Se asignó un valor intermedio de 0,5 kg/m².s.

Una vez fijadas estas variables, se obtienen los parámetros que se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21- Parámetros del gasificador EA1.

Diseño Gasificador Downdraft	
Temperatura de proceso (° C)	800
kg/h biomasa	96,3
Relación Aire-Biomasa (m ³ N/kg)	0,9
m ³ N/h Aire	91,4
m ³ N/h Gas Síntesis producido	184,7
Tiempo residencia (h)	4,0
kg dentro del gasificador	385,1
Densidad del lecho (kg/m ³)	400,0
Volumen del gasificador (L)	962,9
Volumen Secado, Pirólisis, Oxidación (L)	641,9
Volumen reducción por debajo de entrada de aire (L)	321,0
Densidad flujo másico en garganta (kg/m ² *s)	0,5
Diámetro de la garganta (m)	0,3
H1 (m)	1,25
H2 (m)	0,63
W (m)	1,25
Ángulos interiores de la garganta (°)	21,47
H total	1,88

Experimentalmente se ha estudiado que:

- La relación aire/biomasa alimentada debe de mantener la relación de 1-1,3 m³N aire/kg de biomasa. Tiene relación con el ER. En nuestro caso, al alimentar aire enriquecido, la relación aire/biomasa es más cercana a 1 que a 1,3 puesto que el aire contiene más O₂.
- El gas producido, será aproximadamente, 1,4 m³N gas/kg de biomasa. Nosotros obtenemos un valor ligeramente mayor, (1,9) debido a que la conversión del “char” al introducir aire enriquecido es mayor.

- De las cuatro zonas que tiene el gasificador (secado, pirólisis, oxidación y reducción), por debajo de las entradas de aire se encontrará una parte de la zona de oxidación, y toda la zona de reducción. El volumen situado por debajo de estas entradas, debe de ser algo superior a 1/3 (1/3 del volumen es lo que es necesario prever para la reducción). El volumen del resto del gasificador será la diferencia entre el volumen total calculado anteriormente, y el volumen inferior.

$$V_{total} = \frac{Caudal_{biomasa} \times t_{residencia}}{\delta_{lecho}} \quad (4)$$

$$V_{reduccion} = \frac{V_{total}}{3} \quad (5)$$

- A partir del valor de densidad de flujo por la garganta y el caudal másico de biomasa alimentado al gasificador, calculamos el diámetro de la garganta.

$$\phi_{garganta} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times \frac{\frac{Kg_{biomasa}}{h}}{\frac{Kg_{biomasa}}{m^2 \times s}} \times \frac{1h}{3600s}} \quad (6)$$

- El cálculo de la altura de las zonas que están por encima y por debajo de la garganta, deben de hacerse a partir de los volúmenes de cada zona, y del diámetro de la garganta. (suponemos que son conos truncados, ec.7)

$$V_{cono\ truncado\ x} = \frac{1}{3} \pi H_x (W^2 + \phi_{garganta}^2 + W \times \phi_{garganta}) \quad (7)$$

Si el gasificador es grande y se obtienen alturas excesivas, es posible ampliar los diámetros de la zona superior e inferior (W), respetando siempre el diámetro de la garganta. En el caso de que la garganta tenga un diámetro inferior al del resto del gasificador, es preciso tener en cuenta que los ángulos interiores de la zona del cuello, tienen que ser tan grandes como sea posible para evitar la formación de bóvedas, y la retención de material en el interior. Es aconsejable que el ángulo nunca sea menor de 45°. (Ver Figura 35 y ecuación 8)

$$\text{ángulo} = \arctg = \frac{\left(\frac{W}{2} - \frac{\phi_{garganta}}{2}\right)}{H_1} \quad (8)$$

Una vez obtenida una estimación del gasificador, habría que estudiar el proceso de fabricación, detalle que se escapa del alcance de este proyecto. [51]

Para la estimación de los equipos de acondicionamiento del gas, se utilizaron distintos métodos. Tanto el intercambiador de calor como el condensador fueron simulados con Hysys, calculándolos fijando el caudal de gas de síntesis, de refrigerante y las condiciones de T^a del gas.

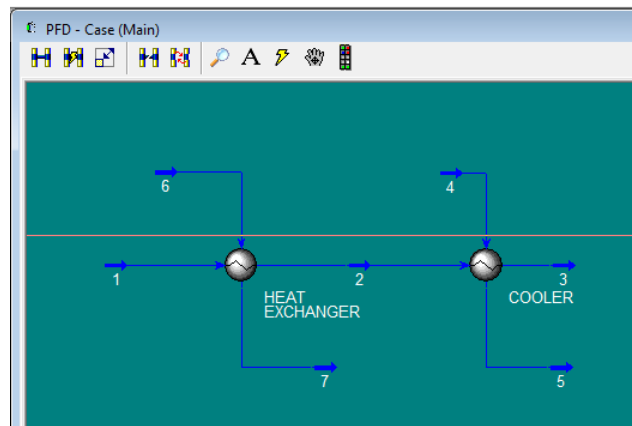


Figura 36- Simulación de los intercambiadores de calor en HYSYS.

En cuanto al diseño del filtro de mangas, se siguió la directrices de un procedimiento experimental [21] para obtener el área de filtrado. Conociendo el caudal de gas a tratar y manteniendo fijo el parámetro “velocidad de filtración recomendada=1,2 m/min”, se calculó la superficie del filtro.

La parte de las motorizaciones se obtuvo mediante varias comunicaciones con un reconocido fabricante [11] que nos cedió la información relativa a sus equipos eligiendo para cada alternativa el tamaño de motor más adecuado.

Tabla 22- Potencia eléctrica de las soluciones de motorización. [11]

MODELO	POTENCIA (kWe)
FBLD 180	228
FBLD 240	304
FBLD 360	457
FBLD 480	612
FBLD 560	711



Figura 37- Solución conteinizada de motorización. [11]

Todos los informes detallados generados por el software han sido adjuntados en el documento “Anexos” que acompaña a este proyecto debido a su extensión.

Para concluir con el dimensionamiento de este escenario, se puede ver el resumen de los equipos, con las características más relevantes, en la siguiente tabla:

Tabla 23- Resumen de equipos para EA1.

Equipo
Gasificador 100 kg/h
Filtro de Mangas 3 m ²
Intercambiador de calor 34 kWt
Condensador 26 kWt
Motor-Generador FBLD180 228 kWe

3.3.7.7. Escenario actual 2 (EA2)

Hy-Robres producirá electricidad durante las horas pico del día quemando el H₂ producido durante las horas valle. Este segundo escenario viene a reforzar esta misma estrategia: poner en marcha la planta de gasificación para suministrar electricidad en los periodos del día cuando más se prima la producción. (Periodo B o D de “Figura 38” y Tabla 1- Discriminación horaria en función de la estación.)

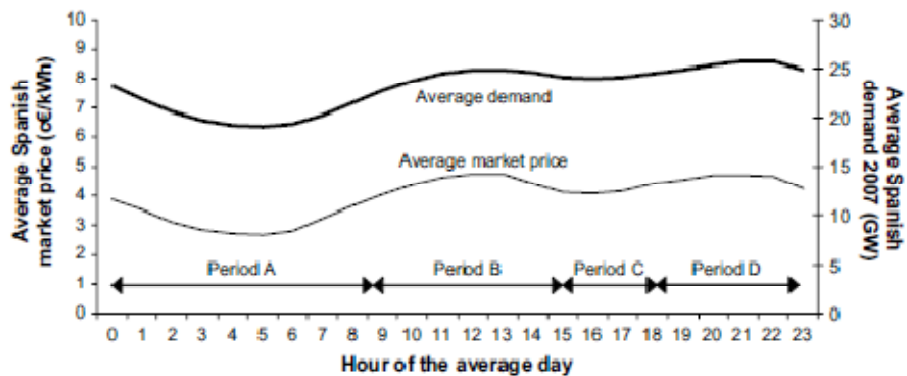


Figura 38- Distribución horaria de la demanda de energía en España. [52]

Decidimos realizar la simulación para trabajar produciendo electricidad con la planta de gasificación durante 5 horas más el tiempo de arrancar. (Aprox. 1 hora)

Tabla 24- Condiciones de operación. Escenario Actual 2.

Descripción: 5 h producción O ₂ . Gasificador trabaja 5 h. Motor trabaja 5 h	
Condiciones Operación	
Temperatura (°C)	800,0
kg/h Biomasa	462,2
kg/h Cenizas	19,4
% O ₂ en el Aire Enriquecido	30,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	23,2
m ³ N/h Aire Enriquecido	438,9
m ³ N/h Aire a enriquecer	388,9
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	50,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	886,6
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	790,8
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	1824,8
Kw disponibles en el motor	502,7

La composición del “syngas” es la misma que en el EA1 puesto que son las mismas condiciones pero distinta capacidad. El tamaño de esta planta ya se aproxima más al de una comercial, de aproximadamente 600 kg/h, por lo que ya no hizo falta diseñar el gasificador como en el caso EA1. El resto de los equipos se calcularon siguiendo el mismo procedimiento que en EA1 y sus informes correspondientes se muestran en el documento “Anexos”.

Tabla 25- Resumen de equipos para EA2.

Equipo
Gasificador 450 kg/h
Filtro de Mangas 12 m ²
Intercambiador de calor 164 kWt
Condensador 125 kWt
Motor-Generador FBLD480 612 kWe

Con esta configuración se consigue una producción eléctrica prácticamente el triple de la que se obtenía con solo el motor de H₂. El principal inconveniente es el tener que trabajar en discontinuo desperdiciando el consumo de biomasa del arranque hasta que se alcanza el estado estacionario.

3.3.7.8. Escenario actual 3 (EA3)

En la última propuesta basada en la configuración actual de Hy-Robres, se mezclan el EA1 con el EA2, resultando en una planta de mayor capacidad con régimen continuo.

Tabla 26- Condiciones de operación. Escenario Actual 3.

Descripción: 5 h producción O₂. Gasificador trabaja 24 h (19 h con aire+5 h con aire enriquecido). Motor trabaja 24 h	
Condiciones Operación Aire	
Temperatura (°C)	800,0
kg/h Biomasa	447,1
kg/h Cenizas	18,8
% O ₂ en el Aire Enriquecido	21,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	24,5
m ³ N/h Aire Enriquecido	576,3
m ³ N/h Aire a enriquecer	576,3
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	0,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	1045,7
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	946,9
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	1434,5
kW disponibles en el motor	473,2

Condiciones Operación Aire enriquecido	
Temperatura (°C)	850,0
kg/h Biomasa	447,1
kg/h Cenizas	18,8
% O ₂ en el Aire Enriquecido	30,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	24,0
m ³ N/h Aire Enriquecido	438,9
m ³ N/h Aire a enriquecer	388,9
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	50,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	866,7
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	775,8
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	1768,3
kW disponibles en el motor	477,9

En esta alternativa, se trabajarían 19 h con aire como agente gasificante y 5 h con aire enriquecido, siendo estas en periodo pico.

Tabla 27- Composición gas de síntesis EA3.

	Aire	Aire Enriq
Composición Base Seca	%	%
N ₂	48,0	35,5
H ₂	16,1	20,6
CO	20,2	24,3
CO ₂	11,6	14,5
CH ₄	3,0	3,6
C ₂ H ₆	1,1	1,4
Total	100	100

El principal inconveniente de este escenario es la necesidad de conseguir y almacenar grandes cantidades de biomasa para alcanzar una autonomía razonable y la respuesta del motor al cambio del PCI del gas. El resumen de los equipos se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 28- Resumen de equipos para EA3.

Equipo
Gasificador 450 kg/h
Filtro de Mangas 15 m ²
Intercambiador de calor 192 kWt
Condensador 165 kWt
Motor-Generador FBLD 480 612 kWe

3.3.7.9. Escenario Optimizado 1 (EO1)

Llamamos escenario optimizado a la configuración que nos permite una producción máxima de O₂: trabajar con el electrolizador 12 horas. (Total de horas valle diarias según algunos autores. [52, 53])

Esto lleva consigo una producción de 600 m³N de O₂/día y un incremento en la de H₂ de 500 a 1200 m³N/día que supondría un mayor tamaño de depósito de H₂. La presión máxima interna seguirá siendo de 25 bar por lo que pasaremos de un tanque de 20 m³ a uno de 48 m³, ver ecuación 9. Con esta nueva capacidad, el motor de hidrógeno tendría una autonomía de unas 3 horas y media.

$$1 \text{ bar} \times m^3 N_{\text{produccion}} = 25 \text{ bar} \times m^3_{\text{almacenamiento}} \quad (9)$$

Las composiciones del gas de síntesis derivadas de estos nuevos escenarios son las mismas que en los “escenarios actuales” puesto que lo único que diferencia a estas nuevas configuraciones es la capacidad de producción.

En el EO1 planteamos un régimen continuo dosificando el O₂ almacenado.

Tabla 29- Condiciones de operación. Escenario Optimizado 1.

Descripción: 12 h producción O ₂ . Gasificador trabaja 24h. Motor trabaja 24 h	
Condiciones Operación	
Temperatura (°C)	800,0
kg/h Biomasa	231,1
kg/h Cenizas	9,7
% O ₂ en el Aire Enriquecido	30,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	23,2
m ³ N/h Aire Enriquecido	219,4
m ³ N/h Aire a enriquecer	194,4
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	25,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	443,3
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	395,4
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	1824,8
Kw disponibles en el motor	251,3

Volvimos a seguir el procedimiento descrito en EA1 para estimar el diseño del gasificador obteniendo estos resultados:

Tabla 30- Parámetros del gasificador EO1.

Diseño Gasificador Downdraft	
Temperatura de proceso (° C)	800-850
kg/h biomasa	231,1
Relación Aire-Biomasa (m ³ N/kg)	0,9
m ³ N/h Aire	219,4
m ³ N/h Gas Síntesis producido	443,3
Tiempo residencia (h)	4,0
kg dentro del gasificador	924,4
Densidad del lecho (kg/m ³)	400,0
Volumen del gasificador (L)	2310,9
Volumen Secado, Pirólisis, Oxidación (L)	1540,6
Volumen reducción por debajo de entrada de aire (L)	770,3
Densidad flujo másico en garganta (kg/m ² *s)	0,5
Diámetro de la garganta (m)	0,4
H1 (m)	1,95
H2 (m)	0,97
W (m)	1,50
Ángulos interiores de la garganta (°)	15,65
H total	2,92

El resto de las capacidades de los equipos integrantes de este escenario se muestran resumidamente en la Tabla 31, y más detalladamente en los anexos de este proyecto.

Tabla 31- Resumen de equipos para EO1.

Equipo
Gasificador 230 kg/h
Filtro de Mangas 6 m ²
Intercambiador de calor 82 kWt
Condensador 62 kWt
Motor-Generador FBLD240 304 kWe

3.3.7.10. Escenario optimizado 2 (EO2)

En esta segunda alternativa optimizada, al igual que en EA2, nuestro objetivo es producir electricidad en los periodos del día donde mayor demanda energética existe.

Tabla 32- Condiciones de operación. Escenario Optimizado 2.

Descripción: 12 h producción O ₂ . Gasificador trabaja 5 h. Motor trabaja 5 h	
Condiciones Operación	
Temperatura (°C)	800,0
kg/h Biomasa	649,3
kg/h Cenizas	50,9
% O ₂ en el Aire Enriquecido	40,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	22,5
m ³ N/h Aire Enriquecido	498,9
m ³ N/h Aire a enriquecer	378,9
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	120,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	1099,5
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	969,7
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	2120,6
kW disponibles en el motor	716,3

En este escenario se decidió incrementar el %O₂ en el aire enriquecido hasta un 40%. Aplicando un 30% como en casos anteriores se obtenían unos tamaños de gasificadores de más de 1000 kg/h de biomasa, cantidad de paja que sería difícil de conseguir y albergar en la planta. Con valores superiores a 40% de O₂, sería difícil controlar la temperatura del proceso y que se produjera gasificación en lugar de combustión.

Tabla 33- Composición gas de síntesis EO2.

Composición Base Seca	%
N ₂	24,9
H ₂	24,2
CO	30,3
CO ₂	14,9
CH ₄	4,2
C ₂ H ₆	1,6
Total	100

Se observa como vuelve a crecer el PCI del gas fruto de la reducción del efecto diluyente del N₂ mientras que el principal inconveniente sigue siendo el mismo que en EA2, trabajar en discontinuo. A continuación, se puede observar una tabla resumen de los equipos que formarían este escenario siendo calculados mediante los procedimientos explicados en EA1:

Tabla 34- Resumen de los equipos de EO2.

Equipo
Gasificador 650 kg/h
Filtro de Mangas 15 m ²
Intercambiador de calor 203 kWt
Condensador 155 kWt
Motor-Generador FBLD560 711 kWe

3.3.7.11. Escenario optimizado 3 (EO3)

De la hibridación de los dos anteriores surgió el EO3. En esta configuración se obtiene una planta de capacidad considerable, en régimen continuo y con una producción eléctrica importante.

Tabla 35- Condiciones de operación. Escenario Optimizado 3.

Descripción: 12 h producción O₂.	
Gasificador trabaja 24 h (19 h con aire+5 h con aire enriquecido).	
Motor trabaja 24 h	
Condiciones Operación Aire	
Temperatura (°C)	800,0
kg/h Biomasa	630,2
kg/h Cenizas	26,5
% O ₂ en el Aire Enriquecido	21,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	24,5
m ³ N/h Aire Enriquecido	812,3
m ³ N/h Aire a enriquecer	812,3
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	0,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	1474,1
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	1334,8
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	1434,5
kW disponibles en el motor	667,0
Condiciones Operación Aire enriquecido	
Temperatura (°C)	850,0
kg/h Biomasa	630,2
kg/h Cenizas	26,5
% O ₂ en el Aire Enriquecido	40,0
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	23,2
m ³ N/h Aire Enriquecido	498,9
m ³ N/h Aire a enriquecer	378,9
m ³ N/h O ₂ puro a introducir	120,0
m ³ N/h Gas Síntesis Base Húmeda	1074,3
m ³ N/h Gas Síntesis Base Seca	951,4
PCI Gas Síntesis (Kcal/m ³ N)	2066,5
kW disponibles en el motor	684,8

Aunque según las especificaciones del fabricante del motor, bastaría con implementar una carburación electrónica y un analizador de gases en continuo cuando la variación del PCI es mayor al 10%, habría que estudiar el comportamiento del sistema en el momento en que varía el porcentaje en O₂ para ver si el proceso tiene la suficiente flexibilidad. En la tabla siguiente mostramos la diferencia de composiciones de los gases en las dos fases del proceso:

Tabla 36- Composición gas de síntesis EO3.

	Aire	Aire Enriq
Composición Base Seca	%	%
N ₂	48,0	25,4
H ₂	16,1	24,3
CO	20,2	28,6
CO ₂	11,6	16,0
CH ₄	3,0	4,2
C ₂ H ₆	1,1	1,6
Total	100	100

En la siguiente tabla, se puede ver una síntesis de los equipos que forman esta configuración con sus principales características:

Tabla 37- Resumen de los equipos de EO3.

Equipo
Gasificador 630 kg/h
Filtro de Mangas 20 m ²
Intercambiador de calor 273 kWt
Condensador 207 kWt
Motor-Generador FBLD 560 711 kWe

Para información más detallada acerca de las dimensiones de los dispositivos, se pueden consultar los informes de los mismos en el documento “Anexos” de este proyecto.

3.3.7.12. Resumen de los escenarios de gasificación

A continuación mostramos un cuadro resumen de los escenarios anteriormente descritos para mejor comprensión de la dimensión de los mismos, añadiendo

información relativa al número de horas de trabajo, producción eléctrica anual y la cantidad de terreno destinado al cultivo para suministrar la biomasa a la planta.

Tabla 38- Resumen de los escenarios de gasificación.

