

# Proyecto Fin de Grado

## Ingeniería Química

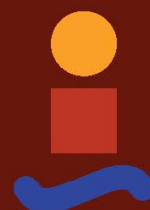
### Modelado y Simulación de configuraciones típicas de módulos de membrana en cascada para permeación de gases

Autor: Laura Jiménez Castillo

Tutor: Pedro Antonio Ollero de Castro

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

Sevilla, 2019





Proyecto Fin de Grado  
Ingeniería Química

# **Modelado y Simulación de configuraciones típicas de módulos de membrana en cascada para permeación de gases**

Autor:

Laura Jiménez Castillo

Tutor:

Pedro Antonio Ollero de Castro

Catedrático de Universidad

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

Sevilla, 2019



Proyecto Fin de Grado: Modelado y Simulación de configuraciones típicas de módulos de membrana en cascada para permeación de gases

Autor: Laura Jiménez Castillo

Tutor: Pedro Antonio Ollero de Castro

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2019

El Secretario del Tribunal

*A mi familia*

*A mis maestros*





# Agradecimientos

---

Toda etapa tiene su fin. Este proyecto marca el final del grado al que me he estado dedicando estos últimos años. Final que hubiese sido imposible sin contar con mis padres, pues de ellos he aprendido lo que es el esfuerzo y la perseverancia, esenciales para terminar todo aquello que se empieza. No puedo olvidarme de mis hermanos, que siempre han estado cuando los he necesitado, y sé que nunca dejarán de hacerlo. Por último, pero no menos importante, tengo que mencionar a mi tutor, Pedro, que ha sido para mí un guía constante y fundamental para que este proyecto saliera adelante.



# Resumen

---

En este proyecto se ha desarrollado, mediante un software llamado *Aspen Custom Modeler*, un modelo de módulo de membrana que se puede emplear en operaciones de separación basadas en la permeación de gases. Este modelo se ha exportado posteriormente a un simulador de procesos, *Aspen Plus* en este caso, para poder idear distintas configuraciones de módulos de membrana en cascada, que se han simulado para ser aplicadas a un proceso de mejora de biogás a biometano (eliminación de CO<sub>2</sub>).



# Abstract

---

In this project, a membrane module model that can be used in separation operations based on gas permeation has been developed using the *Aspen Custom Modeler* software. This model has been subsequently exported to a process simulator, *Aspen Plus* in this case, to be able to devise different membrane modules configurations in cascade, which have been simulated to be applied to a biogas upgrading to biomethane process (removal of CO<sub>2</sub>).

# Índice

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>9</b>
<b>Resumen</b>	<b>11</b>
<b>Abstract</b>	<b>13</b>
<b>1.Introducción a la operación de separación con membranas</b>	<b>16</b>
<b>2.Tipos de membranas y módulos de membranas empleados en permeación de gases</b>	<b>17</b>
2.1. <i>Materiales de membrana disponibles</i>	17
2.2. <i>Estructura física de la membrana empleada en permeación de gases</i>	19
2.3. <i>Módulos de membrana</i>	20
<b>3.Transporte a través de membranas densas</b>	<b>23</b>
3.1. <i>Modelo de solución-difusión</i>	23
3.2. <i>Modelos de flujo ideal</i>	26
<b>4.Configuraciones típicas de módulos de membrana en cascada para permeación de gases</b>	<b>27</b>
<b>5.Caso de aplicación: proceso de mejora de biogás a biometano</b>	<b>28</b>
<b>6.Comparativa de la permeación de gases con otras técnicas convencionales de mejora de biogás</b>	<b>30</b>
<b>7.Material de membrana y tipo de módulo empleado en el proceso de mejora de biogás</b>	<b>32</b>
7.1. <i>Material de membrana: Poliimida</i>	32
7.2. <i>Materiales de membrana bajo investigación</i>	35
7.3. <i>Módulo de membrana: Fibra hueca</i>	36
<b>8.Proceso de mejora de biogás a escala de granja</b>	<b>37</b>
8.1. <i>Compresor</i>	38
8.2. <i>Intercambiador de calor</i>	40
<b>9.Aplicaciones de las corrientes producto del proceso de mejora de biogás</b>	<b>42</b>
9.1. <i>Uso óptimo del permeado</i>	42
9.2. <i>Empleo del biogás mejorado</i>	44
9.3. <i>Comparativa del diseño de sistemas de membrana aplicados a la mejora de gas natural y de biogás</i>	45
<b>10.Plantas comerciales de mejora de biogás</b>	<b>46</b>
<b>11.Aspen Custom Modeler</b>	<b>47</b>
<b>12.Desarrollo de los modelos de flujo ideal aplicados a la mejora de biogás</b>	<b>50</b>
12.1. <i>Mezcla perfecta</i>	50
12.2. <i>Flujo cruzado</i>	52
12.2.1 <i>Solución numérica exacta</i>	52
12.2.2 <i>Solución analítica aproximada</i>	55
12.3. <i>Comparativa de los modelos de mezcla perfecta y flujo cruzado aplicados a la mejora de biogás</i>	58
<b>13.Configuraciones típicas de módulos de membrana en cascada para la mejora de biogás</b>	<b>63</b>
13.1. <i>Configuración (a)</i>	66
13.1.1 <i>Presión operativa de 20 bares</i>	66
13.1.2 <i>Presión operativa de 40 bares</i>	67
13.1.3 <i>Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (a)</i>	67
13.2. <i>Configuración (b)</i>	68
13.2.1 <i>Presión operativa de 20 bares</i>	68
13.2.2 <i>Presión operativa de 40 bares</i>	71
13.2.3 <i>Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (b)</i>	74
13.3. <i>Configuración (c)</i>	75

13.3.1 Presión operativa de 20 bares	75
13.3.2 Presión operativa de 40 bares	79
13.3.3 Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (c)	82
13.4. Configuración (d)	84
13.4.1 Presión operativa de 20 bares	84
13.4.2 Presión operativa de 40 bares	84
13.4.3 Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (d)	84
<b>14. Evaluación económica</b>	<b>85</b>
14.1. Configuración (a)	87
14.2. Configuración (b)	88
14.3. Configuración (c)	89
14.4. Configuración (d)	91
14.5. Comparativa de costes de producción específicos	91
<b>15. Estudio del efecto de variar la presión de entrada en la segunda etapa</b>	<b>95</b>
15.1. Comparativa del efecto de variar la presión de entrada en la segunda etapa	95
15.2. Evaluación económica	99
<b>16. Planteamiento óptimo del diseño</b>	<b>101</b>
<b>17. Optimización Equation-Oriented en Aspen Plus</b>	<b>102</b>
<b>18. Aspen Process Economic Analyzer</b>	<b>104</b>
<b>19. Anexo</b>	<b>105</b>
19.1. Código en Aspen Custom Modeler del modelo de mezcla perfecta	105
19.2. Código en Aspen Custom Modeler del modelo de flujo cruzado	107
<b>Referencias</b>	<b>110</b>

# 1. INTRODUCCIÓN A LA OPERACIÓN DE SEPARACIÓN CON MEMBRANAS

La separación con membranas es una operación de separación por transferencia de materia basada en la diferencia de velocidades de transporte de los componentes de la mezcla a separar a través de una membrana.

En este tipo de técnica de separación, a partir de una corriente de alimentación se obtienen dos corrientes de producto. Una es el retenido, rica en los componentes que pasan peor a través de la membrana, y la otra es el permeado, que está más concentrada en los componentes que pasan mejor.

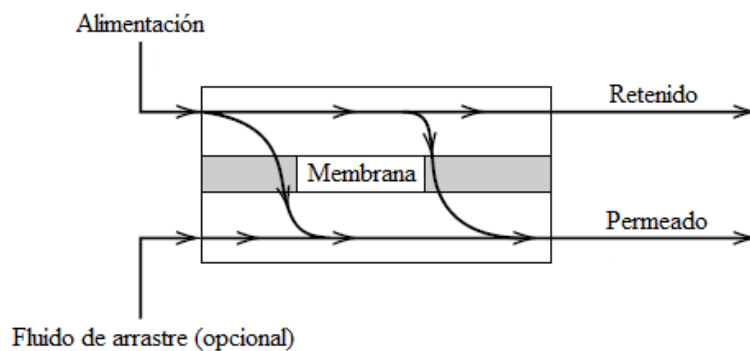


Figura 1-1 Proceso de membrana general

En permeación de gases, que es la operación de separación con membranas tratada en este proyecto, la fuerza impulsora necesaria para la separación es la diferencia de presiones parciales de las diversas especies entre la fase de alimentación y la fase de permeado.

Para generar la fuerza impulsora se puede, bien aumentar la presión parcial en el lado corriente arriba de la membrana comprimiendo la corriente de alimentación, o bien, disminuir la presión parcial en el lado corriente abajo aplicando vacío o barriendo con un fluido de arrastre.

En la permeación de gas, generalmente el lado de la membrana correspondiente al permeado se mantiene a una presión mucho más baja que la presión del lado de la alimentación/retenido, a menudo casi presión atmosférica para proporcionar una adecuada fuerza impulsora.

La ecuación general de transporte a través de la membrana es:

$$N_i = \frac{P_{Mi}}{l_m} \cdot \text{fuerza impulsora} = \overline{P_{Mi}} \cdot \text{fuerza impulsora} \quad (1-1)$$

Donde:

$N_i$  es el flujo másico o molar del componente  $i$  por unidad de área de membrana y unidad de tiempo.

$\overline{P_{Mi}}$  es la permeancia del componente  $i$ . Es análoga al coeficiente de transferencia de masa, es decir, es el caudal del componente por unidad de área transversal de membrana por unidad de fuerza impulsora (presión parcial) a través del espesor de la membrana. A su vez, la permeancia es el cociente entre la permeabilidad de ese componente y el espesor de la membrana.

$P_{Mi}$  es la permeabilidad del componente  $i$ .

$l_m$  es el espesor de la membrana.



## 2. TIPOS DE MEMBRANAS Y MÓDULOS DE MEMBRANAS EMPLEADOS EN PERMEACIÓN DE GASES

### 2.1. Materiales de membrana disponibles

La **Tabla (2-1)** resume los tipos de materiales de membrana más destacados en la separación de gases.

<b>Materiales poliméricos</b>	<b>Materiales inorgánicos</b>
Acetato de celulosa	Tubos de $\alpha$ -alúmina
Poliisopreno (caucho natural)	Tubos de vidrio
Poliamida aromática	Fibras huecas de sílice
Policarbonato	Cerámica cubierta por fina capa de paladio
Poliimida	Metal sinterizado
Poliestireno	Mezcla de perovskitas conductoras
Polisulfona	Tamices moleculares de zeolitas
Politetrafluoroetileno (teflón)	Tamices moleculares de carbono

Tabla 2-1 Materiales de membrana usados en separación de gases [1], [2]

Se distinguen dos columnas, la primera engloba el tipo de material de membrana más empleado a nivel industrial: la membrana polimérica. La segunda muestra otro tipo de material, ampliamente empleado, pero con ciertas limitaciones: la membrana inorgánica.

Las membranas inorgánicas cuentan con una estabilidad química y térmica mayor que los polímeros, siendo la opción más viable en las situaciones en las que la aplicación de las membranas poliméricas está limitada, como son las operaciones a alta temperatura (por encima de los 200 °C) y con mezclas químicamente activas.

Generalmente, las membranas inorgánicas tienen mejores propiedades de separación que los polímeros, ya que proporcionan una alta selectividad y permeabilidad.

Sin embargo, este tipo de membrana se caracteriza por su alto costo y sus malas propiedades mecánicas, lo que la hace difícil de procesar y preparar a escala industrial.

Considerando las limitaciones de los materiales inorgánicos, en la mayoría de las aplicaciones se opta por una membrana de tipo polimérico.

Las membranas poliméricas muestran varias ventajas sobre las inorgánicas. Tienen un coste relativamente bajo frente a las anteriores y, por tanto, dominan en el mercado de separación de gases basada en membranas.

Destaca la facilidad de los polímeros para ser fabricados en fibras huecas o láminas planas, que como se explicará en la **Sección 2.3**, son dos de las formas comercialmente viables, que pueden incorporarse en módulos de fibra hueca o en módulos enrollados en espiral.

Presentan una gran estabilidad a altas presiones, lo cual es fundamental porque, como ya se ha mencionado, en este tipo de operaciones se cuenta con una fuerza impulsora basada en diferencia de presiones.

Originalmente, las membranas estaban hechas de polímeros naturales procesados como la celulosa y el caucho, pero hoy en día se hacen sintéticamente.

Los polímeros se pueden clasificar como amorfos o cristalinos. El polímero amorfo es de apariencia vítrea (*glassy*) y carece de estructura cristalina. Si se aumenta su temperatura, se puede alcanzar la temperatura de transición vítrea, donde el polímero se vuelve gomoso (*rubbery*). Las membranas hechas de polímeros vítreos pueden operar por debajo o por encima de la temperatura de transición vítrea.

En el extremo opuesto se sitúa el polímero cristalino. Si se aumenta su temperatura, se alcanza la temperatura de fusión, donde el polímero se derrite. Por tanto, las membranas de polímeros cristalinos deben operar por debajo de la temperatura de fusión.

La mayoría de los polímeros son semicristalinos, es decir, se pueden visualizar como un sistema compuesto de una fase impermeable, la zona cristalina, dispersa aleatoriamente en una fase móvil, la zona amorfa.

En permeación de gases, interesa elegir un polímero que cuente con el menor grado de cristalinidad posible. Si se piensa en la difusión de cada molécula de gas en el polímero como una sucesión de saltos activados que implican el movimiento de un número variable de segmentos poliméricos, los microcristales propios de la zona cristalina actúan como barreras a la difusión haciendo que la movilidad de los segmentos poliméricos se vea reducida por el efecto de entrecruzamiento de los microcristales. Por tanto, la difusión en los polímeros semicristalinos tiene lugar en la zona amorfa, mientras que se ve reducida por la presencia de la fase cristalina.

Dado que la permeabilidad depende tanto de la difusividad como de la solubilidad, se va a explicar cómo afecta el grado de cristalinidad a esta última magnitud.

Se sabe que los gases son prácticamente insolubles en las regiones cristalinas, de manera que la solubilidad varía linealmente con el contenido amorfo del polímero, es decir, cuanto mayor es este, mayor es la constante de solubilidad.

Por lo tanto, la región amorfa de la matriz polimérica fomenta la disolución de la especie que mejor pasa a través de la membrana, y mejora la permeabilidad. De esta manera, es mejor seleccionar polímeros en los que prioricen las regiones amorfas.

Para ser efectiva separando una mezcla de componentes, una membrana polimérica debe poseer alta permeabilidad al componente penetrante y alta selectividad para las dos especies que son separadas.

Bien es cierto que existe una relación inversa entre la permeabilidad de una membrana frente a diferentes gases y su capacidad para separarlos (selectividad). Este compromiso que existe entre permeabilidad y selectividad se explicará más adelante (ver **Sección 7.1**).

El material de membrana adecuado en permeación de gases tiene que ser químicamente resistente a las distintas especies presentes en la mezcla de gases. Además, el material de la membrana debe soportar altas presiones porque en todo momento se trabaja con gas presurizado.

La **Tabla (2-2)** recoge la mayor parte de los materiales de membrana poliméricos más utilizados y sus aplicaciones comerciales más destacadas.

<b>Material polimérico</b>	<b>Aplicación</b>
Polidimetilsiloxano (PDMS)	Separación de compuestos orgánicos volátiles
Polisulfona (PSf)	Separación de aire Separación de H <sub>2</sub>
Policarbonato (PC)	Separación de aire
Etilcelulosa (EC)	Separación H <sub>2</sub> -CH <sub>4</sub>
Polimetilpenteno (PMP)	Separación de hidrocarburos
Poliaramida (PA)	Separación de H <sub>2</sub>
Óxido de polifenileno (PPO)	Deshidratación de aire
Acetato de celulosa (CA)	Separación CO <sub>2</sub> -CH <sub>4</sub>
Poliimida (PI)	Separación CO <sub>2</sub> -CH <sub>4</sub> Separación H <sub>2</sub> -CH <sub>4</sub> Separación de aire

Tabla 1–2 Resumen de materiales poliméricos comerciales [2]

## 2.2. Estructura física de la membrana empleada en permeación de gases

En permeación de gases se emplean membranas asimétricas no porosas.

Las membranas no porosas, o densas, discriminan por la afinidad química entre componentes y material de la membrana. Este tipo de membrana tiene baja permeabilidad por la ausencia de poros (aunque la permeancia puede ser alta a causa de un valor muy pequeño del espesor de la membrana) y alta selectividad. Para mantener esta selectividad, la membrana no debe disolverse, desintegrarse ni romperse. En las membranas poliméricas densas pueden estar presentes poros de dimensiones microscópicas (diámetros < 10 Å) para separar las mezclas de gases, de manera que las especies que se difunden deben disolverse dentro del polímero y entonces difundirse a través del mismo entre los segmentos de las cadenas macromoleculares. En las membranas densas, los componentes se disuelven en mayor o menor medida y se difunden con mayor o menor velocidad a través de la membrana gracias a una fuerza impulsora que, en este caso, es un gradiente de presión. Con estas membranas se pueden separar componentes de tamaño similar pero diferente solubilidad en la membrana, la cual se rige principalmente por la posibilidad de que estas moléculas de gas se condensen.

La membrana asimétrica consiste en una fina capa de membrana polimérica densa o de poros muy finos, formada sobre un soporte grueso poroso que proporciona resistencia mecánica a la fina capa. Esta es la solución óptima para tratar de conseguir al mismo tiempo una alta selectividad y una alta permeabilidad. La película densa o de poros muy finos aporta por sí misma la selectividad, pero debe ser muy fina (0,1-0,5 µm de espesor) para que haya un flujo aceptable a través de ella y conseguir así una alta permeabilidad. Requiere un soporte grueso (50-150 µm de espesor) poroso que no suponga resistencia significativa al flujo de permeado.

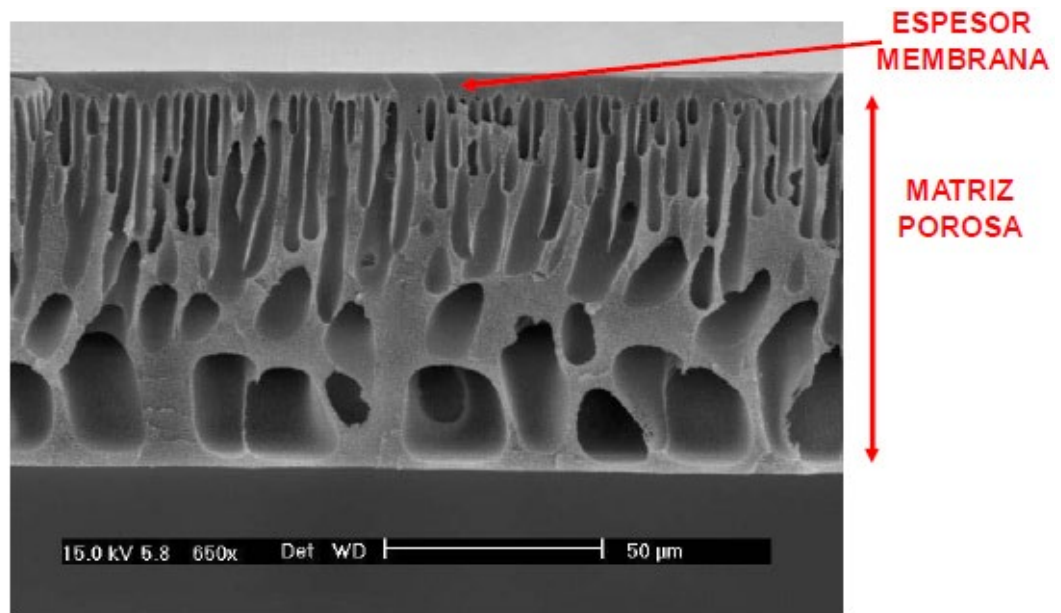


Figura 2-1 Membrana asimétrica [3]

### 2.3. Módulos de membrana

Las membranas poliméricas están disponibles en una de estas formas: lámina o placa plana, tubular, fibra hueca y monolito. Los diferentes tipos de módulos en los cuales se incorporan estas membranas son: módulos de marcos y placas, los enrollados en espiral, los de fibra hueca, los módulos de monolitos y los tubulares. De los módulos mencionados, los más usados en permeación de gases son los módulos enrollados en espiral y los módulos de fibra hueca, al ser los dos de mayor densidad de empaquetamiento (área de membrana por unidad de volumen de módulo).

Los módulos enrollados en espiral usan membranas de lámina o placa plana. Las láminas planas tienen dimensiones típicas de 1 m x 1 m x 200 μm, con una capa de piel densa y delgada de 500 a 5.000 Å de espesor.

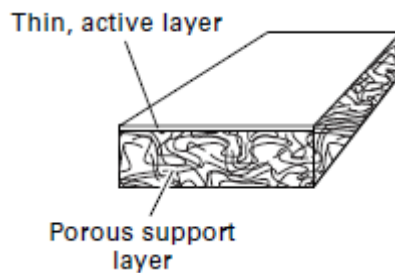


Figura 2-2 Membrana de placa plana

Un laminado que consiste en dos hojas de membranas separadas por espaciadores porosos para el flujo de la alimentación y el permeado, está enrollado alrededor de un tubo perforado de recogida central que vehicula el permeado. Así se forma un módulo enrollado en espiral que es insertado en un recipiente a presión. La alimentación fluye axialmente en los canales creados por los espaciadores entre las membranas. El permeado pasa a través de las membranas, viajando en un camino en espiral hacia el tubo de recogida central. Desde ese punto, el permeado fluye en cualquier dirección axial a través del tubo. Las dimensiones típicas de un módulo enrollado en espiral son 0,1-0,3 m de diámetro y 3 m de largo.

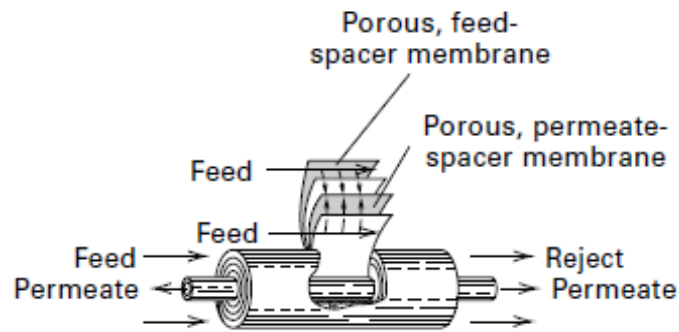


Figura 2-3 Módulo enrollado en espiral

En la **Figura (2-4)** se muestra una modificación del módulo enrollado en espiral consistente en cuatro hojas de membranas, que minimizan la caída de presión del permeado al hacer este un viaje menor para la misma área de membrana.

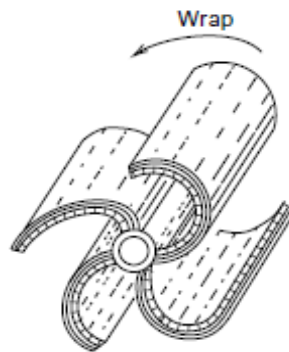


Figura 2-4 Módulo enrollado en espiral de cuatro hojas

Las membranas con geometría de fibra hueca, como su propio nombre indica, se utilizan en la fabricación de módulos de fibra hueca. Las membranas de fibra hueca, como la mostrada en la **Figura (2-5)**, proporcionan una gran superficie de membrana por unidad de volumen. Las dimensiones típicas de una membrana de fibra hueca de muy pequeño diámetro son 42  $\mu\text{m}$  de diámetro interior x 85  $\mu\text{m}$  de diámetro exterior x 1,2 m de largo con una piel densa de 0,1-1  $\mu\text{m}$  de espesor.

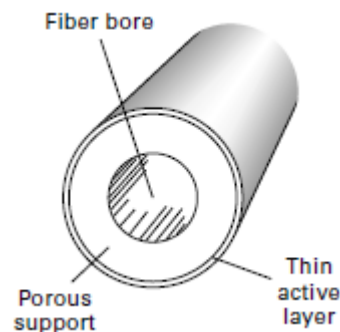


Figura 2-5 Membrana de fibra hueca

El módulo de fibra hueca se asemeja a un intercambiador de carcasa y tubos. En los módulos de fibra hueca, la alimentación puede entrar por los tubos y el permeado saldría por el lado de la carcasa o al revés. En el primer caso, la alimentación presurizada entra por los tubos y mientras fluye de un extremo a

otro, el permeado pasa por el lado de la carcasa. Típicamente, las fibras están selladas en un extremo e incrustadas en una hoja de tubo con resina epoxi en el otro extremo. Un módulo puede tener 1 m de largo x 0,1-0,25 m de diámetro, y contener más de 1 millón de fibras huecas con un diámetro inferior a 100  $\mu\text{m}$ .

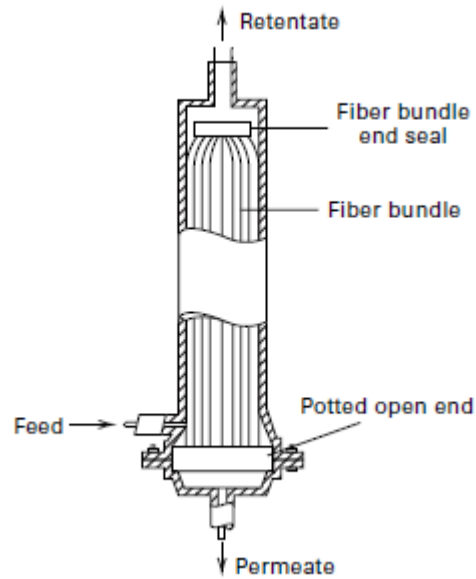


Figura 2-6 Módulo de fibra hueca

En la **Tabla (2-3)** se mencionan características de ambos módulos. Una de las propiedades que más resalta del módulo de fibra hueca es su alta densidad de empaquetamiento, la cual lo hace muy útil en aplicaciones donde no se producen incrustaciones y su limpieza no es necesaria. Por otro lado, destacan las numerosas aplicaciones para las cuales se usa el módulo enrollado en espiral, esto se debe a su bajo coste y su razonable resistencia a las incrustaciones.

	<b>FIBRA HUECA</b>	<b>HAZ ESPIRAL</b>
Densidad de empaquetamiento (m <sup>2</sup> membrana / m <sup>3</sup> módulo)	Hasta 10.000	300 - 1.000
Espaciado o diámetro membranas (mm)	$\theta < 0,5$	0,76 - 1,14
Velocidad del fluido (m/s)	0,5 - 2,5 Re: 500 - 3.000	0,1 - 0,6 Re: 100 - 1.300
Caída de presión (bar)	0,35 - 1,35	1 - 2
Resistencia a ensuciamiento	Baja	Moderada
Facilidad de limpieza	Baja	Aceptable
Coste relativo	Bajo	Bajo
Aplicaciones	Permeación de gases Ósmosis inversa	Permeación de gases Ósmosis inversa Nanofiltración Ultrafiltración Microfiltración

Tabla 2-3 Características típicas de módulos de membrana

## 3. TRANSPORTE A TRAVÉS DE MEMBRANAS DENSAS

### 3.1. Modelo de solución-difusión

En esta sección se explica el mecanismo de transporte a través de membranas densas para mezclas de gases, que es el que predomina en permeación de gases.

Para diseñar los separadores de membranas densas es adecuado el modelo de solución-difusión.

Este modelo se basa en considerar que el componente se solubiliza o “condensa” en la interfase corriente arriba de la membrana, donde se asume equilibrio, luego se difunde a través de la membrana gracias a un gradiente de concentración, y por último se desorbe en la cara corriente abajo de la membrana.

Este modelo aplica la *ley de Fick* para difusión a través de membranas no porosas, basada en la fuerza impulsora ( $c_{i0} - c_{iL}$ ), donde las concentraciones son del soluto disuelto en la membrana.

Las concentraciones en la membrana están relacionadas con las concentraciones o presiones parciales en las interfases fluido - membrana asumiendo equilibrio termodinámico para el soluto.

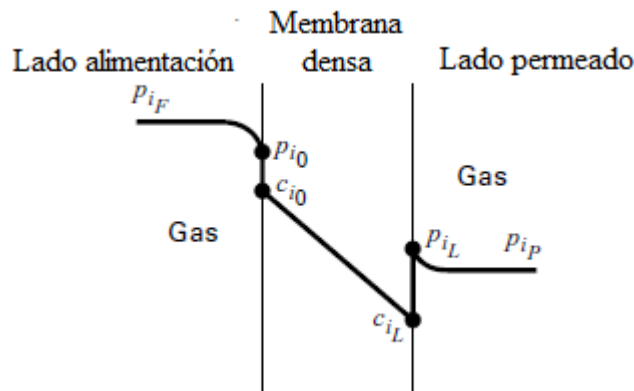


Figura 3–1 Perfiles de concentración y presión parcial para el soluto a través de membranas densas

La **Figura (3–1)** representa el perfil del soluto incluyendo el efecto de la capa límite de fluido externo. Se muestra un perfil de concentración dentro de la membrana, donde el soluto se disuelve.

Asumiendo equilibrio de solubilidad en las interfases fluido - membrana, las concentraciones en la *ley de Fick* están relacionadas con las presiones parciales adyacentes a las caras de la membrana por la *ley de Henry*:

$$H_{i0} = \frac{c_{i0}}{p_{i0}} \quad (3-1)$$

$$H_{iL} = \frac{c_{iL}}{p_{iL}} \quad (3-2)$$

Si se supone que  $H_i$  es independiente de la presión total y que la temperatura es la misma para ambas caras de la membrana:

$$H_{i0} = H_{iL} = H_i \quad (3-3)$$

La ley de Fick para el transporte a través de una membrana densa es:

$$N_i = \frac{D_i}{l_m} \cdot (c_{i0} - c_{iL}) \quad (3-4)$$

Donde:

$D_i$  es la difusividad del soluto en la membrana.

$c_i$  es la concentración molar del componente  $i$  en la membrana.

Combinando las Ecuaciones (3-1), (3-2) y (3-4), el flujo es:

$$N_i = \frac{H_i \cdot D_i}{l_m} \cdot (p_{i0} - p_{iL}) \quad (3-5)$$

Si las resistencias externas a la transferencia de masa son despreciables,

$$p_{iF} = p_{i0} \quad (3-6)$$

$$p_{iL} = p_{iP} \quad (3-7)$$

Dando:

$$N_i = \frac{H_i \cdot D_i}{l_m} \cdot (p_{iF} - p_{iP}) = \frac{P_{Mi}}{l_m} \cdot (p_{iF} - p_{iP}) \quad (3-8)$$

Donde:

$$P_{Mi} = H_i \cdot D_i \quad (3-9)$$

Así que la permeabilidad depende tanto de la solubilidad del componente gaseoso en la membrana como de su difusividad cuando se disuelve en la misma.

El efecto de la temperatura es escaso sobre la solubilidad. Sin embargo, la dependencia de la difusividad con la temperatura se puede representar por la ecuación de Arrhenius:

$$D = D_0 \cdot e^{\frac{-E_D}{R \cdot T}} \quad (3-10)$$

Donde:

$E_D$  es la energía de activación para la difusión, que en polímeros típicamente varía entre 15-60 kJ/mol.

Un aumento de temperatura puede causar un incremento en la difusividad, y un correspondiente aumento de la permeabilidad.



El factor de separación entre los componentes de la mezcla gaseosa binaria se define de manera similar a la volatilidad relativa en destilación y representa lo mismo, la facilidad de separación.

$$\alpha_{A,B} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} \quad (3-11)$$

Donde:

$y_i$  es la fracción molar del componente  $i$  en el permeado que sale de la membrana, correspondiente a la presión parcial  $p_{iP}$ .

$x_i$  es la fracción molar del componente  $i$  en el retenido del lado de la alimentación de la membrana, correspondiente a la presión parcial  $p_{iF}$ .

Al contrario que en destilación, ahora  $y_i$  y  $x_i$  no están en equilibrio.

Para la separación de una mezcla binaria de los gases A y B, despreciando las resistencias externas a la transferencia de masa, los flujos en un punto determinado del módulo son:

$$N_A = \frac{H_A \cdot D_A}{l_m} \cdot (p_{AF} - p_{AP}) = \frac{H_A \cdot D_A}{l_m} \cdot (x_A \cdot P_F - y_A \cdot P_P) \quad (3-12)$$

$$N_B = \frac{H_B \cdot D_B}{l_m} \cdot (p_{BF} - p_{BP}) = \frac{H_B \cdot D_B}{l_m} \cdot (x_B \cdot P_F - y_B \cdot P_P) \quad (3-13)$$

Cuando no se usa gas de barrido, el ratio  $\frac{N_A}{N_B}$  fija la composición del permeado, de modo que es simplemente el ratio  $\frac{y_A}{y_B}$  en el gas permeado:

$$\frac{N_A}{N_B} = \frac{y_A}{y_B} = \frac{H_A \cdot D_A \cdot (x_A \cdot P_F - y_A \cdot P_P)}{H_B \cdot D_B \cdot (x_B \cdot P_F - y_B \cdot P_P)} \quad (3-14)$$

Si se asume que la presión corriente abajo (permeado),  $P_P$ , es despreciable comparada con la presión corriente arriba,  $P_F$ , tal que  $y_A \cdot P_P \ll x_A \cdot P_F$  y  $y_B \cdot P_P \ll x_B \cdot P_F$ , la **Ecuación (3-14)** se puede reorganizar y combinada con la **Ecuación (3-11)** da el factor de separación ideal ( $\alpha_{A,B}^*$ ) o selectividad de la membrana:

$$\alpha_{A,B}^* = \frac{H_A \cdot D_A}{H_B \cdot D_B} = \frac{P_{MA}}{P_{MB}} \quad (3-15)$$

Así, un factor ideal de separación alto resulta de un alto ratio de solubilidad, un alto ratio de difusividad, o de ambos. Cuanto mayor sea la permeabilidad de A respecto de la de B mayor es el factor ideal de separación.

Cuando la presión corriente abajo no es despreciable, la **Ecuación (3-14)** puede ser reorganizada para obtener una expresión para  $\alpha_{A,B}$  en términos de la relación de presiones ( $r = \frac{P_P}{P_F}$ ) y de la fracción molar de A en el lado de la alimentación/retenido de la membrana. Se llega a una expresión del factor de separación bastante más compleja:

$$\alpha_{A,B} = \alpha_{A,B}^* \cdot \left[ \frac{x_A \cdot (\alpha_{A,B} - 1) + 1 - r \cdot \alpha_{A,B}}{x_A \cdot (\alpha_{A,B} - 1) + 1 - r} \right] \quad (3-16)$$

En el límite ( $r=0$ ), el factor de separación es el ideal.

En un módulo, salvo que el modelo de flujo del módulo sea el de mezcla perfecta, el factor de separación varía de un punto a otro. El factor de separación de una etapa completa se define como:

$$\alpha_{etapa} = \frac{y_{AP}/y_{BP}}{x_{AR}/x_{BR}} \quad (3-17)$$

Donde:

$y_{iP}$  es la fracción molar del componente  $i$  en la corriente de permeado que sale del módulo.

$x_{iR}$  es la fracción molar del componente  $i$  en la corriente de retenido que sale del módulo.

El factor de separación de la etapa es un índice de la medida en la que una mezcla de alimentación puede ser separada en un solo módulo.

### 3.2. Modelos de flujo ideal

Los modelos de flujo ideal en módulos de membrana son:

- Modelo de mezcla perfecta en ambos lados (en el lado de la alimentación/retenido y en el lado del permeado).
- Modelo de flujo de pistón, que dependiendo de la posición de la tubuladura de salida en el lado del permeado del módulo con respecto a las tubuladuras del lado de la alimentación/retenido será isocorrente o contracorrente.
- Modelo de flujo cruzado.

