



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA  
BARCELONATECH  
Escola d'Enginyeria de Barcelona Est

TRABAJO DE FINAL DE GRADO

**Grado en Ingeniería Química**

**DISEÑO DE UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE CO<sub>2</sub> PARA EL  
TRATAMIENTO DE BIOGÁS.**



**Memoria y Anexos**

**Autor/a:** Aitor Sainz Codes  
**Director/a:** Francesc Estrany Coda  
**Convocatoria:** Junio 2022



## Resumen

El compromiso político de la Unión Europea de alcanzar la neutralidad climática y lograr una economía circular ha promovido en los últimos años la producción y uso de energías renovables. Entre estas destaca el biogás, una mezcla de gases, con una composición cercana al 60% en metano y 40% en dióxido de carbono, que se produce a partir de la degradación anaeróbica de residuos orgánicos y puede purificarse para obtener biometano, un gas con alto contenido en metano con potencial para ser un sustituto del gas natural. Este proyecto consiste en el diseño y análisis económico de un proceso de purificación de biogás mediante absorción química en una columna de relleno aleatorio. El diseño, basado en balances de materia y complementado con una simulación en Aspen Hysys, se ha realizado para una corriente de biogás que se purifica con una disolución acuosa de monoetanolamina al 30% en peso. Partiendo de un caudal de biogás estimado como una base de cálculo representativa de las producciones de varias plantas europeas, se consigue una elevada producción horaria de un biometano de alta pureza que se inyecta en la red de gas. Los resultados de la evaluación económica realizada hacen atractiva la inversión en este proyecto por su rentabilidad económica; además, la instalación proyectada tiene un valor estratégico en el marco de la política ambiental europea indicada al inicio.

## Resum

El compromís polític de la Unió Europea d'assolir la neutralitat climàtica i una economia circular ha promogut en els darrers anys la producció i ús d'energies renovables. Entre aquestes destaca el biogàs, una barreja de gasos, amb una composició propera al 60% en metà i 40% en diòxid de carboni, que es produeix a partir de la degradació anaeròbica de residus orgànics i es pot purificar per obtenir biometà, un gas amb alt contingut en metà i potencial per ser un substitut del gas natural. Aquest projecte consisteix en el disseny i l'anàlisi econòmica d'un procés de purificació de biogàs mitjançant absorció química en una columna de rebliment aleatori. El disseny, basat en balanços de matèria i complementat amb una simulació a Aspen Hysys, s'ha realitzat per a un corrent de biogàs que es purifica amb una dissolució aquosa de monoetanolamina al 30% en pes. Partint d'un cabal de biogàs estimat com una base de càlcul representativa de les produccions de diverses plantes europees s'aconsegueix una producció horària elevada d'un biometà d'alta puresa que s'injecta a la xarxa de gas. Els resultats de l'avaluació econòmica realitzada fan atractiva la inversió en aquest projecte per la seva rendibilitat econòmica; a més, la instal·lació projectada té un valor estratègic en el marc de la política ambiental europea indicada a l'inici.

## **Abstract**

The political commitment of the European Union to reach climate neutrality and a circular economy has promoted the production and use of renewable energies in recent years. Among these, biogas stands out as a mixture of gases, with an approximate composition of 60% methane and 40% carbon dioxide, which is produced from the anaerobic degradation of organic waste and can be purified to obtain biomethane, a gas with high methane content and potential to be a substitute for natural gas. This project consists in the design and economic analysis of a biogas purification process by chemical absorption in a random packed column. The design, based on material balances and complemented by a simulation in Aspen Hysys, has been carried out for a biogas stream that is purified with an aqueous solution of monoethanolamine at 30% wt.. Starting from an estimated biogas flow as a representative of the productions of several European plants, a high hourly production of a high-purity biomethane is achieved, which is injected into the gas network. The results of the economic evaluation carried out make investment in this project attractive due to its economic profitability; In addition, the projected installation has a strategic value within the framework of the European environmental policy indicated at the beginning.



## **Agradecimientos**

Agradecer en primer lugar a mi familia, en especial a mis padres, por todo el apoyo y ayuda durante todos estos años de carrera. Agradecer también a Francesc Estrany, director del trabajo, el interés mostrado en el tema desde el principio y toda la ayuda y consejos recibidos durante la elaboración del trabajo. Finalmente, agradecer a las empresas Koch-Glitsch, Quimidroga y Sulzer por proporcionarme el precio de los productos solicitados.



# Glosario

## Definiciones

**Absorbente:** Líquido o disolución que se utiliza para absorber uno o varios solutos de un gas en una operación de absorción.

**Absorción química:** Operación unitaria en que un gas soluble contenido en una mezcla de otros gases inertes es absorbido por un líquido con el que se producen reacciones químicas.

**Biogás:** Gas compuesto mayoritariamente por metano y dióxido de carbono, obtenido de la digestión anaeróbica de la materia orgánica en ausencia de oxígeno.

**Biorreactor:** Recipiente utilizado para llevar a cabo una reacción biológica.

**Digestato:** Residuo semilíquido obtenido tras la digestión anaerobia de residuos orgánicos.

**Digestión anaerobia:** Proceso biológico de descomposición de la materia orgánica en ausencia de oxígeno.

**Digestor:** Biorreactor donde se lleva a cabo la digestión anaerobia de la materia orgánica.

**Relleno de la columna:** Elemento de una columna de absorción consistente en un conjunto de sólidos, ordenados aleatoriamente o siguiendo una estructura, que proporciona el área de contacto entre la fase gaseosa y líquida.

**Sustrato:** Materia orgánica introducida en el digestor para la producción de biogás.

## Abreviaturas

**AIE:** Agencia Internacional de la Energía.

**CH<sub>4</sub>:** Metano

**CO<sub>2</sub>:** Dióxido de carbono.

**EDAR:** Estación Depuradora de Aguas Residuales.

**H<sub>2</sub>O:** Agua

**H<sub>2</sub>S:** Sulfuro de hidrógeno.

**IRENA:** Agencia Internacional de las Energías Renovables

**MEA:** Monoetanolamina.

**MITECO:** Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico.

**SANDACH:** Subproductos Animales No Destinados al Consumo Humano.

**TIR:** Tasa Interna de Retorno.

**VAN:** Valor Actualizado Neto.





# Índice

<b>RESUMEN</b>	<b>I</b>
<b>RESUM</b>	<b>II</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>III</b>
<b>AGRADECIMIENTOS</b>	<b>V</b>
<b>GLOSARIO</b>	<b>VI</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>3</b>
I.1. Objetivos del trabajo.....	3
I.2. Alcance del trabajo .....	3
<b>1. BIOGÁS: CONCEPTOS BÁSICOS Y SITUACIÓN ACTUAL</b>	<b>5</b>
1.1. Definición .....	5
1.2. Aplicaciones e impacto medioambiental .....	5
1.3. Proceso de obtención .....	6
1.4. Situación de la industria del biogás en España.....	12
1.4.1. Fomento del biogás en España .....	13
1.4.2. Plantas productoras de biogás .....	14
1.5. Situación del biogás en Europa y otros países .....	15
<b>2. TÉCNICAS DE PURIFICACIÓN DE BIOGÁS</b>	<b>22</b>
2.1. Técnicas de absorción .....	24
2.1.1. Absorción física.....	25
2.1.2. Absorción química .....	25
2.2. Técnicas de adsorción .....	26
2.3. Técnicas de separación criogénica .....	27
2.4. Técnicas de separación con membrana .....	28
2.4.1. Tipos de membranas .....	29
2.5. Técnicas biológicas.....	30
2.6. Elección de la técnica de purificación.....	31
<b>3. TEORÍA DE LA ABSORCIÓN</b>	<b>33</b>
3.1. Fundamentos de la absorción .....	33
3.2. Diseño de torres de absorción.....	39
3.2.1. Determinación del absorbente .....	39

