

Trabajo Fin de Máster  
Máster Universitario en Ingeniería Química

Integración de captura y utilización de dióxido de carbono en corrientes de biogás con regeneración química y membranas BMED: escalado y análisis económico

Autora: Carlos Moreno Martín

Tutor: Mónica Rodríguez Galán

Francisco Manuel Baena Moreno

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

Sevilla, 2020





Trabajo Fin de Máster  
Máster Universitario en Ingeniería Química

# **Integración de captura y utilización de dióxido de carbono en corrientes de biogás con regeneración química y membranas BMED: escalado y análisis económico**

Autor:

Carlos Moreno Martín

Tutor:

Mónica Rodríguez Galán

Francisco Manuel Baena Moreno

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Trabajo Fin de Máster: Integración de captura y utilización de dióxido de carbono en corrientes de biogás con regeneración química y membranas BMED: escalado y análisis económico

Autor: Carlos Moreno Martín

Tutor: Mónica Rodríguez Galán  
Francisco Manuel Baena Moreno

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, septiembre de 2020

El Secretario del Tribunal



*A mis amigos, familia y maestros  
que me apoyan y se alegran de mis  
logros.*





# Agradecimientos

---

Otra etapa que se cierra, un máster de dos años que se podrían calificar como los mas duros de mi vida estudiantil, pero que con mucho orgullo y esfuerzo he podido acabar satisfactoriamente.

He crecido como persona y como profesional gracias a mis compañeros, en especial a Ana y Pepe, mi equipo de trabajo, después de tantos años juntos nos compenentramos muy bien y son casi como hermanos para mí.

Agradecer también a mis profesores, con especial mención a mi tutor, Francisco Baena, que se ha preocupado por mí en todo momento, me ha ayudado en lo que ha podido, me ha guiado y me ha aconsejado tanto en lo personal como en lo profesional. Más que un profesor, me llevo un amigo para toda la vida y, sobre todo, un apoyo y un mentor de los que ya no quedan. Un orgullo haber sido su alumno y aprendiz.

A mi madre y mi hermano, porque me han apoyado día a día, y sobre todo por aguantarme en los días menos buenos. Aunque no esté conmigo desde hace muchos años, también agradecerle a mi padre porque se que esté donde esté me está acompañando y guiando durante toda mi vida. ¡Que orgulloso estarías de mí!

Y, por último, a toda mi familia y amigos porque sin ellos esto tampoco hubiera sido posible. ¡GRACIAS!

*Carlos Moreno Martín*

*Máster Universitario en Ingeniería Química*

*Sevilla, 2020*



# Resumen

---

Este trabajo viene motivado por los buenos resultados que se obtuvieron en estudios anteriores. El objetivo de este trabajo consiste en la realización de un estudio tecnoeconómico del proceso de valorización de biogás mediante la absorción del dióxido de carbono con un compuesto alcalino, el hidróxido sódico, y la posterior regeneración química de este. Para ello, se precipitará el dióxido de carbono atrapado del biogás en forma de carbonato mediante el empleo de precipitadores como son el cloruro cálcico o magnésico, generando de esta forma el compuesto alcalino mediante una serie de etapas posteriores. Se estudiará de esta manera la viabilidad del proceso que fomenta la economía circular.

Se realizará un recorrido por las distintas técnicas de captura de dióxido de carbono a través del estado del arte de la producción de biogás, exponiendo así las bases para la elección del método de captura de este compuesto mediante una disolución alcalina en una torre de absorción.

Se analizarán distintos escenarios: en el primero de ellos no se considerará la implantación de un sistema que permita la instauración del concepto de economía circular, en el segundo se considerará instaurar una economía circular de forma parcial; y en el tercero se pretende conseguir un sistema completamente incluido en el concepto de economía circular. De esta forma se procederá al análisis de la influencia del factor de la economía circular en este tipo de plantas, de manera que se podrá realizar un análisis exhaustivo de la rentabilidad económica de estas plantas mediante el método del flujo de caja descontado (FCD)

Dentro de estos tres escenarios, el estudio se realizará sobre distintos tamaños de planta, para analizar así si alguno de ellos puede llegar a una rentabilidad económica óptima mediante subsidios o ventas de subproductos. Los tamaños seleccionados para el estudio serán de 100, 250, 500 y 1000 m<sup>3</sup>/h de biogás, de acuerdo con los tamaños estándares de plantas de producción de biogás en Europa.

Finalmente se darán unas conclusiones sobre la rentabilidad económica del proceso en base a los cálculos realizados.



# Abstract

---

This work is carried out motivated by the good results obtained in a previous project. The objective of this work is to carry out a techno-economic study of the biogas recovery process through the absorption of carbon dioxide with an alkaline compound, sodium hydroxide, and subsequent chemical regeneration of this. To do this, the carbon dioxide trapped from the biogas will be precipitated in the form of carbonate by using precipitators, calcium or magnesium chloride, and the alkaline compound can be regenerated through a series of subsequent steps. In this way, the viability of a process that promotes the circular economy is studied.

A tour is made of the different carbon dioxide capture techniques through the state of the art of biogas, exposing the bases for the choice in this case of the capture of this compound by means of an alkaline solution in an absorption tower.

Different scenarios will be analyzed: In the first, no circular economy is implemented; in the second, a partial circular economy is established; and in the third, the circular economy is complete. In this way, it is possible to analyze how the circular economy factor influences these types of plants and thus be able to carry out an exhaustive analysis of the economic profitability of these plants using the discounted cash flow method (DCF).

Within these three scenarios, said study is carried out on different plant sizes, in order to analyze if any of them can reach an optimal economic profitability through subsidies or by-product sales. These sizes will be 100, 250, 500 and 1000 m<sup>3</sup>/h of biogas, in accordance with the standard sizes of biogas production plants in Europe.

Finally, some conclusions will be given on the economic profitability of the process based on the calculations made during this work.



# Índice

---

|  |            |
|--|------------|
| <b>Agradecimientos</b>   | <b>i</b>   |
| <b>Resumen</b>   | <b>iii</b> |
| <b>Abstract</b>  | <b>v</b>   |
| <b>Índice</b>  | <b>vii</b> |
| <b>Índice de Tablas</b>  | <b>ix</b>  |
| <b>Índice de Figuras</b>   | <b>x</b>   |
| <b>1 Antecedentes, objetivos y alcance</b>                                 | <b>1</b>   |
| <b>2 Introducción</b>  | <b>2</b>   |
| 2.1 <i>Introducción</i>  | 2          |
| 2.2 <i>Producción de biogás</i>  | 3          |
| 2.3 <i>Composición del biogás</i>  | 5          |
| 2.4 <i>Fuentes de biogás</i>   | 7          |
| 2.4.1 Vertederos   | 7          |
| 2.4.2 Aguas residuales   | 8          |
| 2.4.3 Residuos sólidos urbanos   | 8          |
| <b>3 Estado del arte de la producción de biogás</b>                        | <b>10</b>  |
| 3.1 <i>Introducción</i>  | 10         |
| 3.2 <i>Aplicaciones y uso del biogás</i>                                   | 13         |
| 3.3 <i>Tecnología de purificación de biogás</i>                            | 14         |
| 3.3.1 Adsorción a presión (PSA)  | 15         |
| 3.3.2 Absorción  | 16         |
| 3.3.2.1 Lavado con agua a alta presión (HPWS)                              | 17         |
| 3.3.2.2 Lavado físico orgánico (OPS)                                       | 18         |
| 3.3.2.3 Lavado Químico   | 19         |
| 3.3.3 Separación con membranas   | 22         |
| 3.3.4 Separación criogénica  | 24         |
| 3.3.5 Comparación entre técnicas   | 25         |
| <b>4 Definición del proceso de estudio</b>                                 | <b>28</b>  |
| <b>5 Metodología</b>   | <b>32</b>  |
| 5.1 <i>Metodología experimental</i>  | 32         |
| 5.1.1 Materiales   | 33         |
| 5.1.2 Parámetros y proceso de operación                                    | 35         |
| 5.2 <i>Resultados de pruebas experimentales. Elección del precipitador</i> | 40         |
| 5.3 <i>Modelado económico</i>  | 42         |
| <b>6 Resultados</b>  | <b>51</b>  |
| 6.1 <i>Balance de Materia</i>  | 51         |
| 6.2 <i>Parámetros claves y costes de la planta</i>                         | 52         |
| 6.3 <i>Resultados del modelo económico</i>                                 | 54         |
| 6.3.1 Caso base  | 54         |

|          |   |           |
|----------|---|-----------|
| 6.3.2    | Análisis del precio del gas natural (CH <sub>4</sub> )            | 57        |
| 6.3.3    | Análisis de factores claves mediante "Tornados plots"             | 58        |
| 6.3.4    | Análisis del VAN respecto a la variación de los parámetros claves | 64        |
| <b>7</b> | <b>Conclusiones</b>   | <b>67</b> |
| <b>8</b> | <b>Referencias</b>  | <b>68</b> |
|          | <b>Anexo I</b>  | <b>75</b> |



# ÍNDICE DE TABLAS

---

|  |    |
|--|----|
| Tabla 1: Composición del biogás en función de la materia orgánica (1).....   | 6  |
| Tabla 2: Comparación de biogás y gas de vertedero con gas natural (1). .....   | 7  |
| Tabla 3. Composiciones típicas de biogás y gas natural. Modificado de: (1) (16) .....  | 11 |
| Tabla 4. Composiciones típicas del biogás en función de la fuente de procedencia (17) (13).....  | 12 |
| Tabla 5. Requisitos y recomendaciones para eliminar las impurezas en el uso de biogás en diferentes aplicaciones (Adaptado de (16))..... | 14 |
| Tabla 6. Comparación entre las distintas técnicas de valorización de biogás. ....  | 26 |
| Tabla 7. Parámetros de las pruebas realizadas.....   | 35 |
| Tabla 8. Especificaciones técnicas del agitador. ....  | 37 |
| Tabla 9. Especificaciones técnicas de la centrifugadora. ....  | 38 |
| Tabla 10. Datos empleados para el análisis de rentabilidad económica. ....   | 45 |
| Tabla 11. Balance de materia de entradas y salidas de la planta de biogás. ....  | 51 |
| Tabla 12. Dimensionamiento de la torre de absorción para cada tamaño de planta. ....   | 52 |
| Tabla 13. Dimensionamiento de todos los equipos de la planta en función de tamaño y escenario.....                                       | 53 |
| Tabla 14. Cálculo de los costes de inversión por tamaño de planta y escenario. ....  | 53 |
| Tabla 15. Cálculo de los costes unitarios de electricidad por tamaño de planta y escenario. ....   | 54 |

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

|   |    |
|---|----|
| Figura 1. Esquema de las etapas de digestión anaeróbica orgánica (2).....   | 4  |
| Figura 2. Número de plantas de biogás totales en Europa 2009-2018 (12). ....  | 11 |
| Figura 3. Sistema PSA (16).....   | 15 |
| Figura 4. Proceso HPWS (41).....  | 17 |
| Figura 5. Proceso de absorción con selexol (33).....  | 19 |
| Figura 6. Proceso de absorción química (14).....  | 20 |
| Figura 7. Proceso de absorción caustica con regeneración y almacenamiento. Adaptado de (61). ....                   | 22 |
| Figura 8. Proceso de separación del biogás mediante membranas (8).persso .....                                      | 23 |
| Figura 9. Esquema de un proceso de separación por membranas (1).....  | 24 |
| Figura 10. Proceso de separación criogénica (33). ....  | 25 |
| Figura 11. Proceso general teórico de revalorización del biogás (81).....   | 29 |
| Figura 12. Esquema caso 1 .....   | 29 |
| Figura 13. Esquema caso 2 .....   | 30 |
| Figura 14. Esquema caso 3 .....   | 31 |
| Figura 15. Esquema general del proceso de captura de biogás. ....   | 33 |
| Figura 16. Carbonato sódico empleado en las pruebas.....  | 34 |
| Figura 17. Cloruro cálcico del proceso.....   | 34 |
| Figura 18. Cloruro magnésico del proceso.....   | 35 |
| Figura 19. Dispositivo para la agitación y calentamiento del carbonato de sodio y precipitador.....                 | 36 |
| Figura 20. Centrifugadora del proceso. ....   | 38 |
| Figura 21. Tubo de ensayo tras el centrifugado. ....  | 38 |
| Figura 22. Estufa donde tiene lugar el secado de las muestras solidas.....  | 39 |
| Figura 23. Carbonato cálcico o magnésico seco extraído de las pruebas.....  | 39 |
| Figura 24. Rendimiento del cloruro cálcico en el proceso de captación de dióxido de carbono. ....                   | 40 |
| Figura 25. Rendimiento del cloruro magnésico en el proceso de captación de dióxido de carbono.....                  | 40 |
| Figura 26. Espectros Raman para el carbonato cálcico obtenidos para un volumen de reactor de 5000 mL (81).<br>..... | 41 |

|   |    |
|---|----|
| Figura 27. Imagen SEM para el carbonato cálcico obtenida para un volumen de reactor de 5000 mL (81). ....                 | 42 |
| Figura 28. Coeficiente de transferencia de masa global de diferentes estructuras en varias cargas líquidas (96).<br>..... | 48 |
| Figura 29. VAN obtenido para el escenario 1. ....   | 55 |
| Figura 30. VAN obtenido para el escenario 2. ....   | 55 |
| Figura 31. VAN obtenido para el escenario 3. ....   | 55 |
| Figura 32. Índice de rentabilidad de los 3 escenarios estudiados. ....  | 56 |
| Figura 33. Análisis del precio del metano respecto al tamaño de planta en el escenario 1. ....                            | 57 |
| Figura 34. Análisis del precio del metano respecto al tamaño de planta en el escenario 2. ....                            | 57 |
| Figura 35. Análisis del precio del metano respecto al tamaño de planta en el escenario 2. ....                            | 57 |
| Figura 36. Desviaciones en el primer escenario para 100 m <sup>3</sup> /h. ....   | 59 |
| Figura 37. Desviaciones en el primer escenario para 250 m <sup>3</sup> /h. ....   | 59 |
| Figura 38. Desviaciones en el primer escenario para 500 m <sup>3</sup> /h. ....   | 59 |
| Figura 39. Desviaciones en el primer escenario para 1000 m <sup>3</sup> /h. ....  | 60 |
| Figura 40. Desviaciones en el segundo escenario para 100 m <sup>3</sup> /h. ....  | 60 |
| Figura 41. Desviaciones en el segundo escenario para 250 m <sup>3</sup> /h. ....  | 61 |
| Figura 42. Desviaciones en el segundo escenario para 500 m <sup>3</sup> /h. ....  | 61 |
| Figura 43. Desviaciones en el segundo escenario para 1000 m <sup>3</sup> /h. ....   | 61 |
| Figura 44. Desviaciones en el tercer escenario para 100 m <sup>3</sup> /h. ....   | 62 |
| Figura 45. Desviaciones en el tercer escenario para 250 m <sup>3</sup> /h. ....   | 62 |
| Figura 46. Desviaciones en el tercer escenario para 500 m <sup>3</sup> /h. ....   | 63 |
| Figura 47. Desviaciones en el tercer escenario para 1000 m <sup>3</sup> /h. ....  | 63 |
| Figura 48. Análisis de variación del VAN con respecto al precio del hidróxido de sodio. ....                              | 64 |
| Figura 49. Análisis de variación del VAN con respecto al precio del carbonato cálcico. ....                               | 65 |
| Figura 50. Análisis de variación del VAN con respecto al precio de cloruro cálcico. ....                                  | 65 |
| Figura 51. Análisis de variación del VAN con respecto al consumo de energía de la BMED. ....                              | 66 |



# 1 ANTECEDENTES, OBJETIVOS Y ALCANCE

---

El presente documento se basa en los resultados obtenidos en un estudio anterior que se realizó como parte del trabajo de fin de grado por parte del mismo autor, el cual tenía como objetivos el estudio de la absorción del dióxido de carbono que compone el biogás con compuestos alcalinos, y el estudio de la regeneración de hidróxido sódico mediante reacción química con cloruro de calcio o de magnesio, lo cual da lugar a la precipitación de carbonato de calcio o de magnesio. Los resultados que se obtuvieron en este proceso nuevo, el cual se encuentra en fase de desarrollo fueron muy positivos en cuanto a rendimientos de precipitación, por ello se procede a realizar este estudio.

El principal objetivo de este proyecto ha consistido en la realización de un análisis tecno-económico de una planta de revalorización de biogás en la que se pretende absorber el dióxido de carbono de la corriente gaseosa con una solución alcalina y la posterior regeneración de la misma.

En el estudio se han considerado tres escenarios principales, en los cuales, a su vez, se han considerado cuatro tamaños de plantas diferentes. Los valores de dichos tamaños han sido tomados de estándares europeos en función de la capacidad del caudal de gas a tratar por parte de la planta. Los caudales considerados en el estudio han sido: 100 m<sup>3</sup>/h, 250 m<sup>3</sup>/h, 500 m<sup>3</sup>/h y 1000 m<sup>3</sup>/h.

Los tres escenarios principales considerados y que se desarrollarán a lo largo del documento serán:

- Ausencia de economía circular.
- Implementación de economía circular de forma parcial.
- Implementación de economía circular de forma completa.”

Además de esto, se realizarán pruebas escalares experimentales en el laboratorio para los cuatro tamaños de plantas estandarizados con el objetivo de analizar y observar los rendimientos que se obtendrán y con ello, poder obtener unos resultados más precisos acerca de la viabilidad económica de cada planta en un determinado escenario.

Para explicar el análisis económico se detallará el modelo empleado para dicho estudio, así como las operaciones realizadas y los resultados obtenidos, además de las variaciones en parámetros fundamentales para observar los cambios en los ingresos y gastos de cada tamaño de planta.

## 2 INTRODUCCIÓN

---

**E**l presente capítulo se centra en una introducción general acerca del biogás, abarcando diferentes características e importantes aspectos de dicho gas.

El biogás es un gas que se genera debido a la consecución de una serie de reacciones por las cuales se biodegrada la materia orgánica mediante la acción de microorganismos en ausencia de oxígeno, es decir, en un ambiente anaeróbico. Este proceso puede llevarse a cabo de forma artificial en digestores, o de forma natural y espontánea en escenarios como: pantanos, campos de cultivo, zona de ganaderías, sistemas de digestión anaerobia, etc. La composición del biogás consta principalmente de metano y dióxido de carbono, y en menor proporción de sulfuro de hidrógeno, amoníaco, siloxanos, compuestos orgánicos volátiles (COVs) y compuestos halogenados. Además, el biogás suele estar saturado de vapor de agua debido a que se suele originar en un medio húmedo. También puede contener oxígeno y nitrógeno dependiendo del grado de aislamiento del proceso de digestión respecto a la atmósfera.

A continuación, se detallará el origen del biogás, se describirán brevemente las etapas del proceso de digestión anaerobia que realizan los microorganismos para producirlo. Además, se mostrarán las composiciones típicas que suele tener dicho gas en función del origen de este, así como las diferencias que existen respecto a otros combustibles, y se explicarán las principales fuentes existentes del gas aparte de los vertederos.

### 2.1 Introducción

La producción de este gas se puede dar a partir de diferentes materias primas orgánicas, como pueden ser el estiércol, el lodo, residuos orgánicos y cultivos entre otras. El proceso de generación del gas se puede dar tanto de forma natural, como de forma artificial como se ha mencionado con anterioridad. Algunas veces este gas es denominado “gas de vertedero” debido a su procedencia, puesto que en los vertederos se producen grandes cantidades del gas debido a la digestión anaerobia de los microorganismos presentes en el lugar, que degradan la materia orgánica.

Este gas al estar compuesto básicamente por metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) puede ser usado como una alternativa a las fuentes de energías existentes en la actualidad. Por ejemplo, puede ser empleado como combustible de vehículos, en plantas de generación de energía o como sustituto del gas natural suministrándolo a la red. Además, el metano que conforma el biogás puede ser utilizado como materia prima en otros procesos industriales.

El empleo y producción del biogás tiene las siguientes ventajas medioambientales (1):

- Es una fuente de energía renovable.
- Puede emplearse como sustituto de combustibles fósiles.
- Reduce las emisiones de metano a la atmosfera.
- En la producción del gas de forma artificial, además de producirlo, si el digestato residual tiene la suficiente calidad se puede emplear como fertilizante.

Los diversos tratamientos que se le pueden aplicar al biogás se dan en función de la composición de este, pero, sobre todo en función de su destino final. Si se quiere emplear este gas como fuente de energía se le deberá realizar un proceso denominado valorización, para que así el gas tenga un alto poder energético. El poder energético está fuertemente relacionado con el contenido de metano, por lo que el proceso de valorización consistirá básicamente en eliminar la mayor cantidad posible de dióxido de carbono, y así el biogás obtenido tendrá una alta concentración en metano, aumentando así su poder energético.

El proceso de valorización del biogás permite que este pueda ser empleado como sustituto de combustibles fósiles como el gas natural, el cual es ampliamente utilizado en muchos países. Sin embargo, este proceso aumenta bastante el coste de generación del biogás, por lo que es necesario optimizar dicho proceso para alcanzar un bajo consumo de energía, con el objetivo de obtener un alto contenido en metano en el biogás que se traducirá en un alto poder energético.

Cabe mencionar que es muy importante prevenir las emisiones de metano a la atmósfera, ya que se trata de un gas de efecto invernadero y por tanto, no debe estar presente en los efluentes líquidos y gaseosos del proceso.

## **2.2 Producción de biogás**

El proceso biológico por el cual se obtiene el biogás es la digestión anaerobia, que se produce en ausencia de oxígeno, y a través del cual se degrada la materia orgánica. Es un proceso metabólico y se realiza en diferentes etapas, las cuales son las siguientes: hidrólisis, etapa fermentativa, acidogénica o acidogénesis, etapa acetogénica o acetogénesis y etapa metanogénica o metanogénesis. En la Figura 1 que se muestra más abajo, se puede observar un esquema de las etapas que conforman la digestión anaerobia, mencionadas anteriormente (2). A continuación, se realizará una breve descripción de cada una de las etapas para detallar la función que realizan.

- La hidrólisis tiene como función romper las moléculas complejas más grandes en sus componentes moleculares más sencillos, para que estos puedan ser asimilados por los microorganismos. De esta forma las proteínas se descompondrán en aminoácidos, los lípidos en ácidos grasos de cadena larga y glicerol, los hidratos de carbono en azúcares, la celulosa en celobiosa y glucosa, y la hemicelulosa en pentosa y hexosa.

- En la etapa acidogénica o fermentativa las moléculas más sencillas obtenidas en la etapa anterior se descomponen en ácidos grasos de cadena corta, y, además, se obtienen alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono. Las bacterias que llevan a cabo dichas reacciones pueden crecer bajo condiciones ácidas. Para producir los ácidos grasos, las bacterias requieren el oxígeno y carbono que está contenido en el sustrato, de esta forma se logran las condiciones anaerobias necesarias para los microorganismos productores de metano.
- En la tercera etapa del proceso de descomposición, denominada acetogénica, los ácidos orgánicos producidos se transforman en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.
- En la última etapa del proceso, la llamada metanogénica, ciertos microorganismos llevan a cabo la conversión del ácido acético obtenido en la etapa anterior en metano (metanogénesis acetoclástica) y en dióxido de carbono, mientras que otros microorganismos transforman el hidrógeno en metano y dióxido de carbono (acetogénesis hidrogenotrófica).

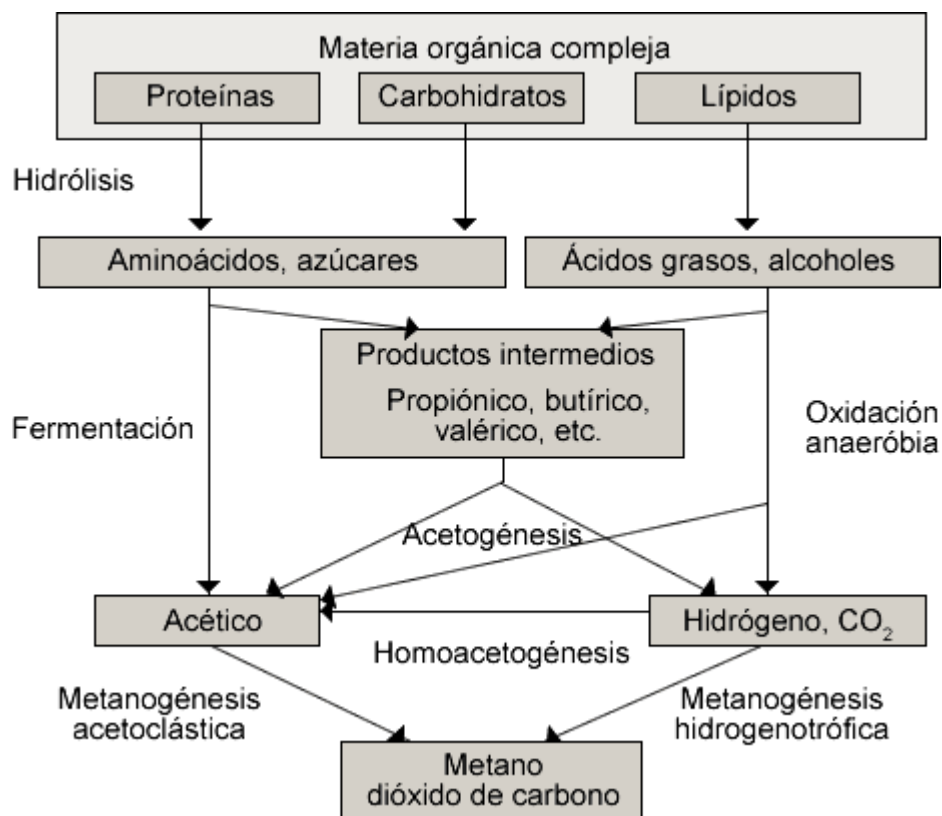


Figura 1. Esquema de las etapas de digestión anaeróbica orgánica (2).

El biogás además de estar compuesto por dióxido de carbono y metano también puede estar formado por otros compuestos, pero en bastante menor medida que los dos componentes principales. Los distintos compuestos que puede contener son: sulfuro de hidrógeno, amoníaco, compuestos orgánicos volátiles e hidrocarburos halogenados. Todos ellos son originados también por la digestión anaerobia de los microorganismos. El contenido de estos compuestos, además del metano y dióxido de carbono, variará en función del tipo de materia orgánica, del tipo de proceso utilizado para la obtención del biogás, así como de factores ambientales como son:



pH, temperatura, disponibilidad de nutrientes, nitrógeno y ratio C/N (2).

## 2.3 Composición del biogás

Como se ha explicado en apartados anteriores, la composición del biogás consiste básicamente en metano y dióxido de carbono, aunque también es cierto que lo componen otros compuestos secundarios en bastante menor proporción que los dos principales. Estos compuestos pueden ser el sulfuro de hidrógeno o el amoníaco, que se producen en la digestión anaerobia como consecuencia de la transformación de compuestos que contienen azufre y nitrógeno y, al mismo tiempo que se forman los compuestos principales.

La materia orgánica empleada para la producción de biogás es el factor clave que determinará la composición del biogás. Además de este factor, también influirá en la composición la técnica utilizada para degradarla y la forma en que es recogida dicha materia orgánica. Por ejemplo, el biogás producido en los equipos denominados digestores tiene un poder calorífico notablemente superior al de un gas de vertedero, ya que este último es extraído mediante ventiladores lo que hace que se filtre aire en el gas y el primero está mucho más controlado (1).

Aparte del metano, que es el componente principal del biogás, el cual le da el valor energético al gas, los demás compuestos que pueden estar presentes en el biogás obtenido por digestión anaerobia se comentan a continuación (1):

- Dióxido de carbono: es el subproducto generado por la digestión anaerobia que se encuentra en mayor proporción. Cuanto mayor contenido de este compuesto en el gas, menor será la riqueza energética del gas.
- Compuestos de azufre: el azufre normalmente está presente en la materia orgánica empleada, sobre todo en aquellas que tienen una alta concentración de proteínas. A partir de él y por efecto de la degradación de la materia orgánica, se producen compuestos como el sulfuro de hidrógeno o los mercaptanos. Estos compuestos son perjudiciales para la salud y altamente tóxicos.
- Agua: el biogás suele estar saturado de vapor de agua. El agua, como el dióxido de carbono, disminuye el valor energético del gas, y, además, puede formar ácidos corrosivos.
- Compuestos de Silicio: los siloxanos son compuestos muy presentes en la industria. Estos, tras la combustión se transforman en dióxido de silicio, un compuesto con estructura cristalina conocido como sílice. Si se quiere emplear como combustible (el biogás) se debe evitar su presencia, debido a que sus deposiciones en motores, intercambiadores de calor y otros equipos pueden ocasionar problemas durante su funcionamiento.
- Nitrógeno: Se origina debido al aire introducido en el sistema de digestión. El nitrógeno diluye el metano y hace que el potencial energético del biogás se vea reducido.
- Oxígeno: También se origina en el sistema a través del aire. El oxígeno es el causante de que las

condiciones anaerobias no sean las óptimas y que, por tanto, el rendimiento disminuya. Además, dependiendo de las concentraciones de oxígeno y metano, hay riesgo de que se pueda dar una atmosfera explosiva.

- **Compuestos orgánicos volátiles (COVs):** Son sustancias contaminantes y tras la combustión, pueden dar lugar a compuestos muy tóxicos. Pueden ser compuestos aromáticos, alcanos y halocarbonos.
- **Partículas:** procedentes del polvo que arrastre el gas desde el sistema de recogida. Las partículas pueden erosionar los diferentes equipos de extracción de biogás.

La composición del biogás, y por tanto su valor energético, va a depender de la fuente de materia orgánica, como se ha mencionado anteriormente. Esto se puede observar en la Tabla 1 adjuntada más abajo.

Tabla 1: Composición del biogás en función de la materia orgánica (1).

|  | <b>Gas de vertedero</b> | <b>Aguas residuales</b> | <b>Residuos agrícolas</b> | <b>RSU</b>       |
|--|-------------------------|-------------------------|---------------------------|------------------|
| Contenido energético<br>(MJ/m <sup>3</sup> )   | <b>7,9-24,7</b>         | <b>20,5-24,2</b>        | <b>20,5-24</b>            | <b>20,5-24,2</b> |
| Metano (%)                                     | <b>20-70</b>            | <b>55-77</b>            | <b>30-75</b>              | <b>50-60</b>     |
| Dióxido de carbono (%)                         | <b>15-60</b>            | <b>19-45</b>            | <b>15-50</b>              | <b>34-38</b>     |
| Sulfuro de hidrógeno<br>(ppm)                  | <b>0-20000</b>          | <b>1-8000</b>           | <b>10-15800</b>           | <b>70-650</b>    |
| Nitrógeno (%)                                  | <b>0-50</b>             | <b>0-8</b>              | <b>0-5</b>                | <b>0-5</b>       |
| Oxígeno (%)                                    | <b>0-10</b>             | <b>0-2</b>              | <b>0-1</b>                | <b>0-1</b>       |
| Hidrógeno (%)                                  | <b>0-5</b>              | <b>0</b>                | <b>0</b>                  | <b>-</b>         |
| Amoniaco                                       | <b>0-1%</b>             | <b>0-7ppm</b>           | <b>0-150ppm</b>           | <b>-</b>         |
| Compuestos<br>halogenados (mg/m <sup>3</sup> ) | <b>0-2900</b>           | <b>0-2</b>              | <b>0-0,01</b>             | <b>100-800</b>   |
| Siloxanos (mg/m <sup>3</sup> )                 | <b>0-50</b>             | <b>0-400</b>            | <b>0-0,2</b>              | <b>-</b>         |
| Humedad (%)                                    | <b>1-10</b>             | <b>-</b>                | <b>-</b>                  | <b>5-6</b>       |

Al contemplar la Tabla 2 que se mostrará a continuación, se puede observar que el contenido en metano del gas de vertedero es más bajo que el del biogás y, por tanto, el contenido energético menor. Además, contiene

nitrógeno debido a la filtración del aire en el vertedero durante la recuperación. También, se puede observar que la principal diferencia entre el biogás y el gas natural es el contenido de dióxido de carbono, que en el caso del biogás el contenido es mayor, y en el caso del gas natural es casi residual. Otra comparación que realizar es que se puede ver como el gas natural contiene otros hidrocarburos además del metano, mientras que el biogás solo posee este último. Por tanto, el gas natural tendrá un contenido energético mucho mayor que el biogás. Con todo esto, se puede concluir que es necesario someter al biogás a un proceso de valorización para que su contenido energético aumente, y pueda ser empleado como fuente de energía.