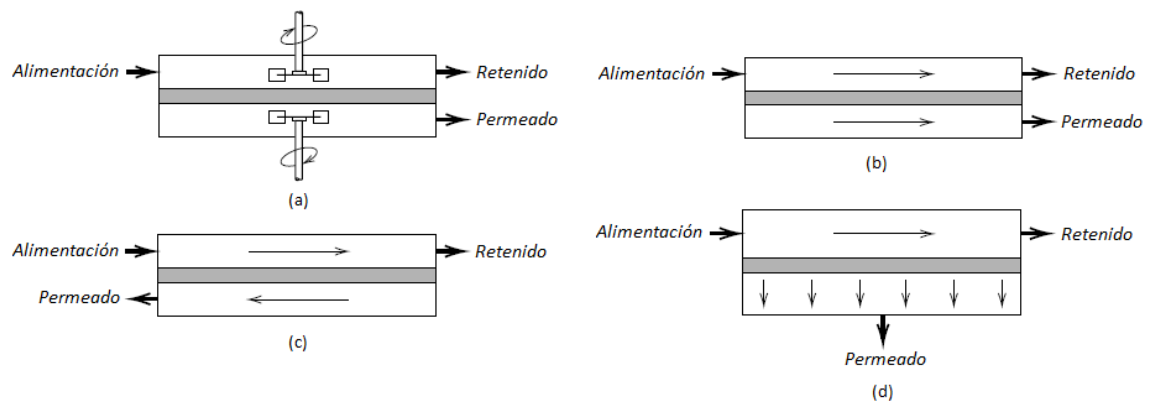


Figura 3-2 Modelos de flujo ideal. (a) Mezcla perfecta. (b) Isocorrente. (c) Contracorrente. (d) Flujo cruzado.

El flujo real en el módulo que se esté considerando se aproximará a uno de estos modelos de flujo ideal, pero no es obvio qué modelo de flujo ideal asumir para cada geometría de módulo de membrana. Por ejemplo, el modelo de flujo real en un módulo enrollado en espiral se aproxima al modelo ideal de flujo cruzado, y en un módulo de fibra hueca al modelo ideal en contracorrente.

## 4. CONFIGURACIONES TÍPICAS DE MÓDULOS DE MEMBRANA EN CASCADA PARA PERMEACIÓN DE GASES

Hasta ahora sólo se han visto procesos de separación de membrana en una sola etapa.

La medida en la que una mezcla gaseosa puede ser separada en una sola etapa es limitada y determinada por el factor de separación.

Para lograr un mayor grado de separación que el que es posible con una etapa simple se pueden idear configuraciones de módulos de membrana en cascada.

Como los costes de compresión son altos, las configuraciones apropiadas para permeación de gases normalmente se limitan a 2 o 3 etapas. Además de la etapa simple, las configuraciones más comunes son: la que consiste en dos etapas de “stripping” o “agotamiento”, la que cuenta con dos etapas de “enriquecimiento” y la que no tiene recirculación.

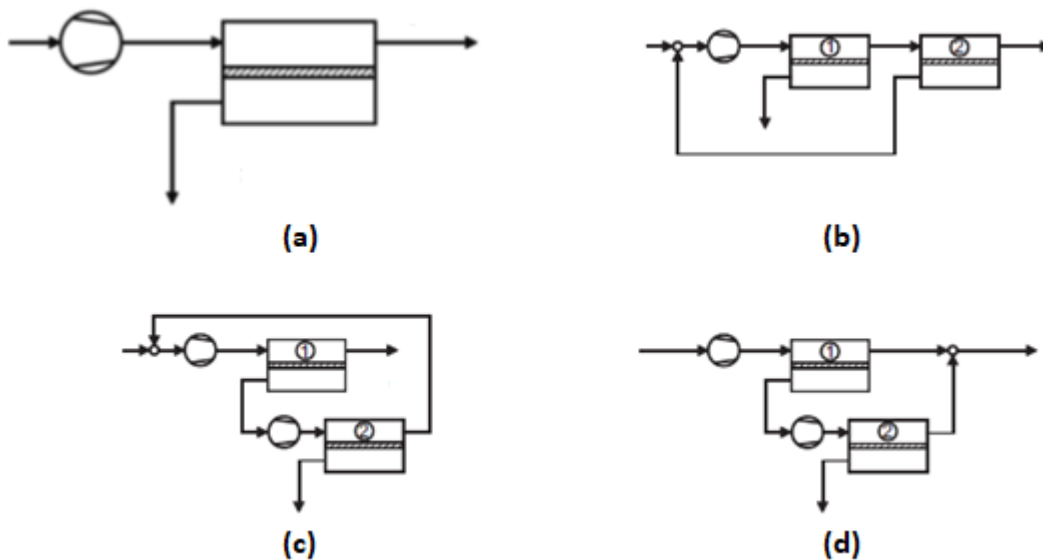


Figura 4-1 Configuraciones típicas en permeación de gases. (a) Etapa simple. (b) Dos etapas de “stripping” o “agotamiento”. (c) Dos etapas de “enriquecimiento”. (d) Dos etapas sin recirculación.

## 5. CASO DE APLICACIÓN: PROCESO DE MEJORA DE BIOGÁS A BIOMETANO

Para asegurar un suministro de energía sostenible a largo plazo, debe reducirse la explotación de recursos naturales, como los combustibles fósiles, mientras que la energía renovable debe desarrollarse como alternativa.

A esta transición de energía basada en fósiles a la generada a partir de recursos renovables, puede contribuir el uso de biogás, que ha demostrado ser una valiosa fuente de energía alternativa, tanto climática como sostenible.

A diferencia de los suministros de energía solar o energía eólica, el biogás se produce continuamente, siendo así una energía regenerativa atractiva. Se genera por la degradación de la materia orgánica que se realiza mediante un conjunto de bacterias en condiciones anaeróbicas.

El biogás así producido es una de las formas bioenergéticas más favorables, principalmente debido a la flexibilidad del sustrato, que puede variar desde plantas de tratamiento de aguas residuales, a la utilización de desechos orgánicos en vertederos, residuos industriales o la producción de biogás en granjas que utilizan cultivos energéticos o estiércol. La composición del biogás, que varía según la fuente, se muestra en la **Tabla (5-1)**.

Componente	Aguas residuales	Vertederos	Residuos industriales	Granja
CH <sub>4</sub>	61 - 65	47 - 57	50 - 70	55 - 58
CO <sub>2</sub>	34 - 38	37 - 41	30 - 50	37 - 38
N <sub>2</sub>	traza	1 - 17	0 - 1	traza
O <sub>2</sub>	traza	0 - 2	0 - 1	traza
H <sub>2</sub> S	< 1	< 1	< 1	< 1
H <sub>2</sub> O	saturado	saturado	saturado	saturado

Tabla 5-1 Composición típica de biogás para diferentes fuentes [4], [5]

Como se observa, el biogás está compuesto principalmente por CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>. Pueden estar presentes trazas de diferentes gases comunes (H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO). Además, la mezcla de gases está saturada de agua con posible presencia de partículas sólidas, alcanos y cicloalcanos, hidrocarburos halogenados, cetonas, compuestos aromáticos, terpenos, tioles (mercaptanos), siloxanos, sulfuros de alquilo, ácidos grasos volátiles y alcoholes.

La mayor variedad de estos compuestos se puede encontrar principalmente en biogases que se originan en vertederos. Sin embargo, las plantas de biogás a escala de granja, que es la fuente tratada en este proyecto, también pueden producir biogás que contenga algunas cantidades de componentes no deseados como siloxanos, sulfuros de alquilo y trazas de hidrocarburos más pesados. La existencia de estos componentes traza no debe descuidarse en la permeación de biogás, ya que pueden interactuar con el material de la membrana disminuyendo su estabilidad o permeabilidad al gas. Además, si están presentes en el gas producido, pueden ser corrosivos o tener efectos adversos en la salud humana.

La mejora de biogás, es decir, la eliminación de CO<sub>2</sub> del CH<sub>4</sub>, da lugar a un producto, conocido como biometano, que puede ser inyectado en la red de gas natural o utilizado como combustible de vehículos.

Para llevar a cabo este proceso, que ha ganado una importancia significativa en los últimos años, se pueden emplear varias operaciones de separación, mencionadas en el **Capítulo 6**. Este proyecto se centra en la permeación de gas a través de membranas como la técnica para separar el CO<sub>2</sub> del CH<sub>4</sub>.

La calidad del biometano producido se controla de forma continua con respecto a varias sustancias no deseadas para cumplir con las especificaciones correspondientes de la tubería. La **Tabla (5-2)** presenta las especificaciones de la tubería para la inyección de gas natural en Alemania, Austria y Estados Unidos. Se observa que en Austria y Estados Unidos se especifica el contenido de CO<sub>2</sub>, que debe ser como máximo 2 % (v/v), mientras que en Alemania se utiliza el índice de Wobbe para controlar la calidad del gas.

<b>Componente</b>	<b>Alemania</b>	<b>Austria</b>	<b>Estados Unidos</b>	<b>Unidad</b>
H <sub>2</sub> S	< 0,0003	< 0,0004	< 0,00037	% (v/v)
H <sub>2</sub> O	< punto de rocío	< punto de rocío	< 120 ppm	
CO <sub>2</sub>		≤ 2	≤ 2	% (v/v)
Poder calorífico	8,4 - 13,1	10,7 - 12,8	9,8 - 11,4	kWh/m <sup>3</sup> (CN)
Índice de Wobbe	12,8 - 15,7	13,3 - 15,7		kWh/m <sup>3</sup> (CN)

Tabla 5-2 Especificaciones de tuberías al suministrar biogás mejorado a la red de gas natural: estándares alemanes, austriacos y estadounidenses [6]

El uso de biogás mejorado es considerado uno de los medios más eficientes para utilizar la energía renovable y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, especialmente el CO<sub>2</sub> producido por la combustión de combustibles fósiles, que es una fuente importante de la contribución al calentamiento global y al cambio climático.

## 6. COMPARATIVA DE LA PERMEACIÓN DE GASES CON OTRAS TÉCNICAS CONVENCIONALES DE MEJORA DE BIOGÁS

---

Hay una serie de características exigibles a una membrana para ser efectiva separando una mezcla de componentes, en este caso, CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>.

- Alta permeabilidad al componente penetrante, CO<sub>2</sub>.
- Alta selectividad para las dos especies que son separadas, CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>.
- Compatibilidad química y mecánica.
- Estabilidad y vida útil larga.
- Facilidad de empaquetamiento (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>). Se requiere la fabricación de la membrana en módulos compactos y económicos de gran superficie por unidad de volumen.
- Capacidad para resistir elevada fuerza impulsora. La membrana tiene que ser fuerte para resistir la diferencia generada entre la presión de entrada de la alimentación y la presión de salida del permeado para forzar al CO<sub>2</sub> a través de la membrana.

La permeación de gas compite con otras operaciones de separación convencionales en el proceso de mejora de biogás, como son el lavado con agua a presión, la absorción con aminas y la adsorción por oscilación de presión (PSA).

Sin embargo, estas técnicas de mejora convencionales tienen inconvenientes, como el gran tamaño del equipo requerido y su alta demanda de energía.

La tecnología de membrana es una alternativa a estos procesos convencionales, ya que las membranas de permeación de gases resuelven estos inconvenientes.

Entre todas estas operaciones, la tecnología de membrana ofrece varias ventajas en la separación de gases:

- Menor consumo energético. Las membranas pueden reemplazar a otros procesos de separación con un considerable ahorro energético. Ciertamente es que en permeación de gases se requiere comprimir bastante la alimentación a procesar, sin embargo, para el caso concreto de la mejora de biogás, si el producto se va a suministrar a la red de gas natural, la compresión se utiliza tanto para el proceso de mejora como para la inyección en la red.
- Flexibilidad de diseño. Las unidades de membrana son de construcción modular, con muchas etapas en serie o en paralelo y con recirculación o no requeridas para aplicaciones a gran escala, en comparación con las técnicas de separación comunes, donde los equipos más grandes están diseñados conforme al tamaño de la planta. Para capacidades pequeñas, el diseño con membrana suele ser sencillo, compacto y económico. Según *Baker*, desde el punto de vista económico, la separación del gas de la membrana es ventajosa si se trata un caudal de gas relativamente bajo con un contenido de CO<sub>2</sub> relativamente alto. Estos parámetros se ajustan muy bien a una tarea típica de mejora de biogás a escala de granja, situándose el caudal promedio en 1.000 Nm<sup>3</sup>/h con un contenido de CO<sub>2</sub> que generalmente supera el 40 % (v/v).
- Facilidad de instalación y de operación. En comparación con otros equipos de separación, las membranas son más fáciles de operar, controlar y mantener. No cuentan, por ejemplo, con problemas de inundación, lagrimeo...
- Fácil hibridación con otras operaciones. La separación con membranas se puede integrar con otros sistemas de separación convencionales para formar sistemas híbridos. Así se tiene, por ejemplo, la operación de separación por membrana combinada con el lavado con agua a presión, la absorción con

aminas o la adsorción por oscilación de presión (PSA).

- En comparación con otros equipos de separación, los separadores de membrana son más compactos, teniendo así requisitos de menor peso y espacio.
- Bajo impacto medioambiental. La técnica de separación con membranas cuenta con una pérdida inherente de CH<sub>4</sub>. Sin embargo, se puede conseguir una operación respetuosa con el medio ambiente mediante la combustión del permeado, cubriendo así las necesidades de calor de la digestión anaeróbica (ver **Sección 9.1**)

Debido a estas ventajas, la mejora de biogás mediante el uso de tecnología de membrana ha ganado mucha atención. Sin embargo, al mismo tiempo, la separación con membranas presenta ciertos inconvenientes:

- No pueden obtener una separación muy estricta. Para ello se deberían desarrollar materiales de membrana con una elevada selectividad y permeabilidad, con los que fuera viable una buena separación empleando una superficie de membrana y/o una fuerza impulsora moderadas (ver **Sección 7.2**).
- Ensuciamiento. La separación con membranas requiere una limpieza considerable de las alimentaciones del proceso y un control cuidadoso de las condiciones de operación, para evitar el deterioro de la membrana y la degradación de la funcionalidad de la misma debido al apelmazamiento, el taponamiento y las incrustaciones, lo que obligaría a parar para limpieza.
- Caras. Los equipos convencionales de separación de gases están diseñados conforme al tamaño de la planta, en cambio si se emplean módulos de membrana y se quiere doblar la capacidad, hay que implementar el doble número de módulos con el doble de coste.
- Límite superior de contenido en sólidos bajo.
- Las membranas pueden ser químicamente incompatibles con determinados componentes de la alimentación, lo que obliga a un pretratamiento del gas a tratar antes de que ingrese en el sistema de membrana.
- Las membranas poliméricas, que son la gran mayoría, no resisten temperaturas elevadas, lo que obliga a enfriar la alimentación.

# 7. MATERIAL DE MEMBRANA Y TIPO DE MÓDULO EMPLEADO EN EL PROCESO DE MEJORA DE BIOGÁS

## 7.1. Material de membrana: Poliimida

Tal como se mostró en la **Tabla (2-2)** (ver **Sección 2.1**), las membranas de poliimida y de acetato de celulosa son las más frecuentemente aplicadas y adecuadas para la separación de CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>.

	Permeabilidad al CO <sub>2</sub> a 30 °C (barrer)	Selectividad para CO <sub>2</sub> -CH <sub>4</sub>
Acetato de celulosa (CA)	6,3	30
Poliimida (PI)	10,7	42,8

Tabla 7-1 Materiales de membrana adecuados para la mejora de biogás [6]. La permeabilidad se presenta en

$$\text{barrer. } 1 \text{ barrer} = 10^{-10} \frac{\text{cm}^3(\text{CN}) \cdot \text{cm}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{cm Hg}}$$

Señalar que las membranas de acetato de celulosa son sensibles al vapor de agua, lo que hace que, sin tratamiento previo, no sean adecuadas para la separación de biogás [6].

El material de poliimida presenta mayor permeabilidad al CO<sub>2</sub> y selectividad para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>, por tanto, en este proyecto se ha optado por la poliimida como material de membrana.

Las permeancias del CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> que se han tomado para la poliimida se muestran en la **Tabla (7-2)**. Se asumen constantes en todas las simulaciones posteriores.

	Permeancia $\left(\frac{\text{m}^3(\text{CN})}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}}\right)$
CO <sub>2</sub>	0,145
CH <sub>4</sub>	3,375 · 10 <sup>-3</sup>

Tabla 7-2 Permeancias del CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> para la poliimida [6]

Las poliimidias son polímeros amorfos que operan a temperaturas muy por debajo de su temperatura de transición vítrea (310-365 °C), y por tanto poseen muy poca movilidad en sus cadenas, lo cual facilita el comportamiento como eficaces tamices a nivel molecular, dando lugar a una elevada selectividad.

Las poliimidias de condensación son las más ampliamente estudiadas, y particularmente las poliimidias aromáticas han sido objeto de estudio por sus numerosas propiedades.

La síntesis de poliimidias aromáticas se obtiene mediante la condensación entre un dianhídrido aromático y una diamina aromática.

Las poliimidias heterocíclicas aromáticas se caracterizan por la presencia de anillos aromáticos y anillos



heterocíclicos que contienen nitrógeno y oxígeno.

Las poliimidas aromáticas, como ya se ha mencionado anteriormente, son materiales con un extraordinario balance de propiedades mecánicas, químicas y térmicas.

- Resistencia mecánica. La gran mayoría de las aplicaciones de las poliimidas aromáticas conllevan unas condiciones de operación en las que el polímero está sometido a altas presiones, lo cual hace necesario que este material cuente con unas excelentes propiedades mecánicas, así como una gran resistencia al desgaste.
- Resistencia química. Son muy escasos los polímeros de condensación aromáticos capaces de satisfacer este requisito, y las poliimidas son uno de ellos.
- Resistencia térmica. Las poliimidas aromáticas presentan una alta resistencia al calor.

Además, las poliimidas se pueden fabricar en una amplia variedad de formas, incluidas fibras, láminas y películas.

Otra ventaja de las poliimidas es la relativa facilidad de preparación de distintas series con diferencias sistemáticas en la estructura química, debido a la gran variedad de dianhídridos y diaminas existentes en el mercado. La estructura mostrada en la **Figura (7-1)** sólo es una de las numerosas configuraciones disponibles.

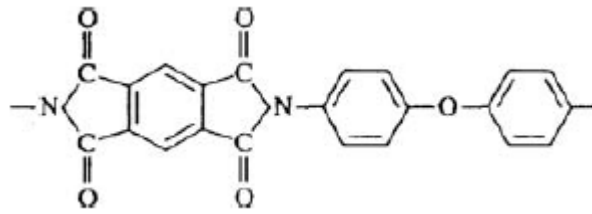


Figura 7-1 Unidad representativa repetitiva de la poliimida [1]

Además de ser un material con un buen balance de propiedades, la combinación de precio y accesibilidad de los monómeros y la facilidad de síntesis, hacen de la poliimida uno de los mejores materiales para la obtención de membranas de separación de gases.

El orden de las permeabilidades de los componentes básicos del biogás en las poliimidas es el siguiente: agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, metano [7].

Usando este material de membrana, la mayoría de las especies de gases no deseadas se eliminan de la corriente de alimentación y se transportan a través de la membrana a la corriente de permeado. Sólo el nitrógeno muestra un comportamiento similar al del metano y, por lo tanto, no puede eliminarse con esta técnica, permaneciendo en el retenido [8].

Las membranas poliméricas presentan un comportamiento inverso permeabilidad / selectividad.

Esto fue ilustrado por *Robeson*, que, en 1.991, calculó el llamado “*límite superior de Robeson*” a partir de los datos de permeabilidad y selectividad para multitud de membranas poliméricas. Posteriormente, en 2.008, fue ampliado con más resultados y mezclas de gases.

*Robeson* realizó un ajuste mediante la **Ecuación (7-1)**:

$$P_A = k \cdot \alpha_{A,B}^n \quad (7-1)$$

Donde:

$P_A$  es la permeabilidad del gas que permea más rápido (gas A).

$\alpha_{A,B}$  es la selectividad para A-B.

K y n son parámetros empíricos. El parámetro exponencial n está relacionado con la diferencia de tamaño entre los dos gases que penetran en la membrana, A y B. El parámetro k depende de la adsorción relativa de los dos gases y de las propiedades del polímero, como la rigidez de las cadenas poliméricas y el espaciado entre ellas (fracción de volumen libre).

En escala logarítmica se obtuvieron rectas para diferentes parejas de gases, que se definen como “límites superiores de Robeson” y que en la actualidad se han convertido en una de las herramientas más útiles para evaluar el rendimiento de separación de las membranas.

Cuanto más cerca se esté de la recta, o mejor aún si se sobrepasa ese límite, mejores serán las propiedades de separación que presente la membrana. En general, los materiales que más se aproximan al límite son polímeros amorfos que tengan un elevado volumen libre, y por ello sean altamente permeables, pero que al mismo tiempo posean una importante rigidez, lo que restringe la movilidad de sus cadenas y hace que actúen como eficaces tamices moleculares, dando lugar a una elevada selectividad.

La **Figura (7-2)** incluye membranas poliméricas selectivas para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub> con y sin modificaciones químicas.

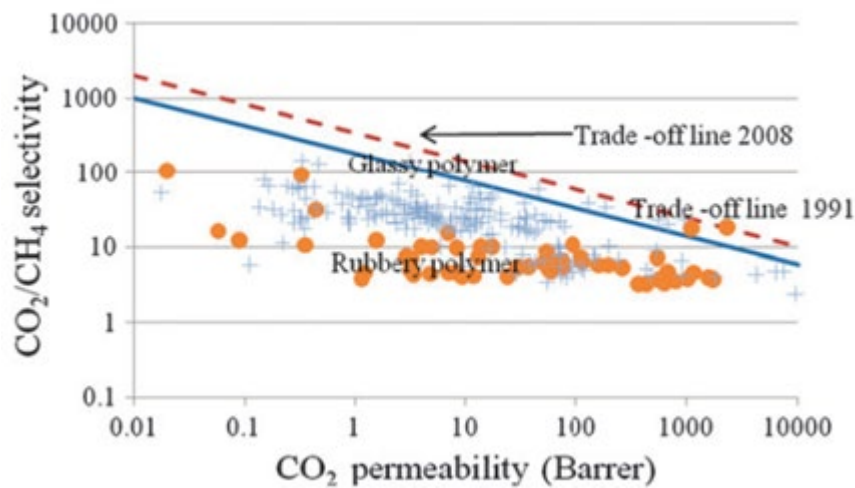


Figura 7-2 Curva de “límite superior de Robeson” para membranas poliméricas selectivas CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub> [2]

Esta gráfica muestra que la mayoría de las membranas vítreas (*glassy*) y gomosas (*rubbery*) para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub> están por debajo del “límite superior de Robeson”. Hablando concretamente de las poliimidas, hay que señalar que son muy pocas las que superan el “límite de Robeson” de 1.991 a día de hoy. Ciertamente es que la mayoría de las membranas con modificaciones químicas sí que superan este límite.

A continuación, se enumeran posibles modificaciones químicas de las membranas de poliimida con las que se mejora el rendimiento de separación [2].

- La adición de grupos trifluorometilo (-CF<sub>3</sub>), convenientemente situados en la cadena principal, permite obtener poliimidas aromáticas muy rígidas y con elevada fracción de volumen libre, que presentan un notable aumento en la selectividad para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>.
- Suprimir el empaquetamiento entre cadenas mediante modificaciones estructurales basadas en la sustitución de un átomo de hidrógeno por un átomo de bromo en la cadena principal de la poliimida hace que se duplique la permeabilidad al CO<sub>2</sub>, manteniendo una selectividad similar entre CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>.
- La adición de grupos polares hidroxilo y carbonilo en la cadena de las poliimidas basadas en el dianhídrido 6FDA aumenta la permeabilidad al CO<sub>2</sub> y la selectividad para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>.
- La reticulación de membranas de poliimida aumenta la selectividad para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub> en comparación con la membrana sin reticulación.

## 7.2. Materiales de membrana bajo investigación

El funcionamiento de los módulos de permeación de gas se acompaña de varios efectos físicos que pueden influir en el rendimiento del módulo. Uno de los más conocidos es la plastificación del material polimérico de la membrana.

Las altas presiones parciales de CO<sub>2</sub> conducen a una mayor movilidad de la cadena de polímero. Al aumentar el volumen libre dentro del material, se mejora el transporte para todas las especies de gas a través de la membrana. Por tanto, aumenta la permeación de CH<sub>4</sub> a través de la membrana y esta pierde selectividad. Es entonces esencial aplicar polímeros con alta selectividad y alta resistencia a la plastificación.

Es conveniente señalar que hay varias vías de investigación para la búsqueda de nuevos materiales de membrana, que incluyan mayores factores de separación y una permeabilidad adecuada, la supresión de la plastificación a altas presiones parciales de CO<sub>2</sub> y una mayor estabilidad a largo plazo de las membranas.

Por ejemplo, las *membranas de matriz mixta* (MMM) se encuentran bajo investigación. Este tipo de membrana consiste en un polímero orgánico con partículas dispersas inorgánicas (u orgánicas) que pueden ser una zeolita, un tamiz molecular de carbono, nanotubos de carbono, partículas inorgánicas de tamaño nanométrico o estructuras metálicas orgánicas. Las MMM son interesantes, ya que presentan mayor selectividad, mayor permeabilidad o ambos, en comparación con las membranas de polímeros existentes. Las MMM también tienen mejores propiedades mecánicas y una mayor resistencia a la plastificación en comparación con las membranas poliméricas debido a las partículas dispersas. Por lo tanto, se cree que las MMM son un nuevo tipo de membrana adecuada para la mejora de biogás.

Otro aspecto potencialmente interesante para futuras investigaciones surge de la posibilidad de combinar varias etapas de diferentes materiales de membrana con diferentes características de separación en un único proceso de mejora de gas. Si la corriente de gas a tratar contiene más de dos componentes de gases relevantes, tales combinaciones podrían usarse para separar estos componentes consecutivamente, generando más de dos corrientes de gas producto, cada una de las cuales enriquecida en un componente determinado.

Esta idea ya ha sido examinada en el sector del biogás para una digestión anaeróbica combinada de hidrógeno y biogás, así como para mejorar los gases de hidrólisis de la biomasa. Estas estrategias de digestión anaeróbica están ganando importancia debido a sus mejores rendimientos de CH<sub>4</sub> y al mejor aprovechamiento de la biomasa.

El gas de hidrólisis consiste principalmente en H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>. La eliminación selectiva de H<sub>2</sub> y su posterior inyección en el digestor de biogás aumentaría aún más el rendimiento de CH<sub>4</sub> por biometanización. Esta primera etapa de separación se diseñaría con un material de membrana gomoso como el polidimetilsiloxano (PDMS), que tiene una mayor permeabilidad al CO<sub>2</sub>, lo que resulta en un enriquecimiento de H<sub>2</sub> en el retenido de alta presión que se suministraría al digestor de biogás sin necesidad de una mayor compresión. El gas producido a partir de este proceso podría luego mejorarse mediante una segunda etapa, para la cual se utilizaría un material vítreo de membrana convencional, como la poliimida. Por tanto, la permeación de gas representa la tecnología clave necesaria para aumentar el rendimiento de CH<sub>4</sub> tal como se ha explicado.

Otra aplicación comprende la separación de CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>. A continuación, se muestra un sistema de membrana híbrido compuesto por dos etapas de separación de membrana para la desulfuración y mejora del biogás: una membrana gomosa de polidimetilsiloxano (PDMS) que exhibe mayores selectividades para H<sub>2</sub>S-CH<sub>4</sub> porque el polímero contiene bloques con grupos polares, y otra membrana vítrea de poliimida con una mayor selectividad para CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>. La **Figura (7-3)** presenta un proceso simplificado de mejora de biogás, que integra membranas gomosa y vítrea. El biogás crudo se comprime y es enviado a una primera etapa para la separación de H<sub>2</sub>S y CH<sub>4</sub>. El retenido de esta etapa se dirige a la segunda, pero ahora sin H<sub>2</sub>S. En este segundo módulo de membranas de poliimida se separa el CO<sub>2</sub> y se proporciona CH<sub>4</sub> de alta calidad.

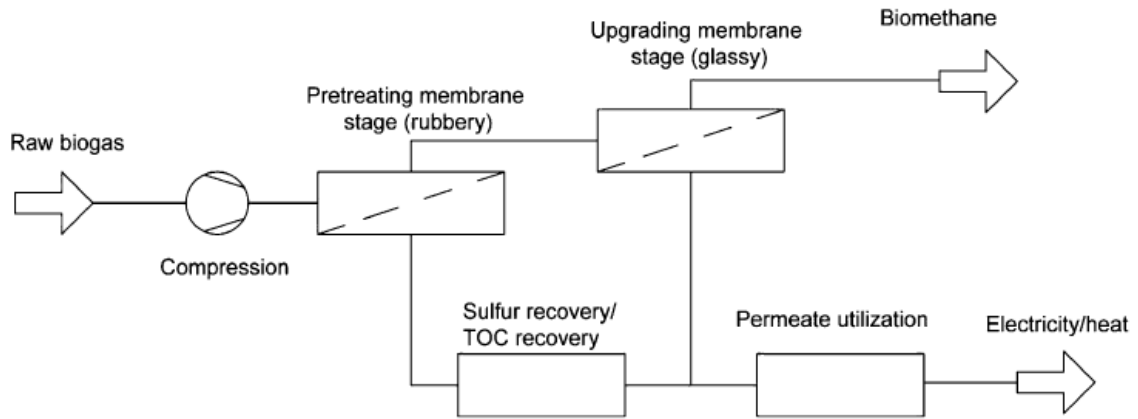


Figura 7–3 Integración del proceso del sistema de membrana híbrida para la desulfuración y la mejora de biogás [5]

### 7.3. Módulo de membrana: Fibra hueca

En la mejora de biogás, los proveedores de membranas más importantes para aplicaciones europeas son *Air Liquide Medal*, *Air products*, *Evonik* y *UBE Membranes*.

Proveedor	Tipo de módulo	Material polimérico
<i>Air Liquide Medal</i>	Fibra hueca	Poliimida
<i>Air products</i>	Fibra hueca	Polisulfona
<i>Evonik</i>	Fibra hueca	Poliimida
<i>UBE Membranes</i>	Fibra hueca	Poliimida

Tabla 7–3 Módulos y material de membrana [6]

Tal como se observa en la **Tabla (7–3)**, todos estos proveedores trabajan con módulos de fibra hueca. Por tanto, se opta por este tipo para todos los módulos usados en este proyecto.

## 8. PROCESO DE MEJORA DE BIOGÁS A ESCALA DE GRANJA

La **Figura (8-1)** representa un esquema básico del proceso diseñado para la mejora de biogás en una granja con una unidad de separación de membrana integrada [8].

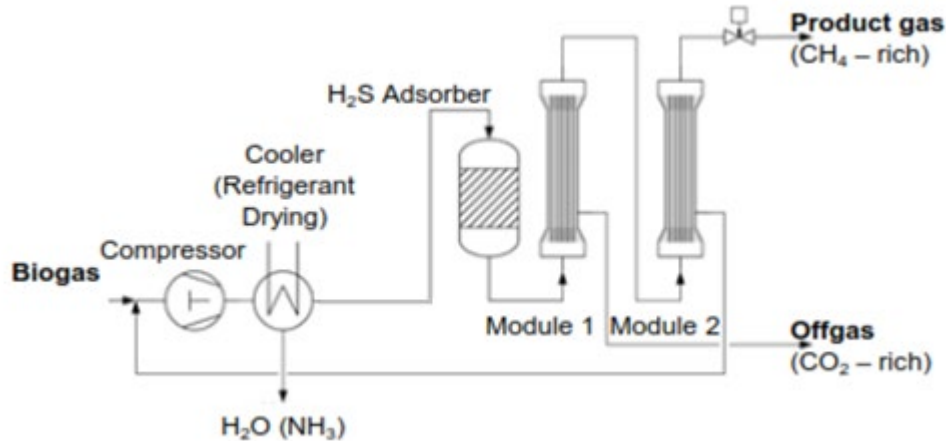


Figura 8-1 Esquema conceptual del proceso para la mejora de biogás utilizando permeación de gases

Debido a que la mezcla de  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y gas muy húmedo puede poner en peligro el material de la membrana, es necesario un poco de procesamiento de gas antes de la permeación del gas.

El biogás crudo sale del digestor saturado de agua, a una presión de aproximadamente 1,1 bar y una temperatura de 30 °C.

Se mezcla con el permeado de la segunda etapa de membrana, luego se comprime y el agua se condensa. A continuación, el  $\text{H}_2\text{S}$  se elimina del biogás mediante adsorción y el gas pretratado se alimenta al proceso de separación de membrana.

En este esquema, se han sugerido dos etapas de módulos de membrana para minimizar las pérdidas de  $\text{CH}_4$ . La corriente de permeado de la segunda etapa, que contiene cantidades de  $\text{CH}_4$  significativamente mayores en comparación con el permeado de la primera etapa, se recupera para volver a ser comprimido.

En este proyecto, se ha impuesto una concentración de  $\text{CH}_4$  en el retenido final del 98 % (v/v) para poder suministrar el biogás a la red de gas natural. La calidad del metano del gas producido a partir del retenido de la segunda etapa se controla mediante una válvula que se encuentra en la salida del retenido de la segunda etapa. La posición de la válvula se ajusta mediante un controlador que influye en el contenido de  $\text{CH}_4$  del gas producido. El producto se comprime a 40 bares para ser entregado a la red de gas natural.

Después de la eliminación de  $\text{CO}_2$ , la segunda etapa de limpieza más importante es la eliminación del sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Debido a su toxicidad y efectos corrosivos, solo se permite una pequeña cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas.

El proceso actual incorpora tres etapas de desulfuración:

- El primero es la desulfuración in situ mediante la adición de sustancias químicas ( $\text{FeCl}_2$ ) directamente en el digestor de biogás crudo.
- El segundo es el tratamiento microbiológico del gas. Los microorganismos utilizan el  $\text{H}_2\text{S}$  para su metabolismo y convierten el gas en agua y azufre elemental o ácido sulfuroso que se descarga y trata junto con la corriente de agua residual. Los microorganismos necesitan oxígeno para esta conversión oxidativa del  $\text{H}_2\text{S}$ . Anteriormente, esta desulfuración biológica se operaba con aire como oxidante. Debido al hecho de que el aire tiene nitrógeno y este no se puede eliminar con la técnica de

membrana de la corriente de biogás (su permeabilidad en la poliimida es muy próxima a la del CH<sub>4</sub>), esta etapa de desulfuración se ha actualizado con una inyección de oxígeno puro.

- La disminución final en el H<sub>2</sub>S se realiza en la tercera etapa donde se implementa la adsorción por medio de óxido de hierro.

Como cualquier otra técnica de separación, la permeación de gas no puede transferir todo el CH<sub>4</sub> del biogás crudo al biometano producido. Como resultado, el gas residual rico en CO<sub>2</sub> (permeado 1) todavía contiene pequeñas cantidades de CH<sub>4</sub>. Para lograr una estrategia de cero emisiones con respecto al metano, la planta de mejora de biogás se combina con un sistema de cogeneración y el gas se entrega a los motores combinados de calor y electricidad (CHP). Esto se explica con más detalle en la **Sección 9.1**.