3.2.2.	Flujo óptimo del absorbente.....	40
3.2.3.	Dimensionado de la columna y caída de presión .....	40
3.2.4.	Elección del relleno y de los accesorios de la columna .....	46
3.3.	Equipo complementario .....	51
3.3.1.	Torre de desorción .....	51
3.3.2.	Bombas .....	51
3.3.3.	Intercambiadores de calor .....	55
<b>4.</b>	<b>DEFINICIÓN DE UNA BASE DE CÁLCULO</b> .....	<b>58</b>
4.1.	Definición de la corriente de biogás de diseño .....	58
4.1.1.	Caudal, presión y temperatura .....	59
4.1.2.	Composición .....	60
4.2.	Objetivos de purificación .....	63
4.3.	Elección del absorbente.....	64
4.4.	Balance de materia y energía .....	67
4.5.	Dimensionado .....	72
4.6.	Equipo complementario .....	77
<b>5.</b>	<b>SIMULACIÓN DEL PROCESO</b> .....	<b>82</b>
5.1.	Elaboración de la simulación .....	82
5.2.	Determinación del caudal de absorbente .....	86
5.3.	Resultados de la simulación.....	87
5.3.1.	Corriente de absorbente a regenerar .....	88
5.3.2.	Corriente de biometano.....	90
	<b>ANÁLISIS DEL IMPACTO AMBIENTAL</b> .....	<b>93</b>
	Peligros ocasionados por fallos en la operación .....	93
	Informe de la huella de carbono .....	93
	<b>CONCLUSIONES</b> .....	<b>97</b>
	<b>PRESUPUESTO Y/O ANÁLISIS ECONÓMICO</b> .....	<b>98</b>
	<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	<b>109</b>
	<b>ANEXO A: MARCO JURÍDICO DEL BIOGÁS EN ESPAÑA Y LA UE</b> .....	<b>119</b>
A.1.	Legislación sanitaria.....	119
A.2.	Legislación medioambiental.....	119
A.3.	Cambio climático y reducción de gases de efecto invernadero .....	120

A.4. Uso del biogás.....	121
A.5. Uso del digestato .....	122
<b>ANEXO B: DATOS DE SOLUBILIDAD</b> .....	<b>124</b>
B.1. Datos de solubilidad CO <sub>2</sub> en monoetanolamina (MEA).....	124
B.1.1. 15% wt. MEA.....	124
B.1.2. 30% wt. MEA.....	128
B.1.3. 45% wt. MEA.....	137
B.1.4. 60% wt. MEA.....	140
B.2. Datos de solubilidad H <sub>2</sub> S en monoetanolamina (MEA) .....	143
B.2.1. 15% wt. MEA.....	143
B.2.2. 30% wt. MEA.....	146
B.3. Datos de solubilidad CH <sub>4</sub> en monoetanolamina (MEA).....	149
B.3.1. 15% wt. MEA.....	149
<b>ANEXO C: CONSTANTES, PROPIEDADES FÍSICAS Y CONVERSIÓN DE UNIDADES</b> _	<b>153</b>
<b>ANEXO D: FICHAS TÉCNICAS Y HOJAS DE SEGURIDAD</b> .....	<b>155</b>
D.1. HOJA DE SEGURIDAD MONOETANOLAMINA (Fuente: [66]) .....	155
D.2. FICHAS TÉCNICAS RELLENOS ALEATORIOS (Fuente: [44]).....	162
D.3. FICHAS TÉCNICAS ACCESORIOS COLUMNA.....	163
D.4. FICHA TÉCNICA BOMBA .....	165







## **Introducción**

Uno de los objetivos políticos y sociales más ambiciosos de la actualidad es conseguir una economía circular en que los residuos se reduzcan al mínimo y se aprovechen los materiales de un producto al finalizar su vida útil. Otro objetivo prioritario es la reducción del consumo energético de combustibles fósiles y su eventual sustitución por energías renovables y limpias para alcanzar en un futuro la neutralidad de emisiones.

Un motivo de peso para la elección del tema del trabajo fue el potencial de la industria del biogás para ayudar a alcanzar ambas metas. La producción de biogás sigue los principios de la economía circular al aprovechar los residuos para obtener un nuevo producto que se purifica para producir biometano, un gas que puede usarse como sustituto del gas natural o licuarse para obtener un combustible de vehículos.

### **I.1. Objetivos del trabajo**

El objetivo principal del proyecto es diseñar una columna de absorción para la purificación de biogás en biometano de alta pureza. El diseño, complementado por una visión general de la industria de purificación de biogás y una simulación del proceso en Aspen Hysys, cubrirá la elección del absorbente más adecuado y la determinación de su caudal de operación óptimo, el dimensionado de la columna y la elección del modelo de relleno y del resto de complementos y accesorios necesarios. Una vez completado el diseño, se hará un análisis económico del proceso de purificación para determinar los costes y la viabilidad de la inversión y un análisis del impacto ambiental donde se calculará la huella de carbono.

### **I.2. Alcance del trabajo**

El trabajo se centra en el diseño y análisis económico de la purificación de biogás en una columna de relleno mediante absorción química. Previamente a la exposición de los fundamentos teóricos de la absorción química y el procedimiento de diseño seguido, se introducirá el biogás y su situación actual en diferentes países y se comentarán las técnicas más utilizadas para su purificación. Por tanto, pese a ser el diseño de la columna de absorción el foco principal del trabajo, este también cubrirá otros aspectos más generales de la industria del biogás.



# 1. Biogás: Conceptos básicos y situación actual

## 1.1. Definición

El biogás es una mezcla de gases de origen orgánico que contiene mayoritariamente metano (50%-75%) y dióxido de carbono (25%-50%), además de trazas de otros gases (oxígeno, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno, ...) y vapor de agua. La composición es variable porque depende de la materia orgánica utilizada para producirlo, la cual proviene principalmente de explotaciones ganaderas y agroindustriales, estaciones depuradoras de aguas residuales y residuos domésticos. Esta materia orgánica cuando se degrada en condiciones anaerobias produce biogás, que puede emplearse en diferentes aplicaciones energéticas. [1] Debido a su producción a partir de residuos orgánicos y climáticamente neutra, es una fuente energética con un gran potencial para alcanzar los objetivos político-sociales de reducción de emisiones y economía circular. [2]

## 1.2. Aplicaciones e impacto medioambiental

Una de las ventajas del biogás respecto a otras energías renovables es que puede usarse para las tres aplicaciones energéticas más relevantes, se puede utilizar para producir energía térmica, eléctrica (o ambas mediante un sistema de cogeneración) y como biocarburante. [1] En consecuencia, dado su elevado potencial energético y su contribución a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, el biogás podría ser un posible sustituto del gas natural y de los combustibles fósiles. [3]

Esta reducción de emisiones se lleva a cabo de tres formas diferentes. Por un lado, al utilizar biogás como fuente de energía o carburante se emiten menos emisiones que utilizando un combustible fósil. Además, el proceso de obtención de biogás también contribuye a la reducción de emisiones, ya que los residuos orgánicos que se degradan en el digestor para producir biogás emiten metano durante su descomposición, que sería emitido a la atmósfera en caso de estar en un vertedero. Finalmente, la tercera contribución del biogás corresponde al digestato obtenido en el digestor, el cual se puede usar como fertilizante en sustitución de otros fertilizantes producidos con altas cantidades de energía. [4]