Tabla 2: Comparación de biogás y gas de vertedero con gas natural (1).

|   | Biogás | Gas de vertedero | Gas Natural<br>(Dinamarca) | Gas Natural<br>(Países Bajos) |
|---|--------|------------------|----------------------------|-------------------------------|
| Poder calorífico inferior<br>(kWh/Nm <sup>3</sup> ) | 6,5    | 4,4              | 11                         | 8,8                           |
| Otros hidrocarburos (%)                             | 0      | 0                | 9,4                        | 3,5                           |
| Metano (%)  | 60-70  | 35-65            | 89                         | 81                            |
| Hidrógeno (%)                                       | 0      | 0-3              | 0                          | -                             |
| Dióxido de carbono (%)                              | 30-40  | 15-50            | 0,67                       | 1                             |
| Nitrógeno (%)                                       | 0,2    | 5-40             | 0,28                       | 14                            |
| Oxígeno (%)   | 0      | 0-5              | 0                          | 0                             |
| Sulfuro de hidrógeno<br>(ppm)                       | 0-4000 | 0-100            | 2,9                        | -                             |
| Amoniaco (ppm)                                      | 100    | 5                | 0                          | -                             |

## 2.4 Fuentes de biogás

Las principales fuentes de biogás existentes en la actualidad son aquellas que proporcionan la suficiente cantidad de materia orgánica para el proceso de digestión anaerobia. Estas fuentes son: vertederos, los residuos de animales, las aguas residuales y los residuos sólidos urbanos.

### 2.4.1 Vertederos

Los vertederos tienen mayor potencial de producción de biogás que cualquier otra fuente. Como es bien conocido, los vertederos suelen ser el punto de destino final de la mayoría de los residuos sólidos urbanos (RSU), es decir, donde se almacenan bajo varias capas de tierra. Los microorganismos presentes en este lugar son los

encargados de consumir el oxígeno de las diferentes capas posibilitando el ambiente anaerobio necesario para que tenga lugar el proceso de digestión. Gracias a este ambiente, la materia orgánica de los RSU se descompondrá y dará lugar al gas (3).

El gas que se obtiene en este lugar, el gas de vertedero es muy similar en composición al biogás, con la diferencia que el primero puede contener otro tipo de gases procedentes de la digestión de la materia orgánica contenida en los residuos. Generalmente, el gas de vertedero se emplea para la generación de electricidad. Sin embargo, otra opción es que puede ser tratado en una etapa de valorización y poder así, ser utilizado como combustible en vehículos o como sustituto del gas natural suministrándolo a la red de gas.

El principal motivo por el que se recolecta el gas de vertedero es por seguridad, porque si no se producirían accidentes a causa de la formación de mezclas explosivas, debido a los límites de explosividad del metano, los cuales son aproximadamente del 5-15% de concentración en el aire. Otro motivo de la recogida del gas es porque se deben garantizar las mínimas emisiones de metano y gases que produzcan malos olores a la atmósfera. El sistema más empleado para controlar las emisiones de un vertedero es la antorcha. Las antorchas son equipos que tienen como función ser elementos de seguridad y, además, elemento de protección para el medio ambiente, cuyos principales objetivos son: la liberación de gas de emergencia en casos de fallo y, por otro lado, la combustión de forma segura y controlada de los gases no utilizables, evitando su emisión directa a la atmósfera, ya que los productos de combustión son ambientalmente más ecológicos que los gases de emisión de un vertedero (4).

En la actualidad, los vertederos existentes que queman este gas en las antorchas podrían producir su propio biogás simplemente con un equipo de recuperación de biogás que incorpore los equipos necesarios de limpieza y valorización de este.

#### **2.4.2 Aguas residuales**

La digestión anaerobia en aguas residuales es un método bastante interesante y novedoso, ya que permite reducir la cantidad de lodos producida durante los tratamientos de agua. Este proceso no está tan extendido como la digestión en los vertederos. Consiste básicamente en bombear los distintos tipos de sólidos presentes en las aguas desde los clarificadores tanto primarios, como secundarios, hasta un digestor anaerobio donde se degradará la fracción de materia orgánica en biogás. Este proceso aporta una ventaja importante en el sector, y es que al reducir los sólidos orgánicos se produce un ahorro energético pudiendo convertir las plantas de tratamientos de aguas residuales en un productor neto de energía (3).

El lodo obtenido como subproducto del proceso de digestión anaerobia puede ser aprovechado tanto fertilizante como materia prima en la producción de energía por incineración. Otra opción es depositarlos en vertederos, pero esto puede conllevar efectos negativos sobre el medio ambiente, por lo que en la mayoría de los países europeo esta práctica está prohibida.

#### **2.4.3 Residuos sólidos urbanos**

En la actualidad, en la mayoría de países del mundo es habitual la recogida de este tipo de residuos. Suelen tener

dos destinos: mezclarlos con corrientes en plantas de generación de energía o depositarlos en vertederos. Esta última opción, como hemos visto anteriormente, no es una buena práctica desde el punto de vista energético, ya que el gas de vertedero tiene mucho menor valor energético que el biogás, además de presentar otro tipo de compuestos, que pueden ser nocivos para el medio ambiente (3).

Por este motivo, normalmente se separa la parte orgánica de los RSU con el objetivo de emplearlos y aprovecharlos como materia prima en la digestión anaerobia, reciclando así los residuos orgánicos en vez de enviarlos a vertederos o a incineración.

Los tratamientos que reciben los RSU son muy parecidos a los que reciben los residuos agrícolas o ganaderos, tanto que puede ser una opción el mezclarlos. La única diferencia apreciable es que los digestores utilizados para tratar los RSU son más propensos a sufrir cambios en su funcionamiento debido a la heterogeneidad impredecible de los residuos que se alimentan.

## 3 ESTADO DEL ARTE DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

---

**E**n este apartado se explicarán algunos de los estudios realizados para las diferentes aplicaciones y técnicas con las que se suele obtener el biogás. Se comenzará recordando sus principales características y los diversos campos de aplicación, de forma general.

El creciente desarrollo de técnicas y aplicaciones con respecto al biogás es debido a la inseguridad de las políticas energéticas presente durante las últimas décadas en relación con la posible ausencia de los combustibles fósiles en un futuro próximo, así como de la conciencia global sobre el cambio climático inducido y acelerado por el hombre, ha ocasionado que gran parte de los recursos e investigaciones sean destinadas al progreso y uso de energías de origen renovables (1) (5) (6).

### 3.1 Introducción

En la actualidad existen diferentes tipos de energías renovables, dentro de este grupo de energías, se incluye el biogás. El uso de este como recurso energético está ampliamente extendido en el sector industrial a causa de la flexibilidad que presenta el proceso del cual se obtiene, la digestión anaerobia (7). El biogás es un producto gaseoso que se puede obtener como resultado de la degradación de la materia orgánica por parte de microorganismos en ambientes anaeróbicos, y el cual está constituido mayormente por metano y dióxido de carbono, y puede ser empleado como sustituto del gas natural de otros recursos fósiles no renovables tras un elaborado tratamiento (6) (8) (9).

Las materias primas típicas para producir biogás son: estiércol y aguas residuales, desechos de la producción agrícola, la fracción orgánica de los desechos domésticos e industriales, así como de cultivos energéticos. En la actualidad este gas es suministrado y empleado en diferentes mercados como el de la electricidad, energético o como combustibles para el transporte. En la mayoría de los países el biogás es empleado para la combustión directa en estufas, y cada vez más centrado en el uso de lámpara de gases, las cuales son cada vez más comunes (10). Sin embargo, en la transformación de biogás en electricidad es todavía relativamente rara en la mayoría de estos países en desarrollo. Las plantas de biogás situadas en los países ya industrializados tienen como principal objetivo la generación de energía, llegando a desarrollarla de tal manera, que el proceso de obtención de electricidad a partir de biogás es ya una tecnología estándar. Los países líderes en la producción de biogás son: Alemania, India y China, mientras que en la región europea domina el uso de biogás para el transporte (9) (11).

En Europa, el continuo crecimiento del sector del biogás ha sido reflejado en trabajos y proyectos de La Asociación Europea de Biogás (EBA) desde el año 2009 hasta el 2018 donde se puede observar que el número de plantas total de biogás se ha duplicado y casi triplicado, ver Figura 2, y con ello la capacidad de producción

de dicho gas (12). Desde 2005 a 2013, el número de plantas de biogás que están en funcionamiento hoy día ha crecido desde 50 hasta más de 260 aproximadamente (13) (14).

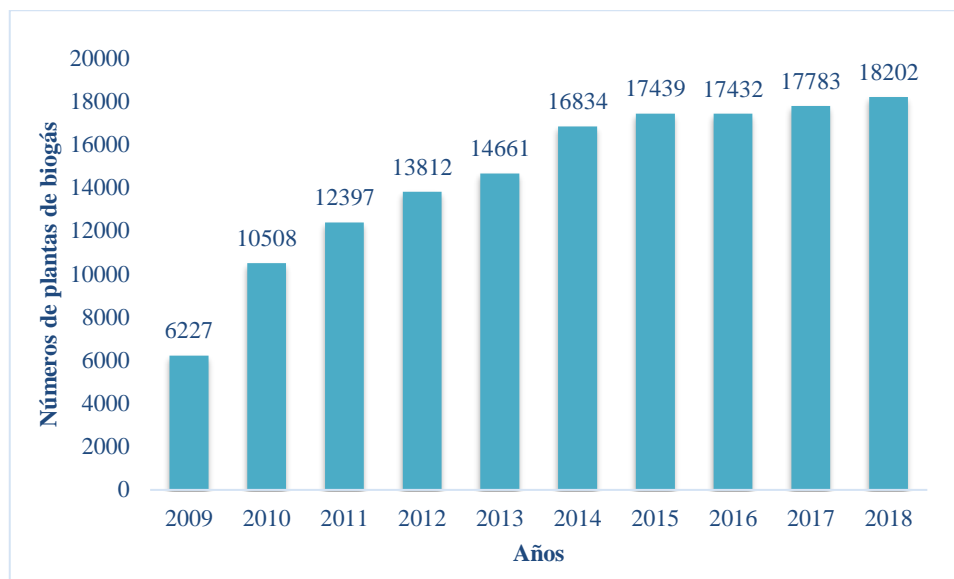


Figura 2. Número de plantas de biogás totales en Europa 2009-2018 (12).

En la composición del gas natural y biogás la diferencia principal es el contenido en dióxido de carbono (15). A continuación, se muestra la Tabla 3 donde se ven enfrentadas ambas composiciones y se puede observar las diferencias entre los diferentes gases. Dependiendo del origen del biogás, existen también algunas diferencias en su composición como se ha mencionado anteriormente, ver Tabla 4.

Tabla 3. Composiciones típicas de biogás y gas natural. Modificado de: (1) (16)

| Composición                 | Biogás  | Gas Natural |
|-----------------------------|---------|-------------|
| Metano (% vol)              | 60-70   | 81-89       |
| Otros hidrocarburos (% vol) | -       | 3,5-9,4     |
| Dióxido de carbono (% vol)  | 30-40   | 0,67-1      |
| Nitrógeno (% vol)           | 0-0,2   | 0,28-14     |
| Sulfuro de hidrógeno (ppm)  | 0-4.000 | -           |
| Amoniaco (ppm)              | 0-100   | -           |

Tabla 4. Composiciones típicas del biogás en función de la fuente de procedencia (17) (13)

| <b>Composición (% vol)</b> | <b>Residuos agrícolas</b> | <b>Vertederos</b> | <b>Basura industrial</b> |
|----------------------------|---------------------------|-------------------|--------------------------|
| Metano                     | 50-80                     | 50-80             | 50-70                    |
| Dióxido de Carbono         | 30-50                     | 20-50             | 30-50                    |
| Nitrógeno                  | 0-1                       | 0-3               | 0-1                      |
| Sulfuro de hidrógeno       | 0,70                      | 0,10              | 0,8                      |
| Amoniaco                   | Trazas                    | Trazas            | Trazas                   |
| Hidrógeno                  | 0-2                       | 0-5               | 0-2                      |
| Oxígeno                    | 0-1                       | 0-1               | 0-1                      |
| Monóxido de carbono        | 0-1                       | 0-1               | 0-1                      |
| Siloxanos                  | Trazas                    | Trazas            | Trazas                   |
| Agua                       | Saturación                | Saturación        | Saturación               |

El alto contenido en dióxido de carbono por parte del biogás hace necesaria la limpieza o valorización de este para que pueda ser empleado en las diversas aplicaciones que tiene, a través de técnicas estudiadas y profundamente desarrolladas que se desarrollarán en siguientes subapartados de este capítulo.

El biogás puede ser obtenido de diversas fuentes de materia orgánica. Principalmente: desperdicios de animales, residuos sólidos urbanos y aguas residuales (3) (18).

Los RSU se acumulan en vertederos y se entierran bajo diferentes capas de tierra, y es debajo de esas capas de suelo donde los microorganismos consumen el oxígeno para que se pueda dar la posterior digestión anaerobia de la materia orgánica de dichos residuos. El gas producido tiene una composición similar a la del biogás, aunque puede tener en su composición otros gases provenientes de la digestión de dichos residuos. (3) (19).

En el agua residual la digestión anaerobia se produce para reducir los lodos producidos debido a los tratamientos que se le aplica al agua residual. Este proceso no está tan extendido como el que tiene lugar en los vertederos. La digestión anaeróbica proporciona un ahorro energético, debido a la reducción de la carga orgánica que debe ser destruida en el tratamiento de aguas residuales y convirtiendo las plantas de tratamiento de aguas residuales en productoras de energía (3) (20).

Actualmente, en diferentes países existe la costumbre de recoger los RSU y mezclarlos con otras corrientes en plantas de generación de energía o bien, depositarlos éstos en vertederos, aunque como se explicó en el anterior capítulo, esto no es lo mejor desde el punto de vista energético, ya que la fracción orgánica podría ser separada y utilizada como sustrato para la digestión anaeróbica (3) (21).



## 3.2 Aplicaciones y uso del biogás

La energía característica contenida en el biogás puede ser empleada con diferentes propósitos, como la producción de electricidad o calor, producción de vapor a nivel industrial, como combustible para los vehículos e incluso se puede usar como sustituto del gas natural inyectándolo a la red, siempre y cuando se cumplan las medidas legislativas establecidas en cada país (8) (22).

La forma más común de aprovechar la energía contenida en el biogás para producir calor es mediante la combustión. Si lo contiene, el único componente que se debe de separar es el agua, dicha separación se realiza normalmente drenando el sistema de tuberías o secando la corriente. Desde un punto de vista medioambiental, la separación del sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) supondría un beneficio, ya que no se emitiría a la atmósfera como un contaminante (23) (24).

El biometano, que se obtiene tras someter al biogás a un proceso de limpieza o purificación, se puede utilizar como combustible en vehículos en la forma de CNG (gas natural comprimido) o LNG (gas natural licuado). Primeramente, se elimina el dióxido de carbono de la composición del biogás. Posteriormente se seca el gas para eliminar el agua que puede producir posibles condensaciones en la etapa de compresión posterior al eliminado de dióxido de carbono (3). Otros posibles usos del biogás son los siguientes: como combustible para estufas o calderas, combustible para motores y turbinas de gas en la producción de electricidad o como combustible para celdas de combustible, entre muchos otros (20).

Los vehículos ideales para funcionar con biogás son aquellos denominados vehículos ligeros, que son diseñados para funcionar con gasolina y con CNG, en tanques separados, es decir, pueden funcionar con diferentes tipos de combustibles. Sin embargo, los vehículos denominados pesados son diseñados para funcionar con tan solo un tipo de combustible. Cuando se usa gas natural en lugar de diésel, se logra reducir las emisiones de  $NO_x$  en un 60-80%, entre un 10-70% las de  $CO_x$  y un 60-80% las de partículas (3) (20).

El biogás obtenido mediante co-fermentación del estiércol junto con cultivos energéticos o residuos agrícolas pueden tener niveles de sulfuro de hidrógeno entre 100 y 3000 ppm. Los CHPs que se utilizan principalmente para biogás requieren de unos niveles de sulfuro de hidrógeno por debajo de 250 ppm, para evitar una corrosión excesiva y el costoso deterioro del aceite empleado para lubricación. (23) (25)

La principal ventaja de la inyección de biogás en la red de suministros de gas natural es que ya cuenta con la infraestructura instalada y preparada para ser utilizada, haciendo posible esto una disminución del coste de inversión y que el uso del biogás sea mucho más eficaz. Sin embargo, esta ventaja se ve eclipsada por altos costos de otras inversiones y costes de operación, así como por las barreras regulatorias impuestas por los gobiernos y las empresas (permisos, estándares de calidad, pruebas y monitorización de gases, etc.) (3) (6).

Los requisitos que debe tener o cumplir el biogás en las diferentes aplicaciones mencionadas son las siguientes, ver Tabla 5

Tabla 5. Requisitos y recomendaciones para eliminar las impurezas en el uso de biogás en diferentes aplicaciones (Adaptado de (16)).

| Aplicación                 | Sulfuro de hidrógeno | Dióxido de carbono | Agua         | Siloxanos     |
|----------------------------|----------------------|--------------------|--------------|---------------|
| Caldera                    | < 1000 ppm           | No permitido       | No permitido | No permitido  |
| Horno                      | Permitido            | No permitido       | No permitido | No permitido  |
| Motores                    | < 250 ppm            | No permitido       | No permitido | Permitido     |
| Combustible para vehículos | Permitido            | Recomendado        | Permitido    | No permitido  |
| Red de gas natural         | Permitido            | Permitido          | Permitido    | Eventualmente |

El dióxido de carbono que es separado o eliminado de la corriente de biogás se puede emplear en diferentes áreas con distintos objetivos. Los estudios realizados por distintos expertos en el tema de CCU (captura y utilización de dióxido de carbono) advierten de diferentes aplicaciones donde el dióxido de carbono puede ser empleado en estado gaseoso como materia prima (26) (27) (28). Algunos de ellos son, por ejemplo, para la recuperación mejorada de petróleo (especialmente utilizado en Norte América) (29). También puede actuar como nutriente para el crecimiento de las plantas, en el proceso de carbonatación de residuos de bauxita y para producir carbonatos o bicarbonatos que sirven de materias primas para otras industrias (20) (30).

### 3.3 Tecnología de purificación de biogás

El principal objetivo de las técnicas que se detallarán a continuación es el de separar el dióxido de carbono del biogás. La eliminación del dióxido de carbono es la piedra angular de la recuperación y purificación del biogás, y las principales técnicas para separar dicho componente serán las bases de este apartado. Como se ha mencionado con anterioridad, también es importante eliminar el sulfuro de hidrógeno y el agua para que no se produzca corrosión cuando se utilicen calderas o combustión con cogeneración (CHPs). Como se ha mostrado antes, el biogás no tiene un alto porcentaje de estos compuestos por lo que pueden ser eliminados con facilidad (16).

Actualmente, en la práctica existen varias técnicas empleadas a nivel industrial para cumplir con este objetivo: la absorción física y química, la adsorción, la permeación de un gas a través de membranas y métodos de criogenia (31).

Por otro lado, existen tecnologías en desarrollo y con gran viabilidad en un futuro, como pueden ser: la adsorción a presión (PSA), lavado con agua a alta presión (HPWS), lavado físico orgánico (OPS), lavado con aminas (AS),

lavado con disolvente inorgánico (ISS), separación con membrana (MS) y separación criogénica (CS) (8). Para la separación de otros componentes como el sulfuro de hidrógeno, se requiere una etapa de prelavado antes de llevar a cabo las operaciones mencionadas arriba (32).

### 3.3.1 Adsorción a presión (PSA)

La adsorción es un fenómeno por el cual un sólido o un líquido retienen o atrapan en su superficie gases, vapores, líquidos o cuerpos disueltos. Los sistemas de adsorción basados en este fenómeno funcionan de la misma manera, donde hay una transferencia de un soluto contenido en una corriente gaseosa a la superficie de un material adsorbente (8). En los sistemas PSA los gases indeseables contenidos en el el biogás, como son el dióxido de carbono, el oxígeno o el nitrógeno son retenidos y atrapados mediante zeolitas o carbón activo a diferentes valores de presión. Debido a esta técnica el biogás producido con ella está libre de sulfuro de hidrógeno porque el material adsorbente también adsorbe este compuesto, pero a diferencia de la adsorción de dióxido de carbono, es irreversible. Para que no se destruya el material adsorbente, el sulfuro de hidrógeno se elimina en una etapa previa e independiente (1) (16).

Las plantas de PSA con el objetivo de eliminar el dióxido de carbono de la corriente de biogás funciona de la siguiente manera: Primero se realiza un lavado de la corriente, y posteriormente el biogás se dirige a los condensadores donde se elimina el agua de la corriente, y después pasa a través de un filtro de partículas antes de ser comprimido a 4-7 bares (13). El siguiente compuesto en ser eliminado es el sulfuro de hidrógeno. Esta eliminación se lleva a cabo normalmente a través de una columna de carbón activado (14). Eliminado ya este compuesto, el gas es enfriado en un refrigerador en el cual el vapor de agua condensa y se elimina, en ese momento el gas puede entrar en los lechos de adsorción del sistema PSA para incrementar la concentración en metano (33). A continuación, en la Figura 3 se muestra el esquema general de un sistema PSA

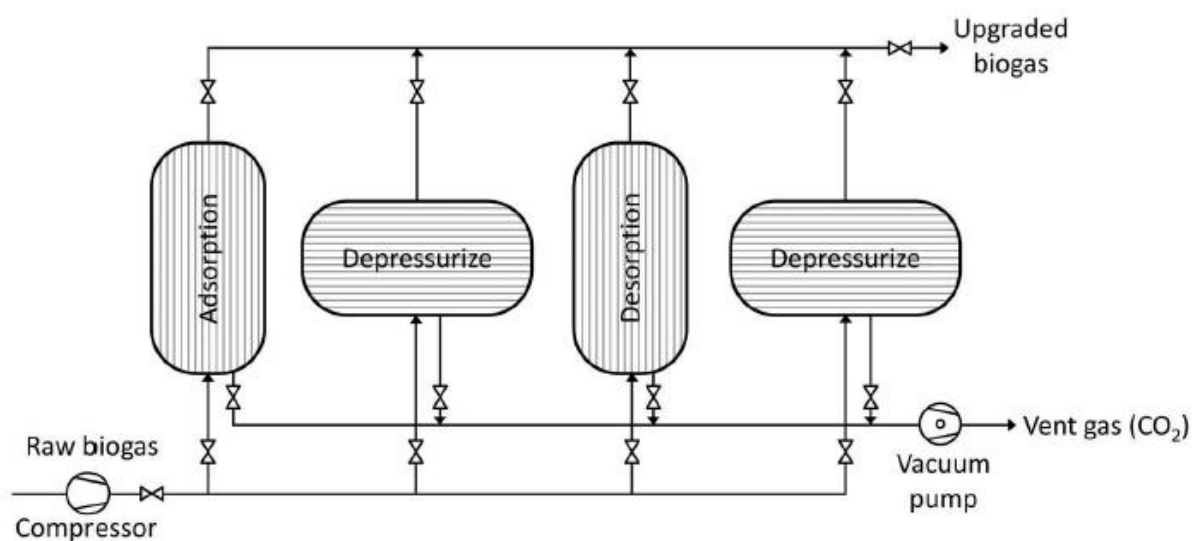


Figura 3. Sistema PSA (16).

Mediante esta técnica se obtiene un biogás mucho más limpio que con el resto de las técnicas que se explicarán a continuación. Además, los recursos requeridos por el sistema no son muy numerosos, por lo

que esta ventaja la hace adecuada para muchos procesos. Por ejemplo, esta tecnología es seca, es decir, no consume agua y no produce residuos acuosos tampoco (34). El sistema tampoco necesita aporte de calor, aunque la demanda eléctrica del proceso es importante porque el sistema PSA requiere la compresión del biogás. Además, se necesita un condensador para eliminar la humedad del gas y para enfriarlo tras la compresión en el caso de que no pueda ser enfriado mediante agua (14)

Sin embargo, tiene una serie de desventajas como que se requiere un proceso más sofisticado y un mayor control de este, incluyendo la recirculación de una parte del gas para evitar las pérdidas excesivas de metano (35). Otra desventaja es la gran probabilidad de ensuciamiento debido a la existencia de contaminantes en el biogás (33).

Algunos expertos están de acuerdo en que el máximo rendimiento de metano alcanzado es del 91% por este sistema, aunque otros piensan que se pueden alcanzar rendimientos del 95-99% añadiéndole una etapa previa eficiente (21) (20) (36). Las pérdidas del metano se suelen mover entorno al 2-4% (24) (37).

El principal factor influyente en este tipo de sistemas es saber elegir el material adsorbente que tenga tanto una alta selectividad para adsorber dióxido de carbono como que sea capaz de eliminar otros contaminantes al mismo tiempo (8). La elección debe ser basada en el diámetro de la molécula del componente que tiene que ser adsorbido, de manera que el adsorbente tenga una fácil penetración del dióxido de carbono y retenga las moléculas de metano, o lo que es lo mismo, un diámetro de poro adecuado (38).

Debido al pequeño diámetro de poro que presentan, adsorbentes como zeolitas catiónicas, silicatos, alúminas o carbono activado son extensamente empleados comercialmente y la tecnología que les rodea es muy avanzada (39). Para la limpieza del biogás, las propiedades deseables que el adsorbente debería tener son las siguientes (36) (40):

- Superficie de contacto básica, de manera que pueda ser fácilmente atraído por el carácter ácido del dióxido de carbono.
- Diámetro del poro del adsorbente adecuado para el diámetro de partícula del dióxido de carbono, pero no para el metano.
- El material debe de ser fácilmente desorbido o regenerado, con un bajo consumo de energía para ello.

### 3.3.2 Absorción

La absorción es el proceso por el cual se separa uno o más componentes de una mezcla gaseosa con la ayuda de un solvente líquido. De acuerdo con la definición del proceso se puede concluir que este proceso consistirá en un lavado de la corriente de biogás con un líquido que a través de algún principio físico o químico capture el dióxido de carbono. Dicho líquido normalmente es regenerado para su posterior utilización (1). Algunos ejemplos de absorción física son: lavado con agua a alta presión (HPWS) y lavado físico orgánico (OPS), mientras que dos ejemplos de absorción química serían: lavado con aminas (AS) y lavado con disolvente inorgánico (ISS) (17). A continuación, en los siguientes subapartados se describirán estos procesos más

detalladamente.

### 3.3.2.1 Lavado con agua a alta presión (HPWS)

Esta técnica tiene la posibilidad absorber simultáneamente dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, dando como producto un biogás rico en metano. Este proceso es capaz de eso debido a que estos dos compuestos son mucho más solubles en comparación con metano, agua y nitrógeno. Por tanto, se debe conocer la solubilidad de los compuestos del gas en el agua para poder usar correctamente esta técnica (41).

El proceso normalmente se lleva a cabo en columnas de relleno, optimizando las condiciones de operación para alcanzar altos niveles de eliminación de dióxido de carbono, lo que normalmente conduce a un mayor consumo de energía (42). A continuación, se muestra un esquema general de este tipo de proceso, ver Figura 4.

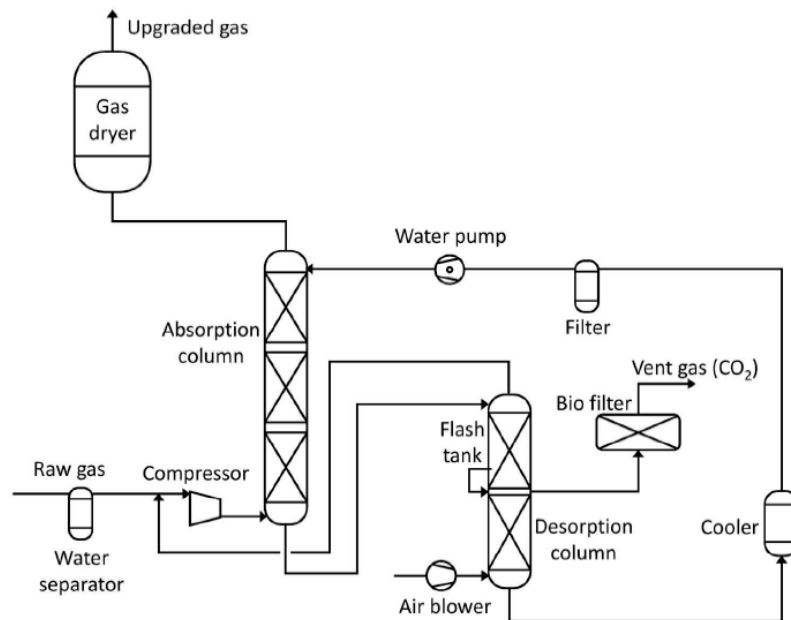


Figura 4. Proceso HPWS (41).

El esquema que se muestra es de un Sistema de absorción con agua y con regeneración. La presión con la que opera dicho sistema es de 9-12 bares (16). El primer paso es eliminar el agua condensada del biogás, para posteriormente, comprimir el biogás y alimentarlo al lecho de absorción donde también entrará en contracorriente un caudal de agua que desciende desde la parte superior del lecho. En el lecho ocurre la absorción del dióxido de carbono por parte del agua, mientras que el biogás se enriquece en metano. El gas revalorizado que se obtiene está saturado de agua, por lo que debe ser secado antes de ser utilizado. El lecho contiene relleno aleatorio para aumentar la superficie de contacto entre el líquido y el gas (13) (33)

El sistema tiene un separador flash debido a que el metano es parcialmente soluble en agua, por lo que el agua se lleva allí para reducir o evitar las pérdidas de metano. En este separador flash se disminuye la presión para liberar el gas disuelto, que contiene metano. Este gas se recircula a la alimentación de biogás, antes de la etapa de compresión (13).

