



**Universidad**  
Zaragoza

# Trabajo Fin de Grado

Título del trabajo:  
Diseño de una planta de metanización biológica en  
Aragón  
English title:  
Biological methanation: Plant design in Aragón

*Autor/es*

Alejandro Quintana Cifre

*Director/es*

Manuel Bailera

*Ponente*

Luis Miguel Romeo



## DECLARACIÓN DE AUTORÍA Y ORIGINALIDAD

(Este documento debe acompañar al Trabajo Fin de Grado (TFG)/Trabajo Fin de Máster (TFM) cuando sea depositado para su evaluación).

D./D<sup>a</sup>. \_\_\_\_\_,

con nº de DNI \_\_\_\_\_ en aplicación de lo dispuesto en el art.

14 (Derechos de autor) del Acuerdo de 11 de septiembre de 2014, del Consejo de Gobierno, por el que se aprueba el Reglamento de los TFG y TFM de la Universidad de Zaragoza,

Declaro que el presente Trabajo de Fin de (Grado/Máster)  
\_\_\_\_\_, (Título del Trabajo)

\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_

es de mi autoría y es original, no habiéndose utilizado fuente sin ser citada debidamente.

Zaragoza, \_\_\_\_\_

Fdo: \_\_\_\_\_  
Alfonso

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE METANIZACIÓN BIOLÓGICA EN ARAGÓN. RESUMEN.**

Con motivo del actual problema de las emisiones de CO<sub>2</sub> y el consecuente cambio climático, se ha estado promoviendo el desarrollo de tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>. La propia Comisión Europea estableció en el año 2007 un paquete de medidas sobre clima y energía de cara a 2020, con el objetivo de reducir un 20% las emisiones de CO<sub>2</sub> y mejorar un 20% la eficiencia energética [1].

Entre las distintas técnicas existentes de captura y utilización del CO<sub>2</sub>, la tecnología Power-to-Gas se ha erigido como una posibilidad prometedora en los últimos años. Esta tecnología consiste en la producción de gas combustible a partir de energía eléctrica por medio de un proceso de electrólisis y metanización. Por ello, en este trabajo se ha estudiado la posibilidad de instalar una planta de metanización biológica en la comunidad autónoma de Aragón.

A día de hoy la mayoría de este tipo de instalaciones son de poca potencia, por lo que se quiere analizar la viabilidad de reproducir estas instalaciones a gran escala. Para ello, inicialmente se ha recopilado el número y la conglomeración de empresas productoras de CO<sub>2</sub> en la región de Aragón, para discernir una posible localización de la planta. Otros factores como la accesibilidad a la red de gas natural o eléctrica, tiempo medio de operación o tamaño medio, también resultan importantes durante esta fase del estudio.

Después de este análisis, se ha realizado una revisión bibliográfica para encontrar un modelo que permitiese simular el proceso de metanización con un grado de profundidad adecuado para el presente proyecto. Tras verificar el modelo, se ha adaptado la simulación a las condiciones características de una empresa dedicada a la metanización biológica.

Como aplicación del modelo, se ha diseñado una planta Power-to-Gas para consumir el 10% de las emisiones de una papelera. Se observa que se pueden llegar a producir 1208 kg de metano al año, lo que equivale a una potencia bruta de 16,9 MW empleable en la propia fábrica.

Asimismo, se ha desarrollado un análisis económico de la planta para conocer la inversión inicial y la rentabilidad de la misma. Como en este caso se producen pérdidas anuales en torno a 7,2 M€, se ha concluido con las condiciones que deberían darse para obtener un beneficio anual positivo. Además se ha estudiado el caso en el que el precio del CO<sub>2</sub> toma valores que se consideraban inicialmente (entre 80-100€ por tonelada) obteniendo un beneficio razonable. Siendo estas últimas condiciones que podrían llegar a darse en el futuro se considera que si la tecnología sigue avanzando podría llegar a ser una propuesta tanto convincente como rentable.

Por último se han extraído conclusiones de carácter técnico en la extrapolación a gran escala de la tecnología existente y también de carácter económico y de rentabilidad

## Índice

1. Introducción .....	6
2. Elección de la localización para la instalación de la planta .....	7
2.1 Criterios de elección .....	9
2.2 Localización .....	12
3. Diseño de una planta Power-to-Gas de metanización biológica .....	15
3.1 Descripción del modelo.....	16
3.2 Validación del modelo.....	20
3.3 Descripción de una planta de Power-to-Gas.....	22
3.4 Dimensionamiento y diseño de una planta Power-to-Gas .....	25
4. Impacto y análisis económico .....	28
5. Conclusiones.....	32
Anexos.....	34
Anexo I – Líneas de código de la simulación .....	34
Anexo II – Líneas de código para el cálculo del trabajo del compresor .....	35
Bibliografía .....	36

## Índice de tablas

Tabla 1 – Listado de empresas emisoras de CO <sub>2</sub> .....	13
Tabla 2 – Tabla comparativa de los resultados entre el artículo y la simulación.....	20
Tabla 3 - Resultados obtenidos para la simulación del proceso .....	22
Tabla 4 – Parámetros establecidos de las diferentes unidades de la planta .....	25
Tabla 5 – Variables de diseño calculadas para caracterizar las diferentes unidades de la planta.....	28
Tabla 6 – Variables necesarias para el cálculo de algunos parámetros necesarios para calcular costes	29
Tabla 7 – Variables calculadas para el cálculo de costes .....	29
Tabla 8 – Costes de inversión, operación y mantenimiento de la planta .....	30

## Índice de figuras

Figura 1 – Localización focos de emisión de CO <sub>2</sub> .....	8
Figura 2 – Zonas de emisiones de Monzón y Zaragoza .....	10
Figura 3 – Red de Gas Natural en Aragón .....	10
Figura 4 – Red eléctrica en Aragón .....	11
Figura 5 – Mapa localizaciones centrales hidráulicas, eólicas y centrales fotovoltaicas en Aragón.....	12
Figura 6 - Rd vs D para diferentes valores de vvm (ratio entre Gin/VI) .....	21
Figura 7 - Rp vs D para diferentes valores de vvm (ratio entre Gin/VI) .....	21
Figura 8 - X vs D para diferentes valores de vvm (ratio entre Gin/VI) .....	21
Figura 9 – Esquema del proceso de electrolisis .....	23
Figura 10 – Esquema del proceso de captura de CO <sub>2</sub> .. .....	24
Figura 11 – Equipos en una planta de metanización biológica .....	24
Figura 12 – Esquema del proceso global de la fábrica a instalar .....	25

## 1. Introducción

El principal reto de las energías renovables es igualar la producción de energía eléctrica que facilitan los combustibles fósiles. A día de hoy, el desarrollo de la tecnología y la capacidad productiva de las plantas de energía renovable no puede ni podría igualar la futura demanda de energía. Por lo tanto se deben buscar otras formas de producción de energía [2]–[5].

Desde hace muchos años las empresas emiten grandes cantidades de  $\text{CO}_2$  a la atmósfera y, aunque se hayan aprobado leyes y alcanzado acuerdos que reduzcan los límites de emisión, como pueda ser el Protocolo de Kyoto, se necesita llevar a la práctica acciones que prevengan esas emisiones. Estos acuerdos tratan de disminuir la velocidad a la que se está produciendo el cambio climático debido al exceso de gases de efecto invernadero. También queda reflejado este problema en el paquete de medidas sobre clima y energía hasta 2020 realizado por la Comisión Europea, donde uno de los objetivos acordados es la reducción del 20% de las emisiones de gases de efecto invernadero respecto del año 1990 –el Protocolo de Kioto solo establecía un 5% de reducción–.

Entre muchos de los métodos existentes para la eliminación de  $\text{CO}_2$  se encuentra la captura y almacenamiento de  $\text{CO}_2$ . Pero cabe destacar que no se puede almacenar ilimitadamente, teniendo en cuenta además el posible efecto perjudicial que tiene sobre el planeta el almacenamiento del  $\text{CO}_2$ , o el rechazo social que produce esta solución. Otra de las soluciones adoptadas, deriva de la idea de la deficiencia que podrían presentar las energías renovables para satisfacer la demanda eléctrica del planeta, ya que depende tanto de la localización como de la irregularidad de la producción.

Esa idea es la que concierne a este proyecto, la metanización (catalítica o biológica), transformando el  $\text{CO}_2$  en un compuesto que pudiera aprovecharse energéticamente. La vía catalítica está mucho más estudiada que la biológica; hay instalaciones catalíticas que ya están funcionando y se comercializa la tecnología. En cambio, la vía biológica está ceñida a escala de laboratorio/piloto, existiendo pequeñas instalaciones de poca potencia.

Este proceso de metanización se lleva a cabo dentro del concepto Power-to-Gas, que se compone de 3 fases. La primera, la electrólisis, aprovecha el exceso de energía proveniente de las fuentes de energía renovable para descomponer el agua en hidrógeno (que será utilizado para la metanización) y oxígeno. Otra de las fases es la de captura de  $\text{CO}_2$ , ya que las emisiones provienen de empresas y por lo tanto no se trata de un  $\text{CO}_2$  limpio; hay que tratarlo, por ejemplo mediante un proceso de absorción con aminas para obtenerlo de forma pura. La última fase es la de metanización: se trata de una reacción química en la que se combinan los compuestos obtenidos ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$ ) en un reactor para obtener una corriente gaseosa con un contenido rico en  $\text{CH}_4$ .

Para la fase de electrólisis es importante distinguir entre los 3 tipos de electrólisis existentes. La más común y comercializada es la electrólisis alcalina. Las otras posibilidades son la membrana de polímero electrolítico (PEM) y la electrólisis a alta temperatura, estando éstas últimas en fase de desarrollo a escala de laboratorio (aunque existe alguna PEM comercial).

Además del electrolizador es necesario el uso de un depósito de  $\text{H}_2$ . Como se ha mencionado anteriormente, las energías renovables poseen el inconveniente de su variabilidad estacional y diaria. Además, su almacenamiento en forma de energía eléctrica no está tecnológicamente avanzado y el hacerlo en forma de recurso natural, en caso de ser posible, conlleva una infraestructura significativa

(ej. presas hidráulicas). Por ello, la producción de hidrógeno como método de almacenamiento se cree como una de las formas de almacenamiento más efectivas actualmente.

La captura de CO<sub>2</sub> está prácticamente en fase comercial, habiendo 4 formas principales de poder capturar el CO<sub>2</sub> aunque algunas de ellas son inviables actualmente económicamente. Estos métodos son, la capturar de gases de postcombustión por medio de aminas y otras en menor estado de desarrollo como pueden ser adsorción en adsorbente sólidos como por ejemplo tamiz molecular (pressure swing adsorption), condensación en procesos de destilación criogénicos (proceso Linde) y separación con membrana. Los dos últimos no se utilizan dado que la condensación requiere una disminución muy grande de la temperatura y la separación con membrana requiere de una diferencia de presión muy alta, lo que hace que el proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> no sea energéticamente eficiente. La adsorción mediante PSA presenta el inconveniente de que adsorbe simultáneamente CO<sub>2</sub> y vapor de agua, y tanto para recuperar el adsorbente como para separar el CO<sub>2</sub> del vapor de agua se requiere una gran cantidad de energía, lo que reduce la eficiencia.

En lo que respecta a la fase de metanización biológica, ésta consiste en la transformación de biogás o CO<sub>2</sub>, ya sea en un reactor independiente (ex-situ) o en el propio reactor que digestiona la biomasa (in-situ).

Los objetivos del trabajo consisten en el diseño de una planta Power-to-Gas, el dimensionado de dicha planta y un análisis económico para determinar la viabilidad del proyecto. Para llevar a cabo estos objetivos se empleará un modelo seleccionado de bibliografía, con el que se simulará la planta en las condiciones adecuadas. El análisis económico se realizará basándose en artículos de bibliografía del que se pueden extraer estimaciones de los precios y realizando algunas hipótesis. A la finalización del proyecto se espera que el modelo funcione correctamente para las condiciones dadas, que el tamaño de planta necesario entre dentro de unos límites lógicos y que económicamente sea favorable.

## **2. Elección de la localización para la instalación de la planta**

Una localización adecuada es aquella que se encuentre en las inmediaciones de un conjunto de fábricas que emitan una cantidad relevante de CO<sub>2</sub>, para así poder abastecerse de forma continua. Además, también debe estar en la proximidad de zonas de producción de EERR con el fin de utilizar esa energía para la producción del H<sub>2</sub> requerido. Por último, deben disponer de una red tanto eléctrica como de gas natural cercanas para permitir el desarrollo normal del sistema Power-to-Gas. Para conocer las emisiones se va a recurrir al Boletín Oficial del Estado donde se recogen las cantidades emitidas de cada una de las empresas que tienen que entregar sus derechos de emisión [6]. Las demás condiciones se estudiarán mediante mapas proporcionados por la Comisión Nacional de Energía, Red Eléctrica de España y el Gobierno de Aragón.

Dichas empresas emisoras se van a localizar en un mapa geográfico (se muestra en la Figura 1) para hacer una distinción entre lugares en los que se reúnen varias empresas emisoras, pudiéndose tratar de un lugar con alta probabilidad de ser elegido para la instalación de la planta, y zonas con focos aislados, que posiblemente se descarten debido a que podrían presentarse problemas de abastecimiento. La eliminación de CO<sub>2</sub> sería también menor ya que una aglomeración de empresas tendrá un mayor índice de emisiones que una empresa aislada, por lo que el objetivo de este proyecto se cumplirá mejor cuanto mayor CO<sub>2</sub> pueda ser eliminado.