El potencial energético del biogás depende principalmente de la cantidad de metano, siendo el contenido en metano cercano al 60%. Aunque el biogás contiene otros gases como dióxido de carbono y pequeñas trazas de sustancias como hidrógeno, estos no contribuyen al contenido energético del biogás. Asumiendo un contenido en metano del 65% y que cada metro cúbico de metano equivale a 34 MJ de energía, cada metro cúbico de biogás equivaldría a 22 MJ, lo que supone una generación energética de 8060 MJ al año a partir de un caudal de 1 metro cúbico de biogás al día. [4] La purificación de biogás permite obtener biometano, el cual puede utilizarse como combustible de vehículos cuando

se licua. Su contenido energético es similar al de otros combustibles muy usados actualmente como el petróleo y el diésel (tabla 1.1), demostrando el potencial del biogás como sustituto de los combustibles convencionales. Otra ventaja es que su temperatura de ignición es más elevada que la del diésel y el petróleo, reduciendo las probabilidades de explosión en accidentes de tráfico. [5]

**Tabla 1.1. Contenido energético de diferentes combustibles (Fuente: Elaboración propia a partir de [5])**

Combustible de vehículo	Contenido energético (kWh)
1 Nm <sup>3</sup> biogás purificado (97% metano)	9,67
1 Nm <sup>3</sup> gas natural	11,00
1 L petróleo	9,06
1 L diésel	9,80

Pese al potencial del biogás como energía renovable, hay que tener en cuenta que, al tener un contenido de metano elevado, una fuga de biogás puede provocar emisiones más perjudiciales que las generadas por el uso de un combustible fósil. [4] Otros riesgos que hay que considerar durante la producción y purificación de biogás es que se trata de un gas inflamable que puede provocar heridas por quemadura y asfixia y que puede contener productos tóxicos como el H<sub>2</sub>S. [5]

Como el resto de energías renovables, el empleo y la producción de biogás en España está regulada por una normativa en un marco jurídico europeo y estatal. Para no desviar el enfoque del trabajo de la purificación de biogás mediante absorción, la normativa aplicada al biogás se incluye en el anexo A, donde se puede consultar con detalle.

### 1.3. Proceso de obtención

El biogás se obtiene por la degradación de la materia orgánica en condiciones anaeróbicas, es decir, en ausencia de oxígeno. Aunque se puede formar en la naturaleza, la principal fuente de biogás es la producción a partir de residuos agroindustriales, lodos de las estaciones depuradoras de aguas residuales o residuos orgánicos domésticos.

El biorreactor en que se lleva a cabo el proceso de descomposición de la materia orgánica se conoce como digestor anaeróbico, ya que dicho proceso se desarrolla en ausencia de oxígeno. La materia orgánica se introduce en el interior del biorreactor donde se han fijado unas condiciones de operación para que se produzca la degradación, para maximizar la producción de biogás es común alimentar el

biorreactor con una mezcla de sustratos (materia orgánica introducida al digestor), teniendo en cuenta que los diferentes componentes de la mezcla no inhiban la reacción de descomposición. [1]

La digestión anaeróbica está formada por fases que suceden simultáneamente mientras el sustrato se degrada. En cada una de estas fases intervienen diferentes poblaciones de microorganismos con diferentes velocidades de crecimiento e interacciones con los componentes del sustrato. En la figura 1.1 se muestra el proceso de digestión anaeróbica con las diferentes fases que lo forman. El sustrato introducido al digestor contiene diferentes tipos de biomoléculas orgánicas como lípidos, proteínas y glúcidos. En la fase de hidrólisis, los microorganismos destruyen los enlaces que unen las unidades estructurales básicas de estas biomoléculas, llamadas monómeros. Una vez la materia orgánica introducida ha sido degradada a monómeros, los microorganismos los utilizan para generar ácido acético y ácido carbonoso en la fase de Acidogénesis. Finalmente, en la fase de metanogénesis se produce metano y dióxido de carbono a partir de los ácidos obtenidos en la fase de Acidogénesis. [6]

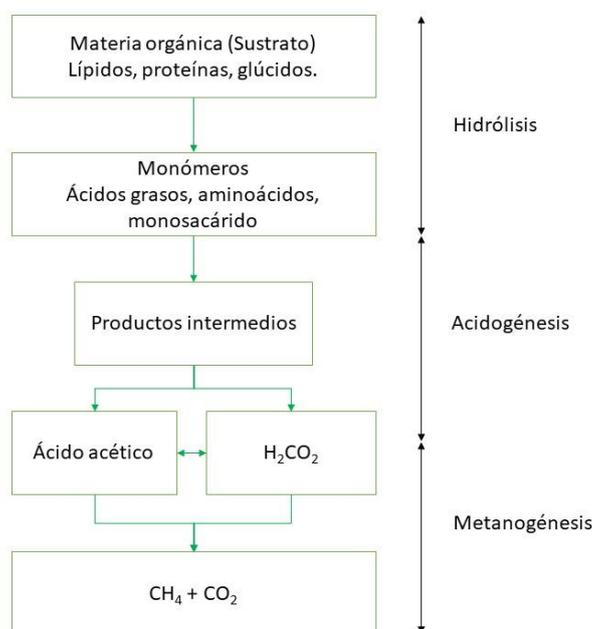
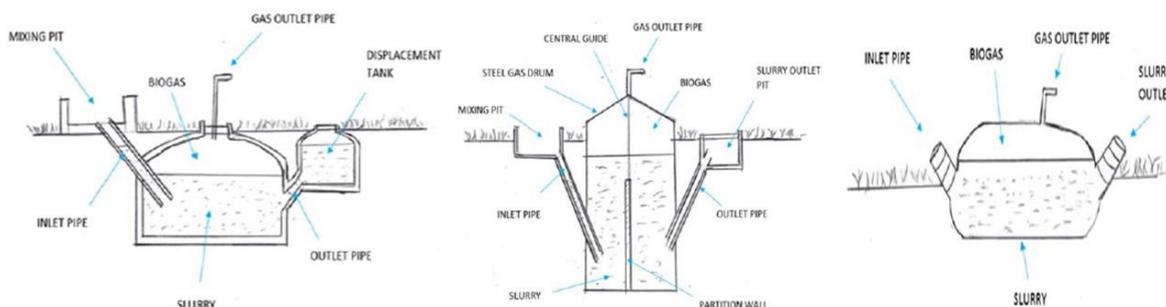


Figura 1.1. Proceso de digestión anaeróbica (Fuente: Elaboración propia a partir de [7])

La cantidad de biogás producida depende de diferentes parámetros como el tamaño y tipo de digestor, la cantidad y tipo de sustrato introducido, el tiempo que permanece este en el digestor, la actividad biológica del digestor o la temperatura. [4] Por otro lado, el ritmo de producción está condicionado por la velocidad del proceso de digestión, la cual está limitada por la etapa más lenta. Para incrementar la velocidad de digestión al sustrato se le aplica un pretratamiento para disminuir el tamaño de las partículas que contiene o para incrementar la solubilidad. [6]

El diseño del digestor es importante para conocer su capacidad y poder estimar la producción de biogás. A continuación, en la figura 1.2 se muestran imágenes de diferentes tipos de digestores para producir biogás a pequeña escala.