Una vez pasada por el flash, posteriormente el agua es enviada a la columna de desorción para separar el dióxido de carbono disuelto haciendo pasar una corriente de aire a contracorriente. La columna de desorción también contiene un relleno aleatorio que cumple la misma misión que en la columna de absorción. El agua que sale de la torre de desorción se vuelve a enviar a la torre de absorción limpia, mientras que el aire emitido a la atmósfera contiene dióxido de carbono y una pequeña fracción de metano. Para prevenir problemas de olor y capturar el sulfuro de hidrógeno, la corriente gaseosa se pasa a través de un filtro antes de ser emitido a la atmósfera.

Por medio de esta técnica se puede llegar a obtener un biometano con una pureza de un 95-97% (43), con un solo paso por columna, pudiendo aumentar dicha pureza si se recirculaba. Además, cabe mencionar que, algunos estudios han logrado un 99,1% de reducción en siloxanos y un 99,9% en compuestos halogenados al aumentar la presión de operación a 20-25 bares (44).

La técnica del lavado con agua presión tiene una serie de ventajas como que es una tecnología simple y ampliamente usada en la industria y relativamente barata. Además, el lavado con agua tiene pocas pérdidas de metano (por debajo del 2%) debido a la enorme diferencia de solubilidades entre el metano y el dióxido de carbono (45) (20). La principal desventaja de la absorción con agua es que posee una menor eficiencia que otros procesos en términos de energía.

También cuando se usa esta técnica se consumen pocos recursos, siendo el más importante y principal el agua. El volumen de agua requerido varía con los diferentes tamaños y condiciones de operación, pero se puede establecer un consumo promedio de 0,5-5 m<sup>3</sup>/día. Además, se necesita también aceite para los compresores (su calidad depende del tipo de compresor) y se requieren pequeños volúmenes de agentes antiespumantes (46).

### **3.3.2.2. Lavado físico orgánico (OPS)**

Este proceso es bastante parecido al anterior, al lavado con agua, con la principal diferencia que el dióxido de carbono es absorbido por un disolvente orgánico (47) (13). Un disolvente orgánico puede ser el polietilenglicol, donde el dióxido de carbono es mucho más soluble en este disolvente que en agua, por lo que esto significa que, para el mismo caudal de gas en cuestión, el caudal de líquido que se requiere será menor y, por lo tanto, se requerirá un equipo de menor tamaño, lo cual tiene un efecto positivo en los costes de inversión. Aunque se alcanzan rendimientos similares con ambos métodos (48). La solución del disolvente orgánico, el polietilenglicol, se regenera normalmente a través de un calentamiento o despresuración. Además, el sulfuro de hidrógeno, el agua y el oxígeno se pueden eliminar también con el dióxido de carbono si no se han eliminado previamente en el proceso de limpieza del biogás. Algunos ejemplos comerciales de disolventes orgánicos son el Selexol y el Genosorb (1) (45).

La Figura 5 muestra un esquema del sistema de absorción con Selexol utilizado en una planta en Suecia (33). Primeramente, el sulfuro de hidrógeno se elimina del biogás, y, a continuación, se enfría el gas, y con ello el agua condensada se elimina para comprimir el biogás y enfriarlo de nuevo antes de introducirlo a través de la cola del lecho de absorción, que opera a una presión de 6-8 bares (17). Para poder mantener un contacto en contracorriente entre el gas y el líquido, el selexol se introduce por la parte superior de la torre. En este proceso, la torre también contiene relleno aleatorio con el mismo objetivo que en los anteriores procesos, para aumentar

la superficie de contacto entre gas y líquido, y así aumentar la transferencia de materia. Cuando el gas sale por cabeza de la torre, este sale enriquecido en metano.

Como en el lavado con agua, en este proceso también hay un separador flash con la misma función debido a que el dióxido de carbono es soluble en selexol, y, por tanto, para minimizar las pérdidas de metano, la corriente líquida se lleva al separador flash, donde se reduce la presión. La mezcla gaseosa que se genera se recircula a la entrada del compresor para recuperar el metano que contiene. De la misma forma que en el lavado con agua, el Selexol que abandona el separador flash se lleva a una columna de desorción para regenerarlo, donde se pone en contracorriente con un caudal de aire que hace que el dióxido de carbono se desorba. El Selexol regenerado se enfría y se utiliza de nuevo en la columna de absorción (33).

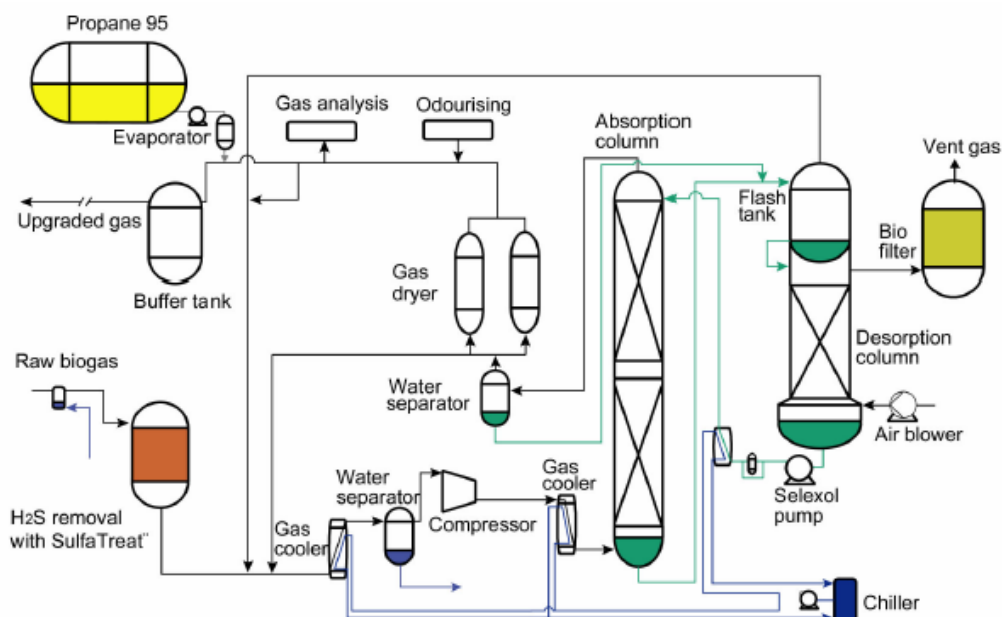


Figura 5. Proceso de absorción con selexol (33).

En esta tecnología también se consumen y se necesitan relativamente pocos recursos. El primero de ellos es el lecho de carbón activo para la eliminación de sulfuro y para la prueba de gases durante el análisis de los equipos. A diferencia de la absorción con agua, en la absorción con disolventes orgánicos, no se requiere el consumo de agentes antiespumantes o agua, aunque es necesaria una pequeña adición de disolvente orgánico por las pérdidas causadas por la evaporación de estos compuestos. A esto se debe agregar que el disolvente orgánico tiene un coste más alto que el agua (8) (14).

El consumo energético es el mismo o parecido que en el proceso anterior, ya que también se necesitarán compresores, bombas y enfriadores. Del mismo modo, el consumo de energía depende del tamaño de la unidad, pero no de la concentración de metano en el biogás. Este consumo es de 2,2-0,25 kWh/Nm<sup>3</sup> de biogás (14).

### 3.3.2.3 Lavado Químico

En este proceso, la absorción se produce de forma química, por lo que implica que ocurren reacciones entre la sustancia absorbida y el componente absorbente. Dentro de los compuestos orgánicos, las aminas son

típicamente las más comúnmente usadas para la eliminación de gases como el dióxido de carbono o el sulfuro de hidrógeno ya sea en la forma de Dietanolamina (DEA), Monoetanolamina (MEA) o Metildietanolamina (MDEA). En cuanto a los componentes inorgánicos, generalmente consisten en una solución acuosa de una sal alcalina como tal como el hidróxido de sodio, potasio, amonio o calcio (17) (8).

En el proceso de absorción química con aminas, la reacción es muy selectiva, por lo que las pérdidas de metano que se pueden dar estarían por debajo del 0,1% y podría obtenerse un 99% de pureza en el metano (1) (45). Los parámetros típicamente empleados en la operación son de un valor de 120°C y 1-2 bares de presión (49). Sin embargo, a causa de la evaporación a la que se ve sometida durante el proceso, una parte de la disolución de amina se pierde, la cual debe ser reemplazada (16). La regeneración de la disolución se realiza separando el dióxido de carbono de las aminas mediante calentamiento con vapor en el cual el dióxido de carbono vuelve a la fase gaseosa inicial. Esta regeneración es un proceso que implica un consumo de energía bastante alto (8) (1) (50). Algunos expertos han logrado importantes reducciones en términos energéticos de casi un 30%, alcanzando una eficiencia de captura de dióxido de carbono del 90% (48) (51).

La Figura 6 muestra el esquema típico de operación de la absorción química. Dentro de la columna el contacto entre el gas y líquido ocurre a contracorriente, de forma que el dióxido de carbono es absorbido químicamente en el líquido, permitiendo que la corriente de gas que sale por cabeza sea enriquecida en metano.

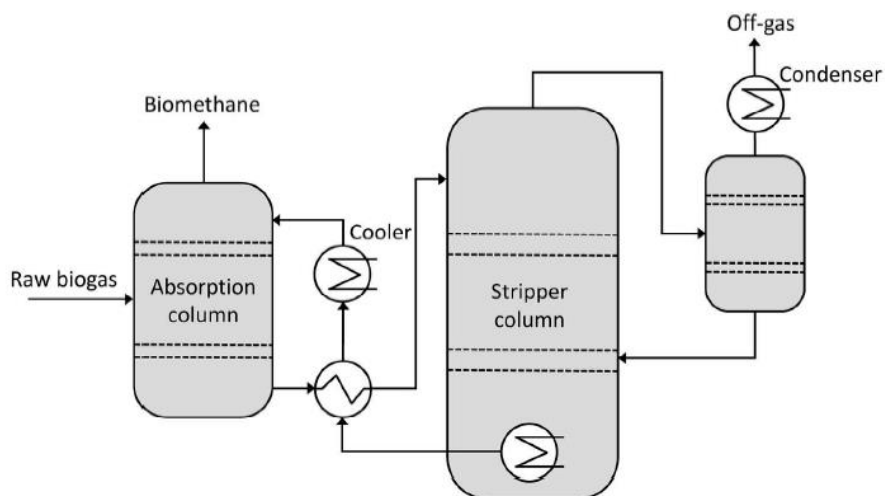


Figura 6. Proceso de absorción química (14).

La solución líquida abandona la columna de absorción por la parte inferior de esta, para regenerarse en una columna de desorción mediante calentamiento con vapor. Después de la regeneración, la solución de amina se enfría antes de volver a la columna de absorción.

Las ventajas que presenta esta técnica son la alta selectividad de las aminas por el dióxido de carbono y la gran reducción de volumen que implica este proceso con respecto a otros. Por ejemplo, la absorción química puede disolver 1 o 2 órdenes de magnitud más de dióxido de carbono por unidad de volumen que si se emplease la absorción con agua. Por otro lado, si hay calor residual que pueda ser empleado en la etapa de absorción, el consumo global de energía sería menor que en otros casos como la absorción con Selexol o con agua (45) (33).

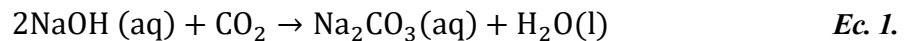


En términos de consumo, se requiere el uso de agua, de electricidad y de algunos compuestos químicos. El consumo eléctrico depende de la capacidad con la que los equipos estén funcionando: con el mínimo consumo más bajo a la carga máxima, es de 0,12 kWh/Nm<sup>3</sup>/h, y el mayor consumo a la carga mínima, de 0,14 kWh/Nm<sup>3</sup>/h. Además, la columna de desorción requiere calor para regenerar las aminas, cuyo consumo es aproximadamente 0,55 kWh/Nm<sup>3</sup>/h de biogás (33).

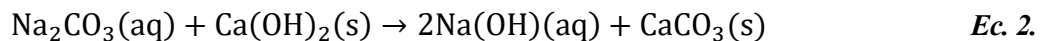
Para el caso de la absorción química con compuestos inorgánicos se suelen emplear compuestos alcalinos para poder transformar el dióxido de carbono contenido en el biogás en una sal carbonatada a través de la precipitación. De esta forma, el dióxido de carbono puede ser devuelto al medioambiente de una forma segura (52).

Uno de los disolventes más utilizados es el hidróxido de sodio (NaOH), principalmente debido a su fuerte carácter alcalino que le permite ser completamente ionizado en agua y ha sido profundamente estudiado por muchos investigadores (53) (54) (55) (56). Comparado con otros disolventes es bastante más barato, la disponibilidad de este, la capacidad de captura teórica y la posibilidad de formar un subproducto no contaminante, (57) hace al hidróxido sódico un serio aspirante para la captura de dióxido de carbono en la purificación de biogás.

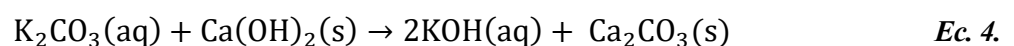
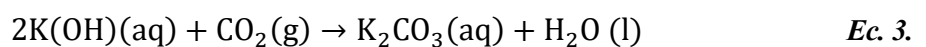
La solución de hidróxido sódico se emplea en rangos de concentraciones típicos entre un 5-15% absorbiendo el dióxido de carbono y formando una solución de carbonato de sodio como se indica en la Ecuación 1 (53) (58).



Algunos autores en sus estudios alcanzaron eficiencias de captura de alrededor del 60% con una concentración del 5% de hidróxido sódico (53), mientras que otros expertos alcanzaron un 90% de eficiencia de eliminación (47). La fácil regeneración vía carbonatación del dióxido de carbono que tiene este compuesto es otra ventaja de utilizarlo como disolvente. Se utiliza calcio como agente precipitante, ver Ecuación 2. Esta técnica ha sido utilizada por varios investigadores, los cuales han usado tanto hidróxido de calcio como residuos con un alto contenido en calcio para solidificar permanentemente el dióxido de carbono (53) (30) (59).



Otro absorbente inorgánico frecuentemente empleado para la captura de dióxido de carbono es el KOH, por las mismas razones que el hidróxido sódico. La desventaja más importante y principal diferencia con respecto al hidróxido sódico es que, el potásico es un poco más caro, pero su coste podría ser reducido si es posible vender el carbonato de potasio formado en la reacción de absorción que se puede observar en la Ecuación 3, o regenerando el hidróxido potásico de un modo similar al sódico, ver la Ecuación 4 (59).



Con el hidróxido potásico los rendimientos de eliminación de dióxido de carbono que pueden llegar a alcanzarse son ligeramente inferiores a los conseguidos con el hidróxido sódico, del orden del 70-80% (60) (61).

Tanto el hidróxido sódico como el potásico tienen la opción de eliminar también otras impurezas contenidas en el biogás, pero se recomienda una eliminación previa para hacer más fácil la regeneración de ambos compuestos alcalinos (62). A continuación, se muestra un esquema del sistema de eliminación de dióxido de carbono mediante compuestos alcalinos, ver Figura 7.

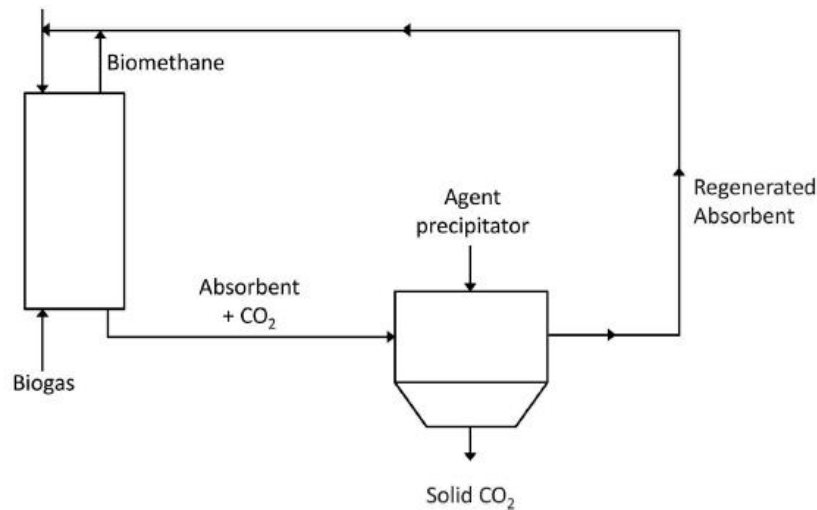
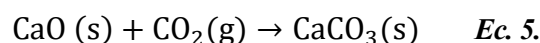


Figura 7. Proceso de absorción caustica con regeneración y almacenamiento. Adaptado de (61).

Aunque el hidróxido sódico presenta una serie de ventajas como puede ser que es: es un disolvente realmente barato y un disolvente bastante respetuoso con el medio ambiente, puede presentar problemas a la hora de realizar la operación del sistema debido a incrustaciones debido a la baja solubilidad de este en el caso del proceso de absorción en una columna de relleno clásica. Esto ha provocado que diversos investigadores y expertos lleven a cabo este proceso en reactores supercríticos para evitar los problemas de incrustaciones (63). Cuando se usa óxido de calcio u otros minerales que lo contienen, el proceso se denomina carbonatación mineral y sigue la Ecuación 5 (64).



### 3.3.3 Separación con membranas

La valorización de biogás también se puede realizar mediante membranas, para ello estas membranas están formadas por material permeable al dióxido de carbono, al agua o al amoníaco. Parte del sulfuro de hidrógeno y del oxígeno pasa a través de las membranas, mientras que el nitrógeno y el metano pasan en muy baja proporción, lo que hace la separación posible (1). El fenómeno de permeabilidad que ocurre en estas membranas se debe básicamente a diferencias de concentraciones, presiones, temperaturas y cargas eléctricas que crean una fuerza de conducción (8). A continuación, se muestra un esquema de lo que ocurre dentro de una membrana permeable, ver Figura 8.

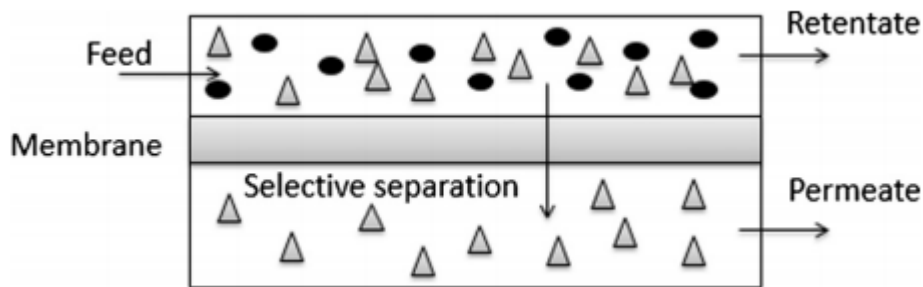


Figura 8. Proceso de separación del biogás mediante membranas (8).persso

Para este tipo de técnicas existen dos tipos de vías a seguir, mediante vías húmedas o secas. Las técnicas secas se basan en el hecho de que ciertas sustancias pasan más fácilmente a través de las membranas que otras. El ratio de paso de cada sustancia depende básicamente de la diferencia de la presión parcial en cada uno de los lados de la membrana. Y la presión parcial de cada sustancia depende a su vez de la permeabilidad, y esta última, depende de la solubilidad química de la sustancia en la membrana. Para lograr una buena separación del dióxido de carbono, la membrana debe ser selectiva para ese compuesto y la diferencia en la permeabilidad entre este compuesto y el metano debe ser alta (33) (16).

El material que suele formar este tipo de membrana es de fibra hueca, el cual es idóneo para el objetivo alcanzar, el cual es conseguir la mejor superficie de contacto posible. Dichas fibras huecas pueden estar formadas de diferentes polímeros, los cuales tengan una permeabilidad de 20 o 60 veces mayor para el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno que con el metano (65). El sulfuro de hidrógeno se debe eliminar previamente para evitar daños por corrosión en la membrana (66). También puede ser necesario separar las gotas de agua, ya que estas reducen la eficiencia de las membranas (13).

El diseño de membranas para este propósito se consigue alcanzando una alta concentración de metano frente a bajas pérdidas del mismo. Se puede aumentar la concentración de este aumentando el tamaño o número de membranas, sin embargo, esto presenta una desventaja, la cual es que al mismo tiempo las pérdidas de este compuesto se hacen mayores. Para alcanzar una alta concentración de metano con bajas pérdidas, el gas rico en dióxido de carbono obtenido en el permeado debe ser recirculado (17).

Debido a la alta presión combinada con la recirculación supone un alto consumo de energía, y es por ello por lo que en la actualidad hay pocas plantas de recuperación de biogás que empleen membranas de vía seca. A diferencia de las membranas vía seca, la separación húmeda no es selectiva para algunos gases. El fundamento de esta técnica es básicamente un fluido de arrastre en uno de los lados de la membrana que absorbe selectivamente ciertos componentes. Las moléculas de dióxido de carbono se difunden a través de los poros de la membrana y son absorbidos por el fluido arrastrado, el cual supone un coste bastante menor en comparación con los otros tipos de membranas (1).

En las membranas el consumo energético para un proceso en concreto depende de los siguientes factores: las pérdidas de metano, la riqueza de este en el biometano producido, la superficie de membrana instalada y la

presión aplicada a la misma. Por ejemplo, si se requiere una alta concentración de metano se requerirá una mayor área de membrana y/o una mayor presión. La superficie de la membrana es aquella que determina la presión de dicho proceso. Por ejemplo, si la membrana es más grande, se puede usar una presión más baja porque el caudal de gas sería menor (20).

En la actualidad, las membranas que más se utilizan de forma comercial están formadas por polímeros procedentes de materiales orgánicos como el policarbonato o el acetato de celulosa (67). Algunos de los expertos han logrado el enriquecimiento en metano del biogás en concentraciones desde el 55-85% hasta el 91-95% (68). Otros han logrado hasta un 99.5% de recuperación de metano de un 80% que tenía originalmente el biogás crudo (17).

Al igual que se requiere una eliminación previa del sulfuro de hidrógeno para evitar daños a la membrana, también se necesita eliminar las gotas o aerosoles que el biogás crudo pudiera contener. Esta última limpieza se suele hacer con un filtro de rejilla anterior al proceso (1). En la Figura 9 se puede observar un diagrama general del proceso.

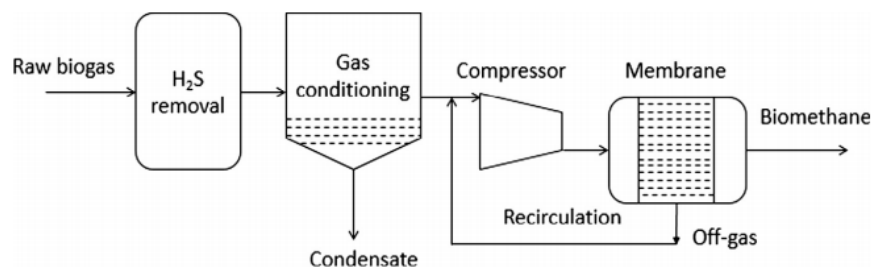


Figura 9. Esquema de un proceso de separación por membranas (1).

### 3.3.4 Separación criogénica

El funcionamiento de esta separación se basa principalmente en los diferentes puntos de ebullición que tienen los distintos gases. El biogás se comprime y se enfría a una temperatura donde el dióxido de carbono condensa y puede ser separado como un líquido, mientras la fase gas está concentrada en metano. En este caso, cabe mencionar la gran diferencia que existe entre las dos sustancias principales del biogás, dióxido de carbono y metano que son las siguientes: (-78.2°C vs -161.5°C respectivamente) (16). La separación se logra porque el dióxido de carbono condensa a una temperatura mayor que el metano y los parámetros típicos de operación de esta técnica son 80 bares de presión y 170°C de temperatura (69). Se debe eliminar previamente el agua de la corriente gaseosa para evitar congelación durante el proceso de criogenia (1). Cabe comentar que el punto de sublimación del dióxido de carbono puro es 194,6 K. Sin embargo, ya que este compuesto está mezclado en el biogás, se necesitan temperaturas más bajas y/o presiones más altas para conseguir la sublimación o condensación de este en el biogás (33). En la Figura 10 se puede ver un esquema general del proceso criogénico.

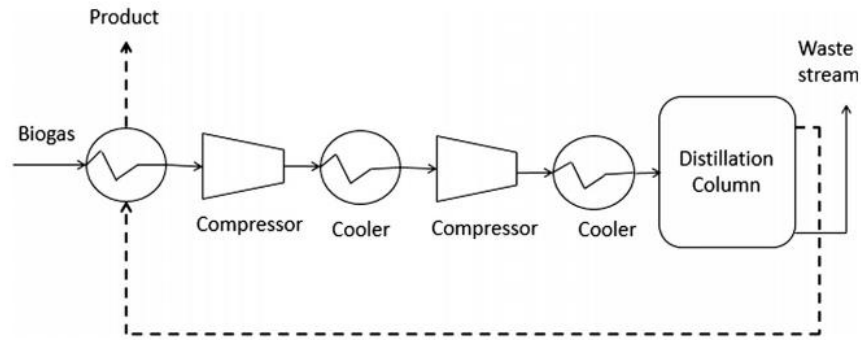


Figura 10. Proceso de separación criogénica (33).

La primera etapa del proceso consiste en comprimir el gas hasta unos 80 bares aproximadamente. El gas a continuación se seca para prevenir la congelación en las etapas de enfriamiento posteriores donde el gas se enfría en una serie de intercambiadores de calor hasta 45 ° C. Cuando el gas es enfriado, el dióxido de carbono condensa y la fase líquida se elimina en un separador (34). Para poder reducir las pérdidas en metano, se recircula el condensado y se devuelve a la primera etapa del proceso. Después de la eliminación del dióxido de carbono condensado, el gas se vuelve a enfriar hasta -55 ° C. Posteriormente, el gas es expandido en un depósito de expansión, hasta una presión de valor entre 8 y 10 bares y una temperatura de -110 ° C, lo que causa que el dióxido de carbono restante se congele. El gas de salida contiene aproximadamente un 97-99% de metano. Finalmente, la corriente de dióxido de carbono limpia se calienta antes de abandonar la planta (1) (24).

Johansson (70), investigador de renombre, resalta que el consumo eléctrico es de alrededor de 0.8 kWh/Nm<sup>3</sup> de biogás para un rango de caudales de 50-2400 Nm<sup>3</sup>/h para el proceso comercializado por los servicios de tratamiento de gas de la empresa.

Como en el resto de las técnicas explicadas anteriormente se deben eliminar las otras impurezas como el sulfuro de hidrogeno o las gotas de agua para no obstruir el equipo (20).

### 3.3.5 Comparación entre técnicas

Una vez explicadas las tecnologías en desarrollo y con gran viabilidad, se puede llegar a la conclusión que se obtiene una alta pureza del biometano usando técnicas de absorción química con aminas, es decir, con disolvente orgánico, mientras que las menores pérdidas se logran empleando la separación criogénica. En las tecnologías de lavado con agua y separación con membrana se obtiene un alto nivel de impurezas en el producto final. Cabe destacar que calidad del biometano requerido final depende del uso final donde se vaya a emplear. (71) (72) (73) (74) (75) (76).

Para valorar los costes de las tecnologías anteriormente explicadas, es primeramente necesario distinguir entre coste capital (CAPX) y coste de operación y mantenimiento (O&M) (20). El primer coste depende del tamaño de la planta, y es inversamente proporcional a este tamaño. Cabe mencionar que, respecto a este coste, no se encuentran grandes diferencias entre las distintas tecnologías (14). Los costes O&M están principalmente compuestos por el consumo eléctrico y la materia prima empleada (agua o compuestos químicos, por ejemplo).

Este coste suele ser mayor en las plantas de criogenia, debido al alto gasto de energía para alcanzar las condiciones criogénicas de operación necesarias (74) (77). Además, también presenta un alto coste de O&M las plantas con absorción química debido a la regeneración del disolvente (74) (77) (78) (79) (14). En la Tabla 6 se puede observar una comparación de las ventajas y desventajas de las diferentes técnicas explicadas.

Tabla 6. Comparación entre las distintas técnicas de valorización de biogás.

| <b>Técnica</b>              | <b>Ventajas</b>   | <b>Desventajas</b>   |
|-----------------------------|---|--|
| Sistemas PSA                | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Bajo consumo energético</li> <li>-No se requieren químicos</li> <li>-Compacidad</li> <li>-Muy común a pequeña escala industrial</li> </ul>  | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Se obtiene una composición en metano media-alta (&gt;96%) comparado con muy altas purezas (&gt;99%)</li> <li>-Menor eficiencia que otras técnicas (2-4% pérdidas de metano)</li> <li>-Se requiere un pretratamiento para eliminar el agua y el sulfuro de hidrógeno</li> <li>-Control estricto del proceso</li> <li>-Alto consumo eléctrico (0,25 kWh/Nm<sup>3</sup>)</li> </ul> |
| Lavado con agua             | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Fácil uso y barata</li> <li>-Bajo consumo eléctrico (&lt;0,25 kWh/Nm<sup>3</sup>)</li> <li>-Capaz de eliminar amoniaco y sulfuro de hidrógeno</li> <li>-Flexible en capacidad</li> <li>-La más empleada en la industria</li> </ul>      | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Composición en metano obtenida media-alta (&gt;97%) comparado con muy altas purezas (&gt;99%)</li> <li>-Pérdidas de metano alrededor del 2%</li> <li>-No muy flexible con respecto a la composición dl biogás</li> <li>-Se necesita una etapa de secado después del lavado</li> </ul>  |
| Lavado físico orgánico      | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Presenta una mayor solubilidad del dióxido de carbono que del agua</li> <li>-Bajas pérdidas de metano</li> <li>-También elimina el amoniaco, el sulfuro de hidrógeno y otras impurezas, pero se recomienda un pretratamiento</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Se obtiene una composición en metano media-alta (&gt;96%) comparada con muy altas purezas (&gt;99%)</li> <li>-Alto coste de inversión y operación (consumo eléctrico 0,24-0,33 kWh/Nm<sup>3</sup>)</li> <li>-Difícil operación</li> <li>-Se requiere calentamiento para una regeneración completa</li> </ul>   |
| Lavado de absorción química | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Se obtienen la mayor pureza de biometano (&gt;99%) y bajas pérdidas (&lt;0,1%)</li> <li>-No hay presurización del</li> </ul>  | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Altos costes de inversión</li> <li>-Alta demanda de calor para la regeneración</li> <li>-Corrosión y precipitación de</li> </ul>   |

|                         |  |   |
|-------------------------|--|---|
|                         | <p>biogás</p> <p>-Alta eliminación del dióxido de carbono</p>  | <p>sales. Posible formación de espumas</p> <p>-Se necesita pretratamiento para eliminar el sulfuro de hidrógeno</p>   |
| Separación con membrana | <p>-Construcción y operación simples</p> <p>-Requiere poco mantenimiento</p> <p>-Configuración modular</p> <p>-No se requiere calor ni productos químicos</p> <p>-Alta fiabilidad</p> <p>-Se pueden tratar pequeños caudales de gas sin grandes aumentos de los costes</p> | <p>-Baja selectividad de la membrana</p> <p>-Se requieren varias etapas para conseguir una pureza de metano alta</p> <p>-Pérdidas de metano media-altas (&lt;10%)</p> <p>-No es adecuado para biogases con contaminantes sin determinar, como gas de vertedero o biogás de aguas residuales</p> <p>-Alto coste de las membranas</p> <p>-No está extendido en la industria</p> |
| Separación criogénica   | <p>-Se alcanza una alta pureza del biometano (aprox 98%)</p> <p>-Bajas pérdidas de metano (&lt;1%)</p> <p>-Se obtiene dióxido de carbono puro como subproducto</p> <p>-No se requieren productos químicos</p>  | <p>-Alto coste capital y de operación</p> <p>-Se necesita un pretratamiento para eliminar los contaminantes</p> <p>-Implementación a gran escala muy reciente</p> <p>-Su eficiencia y tecnología no está muy demostrada</p>   |

## 4 DEFINICIÓN DEL PROCESO DE ESTUDIO

---

El proceso de purificación del biogás estudiado consiste en la absorción del dióxido de carbono de la corriente de dicho gas por medio de un compuesto alcalino como el hidróxido de sodio (NaOH) en una torre de absorción, que como hemos visto en el capítulo anterior, es uno de los procesos más baratos y respetuosos con el medio ambiente. El biogás empleado en el proceso está compuesto básicamente por un 60% de metano y un 40% de dióxido de carbono, aunque en su composición se pueden encontrar otras impurezas, por ejemplo, sulfuro de hidrógeno o siloxanos. La limpieza del biogás permite obtener un biometano de alta pureza, que puede sustituir al gas natural tradicional.