**Figura 1 – Localización focos de emisión de CO<sub>2</sub>**

Como se puede apreciar en la Tabla 1, se han agrupado las empresas en 3 grupos: “A” en el que se incluyen todas aquellas empresas dedicadas a la generación de electricidad; “B”, grupo representativo de todas las industrias de las cuales el CO<sub>2</sub> proviene de procesos de combustión llevados a cabo en calderas; y “C” empresas cuyo CO<sub>2</sub> emitido proviene de otros procesos productivos diferentes de los citados en los grupos “A” y “B”.

Cabe destacar que no se han incluido granjas en el desarrollo del estudio ya que, aunque el biogás puede resultar una opción muy prometedora haciéndose reaccionar el CO<sub>2</sub> de este para elevar su calidad a la de gas natural, las grandes productoras de biogás que existían en Aragón han tenido que cesar su actividad ya que no son económicamente viables. Se ha conocido de la existencia de cuatro plantas de gestión de residuos que trataban purines para generar electricidad mediante cogeneración y biogás [7]. La actividad de todas ellas ha sido cesada debido al cambio legislativo de 2014 en materia renovable. La localización de dichas plantas se encontraban en Altorricón (14,64 MW de Dresser Rand), en Monzón (7,4 MW de Gas Natural Fenosa y 14,8 MW de Iberdrola) y en Fonz (7,4 MW de Iberdrola). La rentabilidad de esta operación es nula actualmente dado que las empresas se ven obligadas a vender la energía que producen al mercado diario de electricidad sin recibir ningún tipo de prima a cambio. También existen, en Huesca, dos empresas comercializadoras de biogás (Biogás Blecua S.L. y Tratamientos Biológicos Osca S.L.), pero debido a su pequeño tamaño y poca experiencia en el sector no se ven como opciones viables para el desarrollo de una gran planta de metanización.

De cara a futuro, podría llegar a ser una opción viable si se tiene en consideración el reciente proyecto LIFE Valporc [8], que fue lanzado a final de octubre de 2014. Uno de los principales objetivos es construir, en Ejea de los Caballeros (polígono de Valdeferrín), una planta de producción de biogás a partir de residuos orgánicos con una capacidad de tratamiento de 27.000 t/año.

## 2.1 Criterios de elección

El modo en el que se escogerá la localización final se realizará mediante un sistema de descartes, empezando por características generales y terminando por las más específicas. Las empresas que no cumplan los criterios definidos se irán desechando hasta que se obtenga una sola zona.

El primer criterio utilizado es el tipo de grupo al que pertenecen las empresas (A, B o C), habiendo descartados las del grupo A y C. Las empresas pertenecientes al grupo A, dado que son centrales fósiles dedicadas a la generación de electricidad, operan de forma irregular a lo largo del año. Esto influiría negativamente en la planta que se quiere diseñar, ya que se reduciría el período operacional y la posibilidad de obtener rentabilidad. Además, la inversión que realizan las grandes empresas eléctricas en centrales de carbón es cada vez menor, por lo que un proyecto Power-to-Gas no tendría cabida. En las empresas del grupo C, el CO<sub>2</sub> proviene de otros procesos distintos a la combustión, por lo que sería más difícil conocer su composición y realizar la captura del CO<sub>2</sub>. Por tanto, se va a realizar el estudio para el grupo de empresas pertenecientes al grupo B, al ser el más adecuado dada la proveniencia del CO<sub>2</sub> (combustión) y la mayor estabilidad de operación que presentan este tipo de industrias.

En base a los criterios mencionados en [9], empleados para distinguir la mejor zona posible para una planta Power-to-Gas en Alemania, se va a buscar la zona que más pueda adecuarse a las necesidades de la planta en la comunidad autónoma de Aragón:

### 2.1.1 Localización de focos de emisión, tiempo de funcionamiento, tamaño medio y necesidad de gas natural para autoconsumo

El primer parámetro a analizar es el grado de aglomeración de las empresas, priorizando que pertenezcan a la misma actividad para que las condiciones de las emisiones sean lo más parecidas posibles. En caso de cese de actividad de una de ellas, se podría seguir disponiendo de un flujo de CO<sub>2</sub>.

Como se observa en la Figura 1, los principales focos de emisión son los que se encuentran en los alrededores de los municipios de Zaragoza y Monzón. El resto de zonas se consideran focos aislados dado que la distancia entre las empresas es mucho mayor, además de existir un menor número de empresas. Por ello, se descartan las empresas que no están localizadas en Zaragoza o Monzón.

En la Figura 2 se muestra de forma ampliada las localizaciones específicas de las empresas en las zonas de Zaragoza y Monzón. El tiempo de operación de las empresas consideradas es similar, ya que todas suelen funcionar de forma continuada a lo largo del año.

Al igual que con el parámetro anterior, la mayoría de empresas son de tamaño medio, por lo que tampoco es un parámetro discriminatorio. En caso de que hubiese una gran instalación como la central térmica de Andorra, esta quedaría descartada por tener un tamaño excesivo para el propósito del trabajo. A su vez, las pequeñas empresas tampoco serían válidas ya que su funcionamiento se podría ver afectado por una instalación Power-to-Gas de mediana o gran escala.

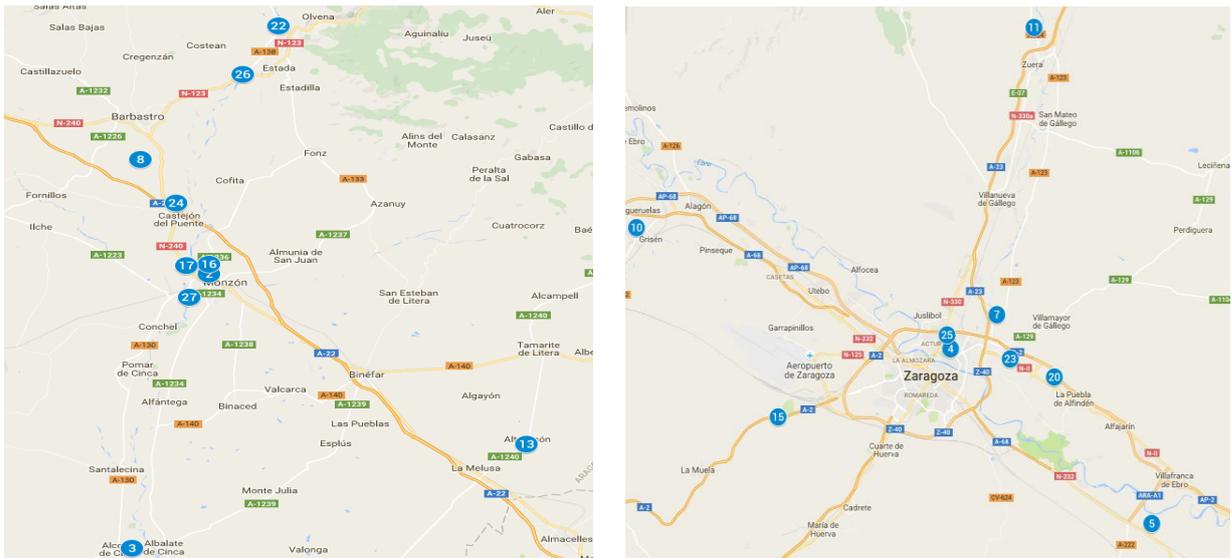


Figura 2 – Zonas de emisiones de Monzón y Zaragoza

Otro parámetro importante es la posibilidad de que la fábrica utilice el metano generado. Si se da este caso, la empresa se vería beneficiada al no tener que depender de proveedores externos y podría abastecerse sola, dándole una mayor utilidad que si lo tuviera que vender.

Para este caso concreto, se desconoce si las empresas estudiadas cumplen este requisito. No obstante, en casos como el de la papelera SAICA, se conoce que hacen uso de gas natural debido a los procesos que llevan a cabo, además de mantener un contacto más directo, pero se desconoce el dato para las demás fábricas.

### 2.1.2 Red de gas natural

La cercanía de un punto de inyección de gas natural resulta esencial a la hora de seleccionar una localización adecuada, ya que sería la forma más económica de almacenar la energía, sin tener que disponer de depósitos. En la Figura 3, se observa que ambas zonas (Zaragoza y Monzón) disponen de acceso a la red de gas natural, por lo tanto este parámetro no es discriminatorio para ninguna de ellas.



Figura 3 – Red de Gas Natural en Aragón. Fuente: CNE, 2007

### 2.1.3 Red eléctrica, energías renovables y subestaciones eléctricas

La cercanía de la localización seleccionada con respecto a la fuente de energía renovable y a la red eléctrica también resulta de interés. Como se puede apreciar en la Figura 4, tanto Zaragoza como Monzón disponen de una subestación de transformación cercana, lo que permite que la energía eléctrica recibida apenas pierda potencia, siendo así mejor aprovechada, debido a que los equipos que se van a instalar en la planta, requieren de una potencia muy elevada para su funcionamiento. Esto es sólo una consideración inicial ya que todo dependería del acuerdo al que se llegara con la operadora sobre la conexión de la potencia a instalar ya que se podría incurrir en unos costes considerables dependiendo de los trabajos que hubiera que realizar en la subestación.

Al igual que en el caso anterior, tanto la zona de Zaragoza como la de Monzón están en igualdad de condiciones, por lo que no se puede hacer ninguna discriminación en este aspecto.

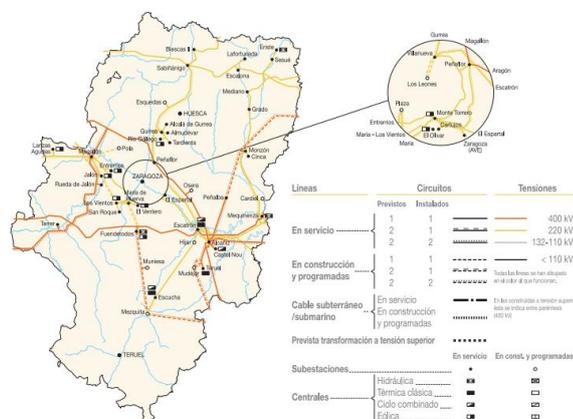


Figura 4 – Red eléctrica en Aragón. Fuente: REE, 2007

Es conveniente también observar si la zona en la que se va a establecer la planta se encuentra cerca de puntos de generación de energía renovable. Como se observa en la Figura 5 la zona de Zaragoza dispone de muchas más centrales eólicas y fotovoltaicas mientras que la zona de Monzón dispone de más centrales hidráulicas. Suponiendo que existe conexión directa a las energías renovables por medio de la red.

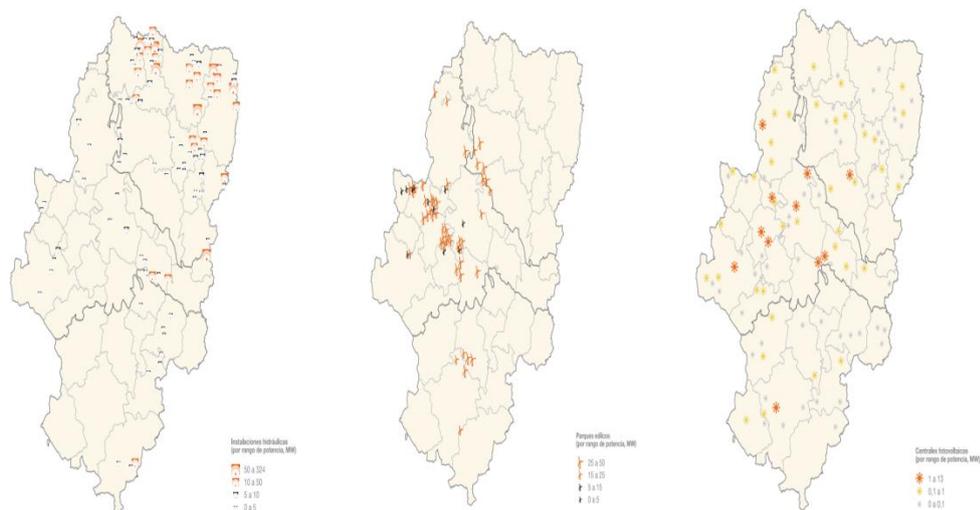


Figura 5 – Mapa localizaciones centrales hidráulicas, eólicas y centrales fotovoltaicas en Aragón. Fuente: Gobierno de Aragón, 2008

## 2.2 Localización

Tras haber estudiado cada uno de los requisitos necesarios para que la planta Power-to-Gas opere en las mejores condiciones posibles, se va a proceder a la elección final del lugar, dándole una mayor relevancia a los parámetros operacionales (véase punto 2.1.1).

No obstante, en este caso de estudio particular, los parámetros operacionales no aportan ningún matiz para poder discriminar, ya que las fábricas operaban en unas condiciones similares. Se ha comprobado a lo largo del punto anterior que ambas zonas cumplen con los requisitos expuestos, lo que lleva a realizar una elección basada en el criterio adicional de la actividad a la que se dedican las empresas.

Se ha decidido escoger la zona de Zaragoza, en concreto, el grupo de las papeleras (SAICA y Torrespapel), ya que al tratarse de fábricas del mismo sector las emisiones van a ser similares, lo que conlleva a que tengan una composición parecida. Al estar situadas en la zona de Zaragoza se dispone de cercanía a la red eléctrica y de gas natural. También se encuentra una subestación de transformación cercana. El tiempo de funcionamiento es continuo durante todo el año y se trata de una empresa de tamaño medio.

Además, como la mayoría de las plantas están a cargo de SAICA (4 de las 5 que se ocupan a la fabricación de papel y cartón en Zaragoza), será también más sencillo para ponerse de acuerdo con dicha empresa a la hora de estar cambiando la procedencia de las emisiones (cuando se apague una de las fábricas y se ponga en marcha otra). Además, ellos mismos tienen el control sobre la reutilización del gas natural que se va a generar, ya que no tendrían que venderlo, sino que lo pueden aprovechar.