	EA1	EA2	EA3	EO1	EO2	EO3
Horas diarias de producción de O₂	5	5	5	12	12	12
Horas diarias de Gasificación	24	5	19+5	24	5	19+5
kg/h biomasa	96,3	462,2	447,1	231,1	649,3	630,2
kW obtenidos	104,7	502,7	473,2	251,3	716,3	667,0
Horas anuales de trabajo	8000	1665	8000	8000	1665	8000
kWh anuales producidos	837600	836996	3785600	2010734	1192593	5335754
ha de cultivos necesarias	367	367	1703	880	515	2401

Para las configuraciones que trabajan en continuo, estimamos unas 8000 h/año que corresponden con unos 333 días de trabajo, reservando 32 días para tareas de mantenimiento con la planta parada.

Con respecto al cálculo de la superficie de cultivos necesaria, se siguió lo descrito en “3.3.7.1- Biomasa para el proceso” en cuanto a los rendimientos de paja que se obtienen en la agricultura de secano aplicando la ecuación 10.

$$ha\ cultivo = \frac{\frac{kg}{h} paja \times h\ trabajo\ anual}{\frac{3000\ kg\ grano}{ha}} \times \frac{70\ kg\ paja}{100\ kg\ grano} \quad (10)$$

También se tuvieron en cuenta en EA2 y EO2 los consumos de biomasa durante el tiempo que tardan en arrancar las plantas, 1h por día, sumando tantos kg de biomasa como días de trabajo anual.

3.4.- Captura de CO₂: Oxicombustión de biomasa

Como ya hemos comentado al principio de este proyecto, uno de los inconvenientes de la implementación de las energías renovables es la no gestionabilidad del recurso que hará coexistan los métodos renovables con los no renovables. Es por ello que otra área de trabajo importante es la mejora de estos procesos de generación no renovables, especialmente los térmicos, para reducir la contaminación paralela a su utilización. La captura de CO₂ ligada a la combustión

con O₂ puro es lo que se denomina oxicomustión, principal vía de mejora de las plantas térmicas convencionales en lo que a reducción de contaminación se refiere.

3.4.1. Proceso

Tal y como hemos anticipado en el apartado anterior, la captura de CO₂ tiene como objetivo hacer menos contaminantes los métodos térmicos de producción eléctrica basados en la combustión, revalorizando o almacenando el CO₂ producido.

Hay tres enfoques principales para plantear capturas de CO₂:

- Post-Combustión: se caracteriza por una separación del CO₂ posterior a la generación eléctrica o térmica.
- Oxicombustión (Oxy-fuel): la utilización de O₂ en el proceso de combustión en lugar de aire nos proporciona unos gases exhaustos compuesto principalmente por CO₂ y H₂O. El O₂ suele ser producido mediante destilación de aire a baja temperatura, tecnología de adsorción o con el uso de membranas selectivas.
- Pre-Combustión: se basa en la utilización de un proceso de gasificación para obtener un gas combustible rico en H₂, que posteriormente es quemado, y con una separación del CO₂.

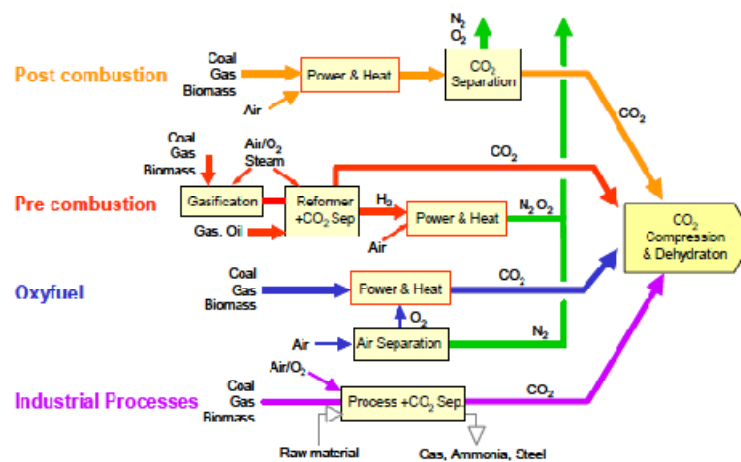


Figura 39- Clasificación de los procesos de captura de CO₂. [54]

Según lo publicado por distintos autores [54], gracias a la captura de CO₂ es posible reducir hasta un 80-90% las emisiones por kWh producido con un incremento del coste de entre 0,9-2,8 cents€/ kWh. Las principales aplicaciones de la captura de CO₂ son las plantas de producción eléctrica mediante combustibles fósiles, refinerías, así como industrias del cemento, siderúrgica y metalúrgica.

Debido a que HyRobres está integrado en una planta de generación eléctrica y que disponemos de una subcorriente de O₂ de alta pureza, vamos a centrarnos en el proceso de oxidación dejando el resto de tecnologías de captura de CO₂ fuera del alcance de este proyecto.

Como ya hemos explicado anteriormente, la oxidación es un proceso en el que se obtiene la energía térmica asociada a un combustible quemándolo con O₂. Las combustiones con O₂ puro elevarían la temperatura del combustor hasta cerca de los 3500 °C, lo que provocaría problemas de resistencia de materiales. Actualmente, las turbinas de gas de ciclo combinado suelen trabajar a unos 1300-1400 °C mientras que las calderas de oxidación de carbón pueden llegar hasta los 1900 °C. Si a esto le sumamos el propósito de obtener una corriente de gases de combustión enriquecidos en CO₂, la solución perfecta pasa por una recirculación de estos gases que diluyan la concentración de O₂ hasta un 40%, en el combustor rebajando de esta forma la temperatura en el equipo y permitiendo el control del proceso. Dependiendo del combustible utilizado, la concentración de CO₂ en el gas neto está comprendida entre un 80-98%. Para el almacenaje, es necesario que el gas pase por un proceso de limpieza de SO₂, NO_x, secado y compresión.

Estos procesos suelen utilizar lechos fluidizados (LF) como reactores de combustión. Una de las principales ventajas de los LF es la posibilidad de introducir la desulfuración de los gases de combustión en el propio combustor mediante la alimentación de sorbentes cálcicos. Aunque es bien conocido que la oxidación permite obtener corrientes gaseosas con un alto contenido en CO₂, no se conoce todavía cómo el cambio en las condiciones de combustión, con respecto al proceso de combustión convectiva, afecta a las características generales de la ignición o el burnout, y a la formación y posible reducción de contaminantes (NO, SO₂, CO y aerosoles).

El proceso de retención de SO₂ en LF ha sido muy estudiado, tanto a presión atmosférica como a elevadas presiones, usando aire para quemar. Ahora bien, la retención de SO₂ por sorbentes cálcicos es un proceso que depende fuertemente de la temperatura del combustor y la presión parcial de CO₂. En el proceso de oxidación la concentración de CO₂ es muy elevada, y por tanto muy diferente a la de los procesos que utilizan aire, lo que hace que los procesos que ocurren en los sorbentes durante la retención del SO₂ (calcinación y sulfatación) no estén claros. Así, la retención de SO₂ por los sorbentes cálcicos se podría llevar a cabo por sulfatación directa, calcinación-sulfatación simultánea o sulfatación de los sorbentes calcinados. Al tratarse de una tecnología de captura de CO₂ relativamente reciente existen pocos estudios en la bibliografía sobre el proceso de sulfatación en lechos fluidizados circulantes en condiciones de oxidación. En cuanto a la formación de NO_x, aunque el uso de oxígeno puro limitaría la formación de emisiones de NO térmico, podría por otro lado resultar en un aumento global de la emisión de NO debido a que favorecería la oxidación del nitrógeno del combustible. Asimismo, es aún desconocido el efecto que la propia recirculación de gases, y especialmente del NO generado, tendría sobre los niveles de emisión. Por esta razón, las emisiones de NO_x pueden variar considerablemente con respecto a los de los procesos de combustión tradicionales. Se suelen aplicar métodos de reburning o de reducción catalítica selectiva (SCR) entre otros, para corregir el contenido en NO_x del gas.

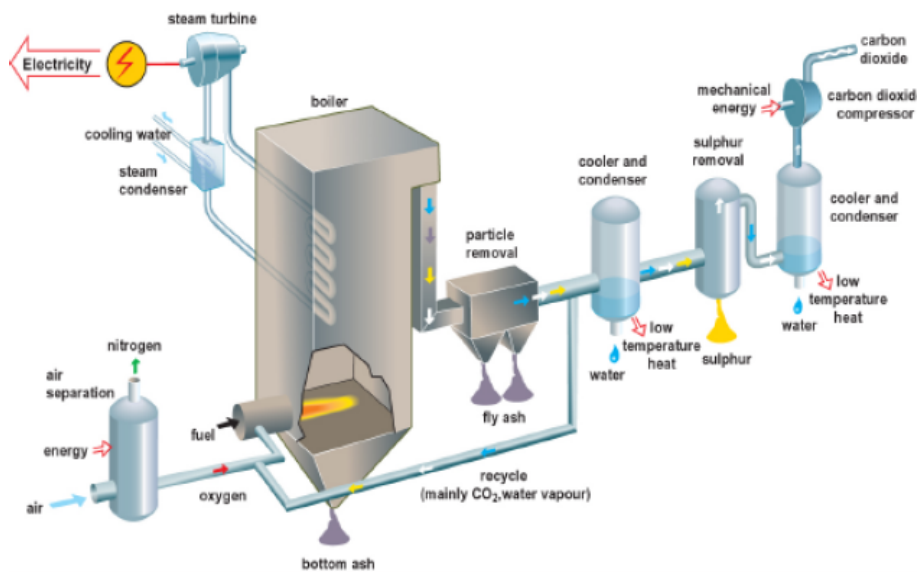


Figura 40- Proceso de Oxidación. [55]

Para el aprovechamiento de la energía térmica obtenida de la oxidación, a gran escala, existen distintas opciones que relatamos a continuación:

- Calentamiento indirecto de un Ciclo de Vapor: Esta es la opción elegida para trabajar con combustibles sólidos, el resto de alternativas son para gaseosos o líquidos, y se basa en la transferencia de calor al ciclo de vapor a través de una caldera, generalmente de lecho fluidizado. Trabajos realizados en plantas piloto [54] muestran que los valores NO_x disminuyen cuando aumentamos la recirculación mientras que los valores de SO₂ y cenizas se muestran invariables. Utilizando una alimentación de 35% O₂ con 65% CO₂, se obtuvo un gas seco con un 95-98% CO₂ siendo el resto O₂, SO₂, NO_x y Ar. Se consigue reducir un 75% las emisiones de NO_x en comparación con una planta convencional debido a la disminución de la formación de NO_x térmico mejorando también la transferencia de calor dentro de la cámara de combustión al no estar presente el N₂ del aire y la emisividad del CO₂.

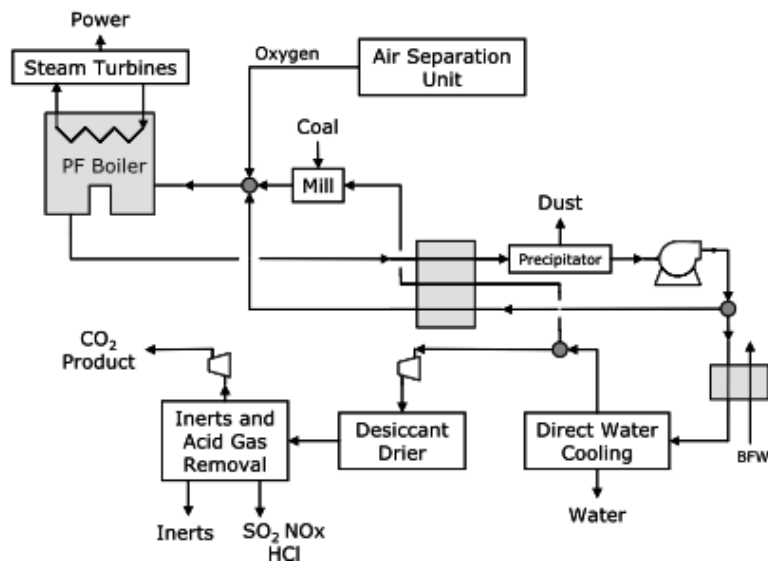


Figura 41- Oxidación de carbón con calentamiento indirecto de un ciclo de vapor.

En la Figura 41, se puede observar como los gases de salida del combustor de lecho fluidizado se dividen en tres corrientes: la primera se recircula a la caldera, la segunda se lleva al alimentador de carbón para ayudar al transporte del fuel y la tercera es la que se considera producto final. La etapa de purificación del producto se podría llevar a cabo a bajas temperaturas (-55 °C) para condensar las impurezas.

- Calentamiento directo de un Ciclo de Turbina de Gas: La oxidación tiene lugar en una corriente recirculada de CO₂ enriquecido que se encuentra presurizado dentro de una turbina de gas modificada. La producción de electricidad se consigue en dos pasos: con la expansión de los gases de la combustión en la turbina de gas y mediante un ciclo de vapor calentado por estos gases. Ver Figura 42.

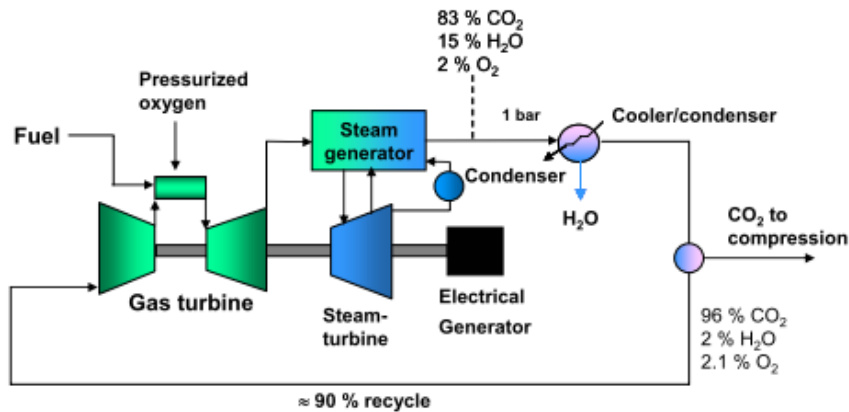


Figura 42- Oxidación con calentamiento directo de un ciclo de turbina de gas.

Una parte de estos gases exhaustos se lleva a una fase de compresión para posterior captura. En esta opción sólo se pueden utilizar combustibles gaseosos como el gas de síntesis o el gas natural. Las turbinas deben de ser modificadas debido a la diferencia de propiedades entre el aire y la corriente enriquecida en CO₂.

- Calentamiento directo de un Ciclo de Vapor: En esta aplicación, se introduce una corriente de agua presurizada (20-50 MPa) junto con el fuel gaseoso y el O₂ para la combustión, formándose CO₂ y vapor de agua a alta presión. Estos gases pasan por varias turbinas de vapor y por una etapa de condensación para separar los componentes y realizar las recirculaciones, purgas y capturas siguientes. El principal reto es el diseño de la turbina de alta presión puesto que ha de soportar una temperatura de entrada de 1300 °C, cuando habitualmente se trabaja a unos 600 °C.

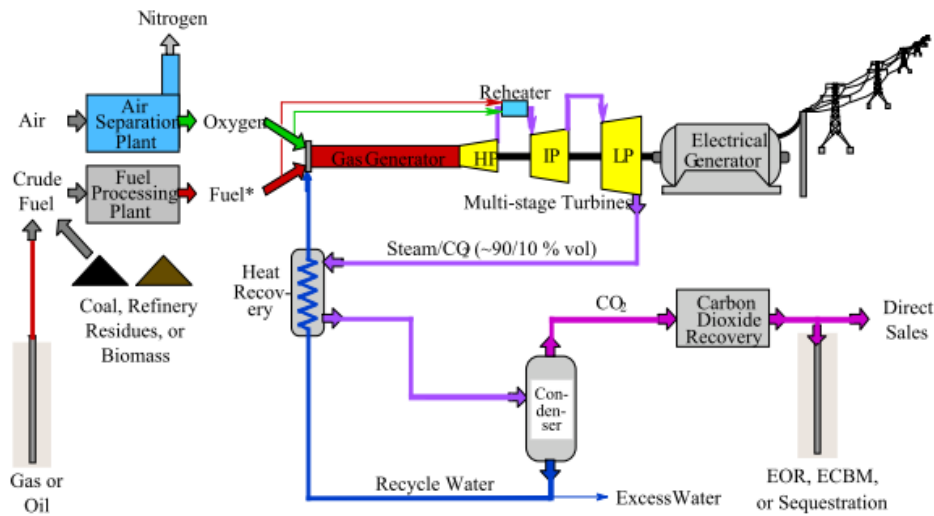


Figura 43- Oxidación con calentamiento directo de un ciclo de vapor. [54]

Una planta de demostración de este tipo está en funcionamiento desde el 2003 en EE.UU. Tiene una capacidad de producción de hasta 6 MW y ha sido diseñada por Clean Energy Systems en colaboración con el Departamento Nacional de Energía de los EE.UU y la Universidad de California Davis.

3.4.2. Antecedentes

Ninguna de las tecnologías de captura ha sido probada hasta la fecha a gran escala ni integrada en una planta completa que produzca CO₂ para su almacenamiento. Fundamentalmente se ha ido trabajando en la renovación de sistemas térmicos antiguos, bien en plantas térmicas como en distintas industrias del metal, refinación de pequeña-mediana escala que al mejorar la eficiencia de los equipos nuevos, compensa el coste de captura del CO₂, puesto que se produce más electricidad.[54]

La Fundación Estatal Ciudad de la Energía [56], CIUDEN, cuyo Patronato lo integran tres Ministerios del Gobierno de España y con sede en Ponferrada tiene entre sus fines el de promover la investigación y desarrollo en materia energética y potenciar la formación de investigadores y técnicos en este campo. Está construyendo en El Bierzo una de las instalaciones más importantes del mundo para desarrollar tecnologías de captura de CO₂. La Plataforma Experimental incorpora dos tecnologías distintas en oxidación, carbón pulverizado (CP, 20 MWt) y

lecho fluido circulante (LFC, 30 MWt), siendo éste último único en el mundo, así como instalaciones diversas para limpieza, compresión y almacenamiento del CO₂. Su puesta en marcha está prevista para mediados-finales de 2010.