En la Figura 11 se esquematiza el proceso seguido para la revalorización de biogás y la posterior regeneración de la solución alcalina. El proceso se divide en tres etapas principales según las operaciones más importantes realizadas en él.

La primera etapa es la revalorización del biogás, que tiene lugar en una torre de absorción donde se produce la captación del dióxido de carbono contenido en el gas con una disolución alcalina. Como se mencionó anteriormente, se analizarán cuatro tamaños de plantas respecto al caudal de biogás; tamaños para caudales pequeños de 100 y 250 m<sup>3</sup>/h; tamaños de caudales medianos 500 m<sup>3</sup>/h; y por último, tamaños para grandes caudales de 1000 m<sup>3</sup>/h.

La segunda etapa que se puede identificar en el proceso es la etapa del precipitador, donde llega la solución que sale por la parte inferior de la torre, y ocurre la precipitación del carbonato captado en la primera etapa mediante el uso de compuestos como el cloruro cálcico (CaCl<sub>2</sub>) y el magnésico (MgCl<sub>2</sub>). De esta forma, el dióxido de carbono atrapado precipita en forma de carbonato cálcico (CaCO<sub>3</sub>) o magnésico (MgCO<sub>3</sub>) y el compuesto alcalino, el sodio (Na), se mezcla con el cloro (Cl) y sale en forma de cloruro sódico (NaCl) hacia la siguiente etapa.

Y, por último, la tercera etapa es la electrodiálisis con membrana bipolar. La solución salida del precipitador pasa por una serie de equipos intermedios que tienen como objetivo preparar dicha disolución para que los equipos del proceso no resulten dañados a causa de la recirculación. Estos equipos son el ablandamiento que elimina el calcio o magnesio sobrante y una destilación con membrana para que la disolución tenga la concentración adecuada para el proceso de electrodiálisis.



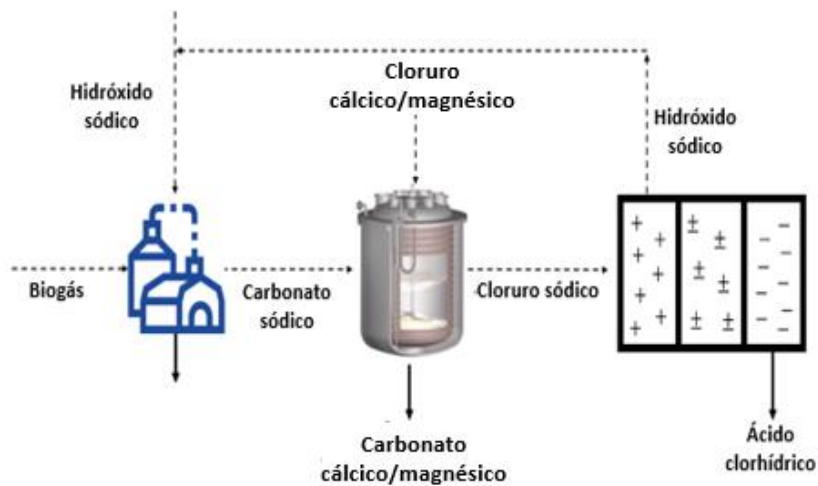


Figura 11. Proceso general teórico de revalorización del biogás (81).

El análisis económico de este proceso se realizará en tres escenarios diferentes que se comentarán a continuación. Se definieron tres escenarios básicamente para observar cómo influye la implementación de la economía circular en la rentabilidad de este proceso, debido a que se generan subproductos que pueden incrementar los ingresos al ser vendidos, y así mejorar la economía de la planta. Además de mejorar la rentabilidad, con la implantación de la economía circular se mejora la respetuosidad del proceso con el medioambiente.

El primero de ellos consta de tan solo dos equipos y una sola etapa, en donde se produce la absorción del dióxido de carbono de la corriente de biogás con el hidróxido sódico en la torre de absorción. Posteriormente a esta etapa la disolución producida por la reacción química se lleva a tratamiento fuera de la planta. En este escenario no hay nada de implantación de economía circular ya que no se aprovecha ningún subproducto producido. Todo esto, incluido la reacción se plasma en la Figura 12.

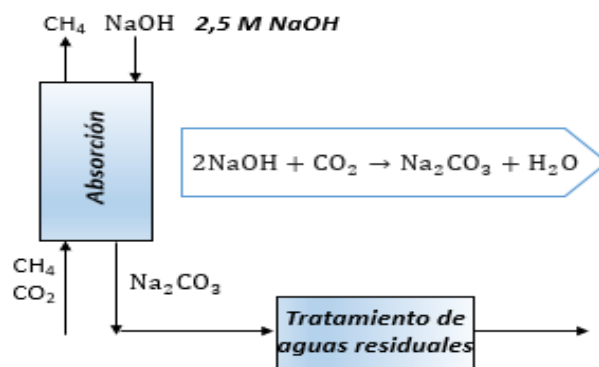


Figura 12. Esquema caso 1

El segundo escenario estudiado persigue la introducción parcial de economía circular mediante la recuperación del dióxido de carbono como carbonato cálcico o magnésico. Inmediatamente después de la etapa de absorción

en la torre, el carbonato sódico se transporta a un reactor de precipitación donde se añade un reactivo, en este caso el cloruro cálcico o magnésico, para poder separar el carbonato del sodio y obtener caliza para que se puedan conseguir más ingresos adicionales. El otro subproducto obtenido es el cloruro sódico, el cual se lleva a tratamiento fuera de la planta. Los procesos mencionados pueden verse en la Figura 13.

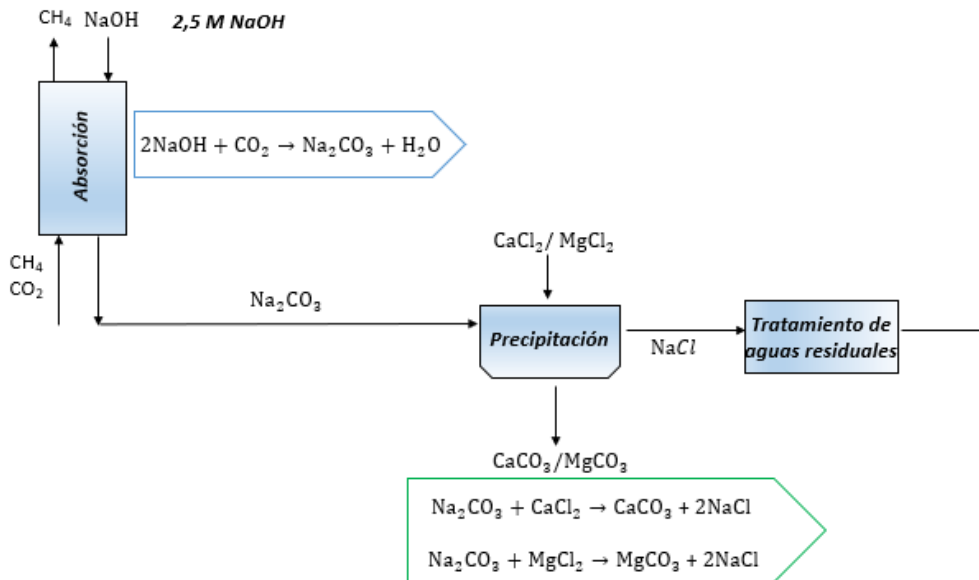


Figura 13. Esquema caso 2

Y, por último, el escenario tres es aquel en que la economía circular es completa, ya que se añade una serie de etapas posteriores a la precipitación para poder regenerar el hidróxido sódico partiendo de una solución de cloruro sódico formada en la etapa del precipitador. En este escenario se añaden una etapa de ablandamiento para eliminar el calcio que pueda quedar disuelto para que no originen daños e incrustaciones en los equipos del proceso debido a la recirculación empleada. Además, se le añade una etapa de destilación con membranas previa a la membrana bipolar, que tiene como objetivo disminuir la cantidad de agua de la corriente de salida del ablandador y recuperar agua con calidad suficiente para ser reutilizada. Por otra parte, se añade también la etapa de electrodiálisis con membranas bipolares, la cual se encarga de regenerar por completo el sodio que circula por la corriente y transformarlo en hidróxido sódico y, además, de producir cloruro de hidrógeno, otro subproducto más para poder obtener más ingresos. Por último, el hidróxido sódico recuperado se lleva a una destilación con membrana para reajustar la concentración de la disolución con agua y poder así reintroducirla a la torre. Así, se fomenta la recuperación de materias primas para mejorar la economía de la planta y ser más respetuoso con el medioambiente ya que se vierten menos residuos al exterior. La Figura 14 muestra todo lo explicado anteriormente para que se pueda entender mejor y se tenga una idea visual del proceso.

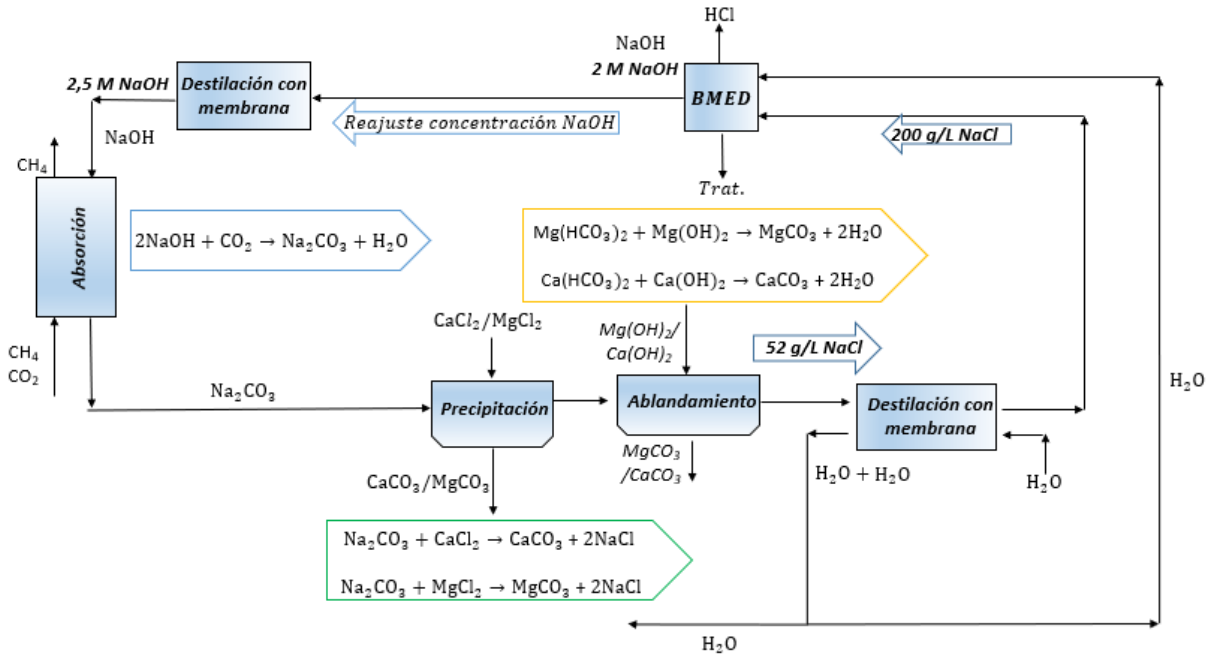


Figura 14. Esquema caso 3

## 5 METODOLOGÍA

---

**E**n este capítulo se detallará la metodología empleada para realizar tanto el proceso experimental como la estimación económica de los tres escenarios seleccionados. Respecto al tema experimental, se explicará el número de pruebas realizadas en el laboratorio, los materiales que se requerirán y su determinada función, los parámetros de operación fijados y los equipos necesarios para poder simular correctamente el proceso escalar. Se calcularán los rendimientos de captación de dióxido de carbono y se mostrarán. También se comentará el por qué la elección de un precipitador en detrimento del otro explicando una serie de ventajas.

El análisis de rentabilidad se realizó por el método del flujo de caja descontado (FCD) el cual se fundamenta en la regla del valor presente. Esta regla nos dice que el valor de cualquier activo financiero es el valor presente de sus flujos de caja futuros. Para realizar dicho análisis, se tomarán en cuenta en cuenta parámetros como el VAN (valor actual neto) y el IR (índice de rentabilidad). Para obtenerlos y realizar un seguimiento de la economía se tendrán en cuenta todos los costes de la planta, tanto fijos como variables dependiendo del escenario y tamaño de planta estudiado, además de los ingresos totales, los cuales también varían en función del escenario y tamaño analizado.

### 5.1 Metodología experimental

Las pruebas experimentales se realizarán con la finalidad de analizar el rendimiento de captación de dióxido de carbono por parte de los precipitadores, y poder así decantarse por el que presente mayores ventajas para el proceso estudiado. Como se ha mencionado anteriormente, en este estudio se emplearon dos compuestos como precipitadores, el cloruro cálcico y el cloruro de magnesio.

Estas pruebas experimentales simularán la salida de la torre de absorción, es decir, inmediatamente después de que el dióxido de carbono sea absorbido por la disolución alcalina, en este caso estudiado, el hidróxido sódico. A continuación, se muestra un esquema general de la planta al completo para poder situar mejor este apartado, ver Figura 15.

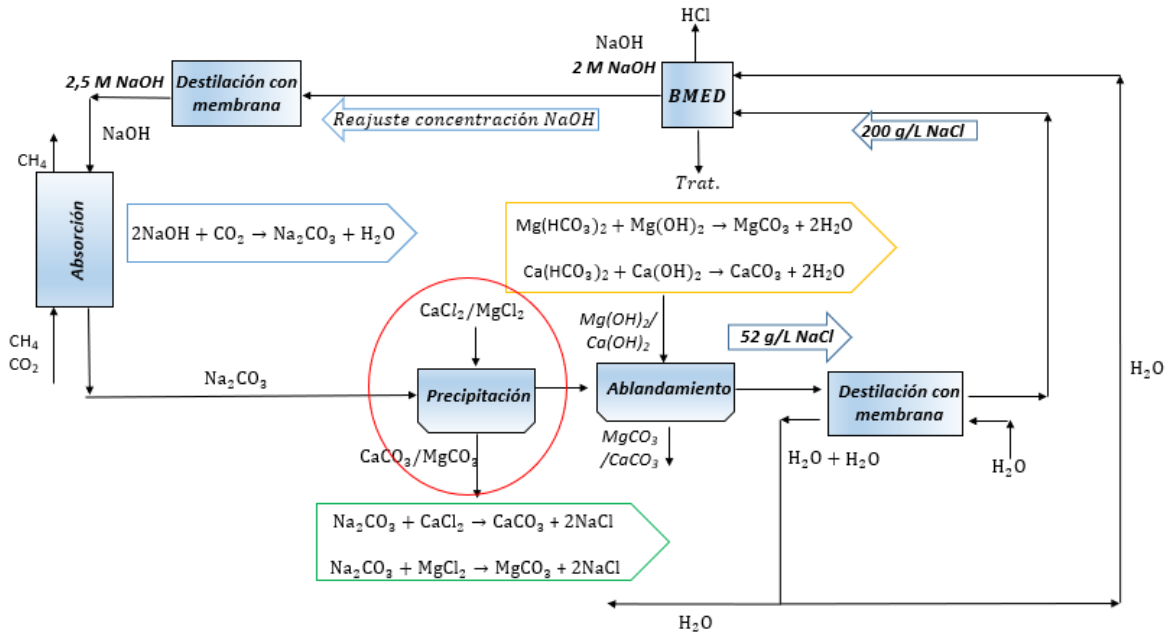


Figura 15. Esquema general del proceso de captura de biogás.

El proceso reflejado con el nombre de precipitación, el cual se encuentra redondeado de un color rojizo, es la equivalencia con las pruebas escalares en el laboratorio. Aunque se analizaron tres escenarios principales la precipitación se sitúa en el mismo lugar en cada uno de ellos, excepto en el primero, que no existirá tal proceso debido a que no habrá nada de economía circular. En el análisis económico se reflejará como influye la existencia o no de este proceso en la planta.

En la Figura 15 se puede observar las reacciones que se da en el caso de usar cloruro cálcico o magnésico. Se puede ver como el dióxido de carbono precipita en forma de carbonato, justo como se explicó en el capítulo anterior sobre técnicas de depuración de biogás.

Una vez situado este apartado en el proceso, se explicará en profundidad los parámetros, materiales y equipos necesarios para realizar dichas pruebas experimentales.

### 5.1.1 Materiales

Para simular el proceso escalar en el laboratorio mediante las pruebas mencionadas anteriormente el primer compuesto necesario fue el carbonato sódico ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). El material que se empleará en estos casos tiene una pureza de un 99,5%. El carbonato de sodio es la solución que se obtendría tras una absorción de dióxido de carbono con hidróxido de sodio, que tiene lugar en la columna de absorción del proceso, por lo que para estos ensayos se ha simulado esta solución en diferentes concentraciones. En la Figura 16 se puede ver como es el compuesto empleado.



Figura 16. Carbonato sódico empleado en las pruebas.

El segundo compuesto requerido para el proceso fue el cloruro cálcico, el cual se empleará como precipitador para atrapar el carbonato en la torre de absorción, es decir, este compuesto tiene la función de sal en dicho proceso. Tiene un gran poder de carbonatación gracias al contenido en calcio que posee, y por ello se puede dar la reacción entre este compuesto y el carbonato formado. El material empleado en el proceso experimental también tendrá una pureza de un 99,5%. Se puede observar en la Figura 17.



Figura 17. Cloruro cálcico del proceso.

El último compuesto necesario para realizar las pruebas fue el cloruro de magnesio, el cual tiene la misma función que el compuesto anterior, el cloruro cálcico. Se realizarán las pruebas con estos dos precipitadores para ver cual tendrá mejor rendimiento y cual funcionará mejor en el proceso. Más adelante se mencionará cuál de las dos es mejor elección para este determinado proceso. La pureza de este precipitador también es del 99,5%. Para observar este compuesto se adjunta la Figura 18.

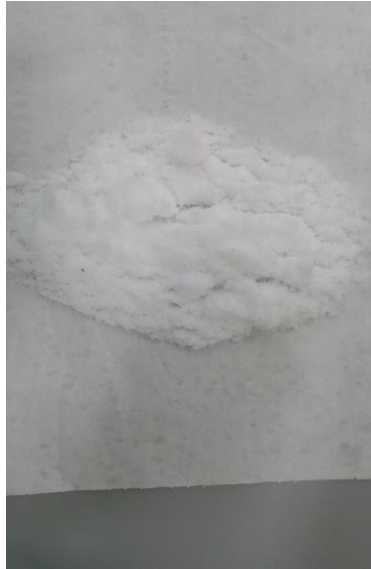
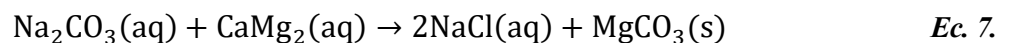
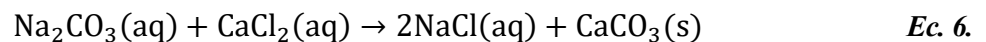


Figura 18. Cloruro magnésico del proceso.

### 5.1.2 Parámetros y proceso de operación

Una vez explicado los compuestos que se emplearán en las pruebas se mostrarán las reacciones implicadas en el proceso para tener una idea de que se obtendrá después de la precipitación. A continuación, se puede observar dichas reacciones, ver Ecuaciones 6 y 7.



El conjunto de pruebas realizadas se lleva a cabo con unos parámetros determinados fijados, debido a que, en el anterior proyecto, se comprobó cuáles eran los valores óptimos de estos factores (80). En este set de pruebas experimentales solo se varió el volumen de la disolución para ver cómo influye está en el rendimiento de captación de los precipitadores empleados. Con ello los parámetros de operación que se midieron son los siguientes, ver Tabla 7.

Tabla 7. Parámetros de las pruebas realizadas.

| Pruebas | T. de reacción (min) | Temp. (°C) | Relación molar | Volumen (ml) |
|---------|----------------------|------------|----------------|--------------|
| 1       | 30                   | 30         | 1,2            | 100          |
| 2       | 30                   | 30         | 1,2            | 200          |
| 3       | 30                   | 30         | 1,2            | 500          |
| 4       | 30                   | 30         | 1,2            | 1000         |
| 5       | 30                   | 30         | 1,2            | 2000         |

Cada prueba que se realizará tiene el mismo proceso, el cual se puede dividir en unas tres etapas, por así decirlo, dentro del laboratorio. Dichas tres etapas son las siguientes:

- Reacción.
- Centrifugación.
- Secado y extracción del sólido.

La primera etapa del proceso es la de Reacción. Las reacciones que tienen lugar son las vistas anteriormente en las ecuaciones 6 y 7. En primer lugar, se introduce la cantidad de captador ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) que proceda en un vaso de precipitado, dicho vaso variará su tamaño en función de las necesidades de la reacción, ya que como hemos visto en la Tabla 7 se varía el volumen en cada prueba. Una vez introducido el captador, se enrasa el vaso con agua hasta el volumen deseado de disolución. Posteriormente, este procedimiento se repetirá para el precipitador empleado, cloruro cálcico o cloruro magnésico. Una vez enrasados con agua, ambos vasos se colocan en un agitador magnético a través del cual, mediante un imán se agita la disolución para que se disuelvan los compuestos, y, además, el agitador los calienta hasta la temperatura de reacción deseada, en estos casos de  $30^\circ\text{C}$ . Se calientan las dos disoluciones con el objetivo de que no se produzca un choque térmico cuando se mezclen. Para tener una idea visual de como es este agitador se muestra la Figura 19, la cual refleja este instrumento.



Figura 19. Dispositivo para la agitación y calentamiento del carbonato de sodio y precipitador.

Las especificaciones técnicas de este equipo son las siguientes, ver Tabla 8.



Tabla 8. Especificaciones técnicas del agitador.

|                              |             |
|------------------------------|-------------|
| Modelo                       | Agimatic N  |
| Potencia                     | 630 W       |
| T máxima                     | 350 °C      |
| Resolución de T              | 1 °C        |
| Control de calefacción       | 50-350 °C   |
| Conexión control electrónico | Sí          |
| Velocidad                    | 60-1600 rpm |
| Potencia de agitación        | 10000 ml    |
| Dimensiones                  | 17x16x25 cm |
| Peso                         | 3.5 Kg      |
| Limitador de T               | 370-390 °C  |

Una vez todo agitado, con la temperatura de reacción alcanzada, bien mezclado y disuelto, se procede a mezclar ambas disoluciones. Cabe mencionar que la disolución de cloruro cálcico o magnésico se calculan en base a la R (relación molar) del carbonato sódico. Cuando acaba este procedimiento, se procede a la segunda fase del proceso.

Tras la etapa de reacción se procede a la de centrifugación. El primer paso para proceder en esta fase es extraer la mezcla en tubos de ensayos de cristal con el objetivo de proceder con la centrifugación y poder separar las fases líquidas y sólidas que se producen en la reacción, motivo por el cual se emplea este equipo. Es importante que todos estos tubos de ensayos estén más o menos equilibrados con respecto al peso para no desequilibrar la centrifugadora donde tendrá el proceso. Para tener una imagen de lo mencionado sobre el equilibrio en la Figura 20 se puede ver la centrifugadora.

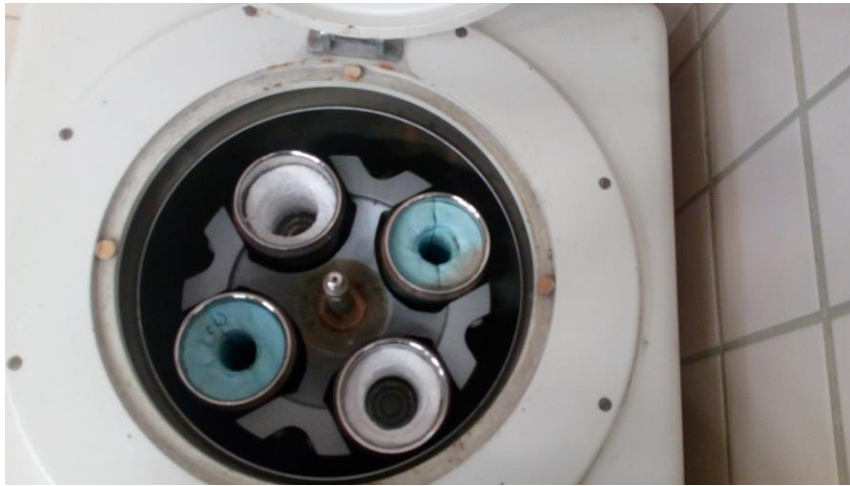


Figura 20. Centrifugadora del proceso.

Las especificaciones técnicas de la centrifugadora se pueden ver en la Tabla 9. Hay que comentar que no se encontraron más especificaciones debido a la antigüedad del equipo.

Tabla 9. Especificaciones técnicas de la centrifugadora.

| Nombre                              | Modelo               | Función                                  | Año de fabricación |
|-------------------------------------|----------------------|--|--------------------|
| Centrifugadora para tubos de 500 ml | BHG-1200<br>N.º 3385 | Separación de fases en muestras líquidas | 1980               |

El tiempo de centrifugación será de aproximadamente 15 minutos y tendrá una velocidad de giro de 1500 rpm. Terminada etapa, se procede a la extracción del tubo de la maquinaria centrifugadora, y se puede observar como en el tubo quedan dos fases completamente separadas, la parte líquida, la cual se denomina sobrenadante y se guarda en botes de plástico. Normalmente se guarda por si la muestra sólida no da los suficientes datos. Y en la parte inferior del tubo, nos queda la parte sólida, la cual es el carbonato cálcico o magnésico completamente precipitado. En la Figura 21 se muestra un ejemplo de cómo quedaría un tubo de muestra centrifugado.



Figura 21. Tubo de ensayo tras el centrifugado.

Por último, se procede a realizar la etapa final del proceso, la cual se denomina secado y extracción de sólido.

Para secar la muestra sólida, todos los tubos de ensayo se llevan a una estufa que se encuentra en un rango de temperaturas entre 100-105° C y se dejan durante aproximadamente 24 horas. Se puede observar en la Figura 22.



Figura 22. Estufa donde tiene lugar el secado de las muestras solidas.

Este secado se necesita realizar debido al agua que puede quedar aun en la muestra, por lo que después de este secado si será una verdadera muestra sólida. Pasado dicho tiempo se cogen los tubos de la estufa y se pesan. Debido a que se pesaron también antes de introducirlo en la estufa, se calcula la diferencia de peso antes y después del secado para obtener el peso de la verdadera muestra sólida. Para terminar, se procede a la retirada del sólido de todos los tubos de ensayo y se vierte en un bote para proceder a su análisis, ver Figura 23.



Figura 23. Carbonato cálcico o magnésico seco extraído de las pruebas.

En este proceso experimental se intenta simular lo más parecido posible el proceso de precipitación que tendría lugar en una planta de purificación de biogás como se ha mencionado con anterioridad. Con esta simulación escalar se pretende realizar un estudio de los precipitadores para ver cuál es el que mejor se adapta al proceso y cuál es el que mejor rendimiento tiene. La elección del precipitador se explicará a continuación, en el siguiente apartado.

## 5.2 Resultados de pruebas experimentales. Elección del precipitador

Con el proceso escalar experimental finalizado, se llevaron a analizar las muestras solidas obtenidas para ver el rendimiento de captura de cada una de ellas. Conociendo el peso de cada muestra obtenida y conociendo su composición se podría saber el porcentaje de captación de dióxido de carbono que ha tenido cada una en las diferentes pruebas. Es por ello por lo que en este apartado se reflejan esos rendimientos, además de explicar por qué se elige una en lugar de la otra.

Con esto, las gráficas siguientes muestran los rendimientos de cada uno de los precipitadores empleados, ver Figuras 24 y 25.

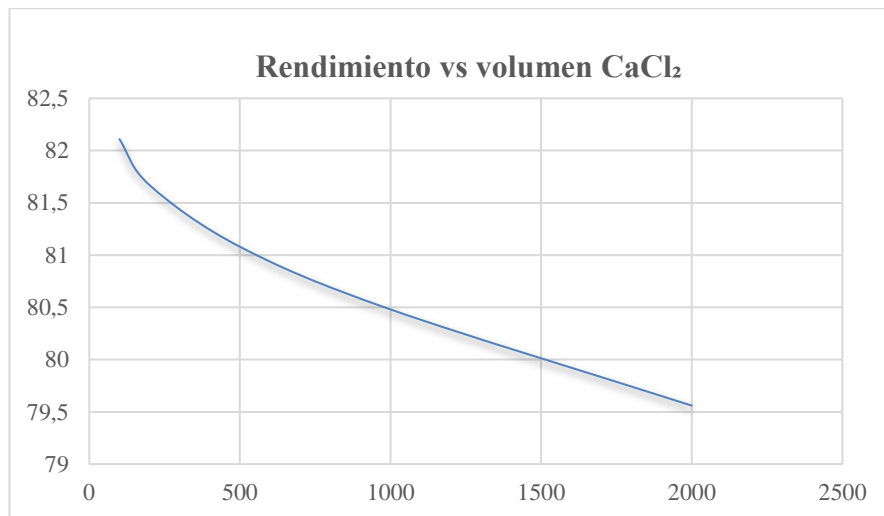


Figura 24. Rendimiento del cloruro cálcico en el proceso de captación de dióxido de carbono.