También cabe destacar que las demás zonas (empresas dedicadas a la combustión en Zaragoza y en Monzón) cumplen las características que se han citado en el apartado anterior, pero finalmente se ha decidido optar por la opción de las papeleras en Zaragoza debido a la razón de que 4 de ellas están bajo el control de la misma empresa y eso facilita algunos de los trámites como la reutilización del gas natural y la procedencia de las emisiones.

Tabla 1 – Listado de empresas emisoras de CO<sub>2</sub>

Grupo	Empresa	Localización	Tipo de actividad	Emisiones	Origen CO <sub>2</sub>	Leyenda
A	Castelnou Energía, S.L. 1 y 2	Castelnou	Generación: ciclo combinado	42.064	Combustión	-
A	E.ON Generación S.L.	Escucha	Generación: carbón	0	Combustión	-
A	E.ON Generación S.L.	Escatrón	Generación: ciclo combinado	1.536	Combustión	-
A	Endesa Generación S.A. – Teruel 1, 2 y 3	Andorra	Generación: carbón	3.632.387	Combustión	-
A	Global 3 Combi, S.L.U., C.Peaker Escatrón	Escatrón	Generación: ciclo combinado	4.609	Combustión	-
B	Codecar Alcalá, S.L. - Gallur	Gallur	Fabricación de papel o cartón	2.348	Combustión	1
B	Hidro Nitro Española, S.A.	Monzón	Producción o transformación de metales no féreos	110.544	Combustión	2
B	Papeles y Cartones de Europa, S.A.	Alcolea de Cinca	Fabricación de papel o cartón	65.339	Combustión	3
B	S.A.I.C.A.-1 (S.A. Industrias Celulosa Aragonesa)	Zaragoza	Fabricación de papel o cartón	234.857	Combustión	4
B	Planta Valorización Energética Residuos Industriales No Peligrosos (SAICA)	Burgo de Ebro	Combustión	220.456	Combustión	5
B	S.A.I.C.A.-2 (S.A. Industrias Celulosa Aragonesa)	Burgo de Ebro	Fabricación de papel o cartón	213.629	Combustión	5
B	S.A.I.C.A.-3 (S.A. Industrias Celulosa Aragonesa)	Burgo de Ebro	Fabricación de papel o cartón	218.296	Combustión	5
B	S.A.I.C.A.-4 (S.A. Industrias Celulosa Aragonesa)	Burgo de Ebro	Fabricación de papel o cartón	214.987	Combustión	5
B	Saint Gobain Placo Ibérica S.A.	Quinto de Ebro	Secado o calcinación de yeso	13.099	Combustión	6
B	Torrespapel S.A.	Zaragoza	Fabricación de papel o cartón	132.476	Combustión	7
B	Brilen Cogeneración	Barbastro	Combustión	41.417	Combustión	8
B	Cinca Verde, S.L.U.	Aliaga	Combustión	44.747	Combustión	9
B	Cogeneración de Opel España de Automóviles, S.L. - General Motors España S.L.	Zaragoza	Combustión	75.045	Combustión	10
B	Cogeneración del Ebro 1, S.L.	Zuera	Combustión	15.187	Combustión	11
B	Corporación alimentaria Guissona – Planta de Bujaraloz	Bujaraloz	Combustión	6.121	Combustión	12
B	Desimpecto de Purines Altorricón	Altorricón	Combustión	65.871	Combustión	13
B	Enagás Transporte, S.A.U. – Almacenamiento subterráneo de Serrablo	Sabiñanigo	Combustión	18.833	Combustión	14
B	Enagás Transporte, S.A.U. – Instalación de compresión de Zaragoza	Zaragoza	Combustión	317	Combustión	15
B	Energyworks Monzón, S.L.	Monzón	Combustión	58.589	Combustión	16
B	Ercros, S.A. - Fábrica de Sabiñanigo	Sabiñanigo	Combustión	25.582	Combustión	17

Tabla 1 (continuación) – Listado de empresas emisoras de CO<sub>2</sub>

Grupo	Empresa	Localización	Tipo de actividad	Emisiones	Origen CO <sub>2</sub>	Leyenda
B	FINANCIERA MADERERA, SA – FINSA Cella II	Cella	Combustión	101.027	Combustión	18
B	FMC Foret, S.A. - Planta Cogeneración	La Zaida	Combustión	29.389	Combustión	19
B	FMC Foret, S.A. - Fábrica de la Zaida	La Zaida	Combustión	8.035	Combustión	19
B	Industrias Químicas del Ebro, S.A. - IQE	Zaragoza	Combustión	39.490	Combustión	20
B	Minería y Tecnología de Arcillas, S.A. (MYTA ORERA)	Zaragoza	Combustión	12.408	Combustión	21
B	Neoelectra El Grado, S.L.U.	El Grado	Combustión	46.186	Combustión	22
B	Nurel Cogeneración	Zaragoza	Combustión	9.213	Combustión	23
B	Sales Monzón S.A.	Castejón del Puente	Combustión	25.039	Combustión	24
B	Syral Iberia S.A.U.	Zaragoza	Combustión	84.906	Combustión	25
B	Dicepa papelera de Enate S.L.	El Grado	Fabricación de papel o cartón	16.437	Combustión	26
B	Polidux S.A.	Monzón	Fabricación de productos de plástico	15.008	Combustión	27
C	Araklinker, S.A.	Alcañiz	Fabricación de productos cerámicos	5.783	Otro	-
C	ArcelorMittal Zaragoza, S. A.	Zaragoza	Producción de arrabio o acero	44.475	Otro	-
C	Cañada, S.A.	Teruel	Fabricación de productos cerámicos	0	Otro	-
C	Cemex España Operaciones, SLU- Instalación de Morata de Jalón	Morata de Jalón	Fabricación de cemento	364.379	Otro	-
C	Cerámica de Teruel, S.A.	Teruel	Fabricación de productos cerámicos	0	Otro	-
C	Comercial e Industrial Aries S.A. 2	Puebla de Albortón	Producción de cal o calcinación de dolomita o magnesita	81.940	Otro	-
C	Dolomias de Aragón S.L.	Mores	Producción de cal o calcinación de dolomita o magnesita	37.451	Otro	-
C	Ecocerámica, CM, SL	Alagón	Fabricación de productos cerámicos	207	Otro	-
C	Gres de Alloza, S.A.	Alloza	Fabricación de productos cerámicos	894	Otro	-
C	Gres de Andorra, S.I.	Andorra	Fabricación de productos cerámicos	3.178	Otro	-
C	Industria de Transformaciones, SA	Calanda	Producción de cal o calcinación de dolomita o magnesita	62.699	Otro	-
C	Saint Gobain Vicasa S.A.	Zaragoza	Fabricación de vidrio	65.684	Otro	-

### 3. Diseño de una planta Power-to-Gas de metanización biológica

Una vez conocida la localización de la planta a instalar se va a abordar el tema principal del presente proyecto, el diseño de la planta. Dicho diseño se sustentará en un modelo verificado que permitirá calcular todos los parámetros necesarios para el dimensionamiento de la planta a partir de datos conocidos.

La metanización biológica consiste en la transformación de los reactivos hidrógeno y dióxido de carbono, para dar lugar a metano y agua, empleando microorganismos unicelulares (arqueas metanógenas) que obtienen energía para su crecimiento a partir de rutas metabólicas reductoras de  $\text{CO}_2$  y consumidoras de  $\text{H}_2$  [2], [4]. El proceso se lleva a cabo en unas condiciones de temperatura entre  $20^\circ\text{C}$  y  $85^\circ\text{C}$ , presión atmosférica y en una disolución acuosa. Entre las ventajas de este sistema se pueden encontrar la mayor inercia térmica, que permite controlar los cambios de temperatura en el reactor ante variaciones de carga que modifican la energía exotérmica liberada y la capacidad de la arquea a tolerar diversas impurezas ( $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{O}_2$ ). Como desventajas, aparecen menores velocidades de reacción y la necesidad de grandes volúmenes de reactor.

La metanización biológica puede realizarse por dos vías, in-situ o ex-situ [2]. La metanización in-situ consiste en la adición de hidrógeno directamente al digestor de biogás. En el digestor ocurre un proceso biológico en el que la materia orgánica, en ausencia de oxígeno y mediante la acción de unas bacterias específicas se descompone en productos gaseosos o “biogás” ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  ...) y otros compuestos. Al adicionar hidrógeno, una parte, o la totalidad del dióxido de carbono generado se convierte en metano, lo que resulta en un biogás con mayor contenido en metano y con un mayor poder calorífico. Esta vía de producción está limitada por la cantidad de dióxido de carbono que se produce en el digestor y la cantidad de hidrógeno que puede inyectarse sin afectar al proceso de digestión.

Por otro lado, la metanización ex-situ se lleva a cabo en un segundo reactor separado del digestor. De esta forma se puede realizar la metanización sobre un caudal de  $\text{CO}_2$  puro, o sobre un biogás sin afectar durante el proceso de digestión de biomasa. Algunas de sus otras ventajas son la posibilidad de ajustar las condiciones del proceso y un diseño preciso del reactor para cumplir los requisitos que las arqueas exigen.

Actualmente no existe un modelo que permita describir la metanización biológica de forma general. Las diferentes condiciones y configuraciones (in-situ y ex-situ) en las que se puede llevar a cabo el proceso hace que existan diferentes modelos específicos en bibliografía.

El modelo presentado por Bernacchi [10] resulta ser un modelo muy simplificado y sencillo, no permitiendo alcanzar el grado de detalle deseado en el presente trabajo. Algunas de las variables más importantes como la composición del gas de salida, la cantidad de biomasa que se genera y volumen de reactor no quedan descritas por las ecuaciones propuestas, por lo que se decidió descartarlo.

El modelo desarrollado por Bensmann [11], define con detalle todas las etapas del proceso de metanización biológica in-situ. Pero no es un modelo que se pueda emplear para la simulación del presente proyecto dado que se está buscando un modelo que se ajuste a las condiciones de metanización biológica ex-situ. Por este motivo se decidió descartar esta opción.

Finalmente, el modelo presentado por Schill et al. [12], se ajusta correctamente al caso que se está buscando (metanización biológica *ex-situ*), además de desarrollar y modelar el proceso. Se pueden obtener los parámetros característicos necesarios para el diseño de la planta si se conocen las variables adecuadas, por lo que es posible obtener resultados con los que poder analizar más tarde si sería viable o no instalar la planta de metanización.

Las variables de entrada necesarias para la ejecución de la simulación de este modelo son el volumen de líquido en el reactor y ratio entre el volumen de gas y volumen de trabajo (vvm) bajo unas condiciones fijadas de presión y temperatura.

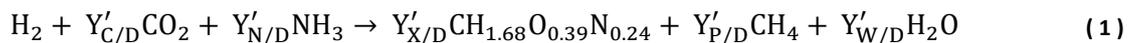
El modelo deja fijas otras variables como ratio de dilución, fracción de hidrógeno a la entrada, relación entre moles de biomasa e hidrogeno, ratio de crecimiento específico máximo, coeficiente de Henry, constante de saturación para el hidrógeno, o coeficiente de mantenimiento.

Las variables que se obtendrán como resultados son las conversiones de cada uno de los compuestos que forman parte de la reacción, la concentración de biomasa en la fase líquida y la cantidad de gas que sale del reactor y su composición.

### 3.1 Descripción del modelo

El modelo que se va a presentar a continuación es el desarrollado por Schill et al. [12], para la arquea metanógena denominada “*Methanobacterium thermoautotrophicum*”, bajo unas condiciones de presión y temperatura de 1 bar y 65°C respectivamente. El comportamiento del modelo se ha valorado con tres condiciones de trabajo diferentes (variando el ratio entre volumen de gas y volumen de trabajo, y el propio volumen de trabajo) obteniendo para todas ellas un comportamiento semejante al descrito por el autor, que demuestra que la simulación realizada se ajusta correctamente a los experimentos realizados.

Este modelo considera que las reacciones químicas que tienen lugar en el reactor son las ecuaciones ( 1 ) y ( 2 )



Donde D representa el compuesto que cede electrones ( $\text{H}_2$ ), C la fuente de carbono ( $\text{CO}_2$ ), N la fuente de nitrógeno, X la biomasa ( $\text{CH}_{1.68}\text{O}_{0.39}\text{N}_{0.24}$ ), P el producto ( $\text{CH}_4$ ) y W el agua producida. Los términos  $Y'_{i/j}$  representan la cantidad máxima que se puede producir de un compuesto respecto a otro compuesto.

La velocidad con la que el hidrógeno se consume para el crecimiento del cultivo utilizado se denomina  $v_g$  (Ecuación 1). Sin embargo, esta velocidad no es suficiente para describir el sistema biológico que se está utilizando ya que hay una parte del hidrógeno, no despreciable, que se consume a una velocidad  $v_m$  para la producción de  $\text{CH}_4$  (Ecuación 2). Además, esta aporta la energía necesaria para el mantenimiento del cultivo, ya que es una reacción exotérmica.