Además del CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S, cuya eliminación se ha detallado en este proceso, el biogás también presenta otros componentes, aunque en menores cantidades. Estos son: O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, NH<sub>3</sub>, siloxanos, y algunos otros componentes traza que ya se detallaron al presentarse la composición del biogás (ver **Tabla (5-1)**).

El oxígeno normalmente se consume completamente por la reacción de microorganismos aeróbicos en el digestor.

El hidrógeno no tiene restricciones para la inyección del biogás en la red de gas natural o para usarlo como combustible para vehículos. Por lo tanto, la separación de H<sub>2</sub> no es necesaria.

La presencia de nitrógeno en el biogás significa que se ha empleado para la desulfuración biológica en el digestor. Para evitar su presencia, como se explicó anteriormente, la desulfuración se realiza con una inyección de oxígeno puro.

El agua se condensa cuando la presión aumenta o la temperatura disminuye. Además, la poliimida tiene una alta permeabilidad al agua, incluso mayor que la del CO<sub>2</sub>, así que el agua se elimina fácilmente del biogás por la permeación de gases.

El amoníaco se forma durante la digestión anaeróbica. Es altamente corrosivo, pero no se recomienda un paso de limpieza separado para su eliminación debido a que se separa durante el secado del biogás (ver **Figura (8-1)**).

El problema de los siloxanos es que cuando se queman producen sílice microcristalina, que es un polvo blanco que puede crear un problema en los motores de gas. Por lo tanto, es necesario eliminar el siloxano para proteger estos equipos. Se ha propuesto que el polidimetilsiloxano (PDMS) es un material de membrana potencial para su eliminación.

## 8.1. Compresor

En esta sección se presenta el tipo de compresor que se emplea en la mejora de biogás para comprimir la corriente de alimentación a los distintos módulos y generar así la fuerza impulsora necesaria para la separación.

El tipo de compresor más adecuado para el bombeo de gases depende del caudal a comprimir y la presión a generar. En general, se utilizan compresores de flujo axial para caudales elevados y presiones diferenciales moderadas, y compresores centrífugos para caudales elevados y, por etapas, presiones diferenciales elevadas. Los compresores recíprocos se pueden usar en un amplio rango de presiones y caudales, pero normalmente se especifican con preferencia a los compresores centrífugos sólo cuando se requieren presiones elevadas a caudales relativamente bajos, como es el caso de la planta a escala de granja aquí tratada.

El rango de aplicación de estos tres tipos de compresores se muestra en la **Figura (8-2)**.

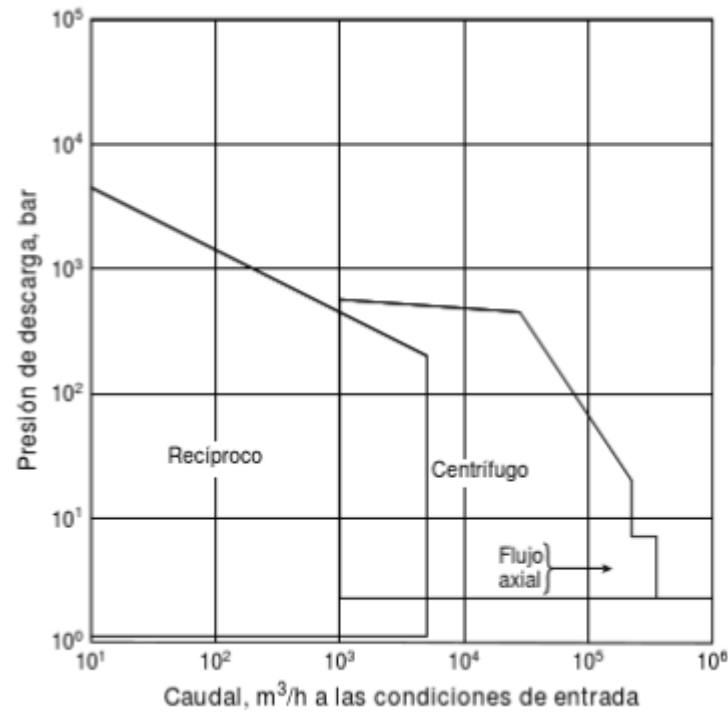


Figura 8–2 Rangos de operación de un compresor [9]

El caudal de alimentación al proceso de mejora de biogás aquí tratado es 45 kmol/h, que equivalen a ~ 1.000 Nm<sup>3</sup>/h, que son ~ 1.134 m<sup>3</sup>/h a las condiciones de entrada (30 °C, 1 bar). La máxima presión de descarga que se tiene es la de suministro a la red de gas natural, 40 bares. Se observa que estos datos de proceso se sitúan en el rango de aplicación correspondiente al compresor recíproco.

Para afianzar esta elección, se presenta la **Tabla (8–1)**, que resume los criterios que deben cumplir los equipos de compresión para comprimir una corriente de biogás crudo. El rango de caudal de biogás crudo mostrado es 100–2.000 m<sup>3</sup>/h porque es el típico en las plantas de mejora de biogás a escala industrial. Se observa que esta tabla vuelve a señalar al compresor recíproco como el más apropiado para el tratamiento de biogás.

	Axial	Centrifugal	Reciprocal
Pressure 25 bar	–	+	+
Flow rate 100–2000 m <sup>3</sup> /h	–	–	+
Pressure ratio	1.15:1	1.7:1–3.1:1	3:1–4:1
Efficiency	Up to 90%	0.83%	80%–92%
Appropriate for biogas	–	–	+

Tabla 8–1 Comparación de varios compresores que podrían aplicarse en la mejora de biogás [6], [10]

Un compresor recíproco es un compresor de desplazamiento positivo que confina el gas dentro de un espacio cerrado (cámara o cilindro) en el que hay un pistón moviéndose lineal y secuencialmente de atrás hacia delante, reduciendo de esta forma el volumen de la cámara donde se deposita el gas. Este efecto origina el incremento en la presión hasta alcanzar la presión de descarga, liberando el fluido a través de la válvula de salida.

Los componentes esenciales para el funcionamiento de un compresor alternativo son:

- Válvulas: la de admisión permite el paso del gas que se va a comprimir a la cámara y la de expulsión libera el gas comprimido a una nueva etapa de compresión o hacia el exterior.
- Pistón: es el componente que, junto con una biela, se encarga de generar la compresión.
- Cámara de compresión o cilindro: es el espacio cerrado donde se aloja el gas y es comprimido
- Cigüeñal: sirve para que el mecanismo biela-pistón hagan un movimiento de vaivén.
- Motor: transmite el movimiento rotatorio hacia el cigüeñal. Utiliza un reductor de engranajes para regular la velocidad.

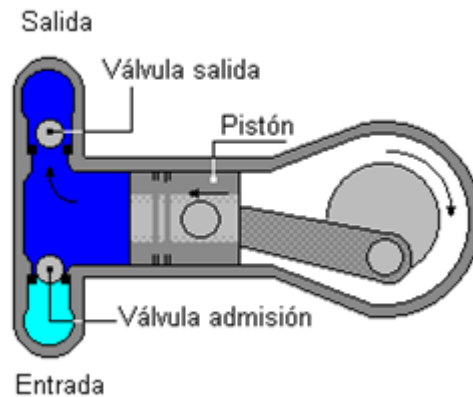


Figura 8–3 Compresor de pistón

Una desventaja significativa de los compresores alternativos es que el gas comprimido no se entrega continuamente. Las pulsaciones resultantes en el flujo y la presión pueden provocar vibraciones. Por tanto, se requieren filtros acústicos para amortiguar las pulsaciones.

Debido a la presencia de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{H}_2\text{O}$  en el biogás a tratar, se opta por compresores de acero inoxidable, resistentes a la corrosión. El equipo de compresión debe estar protegido y tener una buena resistencia frente a la llegada de partículas y líquidos [6].

## 8.2. Intercambiador de calor

En el proceso de mejora de biogás a biometano, es necesario emplear intercambiadores de calor entre las distintas etapas de compresión y antes de la entrada del biogás al conjunto de módulos de membranas, para protegerlas de las altas temperaturas generadas tras la compresión.

Se opta por intercambiadores refrigerados con agua, y no con aire, porque en la bibliografía [9] se sugiere que, en climas moderados, la refrigeración con aire generalmente es la mejor elección si la temperatura mínima de los procesos está por encima de  $65\text{ }^\circ\text{C}$ , y la refrigeración con agua si la temperatura mínima de los procesos está por debajo de  $50\text{ }^\circ\text{C}$ . En este caso, la temperatura mínima del gas en cada configuración es la de entrada,  $30\text{ }^\circ\text{C}$ , que se alcanza en el digestor.

Se trata, por tanto, de intercambiadores gas-líquido que se pueden llamar enfriadores, porque su propósito es transferir calor del biogás al agua de refrigeración. El vapor de agua presente en el biogás llega a condensarse durante la refrigeración entre etapas de compresión [6], [8].

El intercambiador de carcasa y tubos es el más comúnmente utilizado. Presenta distintas ventajas que lo hacen recomendable para la mejora de biogás [6]. Por un lado, este tipo de intercambiador ofrece gran área superficial en un volumen pequeño. Presenta, además, un buen diseño mecánico, el cual lo convierte en una



buena opción para operar, como es el caso, a presión. También cuenta con una limpieza relativamente fácil.

El intercambiador de calor de carcasa y tubos consta de un haz de tubos colocado dentro de una carcasa cilíndrica. Estos tubos pueden tener la forma de una espiral o ser rectos. Sus extremos se acoplan en unas láminas que separan los fluidos externo e interno del tubo. La carcasa tiene unos deflectores que dirigen el caudal y soportan los tubos. Este conjunto de deflectores y tubos se mantiene unido mediante barras de soporte y espaciadores, tal como se muestra en la siguiente figura.

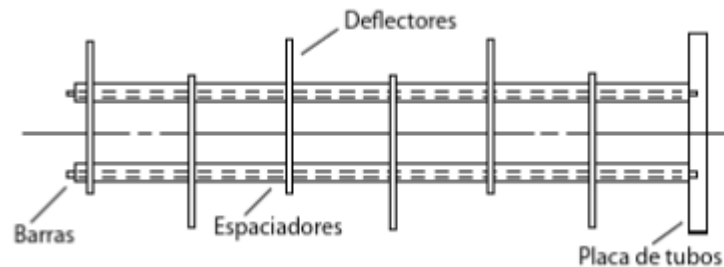


Figura 8-4 Espaciadores, deflectores y barras de soporte en un intercambiador de calor

Estos intercambiadores están soldados y fabricados utilizando acero inoxidable, lo que previene el riesgo de fuga y los hace resistentes a la corrosión.

El diseño del intercambiador de calor de carcasa y tubos es tal que un fluido fluye dentro de los tubos, mientras que el otro fluido fluye sobre el exterior de los tubos, por el lado de la carcasa. El calor se transfiere a través de las paredes del tubo.

Para reducir el coste del intercambiador, es recomendable asignar el fluido caliente, biogás en este caso, a los tubos y el agua de refrigeración al lado de la carcasa. Colocando el fluido más caliente en los tubos, se está reduciendo la temperatura de la superficie de la carcasa, e incluso la necesidad de aislamiento térmico para reducir la pérdida de calor, o por razones de seguridad. Para altas presiones, son más baratos los tubos que la carcasa, siendo menor el espesor requerido del tubo para una presión interna elevada que para una presión externa elevada [9].

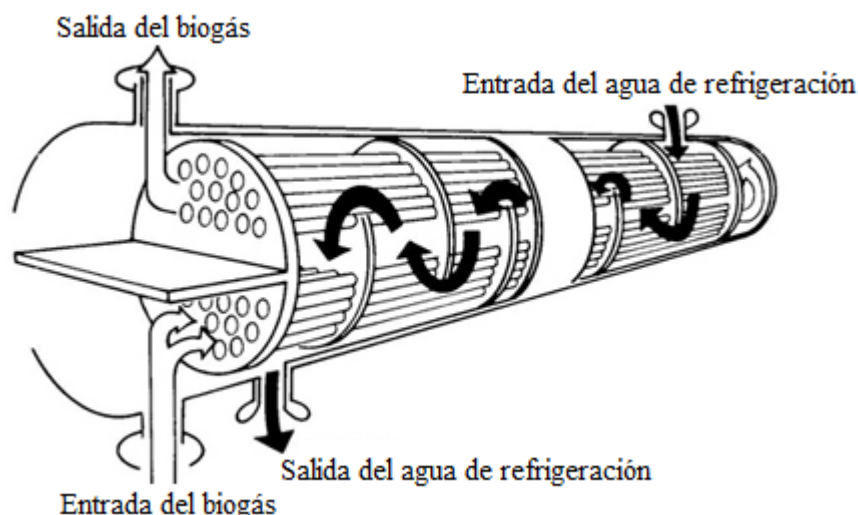


Figura 8-5 Intercambiador de calor de tipo carcasa y tubos

# 9. APLICACIONES DE LAS CORRIENTES PRODUCTO DEL PROCESO DE MEJORA DE BIOGÁS

## 9.1. Uso óptimo del permeado

Como las plantas de biogás representan una tecnología respetuosa con el medio ambiente, debe evitarse la emisión a la atmósfera del permeado, que contiene una cantidad significativa de  $\text{CH}_4$ , el cual es un gas de efecto invernadero.

El  $\text{CH}_4$  en el permeado se puede utilizar a través de la combustión para la producción de calor. Esta opción es bastante prometedora, ya que el calor generado en el motor se puede utilizar de manera eficiente para las necesidades de calentamiento de la planta de biogás. Varias tecnologías de combustión como los quemadores de gas típicos, los quemadores porosos, los quemadores catalíticos o las plantas de cogeneración están disponibles para esta asignación y la elección dependerá del contenido de  $\text{CH}_4$  en el gas permeado.

La combinación de una planta de mejora de biogás con una planta de cogeneración (CHP), como se representa en la **Figura (9-1)**, puede proporcionar energía en forma de sustituto de gas natural, electricidad y calor. Además, la función del motor combinado de calor y energía es la combustión del permeado, que contiene metano, para evitar las emisiones de metano a la atmósfera. La capacidad de los motores de combustión interna para quemar las mezclas de  $\text{CO}_2\text{-CH}_4$  depende en gran medida del contenido de  $\text{CH}_4$ . Los motores de combustión interna reales requieren más del 30 % (v/v) de  $\text{CH}_4$  en la mezcla de combustible de  $\text{CO}_2\text{-CH}_4$  para la combustión en las condiciones óptimas [11].

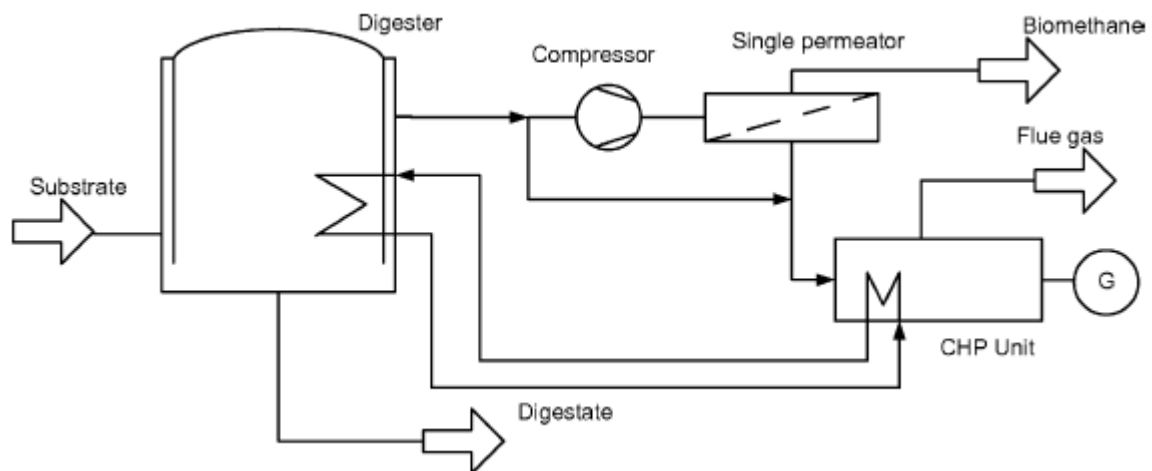


Figura 9-1 Diagrama de flujo simplificado para una etapa de membrana simple con una unidad CHP para la producción de biometano, calor y electricidad [7]

La cantidad de calor residual de la planta de cogeneración debe ajustarse para cubrir los requisitos de calefacción de la planta de biogás, de los cuales se tiene poca información por parte de la bibliografía. Como se sugiere en [7], el requerimiento de calentamiento de la digestión anaeróbica en la planta de biogás puede variar desde el 5 % del poder calorífico del biogás, producido durante los días más cálidos, hasta el 30 % para temperaturas ambiente más bajas, dependiendo de las dimensiones de la planta y el tiempo de retención en el digester.

Como se puede ver en la **Figura (9-2)**, si todo el biogás producido se consume para mejorarlo a biometano

(100 % en el eje de abscisa), el contenido de CH<sub>4</sub> en el permeado es demasiado bajo (<30 % (v/v)) para un funcionamiento estable del motor de combustión interna, excepto para bajas selectividades de alrededor de 10. También hay poca energía disponible para la calefacción en la planta de biogás.

Esto se puede evitar haciendo que, para el combustible del motor, una parte del biogás crudo se mezcle con la corriente de permeado. Por ejemplo, para las membranas con una selectividad de 35 y para el consumo de 70 % de biogás crudo en la mejora a biometano, la mezcla combustible contiene alrededor del 40 % (v/v) de metano, que es suficiente para la operación óptima del motor de combustión interna.

Con el calor residual del motor se cubren las necesidades de calefacción de una planta de biogás típica (entre 5 y 30 % del poder calorífico del biogás producido).

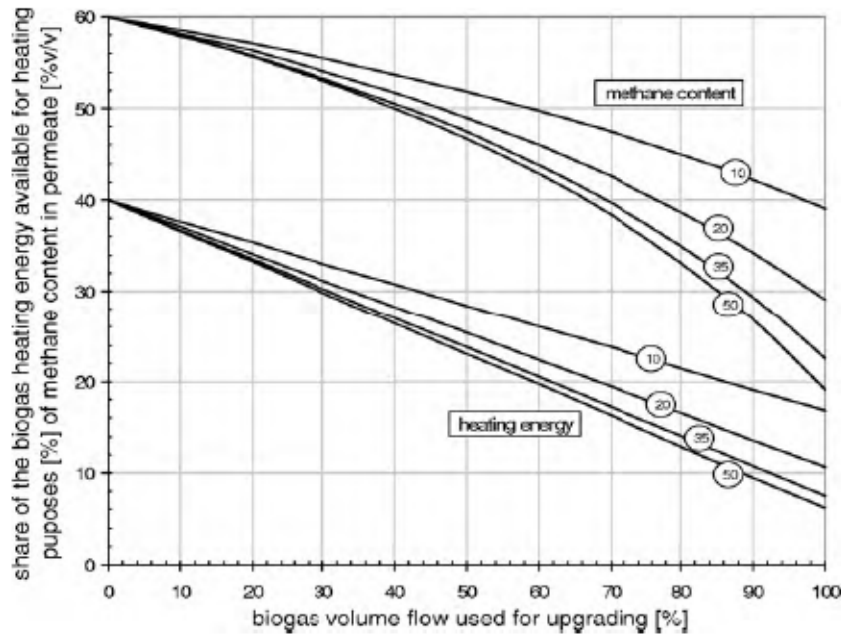


Figura 9–2 Energía disponible para la calefacción de la planta de biogás relacionada con el poder calorífico inferior del biogás crudo disponible y contenido de metano de entrada en CHP para la combinación de la etapa simple y CHP [7]

En los casos en los que no se aplica la unidad CHP debido a los altos costos operativos y de inversión o porque no haya conexión a una red eléctrica, la planta de mejora de biogás suministra energía en forma de sustituto de gas natural.

En la **Figura (9–3)** se representa el diagrama de flujo de este proceso. Para lograr mayores recuperaciones de metano, se propone la configuración de dos etapas en serie con recirculación del permeado del segundo módulo a la alimentación del primero.

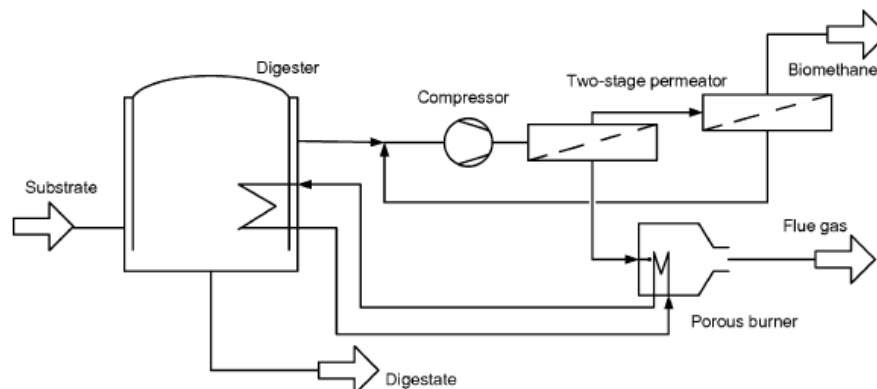


Figura 9–3 Diagrama de flujo simplificado para la configuración de dos etapas de membrana con un quemador de permeado para la producción de biometano y calor [7]

El poder calorífico del permeado de la primera etapa varía según la relación de área entre las dos etapas. Por tanto, el sistema de membrana se puede ajustar a las necesidades de calefacción de una planta de producción de biogás.

Cuanto mayor sea el calor consumido por la planta de biogás y más alta sea la selectividad de la membrana, mayor será la tendencia de la relación de área a cero (ver **Figura (9-4)**). Esto sugiere que sólo se requerirá una etapa simple de membrana. En la permeación con una sola etapa, la recuperación de  $\text{CH}_4$  es menor que en configuraciones de dos etapas, es decir, mayor será la concentración de  $\text{CH}_4$  en el permeado que se combustiona.

Si se aplican membranas con selectividades muy altas, es necesaria una alimentación parcial de biogás crudo que se mezcle con el permeado y pase directamente al quemador de gas.

Un quemador de gas típico, como el motor de combustión interna, requieren como mínimo el 30% (v/v) de metano en la mezcla de combustible de  $\text{CO}_2\text{-CH}_4$  para que la combustión se produzca en las condiciones óptimas. Sin embargo, hay otros equipos disponibles que permiten el uso térmico de mezclas con bajo contenido de metano, como quemadores porosos [12] o quemadores catalíticos [13].

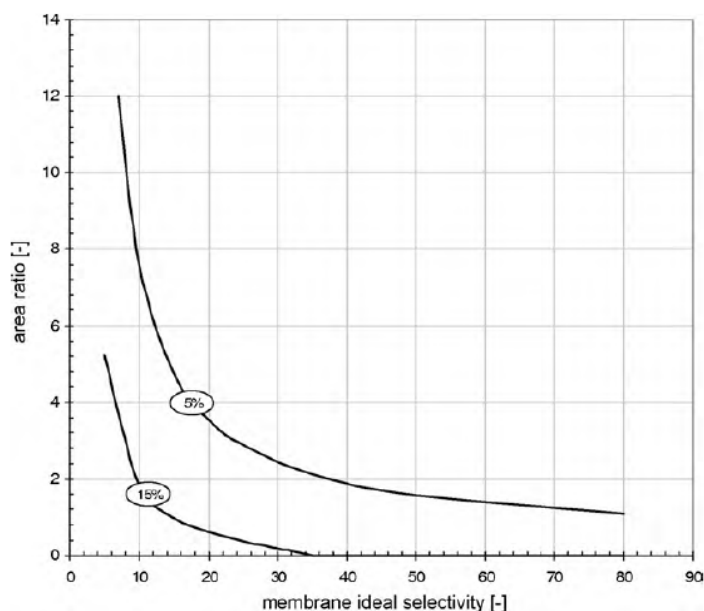


Figura 9-4 Relación de área de membrana frente a selectividad para dos requisitos de calentamiento de la planta de biogás diferentes (5 y 15 %), relacionados con el poder calorífico del biogás total producido [7]

## 9.2. Empleo del biogás mejorado

Hasta ahora se ha descrito el uso del permeado para evitar su emisión a la atmósfera. Pero el producto principal de la planta de mejora de biogás es, precisamente, el biogás mejorado, también conocido como biometano.

Se pueden aplicar varios métodos de uso del biometano generado en la granja. Por un lado, se puede emplear en la producción de calor y energía combinados por medio de motores de combustión interna. Esta opción es eficiente si los consumidores están cerca de la granja y pueden utilizar el calor producido, requisito que no se puede cumplir en la mayoría de los casos.

Por tanto, es más eficiente el suministro del biometano generado a la red de gas natural, ya instalada, para su posterior uso en ciclos combinados de calor y energía de gran tamaño, de manera que los clientes que solicitan grandes cantidades de calor lo puedan utilizar como calefacción urbana o en la industria.

El biometano producido, también conocido como sustituto de gas natural, debe tener las mismas propiedades que este para poder alimentarlo a la red de gas natural. A modo de comparativa, se presenta la **Tabla (9-1)** que muestra las propiedades del biogás y el gas natural definidas por las normas austriacas.

	<b>Biogás</b>	<b>Gas natural</b>	<b>Unidad</b>
Metano	45 - 70	-	% (v/v)
Dióxido de carbono	30 - 45	≤ 2	% (v/v)
Amoniaco	≤ 1.000	0	mg/m <sup>3</sup> (CN)
Sulfuro de hidrógeno	≤ 2.000	≤ 5	mg/m <sup>3</sup> (CN)
Oxígeno	≤ 2	≤ 0,5	% (v/v)
nitrógeno	≤ 8	≤ 5	% (v/v)
Agua (punto de rocío)	37 a 1 bar	≤ -8 a 40 bar	°C
Calor de combustión	6,7 - 8,4	10,7 - 12,8	kWh/m <sup>3</sup> (CN)
Índice de Wobbe	6,9 - 9,5	13,3 - 15,7	kWh/m <sup>3</sup> (CN)

Tabla 9-1 Características típicas del biogás y el gas natural definidas por la norma austriaca OEVGW G31 y G33 [8]

De manera alternativa, el biometano también puede licuarse antes de ser almacenado para su posterior uso como combustible de vehículos de gas natural comprimido.

### 9.3. Comparativa del diseño de sistemas de membrana aplicados a la mejora de gas natural y de biogás

Comparando la separación de dióxido de carbono y metano en los procesos de mejora de gas natural y de biogás, aunque el tratamiento de ambos gases esté relacionado, el marco para el diseño de sistemas de membrana aplicados a la mejora de biogás es bastante diferente. Con respecto a la mejora de gas natural, el coste del procesamiento del gas puede verse fuertemente influenciado por las cantidades de CH<sub>4</sub> que se pierden en el permeado. Por lo tanto, en el diseño de estos procesos, la recuperación de CH<sub>4</sub> se maximiza a través de la variación de la presión operativa y la relación de recirculación, lo que lleva a un mayor número de compresores y etapas, para encontrar el equilibrio óptimo entre los costes de operación y los de inversión.

Sin embargo, este enfoque de diseño puede no ser aplicable a la mejora de biogás, pues, en estas plantas, existe la aplicación para el uso de permeado. Por lo tanto, la configuración de la planta de mejora de biogás no tiene que optimizarse para maximizar la recuperación de CH<sub>4</sub>, sino que debe ajustarse más bien para el uso óptimo del permeado y la integración de calor con una planta de biogás.

# 10. PLANTAS COMERCIALES DE MEJORA DE BIOGÁS

Aunque la permeación con membranas es una operación eficiente para la mejora del biogás, solo se ha instalado un número limitado de plantas basadas en esta tecnología. La **Tabla (10-1)** describe las plantas que se han instalado en Europa y en América.

País	Ubicación	Sustrato	Uso	% CH <sub>4</sub> requerido	Capacidad (Nm <sup>3</sup> /h gas crudo)	Operativa desde
Países Bajos	Collendoorn	Vertedero	Red	88	375	1.993
Países Bajos	Beverwijk	Vertedero	Red	88		2.006
Austria	Bruck an der Leitha	Residuos biológicos	Red	97	180	2.007
Austria	Margarethen am Moos	Cultivos energéticos y estiércol	Combustible	> 95	70	2.007
Estados Unidos	Pittsburg-Monroeville	Vertedero	Red		5.600	2.004
Estados Unidos	Pittsburg-Valley	Vertedero	Red		5.600	2.004
Estados Unidos	Los Ángeles	Vertedero	Combustible		2.600	1.993
Canadá	Berthierville	Vertedero	Red			2.003

Tabla 10-1 Plantas de mejora de biogás basadas en membranas [14]

# 11.ASPEN CUSTOM MODELER

---

Son varios los modelos que le permiten agregar extensiones personalizadas a *Aspen Plus*.

- *User* y *User2* son modelos que utilizan una subrutina Fortran, suministrada por el usuario, con la que se calculan los valores de las corrientes de salida en función de las corrientes de entrada y los parámetros que se especifiquen. Ambos difieren solo en el número de corrientes de entrada y salida permitidos. Mientras que *User* está limitado a un máximo de cuatro corrientes de entrada y salida, *User2* no tiene límites en el número de corrientes.
- *User3* es un modelo se utiliza para simular características que no están en los modelos *Aspen Plus* estándar. Puede ser uno de tres tipos: modelos integrados de RT-Opt, modelos Aspen EO de la biblioteca de modelos PML o modelos escritos por un usuario que pueden contener modelos patentados.
- Un modelo ACM es aquel creado con *Aspen Custom Modeler*. A partir de ahora, la explicación se centra en este último modelo, al ser el empleado en este proyecto.

*Aspen Custom Modeler* (ACM) es un software, producto de *Aspen Technology* (conocida como *AspenTech*) que permite crear modelos personalizados de equipos de proceso.

Los módulos de membrana, equipos primordiales de las configuraciones que se pretenden diseñar en este proyecto, no se encuentran en la biblioteca de modelos de equipos del simulador. Por tanto, se emplea ACM para modelar un módulo de membrana y poderlo incluir en el diagrama de flujo del proceso, como si de otro equipo ordinario se tratase. En este proyecto, se modela un módulo de mezcla perfecta y otro de flujo cruzado. Los sistemas de ecuaciones correspondientes a cada uno de los dos modelos de flujo se exponen en el **Capítulo 12** y los códigos generados en ACM para su desarrollo se muestran en el **Capítulo 19**.

El flujo real en el módulo que se esté considerando se aproximará a uno de estos modelos de flujo ideal, pero no es obvio qué modelo de flujo ideal asumir para cada geometría de módulo de membrana.

Por ejemplo, el modelo de flujo real en un módulo enrollado en espiral se aproxima al modelo ideal de flujo cruzado, y en un módulo de fibra hueca al modelo ideal en contracorriente.

ACM utiliza un lenguaje de modelado orientado a ecuaciones de ingeniería, no código.

Estos modelos personalizados se pueden exportar a *Aspen Plus* o *Aspen HYSYS*, para ver el efecto de los equipos personalizados en todo el proceso. En este proyecto, el modelo ACM se emplea en *Aspen Plus*, así que la información de la exportación y uso en el simulador corresponde a este último.

*Aspen Custom Modeler* está completamente integrado con *Aspen Properties*, de manera que a través de este comparte una base de datos de propiedades y un conjunto de modelos termodinámicos con *Aspen Plus*. En *Aspen Properties*, se selecciona una plantilla adecuada (en el caso presente, procesos químicos con unidades métricas) y se ingresa la lista de componentes que se incluirán en el modelo.

Para configurar esta lista de componentes en *Aspen Custom Modeler*, se debe importar el archivo de *Aspen Properties* creado anteriormente.

El siguiente paso es crear un modelo. Para ello hay que declarar variables y agregar ecuaciones. La forma más fácil de comenzar a definir variables es usar el asistente de modelo, que proporciona una plantilla para ello. Las variables se declaran como fijas (se mantendrán constantes) o libres (serán determinadas por los cálculos del modelo).

Para generar un modelo que funcione dentro de una hoja de flujo, se deben agregar puertos para poder

conectar corrientes a los mismos. Para permitir que múltiples corrientes entren en el bloque correspondiente al modelo, hay que definir multipuertos. Para cada uno de los puertos creados, se definen distintas variables.

Posteriormente, se crea un icono para el modelo.

El último paso es probar el modelo. Se compila, se agrega al diagrama de flujo y se le añaden corrientes de entrada y salida al bloque.

El modelo debe estar completamente especificado, el número de ecuaciones coincide con el número de incógnitas.

Al ejecutarlo, si el modelo es correcto debe converger y calcular los resultados.

Para usar el modelo ACM en *Aspen Plus*, primero se exporta desde *Aspen Custom Modeler* como un paquete de modelo. Al exportarlo, lo que se hace es generar el código correspondiente a las declaraciones de *Aspen Modeler Language* que definen el modelo ACM. También se exportan las tablas generadas, los iconos, los diagramas de perfil... Cuando se completa el proceso de generación de código, se crea un archivo *.atmlz* a partir del código generado, listo para ser instalado. Este archivo resultante se puede instalar en cualquier ordenador con *Aspen Plus* o *Aspen HYSYS* instalados. Al instalarlo, este archivo registra el modelo exportado y hace que esté disponible de inmediato en *Aspen Plus*. Una vez exportado e instalado el modelo, para usarlo con *Aspen Plus*, en la lista de bibliotecas disponibles se selecciona la casilla de verificación junto a *ACM Models*. Inmediatamente, en la biblioteca de modelos de *Aspen Plus* se añade la pestaña *ACM Models*, donde está disponible el bloque correspondiente al modelo ACM.

De esta manera, se puede seleccionar este bloque y hacer uso de él en *Aspen Plus* como con cualquier otro bloque ordinario.

Se empieza especificando una lista de componentes y el modelo ACM importado actualiza automáticamente su configuración para incluir estos componentes.

El modelo ACM, para formar parte de un diagrama de flujo en *Aspen Plus*, requiere que se conecte una corriente de proceso a cada puerto de entrada y salida definido en el modelo *Aspen Custom Modeler*. Si usa multipuertos, se pueden conectar múltiples corrientes.

En la tabla de variables del bloque están disponibles todas las variables genéricas definidas en el modelo en *Aspen Custom Modeler*, y se pueden modificar sus valores y especificaciones.

Los modelos ACM utilizan un indicador, que aparece en el diagrama de flujo, de los grados de libertad del modelo. En la tabla de variables, al especificar cada una de ellas, se determina si las variables se calculan o establecen en un valor fijo, y se establece el número de grados de libertad.

Si el icono es un cuadrado verde, está indicando que no hay problemas con las especificaciones de variables porque el número de ecuaciones coincide con el número de incógnitas.

Si es un triángulo rojo, el sistema está sobrespecificado, es decir, hay más ecuaciones que variables a calcular.

Por el contrario, si es un triángulo rojo invertido, el problema está subespecificado, al existir menos ecuaciones que incógnitas.