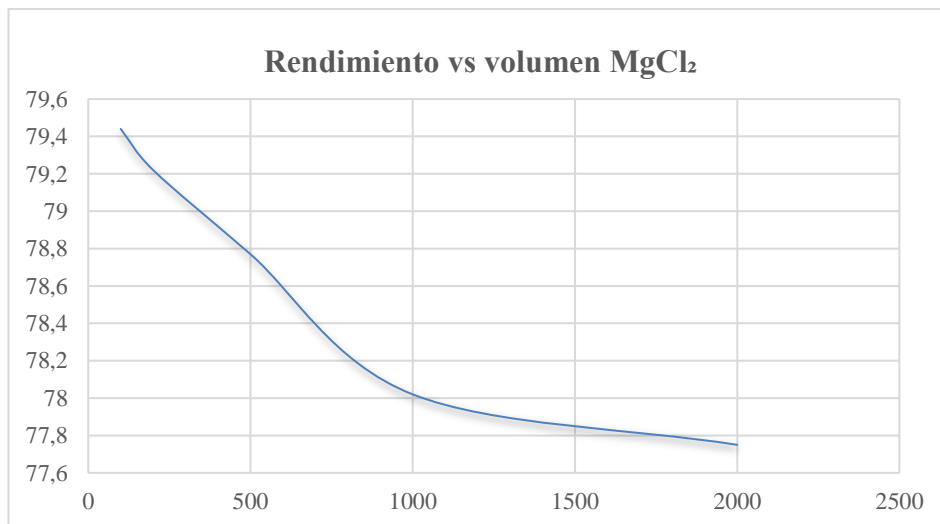


Figura 25. Rendimiento del cloruro magnésico en el proceso de captación de dióxido de carbono.

Como se puede observar, el cloruro cálcico tiene un rendimiento más elevado en condiciones óptimas que el cloruro magnésico. Además, en las gráficas se puede ver como a medida que aumenta el volumen el rendimiento de captación baja, esto se debe a efectos de difusión acuosa, al denominado efecto pared, el cual tiene bastante margen de mejora. Pero aun así, el rendimiento del cloruro cálcico sigue siendo mayor que el del magnésico.

Por lo que se puede concluir que el precipitador elegido para este estudio es el cloruro cálcico debido a:

- Como se puede observar en las Figuras 20 y 21, el cloruro cálcico presenta un mejor rendimiento de captación de dióxido de carbono que el cloruro magnésico. Por lo que eligiendo este compuesto te aseguras una mayor cantidad de dióxido de carbono eliminada del proceso.
- La segunda ventaja es que el carbonato cálcico tiene una mayor facilidad de venta debido a su alta utilidad en la industria, ya que puede ser usado en diferentes sectores industriales como el químico básico, el sector del papel y el plástico o en el sector de pinturas y adhesivos entre otros. Por lo que se puede concluir que el carbonato cálcico se puede comerciar más y mejor, y con ello, obtener mayores ventas.
- Una ventaja más es que el carbonato magnésico presenta mayor dificultad para ser eliminado en la etapa de ablandamiento, proceso vital para que evitar daños por corrosión e incrustaciones en los equipos de la planta. Por lo que el carbonato cálcico es más ventajoso para el empleo en la planta de biogás debido a que tiene una mayor facilidad para ser eliminado.
- Otra particular ventaja que presenta el carbonato cálcico es que a medida que se produce en una mayor cantidad no disminuye su calidad, es decir, que cuando se produce en reactores de mayor volumen, este se obtiene con la misma calidad que en un reactor de menor volumen. Para ello se muestra en la Figura 26 la comparación mediante un análisis Raman entre el carbonato cálcico obtenido a un gran volumen con el carbonato cálcico que se comercia normalmente (81).

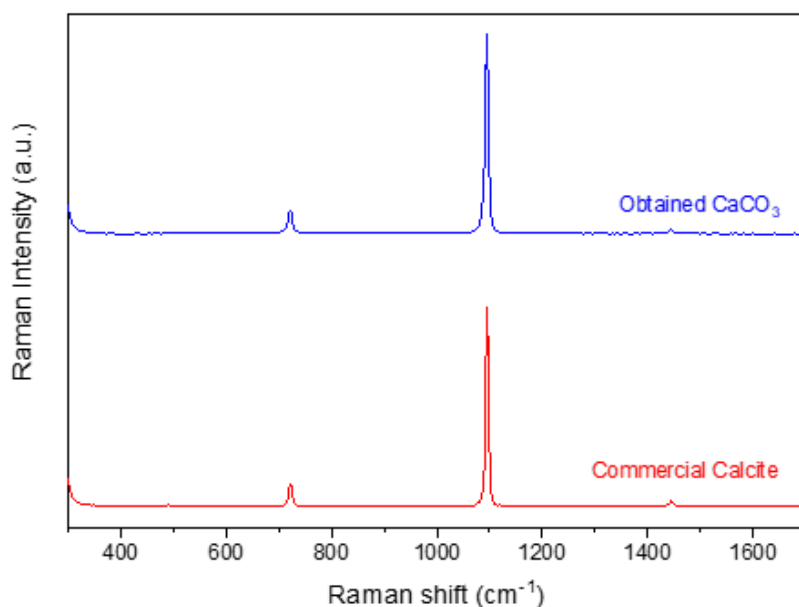


Figura 26. Espectros Raman para el carbonato cálcico obtenidos para un volumen de reactor de 5000 mL (81).

Se puede observar como la calidad de la prueba con un volumen muy elevado (de 5000 ml) es muy parecida, sino idéntica a la calcita comercial y tiene las mismas propiedades fisicoquímicas que ésta. Además, en la Figura 27 se muestra una imagen SEM de la estructura que tiene el carbonato cálcico, donde se puede observar que tiene una estructura romboédrica, ideal para la industria del papel o farmacéutica, las cuales necesitan de una

elevada pureza de este compuesto para su uso (81) (82).

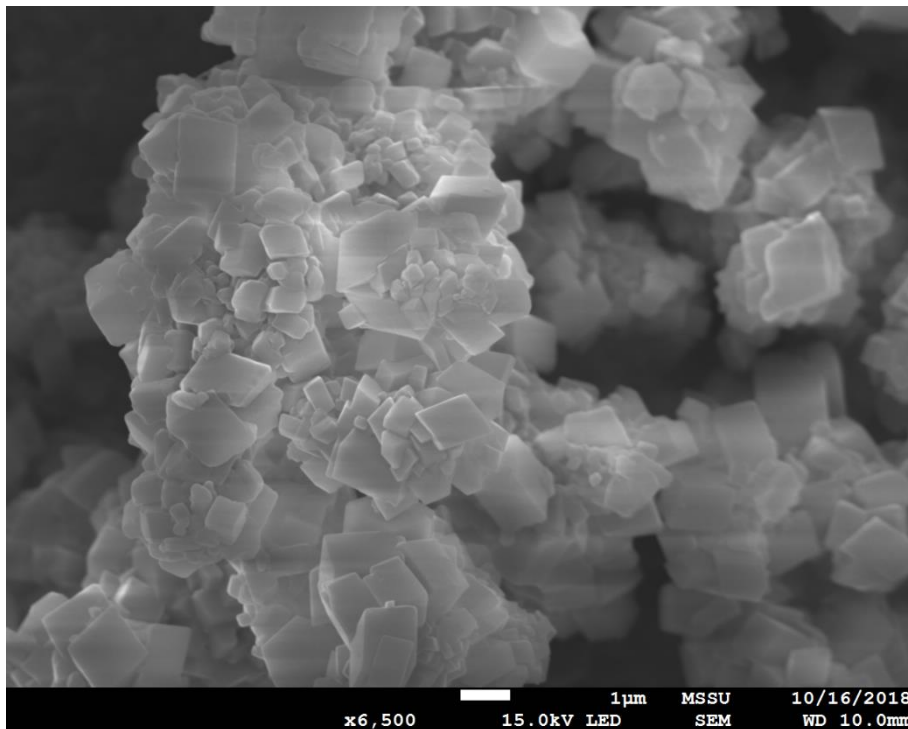


Figura 27. Imagen SEM para el carbonato cálcico obtenida para un volumen de reactor de 5000 mL (81).

### 5.3 Modelado económico

El modelo económico que se ha empleado para realizar el análisis de rentabilidad de la planta de limpieza de biogás es el método del flujo de caja descontado (FCD), el cual es reconocido internacionalmente. Los indicadores elegidos para conocer la rentabilidad fueron el Valor Actual Neto (VAN) y el Índice de Rentabilidad (IR). El primero permite estimar los resultados económicos positivos y negativos pertenecientes al proyecto, mientras que el segundo permite a los inversores cuantificar el valor potencial creado por unidad de inversión. Para poder ver la forma en la que se calculan estos dos valores se muestran las Ecuaciones 8 y 9.

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{I_t - G_t}{(1+r_d)^t} \quad \text{Ec. 8.}$$

$$PI = \frac{\sum_{t=0}^n \frac{I_t - G_t}{(1+r_d)^t}}{C_{inv}} \quad \text{Ec. 9.}$$

Siendo  $I_t$  la entrada de ingresos totales de la planta y  $G_t$  la salida de estos, es decir, los gastos totales que se tienen en la planta. Los ingresos totales se calculan de la forma que viene indicada en la Ecuación 10. El parámetro  $r_d$  es la tasa de descuento que hace referencia al efecto del tiempo sobre el proyecto, el factor  $C_{inv}$  son los costes de inversión necesarios y el parámetro  $n$  representa la vida útil del proyecto, la cual se estableció en unos 20 años.

$$I_t = I_{\text{biometano}} + I_{\text{subsidiros}} + I_{\text{Subproductos}} \quad \text{Ec. 10.}$$

El primer parámetro de la ecuación es el ingreso recibido por las ventas del biometano ( $I_{\text{biometano}}$ ), dicho parámetro es común para todos los escenarios, ya que es el producto principal de la planta. Este parámetro se calcula como

viene indicado en la Ecuación 11, en función de la cantidad de biometano producida ( $Q_{\text{biometano}}$ ) y el precio del gas natural ( $P_{\text{GN}}$ ). El siguiente parámetro de la Ecuación 10 es el ingreso recibido por los subsidios del estado, donde el factor clave para el cálculo de este es el valor de las subvenciones recibidas ( $\text{Subv}_{\text{rec}}$ ), ver Ecuación 12. El último valor de la Ecuación 10 es los ingresos debido a la venta de los subproductos recibidos. Este valor depende del escenario donde se vaya a realizar el análisis de rentabilidad. Para el escenario uno no hay ningún tipo de subproducto, sin embargo, para el escenario dos se produce carbonato cálcico y el valor de las ventas de este producto ( $I_{\text{CaCO}_3}$ ) se calcula según la Ecuación 13, el cual depende básicamente de la cantidad producida de este compuesto ( $Q_{\text{CaCO}_3}$ ) y del precio de este producto ( $p_{\text{CaCO}_3}$ ). Para el escenario tres aparte del subproducto explicado con anterioridad, se puede obtener ingresos por ventas del carbonato cálcico de baja calidad producido en el ablandamiento ( $I_{\text{baja-calidad CaCO}_3}$ ), el cual se calcula en función de caudal ( $Q_{\text{CaCO}_3}$ ) y precio ( $p_{\text{CaCO}_3}$ ) de este, y el cloruro de hidrógeno producido en la electrodiálisis de la membrana bipolar ( $I_{\text{HCl}}$ ), que también se calcula en función de caudal y precio de este. Para poder comprender mejor estos dos últimos parámetros se muestran las ecuaciones 14 y 15.

$$I_{\text{biometano}} = Q_{\text{biometano}} * P_{\text{GN}} \quad \text{Ec. 11.}$$

$$I_{\text{subsidios}} = Q_{\text{biometano}} * \text{Subv}_{\text{rec}} \quad \text{Ec. 12.}$$

$$I_{\text{CaCO}_3} = Q_{\text{CaCO}_3} * p_{\text{CaCO}_3} \quad \text{Ec. 13.}$$

$$I_{\text{baja-calidad CaCO}_3} = Q_{\text{baja-calidad CaCO}_3} * P_{\text{baja-calidad CaCO}_3} \quad \text{Ec. 14.}$$

$$I_{\text{HCl}} = Q_{\text{HCl}} * P_{\text{HCl}} \quad \text{Ec. 15.}$$

Una vez mostrado el cálculo de todos los ingresos, se explica a continuación el de los gastos. El parámetro para tener en cuenta es el gasto total ( $G_t$ ) de la planta, para ello se muestra la Ecuación 16.

$$G_t = C_{\text{préstamo}} + C_{\text{interés}} + C_{\text{mant}} + C_{\text{depr}} + C_{\text{seg}} + C_{\text{inst}} + C_e + C_{\text{mp}} + C_{\text{trab}} \quad \text{Ec. 16.}$$

Para el cálculo de los gastos totales se asumirá que la inversión ( $C_{\text{inv}}$ ) es completamente asumida por un tercero. Por lo tanto, el primer parámetro que influye en la Ecuación 16 es el coste anual del préstamo ( $C_{\text{préstamo}}$ ), el cual se calcula a partir de la Ecuación 17 y depende de los años del préstamo ( $n_1$ ) y el coste de inversión. El segundo parámetro introducido en la Ecuación 16 es el interés ( $C_{\text{interés}}$ ) el cual depende de la tasa de interés ( $r_{\text{int}}$ ), ver Ecuación 18.

$$C_{\text{préstamo}} = \frac{C_{\text{inv}}}{n_1} \quad \text{Ec. 17.}$$

$$C_{\text{interés}} = [C_{\text{inv}} - C_{\text{préstamo}} * (t + 1)] * r_{\text{int}} \quad \text{Ec. 18.}$$

Otros costes que están incluidos en la Ecuación 16, es decir, en el cálculo de los gastos totales son los siguientes:

- Los de mantenimiento y gastos generales ( $C_{\text{mant}}$ ), ver Ecuación 19. El cual depende del porcentaje del mantenimiento ( $P_{\text{mant}}$ ) y del coste de inversión.

$$C_{\text{mant}} = C_{\text{inv}} * p_{\text{mant}} \quad \text{Ec. 19.}$$

- El coste de depreciación ( $C_{\text{depr}}$ ), ver Ecuación 20; Este factor depende del coste anual del préstamo y del porcentaje de este ( $P_{\text{depr}}$ ).

$$C_{\text{depr}} = C_{\text{préstamo}} * p_{\text{depr}} \quad \text{Ec. 20.}$$

- El coste de los seguros ( $C_{\text{seg}}$ ), ver Ecuación 21. Este también dependerá del porcentaje de los seguros ( $P_{\text{seg}}$ ) y del coste de inversión.

$$C_{\text{seg}} = C_{\text{inv}} * p_{\text{seg}} \quad \text{Ec. 21.}$$

- El coste de la electricidad ( $C_e$ ), ver Ecuación 22. Cabe mencionar que el coste de la electricidad depende del consumo eléctrico unitario ( $C_{\text{ue}}$ ), el cual es variable para cada escenario planteado e incluye el consumo energético de todos los parámetros.

$$C_e = C_{\text{ue}} * p_e \quad \text{Ec. 22.}$$

- El coste de la mano de obra empleada ( $C_{\text{trab}}$ ), ver Ecuación 23. Este parámetro se ve influido por el coste laboral unitario ( $C_{\text{labu}}$ ) y el número de operadores necesarios para que funcione la planta.

$$C_{\text{lab}} = C_{\text{labu}} * n_{\text{op}} \quad \text{Ec. 23.}$$

- Y el coste de la instalación ( $C_{\text{inst}}$ ), ver Ecuación 24. Influirá el coste de inversión y el porcentaje de este factor.

$$C_{\text{inst}} = C_{\text{inv}} * p_{\text{inst}} \quad \text{Ec. 24.}$$

Se ha de mencionar que hay determinados parámetros que cambian su valor o precio dependiendo del país, como es el caso del gas natural o la electricidad. Para solucionar este problema y fijar un valor de estos factores se asumió que la planta se instalaría en España. Una vez comentados todos los parámetros y ecuaciones necesarios para realizar el análisis de rentabilidad económico de la planta excepto los Costes de inversión y costes unitario de electricidad que se explicarán a continuación, se muestra la Tabla 10, la cual muestra todos los precios y porcentajes para tener en cuenta para la rentabilidad, tanto de materia primas como de costes y de cualquier factor necesario para la consecución del análisis.



Tabla 10. Datos empleados para el análisis de rentabilidad económica.

| Parámetros                     | Valor              | Referencia |
|--------------------------------|--------------------|------------|
| $P_{GN}$ (€/MWh)               | 21,5               | (83)       |
| $p_{CaCO_3}$ (€/t)             | Alta calidad – 300 | Proveedor  |
|                                | Baja calidad – 80  |            |
| $p_{HCl}$ (€/t)                | 100                | Proveedor  |
| $p_{CaCl_2}$ (€/t)             | 120                | Proveedor  |
| $p_{NaOH}$ (€/t)               | 100                | Proveedor  |
| $p_{Ca(OH)_2}$ (€/t)           | 100                | Proveedor  |
| $p_{H_2O}$ (€/m <sup>3</sup> ) | 1                  | Proveedor  |
| $r_{int}$ (%)                  | 6                  | (84)       |
| $n_1$ (a)                      | 15                 | (85)       |
| $n$ (a)                        | 20                 | Asumido    |
| $r_d$ (%)                      | 5                  | (84)       |
| $p_{mo}$ (%)                   | 10                 | (86) (87)  |
| $p_{df}$ (%)                   | 20                 | (84) (86)  |
| $p_{ins}$ (%)                  | 1                  | (88)       |
| $p_{inst}$ (%)                 | 20                 | (89)       |
| $p_e$ (€/kWh)                  | 0,08               | (90)       |
| $C_{labu}$ (€/a/worker)        | 22857              | (91)       |
|                                | Escenario 1 – 5    |            |
| $n_{op}$ (worker)              | Escenario 2 – 15   | Asumido    |
|                                | Escenario 3 – 25   |            |
| $n_{wh}$ (h/a)                 | 8000               | Asumido    |

El cálculo de los parámetros del coste unitario eléctrico ( $C_{ue}$ ) como del coste de inversión se detallan a continuación. Para ello, es necesario explicar la modelización de los equipos empleados en los diferentes escenarios estudiados mencionados anteriormente. Para conocer el diseño y modelización de estos equipos se realizó un balance de materia cuyo resultado se mostrará en el apartado siguiente.

El primer equipo que se diseñará es la torre de absorción donde se absorbe el dióxido de carbono de la corriente de biogás. Se siguieron dos métodos de diseño por motivos comparativos. El primer método es una estimación a través de unos datos publicados anteriormente en diferentes documentos bibliográficos, mientras que el segundo es un método más teórico. Los factores claves para obtener una buena estimación económica de la torre son el diámetro y la altura de la torre. El primer método constará básicamente en estimar los valores para nuestro caso (subíndice torre) a partir de una referencia previa (subíndice ref.). El diámetro se calcula como se puede ver en la Ecuación 25, donde se calcula el área y, por tanto, dicho diámetro, y la altura se puede ver la forma en la que se obtiene mediante la Ecuación 26 (93)

$$\frac{G_{ref}}{A_{ref}} = \frac{G_{torre}}{A_{torre}} \quad \text{Ec. 25.}$$

$$H_{torre} = H_{ref} * \left( \frac{\eta_{torre}}{\eta_{ref}} \right) * \left( \frac{[CO_2]_{torre}}{[CO_2]_{ref}} \right)^{0.6} \quad \text{Ec. 26.}$$

En la primera ecuación mostrada se pueden observar los parámetros de G, que es el caudal de gas molar en la torre de referencia y en la que se quiere diseñar en unidades de (mol/m<sup>2</sup>s) y A, el cual es el área de la torre compacta tanto en la referencia como en la que se pretende obtener expresadas en (m<sup>2</sup>). En la segunda ecuación los parámetros que se emplean son H el cual es la altura de la torre compacta tanto de referencia como la que se quiere calcular. Posteriormente tenemos el  $\eta$ , que es el rendimiento de la torre de referencia y el que se pretende en la diseñada. Por último, tenemos el parámetro [CO<sub>2</sub>], el cual se refiere a la concentración a la entrada de dióxido de carbono en ambas torres, referencia y diseño. Algunos factores se prefijaron antes de comenzar a realizar el diseño de la torre, como son el rendimiento, que se fijó en un valor del 99% de recuperación, y la concentración de dióxido de carbono a la entrada, la cual tiene un valor de un 40%. Sin embargo, el valor del parámetro G depende del tamaño de la torre. Los valores de referencias se obtuvieron de (94). Cabe mencionar que la altura es la misma para todos los escenarios ya que depende tan solo de parámetros ya fijados.

A continuación, se explicará brevemente el segundo método empleado, ya que es un método más teórico que el anterior. El diámetro se calculó siguiendo las Ecuaciones 27, 28, 29 y 30 (95). Primeramente, se debe de calcular la velocidad crítica de inundación de la torre de la siguiente manera, ver Ecuación 27.

$$\ln \left( \frac{a_t * G_f^2}{g * \rho_l * \rho_g * \epsilon_d^3} * \left( \frac{\mu_l}{\mu_w} \right)^{0,2} \right) = -4 * \left( \frac{L}{G} * \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \right)^{0,25} \quad \text{Ec. 27.}$$

Donde los parámetros  $\rho_g$  y  $\rho_l$  son las densidades del gas y líquido respectivamente expresadas en (kg/m<sup>3</sup>);  $\mu_w$  y  $\mu_l$  son las viscosidades de absorción tanto del agua como del líquido, en este caso hidróxido sódico expresadas en (kg/m<sup>2</sup>s); g es la aceleración de la gravedad expresada en (m/s<sup>2</sup>); G y L son los flujos molares del gas y líquido respectivamente en unidades de (kg/m<sup>2</sup>s); el parámetro  $a_t$  es la superficie de área de los anillos de rellenos por unidad de volumen en (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>), que se fijó en un valor de 190 (95) y  $\epsilon_d$  es el ratio de vacío de la torre expresado en (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) fijado en un valor de 0,73 (95). Y el parámetro  $G_f$  es el que se pretende calcular, mencionado anteriormente.

Una vez calculado  $G_f$ , se procede a calcular el flujo total molar del gas ( $G_M$ ) mediante la Ecuación 28.

$$0,70 * G_f = MW_{av} * G_M \quad \text{Ec. 28.}$$

Donde solo queda como incógnita el parámetro que se pretende calcular, puesto que  $MW_{av}$  es el peso molecular medio del gas (kg/kmol), y como se conoce el gas empleado y su composición, se puede obtener fácilmente. Y con el flujo molar del gas calculado, a través de la Ecuación 29 se puede calcular el ratio de absorción molar del dióxido de carbono ( $N^*$ ).

$$N^* = \frac{G_M}{\Pi} * (P_B - P_T) \quad \text{Ec. 29.}$$

Se conocen todos los factores ya que  $\Pi$  es la presión total de operación de la torre que se fijó en 1 bar, y conociendo la composición del gas en la parte superior e inferior de la torre se conocen los parámetros de  $P_B$  y  $P_T$  que son las presiones parciales en la cola y la cabeza de la torre del gas respectivamente.

Con todos estos factores ya calculado, se puede calcular el diámetro de la torre ( $D_t$ ) en metros, siguiendo la Ecuación 30 que se muestra a continuación.

$$D_t = \sqrt{\frac{4 * R_{CO_2}}{\pi * N^*}} \quad \text{Ec. 30.}$$

El único factor no comentado hasta el momento en esta ecuación es  $R_{CO_2}$  el cual es la cantidad de emisión del dióxido de carbono a tratar expresada como (mol/s). Una vez explicado el cálculo del diámetro de la torre, se procede a explicar el de la altura.

Primeramente, se debe calcular el área total de la torre mediante la Ecuación 31.

$$A_T = \frac{\pi * d_t^2}{4} \quad \text{Ec. 31.}$$

Es necesario calcular el área de la torre para poder conocer el parámetro de  $L$ , el flujo del líquido en la torre, en las unidades de ( $m^3/m^2h$ ) para poder obtener el coeficiente de transferencia de masa global volumétrica en fase gaseosa a través de la gráfica que muestra la Figura 28 (96).

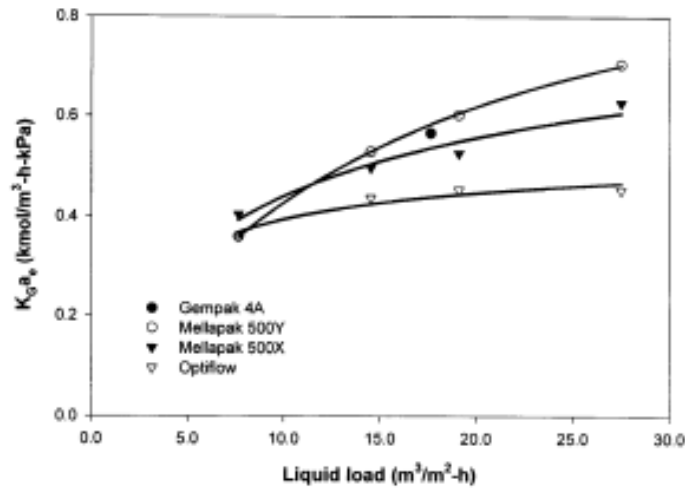


Figura 28. Coeficiente de transferencia de masa global de diferentes estructuras en varias cargas líquidas (96).

Con el coeficiente calculado se puede obtener la altura mediante la Ecuación 32 (96).

$$K_{G-av} = \frac{\frac{G}{A_T}}{\pi * \left( \frac{y_{in} - y_{out}}{\ln\left(\frac{y_{in}}{y_{out}}\right)} \right)} * \left( \frac{Y_{in} - Y_{out}}{Z} \right) \quad \text{Ec. 32.}$$

Siendo los parámetros  $y_{in}$  e  $y_{out}$  las concentraciones de entrada y salida del gas respectivamente, además  $Z$  es la altura expresada en metros. Por último, el factor necesario para realizar el cálculo de los costes de inversión de este equipo sería el del volumen, el cual se realiza a través de la Ecuación 33.

$$V = \pi * r^2 * Z \quad \text{Ec. 33.}$$

Todos estos cálculos se reflejan en el Anexo I, el cual contiene los códigos EES, programa donde se realizó el modelado de la torre con las ecuaciones explicadas.

Por tanto, ya se puede realizar el cálculo del coste de inversión que se calcula de la siguiente forma, ver ecuaciones 34 y 35 (97).

$$C_{inv-torre} = 10^{3.4974 + 0.4485 \times \log_{10}(V) + 0.1074 \times \log_{10}(V)^2} \quad \text{Ec. 34.}$$

$$C_{inv-relleno} = 10^{2.4493 + 0.9744 \times \log_{10}(V) + 0.0055 \times \log_{10}(V)^2} \quad \text{Ec. 35.}$$

El siguiente equipo que modelar es el reactor de precipitación y el coste de este. El coste del reactor se calculó según la Ecuación 36, donde previamente se debe de calcular el volumen del reactor que se obtuvo según la Ecuación 37. Los factores claves para determinar el volumen del reactor es el flujo volumétrico ( $Q$ ), el cual depende del tamaño de la planta de purificación de biogás, y el tiempo utilizado que en este caso fue fijado en 45 minutos (98).

$$C_{prep-react} = 113000 + 3250 \times V^{0.65} \quad \text{Ec. 36.}$$

$$V = \frac{Q}{t} \quad \text{Ec. 37.}$$

El siguiente coste calculado es el del agitador ( $C_{\text{prep-agit}}$ ), ver Ecuación 38, en el cual se calcula primeramente la potencia mediante un software de una bibliografía consultada, en la que se asume paletas inclinadas y escala de agitación 4 (99). Posteriormente se calcula la energía consumida por el agitador mediante la Ecuación 39 donde  $C_e$  es el coste de la electricidad. Para diseñar la etapa de ablandamiento se usaron las mismas ecuaciones, asumiendo aquí un tiempo de reacción de 20 minutos de acuerdo con estudios realizados (100). Además, el valor  $W$  para el agitador es de 7,2 kW.

$$C_{\text{prep-agit}} = 17000 + 1130 \times W^{1.05} \quad \text{Ec. 38.}$$

$$C_{\text{cons-agit}} = W \times C_e \times 8000 \quad \text{Ec. 39.}$$

Una vez explicado el reactor, el ablandamiento y el agitador, se procede a calcular el coste de la destilación con membrana. El coste de inversión de la membrana es básicamente la multiplicación directa del área de la membrana ( $A$ ) por el coste de la membrana por unidad de área ( $C_{\text{membA}}$ ), ver Ecuación 40. Dicho coste fue establecido según estudios anteriores en un valor de 53,4 (101). El tiempo de sustitución de las membranas fue fijado en 6,5 años (102). El cálculo del área de la membrana se realizó de acuerdo con la Ecuación 41, donde  $Q$  es el flujo volumétrico de permeado, el cual depende del tamaño de la planta de biogás y  $J_w$  el flujo de agua característico de la solución tratada (20 L/m<sup>2</sup>h) (103) (104). Debido a que en las EDAR se encuentran disponibles corrientes de energía residuales que se pueden usar para el propósito del proyecto no se incluyen los requisitos de energía térmica. El consumo eléctrico de las membranas se calcula de la forma que muestra la Ecuación 42 donde el consumo unitario de electricidad ( $E_{\text{cons-DM}}$ ) se fijó en 1 kWh/m<sup>3</sup> (105).

$$C_{\text{inv-DM}} = A \times C_{\text{membA}} \quad \text{Ec. 40.}$$

$$A = \frac{Q}{J_w} \quad \text{Ec. 41.}$$

$$C_{\text{cons-DM}} = E_{\text{cons-DM}} \times Q \times C_e \times 8000/1000 \quad \text{Ec. 42.}$$

El último equipo que se debe modelar es la membrana bipolar necesaria para la electrodiálisis, proceso clave para poder producir el cloruro de hidrógeno y regenerar el hidróxido sódico necesario para el funcionamiento de la torre de absorción. El coste total de este equipo ( $C_{\text{inv-MB}}$ ) es la suma de los costes de membrana ( $C_{\text{memb-MB}}$ ), los costes de la pila ( $C_{\text{pila}}$ ) y los costes de los equipos periféricos ( $C_{\text{periféricos}}$ ) (106). Todos estos costes se recogen en la Ecuación 43, y se puede observar cómo se calculan en las ecuaciones 45, 46, y 47. El área de la membrana ( $A$ ) se calculó siguiendo la Ecuación 44 y el tiempo de sustitución de las membranas se fijó en 2 años (106). El coste unitario por membrana ( $C_{\text{unit-MB}}$ ) se fijó en 89 €/m<sup>2</sup> para los costes de la membrana de intercambio iónico y 445 €/m<sup>2</sup> para la membrana BMED (106). El coste de energía de dicho equipo ( $C_{\text{energía-MB}}$ ) depende del consumo de energía ( $E_{\text{consumo}}$ ) que se estimó a partir de una serie de datos de literatura previa para obtener hidróxido sódico a 2M y sobre el caudal volumétrico del producto ( $P$ ), ver Ecuación 48 (107).

$$C_{\text{inv-MB}} = C_{\text{memb-MB}} + C_{\text{pila}} + C_{\text{periféricos}} \quad \text{Ec. 43.}$$

$$C_{\text{memb-MB}} = C_{\text{unit-MB}} \times A \quad \text{Ec. 45.}$$

$$C_{pila} = 1.5 \times C_{memb-MB} \quad \text{Ec. 46.}$$

$$C_{periféricos} = 0.5 \times C_{pila} \quad \text{Ec. 47.}$$

$$C_{energíaMB} = E_{consumo} \times P \times C_e \times 8000 \quad \text{Ec. 48.}$$

Los costes producidos por el bombeo ( $C_{inv-bombeo}$ ) también se tuvieron en cuenta, ya que esta acción es básica para que las soluciones de la planta lleguen correctamente a los equipos. Para calcularlos se siguió la Ecuación 49 donde el parámetro Q es el flujo volumétrico y como se ha mencionado anteriormente, este factor depende del tamaño de la planta (102). Y, por último, el coste la etapa del tratamiento del agua residual producido en la actividad de la planta se calculó con la Ecuación 50 donde el parámetro que influye es el caudal total de agua a tratar ( $Q_w$ ) (93).

$$C_{inv-bombeo} = 2103.5 \times Q^{0.831} \quad \text{Ec. 49.}$$

$$C_{inv.WWTP} = 69000 \times 0.89 \times Q_w^{0.64} \quad \text{Ec. 50.}$$

Y, con esto finaliza las ecuaciones necesarias para el análisis de rentabilidad económico. Todos los resultados referentes a lo ya explicado anteriormente, modelado y costes de inversión de los equipos se mostrarán en el capítulo siguiente, donde se detallarán los números obtenidos en este análisis.