La velocidad total de consumo de hidrógeno,  $r_D$  (Ecuación 3), es equivalente a la suma de  $v_g$  y  $v_m$ . La velocidad de desaparición o producción del resto de compuestos se denominarán  $r_X$  (biomasa),  $r_C$  ( $\text{CO}_2$ ),  $r_N$  ( $\text{NH}_3$ ),  $r_P$  ( $\text{CH}_4$ ),  $r_W$  (agua) (Ecuaciones 4 a 8).

$$v_g = r_D - v_m \quad (3)$$

$$r_X = Y'_{X/D} \cdot (r_D - v_m) \quad (4)$$

$$r_C = -[Y'_{C/D} \cdot r_D + \left(\frac{1}{4} - Y'_{C/D}\right) \cdot v_m] \quad (5)$$

$$r_N = -Y'_{N/D} \cdot (r_D - v_m) \quad (6)$$

$$r_P = Y'_{P/D} \cdot r_D + \left(\frac{1}{4} - Y'_{P/D}\right) \cdot v_m \quad (7)$$

$$r_W = Y'_{W/D} \cdot r_D + \left(\frac{1}{2} - Y'_{W/D}\right) \cdot v_m \quad (8)$$

Para poder calcular los coeficientes estequiométricos de la ecuación 1, se expresan los términos  $Y'_{i/j}$  (Ecuaciones 9 a 12) en función de  $Y'_{X/D}$

$$Y'_{P/D} = \frac{\gamma_D}{\gamma_P} - \frac{\gamma_X}{\gamma_P} \cdot Y'_{X/D} \quad (9)$$

$$Y'_{N/D} = x_N \cdot Y'_{X/D} \quad (10)$$

$$Y'_{C/D} = \left(1 - \frac{\gamma_X}{\gamma_P}\right) \cdot Y'_{X/D} + \frac{\gamma_D}{\gamma_P} \quad (11)$$

$$Y'_{W/D} = 1 - \left(1 - \frac{\gamma_X}{\gamma_P}\right) \cdot Y'_{X/D} - \frac{\gamma_D}{\gamma_P} \quad (12)$$

Donde  $\gamma_i$  es el grado de reducción para 1 C-mol de sustancia i, calculado según la ecuación 13:

$$\gamma_i = 4 \cdot C_i + H_i - 2 \cdot O_i - 3 \cdot N_i \quad (13)$$

Siendo  $C_i$  el número de carbonos de la molécula,  $H_i$  el número de hidrógenos,  $O_i$  el número de oxígenos y  $N_i$  el número de nitrógenos. Los valores por los que están multiplicados equivalen al número máximo de electrones que pueden recibir o donar para completar su última capa de electrones. Si la molécula tuviera más de un carbono, para obtener el grado de reducción habría que dividir el resultado obtenido entre el número de carbonos de dicha molécula.

### 3.1.1 Cinética

La fase determinante en lo que respecta al desarrollo del modelo es la que concierne a la absorción del sustrato en el medio, debido a que la reacción se produce en la fase acuosa. Si el hidrógeno no es absorbido en el medio no se producirá reacción alguna. Conociendo esta variable y los diversos factores que le afectan, se pueden modificar dichos parámetros para conseguir una mayor producción de metano final.

De acuerdo a la cinética de saturación, la velocidad de absorción del hidrógeno,  $r_D$ , es dependiente de la concentración de hidrógeno en la fase líquida,  $c_D$ .

$$r_D = \left[ q_D^{max} \cdot \frac{c_D}{c_D + k_D} \right] \cdot X \quad (14)$$

Donde  $k_D$  representa la constante de saturación del hidrógeno. En lo que respecta a  $v_m$ , la velocidad de consumo específico del sustrato para el mantenimiento es considerada constante bajo las condiciones de trabajo definidas. Por lo cual, se define la velocidad de consumo de hidrógeno para el mantenimiento del cultivo como una función proporcional a la concentración de biomasa.

$$v_m = m \cdot X \quad (15)$$

### 3.1.2 Balances de masa

Los sustratos son transportados por difusión y/o convección desde el líquido hasta la superficie de la célula, después de ello es absorbido por ésta. Los gases requieren también otro tipo de transporte, ya que deben pasar de la fase gaseosa a la líquida. La velocidad de transferencia del hidrógeno gaseoso viene definida por la ecuación 16:

$$DTR = k_L a \cdot (C_D^* - C_D) \quad (16)$$

Donde  $k_L a$  es el coeficiente de transferencia de masa,  $C_D^*$  es la concentración de saturación del hidrógeno en el medio y  $C_D$  la concentración de hidrógeno en el líquido. Por lo tanto la velocidad de transferencia depende del coeficiente de transferencia de masa y de la fuerza impulsora,  $(C_D^* - C_D)$ . El balance de masa para el hidrógeno en la fase líquida, en un reactor CSTR es:

$$\frac{dC_D}{dt} = DTR - D \cdot C_D - r_D \quad (17)$$

Dado que la cantidad de hidrógeno que sale del reactor en la parte líquida es despreciable comparada con la cantidad de hidrógeno transferida de la fase gaseosa a la líquida, la ecuación 17 se puede simplificar:

$$\frac{dC_D}{dt} = DTR - r_D \quad (18)$$

El balance a la biomasa se define como:

$$\frac{dX}{dt} = r_X - D \cdot X \quad (19)$$

Donde  $D$  es la velocidad de dilución.

### 3.1.3 Cálculo para la obtención de $X$ y $r_D$

Retomando la ecuación 18 y sustituyendo los valores por las ecuaciones que los relacionan (ecuaciones 14 y 16) se obtiene:

$$\frac{dC_D}{dt} = k_L a \cdot (C_D^* - C_D) - \left[ q_D^{max} \cdot \frac{C_D}{c_D + k_D} \right] \cdot X \quad (20)$$

Se realiza también la sustitución para el balance a la biomasa que se genera (ecuación 19( 19 )) con sus respectivas ecuaciones 14 y 15, obteniéndose:

$$\frac{dX}{dt} = Y'_{X/D} \cdot \left( q_D^{max} \cdot \frac{C_D}{c_D + k_D} \cdot X - m \cdot X \right) - D \cdot X \quad (21)$$

Las ecuaciones 20 y 21 representan un modelo simple y general del proceso, describiendo el consumo de hidrógeno y la producción de biomasa en el cultivo continuo y limitado por el hidrógeno gaseoso. Para condiciones de esta estacionario,  $\frac{dC_D}{dt} = 0$  y  $\frac{dX}{dt} = 0$ , la ecuación de la biomasa se puede transformar para dar:

$$C_D = \frac{(D + Y'_{X/D} \cdot m) \cdot k_D}{\mu^{\max} - D} \quad (22)$$

Donde  $\mu^{\max} = Y'_{X/D} \cdot (q_D^{\max} - m)$ .

Las ecuaciones de los balances a hidrógeno y biomasa pueden combinarse para obtener la cantidad de biomasa generada en función de la velocidad de dilución:

$$X = \frac{k_L a \cdot (C_D^* - C_D) \cdot Y'_{X/D}}{D + m \cdot Y'_{X/D}} \quad (23)$$

Por último,  $C_D$  en la ecuación 23 puede ser sustituido por la ecuación 22 para obtener una mejor descripción de la dependencia que existe de la cantidad biomasa generada respecto de la velocidad de dilución:

$$X = \frac{k_L a \cdot \left( C_D^* - \frac{(D + Y'_{X/D} \cdot m) \cdot k_D}{\mu^{\max} - D} \right) \cdot Y'_{X/D}}{D + m \cdot Y'_{X/D}} \quad (24)$$

Los valores de  $k_L a$  y  $C_D^*$  están relacionados con el flujo de hidrógeno y la fracción de hidrógeno en las burbujas, respectivamente. La cantidad de gas a la salida, suponiendo una conversión total del hidrógeno, se reduciría a una quinta parte del gas de entrada, afectando al cálculo de estas variables. La correlación empírica para  $k_L a$ , bajo unas condiciones de presión total y entrada de energía constantes, puede generalizarse a

$$k_L a = \alpha \cdot G^\beta \quad (25)$$

Donde  $G$  representa el flujo de gas en el sistema. En el caso de que  $G_{OUT}$  (Ecuación 26) difiera de  $G_{IN}$ , el autor del modelo sugiere que  $G$  se tome como la media aritmética de los valores de flujo de entrada y salida.

$$G_{OUT} = G_{IN} - r_D \cdot V_L - r_C \cdot V_L + r_p \cdot V_L \quad (26)$$

$V_L$  representa el volumen de líquido. Sustituyendo  $G$  en (25),  $k_L a$  queda de la siguiente forma:

$$k_L a = \alpha \cdot \left( G_{IN} - \frac{r_D \cdot V_L - r_C \cdot V_L + r_p \cdot V_L}{2} \right)^\beta \quad (27)$$

Ocurre lo mismo para la concentración de hidrógeno en la fase líquida que está en equilibrio con la concentración de hidrógeno en la fase gas,  $C_D^*$ . Estas dos concentraciones están relacionadas entre sí por medio de la ley de Henry (Ecuación 29), según nos indica el autor en su desarrollo [12], siendo necesario volver a utilizar la media aritmética entre la fracción de hidrógeno a la entrada y a la salida. La fracción de hidrógeno en el gas de salida depende de la velocidad con la que se consume el hidrógeno y ésta puede ser calculada mediante un balance al hidrógeno en fase gas (Ecuación 28).

$$y_{D,OUT} = \frac{G_{IN} \cdot y_{D,IN} - r_D \cdot V_L}{G_{OUT}} \quad (28)$$

Sustituyendo, se obtiene la expresión de  $C_D^*$  siguiente:

$$C_D^* = \frac{1}{2} \cdot \left( y_{D,IN} + \frac{G_{IN} \cdot y_{D,IN} - r_D \cdot V_L}{G_{OUT}} \right) \cdot \frac{P}{H_D} \quad (29)$$

Siendo P la presión del sistema.

Para condiciones de estado estacionario, y tal y como se deduce de la ecuación (18), el balance de hidrógeno puede describirse como:

$$r_D = k_L a \cdot (C_D^* - C_D) \quad (30)$$

Si se sustituye con las ecuaciones que se han ido obteniendo a lo largo de la explicación ( $k_L a$ ,  $C_D^*$  y  $C_D$ ) se obtiene una ecuación donde las únicas variables desconocidas son  $r_D$  y D.

$$r_D = \alpha \cdot G^\beta \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot \left( y_{D,IN} + \frac{G_{IN} \cdot y_{D,IN} - r_D \cdot V_L}{G_{OUT}} \right) \cdot \frac{P}{H_D} - \frac{(D + Y'_{X/D} \cdot m) \cdot k_D}{\mu^{max} - D} \right) \quad (31)$$

### 3.2 Validación del modelo

Para asegurarse de que el modelo funciona correctamente se han hecho simulaciones con los parámetros de entrada que en el artículo escogido se mostraban (volumen de trabajo y vvm) [12], obteniéndose resultados similares a los del autor, tal y como se puede apreciar en la Tabla 2.

Tabla 2 – Tabla comparativa de los resultados entre el artículo y la simulación. Fuente de datos del artículo, [12]

Parámetro	0.2vvm art.	0.2vvm sim.	0.5vvm art.	0.5vvm sim.	1vvm art.	1vvm sim.
$X[g \cdot L^{-1}]$	1.23±0.05	1.47	3.45±0.14	3.165	4.84±0.2	5.035
$r_x[g \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}]$	0.12±0.007	0.1412	0.33±0.019	0.3039	0.46±0.026	0.4839
$r_D[L \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}]$	0.135±0.004	0.1584	0.326±0.01	0.3409	0.478±0.014	0.5428
$r_c[L \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}]$	0.029±0.002	0.04	0.086±0.005	0.087	0.119±0.007	0.1395
$r_p[L \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}]$	0.033±0.001	0.038	0.082±0.003	0.082	0.117±0.005	0.1318
$Y_{X/D}^{ap}[Cmol/mol]$	0.012	0.019	0.015	0.019	0.015	0.019
$Y_{X/C}^{ap}[Cmol/mol]$	0.048	0.073	0.058	0.073	0.058	0.073
$Y_{P/X}^{ap}[mol/Cmol]$	19.56	16.84	16.12	16.84	16.26	16.84

Las pequeñas discrepancias existentes en los resultados pueden ser debidas a un factor. Cuando se designan las velocidades de aparición/desaparición de los compuestos en el artículo, al dióxido de carbono se le asigna signo negativo ya que desaparece. Pero, más tarde, al realizar el cálculo del flujo de gas a la salida del reactor se puede observar que la velocidad de desaparición del carbono está sustrayendo:

$$G_{OUT} = G_{IN} - r_D \cdot V_L - r_C \cdot V_L + r_p \cdot V_L$$

Si se tiene en cuenta como están definidas  $r_C$  y  $G_{OUT}$  por el autor (ecuaciones 5 y 26), al realizar la simulación se obtiene un doble signo negativo en la fórmula de  $G_{OUT}$ , que indicaría que el  $CO_2$  se genera en vez de consumirse. Ya sea utilizando las ecuaciones proporcionadas en el artículo, o corrigiendo la posible errata, el comportamiento del sistema es similar, cambiando levemente los valores obtenidos.