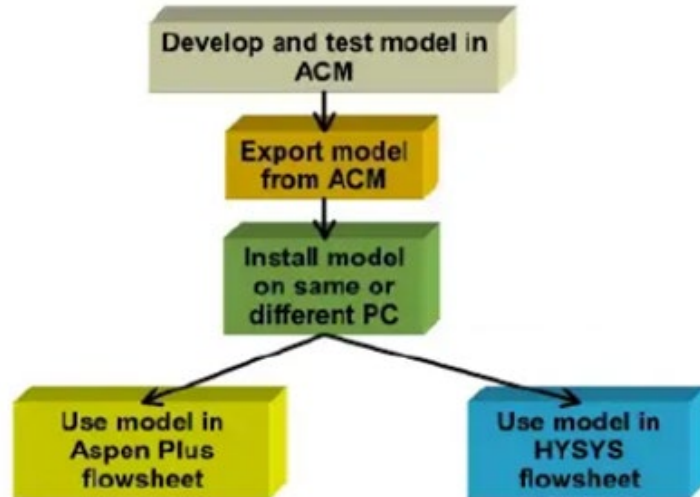


Figura 11–1 Pasos a seguir para usar un modelo ACM en *Aspen Plus*

## 12. DESARROLLO DE LOS MODELOS DE FLUJO IDEAL APLICADOS A LA MEJORA DE BIOGÁS

### 12.1. Mezcla perfecta

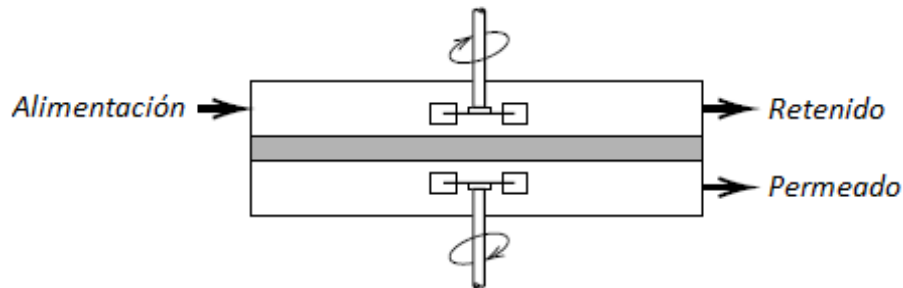


Figura 8-1 Mezcla perfecta

Existe solución analítica exacta para modelo de mezcla perfecta. A continuación, se expone el sistema de ecuaciones que se tiene al asumir mezcla perfecta en el lado alimentación/retenido y en el lado permeado.

Se plantean dos balances de materia: un balance de moles de  $\text{CH}_4$  y otro de  $\text{CO}_2$ .

$$F \cdot z_{\text{CH}_4} = P \cdot y_{\text{PCH}_4} + R \cdot x_{\text{RCH}_4} \quad (12-1)$$

$$F \cdot z_{\text{CO}_2} = P \cdot y_{\text{PCO}_2} + R \cdot x_{\text{RCO}_2} \quad (12-2)$$

Donde:

F es el caudal molar de alimentación (kmol/h)

z es la composición molar de la alimentación (v/v)

P es el caudal molar de permeado (kmol/h)

yP es la composición molar del permeado (v/v)

R es el caudal molar de retenido (kmol/h)

xR es la composición molar del retenido (v/v)

Al estar el lado permeado totalmente mezclado, la composición de este lado es la misma en cualquier punto e igual a la de salida.

$$yP_{CH_4} = \frac{N_{CH_4}}{N_{CH_4} + N_{CO_2}} \quad (12-3)$$

$$yP_{CO_2} = \frac{N_{CO_2}}{N_{CH_4} + N_{CO_2}} \quad (12-4)$$

Donde:

N es el flujo molar a través de la membrana ( $\frac{kmol}{h \cdot m^2}$ )

Al definir las composiciones de ambos gases en el permeado ( $yP_{CH_4}$  e  $yP_{CO_2}$ ) mediante las **Ecuaciones (12-3) y (12-4)**, también se está especificando que las fracciones molares de los dos componentes en la corriente de retenido suman la unidad.

Se especifica el corte ( $\theta$ ), que se define como la fracción de alimentación que es permeada:

$$\theta = \frac{P}{F} \quad (12-5)$$

Empleando la ecuación de flujo a través de la membrana se obtiene el área de la misma:

$$A = \frac{P}{N_{CH_4} + N_{CO_2}} \quad (12-6)$$

Siendo,

A el área de membrana ( $m^2$ )

Los flujos de ambos componentes a través de la membrana se obtienen empleando la ecuación general de transporte de gases. Al estar el lado alimentación/retenido completamente mezclado, la composición de este lado es la misma en cualquier punto e igual a la de salida.

$$N_{CH_4} = Per_{CH_4} \cdot [PF \cdot xR_{CH_4} - PP \cdot yP_{CH_4}] \quad (12-7)$$

$$N_{CO_2} = Per_{CO_2} \cdot [PF \cdot xR_{CO_2} - PP \cdot yP_{CO_2}] \quad (12-8)$$

Donde:

Per es la permeancia ( $\frac{kmol}{m^2 \cdot h \cdot bar}$ )

PF es la presión en el lado alimentación/retenido (bar)

PP es la presión en el lado permeado (bar)

Para tener el mismo número de ecuaciones que de incógnitas, falta una ecuación que especifique que las fracciones molares de los dos componentes en la corriente de retenido suman la unidad:

$$xR_{CH_4} + xR_{CO_2} = 1 \quad (12-9)$$

***Análisis de grados de libertad para el modelo de mezcla perfecta***

Si se fijan las presiones y la corriente de alimentación, sólo queda un dato más por dar (el corte, el área o la composición del retenido en CH<sub>4</sub>) para tener el problema completamente especificado.

Variables	F, z <sub>CH<sub>4</sub></sub> , z <sub>CO<sub>2</sub></sub> , R, xR <sub>CH<sub>4</sub></sub> , xR <sub>CO<sub>2</sub></sub> , P, yP <sub>CH<sub>4</sub></sub> , yP <sub>CO<sub>2</sub></sub> , PF, PP, N <sub>CH<sub>4</sub></sub> , N <sub>CO<sub>2</sub></sub> , θ, A	15 variables
Constantes	<i>Per<sub>CH<sub>4</sub></sub>, Per<sub>CO<sub>2</sub></sub></i>	2 constantes
Parámetros	F, z <sub>CH<sub>4</sub></sub> , z <sub>CO<sub>2</sub></sub> , PF, PP, (A, θ o xR <sub>CH<sub>4</sub></sub> )	6 variables especificadas
Incógnitas: 15 – 6 = 9		
Ecuaciones: 9		

Tabla 12–1 Análisis de grados de libertad. Mezcla perfecta

## 12.2. Flujo cruzado

### 12.2.1 Solución numérica exacta

El cálculo del grado de separación de una mezcla binaria en un módulo con modelo de flujo cruzado, al igual que con modelos en isocorriente y contracorriente, implica solución numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias. Aunque se pueden hacer aproximaciones para el modelo de flujo cruzado, como se expondrá en la **Subsección 12.2.2**, con las que llegar a una solución analítica aproximada.

En el lado alimentación/retenido, el fluido avanza paralelamente a la superficie corriente arriba de la membrana en flujo de pistón, es decir, sin mezcla longitudinal.

En el lado permeado, el fluido que se encuentra en un punto determinado es exclusivamente el fluido que acaba de pasar a través de la membrana en ese punto.

Se aplica un balance diferencial en el volumen de control señalado en la **Figura (12–2)**, que corresponde a un elemento diferencial de volumen en el lado alimentación/retenido de la membrana.

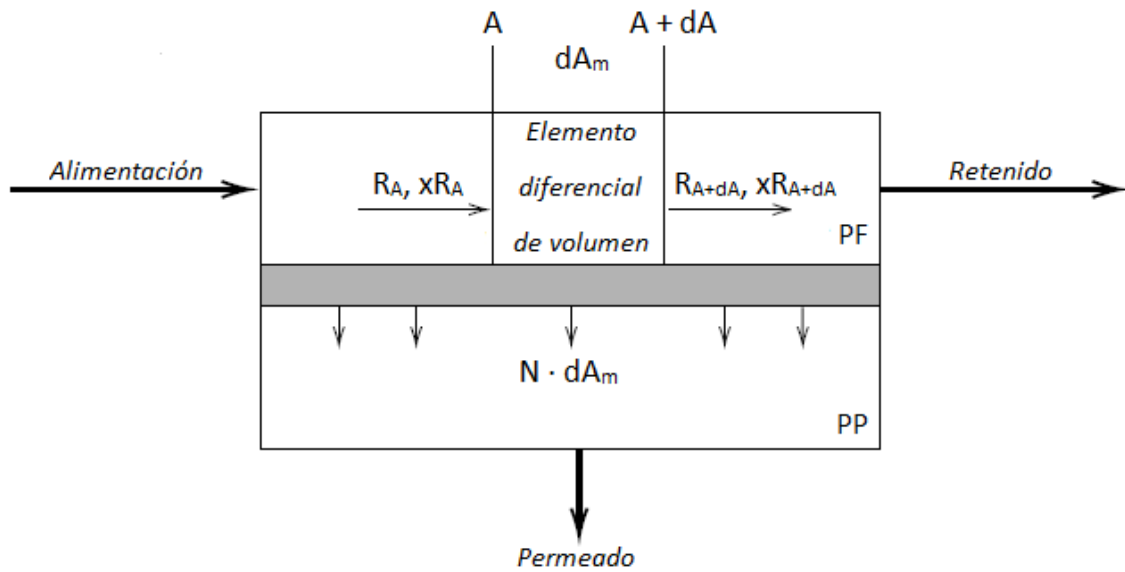


Figura 12-2 Flujo cruzado

Se plantean dos balances de materia: un balance de moles totales y otro de  $\text{CO}_2$ , que es el componente más permeable.

Balance de moles totales:

$$R_A = R_{A+dA} + (N_{\text{CH}_4} + N_{\text{CO}_2}) \cdot dA_m \quad (12-10)$$

$$\frac{dR}{dA_m} = -(N_{\text{CH}_4} + N_{\text{CO}_2}) \quad (12-11)$$

Balance de moles de  $\text{CO}_2$ :

$$R_A \cdot xR_{\text{CO}_2,A} = R_{A+dA} \cdot xR_{\text{CO}_2,A+dA} + N_{\text{CO}_2} \cdot dA_m \quad (12-12)$$

$$\frac{d(R \cdot xR_{\text{CO}_2})}{dA_m} = -N_{\text{CO}_2} \quad (12-13)$$

Siendo,

$R_A, R_{A+dA}$ : caudales molares locales de retenido (kmol/h)

$xR_{\text{CO}_2,A}, xR_{\text{CO}_2,A+dA}$ : fracciones molares locales de  $\text{CO}_2$  en el retenido (v/v)

Desarrollando la **Ecuación (12-13)**, se tiene:

$$R \cdot \frac{dxR_{CO_2}}{dA_m} + xR_{CO_2} \cdot \frac{dR}{dA_m} = -N_{CO_2} \quad (12-14)$$

Si se sustituye el término  $\frac{dR}{dA_m}$ , definido en la **Ecuación (12-11)**, en la **Ecuación (12-14)**, y se reorganizan los términos se tiene:

$$\frac{dxR_{CO_2}}{dA_m} = \frac{1}{R} \cdot [N_{CO_2} \cdot (xR_{CO_2} - 1) + N_{CH_4} \cdot xR_{CO_2}] \quad (12-15)$$

Integrando la **Ecuación (12-11)**:

$$R_{A_m} = R_0 + \int_0^{A_m} -(N_{CH_4} + N_{CO_2}) dA_m \quad (12-16)$$

Siendo  $R_{A_m} = R$  y  $R_0 = F$

Igualmente, se integra la **Ecuación (12-15)**:

$$xR_{CO_2, A_m} = xR_{CO_2, 0} + \int_0^{A_m} \frac{1}{R} \cdot [N_{CO_2} \cdot (xR_{CO_2} - 1) + N_{CH_4} \cdot xR_{CO_2}] dA_m \quad (12-17)$$

Siendo  $xR_{CO_2, A_m} = xR_{CO_2}$  y  $xR_{CO_2, 0} = z_{CO_2}$

Los flujos de ambos componentes a través de la membrana en cualquier punto genérico del módulo se obtienen empleando la ecuación general de transporte de gases.

$$N_{CO_2} = Per_{CO_2} \cdot [PF \cdot xR_{CO_2} - PP \cdot yP_{CO_2}] \quad (12-18)$$

$$N_{CH_4} = Per_{CH_4} \cdot [PF \cdot (1 - xR_{CO_2}) - PP \cdot (1 - yP_{CO_2})] \quad (12-19)$$

La composición de  $CO_2$  en el permeado en cualquier punto del módulo es:

$$yP_{CO_2} = \frac{N_{CO_2}}{N_{CH_4} + N_{CO_2}} \quad (12-20)$$

**Análisis de grados de libertad para el modelo de flujo cruzado**

Si se fijan las presiones y la corriente de alimentación, sólo queda un dato más por dar (el área o la composición del retenido en CO<sub>2</sub>) para tener el problema completamente especificado.

Variables	F, z <sub>CO<sub>2</sub></sub> , R, xR <sub>CO<sub>2</sub></sub> , yP <sub>CO<sub>2</sub></sub> , PF, PP, N <sub>CH<sub>4</sub></sub> , N <sub>CO<sub>2</sub></sub> , A	10 variables
Constantes	Per <sub>CH<sub>4</sub></sub> , Per <sub>CO<sub>2</sub></sub>	2 constantes
Parámetros	F, z <sub>CO<sub>2</sub></sub> , PF, PP, (A o xR <sub>CO<sub>2</sub></sub> )	5 variables especificadas
Incógnitas: 10 – 5 = 5		
Ecuaciones: 5 ( <b>Ecuaciones (12–11), (12–15), (12–18), (12–19), (12–20)</b> )		

Tabla 12–2 Análisis de grados de libertad. Flujo cruzado

Para calcular el caudal molar de permeado, P, y la composición de CO<sub>2</sub> en el permeado final, yP<sub>CO<sub>2</sub></sub>, se aplica un balance global:

$$yP_{CO_2} = \frac{F \cdot z_{CO_2} - R \cdot xR_{CO_2}}{F - R} \quad (12-21)$$

**12.2.2 Solución analítica aproximada**

Como se explicó anteriormente, en el lado alimentación/retenido de un módulo cuyo flujo tiene el comportamiento de flujo cruzado ideal, el fluido avanza en flujo de pistón.

En la subsección anterior se ha explicado el modelo exacto para simular el flujo de pistón en el lado alimentación/retenido. Ahora se va a exponer otra forma de simularlo, que es la que se considera para modelar los módulos de flujo cruzado en este proyecto. Esta opción consiste en aproximar el flujo de pistón a N mezclas perfectas en serie.

Otra forma de simular un módulo de permeación de gas con un flujo ideal de flujo cruzado consiste en dividir el lado alimentación/retenido en un número N de celdas. Cuanto mayor sea N, más se aproximará el flujo real al flujo de pistón ideal.

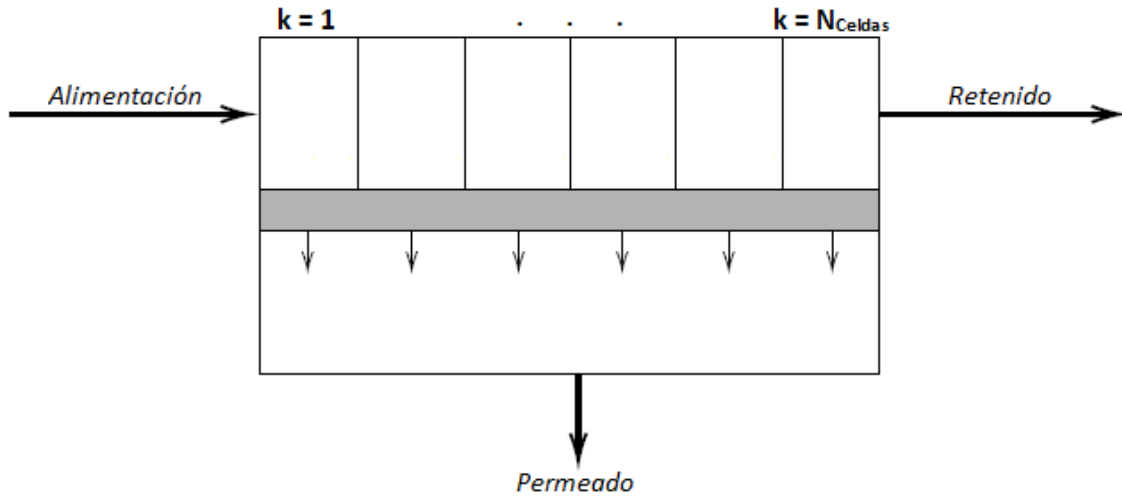


Figura 12-3 Flujo cruzado

El área de membrana correspondiente a cada celda es el cociente del área de membrana total entre el número de celdas N.

$$A_{Celda} = \frac{A}{N_{Celdas}} \quad (12-22)$$

Dentro de cada celda, para cada componente se plantean las siguientes ecuaciones:

- La ecuación general de transporte de gases a través de la membrana

$$P(k) \cdot y_{P_{CH_4}}(k) = A_{Celda} \cdot Per_{CH_4} \cdot [PF \cdot x_{R_{CH_4}}(k) - PP \cdot y_{P_{CH_4}}(k)] \quad (12-23)$$

$$P(k) \cdot y_{P_{CO_2}}(k) = A_{Celda} \cdot Per_{CO_2} \cdot [PF \cdot x_{R_{CO_2}}(k) - PP \cdot y_{P_{CO_2}}(k)] \quad (12-24)$$

- Un balance de materia molar por componente

$$R(k-1) \cdot x_{R_{CH_4}}(k-1) = R(k) \cdot x_{R_{CH_4}}(k) + P(k) \cdot y_{P_{CH_4}}(k) \quad (12-25)$$

$$R(k-1) \cdot x_{R_{CO_2}}(k-1) = R(k) \cdot x_{R_{CO_2}}(k) + P(k) \cdot y_{P_{CO_2}}(k) \quad (12-26)$$

El retenido fluye a través de cada una de las celdas individuales. Así, el caudal molar de retenido que sale del



módulo se puede definir como el caudal molar de retenido que sale de la última celda (N).

$$R = R(N_{Celdas}) \quad (12-27)$$

De igual manera, la composición de la corriente de retenido que sale del módulo será igual a la del retenido que sale de la última celda.

$$xR_{CH_4} = xR_{CH_4}(N_{Celdas}) \quad (12-28)$$

$$xR_{CO_2} = xR_{CO_2}(N_{Celdas}) \quad (12-29)$$

Por otro lado, el permeado que sale de cada celda no se mezcla ni con el permeado que salió de la celda anterior ni con el que va a salir de la celda siguiente. sin mezclarse con Antes de abandonar el módulo, las corrientes de permeado que han salido de cada celda se mezclan formando la corriente de permeado total que es evacuada por la tubuladura de salida del lado permeado. Por tanto, el caudal molar de permeado que sale del módulo es la suma de los caudales molares de permeado que salen de cada celda.

$$P = \sum_{k=1}^{N_{Celdas}} P(k) \quad (12-30)$$

La composición de la corriente de permeado que sale del módulo se calcula mediante un balance de materia por componente en el volumen de control señalado en la figura.

$$P \cdot yP_{CH_4} = \sum_{k=1}^{N_{Celdas}} P(k) \cdot yP_{CH_4}(k) \quad (12-31)$$

$$P \cdot yP_{CO_2} = \sum_{k=1}^{N_{Celdas}} P(k) \cdot yP_{CO_2}(k) \quad (12-32)$$

### 12.3. Comparativa de los modelos de mezcla perfecta y flujo cruzado aplicados a la mejora de biogás

Como se ha comentado en la **Sección 3.2**, los modelos de flujo ideal en módulos de membrana son: modelo de mezcla perfecta, modelo de flujo de pistón (isocorriente o contracorriente) y modelo de flujo cruzado.

Para estos cuatro modelos de flujo, existen soluciones asumiendo:

- Mezcla binaria. Se considera el biogás como una mezcla de sus dos componentes mayoritarios: metano y dióxido de carbono.
- Relación de presiones  $\left(r = \frac{P_P}{P_F}\right)$  constante. Se asume  $r = \frac{1,5}{40} = 0,0375$
- Factor ideal de separación. Se asume  $\alpha^* = \frac{Per_{CO_2}}{Per_{CH_4}} = \frac{0,145}{3,375 \cdot 10^{-3}} \approx 43$

En este apartado, se va a mostrar cómo afecta el modelo de flujo que se utilice en el módulo de membrana al grado de separación de una mezcla binaria de CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>. Se empieza comparando el modelo de flujo cruzado y el de mezcla perfecta por ser el flujo cruzado el modelo que se emplea para los módulos de este proyecto, y la mezcla perfecta el modelo del que más dista, ya que es con el que se obtiene la peor separación. Por tanto, las diferencias entre ambos son más que evidentes.

En la **Tabla (12–3)** se muestran las composiciones de CO<sub>2</sub> (por ser el componente más permeable) en el retenido y en el permeado para distintos valores de corte, tanto para el modelo de flujo cruzado como para el de mezcla perfecta.

Corte	Y <sub>CO<sub>2</sub>,FC</sub>	X <sub>CO<sub>2</sub>,FC</sub>	Y <sub>CO<sub>2</sub>,MP</sub>	X <sub>CO<sub>2</sub>,MP</sub>
0,01	0,9627	0,3943	0,9583	0,3944
0,1	0,9578	0,338	0,9461	0,3393
0,2	0,9499	0,2625	0,9223	0,2694
0,3	0,9358	0,1704	0,8758	0,1961
0,4	0,9005	0,0663	0,7954	0,1364
0,5	0,793	0,007	0,6999	0,1001
0,6	0,6665	$2,6908 \cdot 10^{-4}$	0,614	0,0791
0,7	0,5714	$4,5455 \cdot 10^{-6}$	0,5433	0,0657
0,8	0,5	$2,0565 \cdot 10^{-8}$	0,4859	0,0564
0,9	0,4444	$6,0487 \cdot 10^{-12}$	0,4389	0,0495
0,99	0,404	$1,0756 \cdot 10^{-18}$	0,4036	0,0446

Tabla 12–3 Composiciones de CO<sub>2</sub> en el retenido y el permeado para distintos valores de corte. Mezcla perfecta y flujo cruzado

Se observa que, para un corte dado,  $Y_{CO_2,FC} > Y_{CO_2,MP}$  y  $X_{CO_2,FC} < X_{CO_2,MP}$ . Por tanto, el modelo de flujo cruzado es más eficiente que el modelo de mezcla perfecta, por conseguir un permeado más rico en CO<sub>2</sub> y un retenido más puro en CH<sub>4</sub>.

Para poder apreciar las diferencias en la separación alcanzada con uno y otro modelo de flujo, se han representado los datos de la **Tabla (12–3)** en la **Figura (12–4)**.

Para un corte muy pequeño ( $\theta < 0,2$ ), el grado de separación alcanzado por cada modelo de flujo es muy similar, pero a medida que aumenta el corte se observa que el modelo de flujo cruzado consigue una mejor separación que la mezcla perfecta.

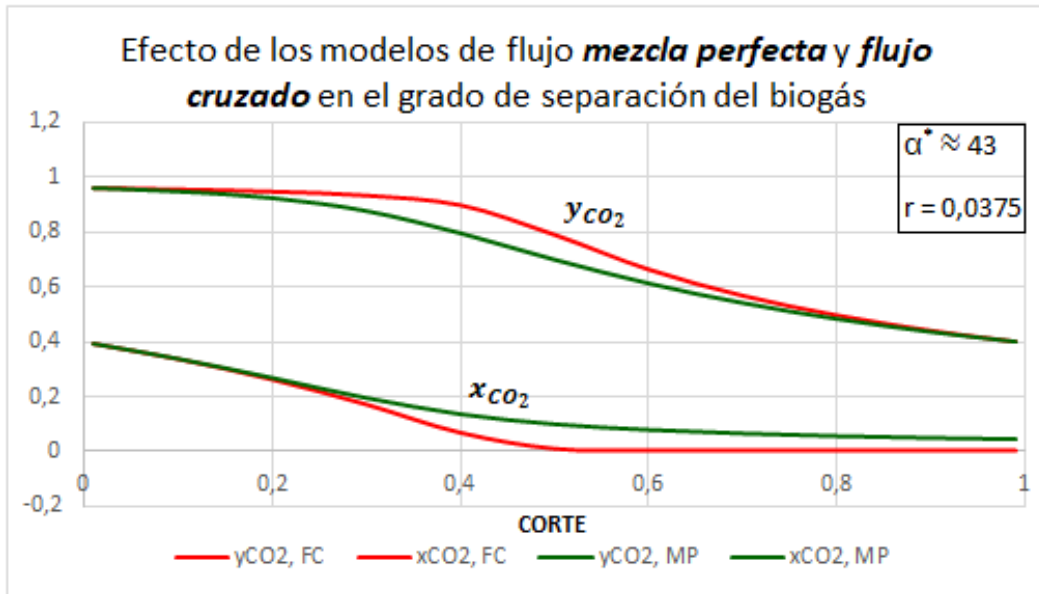


Figura 12-4 Composiciones de CO<sub>2</sub> en el retenido y el permeado en función del corte. Mezcla perfecta y flujo cruzado

Para mostrar las diferencias con el resto de modelos de flujo, se presenta la **Figura (12-5)**, que representa el grado de separación alcanzado con los cuatro modelos de flujo. Típicamente, tal como se observa en esta figura, para un corte dado, la mejor separación es con el flujo a contracorriente. La curva para el flujo en isocorriente normalmente se encuentra entre el flujo cruzado y la mezcla perfecta.

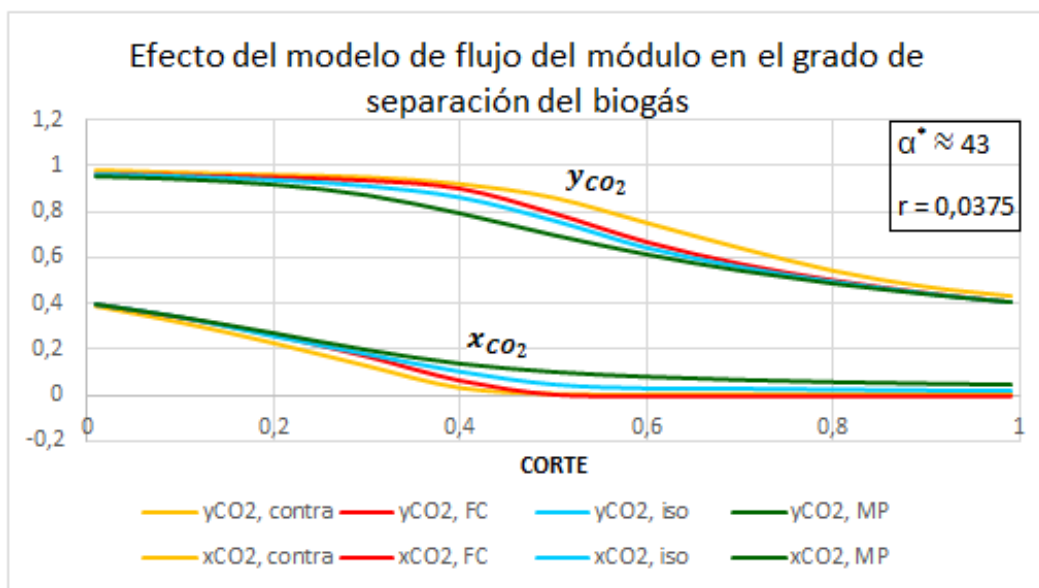


Figura 12-5 Composiciones de CO<sub>2</sub> en el retenido y el permeado en función del corte para todos los modelos de flujo ideal

Cuando el modelo de flujo de un módulo es el de mezcla perfecta, el factor de separación puntual y el de la etapa completa coinciden porque, al estar ambos lados completamente mezclados, la composición es la misma en cualquier punto e igual a la de salida.

En el resto de los casos, el factor de separación varía de un punto a otro del módulo.

Siguiendo con la comparación inicial entre el modelo de flujo cruzado y el de mezcla perfecta, se presenta la **Tabla (12-4)**, en la que se aprecian las diferencias entre el factor de separación de una etapa completa con modelo de flujo cruzado y con mezcla perfecta.

Como se indicó al principio de la sección, el factor ideal de separación ( $\alpha^*$ ) es aproximadamente 43. En la

**Tabla (12-4)** se observa que el factor de separación de una etapa con modelo de mezcla perfecta va decreciendo lentamente conforme aumenta el corte, manteniéndose siempre inferior al factor ideal de separación. Ese no es el caso para el flujo cruzado. En esta tabla puede apreciarse que  $\alpha_{etapa, FC} < \alpha^*$  para  $\theta < 0,1$  y comienza a crecer superando considerablemente al factor ideal conforme aumenta el corte.

Corte	$\alpha_{etapa,FC}$	$\alpha_{etapa,MP}$
0,01	39,6372	35,318
0,1	44,4844	34,1877
0,2	53,219	32,1892
0,3	70,9376	28,9066
0,4	127,524	24,6114
0,5	543,297	20,9615
0,6	7.424,58	18,5244
0,7	293.329	16,9252
0,8	$4,8627 \cdot 10^7$	15,8268
0,9	$1,3226 \cdot 10^{11}$	15,0344
0,99	$1,3226 \cdot 10^{11}$	14,4917

Tabla 12-4 Factores de separación de la etapa para distintos valores de corte. Mezcla perfecta y flujo cruzado

En la **Sección 7.3** se indicó que el tipo de módulo empleado en la mejora de biogás sería el de fibra hueca. Este módulo se puede diseñar para aproximar los modelos de flujo real a contracorriente, isocorriente o flujo cruzado. El modelo de flujo en la mayor parte de los módulos de membrana reales se aproxima al modelo ideal de flujo cruzado, ya que si la selectividad de la membrana es alta, el fluido que sale del lado aguas debajo de la membrana puede continuar fluyendo perpendicularmente a la superficie de la membrana hasta que finalmente se mezcla con el fluido permeado existente más allá de la superficie. De esta manera, para los módulos que se tratan a partir de ahora en este proyecto, se ha asumido la geometría de fibra hueca aproximando el flujo real al modelo ideal de flujo cruzado.

Por tanto, el análisis se centra ahora en el modelo ideal de flujo cruzado.

En **Tabla (12-5)** se muestra la riqueza de CH<sub>4</sub> en el retenido y la de CO<sub>2</sub> en el permeado para todo el rango del corte. Se aprecia que el máximo contenido de CO<sub>2</sub> en el permeado (96,27 %) ocurre con el caudal de permeado más pequeño ( $\theta = 0,01$ ), mientras que el máximo contenido de CH<sub>4</sub> en el retenido (40,4 %) ocurre con el caudal de permeado más grande ( $\theta = 0,99$ ).

Corte	$x_{CH_4,FC}$	$y_{CO_2,FC}$
0,01	0,6057	0,9627
0,1	0,662	0,9578
0,2	0,7375	0,9499
0,3	0,8296	0,9358
0,4	0,9337	0,9005
0,5	0,993	0,793
0,6	0,9997	0,6665
0,7	0,9999	0,5714
0,8	1	0,5
0,9	1	0,4444
0,99	1	0,404

Tabla 12-5 Composiciones de CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> en el retenido y el permeado respectivamente para distintos valores de corte. Flujo cruzado

Los datos de la **Tabla (12-5)** se han representado en la **Figura (12-6)**. Esta muestra cómo varía la composición de las corrientes de salida del módulo con el corte. Se puede observar cómo la pureza del CH<sub>4</sub> en el retenido es tanto mayor cuanto menor es el caudal de retenido, es decir, mayor es el corte. Sucede lo contrario con la riqueza del CO<sub>2</sub> en el permeado, que es tanto mayor cuanto menor es el caudal de permeado, es decir, menor es el corte.

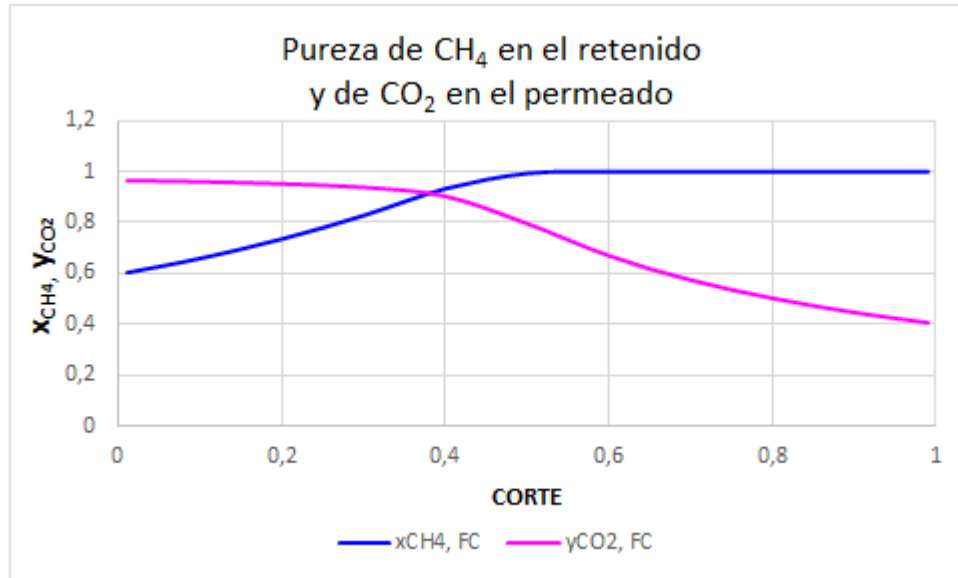


Figura 12-6 Composiciones de CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> en el retenido y el permeado respectivamente en función del corte. Flujo cruzado

La **Tabla (12-6)** muestra los datos de pureza y recuperación de CH<sub>4</sub> en el retenido, que se han representado en la **Figura (12-7)**. Se pone claramente de manifiesto las limitaciones que tiene un único módulo de membrana para separar mezclas gaseosas. Al separar el biogás, cuanto mayor pureza de CH<sub>4</sub> se alcanza menor es la recuperación, es decir, se puede conseguir un retenido muy puro en CH<sub>4</sub> pero es a costa de obtener un bajo caudal de retenido, y por tanto una baja recuperación de CH<sub>4</sub> al estar perdiéndose la mayor parte por el permeado. Tanto es así que se aprecia cómo se puede llegar a conseguir un retenido totalmente puro en CH<sub>4</sub> pero de muy pequeño caudal (0,45 kmol/h), el cual hace que la recuperación de CH<sub>4</sub> sea menor del 2 %.