## 6 RESULTADOS

En el capítulo 6 se mostrarán los resultados obtenidos tanto en el balance de materia realizado para tener detalles sobre la composición de las corrientes, como los costes y gastos de los equipos mencionados con anterioridad, y del análisis de rentabilidad. Se mostrarán gráficas y tablas para ver como varia en cada escenario la rentabilidad y los factores más importantes que influyen en la economía de la planta.

### 6.1 Balance de Materia

A continuación, se mostrará el balance de materia de entradas y salidas, en los tres escenarios estudiados, de los compuestos que claves para el funcionamiento correcto de la planta, ver Tabla 11. Cabe mencionar que se partió de unas bases de cálculos en cada escenario dependiendo del tamaño de la planta, y que el biogás empleado tiene una composición de un 60% en metano y un 40% en dióxido de carbono. Además, la concentración del compuesto alcalino, hidróxido sódico en la disolución acuosa es de 2,5 M para todos los escenarios, como se puede ver en las Figuras 12,13 y 14.

Tabla 11. Balance de materia de entradas y salidas de la planta de biogás.

| Escenario 1                                 |                       |                       |                       |                        |                       |                       |                       |                        |
|---|-----------------------|-----------------------|-----------------------|------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|------------------------|
|   | Entradas a la planta  |                       |                       |                        | Salidas de la planta  |                       |                       |                        |
|   | 100 m <sup>3</sup> /h | 250 m <sup>3</sup> /h | 500 m <sup>3</sup> /h | 1000 m <sup>3</sup> /h | 100 m <sup>3</sup> /h | 250 m <sup>3</sup> /h | 500 m <sup>3</sup> /h | 1000 m <sup>3</sup> /h |
| Dióxido de carbono (kg/h)                   | 72,14                 | 180,36                | 360,72                | 721,44                 | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      |
| Metano (m <sup>3</sup> /h)                  | 60                    | 150                   | 300                   | 600                    | 60                    | 150                   | 300                   | 600                    |
| Hidróxido sódico (kg/h)                     | 136                   | 340                   | 680                   | 1360                   | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      |
| A tratamientos de aguas (m <sup>3</sup> /h) | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      | 214                   | 535                   | 1070                  | 2140                   |
| Escenario 2                                 |                       |                       |                       |                        |                       |                       |                       |                        |
|   | Entradas a la planta  |                       |                       |                        | Salidas de la planta  |                       |                       |                        |
|   | 100 m <sup>3</sup> /h | 250 m <sup>3</sup> /h | 500 m <sup>3</sup> /h | 1000 m <sup>3</sup> /h | 100 m <sup>3</sup> /h | 250 m <sup>3</sup> /h | 500 m <sup>3</sup> /h | 1000 m <sup>3</sup> /h |
| Dióxido de carbono (kg/h)                   | 72,14                 | 180,36                | 360,72                | 721,44                 | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      |
| Metano (m <sup>3</sup> /h)                  | 60                    | 150                   | 300                   | 600                    | 60                    | 150                   | 300                   | 600                    |
| Hidróxido sódico (kg/h)                     | 136                   | 340                   | 680                   | 1360                   | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      |
| Cloruro cálcico (kg/h)                      | 218                   | 545                   | 1090                  | 2180                   | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      |
| Carbonato cálcico (kg/h)                    | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      | 130                   | 325                   | 650                   | 1300                   |
| A tratamiento de aguas (m <sup>3</sup> /h)  | 0                     | 0                     | 0                     | 0                      | 569                   | 1423                  | 2845                  | 5690                   |
| Escenario 3                                 |                       |                       |                       |                        |                       |                       |                       |                        |
|   | Entradas a la planta  |                       |                       |                        | Salidas de la planta  |                       |                       |                        |
|   | 100 m <sup>3</sup> /h | 250 m <sup>3</sup> /h | 500 m <sup>3</sup> /h | 1000 m <sup>3</sup> /h | 100 m <sup>3</sup> /h | 250 m <sup>3</sup> /h | 500 m <sup>3</sup> /h | 1000 m <sup>3</sup> /h |

|                                       |       |        |        |        |     |     |     |      |
|---------------------------------------|-------|--------|--------|--------|-----|-----|-----|------|
| Dióxido de carbono (kg/h)             | 72,14 | 180,36 | 360,72 | 721,44 | 0   | 0   | 0   | 0    |
| Metano (m <sup>3</sup> /h)            | 60    | 150    | 300    | 600    | 60  | 150 | 300 | 600  |
| Cloruro cálcico (kg/h)                | 218   | 545    | 1090   | 2180   | 0   | 0   | 0   | 0    |
| Carbonato cálcico alta calidad (kg/h) | 0     | 0      | 0      | 0      | 130 | 325 | 650 | 1300 |
| Carbonato cálcico baja calidad (kg/h) | 0     | 0      | 0      | 0      | 66  | 165 | 330 | 660  |
| Hidróxido cálcico (kg/h)              | 49    | 123    | 245    | 490    | 0   | 0   | 0   | 0    |
| Ácido clorhídrico (kg/h)              | 0     | 0      | 0      | 0      | 131 | 328 | 655 | 1310 |

## 6.2 Parámetros claves y costes de la planta

Para exponer con más claridad los costes de la planta, primeramente, se mostrarán los resultados sobre los dimensionamientos de los equipos, es decir, el de la torre, resindor, ablandador y área de las membranas. El primer dimensionamiento que se muestra es el de la torre de absorción, que como se dijo antes, el diámetro varía en función del tamaño de planta, y con ello su volumen y por tanto su coste, ver Tabla 12.

Tabla 12. Dimensionamiento de la torre de absorción para cada tamaño de planta.

| Tamaño de planta (m <sup>3</sup> /h) | Diámetro (m) |          | Altura (m) |          | Diámetro usado (m) | Altura usada (m) | Volumen (m <sup>3</sup> ) |
|--------------------------------------|--------------|----------|------------|----------|--------------------|------------------|---------------------------|
|                                      | Método 1     | Método 2 | Método 1   | Método 2 |                    |                  |                           |
| 100                                  | 0,23         | 0,27     | 9,04       | 10,96    | 0,25               | 10               | 0,49                      |
| 250                                  | 0,34         | 0,44     |            |          | 0,39               |                  | 1,19                      |
| 500                                  | 0,48         | 0,62     |            |          | 0,55               |                  | 2,38                      |
| 1000                                 | 0,68         | 0,88     |            |          | 0,78               |                  | 4,78                      |

A continuación, se muestran los dimensionamientos de los otros equipos. En la Tabla 13 el escenario 1 no se expone debido a que como se puede ver en la Figura 12 de anteriores capítulos, no hay ningún equipo a excepción de la torre de absorción. Sin embargo, se muestran el escenario 2, en el cual solo existe el reactor de precipitación más la torre, y el escenario 3, en el que se incluyen ya todos los equipos para poder recircular y regenerar los compuestos y que el proceso sea más económico y respetuoso con el medio ambiente.



Tabla 13. Dimensionamiento de todos los equipos de la planta en función de tamaño y escenario.

|                    | Tamaño de planta (m <sup>3</sup> /h) | Volumen (m <sup>3</sup> ) |            | Área (m <sup>2</sup> )  |                  |
|--------------------|--------------------------------------|---------------------------|------------|-------------------------|------------------|
|                    |                                      | Reactor precipit.         | Ablandador | Membrana de destilación | Membrana bipolar |
| <b>Escenario 2</b> | 100                                  | 3                         | -          | -                       | -                |
|                    | 250                                  | 7,49                      | -          | -                       | -                |
|                    | 500                                  | 15                        | -          | -                       | -                |
|                    | 1000                                 | 30                        | -          | -                       | -                |
| <b>Escenario 3</b> | 100                                  | 3                         | 1,25       | 141,56                  | 57,7             |
|                    | 250                                  | 7,49                      | 3,13       | 353,91                  | 144,24           |
|                    | 500                                  | 15                        | 6,26       | 707,82                  | 288,50           |
|                    | 1000                                 | 30                        | 12,52      | 1415,63                 | 577              |

Se puede ver en ambas Tablas, 12 y 13, que los equipos varían su dimensionamiento en función del tamaño de planta o del escenario estudiado, y es por ello, que el coste de inversión y el coste unitario de electricidad cambian. En las Tablas 14 y 15 se puede observar la magnitud de variación que tienen ambos costes expresadas en kilo euros. Los resultados que se plasman son el total de ambos costes, es decir, la suma de todos los costes de inversión y de electricidad por tamaño y escenario.

Tabla 14. Cálculo de los costes de inversión por tamaño de planta y escenario.

| Escenario | Tamaño de la planta de biogás (m <sup>3</sup> /h) | C <sub>inv</sub> (k€) |
|-----------|---|-----------------------|
| 1         | 100   | 202                   |
|           | 250   | 363                   |
|           | 500   | 565                   |
|           | 1000  | 881                   |
| 2         | 100   | 538                   |
|           | 250   | 853                   |
|           | 500   | 1252                  |
|           | 1000  | 1878                  |
| 3         | 100   | 417                   |
|           | 250   | 601                   |
|           | 500   | 902                   |
|           | 1000  | 1494                  |

Tabla 15. Cálculo de los costes unitarios de electricidad por tamaño de planta y escenario.

| Escenario | Tamaño de la planta de biogás (m <sup>3</sup> /h) | C <sub>ue</sub> (k€) |
|-----------|---|----------------------|
| 1         | 100   | 589                  |
|           | 250   | 1473                 |
|           | 500   | 2945                 |
|           | 1000  | 5890                 |
| 2         | 100   | 9794                 |
|           | 250   | 12110                |
|           | 500   | 15971                |
|           | 1000  | 23692                |
| 3         | 100   | 253556               |
|           | 250   | 614604               |
|           | 500   | 1216350              |
|           | 1000  | 2419843              |

Mostrados ya el dimensionado de equipos y sus respectivos costes, en el siguiente apartado se procede a detallar y explicar los resultados obtenidos en el modelo económico para ver la rentabilidad de los tamaños de planta en cada uno de los escenarios estudiados.

## 6.3 Resultados del modelo económico

### 6.3.1 Caso base

Una vez explicado tanto el proceso experimental como el de dimensionado y cálculo de costes, se lleva a cabo el análisis de rentabilidad. Las Figuras 29,30 y 31 muestran los resultados económicos de los tres escenarios y tamaños de plantas, en términos de VAN. Estos resultados se consideran casos de referencia, ya que no se incluyen los posibles subsidios para la producción de biometano.

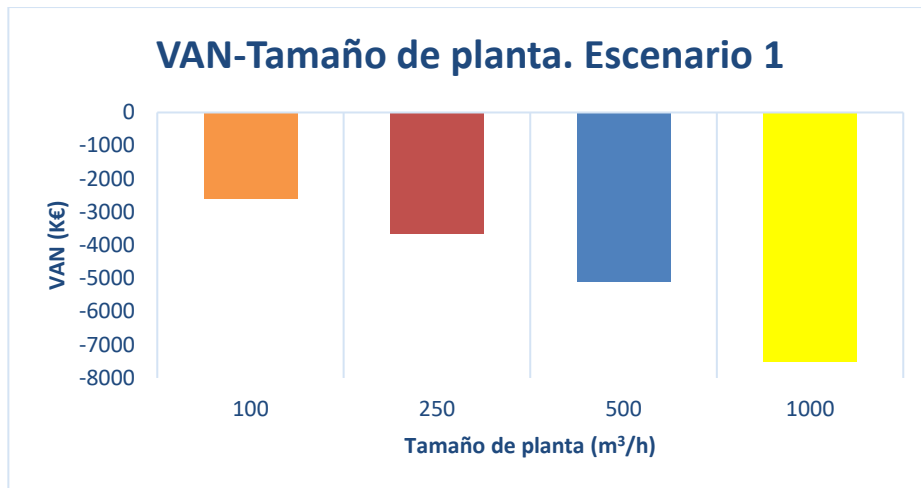


Figura 29. VAN obtenido para el escenario 1.

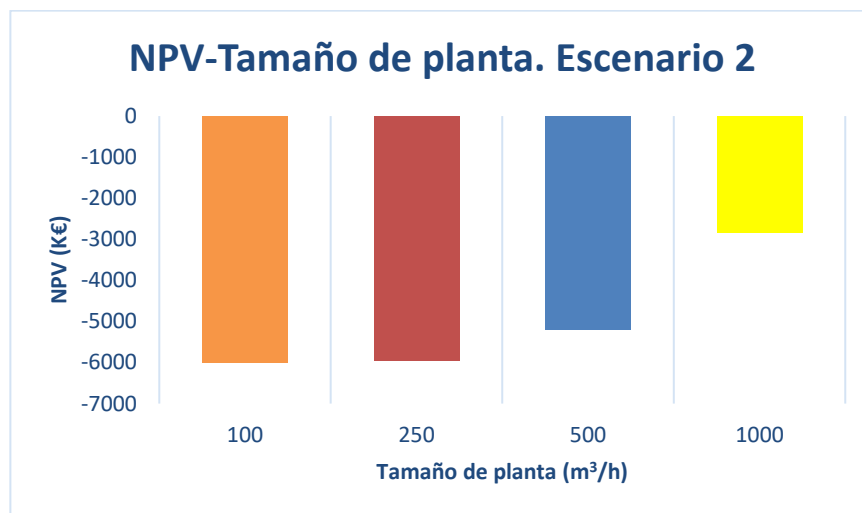


Figura 30. VAN obtenido para el escenario 2.

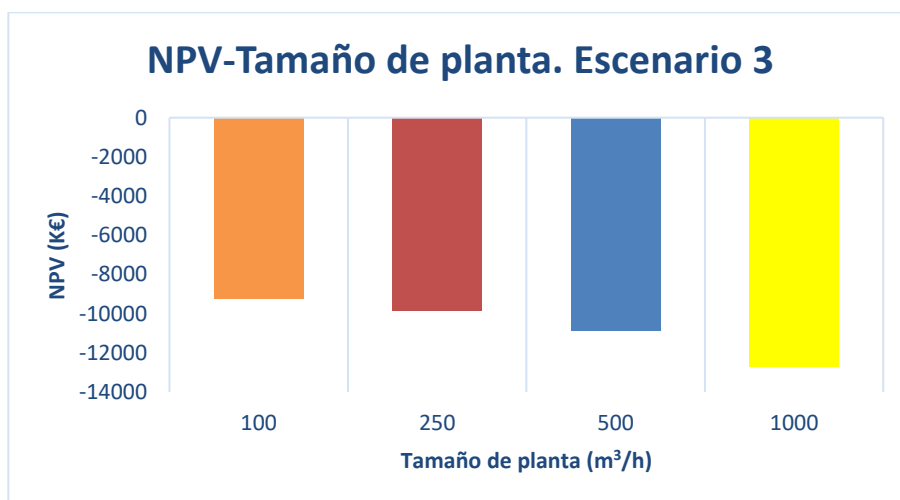


Figura 31. VAN obtenido para el escenario 3.

Como se puede ver en estas gráficas mostradas, el VAN en cada una de ellas está lejos de ser positivo, por tanto, esto significa que este proceso de purificación de biogás está muy lejos de ser rentable. Sin embargo, de dichos

análisis pueden surgir discusiones bastante interesantes. Por ejemplo, para un tamaño de planta fijo (100 m<sup>3</sup>/h) los resultados económicos empeoran a medida que evolucionamos secuencialmente hacia una situación de economía circular completa. De hecho, el escenario 1 es mucho más rentable que los escenarios 2 y 3. Este hecho reivindica la importancia de las posibles subvenciones para promover la filosofía de la economía circular que apunta la UE.

Otro punto de vista puede ser que en el primer escenario hay un salto bastante mayor entre tamaño de plantas que en el tercero (aunque la tendencia de ambos es negativa). Esto se debe a que no se generan subproductos en la planta, y, por tanto, no se pueden vender para paliar los gastos y costes que se producen durante la operación de la planta. Cabe mencionar que la producción de biogás para los distintos tamaños es la misma en cada escenario.

Y, por último, otro análisis de los resultados obtenidos para estos casos de referencia puede ser que en el primer y tercer escenario la tendencia es distinta a la del segundo, debido a que cuando se aumenta la escala aumenta la diferencia entre ingresos-costes, es decir, en el escenario 1 y 3 cada aumento de tamaño de planta ingreso menos, pero gasto más debido al aumento del coste. Sin embargo, en el escenario 2 pasa justamente lo contrario, debido que a medida que se aumenta el tamaño de planta, aumenta su VAN. De hecho, es el único escenario el cual la tendencia del VAN es ascendente.

Por otro lado, en la Figura 32 se puede observar los resultados en términos de índice de rentabilidad.

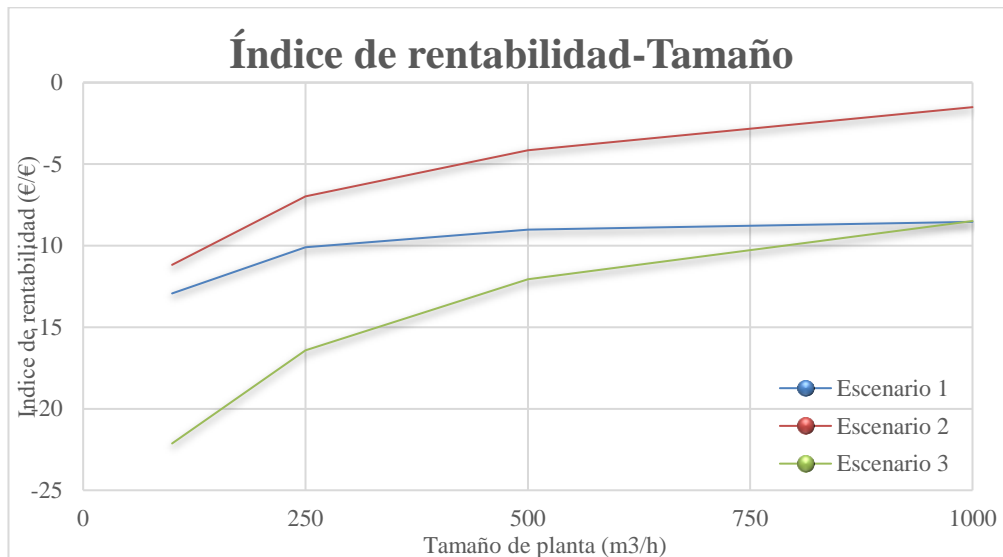


Figura 32. Índice de rentabilidad de los 3 escenarios estudiados.

Se puede ver que los mejores resultados se obtienen para el segundo escenario. Esto se puede deber a la ventaja que presenta el instalar un reactor precipitador, el cual permite la producción de carbonato cálcico (CaCO<sub>3</sub>), que son ingresos más importantes que la inversión extra necesaria que supone instalar el reactor y cubrir sus costes. También se observa que los peores resultados en cuanto rentabilidad ocurren en el tercer escenario, ya que supone un gran coste de inversión la instalación de todos los equipos para que se pueda dar la economía circular completa, tanto que no se pueden paliar con los subproductos originados. Esto evidencia aún más la necesidad de subvenciones por parte de los gobiernos si se quiere poner en funcionamiento plantas totalmente respetuosas

con el medio ambiente.

### 6.3.2 Análisis del precio del gas natural (CH<sub>4</sub>)

Otra línea que se puede seguir para analizar la rentabilidad de la planta es el precio actual del gas natural, para ver como influiría en la economía del proceso. Para ello, se muestran las Figuras 33, 34 y 35 en la cual se puede observar el precio del gas con respecto al tamaño de las plantas en cada uno de los escenarios estudiados.

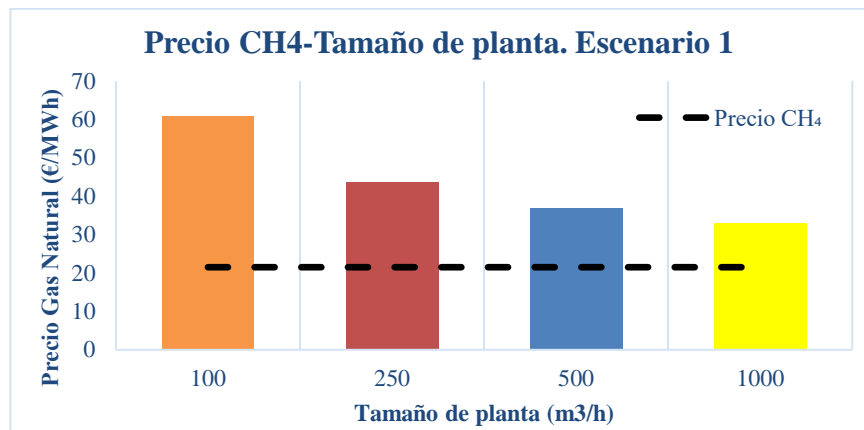


Figura 33. Análisis del precio del metano respecto al tamaño de planta en el escenario 1.

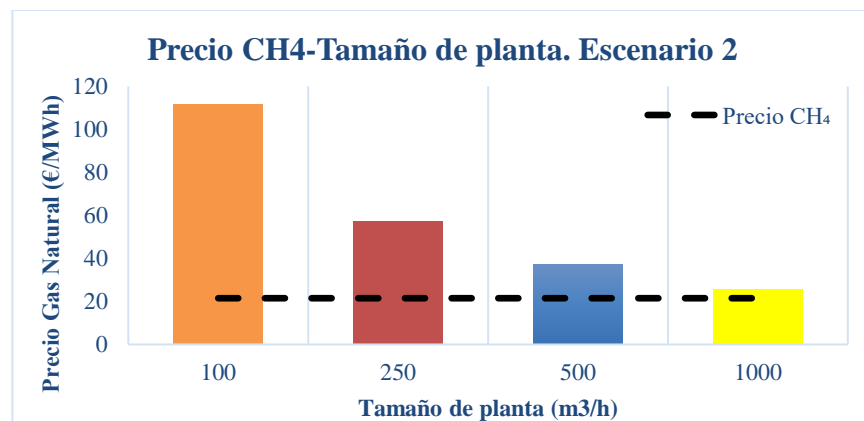


Figura 34. Análisis del precio del metano respecto al tamaño de planta en el escenario 2.

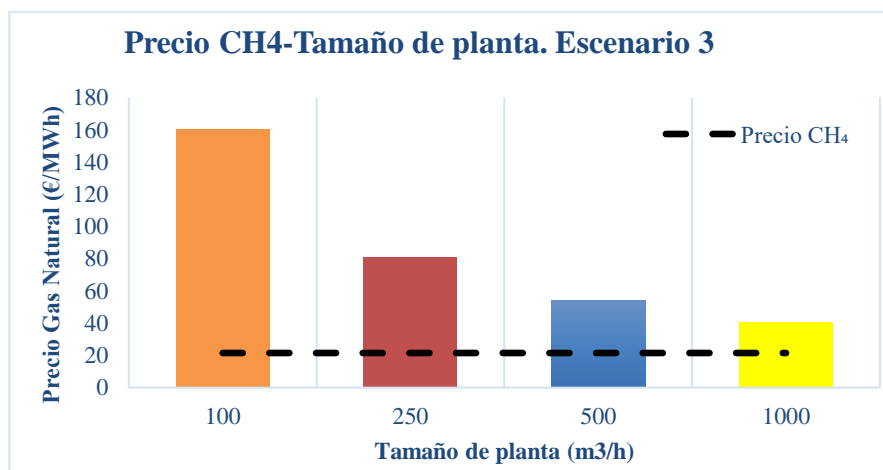


Figura 35. Análisis del precio del metano respecto al tamaño de planta en el escenario 2.

Las gráficas muestran que el resultado más prometedor es el tamaño de planta más grande para el segundo escenario. Actualmente, el precio del biogás es 21,5 €/MWh, y este tamaño de planta comenzaría a ser rentable a partir de 25,8 €/MWh, cerca del valor actual, lo que supondría un esfuerzo mínimo en forma de subsidios, tan solo una diferencia de 4,3 € para que esta planta pueda comenzar a funcionar de forma rentable. Estas gráficas confirman lo que revelaban las anteriores Figuras del VAN y el índice de rentabilidad, y es que el escenario 2 es una alternativa importante a considerar en un plazo corto-medio de tiempo. Por ejemplo, la diferencia entre el mismo tamaño de planta con respecto a los otros escenarios es sideral, ya que se necesitaría un precio del gas natural de 32,9 y 40,6 €/MWh.

Se pueden considerar dos alternativas para llegar al precio deseado de gas natural. Una es mediante el ahorro aumentando los precios del gas natural o mediante subsidios como tarifas de alimentación. La primera no sería una medida muy popular ni que alegrara al ciudadano, sin embargo, la segunda puede ser una gran alternativa, ya que hay países que ya lo aplican, como Austria o Eslovaquia. Los subsidios que se ofrecen en estos países para potenciar el mercado del biometano rondan los 12,51–16,51 €/MWh en Austria y los 10,75 €/MWh en Eslovaquia (108). Con este nivel de subsidios hasta el escenario 1 al completo resultaría rentable. Sin embargo, el tercero ni de esta forma comenzaría a ser económicamente positivo. Italia es otro país con una política fuerte a favor de la producción de biometano. De hecho, recientemente se ha puesto en marcha un nuevo sistema de incentivos. En esta nueva propuesta, se ofrecen hasta 61 €/MWh como subsidio para la producción del gas. Bajo estas circunstancias, los tamaños de planta de 250 a 1000 m<sup>3</sup>/h de todos los escenarios aquí propuestos serían rentables (109).

Comentado esto, mediante una comparación general de todos los escenarios presentados indica que el escenario 2 merece un examen más detenido, ya que sería muy rentable incluso con la subvención ofrecida en Eslovaquia. Además, la planta de 500 m<sup>3</sup>/h de este escenario también sería rentable con una subvención de 15,7 €/MWh. Por lo que se puede deducir que la implementación de una economía circular parcial es sin duda la opción más rentable actualmente.

### **6.3.3 Análisis de factores claves mediante “Tornados plots”**

Los tornados plots son una especie de gráfico de barras que muestra las desviaciones frente a diferentes perturbaciones, en este caso una variación de los parámetros considerado más importante dentro de cada escenario.

#### **A. Escenario 1.**

Primeramente, se representa el escenario uno al completo, en el cual no existe economía circular, mediante las Figuras 36, 37, 38 y 39.

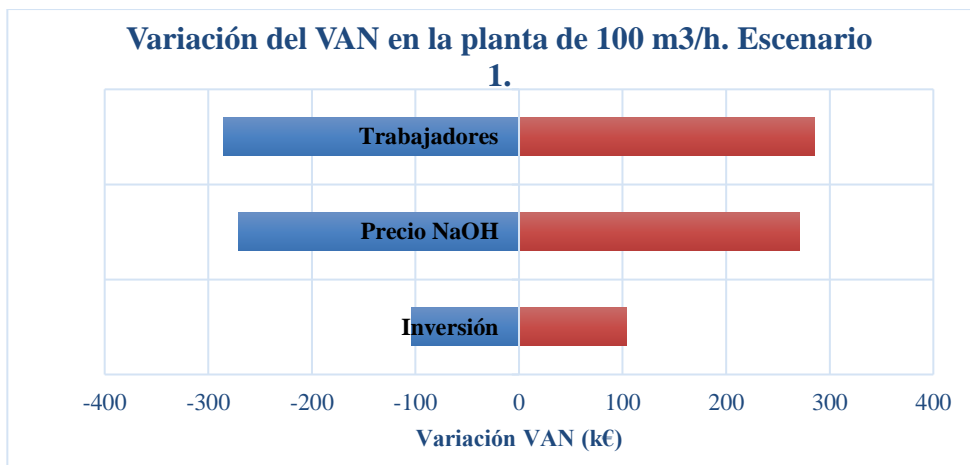


Figura 36. Desviaciones en el primer escenario para 100 m<sup>3</sup>/h.

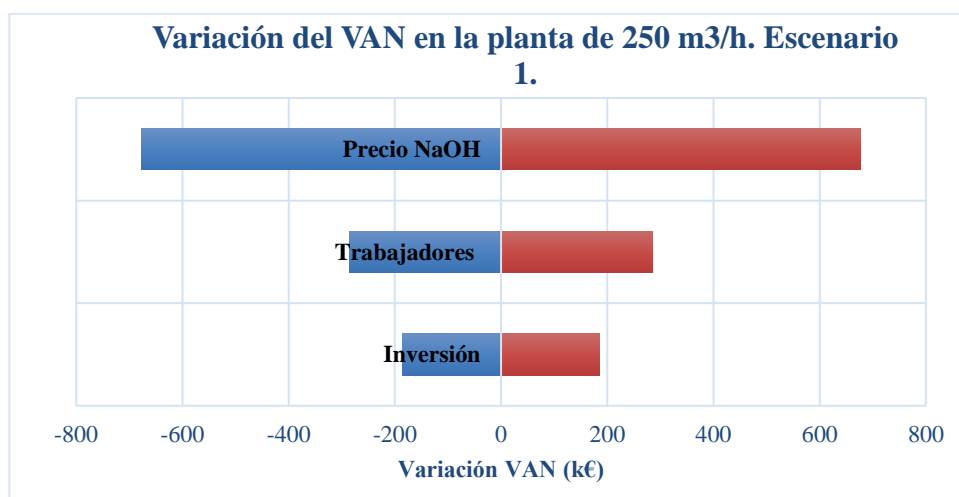


Figura 37. Desviaciones en el primer escenario para 250 m<sup>3</sup>/h.