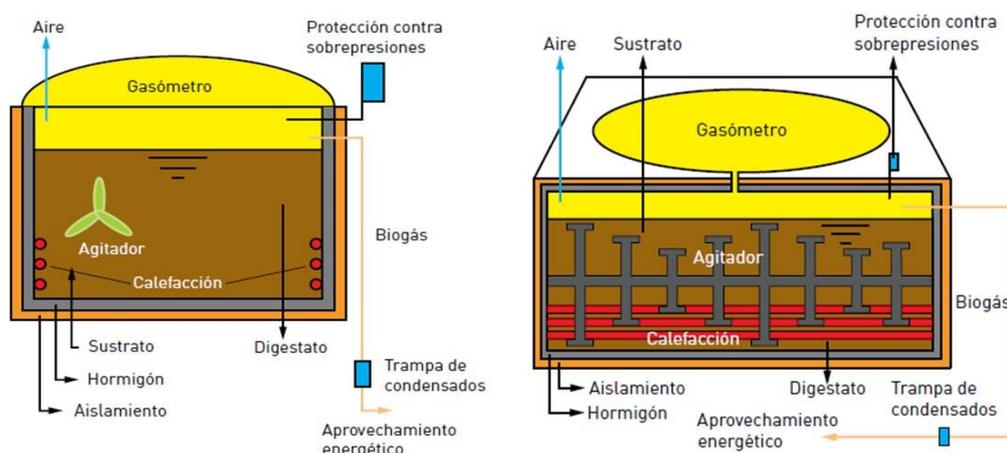


**Figura 1.2. Tipos de digestores anaeróbicos para la producción de biogás a pequeña escala. De izquierda a derecha: Domo fijo, Tambor flotante, Globo. (Fuente: [4, fig.1, fig.2, fig.3])**

Estos tres tipos de digestores están situados en parte o en su totalidad bajo tierra y todos tienen una tubería de alimentación por la que se introduce el sustrato y salidas para el biogás y para el digestato. En el digestor de domo fijo, desarrollado en China, el biogás producido se extrae por la parte superior, mientras que el digestato que es empujado por el biogás formado se almacena en un depósito adyacente mediante una tubería. El digestor de tambor flotante, desarrollado en India, consiste en un digestor situado bajo tierra unido a un tambor que sobresale por encima del suelo donde se almacena el gas producido. El gas almacenado en el tambor se extrae por la parte superior de este y el digestato acumulado se almacena en un depósito adyacente conectado con una tubería al digestor, de forma similar al digestor de domo fijo. El digestor de globo, utilizado en países de Sudamérica, consiste en una bolsa de plástico adjunta a dos tuberías que permiten introducir el sustrato. Para evitar daños en la bolsa, esta se sitúa cubriendo un hoyo o una zanja de poca profundidad. A medida que la materia orgánica se descompone y se forma el biogás, la bolsa se va hinchando y el biogás es extraído por la parte superior. [4]

Para la producción de biogás a mayor escala existen dos tipos de digestores, los de mezcla completa o flujo de pistón. En los primeros, mediante un sistema de agitación, se consigue una distribución uniforme en todo el reactor de microorganismos y de sustrato, mientras que en el de flujo de pistón la concentración de cada sustancia varía a lo largo de la sección transversal del digestor. El digestor de mezcla completa es el más sencillo y el más común en las plantas productoras de biogás europeas, ofrece versatilidad y simplicidad a un coste reducido, pero tiene un tiempo de retención mayor que un digestor de flujo de pistón, es más fácil que se produzcan incrustaciones en la pared del reactor y requiere de un tiempo de limpieza en que queda inoperable. El reactor de flujo de pistón no tiene estos inconvenientes y tiene un tiempo de residencia menor, pero cada unidad de volumen tiene un coste

mayor que el de una unidad de volumen de reactor de mezcla completa. [6] En la figura 1.3 se muestra un diagrama de flujo de ambos tipos de reactores.



**Figura 1.3. Reactor de mezcla completa (izquierda) y reactor de flujo de pistón (derecha). (Fuente: [6, pág. 30,31])**

El sustrato introducido, se trate de un único compuesto o de una mezcla, es otro parámetro que determina la producción de biogás. Se tiene que tener en cuenta la capacidad de las bacterias del digestor para degradar la materia orgánica introducida, por tanto, es recomendable evitar sustratos que contengan materiales que sean difíciles de degradar por las bacterias como la madera. Por este motivo, cuando se habla de la alimentación de un digestor, se distingue entre el contenido sólido, que corresponde a la materia introducida seca, y el contenido sólido volátil, que es la proporción del contenido sólido total que puede ser descompuesto y transformado en biogás. [4] En el caso del biogás, la producción también depende de la relación entre el carbono y el nitrógeno (C/N ratio) del sustrato, teniendo que ser de entre 25:1 y 30:1 para garantizar un suministro de nitrógeno que permita a las bacterias del digestor producir nueva masa celular y degradar la materia orgánica introducida. [8]

El tiempo que el sustrato permanece en el interior del digestor anaeróbico se conoce como tiempo de residencia. En función del sustrato alimentado, las bacterias utilizadas o la temperatura del digestor, cada proceso de descomposición tendrá un tiempo de residencia óptimo en que se maximiza la producción de biogás. En el momento de introducción del sustrato en el digestor, los microorganismos comienzan a reproducirse con los nutrientes presentes en la alimentación y a degradar la materia orgánica introducida. El crecimiento bacteriano sigue una tendencia ascendente hasta llegar a un máximo de actividad bacteriana en que se consigue la máxima producción de biogás. A partir de este punto, debido al agotamiento de algún nutriente esencial, la población de microorganismos comienza

a disminuir hasta que no queda ningún microorganismo. En la figura 1.4 se puede apreciar el efecto de estos sucesos en la producción de biogás.

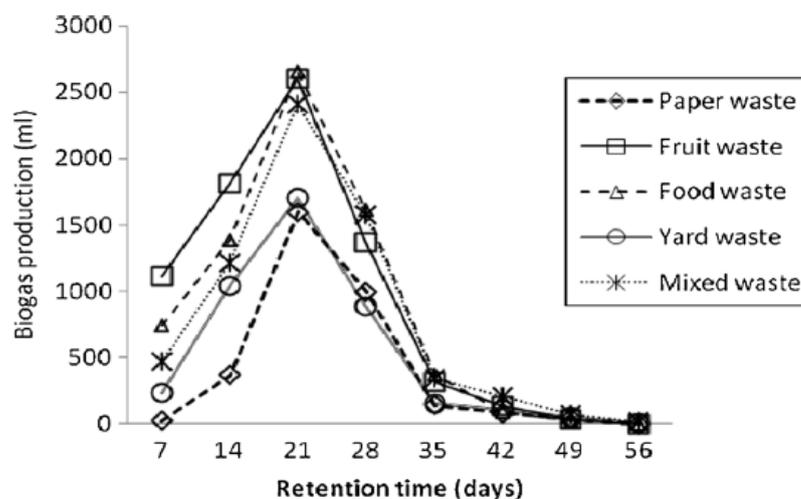


Figura 1.4. Producción de biogás en función del tiempo de retención. (Fuente: [9])

Esta figura corresponde a un artículo en que se estudiaba el potencial de la producción de biogás a partir de residuos sólidos urbanos (RSU) en un clima tropical. En la figura se muestra la producción de biogás en función del tiempo de retención para diferentes tipos de sustratos. Durante las 3 semanas posteriores a la introducción de la alimentación en el digestor se observa una producción creciente de biogás a medida que pasan los días, esto se debe a las condiciones favorables para el crecimiento de la población bacteriana. Pasadas las 3 semanas, se obtiene la máxima producción de biogás y a partir de este punto el agotamiento de nutrientes produce una etapa de muerte bacteriana en que la disminución de microorganismo provoca un descenso en la producción de biogás hasta pasa a ser nula pasados 56 días desde la introducción del sustrato.