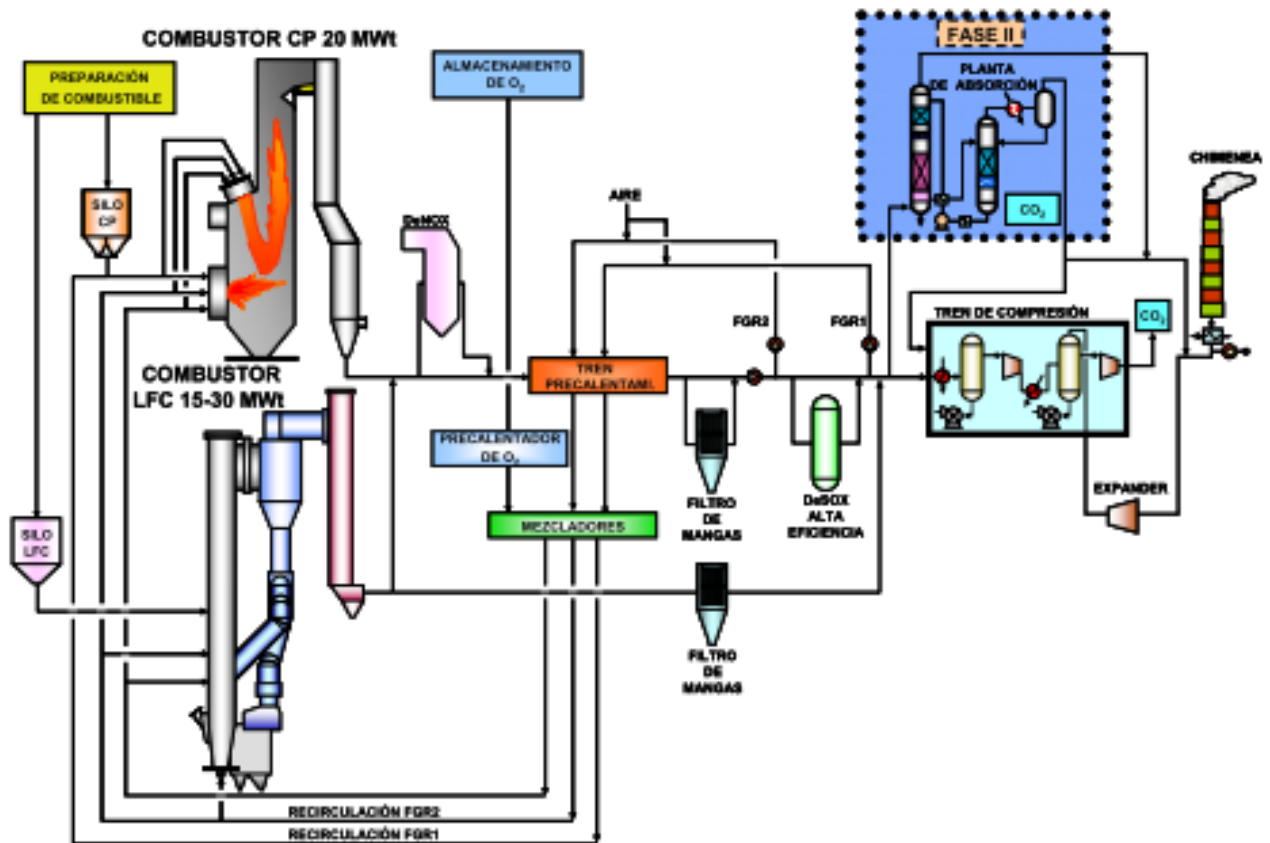


Figura 44- Planta de Oxicombustión en CIUDEN, El Bierzo.[56]

CIUDEN ha instaurado también un Programa de Investigación Científico-Técnico que tiene como finalidad integrar a la comunidad científica española con actividades en CAC (Captura y Almacenamiento de CO₂) en las acciones de la Plataforma. Este programa científico-técnico supone la promoción y financiación de investigación aplicada a procesos de la captura de CO₂, para su traslado, validación y escalado en la Plataforma Experimental y persigue facilitar la integración de grupos españoles en proyectos internacionales sobre la base de las instalaciones experimentales de El Bierzo.

Las obligaciones para España derivadas de la actividad legislativa de la CE con respecto a la reducción de emisiones, requieren abordar sin dilación acciones para posibilitar que la CAC suponga una alternativa válida que contribuya a mejorar la

competitividad de la industria española. Sin CAC los sectores afectados (electricidad, refino, siderurgia, cemento...) se verán obligados a adquirir mediante subasta derechos progresivamente más escasos a precios presumiblemente más elevados.

Otro de los antecedentes a citar por su proximidad es el laboratorio de oxicomustión que la Fundación CIRCE tiene en Zaragoza y las investigaciones llevadas a cabo por el Instituto de Carboquímica (ICB) dependiente del CSIC. En el caso de CIRCE, disponen de una instalación pionera en España, subvencionada parcialmente a través del proyecto de investigación ENE2005-03286. Consiste en una planta experimental para el estudio de la viabilidad técnica de la tecnología de oxicomustión en lecho fluidizado circulante (LFC) cuya finalidad es producir una corriente de gases de escape rica en dióxido de carbono que pueda disponerse de manera sencilla para un posterior almacenamiento geológico. [57]

Con respecto al ICB, una de sus líneas de investigación es profundizar en el estudio de la influencia de las condiciones de operación de la oxicomustión en la formación de emisiones contaminantes (SO₂ y NO_x) y en cómo éstas pueden ser minimizadas. Además, están desarrollando un modelo matemático de un combustor LFC que suministrará información muy importante de cara al diseño, optimización y escalado de estos equipos desde el punto de vista de la retención del SO₂ generado en la combustión de carbones en condiciones de oxicomustión. [55]

3.4.3. Descripción de la propuesta

Teniendo en cuenta lo anteriormente comentado, esta alternativa para el aprovechamiento del O₂ de HyRobres se considera como la que mayores perspectivas de futuro tiene desde un punto de vista investigador. Si a esto le sumamos el hecho de que, con la cantidad de O₂ del que disponemos para el proceso, la producción eléctrica será reducida, podemos afirmar que el enfoque adecuado es el de plantear una planta piloto. Este tipo de instalación nos permitiría colaborar con el desarrollo de la investigación abierta en oxicomustión por la Fundación CIRCE y el Instituto de Carboquímica así como la posibilidad de

emprender nuevas líneas de estudio, por ejemplo en microturbinas para el aprovechamiento energético de corrientes térmicas residuales.

Debido al estado del arte en el que se encuentra toda esta tecnología y de cara a dosificar los esfuerzos, parece lógico marcar una líneas generales en las que el objetivo final sea el de obtener una planta de oxidación completa, pero afrontando el proyecto en distintas etapas: control del proceso de oxidación, limpieza y purificación del gas y captura del CO₂. Es por ello que en este trabajo vamos a trazar esas primeras líneas generales y nos centraremos en la primera de las fases anteriormente citadas.

3.4.3.1. *Biomasa para el proceso*

En la planta piloto que posee CIRCE, se usa carbón pulverizado como alimentación en un reactor de lecho fluido circulante de 90 kWt, diseñado para un tamaño medio de partícula en torno a 0,8 mm. La velocidad del comburente está comprendida entre 3-5 m/s mientras que el tiempo de residencia es de unos 4-6 s.

Siguiendo con la misma línea que en la alternativa de gasificación, sería interesante usar paja de cereal como combustible. Hemos de tener en cuenta que si queremos aprovechar los parámetros de proceso de CIRCE, al tratarse de un reactor de lecho fluidizado, se debería trabajar con pellets en lugar de con briquetas y realizar unos experimentos previos para conocer el comportamiento fluido-dinámico. Con respecto a las propiedades de los pellets para calcular las condiciones de fluidización, podemos considerar una densidad de 800 kg/m³ y un diámetro de 5 mm [58]. La maquinaria para producir pellets es más costosa que para hacer briquetas: una capacidad de 1 t/h de pellets tiene un precio de 64.460 € [48]. En función de la cantidad de biomasa requerida y teniendo en cuenta la baja producción eléctrica, todo indica que la amortización de un sistema de peletización sería grande. El precio de compra del pellet aproximado es de 200 €/t puesto en destino [59].

El resto de valores de la paja tales como composiciones químicas o PCI para los cálculos siguientes, serán los mismos que se han usado en las alternativas de gasificación. (Ver Tabla 15 y Tabla 16)

3.4.3.2. Oxicombustor de lecho fluidizado circulante

De manera análoga a la instalación de CIRCE, se propone utilizar el mismo tipo de reactor para poder aprovechar tanto los diseños de la planta como el uso de experimentos realizados a modo de orientación. Para verificar si el oxicombustor empleado, es apropiado para utilizar pellets de biomasa en lugar de carbón, sería necesario realizar un experimento de fluidización en el laboratorio. Como este proyecto es un estudio general, simplemente vamos a comprobar si la velocidad del comburente, que es la que fluidiza el lecho de carbón, puede ser utilizada con la paja de cereal peletizada.

Los valores del LFC de la planta piloto se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 39- Parámetros del LFC de CIRCE. [57]

Valores planta CIRCE	
Densidad Carbón Lignito (kg/m ³)	1,1-1,3
Tamaño partícula (mm)	0,8
Velocidad del comburente (m/s)	3,0-5,0
Tiempo de residencia (s)	4,0-6,0

Cuando diseñamos un lecho fluidizado, podríamos decir que los parámetros más importantes son la velocidad mínima de fluidización (u_{mf}) y la velocidad terminal (u_t). Estos valores están relacionados con la densidad y el tamaño de las partículas, en nuestro caso pellets (800 kg/m³ y 5 mm). La u_{mf} nos indica cuando el lecho de sólido va a comenzar a tener comportamiento de fluido y la u_t nos permite pasar de lecho fluidizado burbujeante a lecho arrastrado o circulante.

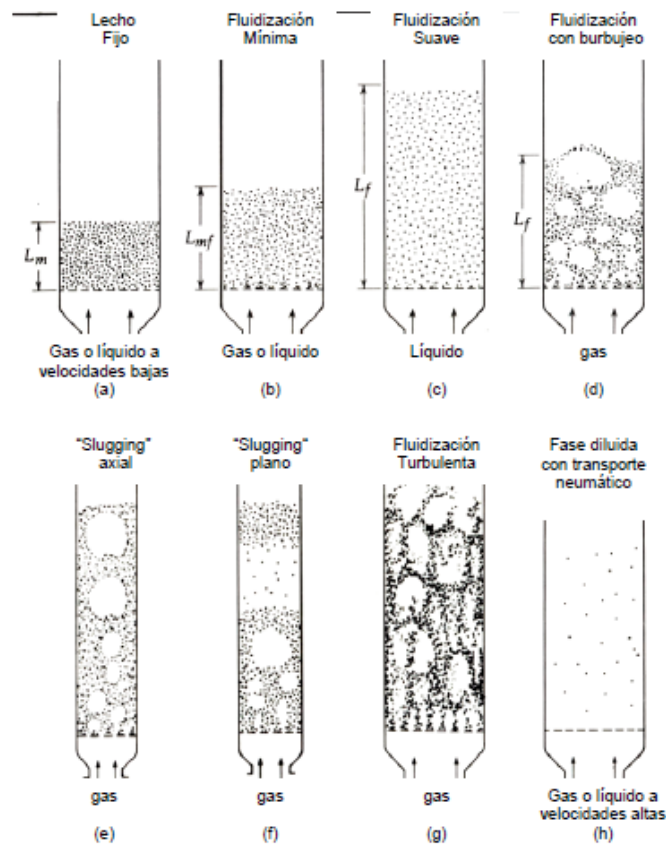


Figura 45- Regímenes de fluidización. [60]

Para calcular las condiciones de fluidización se utiliza la ecuación de Ergun, ecuación 11:

$$\frac{AP}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \times \mu \times u}{\varepsilon^3 (\Phi \times \phi)^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon) \times u^2 \times \rho}{\varepsilon^3 \times \Phi \times \phi} \quad (11)$$

Donde:

AP/L, caída de presión friccional en lechos de longitud L.

ε, porosidad del lecho. (Espacio libre entre partículas) Se representa con ε_{mf} en condiciones de fluidización mínima y su valor va de 0 a 1. Se suele determinar experimentalmente para obtener la masa, altura y área del lecho y posteriormente aplicando la ecuación 12:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{m_{lecho}}{\rho_{particula} \times A_{lecho} \times H_{lecho}} \quad (12)$$

μ , viscosidad dinámica. En nuestro caso será la del comburente (mezcla CO₂/O₂) y su valor es de 5,04x10⁻⁵ kg/m.s a 1 atm y 850 °C [61]. La viscosidad de los gases aumenta al hacerlo la temperatura debido a la agitación molecular. El valor para el aire a similares condiciones es de 4,481x10⁻⁵ kg/m.s. [62]

ρ , densidad. El cálculo de la densidad del comburente a la temperatura de trabajo se basa en la suposición de gas ideal. Conociendo el peso molecular de la mezcla (60% CO₂-40% O₂) se obtiene un valor de 0,4256 kg/m³ (1 atm, 850 °C). El valor del aire a esas condiciones es de 0,3149 kg/m³. [62]

u , velocidad del gas. Es una de los parámetros de operación del lecho.

Φ , esfericidad de la partícula. En la mayoría de los casos de aplicación real, nunca se va a encontrar una partícula que sea esférica. La esfericidad comprende la relación del área de una esfera con el área real de la partícula, ambas con el mismo volumen. El valor va del 0 al 1(esfera perfecta).

Φ , diámetro de la partícula.

El segundo termino de la ecuación de Ergun evalúa las condiciones de flujo turbulento de lecho y es despreciable siempre que el numero de Reynolds, ecuación 13, sea menor que 20.

$$Re = \frac{\phi_{particula} \times u \times \rho_{comburente}}{\mu_{comburente}} \quad (13)$$

Partiendo de que la fuerza del fluido ha de ser igual al peso de las partículas en el lecho se puede enunciar otra ecuación:

$$\frac{AP}{L} = (\rho_{particulas} - \rho_{comburente})(1 - \varepsilon)g \quad (14)$$

Uniendo la ecuación 11 y 14 podemos estimar la u_{mf} para fluidizar el lecho, ecuación 15.

$$u_{mf} = \frac{(\rho_{particulas} - \rho_{comburente})g \times \varepsilon_{mf}^3 (\Phi \times \phi_{particula})^2}{150(1 - \varepsilon_{mf})\mu_{comburente}} \quad (15)$$

Al tratarse de un lecho fluidizado circulante, la u_{mf} no es suficiente para arrastrar las partículas de lecho por lo que hemos de calcular la velocidad terminal (u_t). Esta se halla aplicando la ecuación 16:

$$u_t = \sqrt{\frac{4 \times g \times \phi_{particulas} (\rho_{particulas} - \rho_{comburente})}{3 \times C_D \times \rho_{comburente}}} \quad (16)$$

El principal inconveniente para usar esta fórmula es el encontrar un coeficiente de arrastre (C_D).

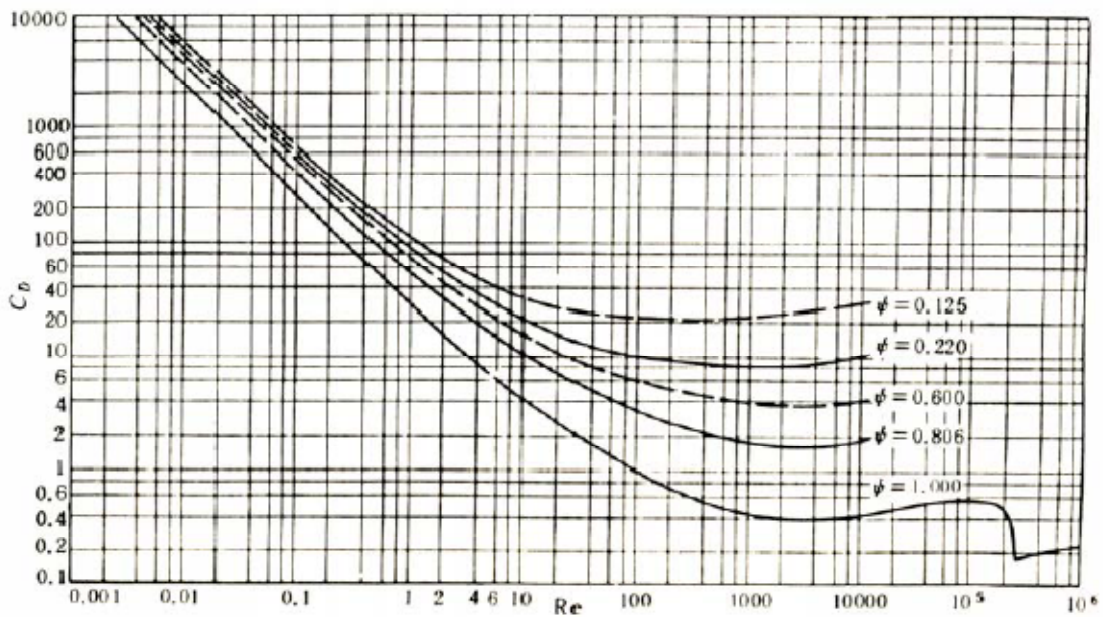


Figura 46- Valores del coeficiente de arrastre (C_D). [60]

Para valores pequeños de Reynolds en los que predomina la viscosidad, como es nuestro caso, podemos considerar que $C_D = 24/Re$. [60]

Una vez explicada toda la metodología de cálculo, se quiso comprobar si con una velocidad de arrastre del LFC de CIRCE era suficiente para utilizar los pellets de biomasa utilizando EES (Engineering Equation Solver). Se tomaron valores de esfericidad y porosidad de lecho intermedios, a falta de valores experimentales, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 40- Resultados para LFC con pellets. Φ y $\epsilon=0,5$.

	Carbón	Pellets	Pellets Optimizada
Densidad (kg/m ³)	1100	800	800
Tamaño (mm)	0,8	5	3
u_{mf} (m/s)	0,057	1,621	0,583
Reynolds	0,385	68,45	14,78
u_t (m/s)	0,659	18,72	6,739
$u_{aplicada}$ (m/s)	3-5		

Con un tamaño de pellet de 5 mm, la u_t necesaria se dispara a valores muy elevados, lo que supondría que, al fijar el tiempo de residencia en 4 s, necesitaríamos un reactor muy alto. Es por ello por lo que valoramos la opción de reducir el diámetro del pellet a 3 mm para poder trabajar en condiciones de fluidización similares a las del carbón empleado en la planta de CIRCE. El cálculo del área y altura del LFC se realizó para los dos escenarios posibles y se muestra en los apartados correspondientes.

3.4.3.3. Microturbina de Ciclo Rankine Orgánico

Uno de los principales retos de los proyectos de investigación en materia energética es integrar algún tipo de tecnología que permita aprovechar el calor generado produciendo y vendiendo la energía eléctrica, hecho que ayuda a sufragar el proyecto de investigación en sí mismo. La escasa potencia generadora de estas instalaciones no permite utilizar ciclos de vapor, tecnología más aplicada para conversión térmica-eléctrica. El problema se debe a que el rendimiento de turbinas de vapor con potencia menor a 1 MW es escaso. En esta línea de trabajo es donde se posicionan las microturbinas, sistemas capaces de aprovechar flujos de calor residuales para generar un vapor que alimenta una mini turbina generando electricidad. Se basan en el mismo ciclo de potencia Rankine que los sistemas de vapor tradicionales y están en pleno desarrollo.

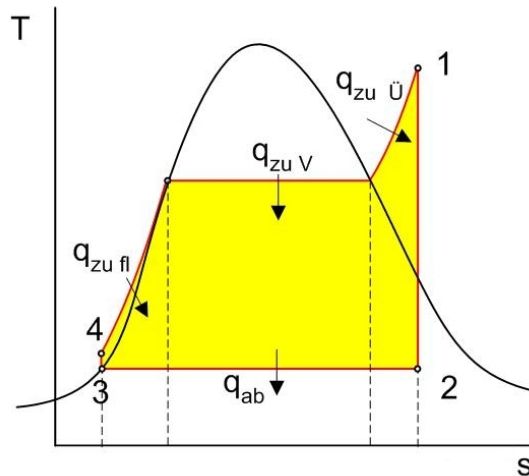


Figura 47- Diagrama T-S Ciclo Rankine.

En el diagrama T-S de un ciclo de Rankine existen cuatro procesos distintos en el desarrollo del ciclo, los cuales van cambiando el estado del fluido. Estos estados quedan definidos por los números del 1 al 4. Los procesos que tenemos son los siguientes (suponiendo ciclo ideal con procesos internamente reversibles):

- Proceso 1-2: Expansión isoentrópica del fluido de trabajo en la turbina desde la presión de la caldera hasta la presión del condensador.
- Proceso 2-3: Transmisión de calor desde el fluido de trabajo al refrigerante a presión constante en el condensador hasta el estado de líquido saturado.
- Proceso 3-4: Compresión isoentrópica en la bomba. En él se aumenta la presión del fluido mediante un compresor o bomba, al que se le aporta un determinado trabajo.
- Proceso 4-1: Transmisión de calor hacia el fluido de trabajo a presión constante en la caldera.

El rendimiento del ciclo viene establecido por:

$$\eta = \frac{\dot{W}_{turbina} - \dot{W}_{bomba}}{\dot{Q}_{in}} \quad (17)$$

La eficiencia eléctrica de estos ciclos ronda el 22 %. [45]

Las microturbinas suelen trabajar con un Ciclo Rankine Orgánico (ORC). Es similar al ciclo básico de Rankine pero en vez de agua utiliza un aceite orgánico en una caldera de baja temperatura como fluido intermedio. La temperatura de operación está entre 70 °C y 120 °C. Puesto que no se requiere una caldera de vapor, los costes de inversión y mantenimiento son considerablemente menores que en plantas de vapor. Otra ventaja frente a las turbinas de vapor convencionales es la posibilidad de operar a cargas parciales en un rango entre el 30% y el 100% de plena carga.