Los resultados obtenidos después de realizar la simulación son los siguientes:

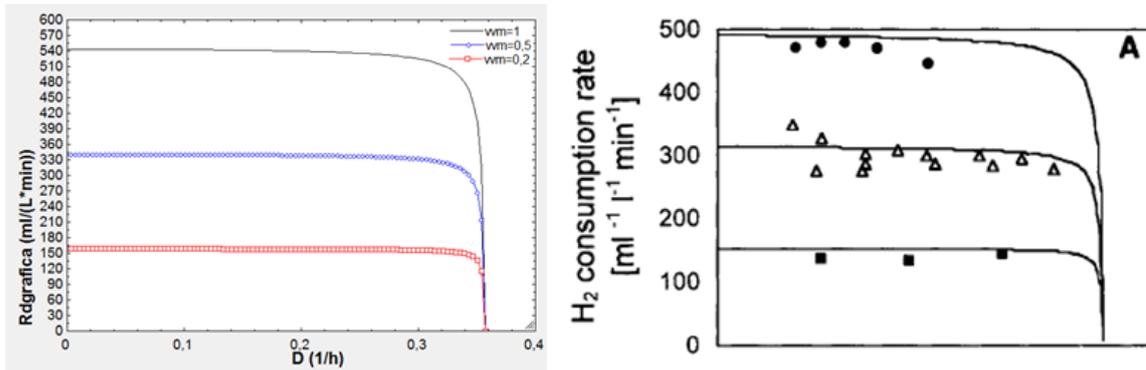


Figura 6 -  $R_d$  vs  $D$  para diferentes valores de  $v_{vm}$  (ratio entre  $G_{in}/V_L$ ). Fuente de la segunda imagen [12]

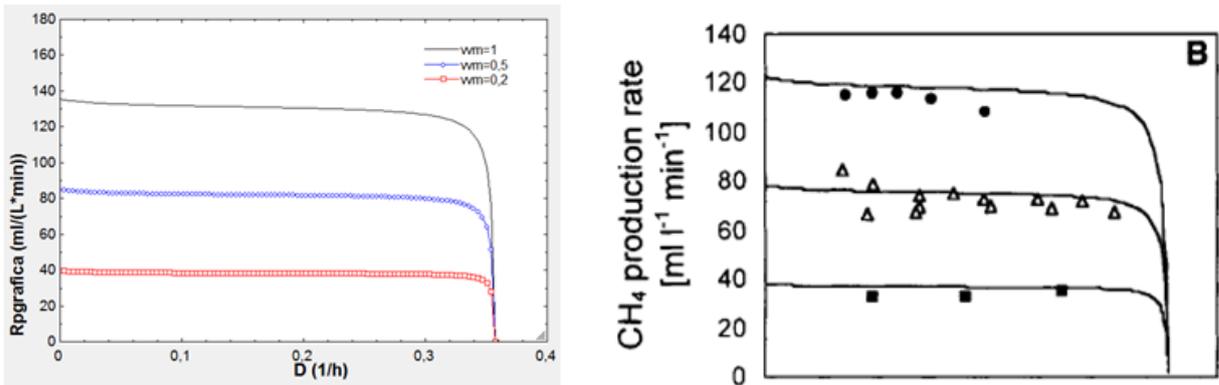


Figura 7 -  $R_p$  vs  $D$  para diferentes valores de  $v_{vm}$  (ratio entre  $G_{in}/V_L$ ). Fuente de la segunda imagen [12]

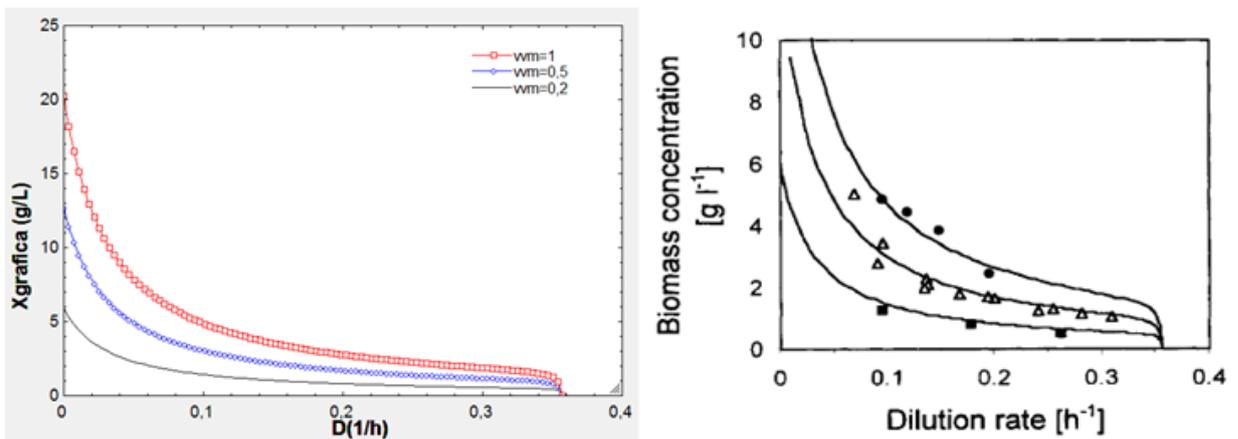


Figura 8 -  $X$  vs  $D$  para diferentes valores de  $v_{vm}$  (ratio entre  $G_{in}/V_L$ ). Fuente de la segunda imagen [12]

Como se puede apreciar, si se comparan estas gráficas con las correspondientes en el artículo, los valores reflejan el mismo comportamiento. Por lo tanto el modelo es válido.

### 3.2.1 Validación del modelo en ámbitos comerciales

Se quiere demostrar además que el modelo desarrollado puede aplicarse a escala comercial, puesto que el objetivo del presente proyecto consiste en el diseño de una planta industrial de gran potencia. Se ha realizado una búsqueda de empresas del sector que funcionen actualmente y cuyos equipos sean los más desarrollados en cuanto a capacidades y potencia, dado que se asemejará mejor al objetivo que se quiere conseguir posteriormente.

Para la simulación de este caso se utilizarán los parámetros de la empresa MicrobEnergy [13], ya que los parámetros que allí se manejan coinciden aproximadamente con los que se ha realizado la simulación anterior. Por ejemplo, el ratio de formación de metano indicado por MicrobEnergy es  $2,5 \text{ h}^{-1}$  en sus instalaciones y el valor de GHSV (gas hourly space velocity) reportado por la empresa es  $10,5 \text{ h}^{-1}$ . Mientras que la simulación permite obtener altos porcentajes de metano en condiciones de operación similares, que son 2,6 y 14,0 respectivamente. Se confirma así que el modelo también funciona para condiciones de trabajo reales:

Tabla 3 - Resultados obtenidos para la simulación del proceso

Variable simulada	Valor
$G_{in} [\text{mol}/\text{h}]$	0,9442
$G_{out} [\text{mol}/\text{h}]$	0,2007
$x_{CH_4}$	0,8871
$x_{H_2}$	0,1112
P [bar]	1
T [°C]	65
$r_p [\text{mol}/(\text{L} \cdot \text{h})]$	0,1187

### 3.3 Descripción de una planta de Power-to-Gas

Una vez se dispone de un modelo válido para dimensionar el sistema de metanización, en la presente sección se dimensiona una planta Power-to-Gas, con cada uno de los procesos que lo componen, su funcionamiento y los equipos necesarios para su correcto funcionamiento.

Un sistema de electrólisis (Figura 9 – Esquema del proceso de electrólisis será el encargado de utilizar el exceso de energía eléctrica proveniente de las EERR para dissociar el agua en oxígeno e hidrógeno (que será utilizado posteriormente para realizar el proceso de metanización). Actualmente existen 3 tipos de electrolizadores diferentes [2]: alcalinos, PEM y SOEC. La electrólisis de óxido sólido (SOEC) se descarta para este estudio debido a que todavía se encuentra en fase de laboratorio. Por su parte, aunque el PEM permita un reinicio mucho más rápido y una mayor flexibilidad en cuanto al flujo de entrada, el significativo mayor coste que presentan con respecto a los alcalinos hace que se seleccionen estos últimos para el análisis.

También será necesario un depósito de almacenamiento de hidrógeno [2], ya que el flujo de éste no es constante. Habrá situaciones en las que el electrolizador trabajará bajo unas condiciones de exceso de energía renovable que resultará en una producción de hidrógeno mayor que la requerida. O

se puede dar el caso contrario, en el que se estará ante un defecto de energía renovable, lo que impedirá alcanzar la cantidad de hidrógeno necesaria para llevar a cabo el proceso de metanización. Es decir, el almacenamiento de hidrógeno es necesario para ambos casos, en los que hay un exceso de energía, como para los casos en los que hay un defecto, pudiéndose aprovechar ese hidrógeno almacenado anteriormente. Con el inconveniente que presenta la forma de almacenamiento (peligro de explosión debido a las altas presiones entre los más destacados), siendo la solución más común el uso de tanques presurizados a altas presiones, por ello hay que disponer también de un compresor.

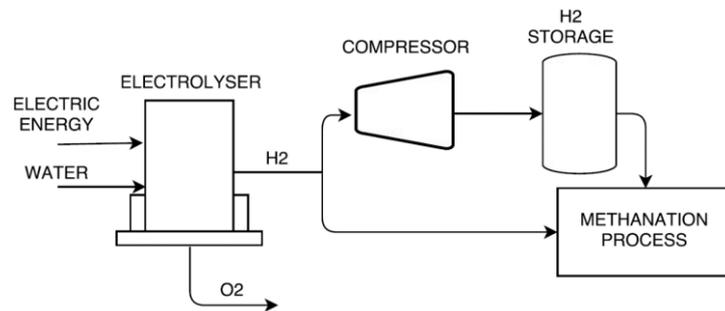


Figura 9 – Esquema del proceso de electrolisis

Otra de las fases que componen el proceso del Power-to-Gas es la planta de captura de  $\text{CO}_2$  (Figura 10 – Esquema del proceso de captura de  $\text{CO}_2$  ya que el gas de combustión que emite la empresa no se puede introducir directamente en la planta de metanización al llevar otros compuestos que hay que eliminar. En este caso se ha seleccionado la tecnología de captura por aminas.

Primero, el gas de combustión entra a la columna de absorción, donde el  $\text{CO}_2$  es absorbido por la monoetanolamina (MEA). Después, el gas limpio abandona la columna de absorción por la parte de arriba, mientras que la MEA que contiene el  $\text{CO}_2$  abandona la torre por la parte inferior. Esta corriente va a ser bombeada a la siguiente columna de separación; antes de entrar a ella se produce un intercambio de energía entre la corriente rica (que contiene  $\text{CO}_2$ ) y la pobre, ya que la pobre tiene una mayor temperatura por las condiciones que se dan en la torre de separación.

Cuando la corriente rica entra a la torre de separación, el calor que se aporta en el calderín de esta columna va a producir una separación entre la MEA y el  $\text{CO}_2$ . La MEA se extraerá por la parte inferior y es lo que se ha denominado corriente pobre ya que no contiene  $\text{CO}_2$ . La corriente con  $\text{CO}_2$  se extraerá por la parte superior, que más tarde será enfriada para condensar el vapor de agua que contenga y obtener así una corriente gaseosa de  $\text{CO}_2$  pura. La corriente pobre que abandona el separador, después de pasar por el intercambiador, se lleva a un filtro para eliminar las posibles impurezas que se pudieran haber presentado y vuelve a utilizarse en la torre de absorción.

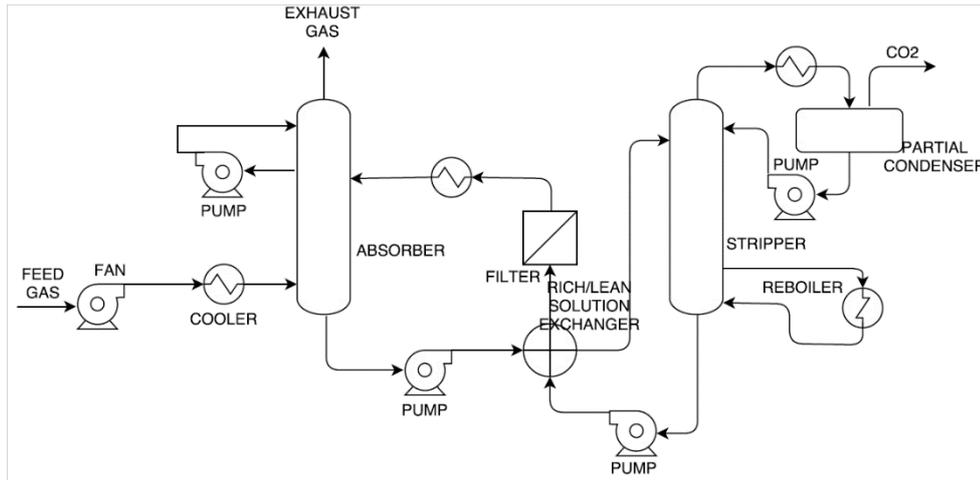


Figura 10 – Esquema del proceso de captura de CO<sub>2</sub>. Adaptación de [14].

La disposición de los equipos en la planta de metanización está tomada de Bernacchi [10] (Figura 11). El sistema consiste en un mezclador, donde se introduce el dióxido de carbono y el hidrógeno. El gas es calentado hasta la temperatura deseada mediante un calentador. En el reactor, además de la mezcla gaseosa, se añade una solución acuosa para mantener el pH de la reacción ajustado. El compuesto utilizado para esta finalidad es NaOH. En el reactor, la mezcla de dióxido de carbono e hidrógeno se convierten en metano, agua y biomasa ( $\text{CH}_{1.68}\text{O}_{0.39}\text{N}_{0.24}$ ).

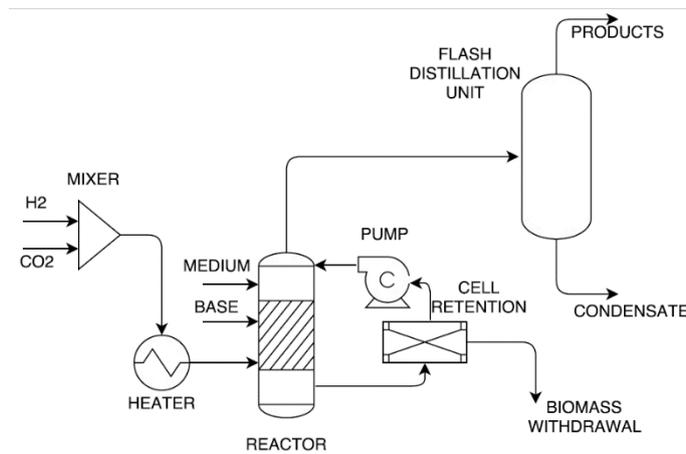


Figura 11 – Equipos en una planta de metanización biológica. Adaptación de [10]

Como los microorganismos actúan de biocatalizadores, es importante limitar la cantidad de biomasa que se recircula al reactor, al igual que la cantidad que se desecha. La separación del flujo de biomasa que se recircula se hace mediante un sistema de retención celular. El gas de salida del reactor, que contiene los 3 compuestos formados, es enfriado hasta 25°C aproximadamente en la torre flash, para eliminar la posible presencia de vapor de agua. También hay que tener en cuenta el material utilizado para controlar la planta, como puede ser un medidor de pH, un control ratio entre los reactivos de entrada entre otros.