La figura también es útil para ver el efecto de la composición del sustrato sobre la producción de biogás, aquellos sustratos que contienen materia orgánica difícilmente degradable como lignina o hemicelulosa tienen una producción menor de biogás que aquellos sustratos con un contenido de materia orgánica biodegradable como los restos de comida. [10]

Para reducir el tiempo de residencia y maximizar la producción de biogás, es común someter al sustrato a un pretratamiento para aumentar su biodegradabilidad. Existen diferentes tecnologías aplicadas en este pretratamiento, cuyo principal objetivo es producir un aumento de la solubilidad para facilitar la biodegradabilidad. La principal diferencia entre estas tecnologías es el método que utilizan para lograr un aumento de la degradación del sustrato. Las tecnologías mecánicas consisten en reducir el tamaño de las partículas del sustrato para aumentar su superficie específica, las térmicas usan la temperatura y también sirven para eliminar microorganismos indeseados, las tecnologías químicas se basan en la

adición de compuestos químicos y además permiten ajustar el pH, por último, las biológicas inoculan microorganismos o enzimas en el sustrato. Este pretratamiento supone un coste de inversión en el equipo necesario para llevarlo a cabo y un coste de operación que incluye los gastos energéticos en calor o electricidad, en consecuencia, hay que asegurarse que el aumento en la producción de biogás obtenida por la aplicación de este pretratamiento compensa su coste económico. [6]

La temperatura del digestor también es una variable a tener en cuenta para maximizar la producción de biogás. [4] Los microorganismos se puede categorizar en función del rango de temperatura en que pueden crecer. Por debajo de la temperatura mínima del rango no se produce el crecimiento de los microorganismos y por encima el crecimiento disminuye drásticamente hasta que se produce la muerte celular. Dentro del rango existe una temperatura óptima en que el crecimiento es máximo, los organismos psicrófilos tienen un crecimiento óptimo a una temperatura cercana a los 15°C, los mesófilos entre 20-45°C, los termófilos entre 50-80°C y los hipertermófilos entre 80-110°C. [11]

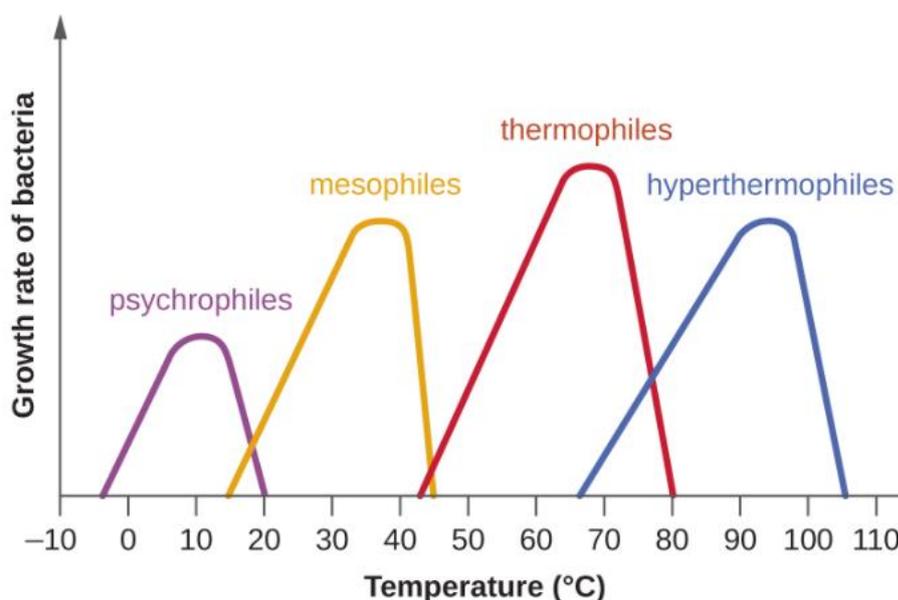


Figura 1.5. Rango de temperatura para el crecimiento óptimo de diferentes tipos de microorganismos.

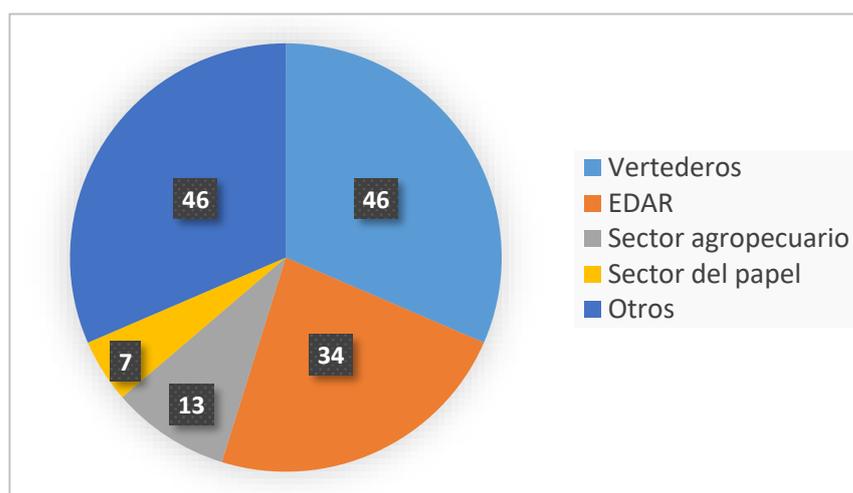
(Fuente: [12])

Diversos estudios se han llevado a cabo para determinar el rango de temperaturas ideal para la producción de biogás. En un proceso de producción de biogás a partir de lentejas de agua, sustrato de origen vegetal, la máxima producción se obtuvo en condiciones mesófilas [13], en otro estudio en que el sustrato era de origen agrícola, mazorca de maíz y estiércol bovino, se obtuvo un rango óptimo de temperaturas de entre 25-35°C [14]. Finalmente, otro estudio en que se utilizó una gamma variada de sustratos de origen orgánico también determinó que el rango mesófilo maximizaba la producción de biogás. [15] Por tanto, el consenso general es que los microorganismos mesófilos, cuya temperatura de crecimiento óptima está entre 35-40°C, son los más adecuados para la producción de biogás, ya

que proporciona estabilidad durante el proceso y ofrecen cierta tolerancia a variaciones pequeñas de temperatura. [6]

#### 1.4. Situación de la industria del biogás en España

La industria del biogás en España tiene un gran potencial debido al elevado número de industrias agroindustriales y de gestión de residuos. A pesar de ello, únicamente están operativas 146 instalaciones de biogás en todo el país, una cifra que se queda pequeña en comparación con las 19.000 instalaciones que hay en toda Europa. Con una producción energética a partir del biogás de 2,74 TWh, España no ha apostado tanto por la industria del biogás como otros países europeos. De las 146 instalaciones operativas, 46 producen biogás a partir de los residuos de vertederos, 34 de los fangos de las EDAR, 13 de los residuos agropecuario, como los purines, 7 de la industria papelera y 46 de otros orígenes como el sector químico o el alimentario. Esta distribución de las instalaciones en función del origen del biogás se puede apreciar en la figura 1.6 [16]



**Figura 1.6. Distribución de las instalaciones de biogás españolas en función del origen del biogás. (Fuente: Elaboración propia a partir de [16])**

Hasta 2021, únicamente una instalación de biogás, situada en Madrid, purificaba el biogás producido a biometano y lo inyectaba en la red de gas. Sin embargo, en 2021 se pusieron en funcionamiento dos instalaciones más, situadas en Barcelona y Burgos, que análogamente a la instalación de Madrid inyectan el biometano obtenido en la red de gas. La localización de estas tres instalaciones se puede observar en la figura 1.7. [17]