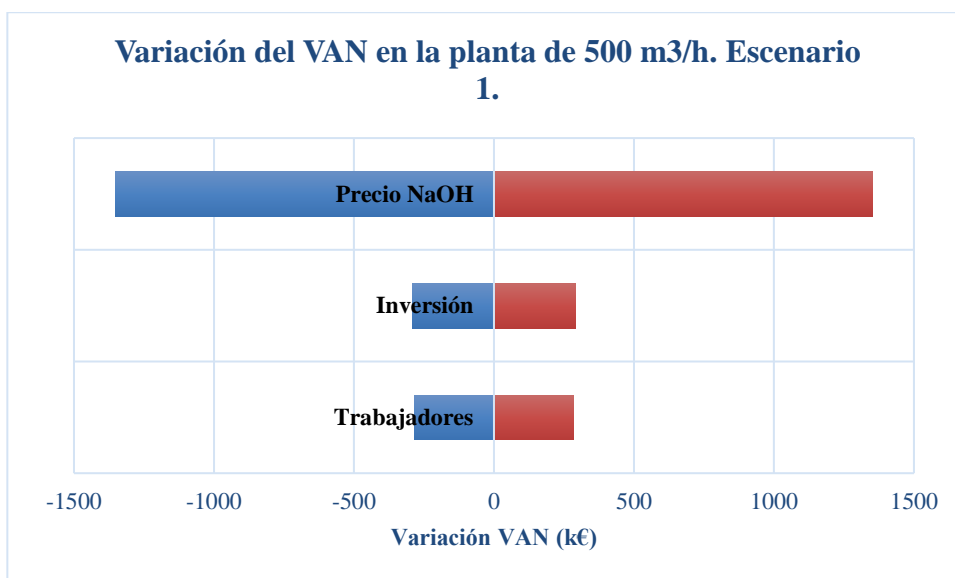


Figura 38. Desviaciones en el primer escenario para 500 m<sup>3</sup>/h.

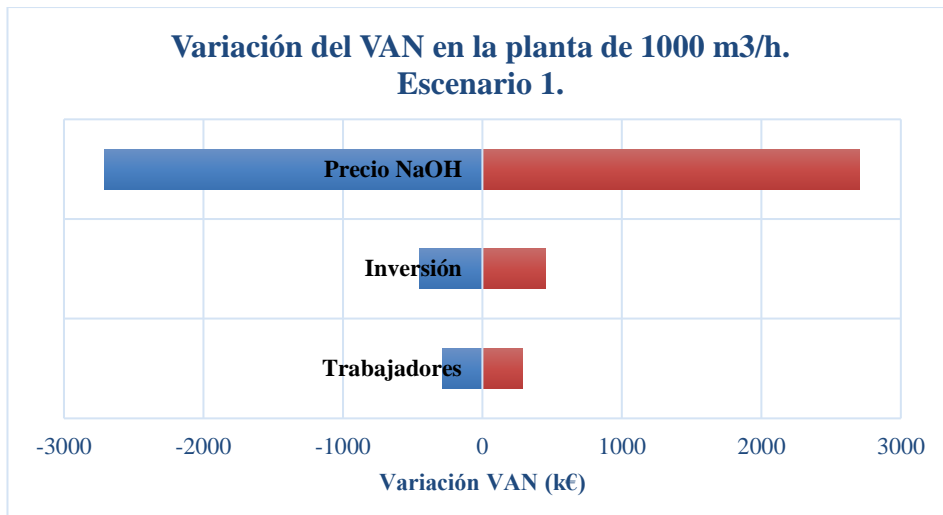


Figura 39. Desviaciones en el primer escenario para 1000 m<sup>3</sup>/h.

Se puede llegar a concluir, una vez mostradas las gráficas, que los parámetros de mayor impacto son la mano de obra y el precio del hidróxido sódico. Para el tamaño más bajo de la planta de biogás (100 m<sup>3</sup>/h), el costo de la mano de obra juega un papel clave. Por otro lado, para el resto de los tamaños, el hidróxido sódico es el parámetro más importante que controlar, por lo tanto, este parámetro debe optimizarse para lograr mejores resultados económicos. Se puede considerar que la mano de obra afecta más en el tamaño de planta más pequeño puesto que el consumo de materia prima en esta será mucho menor que en el resto de las plantas.

### B. Escenario 2.

Seguido del primer escenario, se representa el análisis de sensibilidad de los diversos parámetros en el segundo escenario, en el cual la economía circular es parcial. Para ello se muestran las Figuras 40, 41, 42 y 43.

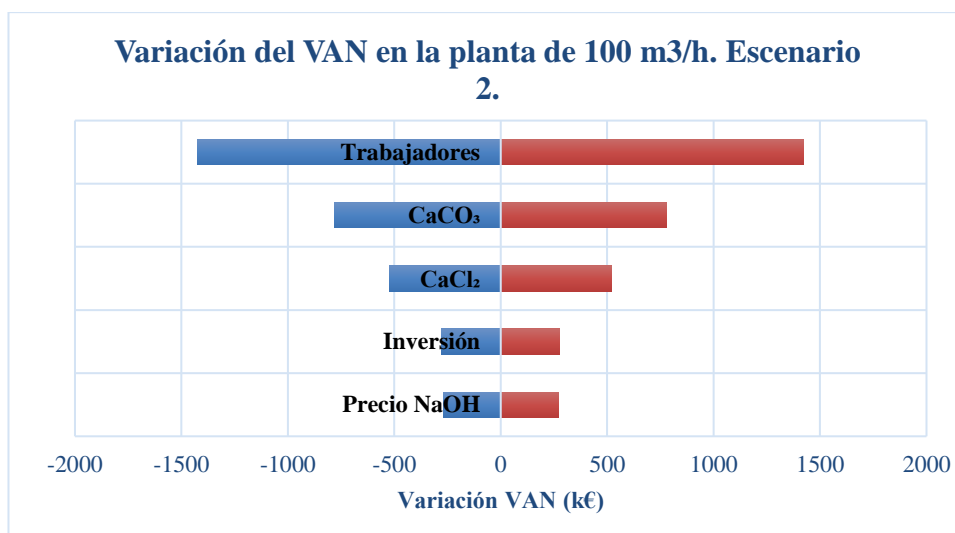


Figura 40. Desviaciones en el segundo escenario para 100 m<sup>3</sup>/h.



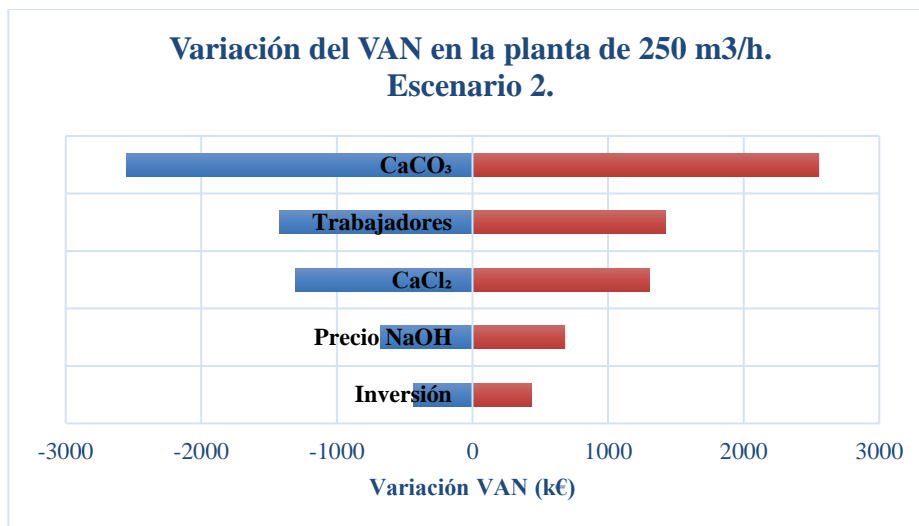


Figura 41. Desviaciones en el segundo escenario para 250 m<sup>3</sup>/h.

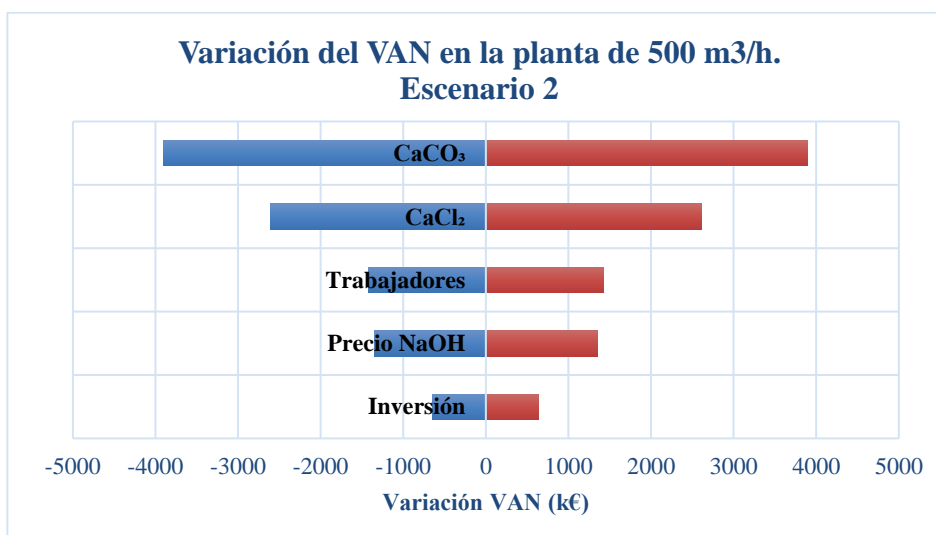


Figura 42. Desviaciones en el segundo escenario para 500 m<sup>3</sup>/h.

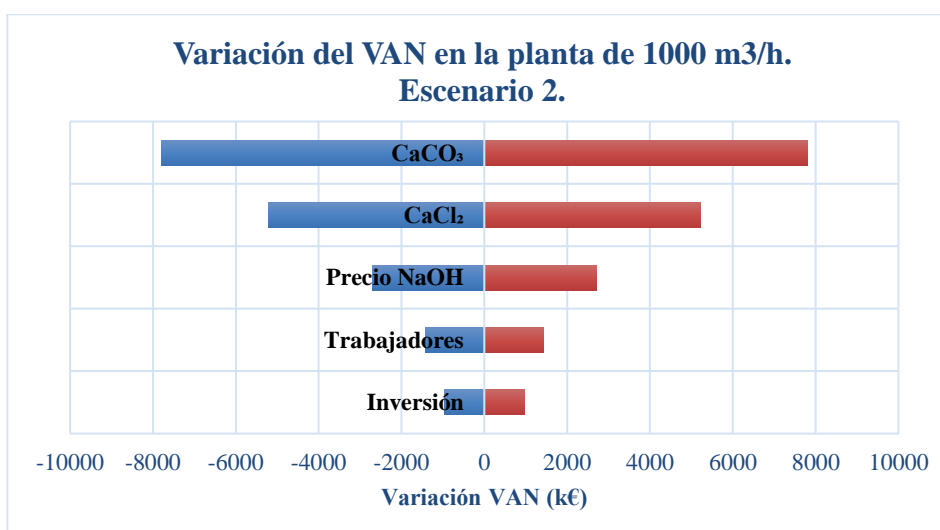


Figura 43. Desviaciones en el segundo escenario para 1000 m<sup>3</sup>/h.

En este análisis de sensibilidad hay menos unanimidad que en el primer escenario ya que para cada tamaño de planta hay un efecto diferente de cada parámetro. Por ejemplo, los trabajadores para el tamaño más pequeño es el que más influye y, sin embargo, para el más grande es el penúltimo parámetro en la gráfica, lo que significa que apenas tiene incidencia en esta planta. A pesar de esto, se puede llegar a concluir que en este escenario hay dos parámetros dominantes en cuanto a importancia, uno es el efecto del precio del carbonato cálcico, ya que su variación puede hacer cambiar de signo el VAN, como veremos en el siguiente apartado. Y el segundo, es el precio del cloruro cálcico, el cual también puede afectar seriamente a la rentabilidad de la planta.

### C. Escenario 3

Por último, las Figuras 44, 45, 46 y 47 mostrarán el análisis de sensibilidad del escenario 3, el cual es que se instala por completo la economía circular.

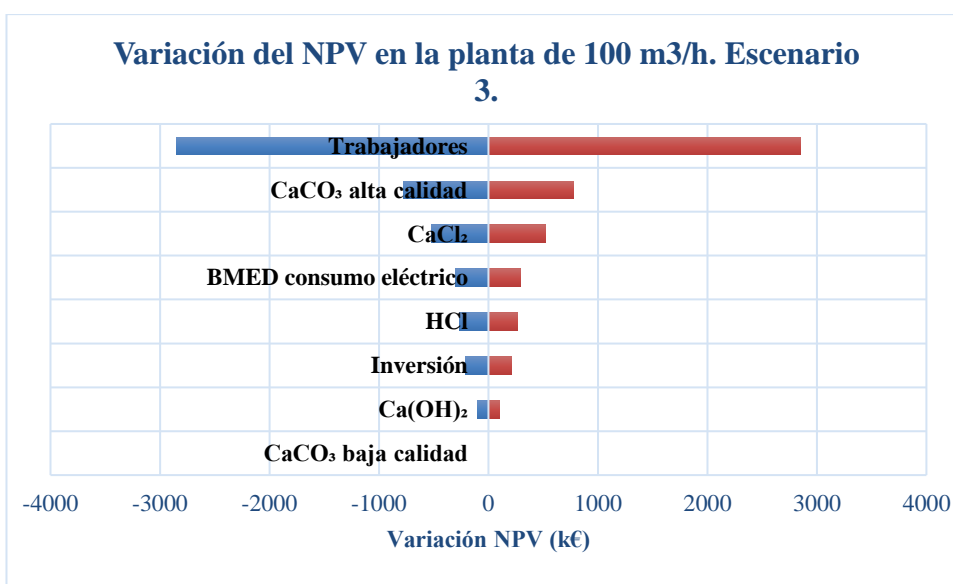


Figura 44. Desviaciones en el tercer escenario para 100 m<sup>3</sup>/h.

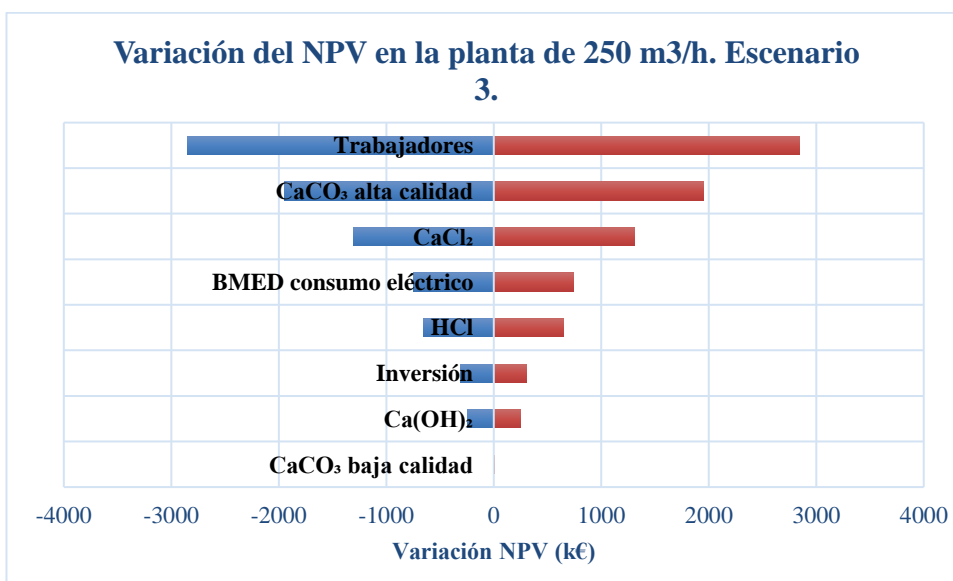


Figura 45. Desviaciones en el tercer escenario para 250 m<sup>3</sup>/h.

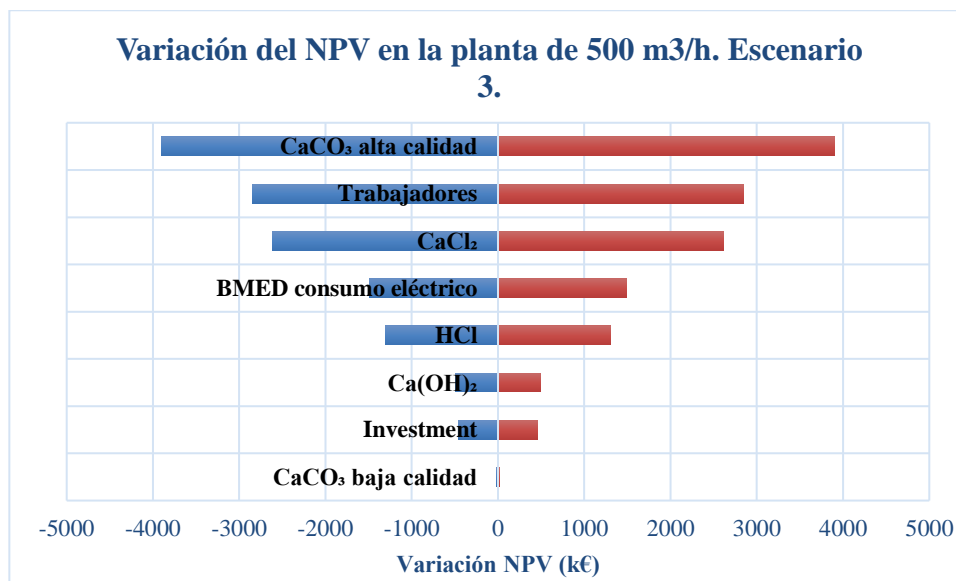


Figura 46. Desviaciones en el tercer escenario para 500 m<sup>3</sup>/h.

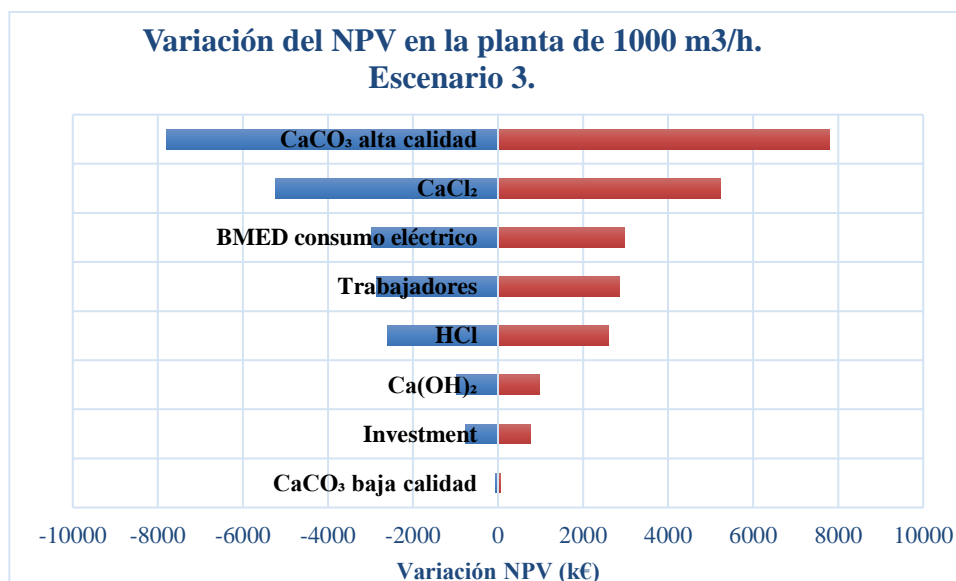


Figura 47. Desviaciones en el tercer escenario para 1000 m<sup>3</sup>/h.

Como se puede ver en este análisis, aparte de los parámetros discutidos ya anteriormente en los otros dos escenarios, aparece en escena un factor que hasta ahora no había aparecido, y es el consumo de la membrana bipolar. Se puede observar que afecta bastante al VAN, por lo que es un parámetro para tener en cuenta, de hecho, es el factor que determina que la economía circular parcial instalada en el segundo sea más rentable que la economía circular completa en este escenario. De acuerdo con varios estudios realizados, la disminución del consumo de energía de BMED es el principal desafío de esta tecnología hacia la plena comercialización (103) (110).

Una vez realizados estos análisis de sensibilidad y localizados los parámetros que más afectan al VAN, en el

siguiente apartado se analizará en cada escenario como afectan cada uno de estos a los distintos tamaños de planta. Cabe mencionar que se cogerán los dos parámetros más importantes de cada uno, excepto del primero que se coge tan solo un factor.

### 6.3.4 Análisis del VAN respecto a la variación de los parámetros claves

Localizado y explicados los factores determinantes en la rentabilidad económica de las diferentes plantas en los distintos escenarios, se mostrarán gráficas con las variaciones de estos parámetros y de cómo afectan al VAN de cada uno de los tamaños de planta estudiado.

Anteriormente, en el primer escenario se ha comprobado que el factor que más afectaba al VAN era el precio del hidróxido de sodio, por lo que mediante una variación de su precio de un +/- 20% se representará en la Figura 48 como afecta dicho precio al Valor Actual Neto de las plantas en este escenario.

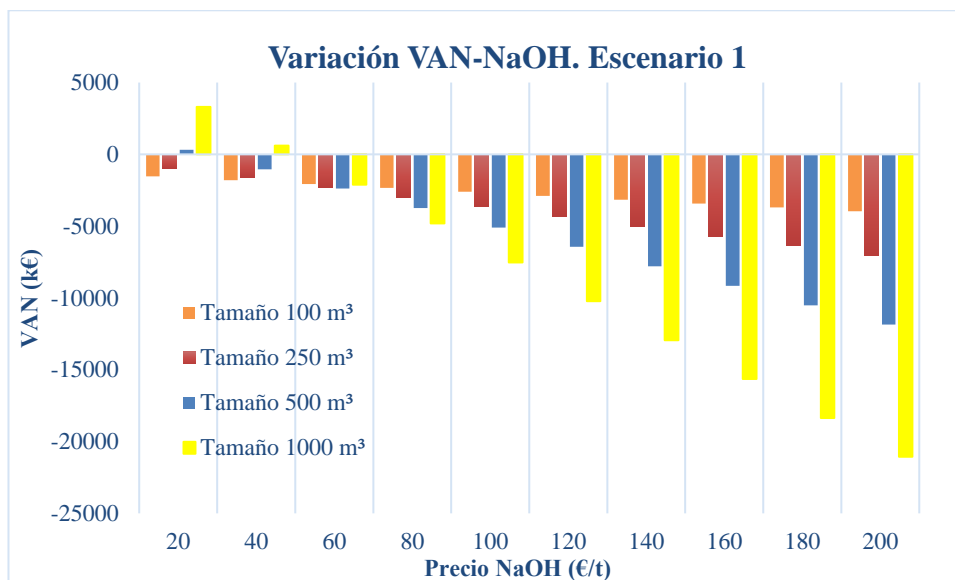


Figura 48. Análisis de variación del VAN con respecto al precio del hidróxido de sodio

Como se puede observar en la gráfica, por un precio bastante bajo del hidróxido de sodio, 20 y 40 (€/t), el único tamaño de planta rentable sería el de 1000 m<sup>3</sup>/h, el resto de los precios ya comienza a convertir el VAN en un valor bastante negativo, por lo que este escenario tiene poca viabilidad, ya que un precio tan bajo del compuesto alcalino sería casi imposible de conseguir mediante subsidios o bajada de los correspondientes precios.

A continuación, se analizarán los parámetros claves del segundo escenario. Fueron designados como dichos parámetros el precio del carbonato cálcico y el del cloruro cálcico. En las Figuras 49 y 50 se muestran las gráficas que analizarán el comportamiento de esta variación, también de un +/-20% en ambos como el caso anterior, con respecto al VAN.

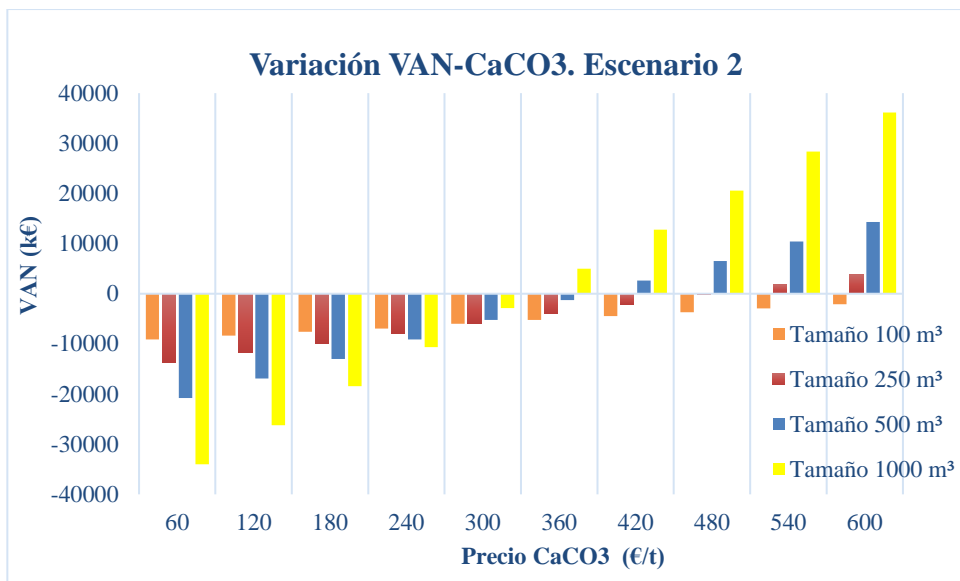


Figura 49. Análisis de variación del VAN con respecto al precio del carbonato cálcico.

Se puede observar y comprobar lo que se mencionó en el anterior capítulo mediante el análisis de los tornados plots, y es que el factor precio del carbonato cálcico es crítico en este escenario. El efecto de la variación del precio de este compuesto es uno de los efectos más críticos de todos los escenarios estudiados, y es que este precio con una pequeña variación puede convertir el signo del VAN, es decir, puede hacer que una planta sea rentable debido a los ingresos que aportaría su venta. Afecta más al mayor tamaño de planta, 1000 m<sup>3</sup>/h, debido a que es mucho mayor la producción de este compuesto que en las otras, por lo que sus ingresos se verán aumentado en mayor cantidad.

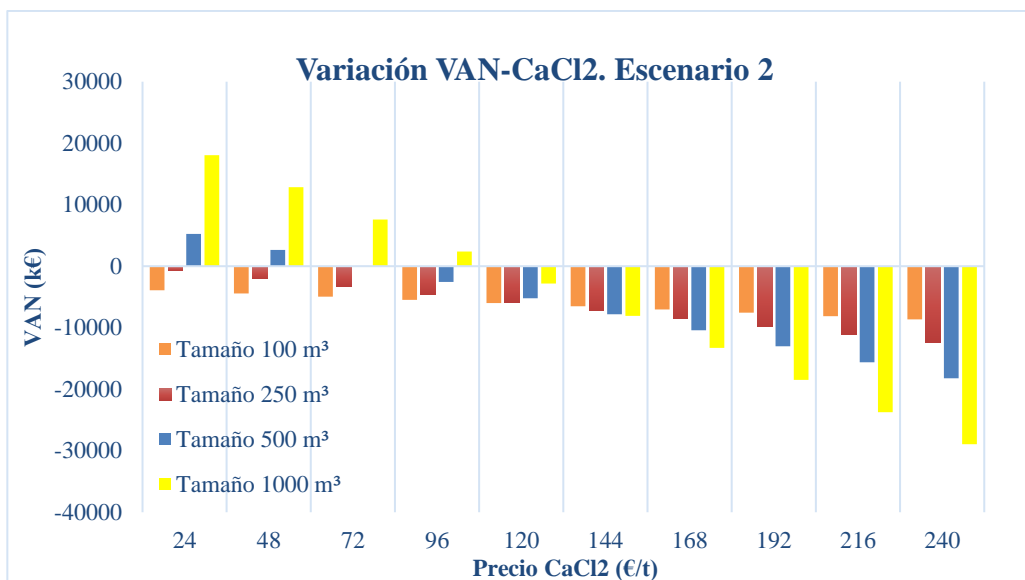


Figura 50. Análisis de variación del VAN con respecto al precio de cloruro cálcico.

Por otro lado, se confirma también lo discutido en el apartado anterior, y es que un buen precio de este compuesto también puede cambiar el resultado del VAN. También afecta más a la planta de tamaño mayor, por el mismo motivo que antes, al tener mayor producción se necesita mayor cantidad de reactivo para formar el carbonato

cálcico en el precipitador. Se puede llegar a concluir que su variación puede afectar gravemente la rentabilidad de todos los tamaños de plantas.

En el escenario tercero solo se mostrará una gráfica, que es el consumo de electricidad de la membrana bipolar, ya que el otro parámetro importante se ha discutido en el escenario anterior, el precio del carbonato cálcico y lo que ocurre es muy parecido al del segundo escenario. Por lo comentado, en la Figura 51 se muestra la variación del VAN con respecto al consumo de la membrana bipolar.

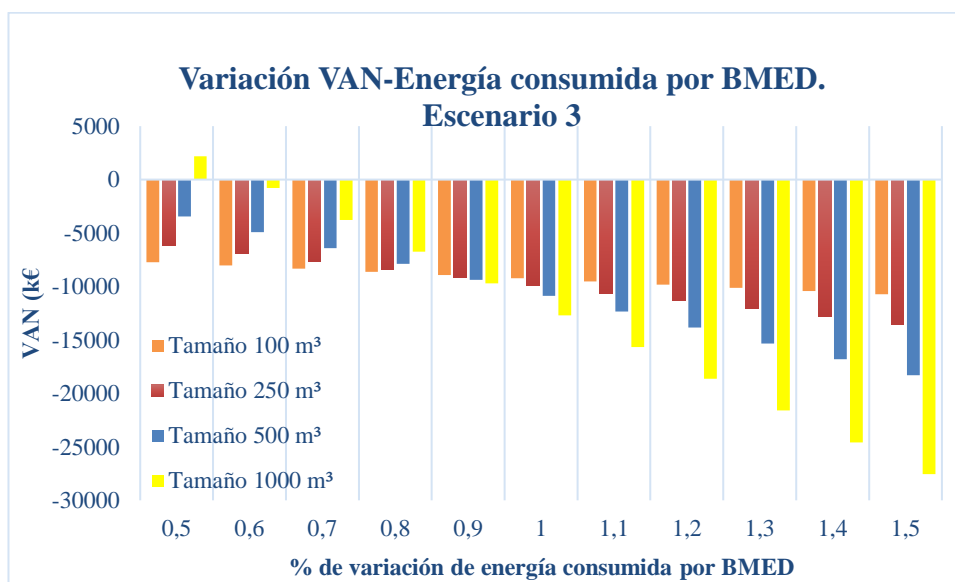


Figura 51. Análisis de variación del VAN con respecto al consumo de energía de la BMED.

Se puede contemplar como con tan solo una variación de un +/-10% en la variación del consumo el VAN se dispara de forma negativa, por lo que es un parámetro que controlar y vigilar para poder tener una planta rentable y respetuosa con el medio ambiente. Por tanto, se concluye que la estabilización a un valor menor puede ser potencialmente beneficiosa para los intereses de este proyecto. Ahorrar un 30% del consumo energético para esta etapa puede suponer una mejora del VAN de 8917 k € por 1000 m<sup>3</sup>/h.

# 7 CONCLUSIONES

---

En este trabajo se analiza de forma exhaustiva la rentabilidad económica de un proceso de obtención un combustible respetuoso con el medio ambiente como es el biogás a partir de los diferentes residuos orgánicos que se producen actualmente. Este combustible se puede postular como alternativa a los combustibles fósiles, aquellos que son los principales causantes del efecto invernadero, tema muy candente actualmente. Por desgracia, este análisis tecnoeconómico que esta ruta es económicamente inviable con los valores actuales del mercado de productos y las tecnologías de captación de dióxido de carbono disponibles.