Corte	x <sub>CH<sub>4</sub></sub> ,FC	Recuperación <sub>CH<sub>4</sub>,retenido</sub> (%)
0,01	0,6057	99,94
0,1	0,662	99,3
0,2	0,7375	98,33
0,3	0,8296	96,79
0,4	0,9337	93,37
0,5	0,993	82,75
0,6	0,9997	66,65
0,7	0,9999	50
0,8	1	33,33
0,9	1	16,67
0,99	1	1,67

Tabla 12-6 Composición y recuperación de CH<sub>4</sub> en el retenido para distintos valores de corte. Flujo cruzado

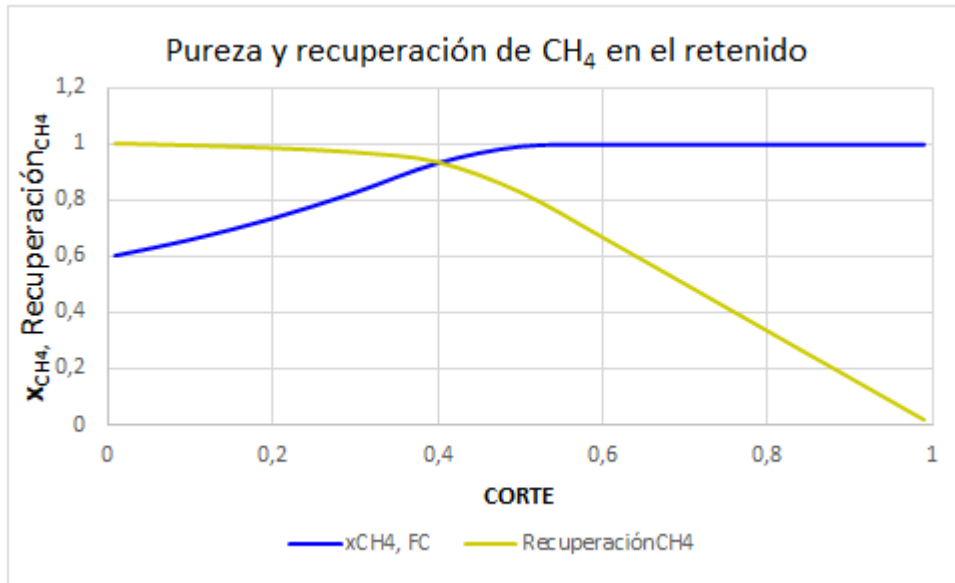


Figura 12-7 Composición y recuperación de  $\text{CH}_4$  en el retenido en función del corte. Flujo cruzado

# 13. CONFIGURACIONES TÍPICAS DE MÓDULOS DE MEMBRANA EN CASCADA PARA LA MEJORA DE BIOGÁS

Al final del capítulo anterior, ya se empezaban a poner de manifiesto las limitaciones con las que cuenta una sola etapa de membrana para separar el  $\text{CO}_2$  del  $\text{CH}_4$  en el biogás.

Para obtener una alta pureza y recuperación de  $\text{CH}_4$  al mismo tiempo, se pueden idear configuraciones de módulos de membrana en cascada, a costa de incrementar los costes de inversión y operación.

A continuación, se explican las 4 configuraciones más comunes en permeación de gases, mencionadas en el **Capítulo 4**, aplicadas a la separación de biogás. En los 4 casos, la corriente de retenido será el biogás mejorado, rico en  $\text{CH}_4$ , y el permeado estará más concentrado en  $\text{CO}_2$ .

## Configuración (a)

Es una etapa simple en la que se alcanza la pureza de  $\text{CH}_4$  requerida para la inyección en la red de gas natural. La recuperación de  $\text{CH}_4$  será notablemente más baja que en el resto de configuraciones, al no existir un segundo módulo con el que se recupere el  $\text{CH}_4$  contenido en la corriente de permeado.

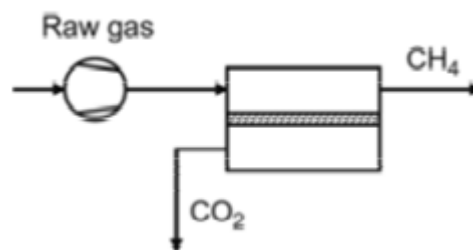


Figura 13-1 Etapa simple

## Configuración (b)

Esta configuración consiste en dos etapas de "stripping" o "agotamiento", en las que la corriente de retenido es enriquecida en el componente de menor permeabilidad, es decir, el  $\text{CH}_4$ . La corriente de retenido de la primera etapa se alimenta a un segundo módulo donde aumenta la pureza de  $\text{CH}_4$  hasta la requerida para la inyección en la red de gas natural. Mientras, la corriente de permeado del segundo módulo, que contiene cantidades significativas de  $\text{CH}_4$ , se recircula a la primera etapa para mejorar la recuperación del mismo.

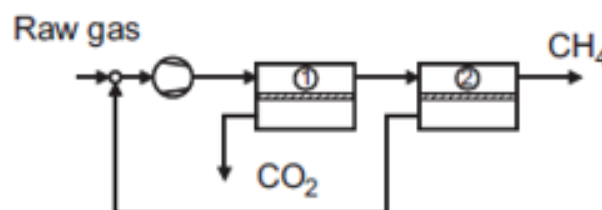


Figura 13-2 Dos etapas de "stripping" o "agotamiento"

### Configuración (c)

Esta vez se trata de dos etapas de “enriquecimiento”, en las que la corriente de permeado se concentra en el componente de mayor permeabilidad, es decir, el  $\text{CO}_2$ . La pureza de  $\text{CH}_4$  requerida para la inyección en la red de gas natural se obtiene en la primera etapa. En este caso, se emplea un segundo módulo para recuperar el  $\text{CH}_4$  contenido en la corriente de permeado de la primera etapa. Para generar la fuerza impulsora de permeación en este segundo módulo, se requiere un sistema de compresión adicional. Mientras, la corriente de retenido de la segunda etapa, que está a presión elevada y es rica en  $\text{CH}_4$ , se recircula al primer módulo, mezclándose con el biogás crudo comprimido.

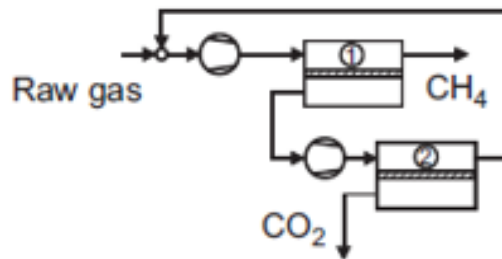


Figura 13–3 Dos etapas de “enriquecimiento”

### Configuración (d)

En este proceso, al igual que en la configuración (c), también se alcanza la pureza de  $\text{CH}_4$  requerida para la inyección en la red de gas natural en la primera etapa. Por tanto, se vuelve a disponer de un segundo módulo para recuperar el  $\text{CH}_4$  que sale por la corriente de permeado de la primera etapa. Este proceso es una configuración de dos etapas sin recirculación, de manera que la corriente de retenido del segundo módulo, rica en  $\text{CH}_4$ , en vez de recircularse a la primera etapa, como en la configuración (c), se purifica hasta cumplir con la composición de  $\text{CH}_4$  requerida para la inyección en la red de gas natural y se mezcla con la corriente de retenido, igualmente concentrada en  $\text{CH}_4$ , de la primera etapa.

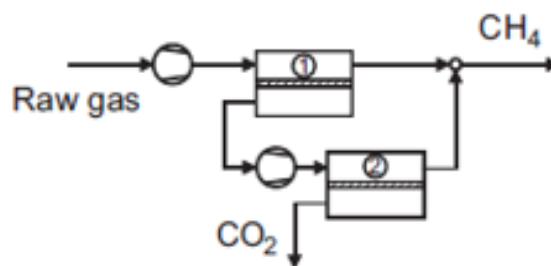


Figura 13–4 Dos etapas sin recirculación

La capacidad de una planta de mejora de biogás a escala de granja es de 45 kmol/h de biogás crudo, es decir, aproximadamente 1.000 Nm<sup>3</sup>/h. La composición del biogás alimentado es 60 % en volumen de  $\text{CH}_4$  y 40 % de  $\text{CO}_2$ . Los componentes minoritarios que forman parte del biogás no se han tenido en cuenta en las simulaciones.

El biogás crudo sale del digestor a una presión de 1,2 bares y una temperatura de aproximadamente 30 °C. La posible pérdida de presión que puede soportar el biogás mientras se dirige a la cascada de membranas se ha tenido en cuenta asumiendo que la presión de alimentación a cada configuración decrece hasta 1 bar.

De igual manera, la presión a la que sale la corriente de permeado de cada módulo se ha considerado de 1,5 bares, debido también a las posibles pérdidas de presión que pueda sufrir el gas mientras se dirige a la



siguiente etapa.

Como los costes de compresión son altos, en todas las configuraciones se asume que la caída de presión en el lado alimentación/retenido es despreciable. Así, solo el permeado debe ser comprimido a la siguiente etapa.

La corriente de biogás mejorado se suministra a la presión de inyección de la red de gas natural, 40 bares [4].

La pureza de CH<sub>4</sub> en el biogás mejorado se fija en un 98 % para cumplir con las especificaciones del producto y poder ser entregada a la red de gas natural [4].

A continuación, se presenta la **Tabla (13-1)**, que recoge todos los parámetros que se han mencionado.

Caudal de alimentación de biogás crudo (Nm <sup>3</sup> /h)	~1.000
Temperatura y presión de alimentación (°C, bar)	30, 1
Composición del biogás crudo (% v/v)	60 CH <sub>4</sub> 40 CO <sub>2</sub>
Presión de salida del permeado en cada módulo (bar)	1,5
Pérdida de presión en el lado alimentación/retenido de cada módulo	0
Permeancia (m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·h·bar))	3,375·10 <sup>-3</sup> CH <sub>4</sub> 0,145 CO <sub>2</sub>
Presión de entrega del biogás mejorado (bar)	40
Pureza de CH <sub>4</sub> en el biogás mejorado (% v/v)	98

Tabla 13-1 Parámetros del proceso en una planta de mejora de biogás a escala de granja

En cada configuración, teniendo fijadas la alimentación y las presiones de entrada y salida en cada etapa, hay un grado de libertad por cada módulo.

En la etapa simple (configuración (a)), el grado de libertad se anula especificando la pureza de CH<sub>4</sub> en el biogás mejorado.

Del mismo modo, en el proceso (d), que es la configuración de dos etapas sin recirculación, hay dos grados de libertad (uno por cada módulo) que se anulan fijando en el mismo valor la pureza de CH<sub>4</sub> en las dos corrientes de retenido de cada etapa.

En los procesos (b) y (c), que son las configuraciones de dos etapas con recirculación, hay dos grados de libertad. Uno de ellos se anula al especificar la pureza de CH<sub>4</sub> en el retenido producto. El segundo grado de libertad se va a anular especificando, o bien el corte, o bien el área del módulo en el que no se ha especificado la pureza del retenido.

En un proceso mejora de biogás a biometano, la pureza y recuperación de CH<sub>4</sub> son los factores técnicos más importantes para determinar la disposición óptima de los módulos en cascada con la que garantizar la menor pérdida posible de CH<sub>4</sub> y cumplir con las especificaciones del producto, mientras que el área de membrana requerida y la potencia de compresión son factores económicos decisivos.

Como se explicó anteriormente, se tiene un grado de libertad por cada módulo habiendo fijado la alimentación a cada configuración y las presiones de entrada y salida en cada etapa. En la **Tabla (13-1)**, se expone la mayor parte de los datos que se introducen en el simulador *Aspen Plus* para cada configuración, entre ellos la alimentación y la presión a la que sale el permeado de cada módulo. Sólo queda por especificar la presión a la que entra la alimentación en cada etapa.

Se va a estudiar la influencia de la presión de operación en cada una de las cuatro configuraciones con respecto al rendimiento de separación y la economía del proceso.

Para ello, se van a tomar dos presiones de entrada a cada módulo: 20 y 40 bares.

En primer lugar, para cada configuración se va a tomar como presión de operación 20 bares. Como el producto se entrega a la presión de inyección en la red de gas natural, 40 bares, habrá una compresión final que eleve el producto hasta la presión requerida.

Posteriormente, se establecerá la presión de alimentación a cada módulo en 40 bares. Dado que en el caso anterior el servicio de compresión incluye la compresión del producto a 40 bares, tomar esta presión

directamente como presión de entrada a cada módulo, en vez de 20 bares, no necesariamente debe llevar a un mayor consumo de potencia.

Para generar la fuerza impulsora de permeación en las distintas configuraciones, se alcanzan relaciones de presiones relativamente altas. Si el gas fuese comprimido en una sola etapa, el aumento de temperatura correspondiente a esta compresión sería inaceptablemente alto para una operación eficaz. En estos casos, se opta por dividir la compresión general en varias etapas separadas, con refrigeración intermedia. Esto se hace empleando un tren de compresión que consta de varios compresores en serie con enfriamiento entre cada uno de ellos.

La refrigeración entre cada etapa de compresión reduce el volumen específico de gas entre cada compresor y, por tanto, disminuye la potencia necesaria para la compresión en la siguiente etapa. Por otro lado, los enfriadores intermedios tienen una caída de presión que aumenta la potencia de compresión, pero este efecto generalmente es pequeño en comparación con la reducción que provoca el enfriamiento del gas en la potencia de compresión.

A continuación, según la presión de operación, 20 o 40 bares, se van a explicar los equipos con los que se consigue la presión necesaria en cada configuración para suministrar el producto a la presión de la red de gas natural.

## 13.1. Configuración (a)

### 13.1.1 Presión operativa de 20 bares

En esta configuración, se genera la fuerza impulsora necesaria para la permeación con un equipo como el detallado anteriormente.

Para determinar el número de etapas de compresión necesarias,  $N$ , se emplea la **Ecuación (13-1)**:

$$\frac{P_k}{P_{k-1}} = \sqrt[N]{\frac{P_n}{P_0}} \quad (13-1)$$

Donde:

$\frac{P_k}{P_{k-1}}$  es la relación de presión en cada etapa de compresión, que se ha limitado a 4:1 [6].

$\frac{P_n}{P_0}$  es la relación de presión para todo el tren de compresión. En este caso  $\frac{P_n}{P_0} = \frac{20}{1} = 20$ .

Han resultado necesarias 3 etapas de compresión.

Se ha especificado que la relación de compresión de cada etapa en serie sea la misma, por ser la condición que da la mínima potencia consumida.

La compresión de un gas provoca un aumento de su temperatura. Por ello, como se ha explicado antes, es necesario emplear sistemas de refrigeración intermedios entre cada etapa de compresión.

La temperatura a la que sale el gas de cada uno de estos intercambiadores se ha considerado de 35 °C, por ser una temperatura fácilmente soportable por el material polimérico de la membrana, además de poderse conseguir con agua, como fluido refrigerante, a temperatura ambiente.

Se ha fijado la presión de salida de la última etapa de compresión en  $20 + \Delta P_{\text{cooler}}$  bares, teniendo en cuenta que se ha supuesto una caída de presión de 3 psi a través de cada intercambiador de calor.

De esta manera, la presión de entrada al módulo es de 20 bares, y es la misma que la presión a la que

sale el retenido, porque como se especificó en la **Tabla (13-1)**, se asume que la caída de presión en el lado alimentación/retenido de cada módulo es despreciable.

Como el producto se entrega a 40 bares, que es la presión de inyección en la red de gas natural, se emplea un compresor que eleva la presión de 20 a 40 bares. Este va seguido de un intercambiador de calor para contrarrestar el aumento de temperatura sufrido en esta última compresión, y entregar así el producto a 35 °C.

Por tanto, la demanda total de potencia para la compresión será la consumida por ambos equipos, el tren de compresión y el compresor simple.

Como se mencionó anteriormente, en la etapa simple se tiene un grado de libertad, que se anula especificando la pureza de CH<sub>4</sub> en el biogás mejorado (98 %).

La simulación se realiza con respecto al área de membrana requerida ( $A_m$ ), la fracción de alimentación permeada (el corte,  $\theta$ ), la potencia consumida por cada sistema de compresión (la del tren de compresión,  $P_{MC}$ , y la del compresor simple,  $P_C$ ), la potencia de compresión total ( $P_{Comp,TOTAL}$ ) y la recuperación de CH<sub>4</sub> lograda ( $Recup_{CH_4}$ ).

La **Tabla (13-2)** muestra los resultados de la simulación para la presión de operación de 20 bares.

<i>Configuración (a), P = 20 bares</i>				
$A_m$ (m <sup>2</sup> )	$\theta$	$P_{MC}$ (kW)	$P_C$ (kW)	$Recup_{CH_4}$ (%)
1.840,89	0,4949	161,49	17,36	82,51
$P_{Comp,TOTAL} = 178,85$ kW				

Tabla 13-2 Resultados de la configuración (a) a P = 20 bares

### 13.1.2 Presión operativa de 40 bares

En este caso, la alimentación se comprime directamente hasta la presión de suministro del producto. Como la presión necesaria se proporciona desde el principio, sólo se requiere un equipo de compresión. Este será un tren de compresión en el que se especifican los mismos datos que en el caso anterior, pero esta vez fijando la presión de salida de la última etapa de compresión en  $40 + \Delta P_{cooler}$  bares.

Se exponen los resultados de esta nueva simulación.

<i>Configuración (a), P = 40 bares</i>			
$A_m$ (m <sup>2</sup> )	$\theta$	$P_{MC}$ (kW)	$Recup_{CH_4}$ (%)
625,54	0,4608	202,15	88,07

Tabla 13-3 Resultados de la configuración (a) a P = 40 bares

### 13.1.3 Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (a)

Comparando los resultados de las **Tablas (13-2)** y **(13-3)** se observa que se requiere un área mayor cuando se opera a 20 bares. En cambio, una presión de 40 bares hace que se consuma una mayor potencia de compresión y que se recupere una mayor cantidad de CH<sub>4</sub>.

## 13.2. Configuración (b)

### 13.2.1 Presión operativa de 20 bares

En esta configuración, se eleva la presión de la alimentación a los dos módulos en serie hasta 20 bares tren de compresión, para el cual se especifican los mismos datos que en el caso de la configuración (a) a  $P = 20$  bares (ver **Subsección 13.1.1**). La presión de entrada al primer módulo es la misma que la presión a la que sale el retenido de la segunda etapa, al considerar despreciable la caída de presión en el lado alimentación/retenido.

Vuelve a ser necesario un compresor adicional, seguido de un intercambiador de calor, que eleve la presión hasta la de suministro a la red de gas natural, 40 bares.

A partir de ahora, todas las configuraciones son de dos etapas, así que en los resultados mostrados van a estar presente el área y el corte de cada módulo.

Como ya se ha explicado, en esta configuración, al ser de dos etapas, hay dos grados de libertad. Uno de ellos se anula al especificar la pureza de  $\text{CH}_4$  (98 %) en el retenido del segundo módulo. El segundo grado de libertad se va a anular especificando, o bien el corte, o bien el área de la primera etapa.

En primer lugar, se ha fijado el corte del primer módulo. La **Tabla (13-4)** muestra los resultados de la simulación a  $P = 20$  bares para distintos valores de corte.

<i>Configuración (b), <math>P = 20</math> bares</i>						
$\theta_1$	$\theta_2$	$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{\text{TOTAL}}$ (m <sup>2</sup> )	$P_{\text{Comp,TOTAL}}$ (kW)	$\text{Recup}_{\text{CH}_4}$ (%)
0,1	0,8265	187,33	3.676,7	3.864,03	636,63	99,57
0,2	0,6175	264,27	2.540,18	2.804,45	335,08	98,78
0,3	0,3751	447,54	1.871,67	2.319,21	237,67	96,88
0,4	0,1544	985,9	1.024,85	2.010,75	196,74	91,33
0,4949	0	1.840,89	0	1.840,89	178,85	82,51

Tabla 13-4 Resultados de la configuración (b) a  $P = 20$  bares para distintos valores del corte de la etapa 1

Se observa que no se expone todo el rango de valores para el corte de la etapa 1 ( $\theta_1$ ). Se ha simulado hasta  $\theta_1=0,4949$  porque para este valor la primera etapa de esta configuración alcanza un área (1.840,89 m<sup>2</sup>) que coincide con la requerida en una etapa única para obtener una pureza del 98 % de  $\text{CH}_4$  en el retenido. Si a la salida de la primera etapa ya se ha alcanzado la pureza deseada, no se puede tener una segunda etapa que la altere, por eso esta última simulación da como resultado  $A_2 = 0$  m<sup>2</sup>. Se observa que los resultados de corte, área, potencia de compresión y recuperación de  $\text{CH}_4$  obtenidos en esta última simulación coinciden con los resultados de la configuración (a), que es la etapa única (ver **Tabla (13-2)**).

Se han representado las áreas de cada etapa y la suma de estas en función del corte de la primera etapa.

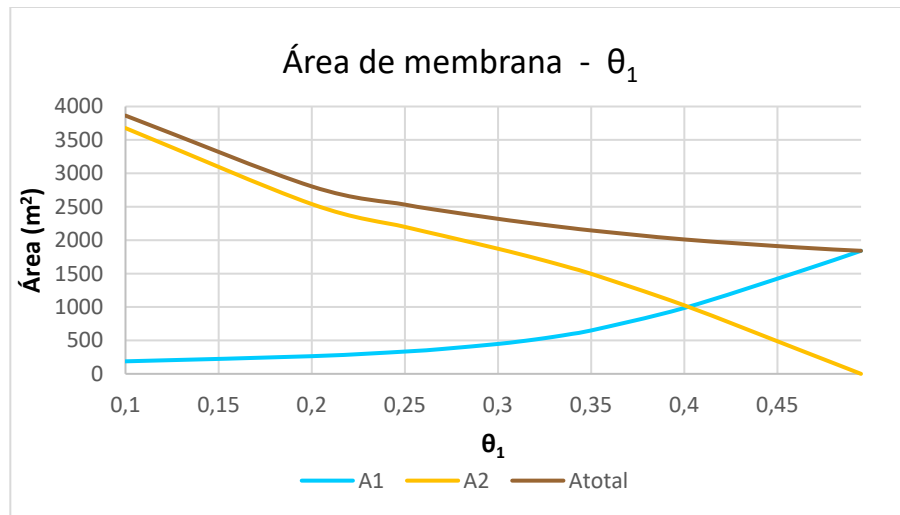


Figura 13-5 Área de membrana en función del corte de la etapa 1

El corte es la fracción de alimentación permeada, así que si el corte de la primera etapa ( $\theta_1$ ) es pequeño, es porque el área de esta etapa ( $A_1$ ) también lo es.

Al tener un área pequeña del primer módulo, el caudal de permeado de esta etapa es tan pequeño que, aunque sea rico en  $\text{CO}_2$ , la corriente de retenido que se dirige a la segunda etapa también tendrá un alto contenido de  $\text{CO}_2$  y será necesaria un área relativamente grande de esta segunda etapa ( $A_2$ ) para que permee una cantidad alta de  $\text{CO}_2$  y así poder tener un 2 % en el retenido final.

Por tanto, a medida que crece el área del primer módulo ( $A_1$ ) también se hace mayor el caudal de permeado (mayor  $\theta_1$ ) y, por el contrario, conforme crece  $\theta_1$ , disminuye  $A_2$  porque al aumentar el permeado de la primera etapa, menor cantidad de  $\text{CO}_2$  debe permear en la segunda etapa para lograr el 2 % en el retenido final.

A continuación, se exponen los resultados a los que se ha llegado al ir fijando en distintos valores el área de la primera etapa.

<b>Configuración (b), P = 20 bares</b>						
<b>A<sub>1</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>TOTAL</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b><math>\theta_1</math></b>	<b><math>\theta_2</math></b>	<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> (kW)</b>	<b>Recup<sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)</b>
175	4.239,6	4.414,6	0,0767	0,8693	817,52	99,71
300	2.338,9	2.638,9	0,2287	0,5507	297,79	98,41
500	1.759,66	2.259,66	0,3161	0,3354	228,43	96,35
700	1.418,41	2.118,41	0,3591	0,235	209,15	94,28
900	1.137,31	2.037,31	0,3889	0,1746	199,65	92,23
1.100	880,04	1.980,04	0,4138	0,1304	193,46	90,15
1.300	634,56	1.934,56	0,4366	0,0929	188,71	88,09
1.500	396,04	1.896,04	0,4584	0,0583	184,71	86,03
1.700	162,34	1.862,34	0,4798	0,0242	181,17	83,96
1.840,89	0	1.840,9	0,4949	0	178,85	82,51

Tabla 13-5 Resultados de la configuración (b) a P = 20 bares para distintos valores del área de la etapa 1

En la última simulación de esta tabla se obtienen los mismos resultados que en la última de la tabla anterior y, a su vez, vuelven a coincidir con los valores obtenidos en la etapa única (ver **Tabla (13-2)**).

En función del área de la primera etapa se representa la potencia total de compresión, es decir, la consumida por los 3 compresores en serie, que comprimen desde la presión atmosférica hasta los 20 bares, y por el compresor final que eleva la presión de 20 a 40 bares. Por tanto, el término de mayor peso en la potencia total será la potencia del tren de compresión. Cuanto más comprima este equipo la alimentación, mayor será la fuerza impulsora y menor será el área de membrana requerida en la primera etapa, pero a su vez, como se ha detallado en la **Figura (13-6)**, mayor área se necesitará en la segunda etapa para alcanzar la pureza del producto deseada.

Para valores muy pequeños de  $A_1$ , casi toda la alimentación a esta primera etapa sale por el retenido ( $\theta_1$  muy pequeño). Se necesita, por tanto, un área de la segunda etapa ( $A_2$ ) lo suficientemente grande para obtener un 98 % de  $\text{CH}_4$  en el retenido producto, lo cual implica un  $\theta_2$  también alto. Esto quiere decir que la mayor parte de la alimentación a la segunda etapa sale por el permeado, el cual se recircula y se mezcla con la alimentación fresca. Por tanto, al aumentar el caudal que debe comprimir el tren de compresión, mayor potencia consume.

A medida que va aumentando  $A_1$ , la relación de recirculación (en este caso, coincide con  $\theta_2$ ) va disminuyendo y con ella la potencia de compresión consumida.

Se observa un cambio de pendiente en la curva de la potencia, que se da aproximadamente para  $A_1 \approx 400 \text{ m}^2$ . Se debe a que para  $A_1 < 400 \text{ m}^2$ , la relación de recirculación (o  $\theta_2$ ) disminuye bruscamente conforme aumenta el área, y es a partir de los  $\sim 400 \text{ m}^2$  cuando esta relación, a pesar de que sigue decreciendo, lo hace con mayor suavidad.

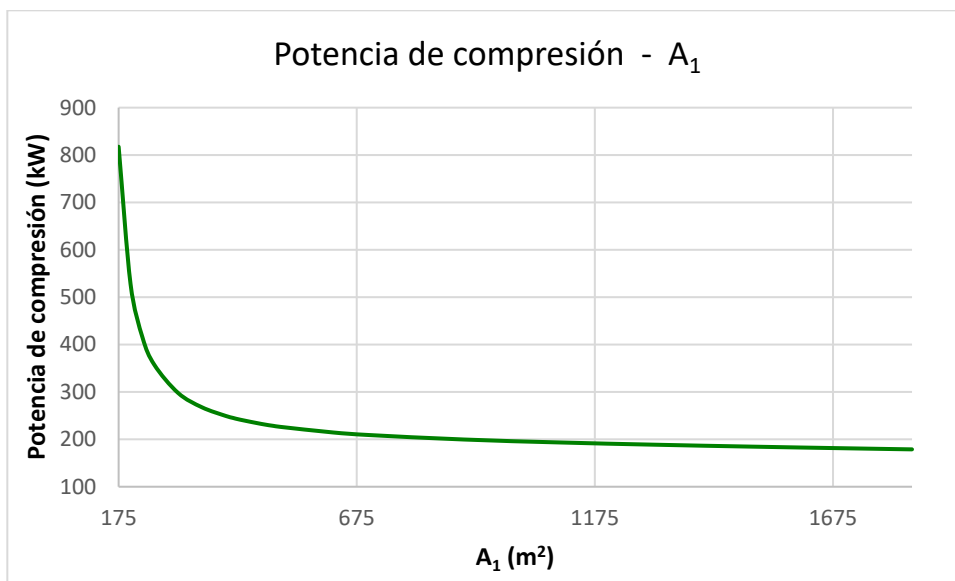


Figura 13-6 Potencia total de compresión en función del área de la etapa 1

La recuperación de  $\text{CH}_4$  se representa en función del área de la primera etapa.

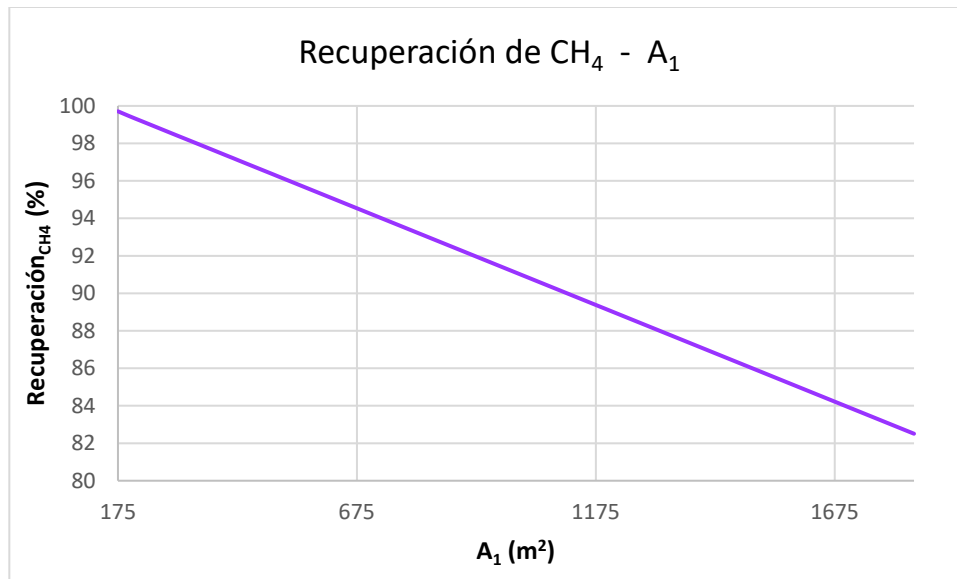


Figura 13–7 Recuperación de CH<sub>4</sub> en función del área de la etapa 1

La cantidad de CH<sub>4</sub> recuperado respecto al alimentado, si la pureza del producto es fija (98 % CH<sub>4</sub>) disminuirá conforme decrezca el caudal de producto. Se observa entonces que conforme aumenta el área de la primera etapa (A<sub>1</sub>), disminuye el caudal de producto y con este la recuperación de CH<sub>4</sub>.

Conforme aumenta A<sub>1</sub>, disminuye A<sub>2</sub> y con esta  $\theta_2$  o lo que es lo mismo, la relación de recirculación. La relación de recirculación disminuye porque tanto la alimentación a la segunda etapa como el permeado de la misma se reducen conforme aumenta A<sub>1</sub>, al mismo tiempo, va disminuyendo también el caudal de retenido producto, y con este la recuperación de CH<sub>4</sub>.

### 13.2.2 Presión operativa de 40 bares

Ahora la alimentación se comprime directamente a 40 bares mediante un tren de compresión, para el que se especifican los mismos datos que en el caso de la configuración (a) a P = 40 bares (ver **Subsección 13.1.2**).

La **Tabla (13–6)** muestra los resultados obtenidos al especificar distintos valores para el corte del primer módulo.

<i>Configuración (b), P = 40 bares</i>						
$\theta_1$	$\theta_2$	A <sub>1</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>2</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>TOTAL</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>MC</sub> (kW)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)
0,1	0,8262	87,54	1.393,61	1.481,15	769,86	99,62
0,2	0,6156	118,04	878,17	996,21	392,18	98,97
0,3	0,3645	184,31	601,96	786,26	269,30	97,55
0,4	0,1111	380,46	281,74	662,21	216,19	93,33
0,4608	0	625,54	0	625,54	202,15	88,07

Tabla 13–6 Resultados de la configuración (b) a P = 40 bares para distintos valores del corte de la etapa 1

De nuevo, hay un valor límite de corte de la primera etapa ( $\theta_1$ ) hasta el cual se hacen las simulaciones. En este caso se trata de  $\theta_1=0,4608$ , corte para el cual se alcanza un área de membrana ( $625,54 \text{ m}^2$ ) que vuelve a coincidir con la requerida en una etapa única para obtener una pureza del 98 % de  $\text{CH}_4$  en el retenido (ver **Tabla (13-3)**).

Se vuelven a representar las áreas en función del corte.

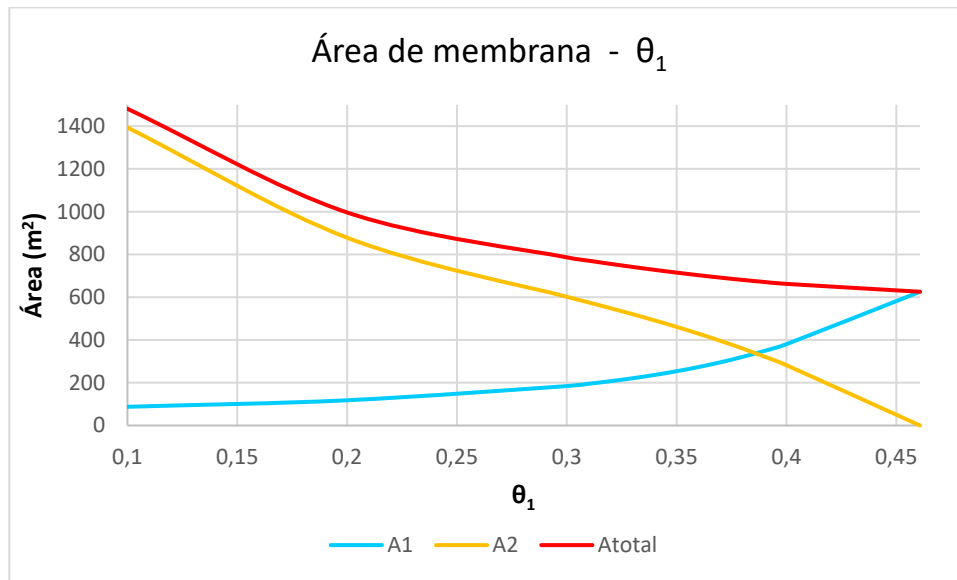


Figura 13-8 Área de membrana en función del corte de la etapa 1

En este caso, lo único que varía es la presión de operación, que se ha modificado de 20 a 40 bares. Se observa que conforme aumenta el corte de la primera etapa ( $\theta_1$ ), crece el área del primer módulo ( $A_1$ ) y, por consiguiente, se requiere una menor área del segundo ( $A_2$ ) para alcanzar la pureza del producto deseada.

Por tanto, esta gráfica tiene el mismo comportamiento que en el caso de comprimir la alimentación a una presión inferior (ver **Figura (13-5)**). Algo que sí difiere entre una gráfica y otra es la cantidad de  $\text{m}^2$  de membrana necesarios cuando se opera a una y otra presión, lo cual se detallará más adelante (ver **Figura (13-11)**).

A continuación, en vez del corte, es el área de la primera etapa la que se fija.

<b>Configuración (b), P = 40 bares</b>						
$A_1$ (m²)	$A_2$ (m²)	$A_{\text{TOTAL}}$ (m²)	$\theta_1$	$\theta_2$	$P_{\text{MC}}$ (kW)	$\text{Recup}_{\text{CH}_4}$ (%)
75	2.234,06	2.309,06	0,0482	0,9175	1528,39	99,77
175	626,81	801,81	0,2905	0,3898	277,07	97,75
300	389,48	689,48	0,3718	0,176	226,56	95,06
500	139,62	639,62	0,4319	0,049	207,79	90,77
625,54	0	625,54	0,4608	0	202,15	88,07

Tabla 13-7 Resultados de la configuración (b) a P = 40 bares para distintos valores del área de la etapa 1



En la última simulación de esta tabla se obtienen los mismos resultados que en la última de la tabla anterior y, a su vez, vuelven a coincidir con los valores obtenidos en la etapa única (ver **Tabla (13-3)**).

Se representa de nuevo la potencia de compresión en función del área de la primera etapa. En este caso la potencia de compresión es la consumida por el tren de compresión, que eleva la presión de la alimentación al primer módulo desde la atmosférica hasta 40 bares. Se observa cómo a mayor área de membrana, menor potencia se requiere para alcanzar la fuerza impulsora necesaria para la separación. El cambio de pendiente de la curva se debe, de nuevo, a que a partir de un determinado valor de  $A_1$ , la relación de recirculación (que coincide con  $\theta_2$ ) pasa de disminuir bruscamente, conforme aumenta el área, a hacerlo con suavidad. Este valor del área es, aproximadamente,  $A_1 \approx 150 \text{ m}^2$ .