Figura 1.7. Mapa de las instalaciones de producción de biometano en España. (Fuente: [17])

#### 1.4.1. Fomento del biogás en España

Para comprender la modesta apuesta por el biogás como energía renovable en España hay que analizar su evolución en el país. A principios de los 80 se hizo una apuesta por el biogás de origen ganadero mediante una serie de subvenciones que favorecían la instalación de plantas de biogás. Unos años más tarde, un seguimiento de las instalaciones reveló deficiencias en algunas plantas producidas por diseños no adaptados a las condiciones del campo español, además de realizar el mantenimiento y la operación en condiciones no óptimas. Estos problemas en algunas plantas, unidos al bajo precio de venta de la electricidad producida con el biogás generado, provocaron el estancamiento del biogás de origen agroindustrial, el cual tiene una producción actual prácticamente testimonial. El biogás producido a partir de lodos de EDAR y vertederos no ha sufrido un estancamiento debido al sistema de autofinanciación que disponen estas instalaciones. [6]

Sin embargo, el Gobierno de España quiere favorecer el desarrollo del biogás en el país, ya que, además de ofrecer beneficios ambientales, económicos y sociales, se cree que puede ser una energía renovable que ayude a llegar al objetivo europeo de neutralidad climática en 2050 para el cual se estableció en el Plan Nacional Integrado de Energía y Clima 2021-2030. El objetivo establecido por el Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico (MITECO) para lograr el impulso del biogás en España es

multiplicar la producción sostenible actual por 3,8. Para ello, el MITECO ha elaborado la Hoja de Ruta del Biogás en la que se establece un marco regulatorio adecuado al desarrollo a corto plazo de esta energía renovable y a una activación inmediata del mercado de este gas. [2]

Este marco regulatorio incluye diferentes líneas de acción para el fomento del biogás en España. Los instrumentos regulatorios proponen el establecimiento de nueva normativa para dar valor al origen renovable del biogás, simplificar procedimientos administrativos y regular el marco de la economía circular. Por otro lado, los instrumentos sectoriales, entre otras medidas, promueven diferentes aplicaciones del biogás como la cogeneración energética o su uso como combustible, además de posibilitar la inyección de biometano producido a partir de la purificación de biogás en la red de gas. Los instrumentos económicos se basan en ofrecer ayudas al desarrollo del biogás, mientras que los transversales sugieren una serie de medidas generales como potenciar la utilización del biogás por parte de las administraciones públicas o la enseñanza de las tecnologías del biogás en los planes educativos con titulaciones relacionadas. [2]

Según el MITECO, el aprovechamiento del biogás en España supondrá un conjunto de beneficios sociales, medioambientales, empresariales, entre otros. Por tanto, además de la contribución a la reducción de emisiones contaminantes y por ende a la consecución de la neutralidad climática en 2050, la apuesta por la industria del biogás puede beneficiar de otras formas al país. En el ámbito energético supone una apuesta por las energías renovables y la sustitución de los combustibles fósiles, además de una menor dependencia de otros países suministradores de productos energéticos. También se presentaría una oportunidad para frenar el despoblamiento de las zonas rurales y potenciar el desarrollo de la economía circular, ya que el biogás se puede producir con residuos de origen agroindustrial y el digestato obtenido se puede utilizar como fertilizante. [2]

#### **1.4.2. Plantas productoras de biogás**

Un ejemplo de una EDAR española que aprovecha el biogás obtenido como subproducto del proceso de depuración de aguas residuales es la EDAR Murcia Este. La EDAR está dirigida por la empresa Aguas de Murcia, perteneciente al grupo AGBAR, la cual se encarga de la gestión del ciclo integral del agua en el Municipio de Murcia. En función de la aplicación destinada al biogás, este se somete a diferentes tratamientos. En el caso de la generación de energía térmica, no se aplica ningún tratamiento. Para la cogeneración de energía térmica y eléctrica se aplica un tratamiento de desulfuración y eliminación de siloxanos para producir un caudal de 2,7 Nm<sup>3</sup>/año de biogás que ofrece un rendimiento eléctrico del 40% y un rendimiento térmico del 42%. [18] Sumando las contribuciones de la generación de energía térmica y de la cogeneración, la EDAR es capaz de satisfacer el 100 % de la necesidad térmica del proceso de depuración y el 48 % del consumo eléctrico de la planta a partir del biogás producido. [19] En cuanto al proceso de purificación, el biogás es sometido a una primera fase de limpieza para eliminar compuestos nitrogenados, compuestos orgánicos volátiles y otros componentes minoritarios.

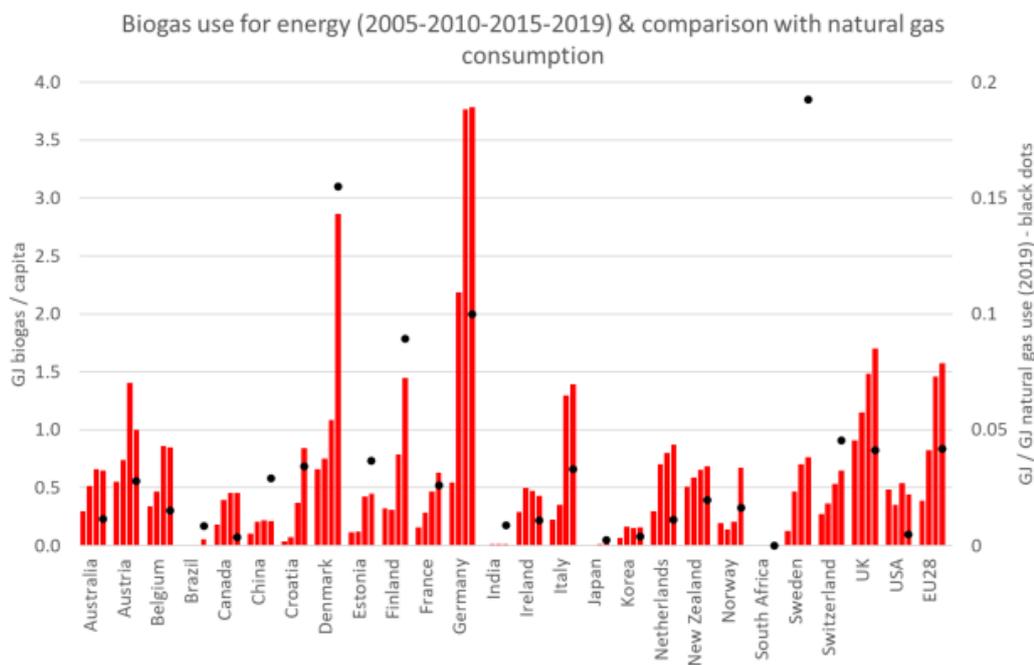
Posteriormente, se realiza una absorción del CO<sub>2</sub> con una disolución de MEA como líquido absorbente para obtener finalmente un biometano con un 96 % de CH<sub>4</sub>. [18]

En Cataluña destaca la planta de codigestión anaerobia de purines de Vila-sana, pionera en el aprovechamiento y la autosuficiencia energética en España. En funcionamiento desde 2007, esta planta fue la primera instalación de este sector en incorporar el aprovechamiento energético del biogás producido en la digestión anaerobia de purines. Este proyecto fue financiado con una inversión total de 1,1 millones de euros y recibió en 2006 una subvención para el autoconsumo con energías renovables. El biogás producido permite cogenerar energía eléctrica para cubrir la demanda de las instalaciones y vender el excedente a la red eléctrica y calor que se consume en las instalaciones de la planta y de la granja porcina. La planta tiene una capacidad nominal de tratamiento de 11.500 toneladas anuales de purines, a partir de las cuales se obtiene un rendimiento de generación de biogás de 18 m<sup>3</sup>/tonelada de purín. [20]