Se ha plasmado en este documento que tanto el VAN como el índice de rentabilidad de todos los tamaños de planta y escenarios estudiados son bastantes negativos. En el actual documento se han estudiado tan solo cuatro tamaños de planta ya que son los estándares europeos, es por ello por lo que se presenta como una oportunidad de nuevos estudios y proyectos el realizar estas pruebas en tamaños más grandes de planta, ya que se puede intuir, con las gráficas mostradas, que se pueden obtener resultados muy positivos con plantas de biogás de mayor tamaño, especialmente en el escenario 2, la economía circular parcial.

También se plasmó un estudio sobre la variación en el precio del gas natural y nos mostró que el único escenario rentable con bajos subsidios fue el segundo, el cual tiene implementado la economía circular parcial, y no completa. Este hecho merece una reflexión, ya que estos resultados demuestran el largo camino que tenemos por delante para implementar un esquema completo de economía circular. Sin embargo, se puede denotar en el estudio que en comparación con otras alternativas para sinergizar la mejora del biogás y la utilización de dióxido de carbono, nuestro proceso generalmente necesita subsidios más bajos.

Respecto a los costes que tienen estas plantas al operar, quedó totalmente demostrado que en el escenario tres, el de economía completa circular, mejoraría si se redujeran los gastos de este, principalmente en el consumo de la membrana bipolar. La estabilización de este valor puede ser potencialmente beneficioso para el proceso ya que, ahorrar un 30% del consumo energético de la membrana puede suponer una mejora del VAN de alrededor de un 70%, lo que puede transformar el proceso en muy rentable.

En definitiva, este estudio tecnoeconómico muestra el desafío al que se enfrenta las tecnologías actuales para reducir emisiones y buscar fuentes de energía alternativas a los combustibles fósiles en materia de implantación de una economía circular que sea atractiva económicamente. La inviabilidad económica mostrada en el presente proyecto se puede remediar mediante la búsqueda de reducción de los costes de consumibles como se ha mencionado anteriormente y en otros capítulos. Otra ruta que mejorar es la de las políticas de ayuda a estas tecnologías emergentes que buscan una alternativa a los combustibles fósiles, mejorando dichas políticas, ayudas o subsidios para que estas plantas comiencen a dar rentabilidad y se desarrollen aún más. Este estudio puede representar una llamada de atención a la comunidad científica, cuyos esfuerzos deberían dirigirse al desarrollo de procesos más eficientes para la obtención de biogás, y una llamada de atención a políticos y empresarios para que aporten la ayuda económica que actualmente se necesita.

## 8 REFERENCIAS

- (1) Petersson, A y Wellinger, A. *Biogas Upgrading Technologies- developments and innovations*. s.l.: IEA Bioenergy, 2009
- (2) Javad Asgari, M, Safavi, K y Mortazaeinezhad, F. *Landfill biogas production process*. s.l. : IPCBEE, 2011. 9, 208-212.
- (3) Ong, M, Williams, R y Kaffka, S. *Comparative Assessment of Technology Options for Biogas Clean-up*. California: California Energy Commission, 2014.
- (4) Prematecnica. [En línea] [http://www.prematecnica.com/pdf/IQ\\_201409.pdf](http://www.prematecnica.com/pdf/IQ_201409.pdf).
- (5) *The impact of climate change on the levelised cost of wind energy*. Daniel Hdidouan, I.S. 572-592, s.l.: Renewable Energy, 2017.
- (6) Yujiao, X, y otros. *Techno-economic evaluation of biogas upgrading using ionic liquids in comparison with industrially used technology in Scandinavian anaerobic digestion plants*. *Applied Energy*. 2017.
- (7) *Microalgae to biofuels: "Promising" alternative and renewable energy, review*. Shuba, E.S y Kifle, D. 743-755, s.l.: Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2018, Vol. 81.
- (8) *Biogas as a renewable energy fuel - A review of biogas upgrading, utilization and storage*. Imran Ullah Khana, M.H-D. 277-294, s.l.: Energy Conversion and Management, 2017.
- (9) Council, World Energy. *World Energy Resources. Bioenergy 2016*. 2016.
- (10) *Biomass resources and biofuels potential for the production of transportation fuels in Nigeria*. Ben-Iwo, J, Manovic, V y Longhurst, P. 172-192, s.l.: Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2016, Vol. 63.
- (11) *A review of global strategies promoting the conversion of food waste to bioenergy via anaerobic digestion*. Clercq, D.D, y otros. 204-221, s.l. : Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017, Vol. 79.
- (12) European Biogas Association. [En línea] 2017. <http://european-biogas.eu>.
- (13) *Alternative materials in technologies for Biogas upgrading via CO2 capture*. Zhou, K, Chaemchuen, S y Verpoort, F. 1414-1441, s.l. : Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017.
- (14) Bauer, F, y otros. *Biogas upgrading - Review of commercial technologies*. s.l. : Sweden: SGC Rapport, 2013.
- (15) *Gas Composition Sensor for Natural Gas and Biogas*. Boersma, A, Sweelsen, J y Blokland, H. 197-200, s.l. : Procedia Engineering, 2016, Vol. 168.
- (16) *Recent advancement in biogas enrichment and its applications*. Kadam, R y Panwar, N. 892-903, s.l. : Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017.
- (17) *Membrane gas separation technologies for biogas upgrading*. Yuan Chen, X, y otros. 24399-24448, s.l. :



RSC Advances, 2015.

(18) *Opportunities and challenges: Landfill gas to biomethane injection into natural gas distribution grid through pipeline.* Hoo, P.Y., Hashim, H y Ho, W.S. 409-419, s.l.: Journal of Cleaner Production, 2018, Vol. 175.

(19) *Biomass waste-to-energy valorization technologies: a review case for banana processing in Uganda.* Gumisiriza, R, y otros. s.l.: Biotechnol Biofuels, 2017.

(20) *Selection of appropriate biogas upgrading technology- A review of biogas cleaning, upgrading and utilization.* Sun, Q, y otros. 521-532, s.l.: Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2015, Vol. 51.

(21) *Potential for using municipal solid waste as a resource for bioenergy with carbon capture and storage (BECCS).* Pour, N, Webley, P.A. y J. Cook, P. 1-15, s.l.: International Journal of Greenhouse Gas Control, 2018, Vol. 68.

(22) *An environmental assessment of electricity production from slaughterhouse residues. Linking urban, industrial and waste management systems.* Santagata, R, Ripa, M y Ulgiati, S. 175-188, s.l.: Applied Energy, 2017, Vol. 186.

(23) *Biogas production: current state and perspectives.* Weiland, P. 849-860, s.l.: Springer-Verlag, 2009.

(24) Rosa, A.V. *Fundamentals of Renewable Energy Processes.* Standord : Academic Press, 2009. Chapter 9 (pp.287-416).

(25) *Performance of polydimethylsiloxane membrane contactor process for selective hydrogen sulfide removal from biogas.* Tilahun, E, y otros. 250-257, s.l.: Waste Management, 2017, Vol. 61.

(26) *Method to identify opportunities for CCU at regional level - Matching sources and receivers.* Patricio, J, y otros. 330-345, s.l. : Journal of CO2 utilization, 2017, Vol. 22.

(27) *A multi-scale framework for CO2 capture, utilization and sequestration: CCUS and CCU.* Hasan, M.F., y otros. 2-21, s.l. : Computers & Chemical Engineering, 2015, Vol. 81.

(28) *Energy-saving pathway exploration of CCS integrated with solar energy: A review of innovate concepts.* Liu, Y, y otros. 652-669, s.l. : Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017, Vol. 77.

(29) *Energy related CO2 emissions and the progress on CCS projects: a review.* RNE, H y TX, J. 368-385, s.l. : Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2014, Vol. 31.

(30) *Performance of biogas upgrading process based on alkali absorption with regeneration using air pollution control residues.* Baciocchi, R, y otros. 2694-2705, s.l. : Waste Management, 2013.

(31) *Carbon Dioxide Separation from Flue Gases: A Technological Review Emphasizing Reduction in Greenhouse Gas Emissions.* Songolzadeh, M, y otros. s.l. : The Scientific World Journal, 2014.

(32) *A review of biogas purification processes.* Abatzoglou, N y Boivin, S. 42-71, s.l. : Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2009.

- (33) Persson, M. *Evaluation of upgrading techniques for biogas*. Sweden : s.n., 2003.
- (34) Hullu, J.d. *Biogas upgrading: Comparing Different Techniques*. Eindhoven : Eindhoven University of Technology, 2008.
- (35) *Techniques for transformation of biogas to biomethane*. Ryckebosch, E, Drouillon, M y Vervaeren, H. 1633-1645, s.l. : Biomass & Bioenergy, 2011, Vol. 35.
- (36) *CO<sub>2</sub> capture by adsorption: Material and process development*. Chaffee, A.L., y otros. 11-18, s.l. : International Journal of Greenhouse Gas Control, 2007, Vol. 1.
- (37) *Adsorption of CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> on a magnesium-based metal organic framework*. Bao, Z, y otros. 459-556, s.l. : Journal of Colloid and Interface Science, 2011.
- (38) *Biogas to Fuel by Vacuum Pressure Swing Adsorption I. Behavior of Equilibrium and kinetic-Based Adsorbents*. Grande, C y Rodrigues, A. 4595-4605, s.l. : American Chemical Society, 2007.
- (39) *Optimization of a Pressure-Swing Adsorption Process Using Zeolite 13X for CO<sub>2</sub> Sequestration*. Daeho, K, Ranjani, S y Lorenz, B. 339-348, s.l. : American Chemical Society, 2003.
- (40) *Selective gas adsorption and separation in metal-organic framework*. Li, J.-R., Kuppler, R.J. y Zhou, H.-C. 1477-1504, s.l. : Chemical Society Reviews, 2009, Vol. 38.
- (41) *Environmental Impact Assessment of High Pressure Water Scrubbing Biogas Upgrading Technology*. Cozma, P, y otros. 917-927, s.l. : Clean Soil Air Water, 2013.
- (42) *Modeling and simulation of high pressure water scrubbing technology applied for biogas upgrading*. Cozma, P, y otros. 373-391, s.l. : Clean Technologies Environmental Policy, 2015.
- (43) *Maximizing the potentials of biogas through upgrading*. Eze, J y Agbo, K. 604-609, s.l. : American Journal of Scientific and Industrial Research, 2010.
- (44) *Landfill gas upgrading with pilot-scale water scrubber: Performance assessment with absorption water recycling*. Lântelä, J, y otros. 307-314, s.l. : Applied Energy, 2012, Vol. 92.
- (45) Krich K, A.D. *Biomethane from Dairy Waste: A Sourcebook for the Production and Use of Renewable Natural Gas in California*. Ccalifornia : s.n., 2005.
- (46) *Comparison of Water Scrubbing and Propylene Carbonate Absorption for Biogas Upgrading Process*. Nie, H, y otros. 3239-3245, s.l. : Energy Fuels, 2013.
- (47) *Biogas quality upgrade by simultaneous removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in a packed column reactor*. Tippayawrong, N y Thanompongchart, P. 4531-4535, s.l. : Energy, 2010.
- (48) *Thermochemical production of liquid fuels from biomass: Thermo-economic modeling, process design and process integration analysis*. Tock, L, Gassner, M y Maréchal, F. 1838-1854, s.l. : Biomass and Bioenergy, 2010.
- (49) *Evaluation of MEA 5M performance at different CO<sub>2</sub> concentrations of flue gas tested at a CO<sub>2</sub> capture*

*lab-scale plant*. Vega, F, y otros. 6222-6228, s.l. : Energy procedia, 2017.

(50) *Upgrade Biogas Purification y Packed Column with Chemical Absorption of CO<sub>2</sub> For Energy Alternative Of Small Industry*. Kismurtono, M. 83-86, s.l. : International Journal of Engineering & Technology, 2011.

(51) *A review of CO<sub>2</sub> capture by absorption and adsorption*. Yu, C.-H., Huan, C.-H. y Tan, C.-S. 745-769, s.l. : Aerosol and Air Quality Research, Vol. 12.

(52) *Dual Alkali Approaches for the Capture and Separation of CO<sub>2</sub>*. Huang, H.P., y otros. 263-268, s.l. : Energy & Fuels, 2001.

(53) *Carbon dioxide capture capacity of sodium hydroxide aqueous solution*. Yoo, M, Han, S.-J. y Wee, J.-H. 512-519, s.l. : Journal of Environmental Management, 2013.

(54) *Low-energy sodium hydroxide recovery for CO<sub>2</sub> capture from atmospheric air-Thermodynamic analysis*. Mahmoudkhani, M y Keith, D.W. 376-384, s.l. : International Journal of Greenhouse Gas Control, 2009.

(55) *Absorption of carbon dioxide by sodium hydroxide solutions in a packed column*. Tepe, J y Dodge, B. 255-276, s.l. : Transactions of the American Institute of Chemicals Engineers, 2013.

(56) *Carbon dioxide capture from atmospheric air using sodium hydroxide spray*. Stolaroff, J.K., Keith, D.W. y Lowry, G.V. 2728-2735, s.l. : Environmental Science Technology, 2008.

(57) *The kinetics of absorption of carbon dioxide into neutral and alkaline solutions*. Danckwerts, P y Kennedy, A. 201-215, s.l. : Chemical Engineering Science, 1958.

(58) *Low energy packed tower and caustic recovery for direct capture of CO<sub>2</sub> from air*. Mm Mahmoudkhani, M, y otros. 1535-1542, s.l. : Energy Procedia, 2009.

(59) *Carbon dioxide removal and capture for landfill gas up-grading*. Lombardi, L, y otros. 465-472, s.l. : Energy procedia, 2011.

(60) *Economic evaluations of an innovative biogas upgrading method with CO<sub>2</sub> storage*. Lombardi, L y Carnavale, E. 88-94, s.l. : Energy, 2013.

(61) *Storage of carbon dioxide capture in a pilot-scale biogas upgrading plant by accelerated carbonation of industrial residues*. Baciocchi, R, y otros. 4985-4992, s.l. : Energy Procedia, 2011.

(62) *A review of chemical absorption of carbon dioxide for biogas upgrading*. Abdeen, F.R., y otros. 693-702, s.l. : Chinese Journal of Chemical Engineering, 2016.

(63) *CO<sub>2</sub> Sequestration by aqueous mineral carbonation of limestone in a supercritical reactor*. Han, D.-R., y otros. 792-796, s.l. : Journal of Industrial and Engineering Chemistry , 2015.

(64) *Reactivation of CaO-based sorbent for CO<sub>2</sub> capture from stationary sources*. Blamey, J, y otros. 2673-2681, s.l. : Proceedings of the Combustion Institute, 2011.

(65) *An investigation to revitalize the separation performance of hollow fibers with a thin mixed matrix composite skin for gas separation*. Jiang, L.Y., Chung, T.S. y Kulprathipanja, S. 113-125, s.l. : Journal of

Membran Science, 2006, Vol. 276.

(66) *Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications*. Kentish, S.E., Scholes, C.A. y Stevens, G.W. 52-66, s.l. : Recent Patents on Chemical Engineering, 2008, Vol. 1.

(67) *Correlation of separation factor versus permeability for polymeric membranes*. Robeson, L.M. 165-185, s.l. : Journal of Membrane Science, 1991, Vol. 62.

(68) *Application of polyimide membranes for biogas purification and enrichment*. Harasimowicz, M, y otros. 698-702, s.l. : Journal of Hazardous Materials, 2007, Vol. 144.

(69) *A review on optimization production and upgrading biogas through CO<sub>2</sub> removal using various techniques*. Andriani, D, y otros. 1909-1928, s.l. : Applied Biochemistry and Biotechnology, 2014, Vol. 172.

(70) Johansson, N. *Production of liquid biogas, LGB, with cryogenic and conventional upgrading technology*. Lund : s.n., 2008.

(71) Wheeler, P, y otros. *Biogas upgrading and utilization. Energy from biological conversion of organic waste. Task 24*. Paris : IEA Bioenergy, 2000.

(72) *Biogas production: current state and perspectives*. Weiland, P. 849-860, s.l. : Applied Microbiological technology, 2010, Vol. 85.

(73) *Optimization of a green gas supply chain- a review*. Bekkering, J, Broekhuis, A y Van Gemert, W. 450-456, s.l. : Bioresour Technology, 2010, Vol. 101.

(74) *Life cycle assessment of biogas upgrading technologies*. Starr, K, y otros. 991-999, s.l. : Waste Management, 2012, Vol. 32.

(75) Anderson, B y Montagnier, A. *Analysis of methane losses in a biogas production plant*. Sweden : s.n., 2012.

(76) Persson, M, Jönsson, O y Wellinger, A. *Biogas upgrading to vehicule standars and grid injection*. s.l. : IEA Bioenergy, 2006.

(77) *Energy consumption estimation for greenhouse gas separation processes by clathrate hydrate formation*. Tajima, H, Yamakasi, A y Kiyono, F. 1713-1729, s.l. : Energy, 2004, Vol. 29.

(78) Hagen, M, y otros. *Adding gas from biomass to the gas grid*. Malmö : s.n., 2001.

(79) *Biomass upgrading by torrefaction for the production of biofuels: A review*. Stelt, M.v., y otros. 3748-3762, s.l. : Biomass and Bioenergy, 2011, Vol. 35.

(80) *Integración de procesos de regeneración química de soluciones captadoras de dióxido de carbono con membranas BMED*. Carlos Moreno Martín

(81) *Synergizing carbon capture and utilization in a biogas upgrading plant based on calcium chloride. Part II: Scaling-up and profitability analysis*. Francisco M. Baena-Moreno, T. R. Reina, Mónica Rodríguez-Galán, Benito Navarrete, Luis F. Vilches.

(82) Baena-Moreno, F. M., Rodríguez-Galán, M., Vega, F., Reina, T. R., Vilches, L. F., & Navarrete, B. (2019).

*Synergizing carbon capture storage and utilization in a biogas upgrading lab-scale plant based on calcium chloride: influence of precipitation parameters. Science of the total environment, 670, 59-66.*

(83) Directorate-General for Energy. Quarterly Report on European Electricity Markets. 2019.

(84) Ferella F, Cucchiella F, D'Adamo I, Gallucci K. *A techno-economic assessment of biogas upgrading in a developed market. J Clean Prod 2019.*

(85) Baena-Moreno FM, Malico I, Rodríguez-Galán M, Serrano A, Feroso FG, Navarrete B. *The importance of governmental incentives for small biomethane plants in South Spain. Energy 2020.*

(86) Cucchiella F, D'Adamo I, Gastaldi M, Miliacca M. *A profitability analysis of small-scale plants for biomethane injection into the gas grid. J Clean Prod 2018.*

(87) Pérez-Fortes M, Schöneberger JC, Boulamanti A, Harrison G, Tzimas E. *Formic acid synthesis using CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental evaluation and market potential. Int J Hydrogen Energy 2016.*

(88) Cucchiella F, D'Adamo I, Gastaldi M. *An economic analysis of biogas-biomethane chain from animal residues in Italy. J Clean Prod 2019.*

(89) Pérez-Fortes M, Schöneberger JC, Boulamanti A, Tzimas E. *Methanol synthesis using captured CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental assessment. Appl Energy 2016.*

(90) Martínez J, León E, Baena-Moreno FM, Rodríguez-Galán M, Arroyo-Torralvo F, Vilches LF. *Techno-economic analysis of a membrane-hybrid process as a novel low-energy alternative for zero liquid discharge systems. Energy Convers Manag 2020.*

(91) Government of Spain. *Real Decreto 1462/2018, de 21 de diciembre, por el que se fija el salario mínimo interprofesional para 2019.* 2019.

(92) Turton R et al. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Prentice Hall International Series. Chem Process Equip 2001.*

(93) Tontiwachwuthikul P, Meisen A, Lim CJ. *CO<sub>2</sub> absorption by NaOH, monoethanolamine and 2-amino-2-methyl-1-propanol solutions in a packed column. Chem Eng Sci 1992.*

(94) Iizuka A, Hashimoto K, Nagasawa H, Kumagai K, Yanagisawa Y, Yamasaki A. *Carbon dioxide recovery from carbonate solutions using bipolar membrane electrodialysis. Sep Purif Technol 2012.*

(95) Aroonwilas A, Tontiwachwuthikul P, Chakma A. *Effects of operating and design parameters on CO<sub>2</sub> absorption in columns with structured packings. Sep Purif Technol 2001.*

(96) Afkhamipour M, Mofarahi M. *Review on the mass transfer performance of CO<sub>2</sub> absorption by amine-based solvents in low- and high-pressure absorption packed columns.*

(97) Sinnott RK, Towler G. *Chemical Engineering Design.* 2013.

- (98) Baena-Moreno FM, Rodríguez-Galán M, Vega F, Reina TR, Vilches LF, Navarrete B. *Synergizing carbon capture storage and utilization in a biogas upgrading lab-scale plant based on calcium chloride: Influence of precipitation parameters. Sci Total Environ* 2019.
- (99) CheCalc. Chemical Engineering Calculations 2020. <https://checalc.com/index.html> (accessed July 26, 2020).
- (100) Baena-Moreno FM, Rodríguez-Galán M, Vega F, Reina TR, Vilches LF, Navarrete B. *Regeneration of Sodium Hydroxide from a Biogas Upgrading Unit through the Synthesis of Precipitated Calcium Carbonate: An Experimental Influence Study of Reaction Parameters. Processes* 2018;6.
- (101) Tavakkoli S, Lokare OR, Vidic RD, Khanna V. A techno-economic assessment of membrane distillation for treatment of Marcellus shale produced water. *Desalination* 2017.
- (102) Martínez J, León E, Baena-Moreno FM, Rodríguez-Galán M, Arroyo-Torralvo F, Vilches LF. *Techno-economic analysis of a membrane-hybrid process as a novel low-energy alternative for zero liquid discharge systems. Energy Convers Manag* 2020.
- (103) Jaime-Ferrer JS, Couallier E, Viers P, Durand G, Rakib M. *Three-compartment bipolar membrane electrodialysis for splitting of sodium formate into formic acid and sodium hydroxide: Role of diffusion of molecular acid. J Memb Sci* 2008.
- (104) Shahzad MA, Khan SJ, Siddique MS. *Draw solution recovery using direct contact membrane distillation (DCMD) from osmotic membrane bioreactor (Os-MBR). J Water Process Eng* 2019.
- (105) Mezher T, Fath H, Abbas Z, Khaled A. *Techno-economic assessment and environmental impacts of desalination technologies. Desalination* 2011.
- (106) Strathmann H. *Ion-Exchange Membrane Separation Processes*. 2004.
- (107) Reig M, Casas S, Valderrama C, Gibert O, Cortina JL. *Integration of monopolar and bipolar electrodialysis for valorization of seawater reverse osmosis desalination brines: Production of strong acid and base. Desalination* 2016.
- (108) Pablo-Romero M del P, Sánchez-Braza A, Salvador-Ponce J, Sánchez-Labrador N. *An overview of feed-in tariffs, premiums and tenders to promote electricity from biogas in the EU-28. Renew Sustain Energy Rev* 2017.
- (109) Marc A, Carole M. *Biogas and biomethane in Europe: Lessons from Denmark, Germany and Italy. Paris: 2019*.
- (110) Wilhelm FG, Pünt I, Van Der Vegt NFA, Wessling M, Strathmann H. *Optimisation strategies for the preparation of bipolar membranes with reduced salt ion leakage in acid-base electrodialysis*.

# ANEXO I

- **Para 100 m<sup>3</sup>/h**

T=293 "K"  
R = 8,314E-3 "atm\*m3/k\*mol"  
R\_Lg= 12 "(Kg/Kg)"  
P\_CO2\_bot= 0,4  
P\_CO2\_top=0,01  
Y\_0\_CO2= 0,4  
Y\_1\_CO2=9,99E-3  
y\_1=0,4  
y\_2=0,01  
P\_total= 101,325 "Pa"  
rho\_CO2 = 1,839 "Kg/m3"  
rho\_ch4=0,657 "kg/m3"  
rho\_gas= 0,6\*rho\_ch4+0,4\*rho\_CO2  
rho\_h2o=1000 "kg/m3"  
rho\_naoh=2100 "kg/m3"  
rho\_liq= 0,1\*rho\_naoh+0,9\*rho\_h2o  
a\_t= 190 "m2/m3"  
epsilon\_d= 0,73  
mu\_l=0,0042  
mu\_w=0,00102 "kg/ms"  
PM\_med\_gas=0,4\*44+0,6\*16  
CO2\_entr= 73,20308979 "kg/h"  
R\_co2= (CO2\_entr/3600/44)\*1000  
mu\_g=0,07  
Dp= 0,0254  
L=1357,5845  
G= 73,2030+39,9289  
G\_kg=G/PM\_med\_gas  
ln(((G\_f^2\*a\_t)/(9,8\*rho\_liq\*rho\_gas\*epsilon\_d))\*(mu\_l/mu\_w)^0,2)=-  
4\*(R\_Lg\*(rho\_gas/rho\_liq)^0,5)^0,25  
G\_f\*0,7=PM\_med\_gas\*G\_m  
GM=G\_m\*1000  
N=(Gm)\*(P\_CO2\_BOT-P\_CO2\_top)  
Dt=((4\*R\_co2)/(pi\*N))^0,5  
kg\_av=((G\_kg/A\_torre)/(P\_total\*((y\_1-y\_2)/(Ln(y\_1/y\_2))))\*((Y\_0\_CO2-Y\_1\_CO2)/Z))  
A\_torre=pi\*Dt^2/4  
kg\_av=0,45  
L\_graf= L/(rho\_liq\*A\_torre)

- **Para 250 m<sup>3</sup>/h**

T=293 "K"  
R = 8,314E-3 "atm\*m3/k\*mol"  
R\_Lg= 12 "(Kg/Kg)"  
P\_CO2\_bot= 0,4  
P\_CO2\_top=0,01  
Y\_0\_CO2=0,4  
Y\_1\_CO2=9,99E-3  
y\_1=0,4  
y\_2=0,01  
P\_total= 101,325 "Pa"  
rho\_CO2 = 1,839 "Kg/m3"

```

rho_ch4=0,657 "kg/m3"
rho_gas= 0,6*rho_ch4+0,4*rho_CO2
rho_h2o=1000 "kg/m3"
rho_naoh=2100 "kg/m3"
rho_liq= 0,1*rho_naoh+0,9*rho_h2o
a_t= 190 "m2/m3"
epsilon_d= 0,73
mu_l=0,0042
mu_w=0,00102 "kg/ms"
PM_med_gas=0,4*44+0,6*16
CO2_entr= 183,0077245 "kg/h"
R_co2= (CO2_entr/3600/44)*1000
L=3393,9614
G= 183,0077+99,8223
G_kg= G/PM_med_gas
ln(((G_f^2*a_t)/(9,8*rho_liq*rho_gas*epsilon_d))*(mu_l/mu_w)^0,2)=-
4*(R_Lg*(rho_gas/rho_liq)^0,5)^0,25
G_f*0,7=PM_med_gas*G_m
GM=G_m*1000
N=(Gm)*(P_CO2_BOT-P_CO2_top)
Dt=((4*R_co2)/(pi*N))^0,5
kg_av=((G_kg/A_torre)/(P_total*((y_1-y_2)/(Ln(y_1/y_2))))*((Y_0_CO2-Y_1_CO2)/Z))
A_torre=pi*D_t^2/4
kg_av=0,45
L_graf= L/(rho_liq*A_torre)

```

- **Para 500 m<sup>3</sup>/h**

```

T=293 "K"
R = 8,314E-3 "atm*m3/k*mol"
R_Lg= 12 "(Kg/Kg)"
P_CO2_bot= 0,4
P_CO2_top=0,01
Y_0_CO2=0,40
Y_1_CO2=9,99E-3
y_1=0,4
y_2=0,01
P_total= 101,325 "Pa"
rho_CO2 = 1,839 "Kg/m3"
rho_ch4=0,657 "kg/m3"
rho_gas= 0,6*rho_ch4+0,4*rho_CO2
rho_h2o=1000 "kg/m3"
rho_naoh=2100 "kg/m3"
rho_liq= 0,1*rho_naoh+0,9*rho_h2o
a_t= 190 "m2/m3"
epsilon_d= 0,73
mu_l=0,0042
mu_w=0,00102 "kg/ms"
PM_med_gas=0,4*44+0,6*16
CO2_entr= 366,0154489 "kg/h"
R_co2= (CO2_entr/3600/44)*1000
L= 6787,9228
G= 366,0154+199,644
G_kg=G/PM_med_gas
ln(((G_f^2*a_t)/(9,8*rho_liq*rho_gas*epsilon_d))*(mu_l/mu_w)^0,2)=-
4*(R_Lg*(rho_gas/rho_liq)^0,5)^0,25
G_f*0,7=PM_med_gas*G_m
GM=G_m*1000
N=(Gm)*(P_CO2_BOT-P_CO2_top)
Dt=((4*R_co2)/(pi*N))^0,5
kg_av=((G_kg/A_torre)/(P_total*((y_1-y_2)/(Ln(y_1/y_2))))*((Y_0_CO2-Y_1_CO2)/Z))
A_torre=pi*D_t^2/4

```



kg\_av=0,45  
L\_graf= L/(rho\_liq\*A\_torre)

- **Para 1000 m<sup>3</sup>/h**

T=293 "K"  
R = 8,314E-3 "atm\*m3/k\*mol"  
D\_g=1,6E-9  
R\_Lg= 12 "(Kg/Kg)"  
P\_CO2\_bot= 0,4  
P\_CO2\_top=0,01  
Y\_0\_CO2=0,4  
Y\_1\_CO2=9,99E-3  
y\_1=0,40  
y\_2=9,99E-3  
P\_total= 101,325 "Pa"  
rho\_CO2 = 1,839 "Kg/m3"  
rho\_ch4=0,657 "kg/m3"  
rho\_gas= 0,6\*rho\_ch4+0,4\*rho\_CO2  
rho\_h2o=1000 "kg/m3"  
rho\_naoh=2100 "kg/m3"  
rho\_liq= 0,1\*rho\_naoh+0,9\*rho\_h2o  
a\_t= 190 "m2/m3"  
epsilon\_d= 0,73  
mu\_l=0,0042  
mu\_w=0,00102 "kg/ms"  
PM\_med\_gas=0,4\*44+0,6\*16  
CO2\_entr= 732,0308979 "kg/h"  
R\_co2= (CO2\_entr/3600/44)\*1000  
L=13575,8457  
G= 732,030+399,289  
G\_kg= G/PM\_med\_gas  
ln(((G\_f^2\*a\_t)/(9,8\*rho\_liq\*rho\_gas\*epsilon\_d))\*(mu\_l/mu\_w)^0,2)=-  
4\*(R\_Lg\*(rho\_gas/rho\_liq)^0,5)^0,25  
G\_f\*0,7=PM\_med\_gas\*G\_m  
GM=G\_m\*1000  
N=(Gm)\*(P\_CO2\_BOT-P\_CO2\_top)  
Dt=((4\*R\_co2)/(pi\*N))^0,5  
kg\_av=((G\_kg/A\_torre)/(P\_total\*((y\_1-y\_2)/(Ln(y\_1/y\_2))))\*((Y\_0\_CO2-Y\_1\_CO2)/Z))  
A\_torre=pi\*Dt^2/4  
kg\_av=0,45  
L\_graf= L/(rho\_liq\*A\_torre)