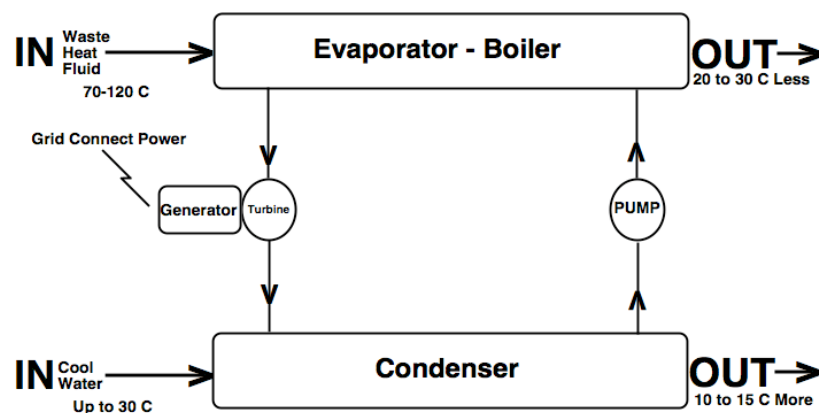


Figura 48- Diagrama de proceso del Ciclo Rankine Orgánico. [63]

Los ORC son bien conocidos para aplicaciones geotérmicas, solar térmicas, aprovechamiento de calor residual pero por el momento, hay pocas aplicaciones en combustión de biomasa.

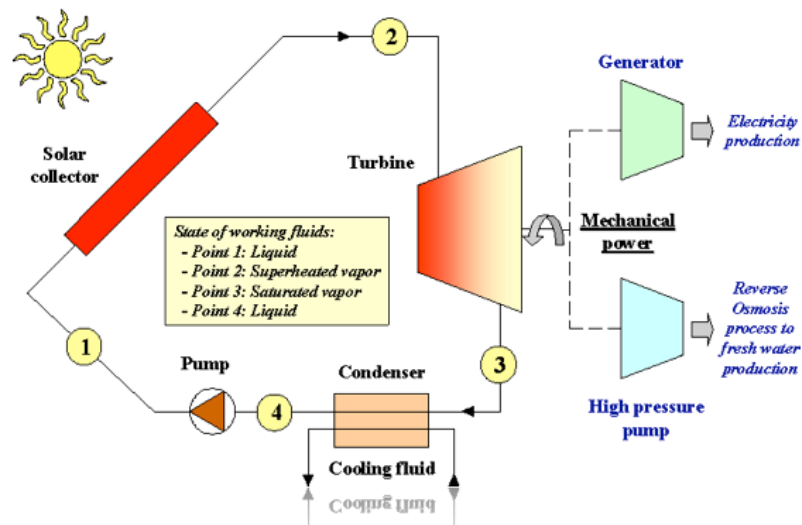


Figura 49- Aplicación de microturbinas en una instalación solar térmica. [63]

La eficiencia eléctrica en equipos comerciales de este tipo de sistemas está entre el 8-11% y se pueden conseguir tecnología modular desde 10 kW hasta 250 kW [63].

3.4.3.4. Purificación, secuestro del CO₂ y emisiones

La alternativa de la oxidación aprovechando el O₂ del proyecto HyRobres debería contemplar tanto las etapas de la oxidación, como el acondicionamiento del gas para el secuestro del CO₂. El tema de la purificación y secuestro del gas así como las emisiones derivadas, es otro de los enfoques de las investigaciones actuales y debe estar presente en las líneas generales del proyecto aunque se implante en una fase posterior. En un proceso de oxidación, al no utilizar aire como oxidante, los contaminantes están mucho más concentrados por lo que superarían los límites de emisión establecidos. Esto es debido a que la legislación está basada en mg contaminante/m³N [64]. Hasta que se apliquen otros límites u otros sistemas de baremación, como por ejemplo mg contaminante/kWh producido, una de las mayores preocupaciones es encontrar métodos de limpieza del CO₂ para que se pueda almacenar y que las emisiones a la atmósfera en materia de NO_x y SO₂ sean mínimas [55, 64-67].

En el gráfico siguiente se indican alguna de las opciones posibles y el estado en el que se encuentran:

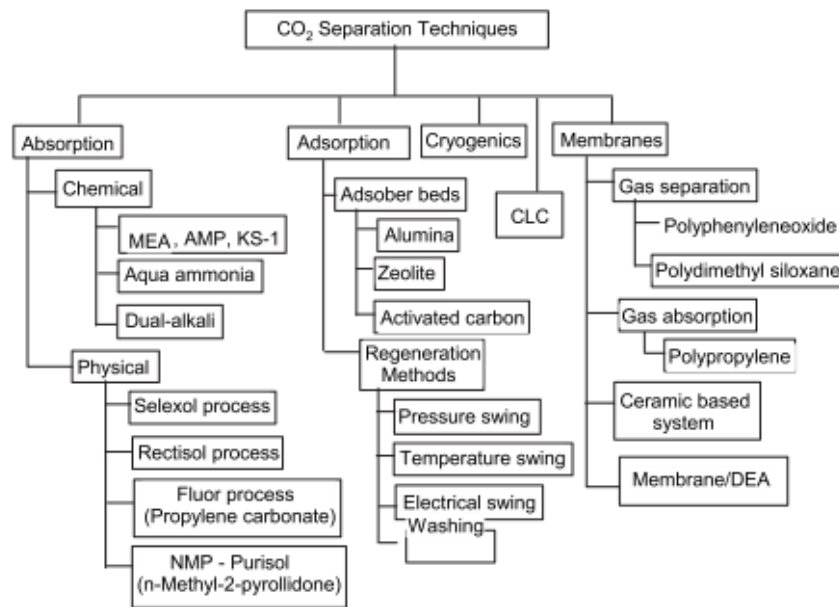


Figura 50- Métodos para la separación de CO₂ del resto de impurezas. [67]

Tabla 41- Situación actual de los métodos de separación de CO₂. [67]

Separation techniques	Type	Status
Chemical absorption	MEA KS-1	Commercially available
Physical adsorption	PSA method PTSA method	Under research
Membranes	Polymeric Inorganic Zeolite Silica	Commercially available
Amine and membranes	Amine solvent + membrane	Under research
CLC	MeO (Me = Ni, Cu, Mn or Fe)	Commercially available
Cryogenic	Cryogenic	Commercially available

Estas técnicas son principalmente utilizadas en las plantas de pre-combustión o post-combustión donde el CO₂ se encuentra muy diluido. En cambio, en la oxicomustión, tenemos una corriente gaseosa con más del 90% por lo que resulta más sencillo y menos costoso eliminar las impurezas que acompañan al CO₂ actuando directamente sobre ellas. Algunos ejemplos de métodos aplicables, serían la eliminación de NO_x mediante Reburning o la reducción catalítica selectiva (SCR) o la adición de sorbentes cálcicos para la reducción de las emisiones de SO₂.

Con respecto al secuestro de CO₂, generalmente se plantea almacenar el efluente en depósitos geológicos. Los yacimientos de petróleo y gas, ya estén activos o agotados, así como los acuíferos profundos y los lechos carboníferos que no estén siendo utilizados son los candidatos idóneos para almacenar allí el CO₂. Por sus características geológicas garantizan un aislamiento a largo plazo y además a dichas profundidades el CO₂ adquiere tal densidad debido a la temperatura y la presión que llega a disminuir el volumen que ocupa en varios cientos de veces, lo que permite introducir fácilmente enormes cantidades de él. Son varios proyectos los que se están llevando a cabo en esta línea. A continuación se muestran las condiciones del CO₂ para el transporte y el almacenamiento en estas iniciativas [66].

Tabla 42- Especificaciones para el transporte y almacenamiento de CO₂ en distintos proyectos. [66]

Component	Canyon Reef	Weyburn pipeline	Gullfaks	NETL
CO ₂	>95%	96%	99,50%	-
CO	-	0.1%	<10 ppm	-
H ₂ O	No free water < 0.489 m ⁻³ in the vapour phase	<20 ppm	Water vapour content equivalent to saturation at -5 °C	233 K dew point
H ₂ S	<1500 ppm (weight)	0.9%	-	-
SO ₂	-	-	<10 ppm	-
Total sulphur	<1450 ppm (weight)	-	-	-
N ₂	4%	<300 ppm	<0.48%	<300 ppm
NO _x	-	-	<50 ppm	-
O ₂	<10 ppm (weight)	<50 ppm	<10 ppm	<40 ppm
Glycol	4 × 10 ⁻⁵ L m ⁻³	-	-	-
CH ₄	-	0.7%	-	-
C ₂ ⁺	-	2.3%	-	-
Hydrocarbon	<5%	-	100 ppm	-
Temperature (°C)	<49	-	-	-
Pressure (MPa)	-	15.2	-	15.2

3.4.3.5. Diagrama de flujo

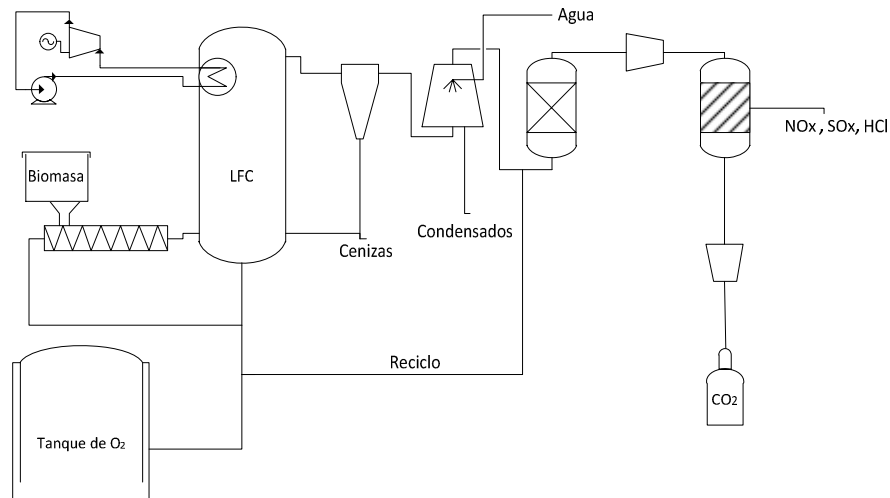


Figura 51- Diagrama de flujo de la planta de oxidación.

La alimentación del pellet al LFC se realizaría mediante un tornillo sin fin en combinación con una parte de la corriente de comburente para mejorar la fluidización de los sólidos a la entrada del combustor. El aprovechamiento energético se realizaría con un ciclo Rankine orgánico y una microturbina. Los gases pasarían por un ciclón de alta eficiencia para retirar los sólidos en suspensión. Por la parte inferior del combustor se extraerían las cenizas. Posteriormente, se realizaría un enfriamiento directo de los gases en un wet scrubber con agua para terminar de retirar partículas finas y condensar el agua producida en la combustión dejando la corriente lista para la recirculación. El gas dispuesto para la captura, pasaría por un equipo de secado, eliminando posibles nieblas procedentes del scrubber, y un proceso de purificación donde se eliminarían los NO_x, SO₂ y el HCl intercalado entre las etapas de compresión. Una vez obtenido el gas rico en CO₂ limpio y comprimido estaría apto para ser almacenado.

Otra de las posibles configuraciones a tener en cuenta es la de realizar la limpieza del gas antes de la recirculación para evitar problemas de corrosión en el combustor, aprovechando la alta temperatura de los gases. También se podrían acoplar varias etapas de compresión mejorando el proceso de eliminación de NO_x-SO₂ [65].

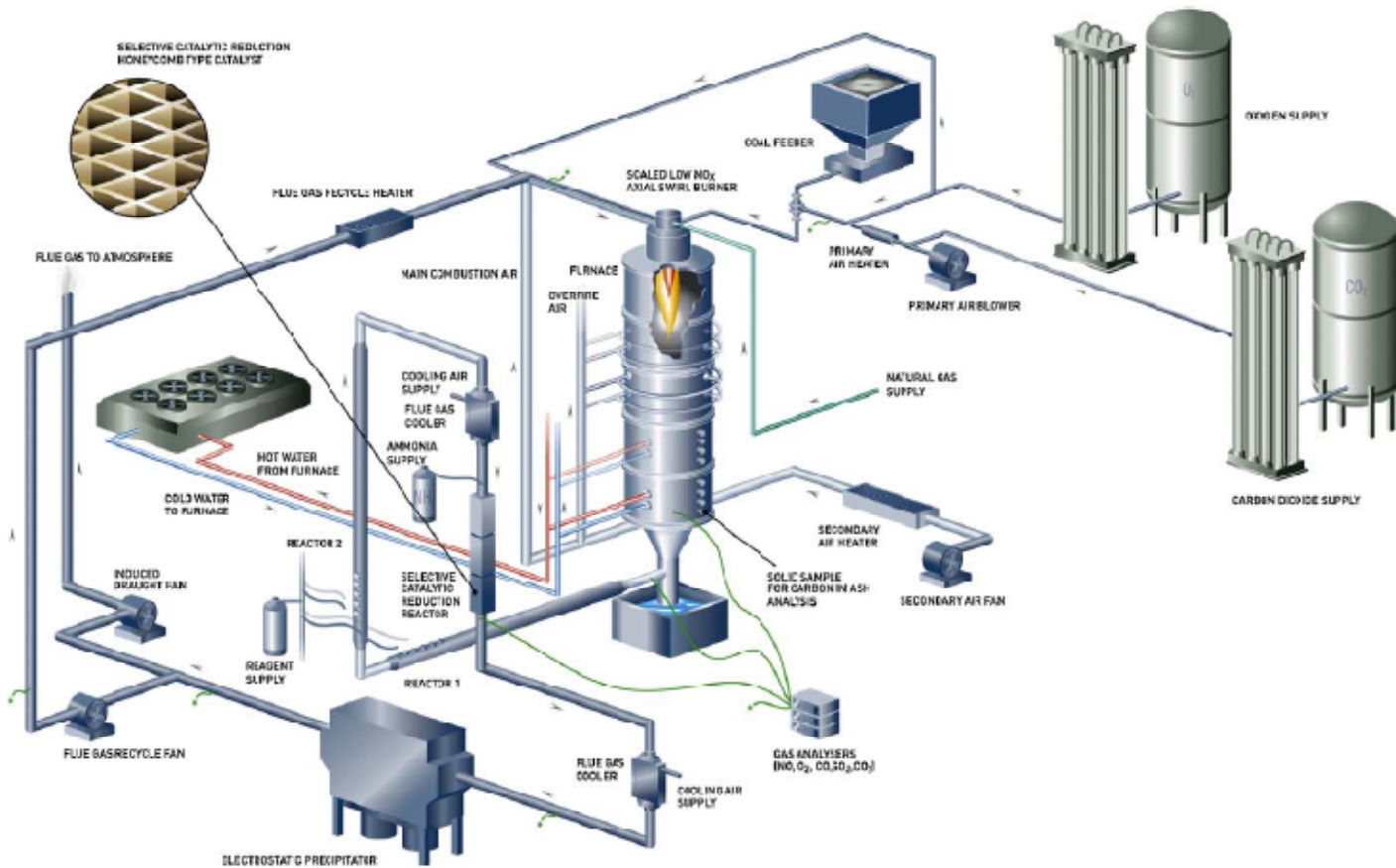


Figura 52- Diagrama de flujo con limpieza de gas antes de la recirculación. [65]

3.4.3.6. Escenario Actual 4 (EA4)

Como ya se ha comentado, se ha realizado en este proyecto un estudio de viabilidad para la instalación de una planta piloto de oxicomustión de biomasa aprovechando el O₂ procedente de HyRobres. De forma análoga a las alternativas de gasificación, se consideró una producción de O₂ de 250 m³N, valor que obtenemos cuando hacemos trabajar al electrolizador 5 h al día, régimen planteado actualmente. En esta ocasión, nos decantamos por trabajar en continuo para evitar problemas con la fluidización de los sólidos en los arranques y paradas. Para la resolución de los balances de materia del sistema, se realizó un programa en EES que nos muestra los caudales de las corrientes del proceso en función de la cantidad de O₂ puro que introducimos, el exceso del mismo con respecto al estequiométrico y la composición de la biomasa.

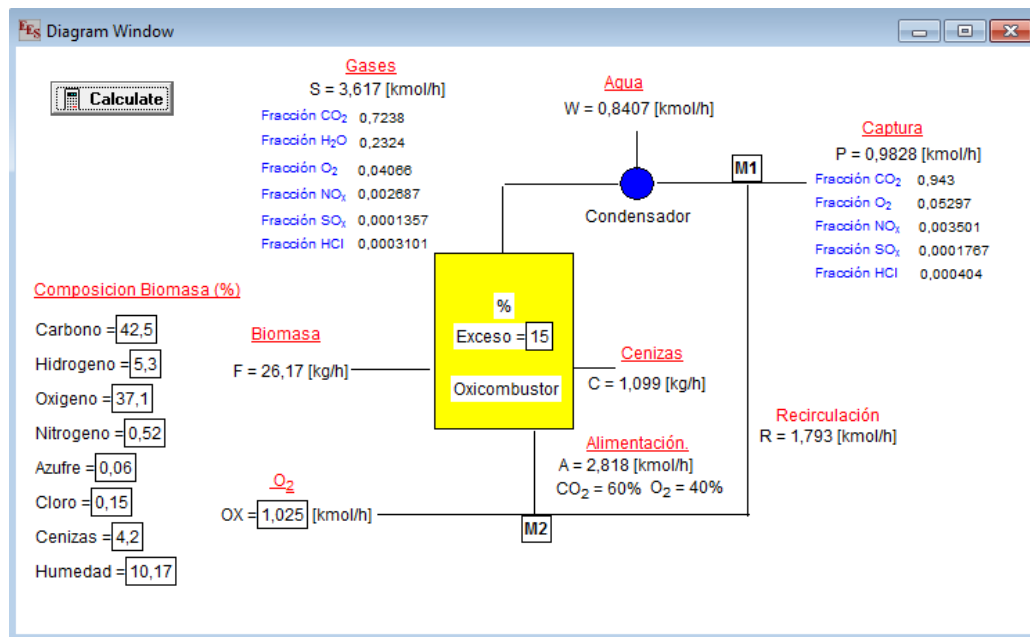


Figura 53- Cálculo con EES para resolver el sistema de oxidación.

En la Figura 53, se puede ver el aspecto general del programa generado para la realización de los balances de la oxidación. El NO_x y el SO₂ se calcularon considerándolos NO₂ y SO₂ respectivamente. También se asumió que todo el Cl de la biomasa se convertiría en HCl. Finalmente, los cálculos para cada escenario se realizaron variando el % de O₂ respecto del estequiométrico, tomando valores de 5, 15 y 25%.

Hay que recordar que el objetivo principal de esta planta piloto es la generación y acondicionamiento de una corriente de CO₂ apta para la captura sin importarnos tanto el rendimiento eléctrico obtenido. Una eficiencia eléctrica más elevada se lograría al escalar la planta e implementar un ciclo Rankine como el de una planta térmica convencional. En la tabla siguiente se pueden observar los valores del proceso calculados:

Tabla 43- Condiciones de operación. Escenario Actual 4.