La incorporación de los procesos y plantas de producción de biogás en instalaciones de tratamiento de residuos es posible gracias a empresas de ingeniería que diseñan y construyen estas plantas de biogás. Dentro del panorama español se encuentra la empresa de ingeniería de procesos AGF. Esta empresa con sede central en Badajoz, ofrece un abanico de servicios, unidades y equipos para industrias como salas de calderas, unidades de secado o reactores. Sin embargo, algunas de sus especialidades son la instalación de salas de bombeo y la fabricación de distribuidores de agua caliente para plantas de biogás. Por otro lado, han desarrollado diferentes modelos de planta de producción de biogás en España, como la planta compacta de media potencia para la empresa Biogasnalia S.L en Burgos o la planta de alta potencia para la empresa Biometagas La Galera S.L en Tarragona. Además, AGF ha estado trabajando en su proyecto MPB (Mini Planta de Biogás), resultado del escalado inverso de su tecnología de alta eficiencia para la producción de biogás. La MPB consiste en una unidad prefabricada para la producción de biogás a partir de residuos orgánicos. Su fácil transporte, el no necesitar de módulos y la escasa complejidad de la obra civil para su instalación permiten poder descomponer residuos cerca de su origen y aprovecharlos para producir biogás, evitando así la mayoría de problemas derivados de los residuos y obteniendo un recurso energético. [21]

## **1.5. Situación del biogás en Europa y otros países**

A pesar de la modesta inversión por el biogás en España hasta ahora, otros países, algunos de ellos europeos, han apostado más por esta energía renovable. La evolución de la industria del biogás en diferentes países miembros de la Agencia Internacional de la Energía (AIE) se puede apreciar con gran detalle en la figura 1.8, extraída del informe del 2021 sobre bioenergía de los países de la AIE.



**Figura 1.8. Evolución del uso energético del biogás en los países miembros de la AIE. (Fuente: [22])**

La figura 1.8 muestra el uso energético de biogás en GJ per cápita de cada país en los años 2005, 2010, 2015 y 2019, también incluye el uso energético de gas natural en 2019 como puntos negros. El gráfico permite observar claramente la evolución del biogás en los últimos 15 años en cada país miembro de la AIE, es relevante aclarar que el nombre “EU28” hace referencia a los 28 países miembros de la Unión Europea, incluido Reino Unido, aunque ya no forme parte de esta desde febrero de 2020.

Entre los miembros de la AIE, destaca Alemania como uno de los países pioneros en apostar por el biogás y el más avanzado en el uso del biogás. Sin embargo, Dinamarca sigue los pasos de Alemania con un gran incremento del empleo del biogás a partir de 2015. También son dignos de destacar los avances de Italia, Reino Unido y en general de los países miembros de la Unión Europea (EU28) en que se aprecia un crecimiento de la utilización del biogás. [23]

La comparación entre los diferentes países revela que Europa es el continente con más interés en el biogás, promovido en parte por las políticas de reducción de emisiones contaminantes y el objetivo de conseguir una economía de neutralidad climática de la Unión Europea. Brasil y Sudáfrica, junto con India y Japón, tiene el uso de biogás más pequeño de los países miembros, a pesar del interés de varios países de Sudamérica, África y Asia en tecnologías de producción de biogás a pequeña escala reportado por la IRENA en 2016. [4] El continente asiático, pese a que China y Corea tiene un consumo mayor que India y Japón, no tiene un empleo de biogás comparable al de la Unión Europea. Finalmente, Australia, Canadá y Estados Unidos, pese a tener una utilización menor de biogás que el de la Unión Europea, destacan porque el uso del biogás en 2019 supera al consumo de gas natural en ese mismo año. Sin

embargo, en ninguno de estos países se ha producido un aumento del uso energético del biogás entre 2015 y 2019.

El interés creciente por el biogás a nivel global también se puede apreciar observando el crecimiento del número de plantas de tratamiento de biogás para su purificación a biometano. Este crecimiento global se puede observar en la figura 1.9, que muestra la evolución del número de estas instalaciones entre el año 1987 y 2009.

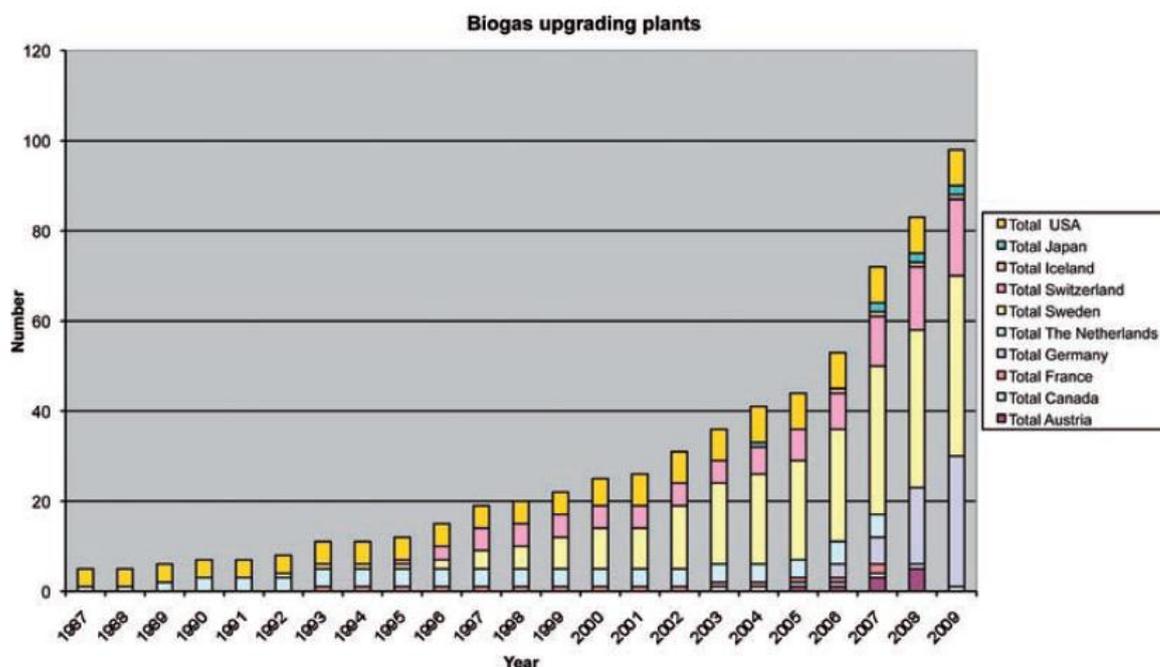


Figura 1.9. Número de plantas de refinamiento de biogás entre 1987 y 2009. (Fuente: [24 fig.2])

Aquellos países que más han apostado por el biogás, también tienen interés en la purificación del biogás a biometano para la inyección de este en la red de gas. Como se puede observar en el mapa del biometano europeo, elaborado conjuntamente por la Infraestructura de Gas Europea (GIE) y la Asociación Europea de Biogás (EBA), Francia y Alemania son los países de la Unión Europea con más instalaciones de purificación de biogás a biometano, teniendo Francia un total de 337 instalaciones frente a las 242 alemanas. Sin embargo, Alemania tiene una capacidad de producción de biometano total superior a Francia. Otros países con un número de instalaciones considerables son Reino Unido con 98, Suecia con 71 o Países Bajos con 61. Entre los países donde menos se ha apostado por el biogás y por su purificación a biometano se encuentra España, con solo 3 instalaciones, de las cuales dos comenzaron a operar en 2021. [17]

Esta apuesta por el biogás y su purificación a biometano se basa en parte a políticas de ayudas y programas de subvenciones de los gobiernos. Las energías renovables, entre ellas el biogás, jugarán un

papel fundamental en alcanzar los objetivos de emisiones neutras en carbono y economía circular. Pese a este interés, a día de hoy muchas de estas tecnologías no son rentables y requieren de ayudas económicas y subvenciones por parte del gobierno.