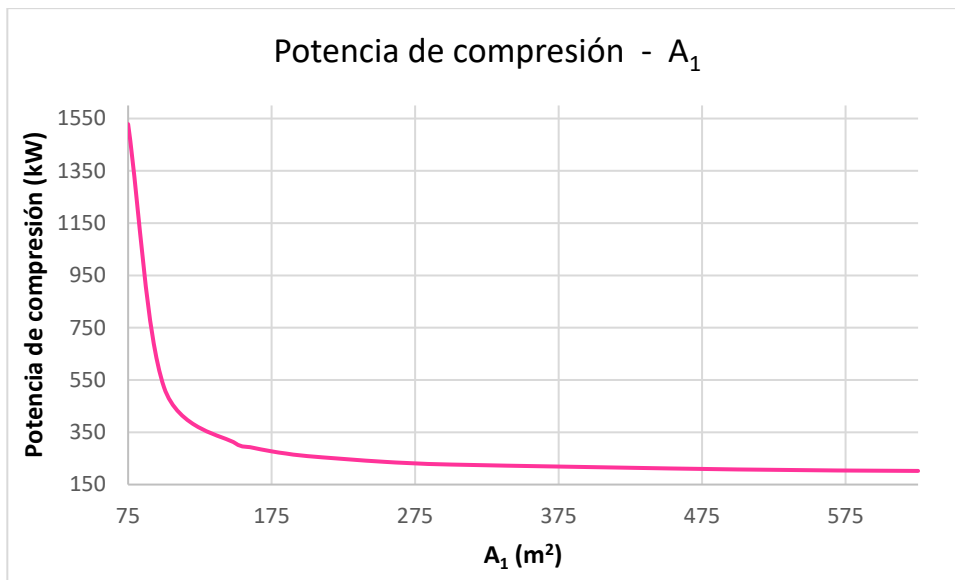


Figura 13-9 Potencia total de compresión en función del área de la etapa 1

En la **Figura (13-10)** se vuelve a poner de manifiesto el comportamiento inverso del caudal de producto, y con este de la recuperación de  $\text{CH}_4$ , con respecto al área de la primera etapa.

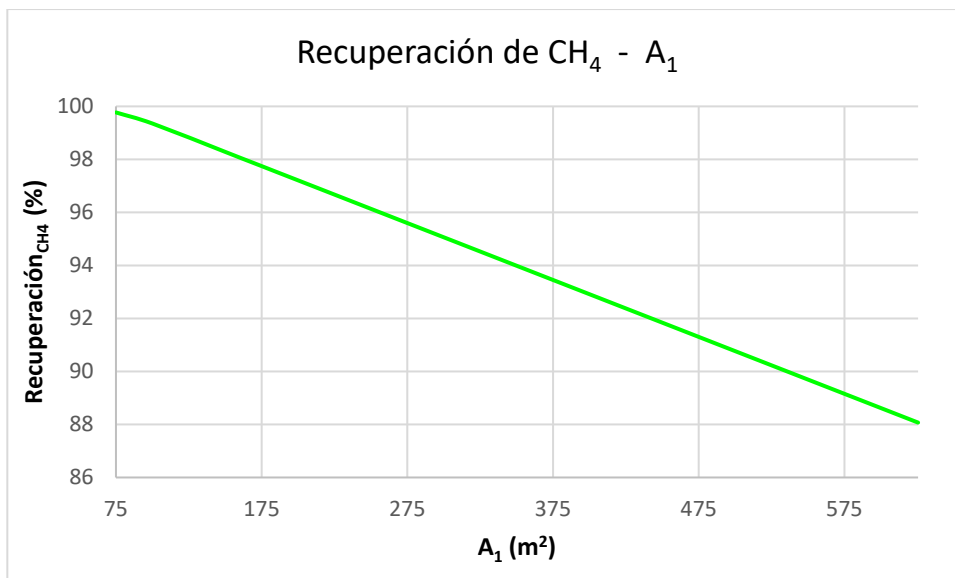


Figura 13-10 Recuperación de  $\text{CH}_4$  en función del área de la etapa 1

### 13.2.3 Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (b)

A continuación, se muestran tres gráficas para la configuración (b) en las que se compara la influencia de la presión de operación (20 y 40 bares) en el área total de membrana, la potencia total de compresión y la recuperación de CH<sub>4</sub>, con respecto al corte de la primera etapa.

Al presentar las **Figuras (13–5) y (13–8)**, se explicó el comportamiento de la curva del área total ( $A_1+A_2$ ) en función del corte de la primera etapa. En la **Figura (13–11)**, se aprecia que cuando se opera a una presión de 20 bares, la falta de potencia de compresión se suple con un aumento de área de membrana, la cual resulta mayor que al comprimir directamente a la presión de suministro del producto, 40 bares.

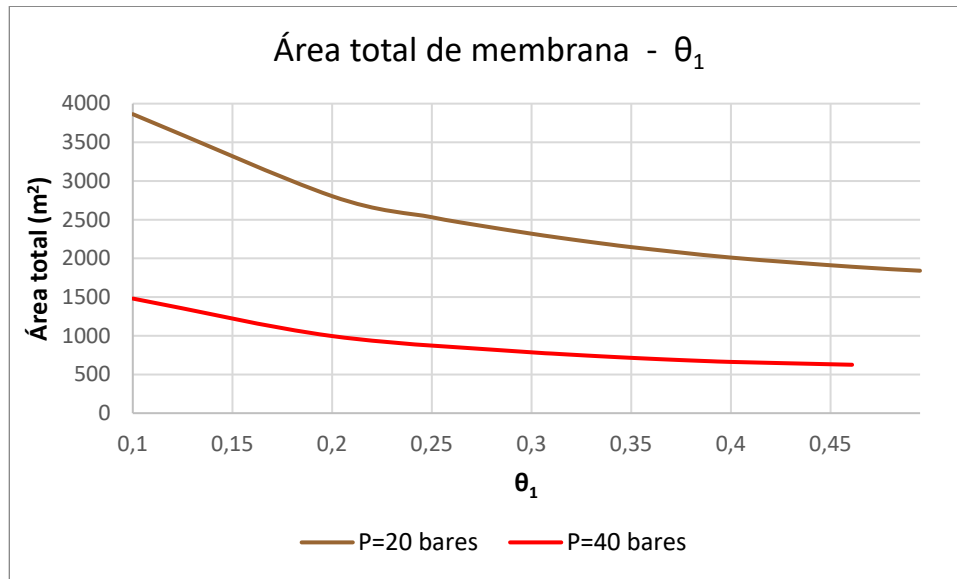


Figura 13–11 Comparativa del área de membrana requerida a las dos presiones operativas

Por otro lado, la siguiente gráfica pone de manifiesto que se consume una mayor potencia de compresión cuando se eleva la presión directamente a la de la red de gas natural, 40 bares, que al comprimir primero hasta 20 bares y posteriormente hasta los 40.

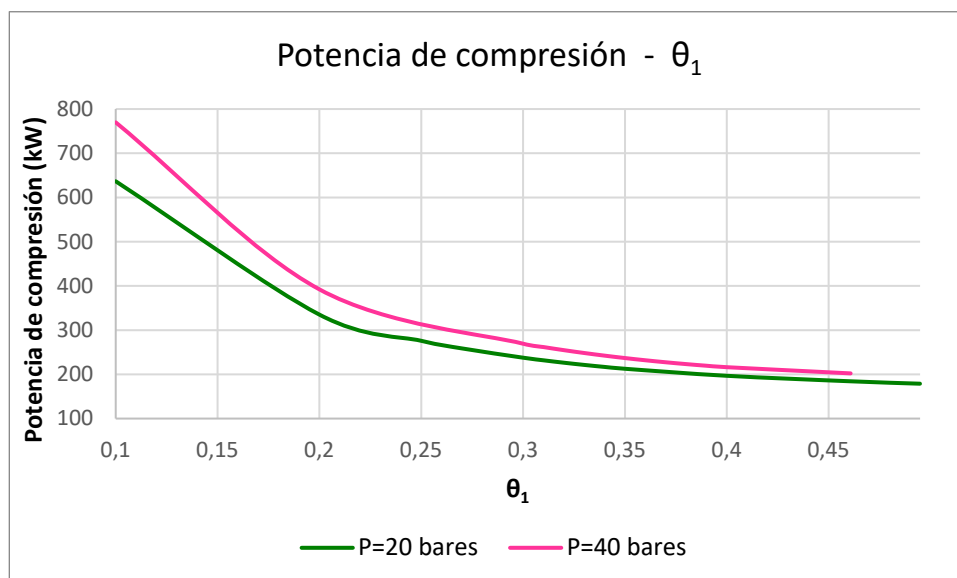


Figura 13–12 Comparativa de la potencia de compresión consumida a las dos presiones operativas

En la **Figura (13–13)** se observa que se consigue una mayor recuperación de CH<sub>4</sub> al trabajar con una presión de 40 bares, que al tener una presión de operación de 20 bares y comprimir posteriormente el producto hasta 40.

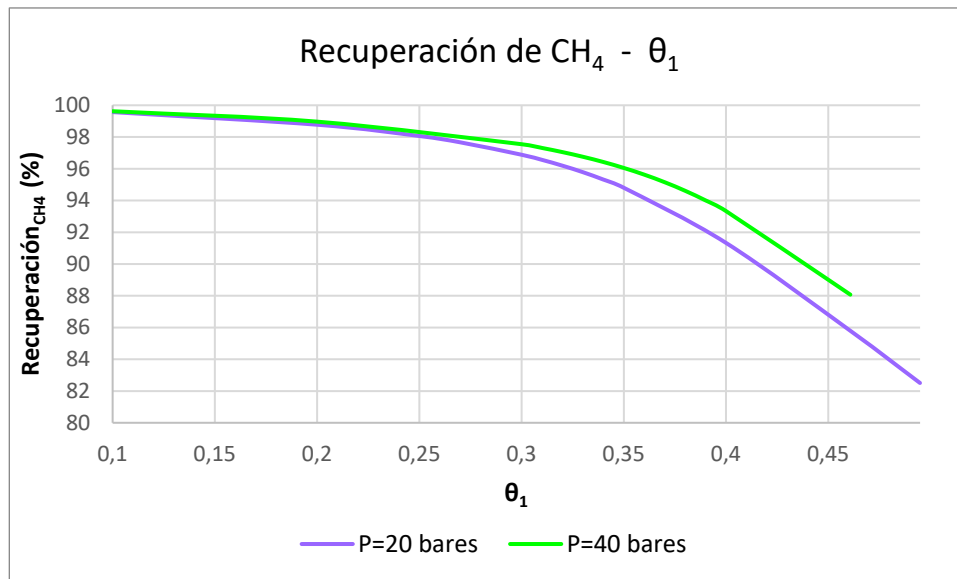


Figura 13–13 Comparativa de la recuperación de CH<sub>4</sub> alcanzada a las dos presiones operativas

### 13.3. Configuración (c)

#### 13.3.1 Presión operativa de 20 bares

En la configuración anterior, al estar los dos módulos en serie, el retenido del primero es la alimentación del segundo y la fuerza impulsora necesaria para la permeación se genera con un único sistema de compresión. Esta vez, es el permeado de la primera etapa el que se alimenta a la segunda, por tanto, es necesario un sistema adicional de compresores en serie para generar la fuerza impulsora en el segundo módulo. Se tienen pues dos trenes de compresión, para los que se especifican los mismos datos que se han detallado para el equipo de compresión de la configuración (a) a P = 20 bares (ver **Subsección 13.1.1**).

Además, se emplea un compresor adicional con el que se entrega el producto a la presión de inyección de la red de gas natural, 40 bares.

En esta configuración vuelve a haber dos grados de libertad. Esta vez, uno de ellos se anula al especificar la pureza de CH<sub>4</sub> (98 %) en el retenido del primer módulo. El segundo grado de libertad se va a anular especificando, o bien el corte, o bien el área de la segunda etapa.

Se empieza fijando el corte.

<b>Configuración (c), P = 20 bares</b>						
$\theta_2$	$\theta_1$	$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{TOTAL}$ (m <sup>2</sup> )	$P_{Comp,TOTAL}$ (kW)	$Recup_{CH_4}$ (%)
0,1	0,8639	4.159,9	153,37	4.313,27	712,73	99,92
0,2	0,7608	3.175,97	161,18	3.337,15	448,05	99,84
0,3	0,68	2.784,26	170,18	2.954,44	359,81	99,75
0,4	0,6151	2.554,84	181,25	2.736,09	315,7	99,63
0,5	0,5621	2.395,76	195,91	2.591,67	289,29	99,48
0,6	0,5183	2.274,05	217,75	2.491,8	271,76	99,26
0,7	0,4826	2.174,31	260,09	2.434,4	259,43	98,82
0,8	0,4638	2.078,83	482,24	2.561,07	251,71	96,53
0,9	0,4775	1.960,58	1.151,18	3.111,76	248,91	89,62
1	0,4949	1.840,89	1.840,88	3.681,77	246,51	82,51

Tabla 13–8 Resultados de la configuración (c) a P = 20 bares para distintos valores del corte de la etapa 2

En esta tabla, al contrario que en la configuración (b), se expone todo el rango de valores para el corte de la segunda etapa ( $\theta_2$ ). Cabe destacar que para  $\theta_2 = 1$ , toda la alimentación a la segunda etapa es permeada, es decir, el permeado de la primera etapa coincide con el permeado de la segunda, y la configuración (d) deja de tener sentido al estar comportándose el primer módulo como una etapa única. Por este motivo, el valor más alto del eje de abscisas de todas las gráficas que se exponen a continuación es  $\theta_2=0,9$ .

Se presenta la **Tabla (13–9)** con los resultados más detallados de la simulación para  $\theta_2 = 1$ , y se observa cómo los valores referidos al primer módulo ( $A_1$ ,  $\theta_1$ ,  $P_{MC1}$ ) junto a la recuperación de CH<sub>4</sub> en la corriente producto, que en esta configuración es el retenido del primer módulo, coinciden con los resultados obtenidos para la etapa única (ver **Tabla (13–2)**).

$\theta_2$	$\theta_1$	$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$P_{MC1}$ (kW)	$P_{MC2}$ (kW)	$P_C$ (kW)	$Recup_{CH_4}$ (%)
1	0,4949	1.840,89	1.840,88	161,49	67,65	17,36	82,51
<b><math>A_{TOTAL} = 3.681,77</math> m<sup>2</sup></b>				<b><math>P_{Comp,TOTAL} = 246,51</math> kW</b>			

Tabla 13–9 Resultados de la configuración (c) a P = 20 bares para  $\theta_2 = 1$

Se representan las áreas respecto al corte de la segunda etapa.

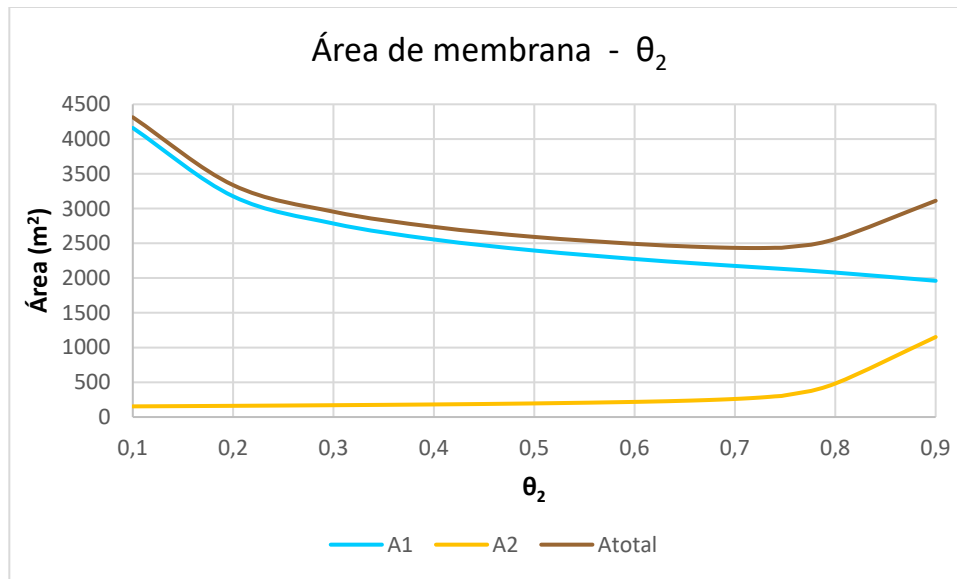


Figura 13–14 Área de membrana en función del corte de la etapa 2

Conforme el área de membrana va creciendo, se produce una mayor permeación que hace que el caudal de permeado sea mayor con respecto al alimentado (mayor  $\theta$ ). Por tanto, se muestra cómo el área de la segunda etapa tiene un comportamiento proporcional al corte.

A medida que aumenta el área de la segunda etapa, se requiere menor área de la primera para alcanzar la pureza del producto deseada.

Ahora se exponen los resultados que se han obtenido al simular para distintos valores del área de la segunda etapa.

<b>Configuración (c), P = 20 bares</b>						
<b>A<sub>2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>1</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>TOTAL</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b><math>\theta_1</math></b>	<b><math>\theta_2</math></b>	<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> (kW)</b>	<b>Recup<sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)</b>
150	4.195,43	4.345,43	0,8663	0,096	723,45	99,86
300	2.136,12	2.436,12	0,4707	0,7419	255,46	98,41
500	2.075,24	2.575,24	0,464	0,8032	251,58	96,34
700	2.038,41	2738,41	0,4673	0,8351	250,55	94,28
900	2.003,74	2903,74	0,4716	0,8641	249,79	92,22
1.100	1.969,38	3069,38	0,4763	0,8927	249,08	90,15
1.300	1.934,94	3234,94	0,4811	0,9213	248,39	88,09
1.500	1.900,32	3400,32	0,4861	0,9502	247,69	86,03
1.700	1.865,52	3565,52	0,4912	0,9793	247	83,96
1.840,88	1.840,89	3.681,77	0,4949	1	246,51	82,51

Tabla 13–10 Resultados de la configuración (c) a P = 20 bares para distintos valores del área de la etapa 2

Se observa que en la última simulación mostrada en esta tabla se obtienen los mismos resultados que en la última de la tabla anterior y, como ya se ha comentado, los resultados correspondientes al primer módulo junto a la recuperación de CH<sub>4</sub>, coinciden con los valores obtenidos en la etapa única (ver **Tabla (13-2)**).

La potencia total de compresión se representa en función del área.

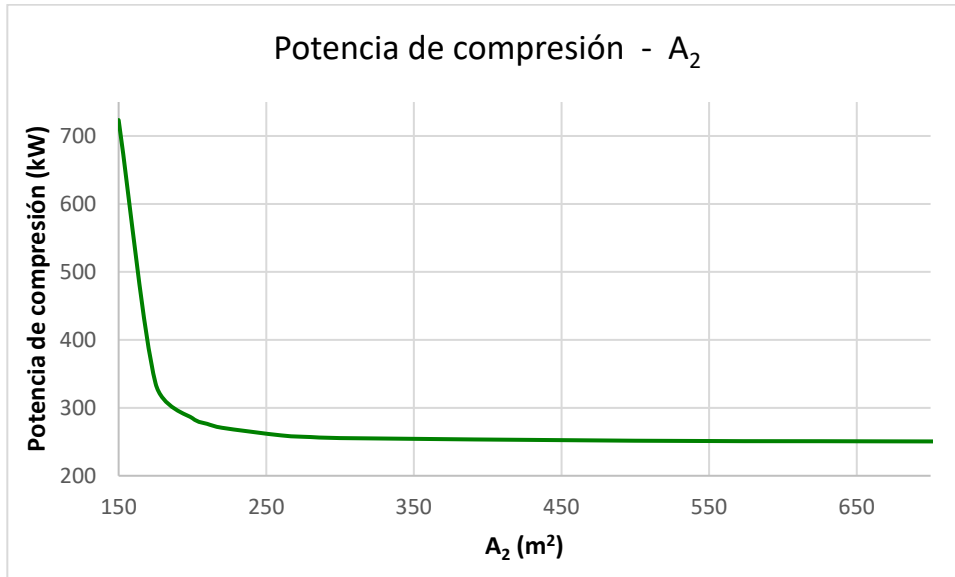


Figura 13-15 Potencia total de compresión en función del área de la etapa 2

La potencia total de compresión es, en este caso, la suma de la potencia consumida por los dos trenes de compresión y por el compresor adicional situado en la corriente de producto. Los dos términos de mayor peso son la potencia consumida por los dos sistemas de compresores en serie.

La potencia de compresión consumida por el tren de compresión que eleva la presión de la corriente de biogás crudo es constante e independiente del valor de  $\theta_2$  o  $A_2$  para el que se esté simulando.

Por tanto, el cambio de pendiente en la curva de la potencia total se debe al término de la potencia del segundo tren.

La falta de área en la segunda etapa se suple con una alta potencia en el segundo tren de compresión. Por tanto, a medida que el área del segundo módulo va aumentando, se va requiriendo menos potencia al segundo tren.

Para valores pequeños de  $A_2$ , casi toda la alimentación se recircula ( $\theta_2$  pequeño) y se mezcla con la alimentación fresca a presión. Se necesita, entonces, un área de la primera etapa ( $A_1$ ) lo suficientemente grande para obtener un 98 % de CH<sub>4</sub> en el retenido producto, obteniéndose así un  $\theta_1$  también alto. Esto quiere decir que la mayor parte de la alimentación a la primera etapa es permeada, aumentando así el caudal que debe comprimir el segundo tren de compresión y, por tanto, incrementándose la potencia consumida.

A medida que va aumentando  $A_2$ , la relación de recirculación va disminuyendo y con ella la potencia de compresión consumida.

El cambio de pendiente que se observa en la curva de la potencia tiene su explicación en la relación de recirculación. Para un valor aproximado de  $A_2 \approx 200 \text{ m}^2$ , esta relación pasa de disminuir bruscamente, conforme aumenta el área, a hacerlo con suavidad.

En la siguiente gráfica se aprecia cómo a medida que aumenta el área de la segunda etapa, se tiene una menor recuperación de CH<sub>4</sub>. Se puede explicar con la relación de recirculación. Esta disminuye conforme aumenta  $A_2$ , siendo menor el caudal que se mezcla con la alimentación fresca comprimida y entra en la primera etapa. Como  $A_1$  disminuye conforme aumenta  $A_2$  (ver **Figura (13-14)**), también se reduce  $\theta_1$ . El corte disminuye porque también se reducen la alimentación y el permeado de la primera etapa conforme aumenta  $A_2$ , y con estos disminuye el retenido producto, alcanzándose una menor recuperación de CH<sub>4</sub>.

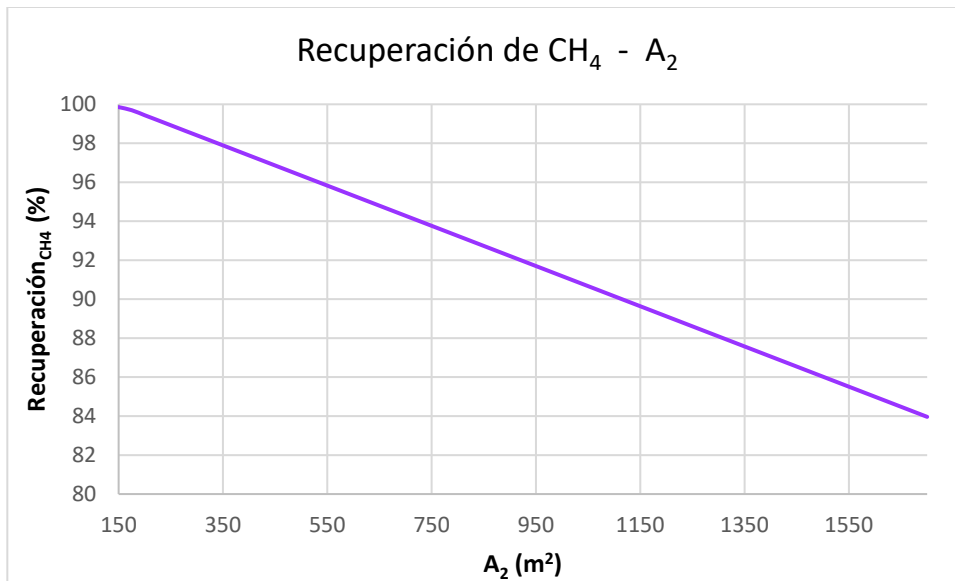


Figura 13–16 Recuperación de CH<sub>4</sub> en función del área de la etapa 2

### 13.3.2 Presión operativa de 40 bares

En este caso, los dos sistemas de compresión empleados elevan la presión directamente hasta 40 bares. Las especificaciones de estos dos trenes de compresión es la misma que la del empleado en la configuración (a) a P = 40 bares (ver **Subsección 13.1.2**).

En la **Tabla (13–11)** se exponen los resultados obtenidos al especificar distintos valores para el corte del segundo módulo.

<b>Configuración (c), P = 40 bares</b>						
<b>θ<sub>2</sub></b>	<b>θ<sub>1</sub></b>	<b>A<sub>1</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>TOTAL</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> (kW)</b>	<b>Recup<sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)</b>
0,1	0,8638	1.618,14	72,48	1.690,62	885,46	99,95
0,2	0,7605	1.161,91	74,79	1.236,7	544,2	99,9
0,3	0,6795	984,7	77,3	1.062	430,4	99,84
0,4	0,6142	883,53	80,22	963,74	373,52	99,78
0,5	0,5607	815,14	83,81	898,95	339,43	99,7
0,6	0,5161	764,29	88,62	852,91	316,75	99,6
0,7	0,4786	724,11	96,06	820,17	300,63	99,44
0,8	0,4477	690,89	112,98	803,87	288,82	99,08
0,9	0,4437	659,27	299,14	958,41	283,98	95,08
1	0,4608	625,54	625,53	1.251,07	283,36	88,07

Tabla 13–11 Resultados de la configuración (c) a P = 40 bares para distintos valores del corte de la etapa 2

En esta tabla se vuelve a mostrar todo el rango de valores para el corte del segundo módulo ( $\theta_2$ ). Señalar que, como en el caso anterior,  $\theta_2 = 1$  significa que toda la alimentación a la segunda etapa es permeada, convirtiéndose así el permeado de la primera etapa en el permeado de la segunda. Las gráficas que se presentan en este apartado vuelven a estar limitadas para un valor de  $\theta_2=0,9$  en el eje de abscisas, ya que para el corte igual a la unidad la configuración (d) deja de tener sentido como tal al estar comportándose el primer módulo como una etapa única.

En la **Tabla (13-12)** se muestran los resultados con mayor detalle de la simulación para  $\theta_2 = 1$ , y se observa, de nuevo, cómo los valores referidos al primer módulo ( $A_1$ ,  $\theta_1$ ,  $P_{MC1}$ ) junto a la recuperación de  $CH_4$  coinciden con los resultados obtenidos para la etapa única (ver **Tabla (13-3)**).

$\theta_2$	$\theta_1$	$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$P_{MC1}$ (kW)	$P_{MC2}$ (kW)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)
1	0,4608	625,54	625,53	202,15	81,21	88,07
<b>A<sub>TOTAL</sub> = 1.251,07 m<sup>2</sup></b>				<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> = 283,36 kW</b>		

Tabla 13-12 Resultados de la configuración (c) a P = 40 bares para  $\theta_2 = 1$

La **Figura (13-17)** vuelve a poner de manifiesto que el área del segundo módulo aumenta y la del primero disminuye conforme aumenta el corte de la segunda etapa.

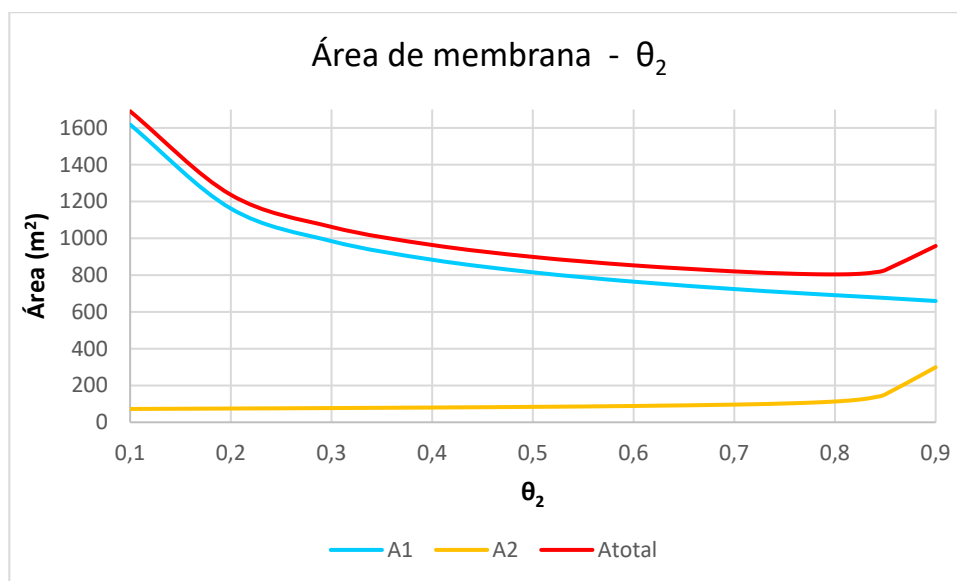


Figura 13-17 Área de membrana en función del corte de la etapa 2



Ahora se muestran los resultados de las simulaciones para distintos valores del área de la segunda etapa.

<b>Configuración (c), P = 40 bares</b>						
<b>A<sub>2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>1</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>TOTAL</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>θ<sub>1</sub></b>	<b>θ<sub>2</sub></b>	<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> (kW)</b>	<b>Recup<sub>CH<sub>4</sub></sub>(%)</b>
70	1.692,99	1.762,99	0,8736	0,089	945,96	99,86
100	711,91	811,91	0,4671	0,7348	296,1	99,36
150	676,05	826,05	0,4381	0,849	284,83	98,28
300	659,18	959,18	0,4438	0,9003	283,98	95,06
500	638,6	1.138,6	0,454	0,9613	283,6	90,77
625,53	625,54	1.251,07	0,4608	1	283,36	88,07

Tabla 13–13 Resultados de la configuración (c) a P = 40 bares para distintos valores del área de la etapa 2

Como en el caso anterior, los resultados de la última simulación mostrada en esta tabla son los mismos que los de la última simulación de la tabla anterior y, a su vez, los resultados correspondientes al primer módulo junto a la recuperación de CH<sub>4</sub>, coinciden con los valores obtenidos en la etapa única (ver **Tabla (13–3)**).

La potencia total consumida se representa en función del área del segundo módulo.

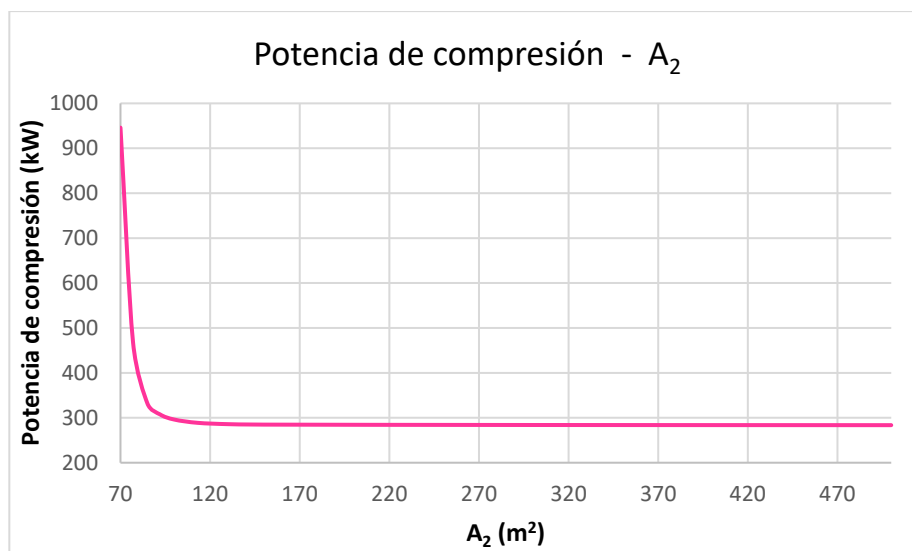


Figura 13–18 Potencia total de compresión en función del área de la etapa 2

En este caso se comprime directamente a la presión de suministro, así que no se requiere un compresor adicional. Por tanto, la potencia total de compresión es la potencia consumida por los dos trenes de compresión. De nuevo, el cambio de pendiente en la curva de la potencia total se debe al término de la potencia consumida por el segundo tren, porque, como se comentó para el caso anterior, la potencia de compresión del primero es constante e independiente del valor de θ<sub>2</sub> o A<sub>2</sub> para el que se esté simulando.

Se muestra el comportamiento inverso de la potencia de compresión con respecto al área de la segunda etapa, pues conforme el área va aumentando, se va requiriendo menos potencia de compresión.

De nuevo, se aprecia un cambio de pendiente en la curva de la potencia, que se da aproximadamente para  $A_2 \approx 100 \text{ m}^2$ . Se debe a que para  $A_2 < 100 \text{ m}^2$ , la relación de recirculación disminuye bruscamente conforme aumenta el área, y es a partir de los  $\sim 100 \text{ m}^2$  cuando esta relación, a pesar de que sigue decreciendo, lo hace con mayor suavidad.

La siguiente gráfica tiene un comportamiento similar que en el caso de una presión de operación de 20 bares. Se observa cómo, de nuevo, a medida que aumenta el área de la segunda etapa se tiene una menor recuperación de  $\text{CH}_4$ .

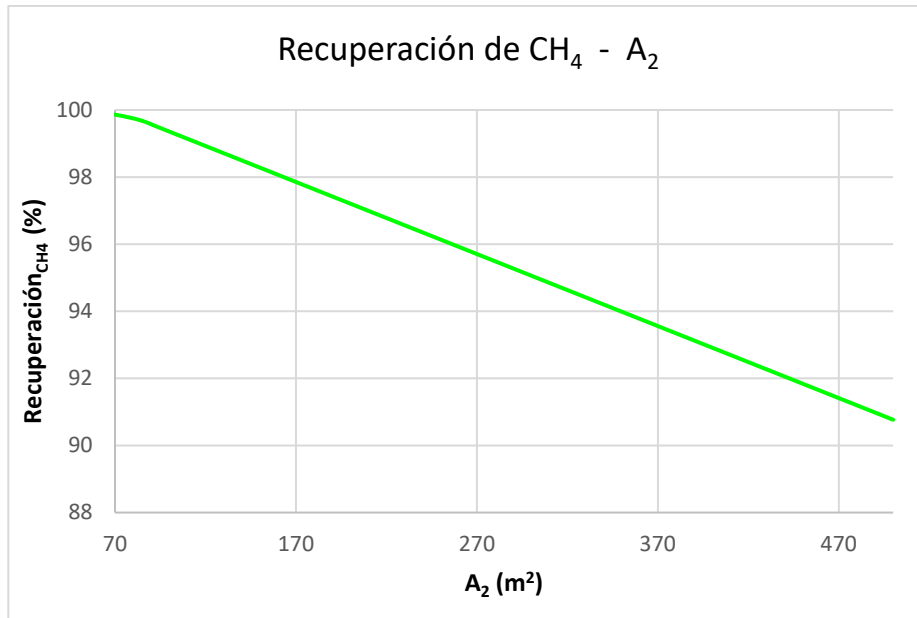


Figura 13-19 Recuperación de  $\text{CH}_4$  en función del área de la etapa 2

### 13.3.3 Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (c)

En la configuración (c), para ver cómo influye la presión de operación (20 y 40 bares) en el área total de membrana, la potencia total de compresión y la recuperación de  $\text{CH}_4$ , con respecto al corte de la segunda etapa, se presentan las siguientes gráficas.