Temperatura (°C)	850	850	850
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	25	15	5
% O ₂ en la alimentación del combustor	40,00	40,00	40,00
Kg/h Biomasa	10,59	10,90	11,27
Kmol/h Salida Combustor	1,56	1,51	1,45
Kmol/h H ₂ O producido	0,34	0,35	0,36
Kmol/h después del condensador	1,22	1,16	1,09
Kmol/h a recircular	0,81	0,75	0,68
Kmol/h a Captura	0,41	0,41	0,41
Composición Base Seca			
CO ₂	0,915	0,943	0,976
O ₂	0,081	0,053	0,019
NO _x	3,22E-03	3,50E-03	3,84E-03
SO ₂	1,62E-04	1,77E-04	1,94E-04
HCl	3,71E-04	4,04E-04	4,43E-04
PM gas (kg/kmol)	43,02	43,37	43,76
% Recirculación	66,7	64,6	62,5
kW térmicos	45,89	47,23	48,83
kW eléctricos	4,59	4,72	4,88
Kg/h CO ₂ capturado	16,50	16,99	17,56
NO _x (ppm)	3439,95	3713,08	4036,41
SO ₂ (ppm)	241,61	260,74	283,43
HCl (ppm)	310,64	335,33	364,51

Analizando los resultados se observa que los caudales de las corrientes no varían demasiado en función del exceso de O₂ introducido pero sí que lo hace su composición. Esto se debe fundamentalmente a que hay menos cantidad de O₂ sin reaccionar. Otro dato que llama la atención son los valores de NO_x, SO₂, HCl. La legislación marca como objetivo un límite para emisión de NO_x y SO₂ en plantas térmicas una concentración de 200 ppm [68]. El valor tan elevado obtenido se debe a la ausencia del N₂ del aire que actuaría de diluyente de la contaminación.

El siguiente paso es dimensionar el LFC puesto que se debería de fabricar basándose en las especificaciones del que hay instalado en CIRCE. Tomamos los valores de la simulación con un 15% en exceso de O₂ por tratarse de un valor intermedio de capacidad.

Tabla 44- Oxicombustor EA4.

Diseño Oxicombustor	
Temperatura de proceso (° C)	850
Kg/h biomasa	10,90
Comburente (kmol/h)	1,17
Comburente (m ³ N/h)	28,65
Velocidad del fluido (m/s)	6,739
Tiempo residencia (s)	4
Área (cm ²)	11,81
H (m)	26,956

Los campos en amarillo son los parámetros modificables. El área se calcula por con la ecuación de continuidad teniendo en cuenta el caudal de comburente y la velocidad del fluido. Para estimar la altura y diámetro del reactor, se multiplica la velocidad del fluido calculada para los pellets de biomasa, ver Tabla 40, por el tiempo de residencia en el LFC, valor obtenido experimentalmente por CIRCE. El diseño obtenido no es viable en el sentido de que para procesar 10 kg/h, necesitamos un tubo estrecho de 26 m con las consiguientes pérdidas de carga por rozamiento entre otros inconvenientes. Una solución más razonable sería trabajar 12 en lugar de 24 horas seguidas, obteniendo un diámetro de tubo mayor tal y como se puede ver en la Tabla 45 y

Tabla 46. También hay que nombrar que la combustión de biomasa es más rápida que la de carbón por lo que es probable que se redujera el tiempo de residencia y la longitud del reactor necesario.

Tabla 45- Oxicombustor EA4. 12 horas

Diseño Oxicombustor 12 h	
Temperatura de proceso (° C)	850
Kg/h biomasa	21,80
Comburente (kmol/h)	2,35
Comburente (m ³ N/h)	57,29
Velocidad del fluido (m/s)	6,739
Tiempo residencia (s)	4
Área (cm ²)	23,62
H (m)	26,956

Tabla 46- Condiciones de operación. Escenario Actual 4. 12 horas

Temperatura (°C)	850
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	15
% O ₂ en la alimentación del combustor	40,00
Kg/h Biomasa	21,80
Kmol/h Salida Combustor	3,01
Kmol/h H ₂ O producido	0,70
Kmol/h después del condensador	2,31
Kmol/h a recircular	1,49
Kmol/h a Captura	0,82
Composición Base Seca	
CO ₂	0,943
O ₂	0,053
NO _x	3,50E-03
SO ₂	1,77E-04
HCl	4,04E-04
PM gas (kg/kmol)	43,37
% Recirculación	64,6
kW térmicos	94,46
kW eléctricos	9,45
Kg/h CO ₂ capturado	33,98
NO _x (ppm)	3713,08
SO ₂ (ppm)	260,74
HCl (ppm)	335,33

Para la primera fase de implantación de este proyecto, se instalaría un oxicombustor de lecho fluidizado equipado con un ciclón de alta eficiencia para retirar las partículas arrastradas por el gas, y un intercambiador de calor adecuando la temperatura de los gases para emitirlos a la atmosfera. Habrá diversos dispositivos de laboratorio como puede ser un analizador de gases, termopares... y un ciclo Rankine orgánico para aprovechar la energía térmica producida con el oxicombustor.

Para la estimación del ciclón, se observó que el volumen de gas generado y calculado con la simulación del EES, era menor (70 m³N/h) que el que se podría simular con el software Aspen ICARUS (120 m³N/h), tomándose como referencia este último. Con respecto al intercambiador de calor sucedió algo similar. El caudal de gas era demasiado pequeño para poder hacer una valoración económica pero pudimos calcular la potencia calorífica a disipar con Hysys, 36kWt, considerandolo

un cooler en lugar de un intercambiador de calor. En los anexos del proyecto se pueden ver los detalles de los dos equipos y en la siguiente tabla se resumen los equipos que formarían este escenario:

Tabla 47- Resumen de los equipos de EA4.

Equipo
Oxicombustor de lecho fluidizado 25 kg/h
Ciclón alta eficiencia 120 m ³ N/h
Intercambiador de calor 36 kWt
Equipos de laboratorio: Analizador de gases, termopares...
Microturbina-Generador 10 kW

3.4.3.7. Escenario Optimizado 4 (EO4)

En el escenario optimizado suponemos hacer trabajar 12 horas al electrolizador por lo que tendríamos de 600 m³N de O₂ para el proceso de oxicombustión.

Tabla 48- Condiciones de operación. Escenario Optimizado 4.

Temperatura (°C)	850	850	850
% O ₂ en exceso con respecto al estequiométrico	25	15	5
% O ₂ en la alimentación del combustor	40,00	40,00	40,00
Kg/h Biomasa	25,43	26,17	27,05
Kmol/h Salida Combustor	3,75	3,62	3,49
Kmol/h H ₂ O producido	0,82	0,84	0,87
Kmol/h después del condensador	2,94	2,78	2,62
Kmol/h a recircular	1,95	1,79	1,64
Kmol/h a Captura	0,98	0,98	0,98
Composición Base Seca			
CO ₂	0,915	0,943	0,976
O ₂	0,081	0,053	0,019
NO _x	3,22E-03	3,50E-03	3,84E-03
SO ₂	1,62E-04	1,77E-04	1,94E-04
HCl	3,71E-04	4,04E-04	4,43E-04
PM gas (kg/kmol)	43,02	43,37	43,76
% Recirculación	66,4	64,6	62,5
kW térmicos	110,19	113,40	117,21
kW eléctricos	11,02	11,34	11,72
Kg/h CO ₂ capturado	39,62	40,79	42,15
NO _x (ppm)	3439,95	3713,08	4036,41
SO ₂ (ppm)	241,61	260,74	283,43
HCl (ppm)	310,64	335,33	364,51

Al aumentar la cantidad de O₂ alimentado, aumentamos la capacidad de la planta pero las condiciones son las mismas que para EA4.

A continuación podemos ver el diseño del oxicombustor:

Tabla 49- Oxicombustor EO4.

Diseño Oxicombustor	
Temperatura de proceso (° C)	850
Kg/h biomasa	26,17
Comburente (kmol/h)	2,82
Comburente (m ³ N/h)	68,76
Velocidad del fluido (m/s)	6,739
Tiempo residencia (s)	4
Área (cm ²)	28,34
H (m)	26,956

Los valores obtenidos son similares al EA4 pero trabajando en continuo durante 24 horas por lo que el diseño de la planta sería el mismo.

3.4.3.8. Resumen escenarios de oxicomustión

En la tabla siguiente se resumen los principales parámetros de los distintos escenarios:

Tabla 50- Resumen de los escenarios de oxicomustión.

	EA4	EO4
Horas diarias de producción de O₂	5	12
Horas diarias de trabajo	12	24
kg/h biomasa	21,8	26,2
kg/h CO₂ retenido	33,98	40,8
kW obtenidos	9,45	11,3
Horas anuales de trabajo	4000	8000
kWh anuales producidos	37800	90720
kg CO₂ anuales capturados	135920	326320

Con cualquiera de las dos propuestas se podría trabajar con mucha flexibilidad puesto que con un LFC de 25 kg/h y jugando con la producción de O₂ se abarcarían gran cantidad de experimentos variando el número de horas de trabajo. Es una lástima que el aprovechamiento térmico sea tan escaso debido a la baja eficiencia de la microturbina. Este hecho abre nuevas líneas de investigación en este campo para intentar mejorar la tecnología existente.

3.5.- Embotellamiento de O₂ para usos comerciales

Esta es la alternativa con mayor carácter empresarial, solamente válida para este tipo de plantas piloto puesto que si proliferasen, se podría llegar a saturar el mercado de O₂ actualmente copado por las plantas de destilación de aire, reduciendo el precio del producto y aumentando el periodo de amortización.

En el apartado “3.1.-Justificación para el aprovechamiento del O₂. Introducción” hemos comentado ya las diferentes aplicaciones posibles aunque vamos a centrarnos en la que tiene un mayor valor económico debido a su pureza como es el uso sanitario. El precio de una botella de 50 l de O₂ medicinal a 200 bares (10,6 m³N) es aproximadamente de 36 euros. [69]

En la tabla siguiente mostramos los requisitos de calidad que ha de tener el O₂ para uso hospitalario:

Tabla 51- Requisitos de calidad del O₂ sanitario. [70]

Componente	Especificación
Oxígeno (O ₂)	≥ 99,5%
Dióxido de Carbono (CO ₂)	≤ 300 ppm
Monóxido de Carbono (CO)	≤ 5 ppm
Agua (H ₂ O)	≤ 67 ppm

El O₂ obtenido con el electrolizador alcalino, 50 m³N/h, cuenta con una pureza de 99,6% siendo el resto H₂. Otras posibles impurezas presentes en el gas pueden ser 2 g/m³N de H₂O (alrededor de 2,5 ppm) y menos de 0,1 mg/m³N de KOH quedando libre de CO, CO₂, CH₄ o compuestos sulfurados o clorados [8]. Atendiendo a estos valores, el O₂ sería apto para ser embotellado y comercializado para usos hospitalarios.

3.5.1. Descripción de la propuesta.

Esta ocasión sólo vamos a tener en cuenta el escenario actual de HyRobres, 5 horas de trabajo del electrolizador obteniéndose 250 m³N/día de O₂, para el diseño de la planta de embotellado.

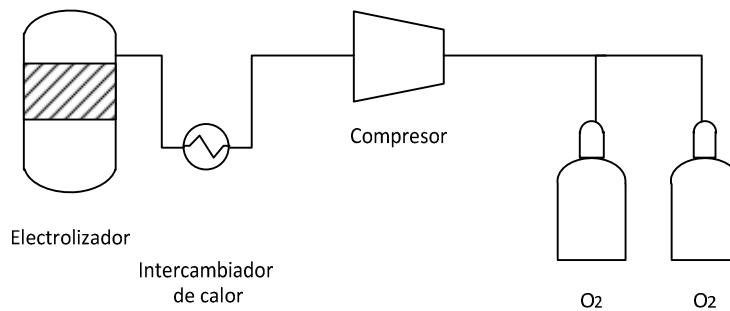


Figura 54- Diagrama de flujo. Embotellamiento de O₂.

El gas sale del electrolizador a unos 22 bares de presión y unos 80 °C por lo que deberemos enfriarlo hasta unos 20 °C antes de proceder a comprimir hasta los 200 bares, presión interna de los cilindros. Por norma general y debido al calentamiento, la presión a la que se rellenan las botellas es 220 bares, valor que se reduce una vez enfriado el contenido.

El proceso se lleva a cabo con un compresor de membrana sin aceites lubricantes ni partículas abrasivas para evitar la contaminación del gas, además de estar equipado con un sistema de refrigeración por agua y un reservorio de O₂ antes del mismo para evitar fluctuaciones de caudal.



Figura 55- Compresor de membrana para O₂. [71, 72]

El compresor alimentaría una rampa de llenado donde se rellenarían los cilindros de 50 litros de capacidad. Este sistema debería permitir trabajar con dos líneas independientes para poder retirar las botellas terminadas sin interrumpir el proceso.



Figura 56- Rampa con dos líneas de llenado independientes. [73]

Para finalizar sería necesario un equipo para el transporte de las jaulas de cilindros terminados hacia el almacenaje de las mismas.



Figura 57- Jaula con cilindros listos para la venta. [69]

La producción diaria sería de unos 23 cilindros (10,6 m³N por unidad) y toda la parte de comercialización, distribución así como la propiedad de las botellas se realizaría a través de una empresa gasista externa.

4. Viabilidad económica de alternativas

4.1.- Conceptos previos

4.1.1. Flujo de caja (Flow Cash)

El concepto de flujo neto de caja comprende la suma de todos los cobros menos todos los pagos efectuados durante la vida útil del proyecto de la inversión.

4.1.2. VAN (NPV)

El Valor Actual Neto de una inversión, VAN, se entiende la suma de los valores actualizados de todos los flujos netos de caja esperados del proyecto, deducido el valor de la inversión inicial. [74]

Si un proyecto de inversión tiene un VAN positivo, el proyecto es rentable. Entre dos o más proyectos, el más rentable es el que tenga un VAN más alto. Un VAN nulo significa que la rentabilidad del proyecto es la misma que colocar los fondos en él invertidos y entraríamos a valorar otro tipo de beneficios como puede ser el posicionamiento de mercado u otros factores.

La fórmula que nos permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad (18)$$

V_t representa los flujos de caja en cada periodo t .

I_0 es el valor del desembolso inicial de la inversión.

n es el número de períodos considerado.

El tipo de interés es k . Si el proyecto no tiene riesgo, se tomará como referencia el tipo de la renta fija, de tal manera que con el VAN se estimará si la inversión es mejor que invertir en algo seguro, sin riesgo específico.

4.1.3. TIR (IRR)

Se denomina Tasa Interna de Rentabilidad, a partir de ahora TIR, a la tasa de descuento que hace que el Valor Actual Neto de una inversión sea igual a cero. [74]

Este método considera que una inversión es aconsejable si la TIR resultante es igual o superior a la tasa exigida por el inversor, y entre varias alternativas, la más conveniente será aquella que ofrezca una TIR mayor.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_{Ft}}{(1 + TIR)^t} - I_0 = 0 \quad (19)$$

La TIR es un indicador de rentabilidad relativa del proyecto, por lo cual cuando se hace una comparación de tasas de rentabilidad interna de dos proyectos no tiene en cuenta la posible diferencia en las dimensiones de los mismos. Una gran inversión con una TIR baja puede tener un VAN superior a un proyecto con una inversión pequeña con una TIR elevada.

4.1.4. Periodo de amortización (Payback)

El plazo de recuperación de la inversión, que es también como se le conoce a este índice, permite seleccionar aquellos proyectos cuyos beneficios hacen recuperar más rápidamente la inversión debido a que se calcula el número de años que la empresa tarda en recobrar su dinero. Es decir, es el período de tiempo que necesita una inversión para que el valor actualizado de los flujos netos de caja iguales al capital invertido. [74]

$$I_0 = \sum_{t=1}^N V_t \quad (20)$$

Siendo N el número de años para recuperar la inversión inicial I_0 .

4.1.5. Definición de los parámetros de la hoja de cálculo

En los análisis de inversiones posteriores de cada alternativa, se adjunta una hoja de cálculo cuyos parámetros se explican a continuación.

Los ingresos se calculan multiplicando la producción anual por el precio actualizado por la inflación anual. La generación eléctrica por biomasa dentro del régimen especial nos proporciona dos precios distintos: uno para los primeros 15 años de vida de la planta y otro para los posteriores. (Ver Tabla 2)

Los costes son un parámetro que engloba la operación y mantenimiento de la planta. Este valor se debe de actualizar con la inflación y se deduce de los ingresos para obtener el beneficio bruto.

La amortización es la depreciación anual del valor de la inversión y si se resta del beneficio bruto, se obtiene el beneficio bruto antes de intereses e impuestos (BAIT).

El capital pendiente se va actualizando reduciendo la devolución del préstamo anual y es sobre este valor, es con el que se calcula los intereses a pagar al banco por el capital pendiente. El beneficio antes de impuestos (BAT) se obtiene restando los intereses del BAIT. De manera análoga podemos calcular el beneficio neto aplicando el impuesto de sociedades.

4.2.- Análisis de inversiones

4.2.1. Gasificación

En el estudio económico de esta alternativa, la inversión de capital se estimó en función de las capacidades de los equipos.

La planta estaría formada por unas instalaciones de pretratamiento de biomasa compuesta por una trituradora y una densificadora para realizar briquetas. Esta briquetas pasarían a estar almacenadas en una tolva que alimentaría un gasificador downdraft conectado a un sistema de suministro de agente gasificante aire-O₂, procedente del depósito de HyRobres. Posteriormente se encontraría el sistema de

acondicionamiento del gas, formado por un intercambiador de calor, un filtro de mangas y un condensador equipados con recipientes para recoger los efluentes de la planta y un circuito de agua de refrigeración. En la parte final de la instalación, se instalaría la solución de motorización acompañada de un sistema de seguridad por antorcha para quemar el gas de síntesis ante cualquier incidencia.

Una vez descrita la planta, pasamos a comentar la metodología que se siguió para la estimación económica de los equipos. En el caso del gasificador, según algunos autores [75], el coste sería de 200 \$/kWh térmicos de gas de síntesis. Este valor debe de ser actualizado con la inflación de EE.UU [76], presenté en la Tabla 52, desde 1988 hasta nuestros días aplicando la siguiente formula (21).

$$Precio\ actual = Precio\ Antiguo * \left(1 + \frac{Inflación\ media}{100}\right)^{años} \quad (21)$$

Tabla 52- Inflación EE.UU. [76]

Año	Enero	Año	Enero
1989	4,67%	2000	2,74%
1990	5,20%	2001	3,73%
1991	5,65%	2002	1,14%
1992	2,60%	2003	2,60%
1993	3,26%	2004	1,93%
1994	2,52%	2005	2,97%
1995	2,80%	2006	3,99%
1996	2,73%	2007	2,08%
1997	3,04%	2008	4,28%
1998	1,57%	2009	0,03%
1999	1,67%	2010	2,63%
Inflación media		2,90%	

Otra forma, probablemente más acertada porque no sólo tiene en cuenta la inflación, es el uso de los índices económicos publicados por la revista Chemical Engineering [77]. Los más relevantes son el Marshall & Swift (M&S) que evalúa la evolución de los precios por sectores y el CEPCI o CE (Chemical Engineering Plant Cost Index) que nos da información de cómo han cambiado los costes por equipos.