El concepto de interconexión entre las diferentes plantas se ilustra en la Figura 12. Hay que señalar que el gas natural producido podría ser utilizado para autoconsumo y por tanto no se inyecta a la red de gas natural.

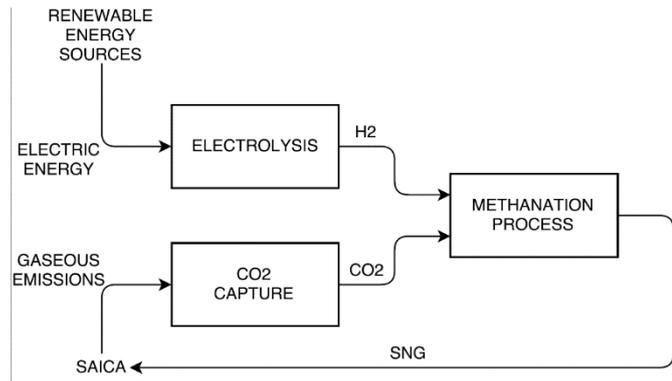


Figura 12 – Esquema del proceso global de la fábrica a instalar

### 3.4 Dimensionamiento y diseño de una planta Power-to-Gas

A lo largo de esta sección se van a caracterizar los equipos de la planta de Power-to-Gas y se seleccionará el tamaño deseado.

Todos los parámetros necesarios para el cálculo de las variables de diseño deseadas se encuentran listados en la Tabla 4 – Parámetros establecidos de las diferentes unidades de la planta. En el caso de la planta de metanización, se van a mantener todas las proporciones obtenidas durante la simulación y verificación del modelo (véase apartado 3.2).

Tabla 4 – Parámetros establecidos de las diferentes unidades de la planta

Variable dada	Valor	Unidad	
<b>Planta metanización</b>			
$Q_{CO_2}$	80908,33	$mol CO_2/h$	21.360 $t_{CO_2}/año$
$\delta$	0,9395	$mol CO_2/mol CH_4$	
$vvm$	0,235	$L gas/(L reactor \cdot min)$	
<b>Planta captura CO<sub>2</sub></b>			
$\eta_{planta aminos}$	0,995	–	
$y_{CO_2}$	0,1	$mol CO_2/mol gas comb.$	
$\sigma$	19,4	$MJ/kg CO_2 eliminado$	
$\phi$	11,2	$kg disolvente/kg CO_2$	
$y_{MEA}$	0,3	$kg MEA/kg disolv.$	
$y_{agua}$	0,7	$kg agua/kg disolv.$	
<b>Proceso electrolisis</b>			
$\eta_{electrolizador}$	0,7	–	
$R$	0,00008314472	$(m^3 \cdot bar)/(K \cdot mol)$	
$T$	298,15	$K$	
$V_{depósito}$	75	$m^3$	
<b>Consumo</b>	4,8	$kWh/m^3$	

La planta se va a dimensionar suponiendo que el caudal de CO<sub>2</sub> a la entrada de la instalación es un 10% de las emisiones de CO<sub>2</sub> de una de las fábricas de SAICA ( $Q_{CO_2} = 21.360t_{CO_2}/año$ ) y que el tiempo de operación de la planta son 6000 horas anuales. Así, el caudal de metano por unidad de hora que puede producirse es el siguiente:

$$Q_{CH_4} \left[ \frac{mol CH_4}{h} \right] = \delta \left[ \frac{mol CH_4}{mol CO_2} \right] \cdot Q_{CO_2} \left[ \frac{mol CO_2}{h} \right] \quad (32)$$

A partir de la estequiometría de la reacción (ecuación ( 2 )), se puede hallar el caudal de H<sub>2</sub> necesario:

$$Q_{H_2} \left[ \frac{mol H_2}{año} \right] = 4 \cdot Q_{CO_2} \left[ \frac{mol CO_2}{año} \right] \quad (33)$$

Pudiendo hallar ahora el caudal total de entrada a la instalación, el cual equivale a la suma de los caudales de reactivos.

$$G_{in} = Q_{CO_2} + Q_{H_2} \quad (34)$$

Se puede calcular el volumen del reactor a partir de la relación de vvm y V<sub>in</sub>;

$$V_{in} = G_{in} \left[ \frac{mol gas entrada}{año} \right] \cdot 22,4 \left[ \frac{L}{mol} \right] \quad (35)$$

De forma que el cálculo del volumen de reactor quedaría expresado conforme se explicita en la ecuación ( 36 );

$$V_R = \frac{V_{in} \left[ \frac{L gas entrada}{h} \right]}{vvm \left[ \frac{L gas}{L reactor \cdot min} \right] \cdot 60 \left[ \frac{min}{h} \right]} \quad (36)$$

Para la planta de captura de CO<sub>2</sub> se han realizado los siguientes cálculos basándose en algunos parámetros obtenidos de [15], [16].

El CO<sub>2</sub> eliminado es aproximadamente el 99,5% del que se encuentra en la corriente de entrada [15], por lo tanto:

$$CO_2 entrada \left[ \frac{mol CO_2 entrada}{año} \right] = \frac{CO_2 salida \left[ \frac{mol CO_2 salida}{año} \right]}{\eta_{planta aminas}} \quad (37)$$

Se considera que la composición del gas de combustión tiene aproximadamente un porcentaje de CO<sub>2</sub> de un 10% [16], por lo que la cantidad total de gas de combustión es:

$$Q_{gas entrada} \left[ \frac{mol gas combustión}{año} \right] = \frac{CO_2 entrada \left[ \frac{mol CO_2 entrada}{año} \right]}{y_{CO_2} \left[ \frac{mol CO_2 entrada}{mol gas combustión} \right]} \quad (38)$$

La cantidad de calor necesaria para que se realice el proceso de captura se puede estimar en un valor aproximado de 19,4 MJ/kg CO<sub>2</sub> eliminado [15], con lo que se puede calcular la cantidad total de calor necesaria:

$$Q_{necesario} \left[ \frac{MJ}{año} \right] = \sigma \left[ \frac{MJ}{kg CO_2 eliminado} \right] \cdot CO_2 salida \left[ \frac{kg CO_2 salida}{año} \right] \quad (39)$$

La cantidad de disolvente puede hallarse también mediante un ratio, que es el siguiente, Disolvente /CO<sub>2</sub> = 11,2 (ratio másico) [15], se halla la cantidad de disolvente:

$$\dot{m}_{disolvente} \left[ \frac{kg \text{ disolvente}}{h} \right] = \phi \left[ \frac{kg \text{ disolvente}}{kg \text{ CO}_2} \right] \cdot CO_2 \text{ salida} \left[ \frac{kg \text{ CO}_2 \text{ salida}}{h} \right] \quad (40)$$

Conociendo el porcentaje en peso del disolvente (30% MEA, 70% agua) [15] se puede calcular la cantidad necesaria tanto de MEA como de agua:

$$y_{MEA} \left[ \frac{kg \text{ MEA}}{kg \text{ disolvente}} \right] = \frac{\dot{m}_{MEA} \left[ \frac{kg \text{ MEA}}{h} \right]}{\dot{m}_{disolvente} \left[ \frac{kg \text{ disolvente}}{h} \right]} \quad (41)$$

$$y_{agua} \left[ \frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ disolvente}} \right] = \frac{\dot{m}_{agua} \left[ \frac{kg \text{ agua}}{h} \right]}{\dot{m}_{disolvente} \left[ \frac{kg \text{ disolvente}}{h} \right]} \quad (42)$$

Y para el proceso de electrólisis también se han calculado los parámetros correspondientes, teniendo en cuenta algunos porcentajes aproximado de [2]:

El volumen que ocuparía la cantidad de hidrógeno que se quiere almacenar, la cual equivale a la producción de 1 hora, en condiciones normales sería:

$$V_{C.N.}[L] = Q_{H_2} \left[ \frac{mol \text{ H}_2}{h} \right] \cdot 22,4 \left[ \frac{L}{mol} \right] \cdot 1 [h] \quad (43)$$

Por lo tanto, para poder almacenarlo en el depósito, de volumen = 75 m<sup>3</sup> (hipótesis), será necesario comprimirlo hasta una presión de:

$$P_{compresión}[bar] = \frac{Q_{H_2} \left[ \frac{mol \text{ H}_2}{h} \right] \cdot R \left[ \frac{m^3 \cdot bar}{mol \cdot K} \right] \cdot T[K] \cdot 1[h]}{V_{depósito}[m^3]} \quad (44)$$

Por último, hay que conocer la potencia consumida por el electrolizador para que realice la operación necesaria:

$$P_{elect.}[kW] = Q_{H_2} \left[ \frac{m^3 \text{ H}_2}{h} \right] \cdot Consumo \left[ \frac{kWh}{m^3} \right] \quad (45)$$

Se presenta a continuación la Tabla 5, en la que quedan representados los valores característicos que han sido calculados a lo largo de este apartado y que definen en su totalidad la planta a instalar, pudiendo realizar en el siguiente apartado el análisis económico correspondiente para estudiar la viabilidad del plan. Algunos de los parámetros son el caudal de metano que se produce en la metanización (75945 moles/h), siendo necesario un caudal de 3,23 · 10<sup>5</sup> moles/h de hidrógeno para lograr esa producción. En la planta de captura de CO<sub>2</sub> destaca el calor a aportar en el calderín, 69000 MJ/h, ya que este calor se tiene que comprar. Y en la electrolisis la potencia necesaria para el electrolizador es de 34,765MW, mientras que los electrolizadores que existen actualmente llegan como máximo a los 5-10MW de potencia.

Tabla 5 – Variables de diseño calculadas para caracterizar las diferentes unidades de la planta

Variable calculada	Valor	Unidad	
<b>Planta metanización</b>			
$Q_{CH_4}$	75944,98	$mol CH_4/h$	$1,021 \cdot 10^7 m^3/año$
$Q_{H_2}$	$1,94 \cdot 10^9$	$mol H_2/año$	$3,23 \cdot 10^5 mol H_2/h$
$G_{in}$	$2,4255 \cdot 10^9$	$mol gas entrada/año$	
$V_{in}$	$5,4331 \cdot 10^{10}$	$L entrada/año$	$9,06 \cdot 10^6 L entrada/h$
$V_R$	$6,427 \cdot 10^5$	$L$	$642,7 m^3$
<b>Planta captura <math>CO_2</math></b>			
$CO_{2,entrada}$	$4,8788 \cdot 10^8$	$mol CO_2/año$	$3577,79 kg CO_2/h$
$Q_{gas,entrada}$	$4,8788 \cdot 10^9$	$mol gas combustión/año$	$8,13 \cdot 10^5 mol gas/h$
$Q_{necesario}$	$4,14 \cdot 10^8$	$MJ/año$	$69000 MJ/h$
$\dot{m}_{disolvente}$	40000	$kg disolvente/h$	
$\dot{m}_{MEA}$	12016,67	$kg MEA/h$	
$\dot{m}_{agua}$	27983,33	$kg agua/h$	
<b>Proceso electrolisis</b>			
$V_{C.N.}$	7243	$m^3 H_2$	
$P_{compresión}$	106,87	$bar$	Para $V = 75 m^3$
$P_{elect.}$	34765	$kW$	$34,765 MW$

#### 4. Impacto y análisis económico

El objeto de estudio de este apartado es la viabilidad del proyecto, o las condiciones que tendrían que darse para que lo fuera. Para el consumo eléctrico se va a despreciar la energía que consumen las distintas bombas de la instalación ya que es pequeña en comparación con los otros equipos.

La compresión del hidrógeno almacenado en el depósito se realiza por etapas ya que alcanzaría temperaturas altas si se realizara únicamente en un solo paso, además de un consumo específico elevado (se realizará en 3 etapas). Los cálculos para cada una de las etapas se han realizado con el programa de cálculo EES. Las etapas realizadas han sido de 1 a 5 bares, de 5 a 25 bares y de 25 a 107 bares aproximadamente, con enfriamiento entre etapas, reduciendo su temperatura hasta la temperatura inicial definida (40°C). Se supone rendimiento isoentrópico del compresor de un 90%.

Para el cálculo de los equipos de la planta de metanización se han incluido el sistema de retención celular y la columna flash en el precio del reactor. Esto se debe a que se desconoce el precio del primero y el coste del segundo se calcula en función de los  $m^2$  de columna, pero al no haber hecho ningún cálculo pertinente a ese dato, se ha incluido dentro del precio del propio reactor.

Los cálculos necesarios para poder calcular el coste de equipos o los costes anuales de alguna de las instalaciones son los siguientes. Para el cálculo de la MEA degradada se ha utilizado el valor de 0,03 kg mea degradada/kg mea [17].