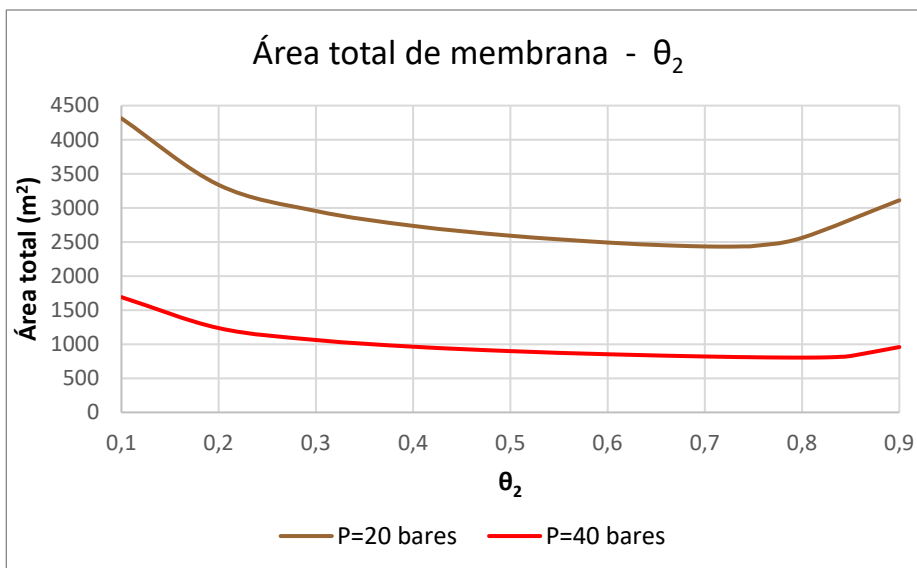


Figura 13-20 Comparativa del área de membrana requerida a las dos presiones operativas

La curva representa el área total de membrana ( $A_1+A_2$ ) en función del corte de la segunda etapa. El comportamiento de esta curva ya se ha explicado al presentar las Figuras (13-14) y (13-17).

Se aprecia cómo se requiere un área de membrana mayor al trabajar con una presión de 20 bares, que al comprimir directamente a la presión de suministro del producto, 40 bares.

En las Figuras (13-14) y (13-17) se observó cómo a medida que disminuye el corte de la segunda etapa, también lo hace el área de este módulo y es el aumento de la potencia de compresión el que suple esta falta de área.

En la siguiente gráfica se observa que el consumo de potencia de compresión es mayor al trabajar con una presión de 40 bares, que al tener una presión de operación de 20 bares y comprimir posteriormente el producto hasta 40.

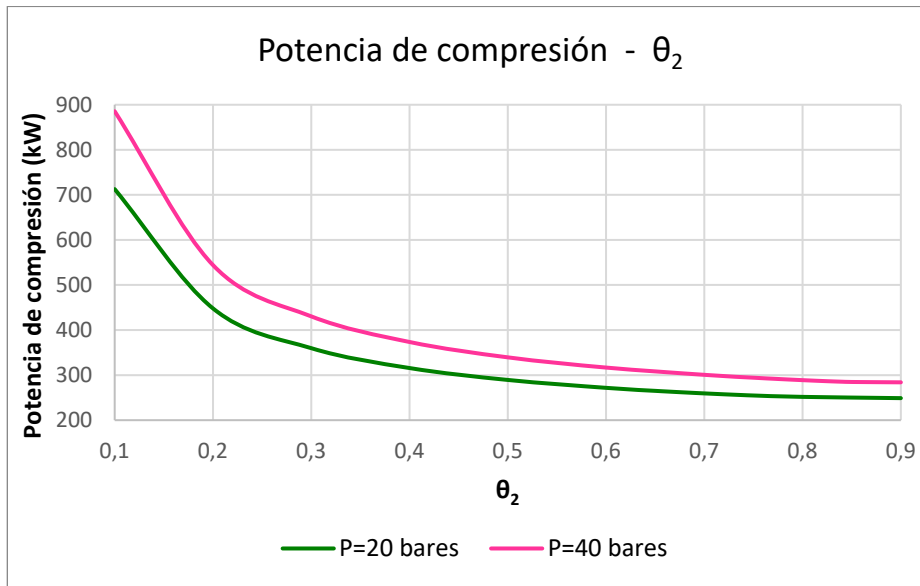


Figura 13-21 Comparativa de la potencia de compresión consumida a las dos presiones operativas

Como se ha mencionado anteriormente, a medida que aumenta el corte se obtiene un menor caudal de producto y con este una menor recuperación de  $\text{CH}_4$ .

En la Figura (13-22) se observa que se consigue una mayor recuperación de  $\text{CH}_4$  al tener una presión de operación de 40 bares, que al comprimir primero hasta 20 bares y luego hasta los 40.

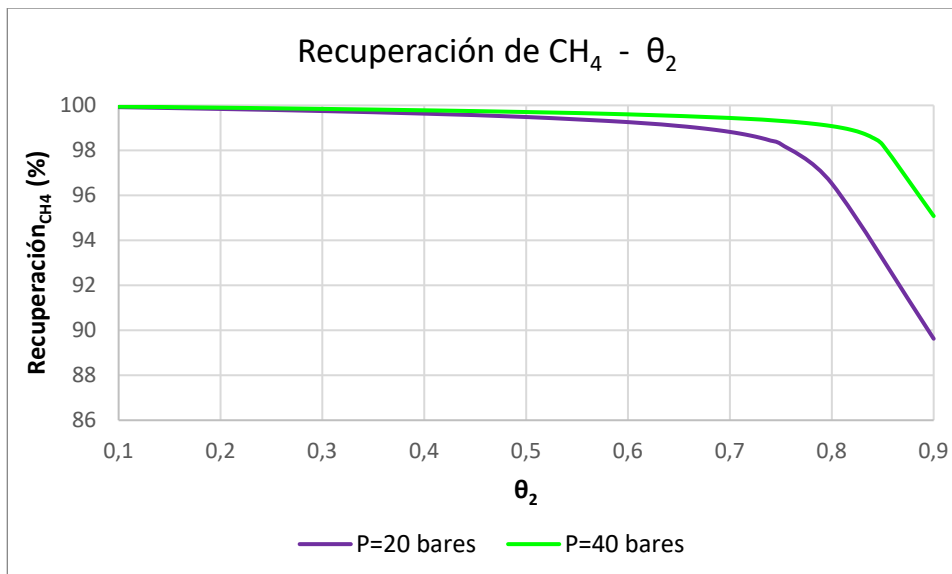


Figura 13-22 Comparativa de la recuperación de  $\text{CH}_4$  alcanzada a las dos presiones operativas

## 13.4. Configuración (d)

### 13.4.1 Presión operativa de 20 bares

En esta configuración, al igual que en la anterior, el permeado de la primera etapa se alimenta a la segunda, así que vuelve a ser necesario sistema de compresión adicional. Se tienen pues dos trenes de compresión, uno para cada módulo, para los cuales se especifican los mismos datos que se han detallado para el equipo de compresión de la configuración (a) a  $P = 20$  bares (ver **Subsección 13.1.1**).

Además, es necesario un compresor adicional para elevar la presión del producto de 20 a 40 bares.

Los dos grados de libertad presentes en esta configuración se anulan fijando en el mismo valor (98 %) la pureza de  $\text{CH}_4$  en las dos corrientes de retenido de cada etapa.

Los resultados de la simulación para una presión de entrada a cada módulo de 20 bares se exponen en la siguiente tabla.

<i>Configuración (d), P = 20 bares</i>						
$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{TOTAL}$ (m <sup>2</sup> )	$\theta_1$	$\theta_2$	$P_{Comp,TOTAL}$ (kW)	Recup $_{\text{CH}_4}$ (%)
1.840,89	511,89	2.352,78	0,4949	0,8303	249,39	96,22

Tabla 13–14 Resultados de la configuración (d) a  $P = 20$  bares

### 13.4.2 Presión operativa de 40 bares

En este caso, la alimentación a cada etapa se comprime directamente hasta la presión de suministro del producto, 40 bares. Los dos trenes de compresión necesarios para ello tienen las mismas especificaciones que el equipo de compresión de la configuración (a) a  $P = 40$  bares (ver **Subsección 13.1.2**).

La **Tabla (13–15)** muestra los resultados de esta nueva simulación.

<i>Configuración (d), P = 40 bares</i>						
$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{TOTAL}$ (m <sup>2</sup> )	$\theta_1$	$\theta_2$	$P_{Comp,TOTAL}$ (kW)	Recup $_{\text{CH}_4}$ (%)
625,55	163,87	789,41	0,4608	0,8683	283,36	97,98

Tabla 13–15 Resultados de la configuración (d) a  $P = 40$  bares

### 13.4.3 Comparativa del efecto de la presión operativa en la configuración (d)

Al comparar los valores de las **Tablas (13–14)** y **(13–15)**, se observa que al operar con una presión de 20 bares se requiere un área de membrana mayor. Mientras que a 40 bares se consume una mayor potencia de compresión y se recupera una mayor cantidad de  $\text{CH}_4$ .

## 14. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Al comparar la influencia de la presión de operación (20 y 40 bares), parece ser que hay algo en común para las cuatro configuraciones. En todas ellas, se requiere un área de membrana menor cuando se opera a 40 bares, pero también un mayor consumo de potencia de compresión. A su vez, a 40 bares se recupera una mayor cantidad de CH<sub>4</sub> que a 20 bares.

Como no se tiene una presión de operación óptima con la que se requiera el mínimo área de membrana a la vez que se consuma la mínima potencia de compresión posible, además de obtener la máxima recuperación de CH<sub>4</sub>, se va a hacer una evaluación económica aproximada que permita conocer cuál de las 2 presiones anteriores es la óptima y cuál es la mejor configuración, es decir, la que conlleva el menor coste de producción de biometano. Para ello se va a determinar el coste anual de producción de biometano.

El coste que va a servir de comparativa es el coste total de producción específico, incluyendo el valor del biogás crudo. El coste total de producción por Nm<sup>3</sup> de biometano se calcula a partir del coste de capital anualizado, el coste de operación anual y la cantidad de biometano producido.

Se tiene entonces,

$$\text{Coste total de producción específico} = \frac{\text{Coste total de producción}}{\text{biometano anual producido}} = \frac{\frac{\text{€}}{\text{año}}}{\frac{\text{Nm}^3}{\text{año}}} = \frac{\text{€}}{\text{Nm}^3} \quad (14-1)$$

Donde el coste total de producción es la suma de dos términos:

$$\text{Coste total de producción} \left( \frac{\text{€}}{\text{año}} \right) = \text{Coste de capital anualizado} + \text{Coste anual de operación} \quad (14-2)$$

Para determinar el coste de capital anualizado es necesario anualizar el coste de capital instalado, calculando el producto del coste de instalación y el factor de anualización.

$$\text{Coste de capital anualizado} = \text{factor de anualización} \cdot \text{Coste de capital instalado} \quad (14-3)$$

Siendo el factor de anualización:

$$\text{Factor de anualización} = \frac{i \cdot (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} \quad (14-4)$$

Donde,

*i* es el coste de capital de la empresa, es decir, cuánto valora la empresa el rendimiento típico que suele obtener de sus inversiones. Se ha supuesto un valor del 6 % [4].

*n* es la vida útil de la planta. En este caso, se ha diseñado un proyecto con una duración de 20 años [4].

El segundo término corresponde al coste de capital instalado, que incluye el coste de los sistemas de compresión, los intercambiadores de calor y los módulos de membrana. El coste de instalación de los dos primeros equipos es proporcionado por el software *Aspen Process Economic Analyzer* (ver **Capítulo 18**), en cambio el del módulo de membrana, al no formar parte este bloque de la biblioteca de modelos de Aspen Plus, se ha estimado.

El precio del módulo de membrana es:

$$\text{Precio módulo de membrana} = \text{área de membrana} \cdot n^{\circ} \text{ de veces a renovar} \cdot \text{precio } m^2 \quad (14-5)$$

El área total de membrana incluye la de los dos módulos empleados en las 3 configuraciones, o la de un único módulo en el caso de la etapa única (configuración (a)).

El precio de un módulo de membrana con carcasa de acero inoxidable se ha asumido de 20 \$/m<sup>2</sup> [4].

La vida útil de la membrana polimérica se ha supuesto de 5 años [4], así que el área total de membrana para un proyecto diseñado con una duración de 20 años es 4 veces el área de membrana requerida.

El coste del módulo de membrana que se ha calculado se multiplica por un factor asociado con la instalación del equipo. Para los módulos de membrana, este factor es típicamente 3 [4].

Por otro lado, el coste anual de operación incluye el coste de electricidad y de agua de refrigeración. Además, para tener en cuenta la diferencia de recuperación de CH<sub>4</sub> obtenida entre una configuración y otra, se debe tener en cuenta el coste del biogás crudo.

La electricidad consumida es la necesaria para la compresión. Como ya se ha explicado, los sistemas de compresión empleados son trenes de compresión y compresores simples. El número de equipos de compresión depende de la configuración que se esté tratando y de la presión de operación.

El coste anual de electricidad se calcula:

$$\text{Coste anual electricidad} = \text{potencia consumida} \cdot \text{precio kWh} \cdot \text{horas anuales de operación} \quad (14-6)$$

La potencia consumida (kW) por cada sistema de compresión es un valor que proporciona Aspen Plus en cada una de las simulaciones.

El coste de la electricidad se ha tomado de la bibliografía [15]. En 2.001, en los Países Bajos, el precio del kilovatio hora industrial fue de 0,066 €/kWh. Como la aplicación que se está tratando no es la industrial, se ha tomado un coste aproximado de 0,1 €/kWh. Para actualizarlo a 2.019, se ha considerado un alza del 40% en el precio, teniendo así un coste de 0,14 €/kWh.

Las horas de operación son 8.150 h/año.

El agua de refrigeración se emplea en los intercambiadores de calor, tanto en los que forman parte de los trenes de compresión como el que se utiliza para enfriar el gas recién comprimido en los casos en los que es necesario el uso de un compresor adicional para elevar la presión hasta la de la red de gas natural, 40 bares.

El coste anual de agua de refrigeración es:

$$\text{Coste anual agua de refrigeración} = \dot{m} \cdot \text{precio } m^3 \cdot \text{horas anuales de operación} \quad (14-7)$$

Donde

$\dot{m}$  es el caudal de agua de refrigeración (m<sup>3</sup>/h) que se ha calculado mediante:

$$Q = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (14-8)$$

Donde:

Q es el calor que absorbe el agua de refrigeración para retirarlo del gas recién comprimido (kcal/h). Es un dato que proporciona *Aspen Plus*

$c_p$  es el calor específico del agua,  $1.000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C}}$

$\Delta T$  es el salto térmico que experimenta el agua, que se ha considerado de  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  [9].

El coste del agua de refrigeración se ha tomado de la bibliografía [15]. En 2.001, en los Países Bajos, el precio del  $\text{m}^3$  de agua de refrigeración procedente de una torre estaba en un rango de  $0,025 - 0,05 \text{ €/m}^3$ . Se ha tomado el valor más alto del rango y para actualizarlo a 2.019, se ha vuelto a considerar un alza del 40% en el precio, teniendo así un coste de  $0,07 \text{ €/m}^3$ .

El coste anual de biogás crudo es:

$$\text{Coste anual de biogás crudo} = \text{caudal de alimentación} \cdot \text{precio Nm}^3 \text{ biogás} \quad (14-9)$$

Se alimentan  $1.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de biogás crudo.

El coste del biogás crudo se ha tomado de la bibliografía [15]. En 2.001, en los Países Bajos, el precio del  $\text{Nm}^3$  de gas natural fue de  $0,2 \text{ €/Nm}^3$ . El coste del biogás se ha tomado como un 50% el del gas natural [4], y para actualizarlo a 2.019 se ha asumido, como en el resto de las utilities, un alza del 40% en el precio, teniendo así un coste de  $0,14 \text{ €/Nm}^3$ .

## 14.1. Configuración (a)

La **Tabla (14-1)** muestra el coste de producción específico de la configuración (a) para los dos casos: cuando el sistema de compresión eleva la presión de la alimentación hasta 20 bares y cuando lo hace hasta los 40.

<i>Configuración (a)</i>	
<b>Coste de producción específico (€/Nm<sup>3</sup>)</b>	
<b>P<sub>MC</sub> = 20 bares</b>	<b>P<sub>MC</sub> = 40 bares</b>
0,3749	0,3379

Tabla 14-1 Costes de producción específico en la configuración (a) a las dos presiones operativas

Se observa que la presión de operación de 40 bares en esta configuración conlleva un menor coste.

## 14.2. Configuración (b)

Las dos tablas siguientes muestran los costes obtenidos para la configuración (b) cuando la alimentación se comprime a 20 y a 40 bares.

<b>Configuración (b), <math>P_{MC} = 20</math> bares</b>	
<b><math>\theta_1</math></b>	<b>Coste de producción específico (€/Nm<sup>3</sup>)</b>
0,1	0,4283
0,2	0,3544
0,3	0,3359
0,32 <sup>(*)</sup>	0,3353
0,4	0,3442
0,4949	0,3749

Tabla 14–2 Costes de producción específico en la configuración (b) para distintos valores de corte a la presión operativa de 20 bares. El valor de coste mínimo se denota por <sup>(\*)</sup>.

<b>Configuración (b), <math>P_{MC} = 40</math> bares</b>	
<b><math>\theta_1</math></b>	<b>Coste de producción específico (€/Nm<sup>3</sup>)</b>
0,1	0,4399
0,2	0,3489
0,3	0,3226
0,35 <sup>(*)</sup>	0,319
0,4	0,3225
0,4608	0,3379

Tabla 14–3 Costes de producción específico en la configuración (b) para distintos valores de corte a la presión operativa de 40 bares. El valor de coste mínimo se denota por <sup>(\*)</sup>.

Estos valores de coste se representan en función del corte de la primera etapa en **Figura (14–1)**.



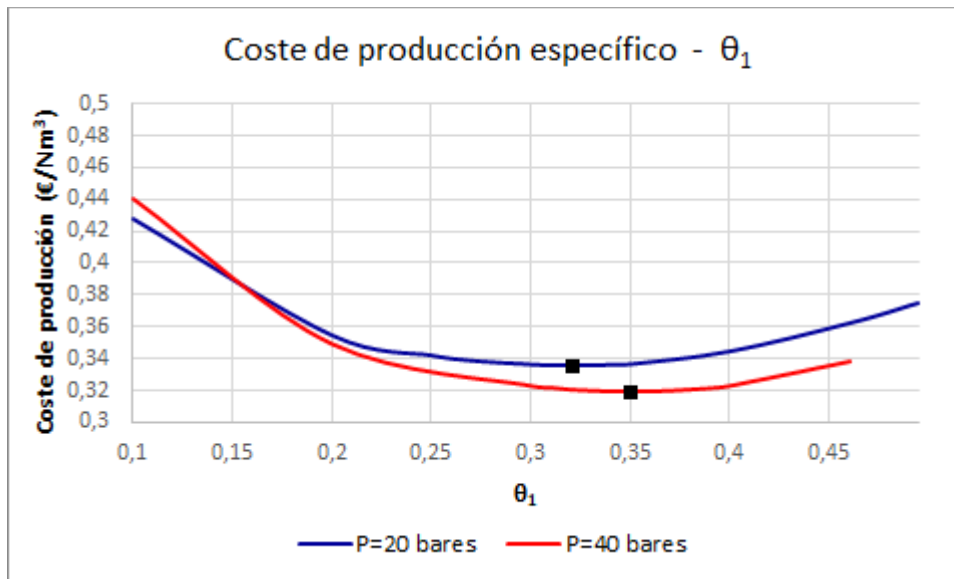


Figura 14–1 Coste de producción de la configuración (b) en función del corte de la etapa 1

Se aprecia cómo para la mayor parte del rango de valores de  $\theta_1$ , el coste de la configuración (b) a una presión de operación de 40 bares es menor que a una de 20. En la gráfica se marca el coste mínimo para cada presión. Resulta que para 40 bares el coste mínimo es inferior al menor coste para 20 bares, de manera que, en esta configuración, al igual que en la anterior, es preferible operar desde el principio a una presión de 40 bares, en vez de hacerlo a 20 bares y posteriormente terminar de comprimir hasta los 40.

### 14.3. Configuración (c)

En las Tablas (14–4) y (14–5) se exponen los costes obtenidos para la configuración (c) cuando los dos sistemas de compresores en serie comprimen hasta 20 bares y cuando lo hacen hasta 40.

<b>Configuración (c), <math>P_{MCI,2} = 20</math> bares</b>	
<b><math>\theta_1</math></b>	<b>Coste de producción específico (€/Nm<sup>3</sup>)</b>
0,1	0,4653
0,2	0,3983
0,3	0,3756
0,4	0,3644
0,5	0,3578
0,6	0,3538
0,7 <sup>(*)</sup>	0,3518
0,8	0,3586
0,9	0,3878

Tabla 14–4 Costes de producción específico en la configuración (c) para distintos valores de corte a la presión operativa de 20 bares. El valor de coste mínimo se denota por <sup>(\*)</sup>.

<b>Configuración (c), <math>P_{MCI,2} = 40</math> bares</b>	
$\theta_1$	Coste de producción específico (€/Nm <sup>3</sup> )
0,1	0,4855
0,2	0,4015
0,3	0,3732
0,4	0,3592
0,5	0,3509
0,6	0,3453
0,7	0,3416
0,8 <sup>(*)</sup>	0,34
0,9	0,3537

Tabla 14-5 Costes de producción específico en la configuración (c) para distintos valores de corte a la presión operativa de 40 bares. El valor de coste mínimo se denota por (\*).

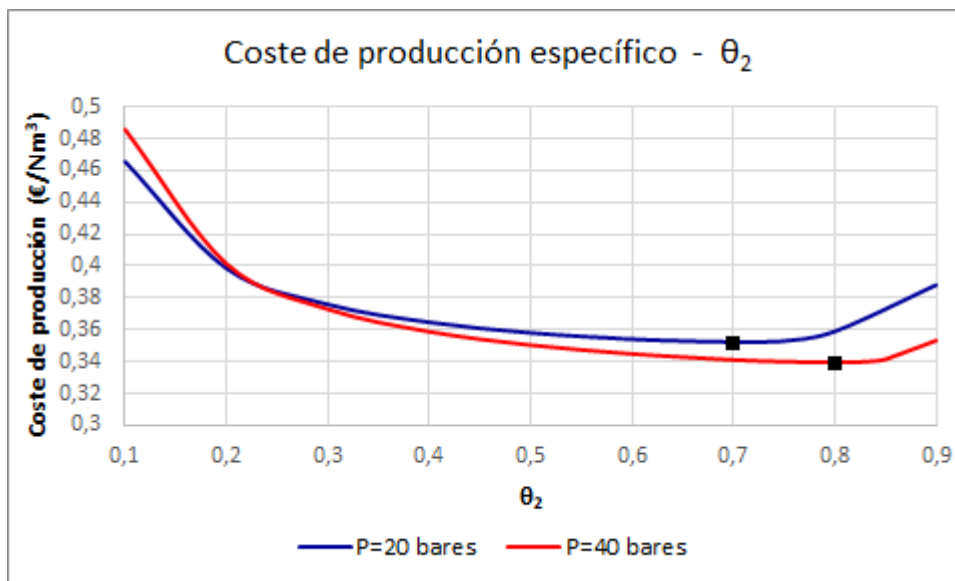


Figura 14-2 Coste de producción de la configuración (c) en función del corte de la etapa 2

En esta configuración, al igual que en las dos anteriores, una presión de operación de 40 bares también conlleva el menor coste, porque a pesar de que esto no ocurre para todo el rango de valores de  $\theta_1$ , se observa que el mínimo coste para 40 bares sí se sitúa por debajo del menor coste para 20.

#### 14.4. Configuración (d)

Ahora se exponen los costes para la configuración (d) cuando los dos trenes de compresión elevan la presión hasta 20 bares y cuando lo hacen hasta 40.

<i>Configuración (d)</i>	
<b>Coste de producción específico (€/Nm<sup>3</sup>)</b>	
<b>P<sub>MC1,2</sub> = 20 bares</b>	<b>P<sub>MC1,2</sub> = 40 bares</b>
0,3584	0,3424

Tabla 14–6 Costes de producción específico en la configuración (d) a las dos presiones operativas

La presión de operación de 40 bares vuelve a suponer un menor coste, como en el resto de los casos.

#### 14.5. Comparativa de costes de producción específicos

Recopilando los costes de las configuraciones (a) y (d) y los mínimos costes de (c) y (d) para 20 y 40 bares, se tiene la siguiente tabla.

	<b>Coste de producción específico mínimo (€/Nm<sup>3</sup>)</b>			
	<b>Configuración (a)</b>	<b>Configuración (b)</b>	<b>Configuración (c)</b>	<b>Configuración (d)</b>
<i>P<sub>MC</sub> = 20 bares</i>	0,3749	0,3353	0,3518	0,3584
<i>P<sub>MC</sub> = 40 bares</i>	0,3379	0,319	0,34	0,3424

Tabla 14–7 Costes específicos mínimos obtenidos para cada configuración

Como ya se venía deduciendo de cada configuración, comprimir la alimentación directamente a 40 bares conlleva un coste menor que hacerlo primero hasta 20 bares y posteriormente hasta los 40. Además, en la **Tabla (14–7)**, comparando las cuatro configuraciones, se aprecia que la más eficiente para la mejora de biogás es la (b), al ser la que implica un menor coste específico.

Por tanto, el coste mínimo, alcanzado en la configuración (b) a 40 bares, es de 0,319 €/Nm<sup>3</sup>, y resulta para estos valores:

$\theta_1$	$\theta_2$	A <sub>1</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>2</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>TOTAL</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>MC</sub> (kW)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)
0,35	0,2313	253,86	461,11	714,96	236,87	96,05

Tabla 14–8 Valores de la configuración (b) para los que se ha obtenido el mínimo coste

Cuanto menor sea el coste total de producción y mayor sea la cantidad de biometano obtenido, menor es el coste de producción específico (ver **Ecuación (14-1)**).

Obtener una mayor cantidad de biometano es sinónimo de lograr una mayor recuperación de CH<sub>4</sub>, ya que la alimentación y la pureza del producto (98 % CH<sub>4</sub>) son fijas para todos los casos.

A continuación, se presenta una tabla que muestra con más detalles los costes de cada configuración para cada una de las dos presiones operativas. De los costes de capital, el único que no se muestra es el de los intercambiadores de calor, debido a que es mucho menor que los costes de los módulos de membrana y equipos de compresión, exactamente uno y dos órdenes de magnitud inferior respectivamente.

	Módulo (€/año)	Compresión (€/año)	Electricidad (€/año)	Agua refrigeración (€/año)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)	€/Nm <sup>3</sup>
(a) P=20	34.282,2	163.785,96	204.068,99	8.661,07	82,51	0,3749
	<b>Coste capital</b> 202.134,09 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.353.730,06 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.555.864,15 €/año					
(a) P=40	11.649,14	103.642,65	230.657,71	9.804,21	88,07	0,3379
	<b>Coste capital</b> 115.291,79 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.381.461,93 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.496.753,71 €/año					
(b) P=20	41.817,84	166.268,97	258.254,28	10.778,06	96,19	0,3353
	<b>Coste capital</b> 212.160,51 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.410.032,34 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.622.192,85 €/año					
(b) P=40	13.314,47	105.210,05	270.265,25	11.374,63	96,05	0,319
	<b>Coste capital</b> 118.524,52 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.422.639,88 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			

Tabla 14-9 Análisis de costes

(c) P=20	45.334,82	249.007,73	296.011,57	12.613,89	98,82	0,3518
	<b>Coste capital</b> 298.998,2 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.449.625,46 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.748.623,65 €/año					
(c) P=40	14.970,11	194.575,36	329.543,85	14.055,55	99,07	0,34
	<b>Coste capital</b> 209.545,47 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.484.599,4 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.694.144,87 €/año					
(d) P=20	43.814,93	248.999,97	284.555,82	12.121,38	96,22	0,3584
	<b>Coste capital</b> 296.888,6 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.437.677,19 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.734.565,79 €/año					
(d) P=40	14.700,9	194.567,6	323.314,33	13.787,73	97,98	0,3424
	<b>Coste capital</b> 209.268,5 €/año (incluye coste HXs)		<b>Coste de operación</b> 1.478.102,06 €/año (incluye coste biogás crudo: 1.141.000 €/año)			
	<b>Coste total de producción</b> 1.687.370,56 €/año					

Tabla 14-9 Análisis de costes (continuación)

En todas las configuraciones, para las dos presiones operativas estudiadas, los costes específicos mínimos se han logrado para las siguientes relaciones entre costes. El coste anual de operación ha resultado, en todos los casos, un orden de magnitud superior al coste de capital anualizado. En este último coste, el término de mayor peso ha sido el coste de los equipos de compresión, superando en un orden de magnitud al coste de los módulos de membrana. En el coste anual de operación han tenido prioridad dos términos, primero el coste de biogás crudo y, un orden de magnitud por debajo, el coste de la electricidad consumida por los equipos de compresión.

En el cálculo del coste de producción específico, se ha incluido el valor del biogás crudo para tener en cuenta la recuperación de CH<sub>4</sub> lograda por cada configuración. Si se obtiene una baja recuperación, significa que es necesario alimentar un mayor caudal de biogás crudo para obtener así una mayor cantidad de biometano, y por consiguiente una mayor recuperación de CH<sub>4</sub>. Si el caudal de alimentación aumenta, también lo hará su coste y, por tanto, se obtendrá un mayor coste de producción específico.

Para los costes de producción específicos mínimos, tal como se observa en la **Tabla (14-9)**, en cada una de las configuraciones, el coste de capital anualizado disminuye conforme aumenta el valor de la presión operativa de 20 a 40 bares. Esta reducción del coste de capital se debe, sobre todo, a la disminución del coste de módulos de membrana, ya que como se mostró en las **Tablas (13-2), (13-3), (13-14) y (13-15)** y en las **Figuras (13-11) y (13-20)**, el área requerida a P = 20 bares es mayor que a P = 40 bares. El coste de equipos de compresión también disminuye conforme aumenta la presión de 20 a 40 bares (pero en una menor proporción de la que lo hace el coste de módulos de membrana), ya que siempre que las configuraciones operan a 20 bares, se necesita un compresor adicional que eleve la presión del producto hasta la de inyección en la red de gas natural, 40 bares.

También se puede apreciar en la **Tabla (14-9)** que, en cada configuración, el coste anual de operación

aumenta conforme crece la presión, ya que es necesario consumir una mayor cantidad de electricidad para operar a una mayor presión. Esto es lo que describen las **Tablas (13-2), (13-3), (13-14) y (13-15)** y las **Figuras (13-12) y (13-21)**, en las que se observa que se consume una mayor potencia de compresión al trabajar con una presión de 40 bares, que al operar a 20 bares y comprimir posteriormente el producto hasta 40.

A cada una de las dos presiones operativas, la **Tabla (14-9)** muestra que el mayor coste, tanto de capital como de operación anuales, corresponde a la configuración (c), al ser esta la que requiere un mayor coste de módulos de membrana, de compresores y de electricidad. Sin embargo, no es la configuración (c) la que conlleva el menor de los costes de producción específicos mínimos. Se muestra que a  $P = 20$  bares, los costes específicos de las configuraciones (a) y (d) son mayores que el de (c), esto sucede porque ambas configuraciones logran un % de recuperación de  $\text{CH}_4$  inferior al conseguido por la configuración (c). Del mismo modo, a  $P = 40$  bares, la configuración (d) vuelve a tener un mayor coste específico que el de (c), de nuevo debido a la menor recuperación alcanzada por (d).

De todos los valores de costes de producción específicos mínimos presentes en la **Tabla (14-9)**, se observa que el mayor ha resultado para la configuración (a), que es la etapa simple, a  $P = 20$  bares. No es porque esta configuración, en esas condiciones operativas, presente el mayor coste total de producción, de hecho, salvo la configuración óptima ((b) a  $P = 40$  bares) y la misma etapa simple pero a  $P = 40$  bares, el resto de configuraciones presentan un mayor coste total. Sino que es esta configuración la que logra la menor recuperación de  $\text{CH}_4$ , aproximadamente el 20 % de  $\text{CH}_4$  se pierde por el permeado. Incluso todas las configuraciones mencionadas anteriormente, que la superan en coste total de producción, alcanzan una mayor recuperación que hace menor su coste de producción específico.

Por otro lado, la configuración (a), que es la etapa simple, a cada presión, es la que presenta el menor coste, tanto de capital como de operación anuales. Esto sucede porque es la que precisa un menor coste de módulos de membrana, de compresores y de electricidad. Sin embargo, la etapa simple no es la configuración óptima, de hecho, a  $P = 20$  bares es la que presenta el mayor de los costes específicos mínimos, debido a su baja recuperación. A  $P = 40$  bares, tampoco la etapa simple es la configuración óptima, sino que el bajo porcentaje de recuperación de  $\text{CH}_4$  lograda hace que la configuración (b), como ya se ha mencionado anteriormente, sea la óptima, la que implica el menor de los costes de producción específicos.

Por tanto, como se ha explicado, la configuración (b) a  $P = 40$  bares no es la óptima por presentar el menor coste total de producción (es inferior el de la configuración (a) a  $P = 40$  bares). Tampoco logra la máxima recuperación de  $\text{CH}_4$ . De hecho, para ambas presiones, la obtenida con (b) es la menor recuperación alcanzada con una configuración de 2 etapas. Lo que sí es cierto es que, la configuración (a), que supone un coste total de producción inferior al de la óptima logra una menor recuperación de  $\text{CH}_4$  que esta. Y, por otra parte, todas las configuraciones de dos etapas salvo la óptima, que logran una recuperación superior a esta, lo hacen a costa de implicar un coste total de producción superior, lo cual no compensa para quitarle el puesto de óptima a la configuración (b).

# 15. ESTUDIO DEL EFECTO DE VARIAR LA PRESIÓN DE ENTRADA EN LA SEGUNDA ETAPA

Se quiere estudiar el efecto que tiene variar la segunda presión, es decir, la presión a la que entra el permeado de la primera etapa en la segunda, con respecto a las variables que se han venido analizando hasta el momento: el área de membrana requerida, la potencia de compresión consumida y la recuperación de CH<sub>4</sub> lograda. De todas las configuraciones, las únicas que tienen un equipo de compresión intermedio entre los dos módulos de membrana son (c) y (d). En la **Tabla (14-7)** se observa que, para las dos presiones operativas, el coste específico mínimo obtenido para la configuración (c) es menor que el que presenta (d). Por tanto, se opta por la configuración (c) para estudiar el efecto del cambio de la segunda presión.

La simulación de la influencia de la segunda presión se realiza con la primera presión fija en 40 bares, por ser, como se aprecia en la **Tabla (14-7)**, la que conlleva un menor coste.

Se van a tomar 4 valores diferentes de la segunda presión: 10, 20, 30 y 40 bares.

A continuación, se explican los equipos con los que se consiguen los 3 primeros valores de la segunda presión; el último, 40 bares, ya ha sido detallado anteriormente (ver **Subsección (13.3.2)**).

Para comprimir la alimentación al segundo módulo hasta 10 bares, es necesario un sistema de 2 etapas de compresión en serie. El retenido que sale de la segunda etapa es comprimido hasta 40 bares antes de mezclarse con la corriente de biogás crudo. Para esta última compresión, es necesario un solo compresor que trabaje con la relación de compresión máxima de 4:1. Como siempre, va seguido de un intercambiador de calor que hace que la temperatura de la corriente que entra en la segunda etapa disminuya hasta 35 °C.