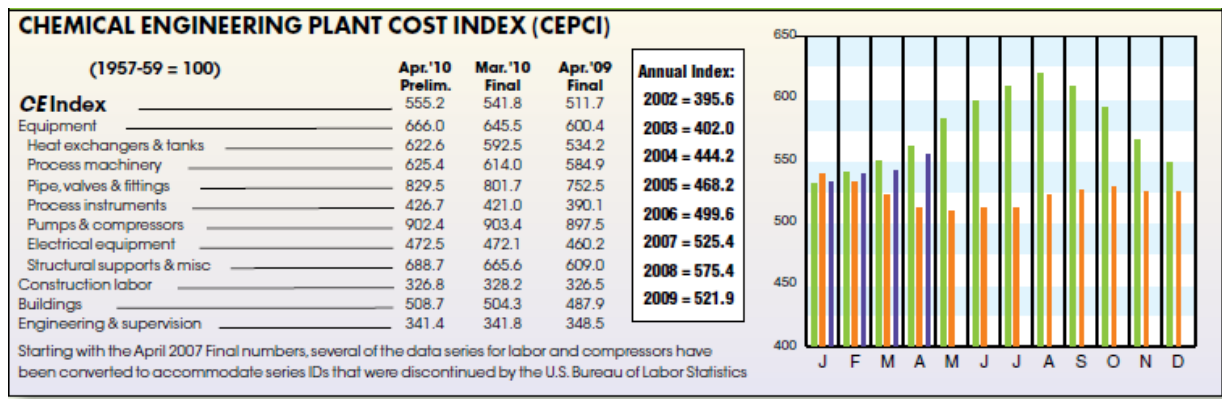


Figura 58- Índice CEPCI, Julio 2010. [77]

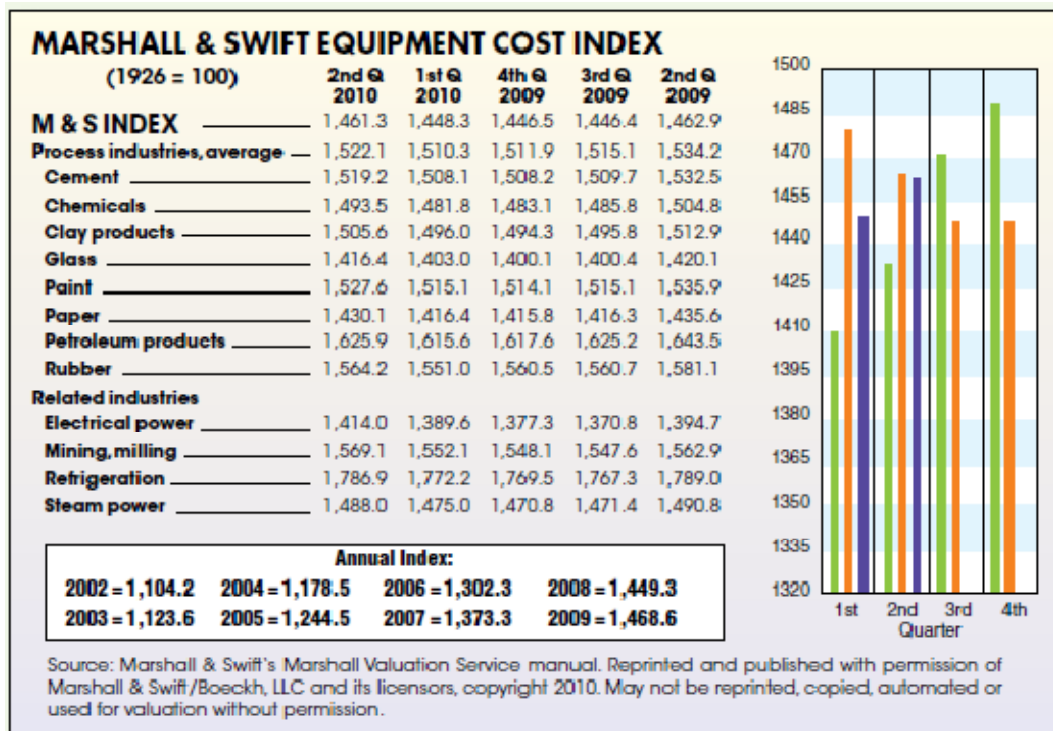


Figura 59- Índice M&S, Julio 2010. [77]

Los dos funcionan de manera similar y su uso está muy extendido dependiendo de la elección del método, del criterio del proyectista. La ecuación siguiente (22) muestra la forma de calcular el precio actualizado por medio de estos parámetros basándonos en el precio antiguo:

$$\text{Precio}_2 = \text{Precio}_1 \times \left(\frac{\text{índice}_2}{\text{índice}_1} \right) \quad (22)$$

Los valores de estos índices se pueden obtener principalmente mediante suscripción a la revista aunque también hemos encontrado estos parámetros en algunos libros de economía de procesos.

Tabla 53- Histórico de índices anuales CEPCI y M&S. [61]

Year Base	M&S Index ^{(1)a} 1926 = 100	CE index ⁽¹⁾ 1957 – 1959 = 100
1990	915.1	357.6
1992	943.1	358.2
1994	964.2	368.1
1996	1039.1	381.7
1998	1061.9	389.5
2000	1089.0	394.1
2001	1093.9	394.3
2002	1104.2	395.6
2003	1123.6	402.0
2004	1124.7	457.4
(3Q)		

De cara a decidir cuál era el método más apropiado o mejor dicho, el que describía el escenario más desfavorable, realizamos la conversión del precio obtenido por kWh térmico del gasificador obteniendo los resultados que se muestran a continuación:

Tabla 54- Comparativa de métodos para actualización de costes.

Cambio de divisa 8/7/2010: 1€=1.26733\$.

Método	Precio Antiguo (\$)	Precio Actualizado (\$)	Precio Actualizado (€)
Inflación	200	375,21	296,07
M&S	200	320,97	253,27
CEPCI	200	291,89	230,32

Tras comprobar que el método de la inflación nos daba el mayor precio, nos decantamos por este para la estimación del precio de todos los gasificadores.

Otro de las decisiones de diseño de cara a hacer las plantas lo más autónomas posibles, fue la inclusión de una pequeña planta de pretratamiento de la biomasa, en un principio paja de cereal, que consistiría en una etapa de trituración y una densificación. Los importes y características de estos equipos [48] se pueden observar en el apartado de anexos.

La estimación de los equipos de transferencia de calor así como el filtro de mangas se realizó mediante el software Aspen ICARUS. Este programa permite valorar económicamente un diagrama de planta realizado con Aspen Hysys teniendo en cuenta tanto el precio del material como los costes de mano de obra e instalación.

Una vez obtenida la simulación con Hysys tal y como se ha comentado en la parte del estudio técnico, se exportó a ICARUS para la evaluación [61, 78]. Debido al tamaño reducido de los equipos, el modelo que se tomó fue el de intercambiadores de calor prediseñados de tipo U y refrigerados por agua. Para la valoración de los filtros de mangas, se volvió a usar ICARUS utilizando los parámetros calculados en los respectivos estudios técnicos. Todos los informes de los equipos valorados con el software se adjuntan en el documento de anexos.

Para finalizar, el precio de las motorizaciones se obtuvo mediante varias comunicaciones con un reconocido fabricante [11] que nos cedió la información relativa a su tecnología. Son precios de motor containerizado, que simplifica mucho el montaje y la puesta en marcha de las instalaciones incluyendo el alternador y los dispositivos de control-regulación.

Después de nombrar la metodología seguida para valorar el coste de los equipos, cabe aclarar que en el estudio de inversión inicial hay dos apartados más que se estiman en tanto por ciento de la suma del precio de los equipos:

- Tuberías, sistemas de control, sistemas de seguridad, montaje...: 50% del coste de los equipos.
- Otros: 10% del coste de los equipos. Hace referencia a un margen de seguridad en función de la experimentalidad del proceso. Para proyectos probados se asigna un 3% del total, para proyectos con licencia un 5%, para rediseños un 7%, para procesos nuevos un 10% y para los nuevos y no probados un 15% [78].

Otra de las orientaciones que utilizamos para comprobar la validez del estudio fue que el valor de una planta de gasificación comercial de 650 kg/h, con

características similares a las proyectadas, ronda los 2-2,5 millones de euros, llave en mano. [51]

Los costes de operación y mantenimiento (O&M) se clasificaron en:

- Materia prima: en función de la capacidad de la planta, las horas de trabajo y le precio de la biomasa puesta en destino.
- Mano de obra: dependiendo del régimen de trabajo se estableció la necesidad de 1 o 3 turnos, con un operario por turno. El salario se fijó en 20000 euros brutos anuales.
- Mantenimiento: se fijó un coste equivalente al 2% del valor de la inversión inicial. Esto se debió a que generalmente el OPEX (Operative expenditure o gastos de operación) de una planta de gasificación ronda el 10-20% del CAPEX (Capital expenditure o inversión de capital) [51]. Dentro del OPEX se encuentran englobados los costes de materia prima, mano de obra, mantenimiento, depreciación de la planta... por lo que conociendo el importe de los otros factores, se estimó el % de mantenimiento para que encajase en la orientación del fabricante.

Una vez explicadas todas las consideraciones del estudio, pasamos a mostrar los resultados del mismo. Agrupamos los escenarios EA1-EO1, EA2-EO2, EA3-EO3 por la similitud de las configuraciones con respecto al régimen y condiciones de trabajo, cambiando simplemente el tamaño de la instalación al aumentar el O₂ disponible para alimentar el proceso. Recordemos que la diferencia entre los escenarios actuales y optimizados es el número de horas que produce el electrolizador tanto H₂ como O₂.

4.2.1.1. EAI-EOI

A continuación mostramos los valores y resultados obtenidos en el estudio.

Tabla 55- Inversión inicial y costes de O&M de EA1 y EO1.

Escenario Actual 1		Escenario Optimizado 1	
Inversión Inicial		Inversión Inicial	
Equipo	Precio (€)	Equipo	Precio (€)
Trituradora de biomasa 1 Tm/h	8685	Trituradora de biomasa 1 Tm/h	8685
Densificadora 300 kg/h	12450	Densificadora 300 kg/h	12450
Gasificador 100 kg/h	103497	Gasificador 230 kg/h	248393
Filtro de Mangas 3 m ²	14400	Filtro de Mangas 6 m ²	16700
Intercambiador de calor 34 kWt	36900	Intercambiador de calor 82 kWt	37400
Condensador 26 kWt	50600	Condensador 62 kWt	50000
Motor-Generador FB LD180 228 kWe	250000	Motor-Generador FB LD240 304 kWe	270000
Subtotal	476532	Subtotal	643628
Tuberías, sistemas de control, seguridad, montaje (50% equipos)	238266	Tuberías, sistemas de control, seguridad, montaje (50% equipos)	321814
Otros (10%)	47653	Otros (10%)	64363
	762451		1029804

Costes Operación y Mantenimiento Anual		Costes Operación y Mantenimiento Anual	
Concepto	Precio (€)	Concepto	Precio (€)
Materia prima	38515	Materia prima	92435
Mano de Obra	60000	Mano de Obra	60000
Mantenimiento y otros (2%)	15249	Mantenimiento y otros (2%)	20596
	113764		173031

Tabla 56- Parámetros del estudio económico EA1-EO1.

Escenario Actual 1						
Capacidad		105	kW	Horas de trabajo	8000	h/año
Inversión Inicial		762451	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	152490	€	Inflación anual	3,50%	
Financiación	80%	609961	€	Interés mercado (VAN)	10,00%	
Periodo de financiación		15	años	Depreciación	20	años
Producción anual		837600	kWh/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta kWh	Primeros 15 años	0,1257	€/kWh	Costes (O&M)	113764	€
	Resto de los años	0,0848	€/kWh	Depreciación por año	38123	€
Devolución préstamo		40664	€	Vida útil del proyecto	20	años

Escenario Optimizado 1						
Capacidad		230	kW	Horas de trabajo	8000	h/año
Inversión Inicial		1029804	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	205961	€	Inflación anual	3,50%	
Financiación	80%	823843	€	Interés mercado (VAN)	10,00%	
Periodo de financiación		10	años	Depreciación	20	años
Producción anual		1840800	kWh/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta kWh	Primeros 15 años	0,1257	€/kWh	Costes (O&M)	173031	€
	Resto de los años	0,0848	€/kWh	Depreciación por año	51490	€
Devolución préstamo		82384	€	Vida útil del proyecto	20	años

Tabla 57- Valores del estudio económico EA1.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						609.961				
1	105.295	113.764	-8.469	-38.123	-46.592	569.297	34.158	-80.749	0	-80.749
2	108.980	117.745	-8.765	-38.123	-46.888	528.633	31.718	-78.606	0	-78.606
3	112.794	121.867	-9.072	-38.123	-47.195	487.969	29.278	-76.473	0	-76.473
4	116.742	126.132	-9.390	-38.123	-47.512	447.305	26.838	-74.351	0	-74.351
5	120.828	130.546	-9.718	-38.123	-47.841	406.641	24.398	-72.239	0	-72.239
6	125.057	135.116	-10.059	-38.123	-48.181	365.976	21.959	-70.140	0	-70.140
7	129.434	139.845	-10.411	-38.123	-48.533	325.312	19.519	-68.052	0	-68.052
8	133.964	144.739	-10.775	-38.123	-48.897	284.648	17.079	-65.976	0	-65.976
9	138.653	149.805	-11.152	-38.123	-49.275	243.984	14.639	-63.914	0	-63.914
10	143.506	155.048	-11.542	-38.123	-49.665	203.320	12.199	-61.864	0	-61.864
11	148.529	160.475	-11.946	-38.123	-50.069	162.656	9.759	-59.828	0	-59.828
12	153.727	166.092	-12.364	-38.123	-50.487	121.992	7.320	-57.807	0	-57.807
13	159.108	171.905	-12.797	-38.123	-50.920	81.328	4.880	-55.799	0	-55.799
14	164.676	177.921	-13.245	-38.123	-51.368	40.664	2.440	-53.808	0	-53.808
15	170.440	184.149	-13.709	-38.123	-51.831	0	0	-51.831	0	-51.831
16	118.930	190.594	-71.664	-38.123	-109.786	0	0	-109.786	0	-109.786
17	123.093	197.265	-74.172	-38.123	-112.295	0	0	-112.295	0	-112.295
18	127.401	204.169	-76.768	-38.123	-114.891	0	0	-114.891	0	-114.891
19	131.860	211.315	-79.455	-38.123	-117.577	0	0	-117.577	0	-117.577
20	136.475	218.711	-82.236	-38.123	-120.358	0	0	-120.358	0	-120.358
										-1.566.344

Tabla 58- Valores del estudio económico EO1.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						823.843				
1	231.407	173.031	58.376	-51.490	6.885	741.459	44.488	-37.602	0	-37.602
2	239.506	179.087	60.419	-51.490	8.929	659.075	39.544	-30.616	0	-30.616
3	247.889	185.355	62.533	-51.490	11.043	576.690	34.601	-23.558	0	-23.558
4	256.565	191.843	64.722	-51.490	13.232	494.306	29.658	-16.426	0	-16.426
5	265.545	198.557	66.987	-51.490	15.497	411.922	24.715	-9.218	0	-9.218
6	274.839	205.507	69.332	-51.490	17.842	329.537	19.772	-1.930	0	-1.930
7	284.458	212.700	71.759	-51.490	20.268	247.153	14.829	5.439	1.632	3.807
8	294.414	220.144	74.270	-51.490	22.780	164.769	9.886	12.894	3.868	9.026
9	304.719	227.849	76.870	-51.490	25.379	82.384	4.943	20.436	6.131	14.305
10	315.384	235.824	79.560	-51.490	28.070	0	0	28.070	8.421	19.649
11	326.422	244.078	82.345	-51.490	30.854	0	0	30.854	9.256	21.598
12	337.847	252.620	85.227	-51.490	33.737	0	0	33.737	10.121	23.616
13	349.672	261.462	88.210	-51.490	36.719	0	0	36.719	11.016	25.704
14	361.910	270.613	91.297	-51.490	39.807	0	0	39.807	11.942	27.865
15	374.577	280.085	94.492	-51.490	43.002	0	0	43.002	12.901	30.102
16	261.374	289.888	-28.514	-51.490	-80.004	0	0	-80.004	0	-80.004
17	270.522	300.034	-29.512	-51.490	-81.002	0	0	-81.002	0	-81.002
18	279.990	310.535	-30.545	-51.490	-82.035	0	0	-82.035	0	-82.035
19	289.790	321.404	-31.614	-51.490	-83.104	0	0	-83.104	0	-83.104
20	299.932	332.653	-32.721	-51.490	-84.211	0	0	-84.211	0	-84.211
										-354.037

Tabla 59- Resultados del estudio económico. EA1.

VAN	-770.957 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	0 %	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	21,00 años	Payback: Periodo de Amortización

Tabla 60- Resultados del estudio económico. EO1.

VAN	-386.437 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	0 %	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	21,00 años	Payback: Periodo de Amortización

Estas opciones son inviables desde el punto de vista económico ya que no generan suficiente electricidad como para rentabilizar la inversión inicial y hacer

frente a los costes y a la depreciación arrojando un VAN negativo. El cambio de tarificación a los 15 años de la planta aumenta las pérdidas al final de la vida de la planta.

4.2.1.2. EA2-EO2

Estos escenarios se caracterizan por tener mayores capacidades de generación eléctrica al trabajar con aire enriquecido en un régimen discontinuo, 5 horas al día. Estos son las condiciones y resultados del estudio económico:

Tabla 61- Inversión inicial y costes de O&M de EA2 y EO2.

Escenario Actual 2		Escenario Optimizado 2	
Inversión Inicial		Inversión Inicial	
Equipo	Precio (€)	Equipo	Precio (€)
Trituradora de biomasa 1 Tm/h	8685	Trituradora de biomasa 1 Tm/h	8685
Densificadora 600 kg/h	29750	Densificadora 600 + 200 kg/h	42200
Gasificador 450 kg/h	496785	Gasificador 650 kg/h	707867
Filtro de Mangas 12 m ²	19700	Filtro de Mangas 15 m ²	20800
Intercambiador de calor 164 kWt	47000	Intercambiador de calor 203 kWt	52600
Condensador 125 kWt	69600	Condensador 155 kWt	70400
Motor-Generador FBLD480 612 kWe	380000	Motor-Generador FBLD560 711 kWe	410000
Subtotal	1051520	Subtotal	1312552
Tuberías, sistemas de control, seguridad, montaje (50% equipos)	525760	Tuberías, sistemas de control, seguridad, montaje (50% equipos)	656276
Otros (10%)	105152	Otros (10%)	131255
	1682432		2100084

Costes Operación y Mantenimiento Anual		Costes Operación y Mantenimiento Anual	
Concepto	Precio (€)	Concepto	Precio (€)
Materia prima	38476	Materia prima	54051
Mano de Obra	20000	Mano de Obra	20000
Mantenimiento y otros (2%)	33649	Mantenimiento y otros (2%)	42002
	92125		116053

Tabla 62- Parámetros del estudio económico EA2-EO2.