La ecuación 46 representa la potencia que desarrollará la cantidad de metano producto de la reacción de metanización, cuya finalidad es la de autoconsumo como se ha citado en apartados anteriores. Es importante conocer el ahorro de potencia que se obtiene dado que respecto a una situación normal significaría un beneficio para la empresa.

$$P_{CH_4} [kW] = PCI_{CH_4} \left[ \frac{kJ}{kg CH_4} \right] \cdot Q_{CH_4} \left[ \frac{kg CH_4}{s} \right] \quad (46)$$

Mediante la ecuación 47 se halla la cantidad de vapor que la empresa consumirá para llevar a cabo la captura de CO<sub>2</sub>. Este factor pertenece al conjunto de gastos de operación y mantenimiento.

$$Calor_{captura CO_2} \left[ \frac{MJ}{año} \right] = \Delta H_{cond.} \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \cdot \dot{m}_{vapor} \left[ \frac{kg}{año} \right] \quad (47)$$

Tras repetir el ciclo de captura de CO<sub>2</sub> un número de veces, el flujo de MEA que recorre el circuito de funcionamiento puede perder efectividad, esto causa que haya que reponer cierta cantidad de MEA anualmente para que el proceso no se vea afectado por esta disminución de rendimiento de la corriente de MEA. La cantidad a renovar anualmente queda definida por la ecuación 48.

$$\dot{m}_{MEAdegradada} \left[ \frac{kg}{año} \right] = \dot{m}_{MEA} \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 6000 \left[ \frac{h}{año} \right] \cdot \tau \left[ \frac{kg MEA degradada}{kg MEA} \right] \quad (48)$$

En la Tabla 6 se exponen los parámetros requeridos, como por ejemplo el poder calorífico del metano y el trabajo en cada etapa del compresor, para realizar el cálculo de cada una de las variables que inducen a beneficios o pérdidas para la empresa, definidas en las ecuaciones 46 a 48.

Tabla 6 – Variables necesarias para el cálculo de algunos parámetros necesarios para calcular costes

Variable	Valor	Unidad	
$PCI_{CH_4}$	50,03	MJ/kg	
$W_{1compr}$	525,5	kW	
$W_{2compr}$	528	kW	
$W_{3compr}$	475,4	kW	
$\Delta H_{cond.}$	40,7	kJ/mol	2261,1 kJ/kg
$\tau$	0,03	kg MEA degr./kg MEA	

La Tabla 7 contiene los resultados de las operaciones anteriores, la cantidad de vapor necesaria para abastecer el calor al calderín es de 30.500 kg vapor/hora.

Tabla 7 – Variables calculadas para el cálculo de costes

Variable	Valor	Unidad	
$P_{CH_4}$	16.787,97	kW	
$W_{total compr}$	1.528,9	kW	
$\dot{m}_{vapor}$	$1,83 \cdot 10^8$	kg vapor/año	$1,83 \cdot 10^5 m^3/año$
$\dot{m}_{MEAdegradada}$	2.163	kg MEA degr./año	

En la Tabla 8 figuran los costes de cada una de las 3 partes de la planta de Power-to-Gas, que conforman el coste total de equipos de la planta. Los costes de instalaciones, terrenos y material necesario para el funcionamiento de la planta, que junto al coste de equipos conforman los costes directos. Uniendo los costes directos a los costes de mano de obra (costes indirectos) se obtiene la inversión total inicial requerida. Aparecen también los costes de operación y mantenimiento y los ingresos, evaluando así los beneficios que pudiera recibir la empresa.

Tabla 8 – Costes de inversión, operación y mantenimiento de la planta

<b>Inversión</b>	<b>Coste [€]</b>	<b>Ref.</b>	<b>Cálculo</b>
<b>Costes directos</b>			
<b>Planta de aminas: equipos</b>			
Calentador	42.512	[18]	3,49% total
Intercambiador	22.048	[18]	1,81% total
Ventilador	162.494	[18]	13,34% total
Lavador	13.643	[18]	1,12% total
Bomba absorbedor	30.940	[18]	2,54% total
Bomba condensador	487	[18]	0,04% total
Bomba separador	31.427	[18]	2,58% total
Bomba agua fría	106.949	[18]	8,78% total
Absorbedor	573.601	[18]	47,09% total
Separador	179.913	[18]	14,77% total
Refrigerador agua	14.008	[18]	1,15% total
Refrigerador entrada	24.362	[18]	2,00 % total
Puesta en marcha	15.713	[18]	1,29% total
<b>Total</b>	<b>1.218.095</b>	[18]	$26,5015 \cdot 10^6 \cdot (\dot{m}_{CO_2} [t/h]/408)^{0,65}$
<b>Planta de metanización: equipos</b>			
Reactor	5.066.077	[19]	$300 [€/kWh] \cdot P_{CH_4} [kW]$
Puesta en marcha	202.643	Hipótesis	4% reactor
<b>Total</b>	<b>5.268.720</b>		
<b>Planta de electrolisis: equipos</b>			
Electrolizador	52.147.500	[19]	$1500 [€/kW] \cdot P_{elect.} [kW]$
Compresor	610.441	[20]	$26,7 \cdot 10^4 \cdot (W_{total compr}/445)^{0,67}$
Depósito H <sub>2</sub>	364.073	[21]	$563 \cdot Q_{H_2} [kg/h]$
<b>Total</b>	<b>53.122.015</b>		
<b>Total equipos</b>	<b>59.608.830</b>		
Instalación	8.345.236	[18]	14% total equipos
Instrumentación y control	5.960.883	[18]	10% total equipos
Tuberías	9.537.413	[18]	16% total equipos
Instalación eléctrica	1.788.265	[18]	3% total equipos
Edificios	1.192.177	[18]	2% total equipos
Terrenos	596.088	[18]	1% total equipos
<b>Total costes dir.</b>	<b>87.028.891</b>		
<b>Costes indirectos</b>			
Ingeniería	6.092.022	[18]	7% total costes directos
Gastos legales	1.070.355	[18]	1% total inversión
Gastos de construcción	2.140.711	[18]	2% total inversión

Tabla 8 (continuación) – Costes de inversión, operación y mantenimiento de la planta

<b>Inversión</b>	<b>Coste [€]</b>	<b>Ref.</b>	<b>Cálculo</b>
Contingencias	10.703.553	[18]	10% total inversión
<b>Total costes indir.</b>	<b>20.006.642</b>		
<b>Total inversión</b>	<b>107.035.533</b>		
<b>Operación y mantenimiento</b>	<b>Coste [€/año]</b>	<b>Ref</b>	
Renovación anual MEA	3.287.760	[15],[18]	$1520[\text{€/t}_{\text{amina}}] \cdot \dot{m}_{\text{MEAdegradada}} [\text{t/año}]$
Renovación anual medium	30.396	Hipótesis	15% del inicial
Electricidad planta aminas	656	Iberdrola	
Electricidad electrolizador	2.085.900	Hipótesis	$10[\text{€/MWh}] \cdot P_{\text{elect.}}[\text{MW}] \cdot 6000[\text{h/año}]$
Electricidad planta met.	24.856	Iberdrola	
O&M	3.211.066	[18]	3% total inversión
Calor captura CO <sub>2</sub>	1.610.400	[22]	$0,0088[\text{€/kg}] \cdot \dot{m}_{\text{vapor}} [\text{kg/año}]$
<b>Total O&amp;M</b>	<b>10.251.034</b>		
<b>Ingresos</b>	<b>Ingreso [€/año]</b>	<b>Ref</b>	<b>Cálculo</b>
Gas natural	2.919.931	[17]	$28,99[\text{€/MWh}] \cdot P_{\text{CH}_4}[\text{MW}] \cdot 6000[\text{h/año}]$
CO <sub>2</sub> no emitido	85.712	[23]	$4[\text{€/t}] \cdot \dot{m}_{\text{CO}_2} [\text{t/h}] \cdot 6000[\text{h/año}]$
<b>Total ingresos</b>	<b>3.005.643</b>		
<b>Beneficio anual</b>	<b>-7.245.392</b>		

El desembolso inicial a realizar es considerable, pudiendo resultar desmesurado. La mayoría de la inversión inicial (107M€) proviene del apartado de equipos (59,5M€), destacando significativamente la planta de electrólisis (53M€), lo que representa el 89% del coste de equipos. El electrolizador afecta así al precio final de costes directos (87M€, por ser éstos función del precio total de los equipos). Es reseñable que el precio del electrolizador sea aproximadamente la mitad de la inversión inicial (49,6%). La tecnología de electrólisis a gran escala se encuentra en desarrollo actualmente, lo que implica un alto precio. Este alto precio se acentúa aún más si la planta a diseñar es de tamaño considerable como la que se diseña en este proyecto. Con este pretexto se espera que al desarrollarse la tecnología de electrólisis y reducirse su precio, la inversión inicial a realizar disminuya su valor en un alto porcentaje.

Entre los costes anuales destacan el de operación y mantenimiento, los cuales son función de la inversión inicial. Y los costes de renovación anual de MEA, al trabajar con grandes cantidades de este compuesto para posibilitar la producción requerida de CO<sub>2</sub>, se incurre en una cuota de pago anual considerable. Aunque la cantidad a renovar sea un 3%, respecto del total que circula por la planta es un flujo enorme, y el precio a pagar por unidad de MEA es asimismo grande.

Los ingresos anuales no alcanzan a cubrir los gastos anuales. Uno de los motivos de que los ingresos no sean tan altos como se espera es el ahorro por la cantidad de CO<sub>2</sub> no emitida. Como se puede apreciar en la Tabla 8 – Costes de inversión, operación y mantenimiento de la planta, el ahorro por unidad de CO<sub>2</sub> es muy bajo.

Dado que el beneficio anual es negativo, se ha hecho un análisis sobre las circunstancias que deberían presentarse para obtener un beneficio anual positivo. Las variables que pueden ser

modificadas para lograr dicho objetivo son el precio de la electricidad, el coste del vapor (se hará con el precio mínimo posible), el ahorro al emplear el gas natural que se ha generado en vez de comprarlo y el precio que se deja de pagar por las emisiones de CO<sub>2</sub>.

Verificándose que el cambio de cada una de las variables de forma particular (disminuyendo los costes y aumentando los ahorros) es positivo respecto del beneficio anual que se obtendría, pero no suficiente para alcanzar el objetivo marcado, la combinación de todos los factores citados será puesto bajo análisis.

Para ello, se va a asumir que el exceso de electricidad proveniente de las EERR que se emplea es gratuito. A su vez, se supondrá que el coste por kilogramo de vapor es gratuito también en lugar del valor original de 0,0088 €/kg vapor. El precio de compra del CH<sub>4</sub> se supondrá de 50 €/MWh, para que el ahorro sea mayor. La última consideración ajusta la tarifa a pagar por la emisión de CO<sub>2</sub>, para que empiece a existir beneficios. Esta se sitúa en los 71 €/t<sub>CO<sub>2</sub></sub>, muy por encima del valor actual. Bajo estas condiciones, se reportaría un beneficio anual positivo de 2753,54 €/año.

Se ha comprobado además el beneficio que se reportaría en el caso de que la tonelada de CO<sub>2</sub> costara 100€, manteniendo las otras condiciones del párrafo anterior. En este caso habría un beneficio anual de 620000€ aproximadamente. Podría ser una situación que se diera en el futuro, ya que el precio del CO<sub>2</sub> actualmente se encuentra en un mínimo (5€/tonelada) y la electricidad proveniente de renovables derivaría en un precio de la electricidad menor también.

## 5. Conclusiones

En el presente proyecto se ha dimensionado una planta Power-to-Gas, propuesta como una de las posibles soluciones al problema del exceso de emisiones de CO<sub>2</sub> y cambio climático. Para conseguir este objetivo se ha realizado una selección del lugar que mejor se adapta a los criterios aplicados. Se ha elegido un modelo adecuado y se ha verificado su funcionamiento mediante una simulación.

Los criterios utilizados para la selección del emplazamiento apenas han sido determinantes en este caso, el único que ha tenido relevancia ha sido el de conglomeración de empresas. Dado que las características de la mayoría de empresas eran similares, se podría haber escogido también la zona de Monzón, la razón de escoger la zona de Zaragoza ha sido que todas las fábricas pertenecían a la misma empresa.

Respecto al modelo utilizado se ha podido comprobar que no solo funciona teóricamente (simulación del modelo respecto del artículo de bibliografía) si no funciona bajo condiciones de empresas de metanización biológica ex-situ que operan actualmente (simulación con parámetros característicos de MicrobEnergy).

Tras el planteamiento inicial en el que se supone un consumo equivalente al 10% de las emisiones de una de las fábricas de la empresa seleccionada (21.000 toneladas CO<sub>2</sub> /año), se obtiene que el volumen del reactor es de 642,7 m<sup>3</sup>.

En la planta de electrólisis se cuenta con un depósito de hidrógeno que podría almacenar un flujo de hidrógeno equivalente al de una hora de producción, que si fuera almacenado en condiciones normales requeriría de un depósito de volumen 7243 m<sup>3</sup>H<sub>2</sub>. Dadas esas dimensiones la forma

correcta de almacenarlo es mediante un depósito presurizado, para este caso concreto se diseña un depósito de 75 m<sup>3</sup>, con lo que el flujo de hidrógeno debería ser almacenado a 106,87 bar.

En cuanto al análisis económico se observa que de la inversión inicial necesaria (107 M€), casi la mitad corresponde al electrolizador (52 M€). Actualmente la tecnología de los electrolizadores a gran escala aún está en desarrollo, por lo que se espera que el precio de éstos baje conforme pasen los años. Mientras esto ocurra, se concluye que en un proyecto Power-to-Gas, el electrolizador va a tener mucha influencia a la hora de realizar la inversión inicial.

Respecto a las pérdidas anuales (7,2 M€/año), podrían reducirse, por orden de influencia, reduciendo la cantidad de aminos a recircular. Una disminución del precio del electrolizador, que repercutiría en los costes de las tareas de operación y mantenimiento. Y el calor necesario para la planta de aminos también influye aunque en menor medida, pudiendo ahorrar si no hubiera que comprar el calor de forma externa. A su vez, el precio del CO<sub>2</sub> se encuentra muy por debajo del precio que inicialmente se pensó que costaría, actualmente el precio por tonelada de CO<sub>2</sub> ronda los 5€, mientras que inicialmente se pensó que el precio estaría cerca de los 50€ por tonelada. Lo que hace que apenas tenga influencia en cuanto a los ingresos anuales.