Una segunda presión de 20 bares, al igual que una de 30, se consigue con un tren de 3 etapas de compresión. Posteriormente, se vuelve a emplear un compresor adicional para elevar la presión hasta 40 bares.

En la configuración (c), como se comentó anteriormente, hay dos grados de libertad. Uno de ellos se anula al especificar la pureza de CH<sub>4</sub> (98 %) en el retenido del primer módulo. El segundo grado de libertad se va a anular especificando, o bien el corte, o bien el área de la segunda etapa.

En esta ocasión, como se trata de comparar los 4 valores de la segunda presión, sólo se va a fijar el corte de la segunda etapa, ya que tiene el mismo rango (0-1) para los 4 casos. En cambio, los rangos de valores para el área del segundo módulo son muy distintos en los 4 casos de presión, lo cual hace complicada su comparación.

## 15.1. Comparativa del efecto de variar la presión de entrada en la segunda etapa

Las siguientes tablas muestran los resultados de la simulación a  $P_{MC2} = 10, 20$  y  $30$  bares para distintos valores de corte. Anteriormente se presentó una tabla análoga a estas tres para el caso de  $P_{MC2} = 40$  bares (ver **Tabla (13-11)**).

<b>Configuración (c), P<sub>MC2</sub> = 10 bares</b>						
<b>θ<sub>2</sub></b>	<b>θ<sub>1</sub></b>	<b>A<sub>1</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>TOTAL</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> (kW)</b>	<b>Recup<sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)</b>
0,1	0,8638	1.618,17	329,76	1.947,93	861,16	99,94
0,2	0,7606	1.161,92	341,72	1.503,64	517,37	99,88
0,3	0,6796	984,7	354,82	1.339,52	402,71	99,82
0,4	0,6144	883,51	370,16	1.253,67	345,39	99,75
0,5	0,57	815,11	389,31	1.204,42	311,02	99,66
0,6	0,5165	764,24	415,38	1.179,61	288,13	99,54
0,7	0,4793	724,02	457,05	1.181,07	271,85	99,34
0,8	0,4492	690,7	562,13	1.252,83	259,88	98,84
0,9	0,4444	659,15	1.376,86	2.036,01	253,01	94,98
1	0,4608	625,54	2.833,28	3.458,82	249,03	88,07

Tabla 15–1 Resultados a una segunda presión de 10 bares para distintos valores del corte de la etapa 2

<b>Configuración (c), P<sub>MC2</sub> = 20 bares</b>						
<b>θ<sub>2</sub></b>	<b>θ<sub>1</sub></b>	<b>A<sub>1</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>A<sub>TOTAL</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> (kW)</b>	<b>Recup<sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)</b>
0,1	0,8638	1.618,16	151,04	1769,2	851,64	99,95
0,2	0,7605	1.161,91	156,06	1317,97	520,62	99,89
0,3	0,6795	984,7	161,53	1146,23	410,24	99,84
0,4	0,6143	883,52	167,89	1051,41	355,07	99,77
0,5	0,5608	815,13	175,77	990,89	321,99	99,69
0,6	0,5162	764,27	186,36	950,63	299,96	99,58
0,7	0,4788	724,08	202,91	926,99	284,32	99,41
0,8	0,4482	690,84	241,74	932,58	272,82	99,01
0,9	0,4438	659,25	623,79	1.283,04	267,22	95,07
1	0,4608	625,54	1.301,78	1.927,32	265,13	88,07

Tabla 15–2 Resultados a una segunda presión de 20 bares para distintos valores del corte de la etapa 2



Configuración (c), $P_{MC2} = 30$ bares						
$\theta_2$	$\theta_1$	$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{TOTAL}$ (m <sup>2</sup> )	$P_{Comp,TOTAL}$ (kW)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)
0,1	0,8638	1.618,13	97,95	1.716,08	867,09	99,95
0,2	0,7605	1.161,91	101,12	1.263,03	532,41	99,9
0,3	0,6795	984,7	104,56	1.089,26	420,8	99,84
0,4	0,6143	883,52	108,56	992,09	365,02	99,78
0,5	0,5607	815,14	113,5	928,64	331,58	99,7
0,6	0,5161	764,29	120,12	884,41	309,33	99,6
0,7	0,4787	724,1	130,39	854,49	293,51	99,43
0,8	0,4479	690,87	153,99	844,86	281,91	99,06
0,9	0,4437	659,26	404,25	1.063,51	276,82	95,08
1	0,4608	625,54	845,01	1.470,55	275,63	88,07

Tabla 15–3 Resultados a una segunda presión de 30 bares para distintos valores del corte de la etapa 2

Para los 3 valores anteriores de segunda presión, se expone la **Tabla (15–4)**, que muestra los resultados más detallados de la simulación para  $\theta_2 = 1$  (excepto la potencia consumida por el compresor simple final, por ser prácticamente despreciable) y se observa cómo los valores referidos al primer módulo ( $A_1$ ,  $\theta_1$ ,  $P_{C,1}$ ) junto a la recuperación de CH<sub>4</sub> coinciden con los resultados obtenidos para la etapa única (ver **Tabla (13–3)**). Esto ocurre porque, como en casos anteriores,  $\theta_2 = 1$  significa que toda la alimentación a la segunda etapa es permeada y, por tanto, el primer módulo de esta configuración se está comportando como una etapa única. Por este motivo, las gráficas que se presentan a continuación vuelven a estar limitadas para un valor de  $\theta_2 = 0,9$  en el eje de abscisas.

$P_2$ (bar)	$\theta_2$	$\theta_1$	$A_1$ (m <sup>2</sup> )	$A_2$ (m <sup>2</sup> )	$P_{MC1}$ (kW)	$P_{MC2}$ (kW)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)
10	1	0,4608	625,54	2.833,28	202,15	46,88	88,07
20	1	0,4608	625,54	1.301,78	202,15	62,98	88,07
30	1	0,4608	625,54	845,01	202,15	73,47	88,07

Tabla 15–4 Resultados a los distintos valores de la segunda presión para  $\theta_2 = 1$

En la **Figura (15–1)** se observa que, como sucedía en el caso de una única presión de operación de 20 o de 40 bares, cuanto mayor es la segunda presión menor es el área total de membrana requerida.

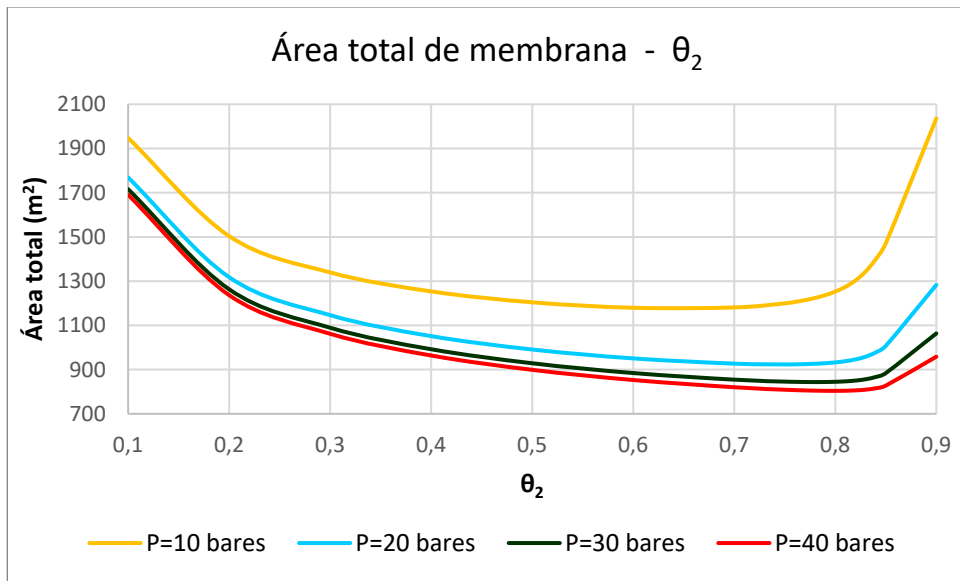


Figura 15–1 Comparativa del área de membrana requerida a los distintos valores de la segunda presión

La siguiente gráfica representa cómo la potencia de compresión consumida es muy similar para los 4 valores de la segunda presión en todo el rango del corte. Sin embargo, sobre todo para los valores mayores de  $\theta_2$ , puede apreciarse que es el caso de la presión de 40 bares el que presenta un consumo de potencia algo superior, seguido de las presiones de 30, 20 y por último 10 bares.

La **Figura (15–2)** muestra que se debe proporcionar un mayor caudal de recirculación cuanto menor sea la presión para garantizar una pureza del 98 % de  $\text{CH}_4$  en el producto, por lo tanto, se requiere un mayor consumo de potencia de compresión.

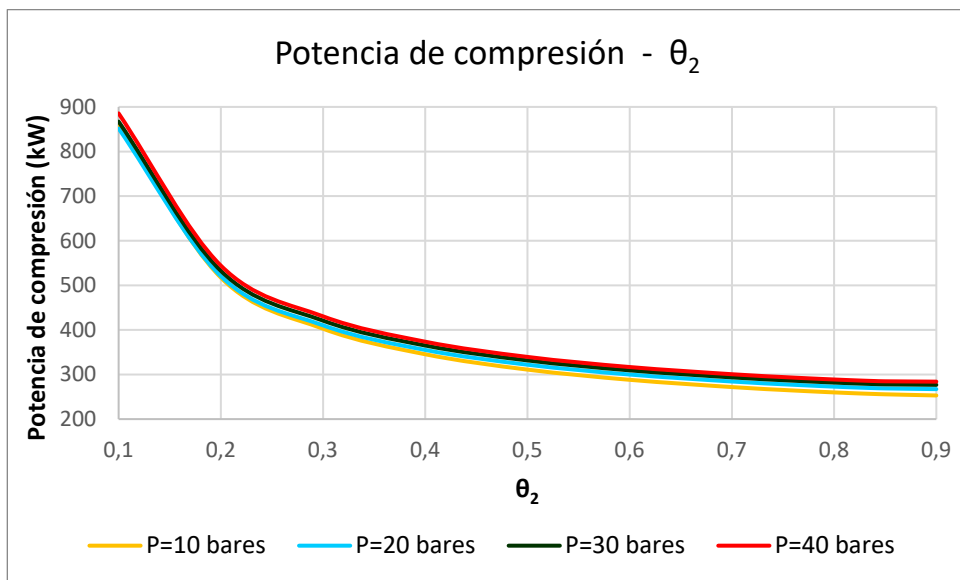


Figura 15–2 Comparativa de la potencia de compresión consumida a los distintos valores de la segunda presión

La recuperación de  $\text{CH}_4$  lograda con cada uno de los valores de la segunda presión también es muy similar prácticamente para todo el rango del corte, sólo la lograda con una presión de 10 bares es algo menor que el resto para valores grandes del corte.

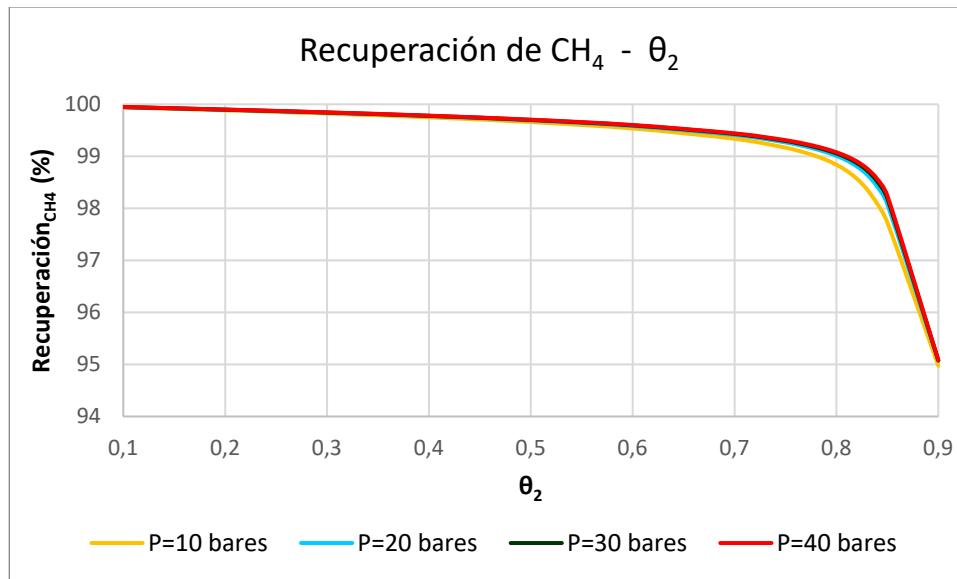


Figura 15–3 Comparativa de la recuperación de CH<sub>4</sub> alcanzada a los distintos valores de la segunda presión

## 15.2. Evaluación económica

Al comparar el efecto de la segunda presión, vuelve a pasar algo similar que al estudiar una presión de operación de 20 y 40 bares. Se requiere un área de membrana menor cuando se opera a la mayor presión, 40 bares, pero también un consumo de potencia de compresión ligeramente mayor. Por su parte, la recuperación de CH<sub>4</sub> lograda es prácticamente la misma para los 4 valores de presión.

Por tanto, se vuelve a hacer una evaluación económica aproximada que permita conocer cuál de los 4 valores de la segunda presión implica el menor coste de producción de biometano.

En la **Tabla (15–5)** se muestran los costes obtenidos para  $P_{MC2} = 10, 20, 30$  y 40 bares en todo el rango de valores del corte.

Costes configuración (c)				
$\theta_2$	$P_{MC2} = 10$	$P_{MC2} = 20$	$P_{MC2} = 30$	$P_{MC2} = 40$
0,1	0,4949	0,4908	0,4931	0,4855
0,2	0,4099	0,4077	0,4098	0,4015
0,3	0,3807	0,3806	0,3819	0,3732
0,4	0,366	0,3665	0,3675	0,3592
0,5	0,3579	0,3579	0,359	0,3509
0,6	0,3521	0,3523	0,3533	0,3453
0,7	0,3481	0,3484	0,3496	0,3416
0,8	0,3476	0,3465	0,347	0,34
0,9	0,3628	0,3612	0,3611	0,3537

Tabla 15–5 Costes específicos obtenidos a los distintos valores de la segunda presión para el rango de valores del corte de la etapa 2

El coste mínimo obtenido para cada presión se expone en la siguiente tabla.

Coste de producción específico mínimo (€/Nm <sup>3</sup> )			
P <sub>MC2</sub> = 10	P <sub>MC2</sub> = 20	P <sub>MC2</sub> = 30	P <sub>MC2</sub> = 40
0,3534	0,3424	0,3467	0,34

Tabla 15–6 Costes específicos mínimos obtenidos a los distintos valores de la segunda presión

La **Figura (15–4)** representa el coste de producción específico para los 4 valores de la segunda presión, en función del corte. Se aprecia que es la segunda presión de 40 bares la que conlleva un menor coste para todo el rango del corte.

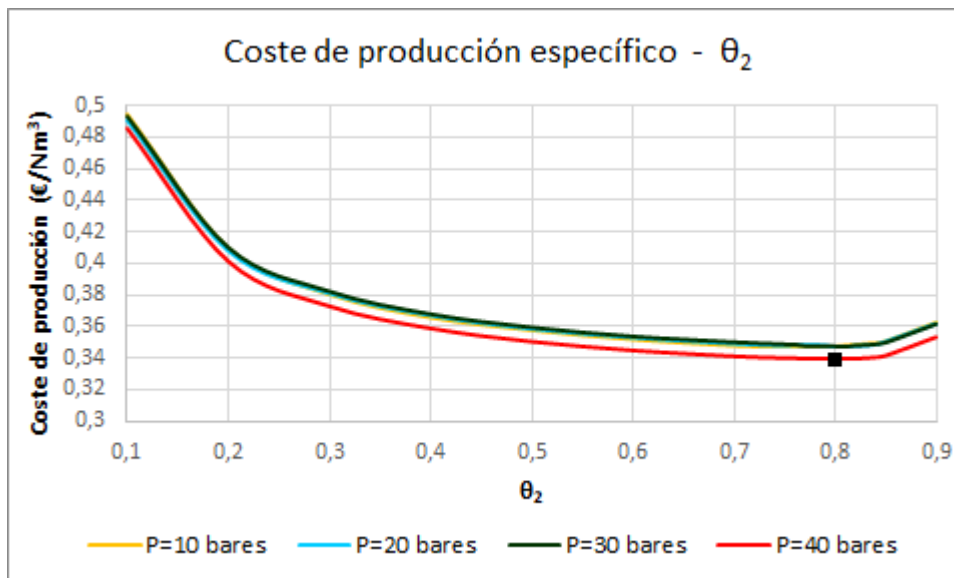


Figura 15–4 Comparativa del coste de producción específico obtenidos a los distintos valores de la segunda presión

El coste mínimo, marcado en la gráfica, es de 0,34 €/Nm<sup>3</sup>, y se alcanza para estos valores:

$\theta_2$	$\theta_1$	A <sub>1</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>2</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>MC1</sub> (kW)	P <sub>MC2</sub> (kW)	Recup <sub>CH<sub>4</sub></sub> (%)
0,8	0,4477	690,89	112,98	202,15	86,67	99,08
<b>A<sub>TOTAL</sub> = 803,87 m<sup>2</sup></b>				<b>P<sub>Comp,TOTAL</sub> = 288,82 kW</b>		

Tabla 15–7 Valores a la segunda presión operativa de 40 bares para los que se ha obtenido el mínimo coste

## 16. PLANTEAMIENTO ÓPTIMO DEL DISEÑO

El problema de optimización consiste en minimizar la siguiente función objetivo:

$$\begin{aligned} \text{Coste de producción específico} &= \frac{\text{Coste de capital} + \text{Coste de operación}}{\text{biometano anual producido}} = \\ &= \frac{\text{Coste de compresores} + \text{Coste de intercambiadores de calor} + \text{Coste de módulos de membrana}}{\text{biometano anual producido}} + \\ &+ \frac{\text{Coste de electricidad} + \text{Coste de agua de refrigeración} + \text{Coste del biogás crudo}}{\text{biometano anual producido}} \end{aligned}$$

Se trata de la función del coste de producción específico, incluyendo el valor del biogás crudo.

Esta función a optimizar está sujeta a la siguiente restricción: la pureza de CH<sub>4</sub> en el biogás mejorado debe ser un 98 %.

Teniendo fijadas la alimentación y la presión de salida del permeado en cada módulo, en todas las configuraciones hay dos grados de libertad por cada etapa.

En la configuración (a), que es la etapa simple, los dos grados de libertad se anulan fijando la pureza de CH<sub>4</sub> en el biogás mejorado y la presión de alimentación al módulo.

En los procesos (b) y (c), que son las configuraciones de dos etapas con recirculación, hay cuatro grados de libertad (dos por cada etapa). Uno de ellos se anula al especificar la pureza de CH<sub>4</sub> en el retenido producto. Otro se suprime fijando, o bien el corte, o bien el área del módulo en el que no se ha especificado la pureza del retenido. Los dos grados de libertad restantes se anulan fijando las presiones operativas en cada etapa.

En el proceso (d), que es la configuración de dos etapas sin recirculación, hay cuatro grados de libertad que se anulan fijando la pureza de CH<sub>4</sub> en las dos corrientes de retenido de cada etapa en el 98 % y especificando las presiones operativas en cada etapa.

Por tanto, en cada configuración hay distintas variables de optimización para encontrar el mínimo coste. En todas ellas, se repiten como variables a optimizar las presiones operativas en cada etapa. En las configuraciones (b) y (c), además, hay otras dos variables de optimización, que son, o bien el corte, o bien el área del módulo en el que no se ha especificado la pureza del retenido.

Estas variables se deben ir variando para encontrar una solución óptima que minimice la función objetivo económica.

# 17. OPTIMIZACIÓN EQUATION-ORIENTED EN ASPEN PLUS

---

La estrategia *Equation-Oriented* (EO) es un método alternativo para resolver diagramas de flujo en *Aspen Plus*. Normalmente, *Aspen Plus* utiliza la estrategia *Sequential Modular* (SM), en la que cada bloque calcula sus flujos de salida con valores dados para los flujos de entrada, los parámetros del modelo y las condiciones de operación. Cuando hay corrientes de recirculación, SM debe iterar en todos los bloques dentro del ciclo de reciclaje hasta converger. Del mismo modo, las especificaciones de diseño requieren bucles iterativos.

EO, por otro lado, recopila las ecuaciones del modelo para todos los bloques en el diagrama de flujo y las resuelve simultáneamente usando solucionadores especializados. Esto tiene la ventaja de evitar iteraciones que involucran flujos de recirculación y especificaciones de diseño. Por lo tanto, permite un ajuste eficiente del modelo (optimización) mediante estimación de parámetros

Las desventajas de EO son:

- Dificultad para diagnosticar problemas de no convergencia
- Complejidad de la configuración del modelo.

Sin embargo, hay muchas clases de problemas que pueden resolverse fácilmente en EO que no son posibles en SM.

EO funciona bien cuando todas las variables están cerca de la solución. Sin embargo, EO no es adecuado para resolver una simulación sin buenas estimaciones para todas las variables. Por lo tanto, antes de resolver el diagrama de flujo en EO, debe inicializarse en SM, con el requisito mínimo es que cada bloque se resuelva una vez.

Una vez definida la estrategia EO, se explica en qué consiste una optimización EO en *Aspen Plus*. Tras definir el diagrama de flujo, se siguen los siguientes pasos:

1. Seleccionar las variables que son grados de libertad
2. Establecer límites en las variables
3. Definir una función objetivo
4. Ejecutar el problema en modo optimización

## ***Selección de grados de libertad***

Las variables que son grados de libertad se pueden definir durante las ejecuciones de la optimización, cambiando las especificaciones a variable optimizada o variable independiente. Normalmente, estas variables corresponden a las condiciones de operación que pueden manipularse y son objetivos del sistema de control.

### ***Elección de límites en las variables***

Al establecer límites superior e inferior en las variables, durante la optimización, el movimiento del solucionador de *Aspen Plus* está restringido por esos límites. Se pueden colocar en cualquier variable, independientemente de si es o no un grado de libertad. Los límites que se imponen a las variables deben representar restricciones, como límites de pureza del producto, límites de inundación, límites de posición de la válvula...

### ***Selección de una función objetivo***

La función objetivo es una ecuación que se pretende optimizar manipulando los grados de libertad del problema. Se puede tener más de una función objetivo en un problema, pero el solucionador solo usa una durante la ejecución. *Aspen Plus* tiene tres tipos diferentes de funciones objetivo EO:

- Personalizada, es decir, una función objetivo definida por el usuario.
- Lineal. Es la suma de valores variables multiplicado por los costos.
- Suma de cuadrados. Es la suma de las desviaciones de las variables ponderadas al cuadrado.

Para definir una función objetivo, se debe nombrar y elegir uno de los tres tipos. A continuación, se especifica la dirección para la optimización, es decir, si se pretende maximizar la función objetivo o, por el contrario, minimizarla. El valor inicial de la función objetivo se establece justo antes de que se ejecute el comando para resolver el problema. También se puede especificar un factor de escala, que es utilizado internamente por *Aspen Plus* durante la fase de solución.

El resto de especificaciones depende del tipo de función objetivo que se haya elegido.

Normalmente, para la optimización económica, la función objetivo es el beneficio, definido como:

$$\text{Beneficio} = \text{Ingresos del producto} - \text{Costes de alimentación} - \text{Costes operativos}$$

Esto generalmente se puede implementar con una función de objetivo lineal siempre que los costes sean constantes. De lo contrario, se puede utilizar una función objetivo personalizada.

### ***Ejecutar el problema en modo de optimización***

Se ejecuta el problema seleccionando el modo optimización.

## 18.ASPEN PROCESS ECONOMIC ANALYZER

---

*Aspen Process Economic Analyzer* (APEA), anteriormente conocido como *Icarus Process Evaluator* (IPE), es un software de estimación de costos que proporciona estimaciones de costo de capital (CAPEX) y estimaciones de costo operativo (OPEX) para evaluar el impacto económico de las decisiones de proceso durante el diseño conceptual.

De esta manera, este software permite evaluar la viabilidad financiera de los conceptos de diseño de procesos con el objetivo de optimizar y / o comparar múltiples esquemas de proceso para maximizar la rentabilidad.

La interfaz entre APEA y los simuladores de procesos es muy sencilla, al estar integrado este software con *Aspen HYSYS* y *Aspen Plus*, evitando así errores causados por la transferencia manual de datos entre los departamentos de diseño de procesos y estimación de costes.

La transferencia automática de los resultados de salida del simulador de procesos, *Aspen Plus* en este proyecto, se efectúa mediante enlaces de sistemas expertos que utiliza APEA.

Para realizar la estimación de costes, primero se realiza un mapeo que relaciona cada modelo de *Aspen Plus*, con un tipo de equipo de proceso de APEA.

Estas asignaciones de los modelos de *Aspen Plus* a los equipos de proceso de APEA pueden variar con ciertas opciones, condiciones o tamaños de equipo.

Las estimaciones de costes generadas se basan en varios parámetros de los modelos de *Aspen Plus*. El tamaño del equipo, por ejemplo, es un requisito previo para el cálculo de costes, por tanto APEA carga automáticamente los resultados de los cálculos de tamaño realizados durante la simulación del proceso.

Si los datos para un modelo de *Aspen Plus* se encuentran fuera de los límites de aplicabilidad de los modelos de APEA, no se realizan los costes para ese modelo.

Los resultados detallados por APEA no se basan en factores, sino que son estimaciones consistentes, ya que este software cuenta con métodos de modelado y programación de costes y diseño estándar de la industria, probados en el tiempo y utilizados por evaluadores para proyectos en todo el mundo.



# 19.ANEXO

## 19.1. Código en Aspen Custom Modeler del modelo de mezcla perfecta

Model MembranaMP

// Variables fijas, constantes

Permeancia(ComponentList) as Notype (Description:"Permeancia (m3(CN)/(h\*m2\*bar)", spec:Fixed);

// Variables fijas, parámetros

F as Flow\_Mol (description:"Caudal de alimentación (kmol/h)", spec:Fixed);

z(ComponentList) as Molefraction (description:"Fracción molar alimentación", lower:0, upper:1, spec:Fixed);

Teta as Constant (description:"Corte", spec:Fixed);

PP as Pressure (description:"Presión en el lado permeado (bar)", spec:Fixed);

PF as Pressure (description:"Presión en el lado alimentación/retenido (bar)", spec:Fixed);

PermeanciaMol(ComponentList) as Notype (Description:"Permeancia (kmol/(h\*m2\*bar))");

// Variables libres

A as Area (description:"Área de la membrana (m2)", spec:Free);

R as Flow\_Mol (description:"Caudal de retenido (kmol/h)", spec:Free);

P as Flow\_Mol (description:"Caudal de permeado (kmol/h)", spec:Free);

xR(ComponentList) as Molefraction (description:"Fracción molar retenido", lower:0, upper:1, value:  
1/size(Componentlist), spec:Free);

yP(ComponentList) as Molefraction (description:"Fracción molar permeado", lower:0, upper:1, value:  
1/size(Componentlist), spec:Free);

N(ComponentList) as Flux\_Mol (description:"Flujo molar a través membrana (kmol/h\*m^2)", lower:0,  
upper:1000, spec:Free);

AlfaEtapa as Constant (Description:"Factor de separación de la etapa o módulo");

Alfai as Constant (Description:"Factor ideal de separación");

// Puertos

Alimentacion as Input MoleFractionPort;

Retenido as Output MolefractionPort;

Permeado as Output MolefractionPort;

F=Alimentacion.F;

P=Permeado.F;

```
R=Retenido.F;
yP=Permeado.z;
xR=Retenido.z;
z=Alimentacion.z;
Permeado.P=PP;
Retenido.P=Alimentacion.P;
Retenido.P=PF;
Retenido.T = Alimentacion.T;
Permeado.T = Alimentacion.T;

// Conversión permeancia
//PermeanciaMol = Permeancia*1.01325 / (273.15*0.0831433);
PermeanciaMol = Permeancia/22.4;

// Ecuaciones del modelo
Balance_componente: F*z=P*yP+R*xR;
//Balance_componente: Alimentación.F*Alimentación.z=Permeado.F*Permeado.z+Retenido.F*Retenido.z;
Fracciones_molares_permeado: yP=N/sigma(N);
//Fracciones_molares_permeado: Permeado.z=N/sigma(N);
Corte: P=Teta*F;
//Corte: Permeado.F=Teta*Alimentación.F;
Área: A=P/sigma(N);
//Área: A=Permeado.F/sigma(N);
Ecuación_básica: N=PermeanciaMol*(PF*xR-PP*yP);
//Ecuación_básica: N=PermeanciaMol*(Alimentación.P*Retenido.z-Permeado.P*Permeado.z);
Fracciones_molares_retenido: sigma(xR)=1;
//Fracciones_molares_retenido: sigma(Retenido.z)=1;
Factor_separación_módulo: AlfaEtapa=(yP("CO2")/yP("CH4"))/(xR("CO2")/xR("CH4"));
//Factor_separación_módulo:
AlfaEtapa=(Permeado.z("CARBONO")/Permeado.z("METANO"))/(Retenido.z("CARBONO")/Retenido.z("METANO"));
Factor_ideal_separación: Alfai=PermeanciaMol("CO2")/PermeanciaMol("CH4");

End
```

## 19.2. Código en Aspen Custom Modeler del modelo de flujo cruzado

Model MembranaFC

// Variables fijas, constantes

Permeancia(ComponentList) as Notype (description:"Permeancia (m<sup>3</sup>(CN)/(h\*m<sup>2</sup>\*bar))", spec:Fixed);

// Variables fijas, parámetros

NCeldas as IntegerParameter (description:"Número de celdas", value:100);

A as Area (description:"Área de la membrana (m<sup>2</sup>)", spec:Fixed);

PP as Pressure (description:"Presión en el lado permeado (bar)", spec:Fixed);

PermeanciaMol(ComponentList) as Notype (description:"Permeancia (kmol/(h\*m<sup>2</sup>\*bar))");

// Variables libres

ACelda as Area (description:"Área de cada celda (m<sup>2</sup>)");

R([0:NCeldas]) as Flow\_Mol (description:"Caudal de retenido por celda (kmol/h)");

P([1:NCeldas]) as Flow\_Mol (description:"Caudal de permeado por celda (kmol/h)");

xR(ComponentList,[0:NCeldas]) as Molefraction (description:"Fracción molar retenido por celda ");

yP(ComponentList,[1:NCeldas]) as Molefraction (description:"Fracción molar permeado por celda");

Teta as Constant (description:"Corte");

AlfaEtapa as Constant (description:"Factor de separación del módulo");

Alfai as Constant (description:"Factor ideal de separación");

// Puertos

Alimentacion as Input MoleFractionPort;

Retenido as Output MoleFractionPort;

Permeado as Output MoleFractionPort;

// Conversión permeancia

PermeanciaMol = Permeancia / 22.4;

// Condiciones de entrada del retenido

R(0) = Alimentacion.F;

FOR component IN ComponentList DO

    xR(component,0) = Alimentacion.z(component);

ENDFOR

// Ecuaciones del modelo para cada celda

ACelda = A / NCeldas;

FOR k IN [1:NCeldas] DO

Balance\_global:  $R(k-1) = R(k) + P(k)$ ;

FOR component IN ComponentList DO

Ecuación\_básica:  $P(k) * yP(\text{component},k) = ACelda * PermeanciaMol(\text{component}) * (Retenido.P * xR(\text{component},k) - Permeado.P * yP(\text{component},k))$ ;

Balance\_componente:  $R(k-1) * xR(\text{component},k-1) = R(k) * xR(\text{component},k) + P(k) * yP(\text{component},k)$ ;

ENDFOR

Fracciones\_molares\_permeado:  $\sigma(\text{foreach}(\text{component IN ComponentList}) yP(\text{component},k)) = 1$ ;

ENDFOR

// Retenido total

Retenido.F = R(NCeldas);

FOR component IN componentlist DO

Retenido.z(component) = xR(component,NCeldas);

ENDFOR

// Permeado total

Permeado.F =  $\sigma(P)$ ;

FOR component IN ComponentList DO

Permeado.F \* Permeado.z(component) =  $\sigma(\text{foreach}(\text{celda IN [1:NCeldas]}) P(\text{celda}) * yP(\text{component},\text{celda}))$ ;

ENDFOR

// Condiciones de presión y temperatura

Retenido.P = Alimentacion.P;

Retenido.T = Alimentacion.T;

Permeado.P = PP;

Permeado.T = Alimentacion.T;

// Ecuaciones del modelo para el módulo

Corte:  $\text{Permeado.F} = \text{Teta} * \text{Alimentacion.F}$ ;

Factor\_separación\_módulo:  $\text{AlfaEtapa} = (\text{Permeado.z}(\text{"CO2"}) / \text{Permeado.z}(\text{"CH4"})) / (\text{Retenido.z}(\text{"CO2"}) / \text{Retenido.z}(\text{"CH4"}))$ ;

Factor\_ideal\_separación:  $\text{Alfai} = \text{PermeanciaMol}(\text{"CO2"}) / \text{PermeanciaMol}(\text{"CH4"})$ ;

End

## REFERENCIAS

---

- [1] Seader. J.D. Seader et al. Separation Process Principles (Chap.14). 3rd Ed. 2010. Wiley
- [2] Basu S, Khan A, Cano-Odena A, Liu C, Vankelecom I. Membrane-based technologies for biogas separations. Chemical Society Reviews. 2009
- [3] Pedro Ollero de Castro. Diapositivas Operaciones de Separación con Membranas. Enero 2017
- [4] Liyuan Deng, May-Britt Hägg. Techno-economic evaluation of biogas upgrading process using CO<sub>2</sub> facilitated transport membrane. International Journal of Greenhouse Gas Control. Enero 2010
- [5] Xiao Yuan Chen, Hoang Vinh-Thang, Antonio Avalos Ramirez, Denis Rodriguez and Serge Kaliaguine. Membrane gas separation technologies for biogas upgrading. Royal Society of Chemistry. Febrero 2015
- [6] Marco Scholz, Thomas Melin, Matthias Wessling. Transforming biogas into biomethane using membrane technology. Renewable and Sustainable Energy Reviews. Octubre 2012
- [7] A. Makaruk, M. Miltner, M. Harasek. Membrane biogas upgrading processes for the production of natural gas substitute. Separation and Purification Technology. Mayo 2010
- [8] Miltner, Harasek. Application of gas permeation for biogas upgrade – Operational experiences of feeding biomethane into the Austrian gas grid. Enero 2008
- [9] Sinnott. Sinnott, Ray, and Gavin Towler. Diseño en ingeniería química, Editorial Reverté, 2012
- [10] Follmann P. Membrane gas separation processes for post combustion CO<sub>2</sub> capture from coal fired power plants. PhD thesis, RWTH Aachen University; 2010.
- [11] G.A. Karim, I. Wierzba, Methane–carbon dioxide mixtures as a fuel, SAE Technical Paper
- [12] S. Wood, A.T. Harris, Porous burners for lean-burn applications, Progress in Energy and Combustion Science, 2008
- [13] V.A. Sazonov, Z.R. Ismagilov, N.A. Prokudina, Catalytic combustion of lean methane–air mixtures, Catalysis Today
- [14] Anneli Petersson, Arthur Wellinger, Biogas Upgrading Technologies – Developments and Innovations, IEA Bioenergy, Octubre 2009
- [15] Alexandre C. Dimian. Integrated design and simulation of chemical processes, Elsevier