Escenario Actual 2						
Capacidad		503	kW	Horas de trabajo	1665	h/año
Inversión Inicial		1682432	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	336486	€	Inflación anual	3,50%	
Financiación	80%	1345946	€	Interés mercado (VAN)	10,00%	
Periodo de financiación		10	años	Depreciación	20	años
Producción anual		836996	kWh/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta kWh	Primeros 15 años	0,1257	€/kWh	Costes (O&M)	92125	€
	Resto de los años	0,0848	€/kWh	Depreciación por año	84122	€
Devolución préstamo		134595	€	Vida útil del proyecto	20	años

Escenario Optimizado 2						
Capacidad		711	kW	Horas de trabajo	1665	h/año
Inversión Inicial		2100084	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	420017	€	Inflación anual	3,50%	
Financiación	80%	1680067	€	Interés mercado (VAN)	10,00%	
Periodo de financiación		10	años	Depreciación	20	años
Producción anual		1183815	kWh/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta kWh	Primeros 15 años	0,1257	€/kWh	Costes (O&M)	116053	€
	Resto de los años	0,0848	€/kWh	Depreciación por año	105004	€
Devolución préstamo		168007	€	Vida útil del proyecto	20	años

Tabla 63- Valores del estudio económico EA2.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						1.345.946				
1	105.219	92.125	13.094	-84.122	-71.028	1.211.351	72.681	-143.709	0	-143.709
2	108.901	95.349	13.552	-84.122	-70.569	1.076.757	64.605	-135.175	0	-135.175
3	112.713	98.686	14.027	-84.122	-70.095	942.162	56.530	-126.625	0	-126.625
4	116.658	102.140	14.517	-84.122	-69.604	807.567	48.454	-118.058	0	-118.058
5	120.741	105.715	15.026	-84.122	-69.096	672.973	40.378	-109.474	0	-109.474
6	124.967	109.415	15.551	-84.122	-68.570	538.378	32.303	-100.873	0	-100.873
7	129.341	113.245	16.096	-84.122	-68.026	403.784	24.227	-92.253	0	-92.253
8	133.868	117.208	16.659	-84.122	-67.462	269.189	16.151	-83.614	0	-83.614
9	138.553	121.311	17.242	-84.122	-66.879	134.595	8.076	-74.955	0	-74.955
10	143.402	125.557	17.846	-84.122	-66.276	-0	-0	-66.276	0	-66.276
11	148.421	129.951	18.470	-84.122	-65.651	0	0	-65.651	0	-65.651
12	153.616	134.499	19.117	-84.122	-65.005	0	0	-65.005	0	-65.005
13	158.993	139.207	19.786	-84.122	-64.336	0	0	-64.336	0	-64.336
14	164.557	144.079	20.478	-84.122	-63.643	0	0	-63.643	0	-63.643
15	170.317	149.122	21.195	-84.122	-62.927	0	0	-62.927	0	-62.927
16	118.844	154.341	-35.497	-84.122	-119.618	0	0	-119.618	0	-119.618
17	123.004	159.743	-36.739	-84.122	-120.861	0	0	-120.861	0	-120.861
18	127.309	165.334	-38.025	-84.122	-122.147	0	0	-122.147	0	-122.147
19	131.765	171.121	-39.356	-84.122	-123.478	0	0	-123.478	0	-123.478
20	136.377	177.110	-40.733	-84.122	-124.855	0	0	-124.855	0	-124.855
										-1.983.532

Tabla 64- Valores del estudio económico EO2.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						1.680.067				
1	148.817	116.053	32.765	-105.004	-72.240	1.512.060	90.724	-162.963	0	-162.963
2	154.026	120.115	33.911	-105.004	-71.093	1.344.054	80.643	-151.736	0	-151.736
3	159.417	124.319	35.098	-105.004	-69.906	1.176.047	70.563	-140.469	0	-140.469
4	164.996	128.670	36.327	-105.004	-68.678	1.008.040	60.482	-129.160	0	-129.160
5	170.771	133.173	37.598	-105.004	-67.406	840.033	50.402	-117.808	0	-117.808
6	176.748	137.834	38.914	-105.004	-66.090	672.027	40.322	-106.412	0	-106.412
7	182.935	142.659	40.276	-105.004	-64.728	504.020	30.241	-94.969	0	-94.969
8	189.337	147.652	41.686	-105.004	-63.318	336.013	20.161	-83.479	0	-83.479
9	195.964	152.819	43.145	-105.004	-61.859	168.007	10.080	-71.940	0	-71.940
10	202.823	158.168	44.655	-105.004	-60.349	-0	-0	-60.349	0	-60.349
11	209.922	163.704	46.218	-105.004	-58.787	0	0	-58.787	0	-58.787
12	217.269	169.434	47.835	-105.004	-57.169	0	0	-57.169	0	-57.169
13	224.873	175.364	49.510	-105.004	-55.495	0	0	-55.495	0	-55.495
14	232.744	181.501	51.242	-105.004	-53.762	0	0	-53.762	0	-53.762
15	240.890	187.854	53.036	-105.004	-51.968	0	0	-51.968	0	-51.968
16	168.089	194.429	-26.340	-105.004	-131.344	0	0	-131.344	0	-131.344
17	173.972	201.234	-27.262	-105.004	-132.266	0	0	-132.266	0	-132.266
18	180.061	208.277	-28.216	-105.004	-133.220	0	0	-133.220	0	-133.220
19	186.363	215.567	-29.204	-105.004	-134.208	0	0	-134.208	0	-134.208
20	192.886	223.112	-30.226	-105.004	-135.230	0	0	-135.230	0	-135.230
										-2.062.734

Tabla 65- Resultados del estudio económico. EA2.

VAN	-1.338.913 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	0 %	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	21,00 años	Payback: Periodo de Amortización

Tabla 66- Resultados del estudio económico. EO2.

VAN	-1.502.612 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	0 %	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	21,00 años	Payback: Periodo de Amortización

El estudio vuelve a salir no favorable, en esta ocasión por el escaso número de horas de trabajo de la planta, con un valor del VAN incluso más negativo que las opciones EA1 y EO1. Esta configuración encajaba con la idea de HyRobres de producir electricidad cuando mayor consumo hay. Bien hay que añadir que ninguno de los sistemas actuales, llámense hidrogeno, baterías, volantes de inercia, CAES...diseñados para aportar energía en función de la demanda, son rentables desde un punto de vista puramente económico sin entrar a valorar otros aspectos como la estabilidad o la calidad de la red que pueden ofrecer.

4.2.1.3. EA3-EO3

Los malos resultados de los anteriores escenarios se han debido principalmente o a su reducida capacidad de producción o a sus escasas horas de funcionamiento. En EA3-EO3 se diseñan plantas de gasificación de capacidad comercial con regímenes de funcionamiento elevados implementando el uso de O₂, como aire enriquecido, durante parte de las jornadas de trabajo. En las siguientes tablas se muestra la viabilidad de las alternativas:

Tabla 67- Inversión inicial y costes de O&M de EA3 y EO3.

Escenario Actual 3	
Inversión Inicial	
Equipo	Precio (€)
Trituradora de biomasa 1 Tm/h	8685
Densificadora 600 kg/h	29750
Gasificador 450 kg/h	472266
Filtro de Mangas 15 m ²	20600
Intercambiador de calor 192 kWt	52600
Condensador 165 kWt	70300
Motor-Generador FBLD 480 612 kWe	380000
Subtotal	1034201
Tuberías, sistemas de control, seguridad, montaje (50% equipos)	517100
Otros (10%)	103420
	1654721

Escenario Optimizado 3	
Inversión Inicial	
Equipo	Precio (€)
Trituradora de biomasa 1 Tm/h	8685
Densificadora 600 + 200 kg/h	42200
Gasificador 630 kg/h	676813
Filtro de Mangas 20 m ²	22700
Intercambiador de calor 273 kWt	53500
Condensador 207 kWt	82400
Motor-Generador FBLD 560 711 kWe	410000
Subtotal	1296298
Tuberías, sistemas de control, seguridad, montaje (50% equipos)	648149
Otros (10%)	129630
	2074077

Costes Operación y Mantenimiento Anual	
Concepto	Precio (€)
Materia prima	178833
Mano de Obra	60000
Mantenimiento y otros (2%)	33094
	271928

Costes Operación y Mantenimiento Anual	
Concepto	Precio (€)
Materia prima	252083
Mano de Obra	60000
Mantenimiento y otros (2%)	41482
	353565

Tabla 68- Parámetros del estudio económico EA3-E03.

Escenario Actual 3						
Capacidad	473	478	kW	Horas de trabajo	8000	h/año
Inversión Inicial		0	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	0	€	Inflación anual	3,50%	
Financiación	80%	0	€	Interés mercado (VAN)	10,00%	
Periodo de financiación		10	años	Depreciación	20	años
Producción anual		3792333	kWh/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta kWh	Primeros 15 años	0,1257	€/kWh	Costes (O&M)	0	€
	Resto de los años	0,0848	€/kWh	Depreciación por año	0	€
Devolución préstamo		0	€	Vida útil del proyecto	20	años

Escenario Optimizado 3						
Capacidad	667	685	kW	Horas de trabajo	8000	h/año
Inversión Inicial		2074077	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	414815	€	Inflación anual	3,50%	
Financiación	80%	1659262	€	Interés mercado (VAN)	10,00%	
Periodo de financiación		10	años	Depreciación	20	años
Producción anual		5365667	kWh/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta kWh	Primeros 15 años	0,1257	€/kWh	Costes (O&M)	353565	€
	Resto de los años	0,0848	€/kWh	Depreciación por año	103704	€
Devolución préstamo		165926	€	Vida útil del proyecto	20	años

Tabla 69- Valores del estudio económico EA3.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						1.323.777				
1	476.734	271.928	204.807	-82.736	122.071	1.191.399	71.484	50.587	15.176	35.411
2	493.420	281.445	211.975	-82.736	129.239	1.059.021	63.541	65.697	19.709	45.988
3	510.690	291.296	219.394	-82.736	136.658	926.644	55.599	81.059	24.318	56.741
4	528.564	301.491	227.073	-82.736	144.337	794.266	47.656	96.681	29.004	67.676
5	547.063	312.043	235.020	-82.736	152.284	661.888	39.713	112.571	33.771	78.800
6	566.211	322.965	243.246	-82.736	160.510	529.511	31.771	128.739	38.622	90.117
7	586.028	334.269	251.760	-82.736	169.023	397.133	23.828	145.196	43.559	101.637
8	606.539	345.968	260.571	-82.736	177.835	264.755	15.885	161.950	48.585	113.365
9	627.768	358.077	269.691	-82.736	186.955	132.378	7.943	179.012	53.704	125.309
10	649.740	370.610	279.130	-82.736	196.394	-0	-0	196.394	58.918	137.476
11	672.481	383.581	288.900	-82.736	206.164	0	0	206.164	61.849	144.315
12	696.018	397.006	299.011	-82.736	216.275	0	0	216.275	64.883	151.393
13	720.378	410.901	309.477	-82.736	226.741	0	0	226.741	68.022	158.718
14	745.591	425.283	320.308	-82.736	237.572	0	0	237.572	71.272	166.301
15	771.687	440.168	331.519	-82.736	248.783	0	0	248.783	74.635	174.148
16	538.470	455.574	82.897	-82.736	160	0	0	160	48	112
17	557.317	471.519	85.798	-82.736	3.062	0	0	3.062	919	2.143
18	576.823	488.022	88.801	-82.736	6.065	0	0	6.065	1.819	4.245
19	597.012	505.103	91.909	-82.736	9.173	0	0	9.173	2.752	6.421
20	617.907	522.781	95.126	-82.736	12.390	0	0	12.390	3.717	8.673
										1.668.990

Tabla 70- Valores del estudio económico EO3.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						1.659.262				
1	674.518	353.565	320.953	-103.704	217.249	1.493.336	89.600	127.649	38.295	89.354
2	698.126	365.940	332.186	-103.704	228.482	1.327.410	79.645	148.838	44.651	104.187
3	722.560	378.748	343.813	-103.704	240.109	1.161.483	69.689	170.420	51.126	119.294
4	747.850	392.004	355.846	-103.704	252.142	995.557	59.733	192.409	57.723	134.686
5	774.025	405.724	368.301	-103.704	264.597	829.631	49.778	214.819	64.446	150.373
6	801.116	419.924	381.191	-103.704	277.488	663.705	39.822	237.665	71.300	166.366
7	829.155	434.622	394.533	-103.704	290.829	497.779	29.867	260.963	78.289	182.674
8	858.175	449.833	408.342	-103.704	304.638	331.852	19.911	284.727	85.418	199.309
9	888.211	465.578	422.634	-103.704	318.930	165.926	9.956	308.974	92.692	216.282
10	919.299	481.873	437.426	-103.704	333.722	-0	-0	333.722	100.117	233.605
11	951.474	498.738	452.736	-103.704	349.032	0	0	349.032	104.710	244.322
12	984.776	516.194	468.582	-103.704	364.878	0	0	364.878	109.463	255.414
13	1.019.243	534.261	484.982	-103.704	381.278	0	0	381.278	114.383	266.895
14	1.054.916	552.960	501.956	-103.704	398.253	0	0	398.253	119.476	278.777
15	1.091.839	572.314	519.525	-103.704	415.821	0	0	415.821	124.746	291.075
16	761.867	592.345	169.522	-103.704	65.818	0	0	65.818	19.745	46.073
17	788.532	613.077	175.455	-103.704	71.751	0	0	71.751	21.525	50.226
18	816.130	634.534	181.596	-103.704	77.892	0	0	77.892	23.368	54.525
19	844.695	656.743	187.952	-103.704	84.248	0	0	84.248	25.274	58.974
20	874.259	679.729	194.530	-103.704	90.826	0	0	90.826	27.248	63.578
										3.205.989

Tabla 71- Resultados del estudio económico. EA3.

VAN	263.896 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	15,54%	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	10,29 años	Payback: Periodo de Amortización

Tabla 72- Resultados del estudio económico. EO3.

VAN	789.555 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	23,28%	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	7,80 años	Payback: Periodo de Amortización

En esta ocasión, ambos escenarios presentan estudios económicos positivos dando beneficios además de amortizar la inversión. El EO3 coincidiría por características con una planta de gasificación tamaño comercial. Se demuestra que es viable implementar una gasificación de biomasa, añadiendo la novedad del aire enriquecido e investigando su efecto en el proceso, y generando una sinergia aun mayor: viento-hidrogeno-biomasa.

4.2.2. Oxicombustión

Debido a que la principal orientación de esta alternativa sería la investigación, el diseño de la planta intentaría ser lo más flexible posible para abarcar mayor abanico de experimentos. La idea es desarrollar una propuesta modular en la que en una primera fase, sólo se adquieran los equipos relacionados con la oxicombustión y en una etapa posterior, una vez controlado el proceso, implementar el acondicionamiento del gas para la captura. Es por ello que nos vamos a centrar únicamente en una valoración de la inversión inicial a realizar para poner en marcha el laboratorio de oxicombustión en HyRobres.

Tal y como hemos visto en el estudio técnico y en función de la cantidad de O₂ disponible, el tamaño de combustor más idóneo es el de 25 kg/h, lo que nos permitiría poder llegar a trabajar en el escenario actual durante 12 horas continuas o en el optimizado durante 24.

La planta estaría compuesta por un LFC equipado con un sistema de alimentación de combustible y comburente (mezcla de O₂ y gases de recirculación ricos en CO₂) y un ciclo orgánico Rankine aprovechando la energía de la combustión. A la salida del combustor se situaría un ciclón de alta eficiencia para eliminar los sólidos arrastrados recogiendo los en un recipiente para su análisis. Un intercambiador de calor, que también podría ir conectado al ciclo orgánico Rankine, se encargaría de enfriar el gas, recogiendo los condensados, y dejándolo listo para recircular/ventear. A lo largo del proceso, se dispondrían de distintos puntos de muestreo para el analizador de gases y el data logger de temperaturas en función de los experimentos a realizar. El diseño de la parte del combustor podría ser similar a la que se muestra en la siguiente figura:

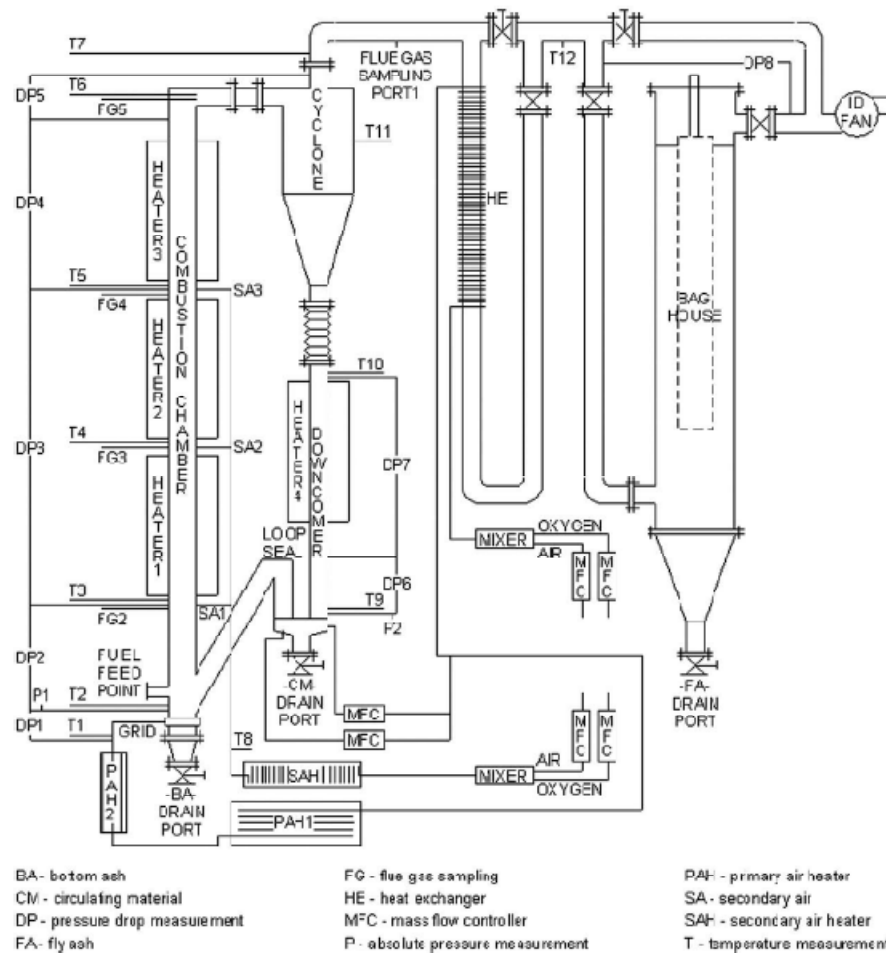


Figura 60- LFC con limpieza de partículas. [79]

Para estimar el precio del LFC, se aplicó la misma metodología de cálculo que para los reactores de gasificación en función de la potencia térmica.

El coste del ciclón y el analizador de gases así como el resto de los equipos de laboratorio, son los que más incertidumbre tienen en la estimación. Como ya se ha comentado en el estudio técnico, se evaluó el ciclón más pequeño posible con ICARUS para un flujo de 120 m³N/h cuando el caudal de gases a la salida del combustor es de unos 3 kmol/h, 70 m³N/h aprox. En el caso de los equipos del laboratorio se optó por asignar una partida alzada para sufragar la adquisición de analizadores de gases, termopares, data logger...

Con respecto al equipo de intercambio de calor, calculamos con Hysys los kWt a disipar resultando un tamaño similar al utilizado en EA1, 34 kWt, tomando el precio de este como referencia.

Todos los instrumentos relacionados con el ciclo orgánico Rankine así como la microturbina se obtuvieron de una oferta comercial que se adjunta en los anexos de este proyecto.

Los campos reservados para el coste de las tuberías, sistema de control y seguridad se redujeron al 20% debido al menor tamaño de la planta. Para concluir, el apartado “otros” que va en función de la incertidumbre, se le asignó un 10 % por ser proyecto nuevo pero probado por otras instituciones cercanas a nosotros.

Tabla 73- Inversión inicial para EA4 y EO4.

Inversión Inicial	
Equipo	Precio (€)
Oxicombustor de lecho fluidizado 25 kg/h	27960
Ciclón alta eficiencia 120 m ³ N/h	9900
Intercambiador de calor 36 kWt	36900
Equipos de laboratorio: Analizador de gases (CO, CO ₂ , NO _x , SO ₂ , O ₂)	100000
Microturbina-Generador 10 kW	11846
Subtotal	186606
Tuberías y sistemas de control, seguridad (20%)	37321
Otros (10%)	18661
	242588

Esta sería la inversión necesaria para poner en marcha un laboratorio de oxidación aprovechando el O₂ procedente del electrolizador de HyRobres salvando de esta manera uno de los mayores costos que tienen actualmente el resto de las instalaciones de investigación en este campo.

4.2.3. Venta de O₂

La principal diferencia de la valoración de esta alternativa reside en que no se vende electricidad sino botellas de O₂ calidad sanitaria. Como hemos comentado anteriormente, el precio de mercado de las mismas ronda los 36 euros. El promotor del parque eólico no se encargaría del trabajo de comercialización y logística puesto que se subcontrataría a una empresa gasista, por lo que hemos fijado un precio menor, de 25 euros/botella que es lo que obtendría el promotor siendo el resto para la subcontrata.

Con respecto a la fiscalidad y a las condiciones del préstamo hemos utilizado las mismas que si se tratase de una instalación de energías renovables de cara a poder comparar mejor las alternativas.