En el supuesto realizado en el presente trabajo se ha valorado cómo se verían afectados los beneficios modificando el precio de la electricidad, flujo de vapor a comprar y precio de metano y CO<sub>2</sub>. Se ha realizado un estudio tanto para las condiciones que se tendrían que dar para empezar a obtener un beneficio positivo como de unas condiciones óptimas que podrían darse. Las condiciones que podrían asemejarse a las que se podrían dar en un futuro son mayor precio de metano y CO<sub>2</sub> y menor precio de la electricidad, el beneficio reportado bajo estas condiciones es positivo, cercano al medio millón de euros. Por lo tanto, aunque actualmente sea una instalación que no es rentable, cuando mejore la tecnología disponible se verá un aumento significativo en la rentabilidad.

Tras la realización del proyecto, se ha podido observar que en líneas generales el Power-to-Gas es todavía una tecnología que está en desarrollo, ya que la mayoría de los procesos que se llevan a cabo no se encuentran en fase comercial (a excepción de la captura de CO<sub>2</sub>). Las instalaciones para el proceso de metanización biológica requieren estudiar cómo llevar a cabo una mejora de la transferencia del hidrógeno a la fase líquida. La fase de electrólisis requiere desarrollar más la tecnología de los electrolizadores PEM y SOEC, aunque presentan mejoras respecto de los electrolizadores AEL, el PEM presenta el inconveniente de que su tiempo de actividad es muy corto y el SOEC sólo se ha utilizado a escala de laboratorio. La operación del reactor también puede llegar a ser compleja cuando se trabaja con tamaños grandes. Todos estos factores influyen en la decisión final de realizar estas instalaciones mayoritariamente a pequeña escala. Es por ello que la instalación de Power-to-Gas diseñada en este proyecto ocupa un volumen muy grande, el coste de la planta es elevado y no se puede consumir todo el dióxido de carbono que se quiere.

## Anexos

### Anexo I - Líneas de código de la simulación

{Variables iniciales}

VI=1,4 {L, volumen de trabajo}

vvm=1 {L/Lh, ratio entre el volumen de gas y el volumen de trabajo}

Vin=VI\*vvm\*60 {L/h, igualdad con la que se obtiene el volumen de gas que entra al sistema}

D=0,096 {horas, ratio de dilución}

P=1 {bar, presión a la que esta sometida el sistema}

T=65+273,15 {K, temperatura a la que esta sometida el sistema}

Ydin=0,8 {fraccion de H2 en Gin, usando la relacion CO2/H2 4:1}

Ycin=0,2 {fraccion de CO2 en Gin, usando la relacion CO2/H2 4:1}

{REACCIONES}

{CRECIMIENTO BIOMASA}

Ycd=(1-gamma\_x/gamma\_p)\*Yxd+gamma\_d/gamma\_p {mol co2/mol hidrogeno}

Ynd=Xn\*Yxd

Ypd=gamma\_d/gamma\_p-gamma\_x/gamma\_p\*Yxd {mol metano/mol hidrogeno}

2+Ynd\*3-Yxd\*1,68-Ypd\*4-Ywd\*2=0 {igualdad con la que se halla Ywd estequiométrico, mol agua/mol hidrógeno}

gamma\_d=2 {grado de reducción del hidrógeno}

gamma\_p=8 {grado de reducción del metano}

gamma\_x=4 {grado de reducción de la biomasa}

Xn=0,24 {porcentaje de nitrógeno en la biomasa}

Yxd=0,019 {mol biomasa/mol hidrógeno}

{METANIZACION}

Vm=m\*X {velocidad de consumo de hidrógeno para producir metano, mol/(L\*h)}

{REACCION GLOBAL}

Rd=Kla\*(((Ydin+Ydout)/2)\*P/Hd-((D+Yxd\*m)\*Kd)/(mumax-D)) {conversión volumétrica de hidrógeno, mol/(L\*h)}

Rc=-Ycd\*(Rd-Vm)-1/4\*Vm {conversión volumétrica de dióxido de carbono, mol/(L\*h)}

Rn=-Ynd\*(Rd-Vm) {conversión volumétrica de amoníaco, mol/(L\*h)}

Rp=Ypd\*(Rd-Vm)+1/4\*Vm {velocidad de producción de metano, mol/(L\*h)}

Rw=Ywd\*(Rd-Vm)+1/2\*Vm {velocidad de producción de agua, mol/(L\*h)}

Rx=Yxd\*(Rd-Vm) {velocidad de producción de biomasa, mol/(L\*h)}

{PARAMETROS}

alpha=1722,3

beta=0,4355

mumax=0,361 {horas, ratio de crecimiento específico máximo}

Hd=1250 {bar \* L / mol, coeficiente de Henry para las condiciones dadas}

Kd=5,6\*10<sup>-6</sup> {mol/L, constante de saturacion para hidrogeno}

m=1,67 {mol/C-mol\*h, coeficiente de mantenimiento}

R=0,08314472 {barL/molK, constate universal de los gases}

{VARIABLES}

X=(Kla\*(Cdsat-((D+Yxd\*m)\*Kd)/(mumax-D))\*Yxd)/(D+Yxd\*m) {concentración volumétrica de biomasa en la fase líquida, mol/L}

$Kla = \alpha \cdot ((Gin + Gout) / 2)^\beta$  {coeficiente de transferencia de masa, 1/h}  
 $Cdsat = ((Ydin + Ydout) / 2) \cdot P / Hd$  {concentración de saturación del hidrógeno, mol/L}  
 $\mu_{max} = Yxd \cdot (Qd_{max} - m)$  {para las condiciones dadas, ecuación utilizada para hallar la conversión específica del sustrato}  
 $Gin = Vin / 22,4$  {mol/h, igualdad con la que se obtiene el número de moles a la entrada}  
 $Gout = Gin - Rd \cdot VI + Rc \cdot VI + Rp \cdot VI$  {mol/h, ecuación con la que se obtiene el número de moles de gas a la salida}  
 $Ydout = (Gin \cdot Ydin - Rd \cdot VI) / Gout$  {ecuación con la que se obtiene la fracción de hidrógeno gas a la salida}  
 $Ypout = (Rp \cdot VI) / Gout$  {ecuación con la que se obtiene la fracción de metano a la salida}  
 $Ycout = (Gin \cdot Ycin + Rc \cdot VI) / Gout$  {ecuación con la que se obtiene la fracción de dióxido de carbono a la salida}  
 $Ytot = Ycout + Ypout + Ydout$  {ecuación con la que se comprueba que la fracción total suma 1 a la salida}

{Representaciones gráficas en las mismas unidades que el artículo}

$Rd_{grafica} = Rd \cdot 22,4 \cdot 1000 / 60$  {ml/(L\*h)}  
 $Rp_{grafica} = Rp \cdot 1000 \cdot 22,4 / 60$  {ml/(L\*h)}  
 $X_{grafica} = X \cdot (12 + 1,68 + 16 \cdot 0,39 + 0,24 \cdot 14)$  {g/L}  
 $\{Rc_{graf} = Rc \cdot 1000 \cdot 60 / 22,4\}$

$Yxc = Yxd \cdot Rd / Rc$   
 $\{Ypx = Ypd \cdot Rd / Rx\}$

{Balances de materia a elementos}

{Balance al O}  
 $BalC = (Gin \cdot Ycin - Rx \cdot VI - Rp \cdot VI - Ycout \cdot Gout) / (Gin \cdot Ycin) \cdot 100$   
 $BalO = (Gin \cdot Ycin \cdot 2 - Rx \cdot VI \cdot 0,39 - R_w \cdot VI - Ycout \cdot Gout \cdot 2) / (Gin \cdot Ycin \cdot 2) \cdot 100$   
 $BalN = (-R_n \cdot VI - Rx \cdot VI \cdot 0,24) / (-R_n \cdot VI) \cdot 100$   
 $BalH = (Gin \cdot Ydin \cdot 2 - R_n \cdot VI \cdot 3 - Rx \cdot VI \cdot 1,68 - Rp \cdot VI \cdot 4 - R_w \cdot VI \cdot 2 - Ydout \cdot Gout \cdot 2) / (Gin \cdot Ydin \cdot 2) \cdot 100$

## Anexo II – Líneas de código para el cálculo del trabajo del compresor

"-----PUNTO 0-----"

"Gas inicial. Hidrógeno puro"  
 $T[0] = 40$   
 $P[0] = 1$  [bar] "Valor a modificar dependiendo de la etapa de trabajo"  
 $Q[0] = 0,179$  // kg/s  
 "Entalpía inicial"  
 $h[0] = \text{Enthalpy}(\text{Hydrogen}; T = T[0]; P = P[0])$   
 "Entropía inicial"  
 $S[0] = \text{Entropy}(\text{Hydrogen}; T = T[0]; h = h[0])$

"-----PUNTO 1-----"

"Gases saliendo del compresor"  
 $P[1] = 5$  [bar] "Valor a modificar dependiendo de la etapa de trabajo"  
 $Q[1] = Q[0]$   
 "Entalpía isentrópica. Calculada en la presión de salida y la entropía de entrada"  
 $h_{1s} = \text{Enthalpy}(\text{Hydrogen}; S = S[0]; P = P[1])$   
  
 "Ecuación del rendimiento. Esto nos da la entalpía de salida"  
 $\eta_{bomba} = (h_{1s} - h[0]) / (h[1] - h[0])$   
 $\eta_{bomba} = 0,9$   
 "Sacamos la temperatura alcanzada conociendo la entalpía de salida"  
 $h[1] = \text{Enthalpy}(\text{Hydrogen}; T = T[1]; P = P[1])$   
  
 "Trabajo del compresor"  
 "Lo calculamos como diferencia de entalpías del fluido comprimido"  
 $EC[1] = (h[1] - h[0]) \cdot Q[0]$  "kW"

## Bibliografía

- [1] Comisión Europea, *Horizon 2020 - Two years on*. 2016.
- [2] M. Götz *et al.*, "Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review," *Renew. Energy*, vol. 85, pp. 1371–1390, 2016.
- [3] M. Sterner, *Erneuerbare Energien und Energieeffizienz. Renewable Energies and Energy Efficiency*, vol. 14. .
- [4] M. Bailera, P. Lisbona, L. M. Romeo, and S. Espatolero, "Power to Gas projects review : Lab , pilot and demo plants for storing renewable energy and CO 2."
- [5] S. Rönsch *et al.*, "Review on methanation – From fundamentals to current projects," vol. 166, pp. 276–296, 2016.
- [6] Ministerio de Agricultura Alimentación y Medio ambiente, "Instalaciones Afectadas Por La Ley 1 / 2005 Informe De Aplicación Del Año 2014," pp. 0–55, 2015.
- [7] M. Bailera, P. Lisbona, L. M. Romeo, and S. Espatolero, "Procesos innovadores: implantación de la tecnología Power-to-Gas en el pirineo aragonés," 2015.
- [8] CORPROAN, CARTIF, IBEROIL, and ADS n°2, "Proyecto LIFEValporc. Valorización de cadáveres de porcino mediante su transformación en biocombustibles y fertilizantes orgánicos." .
- [9] L. Schneider and E. Ko, "The geographic potential of Power-to-Gas in a German model," vol. 1, pp. 1–6, 2015.
- [10] S. Bernacchi, M. Weissgram, W. Wukovits, and C. Herwig, "Process efficiency simulation for key process parameters in biological methanogenesis," *AIMS Bioeng.*, vol. 1, no. 1, pp. 53–71, 2014.
- [11] A. Bensmann *et al.*, "Biological methanation of hydrogen within biogas plants: A model-based feasibility study," *Appl. Energy*, vol. 134, pp. 413–425, 2014.
- [12] N. Schill, W. M. Van Gulik, D. Voisard, and U. Von Stockar, "Continuous Cultures Limited by a Gaseous Substrate : Development of a Simple , Unstructured Mathematical Model and Experimental Verification with Methanobacterium thermoautotrophicum," 1996.
- [13] M. Götz, A. M. Koch, and F. Graf, "State of the Art and Perspectives of CO2 Methanation Process Concepts for Power-to-Gas Applications," *Int. Gas Union Res. Conf.*, no. January, 2014.
- [14] A. B. Rao, E. S. Rubin, and A. B. Rao, "A Technical, Economic, and Environmental Assessment of Amine-Based CO2 Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control," *Environ. Sci. Technol.*, vol. 36, no. 20, pp. 4467–4475, 2002.
- [15] D. Zhang, Q. Liu, and Y. Li, *Reactor and Process Design in Sustainable Energy Technology*. 2014.
- [16] D. Y. C. Leung, G. Caramanna, and M. M. Maroto-valer, "An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 39, pp. 426–443, 2014.
- [17] M. Bailera, P. Lisbona, L. M. Romeo, and S. Espatolero, "Almacenamiento de energía (Power to Gas) e integración de sistemas de captura de CO2 en industria química con producción de hidrógeno," 2016.
- [18] M. R. M. Abu-zahra, J. P. M. Niederer, P. H. M. Feron, and G. F. Versteeg, "CO 2 capture from

power plants Part II . A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine,” vol. 1, pp. 135–142, 2007.

- [19] M. Lehner, R. Tichler, and M. Koppe, *Power-to-Gas : Technology and Business Models* .
- [20] M. De Saint, P. Baurens, C. Bouallou, and K. Couturier, “ScienceDirect Economic assessment of a power-to-substitute- natural-gas process including high-temperature steam electrolysis,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 40, no. 20, pp. 6487–6500, 2015.
- [21] S. M. Ali and J. Andrews, “Low-cost storage options for solar hydrogen systems for remote area power supply,” vol. I, no. June, 2006.
- [22] E. Lightner, “Benchmark the Fuel Cost of Steam Generation.”
- [23] SendeCO2. <http://www.sendeco2.com/es/precios-co2>, “Histórico precio CO2 año 2016.” 2016.