La planta de embotellamiento estaría compuesta por un compresor de membrana, con refrigeración propia, adaptado para trabajar con O₂ medicinal conectado al electrolizador de HyRobres y una rampa de embotellado de cilindros de 50 L de capacidad a 200 bar, dispuesta en dos líneas de llenado independiente de 15 cilindros cada una. Además, habría que disponer de una zona para el almacenamiento temporal de las botellas llenas y vacías así como un sistema para mover cargas del tipo transpaleta.

A continuación se muestran la inversión inicial y los costes de operación de la planta:

Tabla 74- Inversión inicial embotellamiento de O₂.

Inversión Inicial	
Equipo	Precio (€)
Compresor + Control PLC + Aceite + Recambios	338900
Rampa de llenado 2 x 15 cilindros	22240
Subtotal	361140
Otros (15%)	54171
	415311

Tabla 75- Costes O&M Embotellamiento de O₂.

Costes Operación y Mantenimiento Anual	
Concepto	Precio (€)
Mano de Obra	20000
Mantenimiento (Aceite y recambio)	39460
	59460

La cantidad de calor sensible a disipar de la corriente de O₂ procedente del electrolizador se calcula usando la ecuación 23:

$$Q = m_{O_2} \times C_p \times \Delta T \quad (22)$$

Donde:

$$m_{O_2} = 427 \text{ mol}; C_p = 29,7 \text{ J/mol}^\circ\text{C} [15]; \Delta T = 80 - 20 = 60^\circ\text{C}$$

Este calor habría que disiparlo en 1 hora por lo que el intercambiador de calor debería de ser capaz de retirar una potencia térmica de 211 W. Estimar el precio para valores tan pequeños, es bastante complicado puesto que se trataría de un equipo de baja capacidad, lo que apunta a que no se justificaría el coste de implementar un intercambiador para esta operación.

En lo que respecta al compresor y a la rampa de llenado, nos basamos en dos ofertas comerciales [72, 73] que adjuntamos al final en el apartado anexos. El precio del compresor se completa con el control PLC (19.040 €), un llenado de aceite (19.460 €) y un juego de recambios (20.000 €) para labores de mantenimiento. Estos dos últimos valores son los que empleamos en el cálculo del mantenimiento asumiendo que se realiza un cambio cada año. La vida de las membranas es de unas 3000-4000 horas mientras que nuestra planta trabajaría unas 5 horas/día x 333 días/año ≈ 1500 h/año. Con esto se quiere indicar que el coste de O&M está sobredimensionado y que será suficiente para cubrir las posibles incidencias.

El apartado “Otros” de la Tabla 74, hace referencia a un margen de seguridad en función de la incertidumbre del proceso como ya hemos explicado anteriormente. Se asigna un 15% debido a que no sabemos cómo va a responder el electrolizador en función de las variaciones del campo de aerogeneradores y como puede afectar este hecho al compresor.

En cuanto a la mano de obra estipulada, bastaría con contar con un operario que se encargase de retirar las botellas producidas diariamente preparando un nuevo rack de cilindros vacíos ya que la planta tendría una operación autónoma. Con una jornada de 8 horas debería de ser suficiente para realizar las tareas encomendadas así como labores de mantenimiento de equipos. El salario asignado es de 20.000 € brutos anuales.

Una vez explicadas las condiciones del estudio, pasamos a mostrar los resultados del mismo en las siguientes tablas:

Tabla 76- Parámetros del estudio económico. Embotellamiento de O₂.

Producción de cilindros de O ₂ (50 l)	23	u/día	Días de trabajo	333	días/año
Inversión Inicial	415311	€	Tipo interés préstamo	6,00%	
Recursos Propios	20%	83062	€	Inflación anual	3,50%
Financiación	80%	332249	€	Interés mercado (VAN)	10,00%
Periodo de financiación	5	años	Depreciación	20	años
Producción anual	7659	u/año	Impuestos	30,00%	
Precio de venta unidad	25	€/u	Costes (O&M)	59460	€
Devolución préstamo	66450	€	Depreciación por año	20766	€
			Vida útil del proyecto	20	años

Tabla 77- Valores estudio económico. Embotellamiento de O₂.

Año	Ingresos	Costes	Beneficio Bruto	Amortización	BAIT	Cap. Pendiente	Interés	BAT	Imp. Sociedades	Beneficio Neto
0						332.249				
1	191.475	59.460	132.015	-20.766	111.249	265.799	15.948	95.302	28.590	66.711
2	198.177	61.541	136.636	-20.766	115.870	199.349	11.961	103.909	31.173	72.736
3	205.113	63.695	141.418	-20.766	120.652	132.900	7.974	112.678	33.803	78.875
4	212.292	65.924	146.367	-20.766	125.602	66.450	3.987	121.615	36.484	85.130
5	219.722	68.232	151.490	-20.766	130.725	-0	-0	130.725	39.217	91.507
6	227.412	70.620	156.792	-20.766	136.027	0	0	136.027	40.808	95.219
7	235.372	73.092	162.280	-20.766	141.515	0	0	141.515	42.454	99.060
8	243.610	75.650	167.960	-20.766	147.194	0	0	147.194	44.158	103.036
9	252.136	78.297	173.839	-20.766	153.073	0	0	153.073	45.922	107.151
10	260.961	81.038	179.923	-20.766	159.157	0	0	159.157	47.747	111.410
11	270.094	83.874	186.220	-20.766	165.455	0	0	165.455	49.636	115.818
12	279.548	86.810	192.738	-20.766	171.972	0	0	171.972	51.592	120.381
13	289.332	89.848	199.484	-20.766	178.718	0	0	178.718	53.615	125.103
14	299.458	92.993	206.466	-20.766	185.700	0	0	185.700	55.710	129.990
15	309.940	96.248	213.692	-20.766	192.926	0	0	192.926	57.878	135.048
16	320.787	99.616	221.171	-20.766	200.406	0	0	200.406	60.122	140.284
17	332.015	103.103	228.912	-20.766	208.147	0	0	208.147	62.444	145.703
18	343.636	106.711	236.924	-20.766	216.159	0	0	216.159	64.848	151.311
19	355.663	110.446	245.216	-20.766	224.451	0	0	224.451	67.335	157.116
20	368.111	114.312	253.799	-20.766	233.033	0	0	233.033	69.910	163.123
										2.294.713

Tabla 78- Resultados del estudio económico. Embotellamiento de O₂.

VAN	696.114 €	VAN: Valor Actual Neto de la Inversión
TIR	49,71%	TIR: Tasa Interna de Retorno
PAYBACK	4,95 años	Payback: Periodo de Amortización

Los valores obtenidos son, desde un punto de vista económico, mucho mejores que los de las alternativas de gasificación. A la finalización de los 20 años de estudio, el beneficio neto ayudaría a cubrir la inversión inicial del electrolizador. Hay que destacar una suposición importante: que el valor del O₂ medicinal no descienda, cosa difícil de predecir a 20 años vista. Otro aspecto a comentar es que esta alternativa no se puede considerar como un buen complemento para una solución global como la que pretende ser la integración del hidrogeno con la energía eólica en escenarios donde esta última tiene una gran penetración.

5. Conclusiones

A modo de síntesis final, todas las alternativas propuestas han sido evaluadas tanto técnica como económicamente. En función del carácter que se le quiera dar al proyecto HyRobres, se debería implementar una u otra. Desde el punto de vista empresarial, la opción de la venta de O₂ parece ser la más interesante debido a la rápida amortización de la inversión.

Añadir que la alternativa de una planta de gasificación en la que se trabaja con periodos de aire enriquecido y otros con aire simplemente, nos da la posibilidad de investigar la mejora de este proceso integrándolo en el ciclo de H₂, generando beneficios y sin tener que adquirir un compromiso con una compañía gasista que se encargue de la distribución del producto como es el caso anteriormente comentado.

También debemos destacar que la opción de la oxicomustión es muy atractiva desde un punto de vista puramente investigador, posibilitando un desarrollo de los estudios de manera conjunta con otras instituciones, en un campo que en un periodo de tiempo corto va a cambiar las plantas térmicas convencionales.

En definitiva, se muestra que el O₂ que se ventea en las plantas de H₂ de tipo peaking tiene una serie de aplicaciones que habilitan diversas vías para su aprovechamiento, generando o bien beneficios económicos, mejora de imagen empresarial o impulso a la I+D+i en materia energética.

6. Bibliografía y referencias

1. *Red Eléctrica Española*. disponible en: <http://www.ree.es/>.
2. *Fundación para el Desarrollo de las Nuevas Tecnologías del Hidrógeno en Aragón.*; disponible en: <http://www.hidrogenoaragon.org/>.
3. *Proyecto RES2H2: Proyecto piloto para la integración de energía renovable en sectores energéticos europeos empleando hidrógeno.*; disponible en: <http://www.res2h2.com/>.
4. Sotavento, P.E.E.d. *Proyecto: Sistema de Producción de Hidrógeno con Eólica*. disponible en: http://www.sotaventogalicia.com/area_tecnica/py_produccion_hidrogeno.php.
5. *Enertrag*. disponible en: <http://www.enertrag.com/>.
6. *Vestas Wind Systems*. disponible en: <http://www.vestas.com/es/es/>.
7. *Fabricante de electrolizadores: Accagen S.A.* disponible en: <http://www.accagen.com/>.
8. *Fabricante de electrolizadores: IHT*. disponible en: <http://www.iht.ch/>.
9. Diéguez, P.M., et al., *Thermal performance of a commercial alkaline water electrolyzer: Experimental study and mathematical modeling*. International Journal of Hydrogen Energy, 2008. **33**(24): p. 7338-7354.
10. *Fabricante de depósitos: LAPESA*. disponible en: <http://www.lapesa.es/>.
11. *Fabricante de motores: Guascor*. disponible en: <http://www.guascorpower.com/productos.php>.
12. Palacín, C.T., *Plan de ensayos y plan de mantenimiento para los motores de hidrógeno utilizados en el proyecto Hy-Robres*. 2009: Universidad de Zaragoza.
13. *Promotor HyRobres: ENHOL*. disponible en: <http://www.grupoenhola.es/general.php?idi=cas&sec=1>.
14. *Air Products.*; disponible en: <http://www.airproducts.com/index.asp>.
15. *Apuntes "Química Industrial", 3º Ingeniería Técnica Industrial rama Química Industrial*.

16. Industria, M.d., *REAL DECRETO 661/2007, de 25 de mayo, por el que se regula la actividad de producción de energía eléctrica en régimen especial*. 2007.
17. IDAE. *Plan de Energías Renovables 2011-2020*. disponible en: <http://www.idae.es/index.php/mod.pags/mem.detalle/relcategoria.1153/id.501/re/menu.12>.
18. *Comision Nacional de la Energia*. disponible en: <http://www.cne.es>.
19. IDAE. *Borrador Plan de Acción Nacional de Energías Renovables (PANER) 2010-2020*. 2010; disponible en: <http://www.idae.es/index.php/mod.pags/mem.detalle/idpag.520/relcategoria.1021/re/menu.169>.
20. CNE. *Información básica de los sectores de la energía 2009*. 2010; disponible en: http://www.cne.es/cne/Publicaciones?accion=3&id=2035&id_nodo=32.
21. *Grupo de Procesos Termoquimicos de la Universidad de Zaragoza*. disponible en: <http://www.cps.unizar.es/~proter/>.
22. Ullmann, F., *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. . 6 th ed. 2003: Wiley-VCH.
23. Hofmann, P., et al., *Operation of solid oxide fuel cell on biomass product gas with tar levels >10 g Nm⁻³*. International Journal of Hydrogen Energy, 2009. **34**(22): p. 9203-9212.
24. Hofmann, P., et al., *Integrating biomass gasification with solid oxide fuel cells: Effect of real product gas tars, fluctuations and particulates on Ni-GDC anode*. International Journal of Hydrogen Energy, 2008. **33**(11): p. 2834-2844.
25. Panopoulos, K.D., et al., *High temperature solid oxide fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification: Part I: Modelling and feasibility study*. Journal of Power Sources, 2006. **159**(1): p. 570-585.
26. Tay, H.-L. and C.-Z. Li, *Changes in char reactivity and structure during the gasification of a Victorian brown coal: Comparison between gasification in O₂ and CO₂*. Fuel Processing Technology, 2010. **91**(8): p. 800-804.
27. Marquez-Montesinos, F., et al., *CO₂ and steam gasification of a grapefruit skin char*. Fuel, 2002. **81**(4): p. 423-429.
28. Mouljin, J.A., *Chemical Process Technology*. 1st ed. 2001: Wiley-VCH.
29. Jitpranee, S. *Development of Biomass Gasification Cleaning System for Community Power Generation* School of Renewable Energy Tecnology, Naresuan University.
30. McKendry, P., *Energy production from biomass (part 3): gasification technologies*. Bioresource Technology, 2002. **83**(1): p. 55-63.

31. McKendry, P., *Energy production from biomass (part 2): conversion technologies*. Bioresource Technology, 2002. **83**(1): p. 47-54.
32. Baratieri, M., et al., *The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis*. Applied Thermal Engineering, 2009. **29**(16): p. 3309-3318.
33. Arauzo, J. *Experiencias en gasificación de biomasa*. GPT i3A. 2006. Universidad Pontificia de las Comillas, Madrid.
34. Sheth, P.N. and B.V. Babu, *Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft biomass gasifier*. Bioresource Technology, 2009. **100**(12): p. 3127-3133.
35. Manya, J.J., et al., *Air gasification of dried sewage sludge in a fluidized bed: Effect of the operating conditions and in-bed use of alumina*. Energy & Fuels, 2005. **19**(2): p. 629-636.
36. Manyà, J.J., et al., *Influence of gas residence time and air ratio on the air gasification of dried sewage sludge in a bubbling fluidised bed*. Fuel, 2006. **85**(14-15): p. 2027-2033.
37. Lv, P., et al., *Hydrogen-rich gas production from biomass air and oxygen/steam gasification in a downdraft gasifier*. Renewable Energy, 2007. **32**(13): p. 2173-2185.
38. Li, C. and K. Suzuki, *Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification--An overview*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2009. **13**(3): p. 594-604.
39. Shah, A., et al., *Performance and emissions of a spark-ignited engine driven generator on biomass based syngas*. Bioresource Technology, 2010. **101**(12): p. 4656-4661.
40. Klimantos, P., et al., *Air-blown biomass gasification combined cycles (BGCC): System analysis and economic assessment*. Energy, 2009. **34**(5): p. 708-714.
41. Cooper, C.D., *Air pollution control : a design approach*. 3rd ed. 2002: Waveland Pr Inc.
42. Boullon, T. *Review of syngas cleaning methods*. 2010. School of Renewable Energy Technology, Naresuan University.
43. Han, J. and H. Kim, *The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2008. **12**(2): p. 397-416.
44. Devi, L., K.J. Ptasinski, and F.J.J.G. Janssen, *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes*. Biomass and Bioenergy, 2003. **24**(2): p. 125-140.

45. IDAE, *Manual para la gasificación de biomasa*. 2007.
46. *EuroAgrícolas y Servicios Liesa S.L.* 2010: Huesca.
47. *Database of biomass composition*. disponible en: <http://www.ecn.nl/phyllis/>.
48. *Fabricante de equipos acondicionamiento biomasa: PROININSO S.A.* disponible en: <http://www.verdediesel.com/>.
49. Gil, J., et al., *Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution*. *Biomass and Bioenergy*, 1999. **17**(5): p. 389-403.
50. Zhou, J., et al., *Biomass-oxygen gasification in a high-temperature entrained-flow gasifier*. *Biotechnology Advances*. **27**(5): p. 606-611.
51. *Fabricante de plantas de gasificación: TAIM-WESER*. disponible en: <http://www.taimweser.com/>.
52. Bernal-Agustín, J.L. and R. Dufo-López, *Hourly energy management for grid-connected wind-hydrogen systems*. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2008. **33**(22): p. 6401-6413.
53. Gutiérrez-Martín, F., D. Confente, and I. Guerra, *Management of variable electricity loads in wind - Hydrogen systems: The case of a Spanish wind farm*. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2010. **35**(14): p. 7329-7336.
54. Bert Metz, O.D., Heleen de Coninck, Manuela Loos and Leo Meyer (2005) *IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage*.
55. *Instituto de Carboquímica (CSIC)*. 2010; disponible en: <http://www.icb.csic.es/index.php>.
56. Ministerio de Industria, T.y.C. *Fundacion Ciudad de la Energia*. 2006; disponible en: <http://www.ciuden.es/>.
57. (CIRCE), C.d.I.d.R.y.C.E. *Laboratorio de Oxidación*.; disponible en: <http://circe.cps.unizar.es/>.
58. S.A, M.y.G. *Pellets de paja de cereal*. 2010; disponible en: <http://www.molygrass.com/pellets-de-paja.php>.
59. *Precio Pellets en el mercado agrario*. 2010; disponible en: <http://www.agroterra.com/>.
60. Sienna, J.L.P., *Estudio experimental de las hidrodinámicas de un lecho fluidizado al vacío empleando vapor sobrecalentado.*, in *Departamento de Ingeniería Mecánica*. 2004, Universidad de las Américas Puebla: Puebla, Mexico.
61. Perry, R.H.G., D.W., *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th ed. 1997.

62. Boles, Y.A.C.M., *Thermodynamics: An Engineering Approach*. 2007: McGrawHill.
63. LLC., I.T. *Infinity Turbine*® - *Organic Rankine Cycle (Waste Heat Turbine)*. 2010; disponible en: http://infinityturbine.com/ORC/ORC_Waste_Heat_Turbine.html.
64. Normann, F., et al., *Emission control of nitrogen oxides in the oxy-fuel process*. Progress in Energy and Combustion Science, 2009. **35**(5): p. 385-397.
65. White, V., et al., *Purification of oxyfuel-derived CO₂*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2010. **4**(2): p. 137-142.
66. Pipitone, G. and O. Bolland, *Power generation with CO₂ capture: Technology for CO₂ purification*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2009. **3**(5): p. 528-534.
67. Olajire, A.A., *CO₂ capture and separation technologies for end-of-pipe applications - A review*. Energy, 2010. **35**(6): p. 2610-2628.
68. España, M.d.M.A.G.d., *Real Decreto 430/2004, de 12 de marzo, por el que se establecen nuevas normas sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión, y se fijan ciertas condiciones para el control de las emisiones a la atmósfera de las refinerías de petróleo*. 2004.
69. *Productor de gases medicinales: GASMEDI SL*. disponible en: <http://www.gasmedi.com/home.aspx?lang=es-ES&id=0>.
70. *Medica., C. Legislacion Sanitaria para el uso de O₂ medicinal* disponible en: http://www.carbuosmedica.com/Servicios_Hospitalarios/Productos/Legislacion_sanitaria.htm.
71. *Fabricante de Compresores: HOFER*. disponible en: <http://www.andreas-hofer.de/E/>.
72. *Distribuidor equipos de compresión: TECNOSA*. disponible en: <http://www.tecnosa.es/tecnosa.aspx?pag=2P2I26S1>.
73. *Fabricante Equipos de envasado de gases: Vanzetti Engineering*. disponible en: <http://www.vanzettiengineering.com/site/>.
74. Campo, E.B.d., *PFC: Estudio técnico-económico de la instalación de una planta de biomasa para generación eléctrica*. 2007: Universidad Pontífica de Comillas, Madrid.
75. Institute, S.E.R. (1988) *Handbook of biomass downdraft gasifier engine system*.

76. *Histórico de la inflación en EE.UU.* disponible en: <http://www.rateinflation.com/inflation-rate/usa-historical-inflation-rate.php?form=usair>.
77. *Revista: Chemical Engineering.* disponible en: <http://www.che.com/>.
78. Gavin Towler, R.S., *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design.* 2008: ELSEVIER.
79. Czakiert, T., et al., *Oxy-fuel circulating fluidized bed combustion in a small pilot-scale test rig.* Fuel Processing Technology, 2010. **In Press, Corrected Proof.**