En el caso del biogás, las plantas de purificación de tamaño medio (500-700m<sup>3</sup>/h de biometano) y tamaño grande (>1000m<sup>3</sup>/h) pueden llegar a ser rentables por sí mismas, mientras que las de pequeño tamaño necesitan subvenciones para mejorar su rendimiento económico y llegar a ofrecer beneficios. [25] A continuación se describen brevemente algunas políticas de ayudas de diferentes países europeos.

El programa de subvenciones de Estonia consiste en una ayuda económica que depende del uso que se le dé al biometano. Cuando se utiliza licuado como combustible para transportes, la cantidad subvencionada consiste en 100 €/MWh menos el precio de mercado medio del gas natural en el mes actual. Para el resto de aplicaciones en forma gaseosa, la cantidad disminuye a los 93 €/MWh menos el precio de mercado medio del gas natural en el mes actual. [26] En otros países, la cantidad subvencionada es fija y no depende del precio del gas natural, como en Austria que ofrece una ayuda de 12,51-16,51 €/MWh o Eslovaquia con 10,75 €/MWh. [25]

Otro país europeo en adoptar un programa de ayudas para incentivar el empleo y la producción de biogás fue Italia. En un decreto publicado de 2013, el ministerio de desarrollo económico implemento una serie de medidas para el fomento del biometano como combustible de vehículos, para cogeneración energética y para su inyección en la red de gas. Respecto a esta última aplicación, se estableció un incentivo consistente en la posibilidad de vender hasta 500 m<sup>3</sup>/h a la GSE (una entidad institucional responsable del control de la producción de energías renovables) a un precio del doble del valor de mercado del gas natural en 2012, pudiendo adaptarse al valor del mercado actual, menos el coste mensual del gas. Además, este incentivo se puede incrementar en un 50% si el sustrato con el que se ha producido el biogás proviene en un 100% de residuos y desechos. [27]



Figura 1.10. Mapa europeo del biometano elaborado por la GIE y la EBA. (Fuente: [17])

El número total de instalaciones de producción de biometano en Europa era de 1023 a octubre de 2021, una cifra que comparada con las 483 plantas que había en 2018 y las 729 de 2020 refleja la apuesta y el interés creciente por esta energía renovable en los países europeos. Este incremento de la cantidad de plantas de biometano en la última década ha provocado un aumento considerable de la producción de este gas, siendo la producción de 2020 aproximadamente 6.5 veces la producción de 2011. Además del recuento de plantas en Europa, también hay datos sobre el porcentaje de plantas conectadas a las redes de distribución y transporte de gas en 2020. Aproximadamente la mitad de plantas estaban conectadas a la red de distribución, mientras que un 20% inyectaban el biometano producido a la red de transporte de gas. [17] Estas cifras muestran que dos de cada tres instalaciones de purificación de biogás europeas producían un biometano suficientemente rico en metano como para su inyección en las redes de transporte y distribución. Los datos de la producción de biometano en Europa durante la década del 2010 se pueden observar en la figura 1.11, mientras que en la figura 1.12 se muestra el porcentaje de plantas de biogás europeas conectadas a las redes de distribución y transporte en 2020.

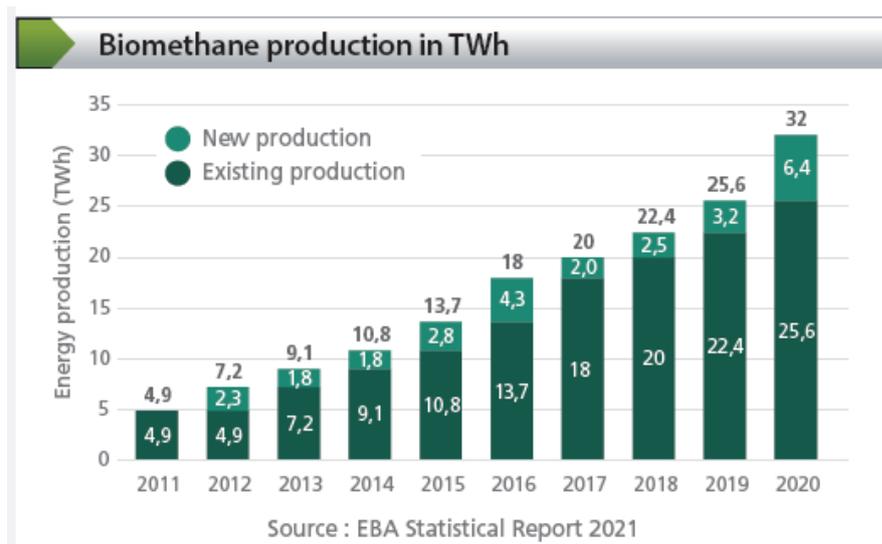


Figura 1.11. Producción de biometano en Europa durante la década del 2010. (Fuente: [17])

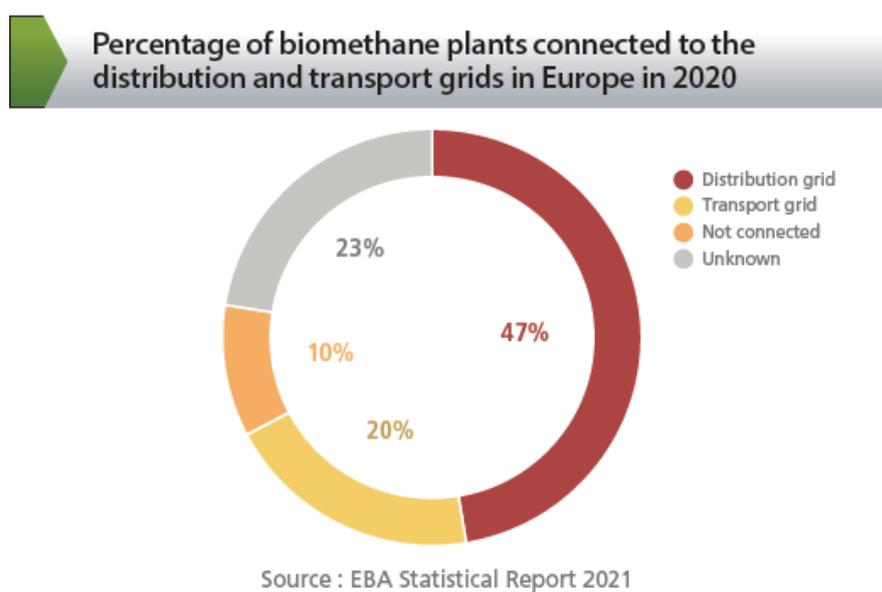


Figura 1.12. Porcentaje de instalaciones de biometano conectadas a las redes de distribución y transporte de gas en 2020. (Fuente: [17])

Como conclusión, la industria del biogás ha despertado el interés de los países europeos durante la última década, ya que supone una oportunidad para conseguir una economía sostenible con neutralidad climática y una disminución progresiva del uso de combustibles fósiles. Pese a que en países como Australia o Estados Unidos el consumo de gas natural en 2019 se viese superado por el empleo de biogás, dichos países no han realizado una apuesta tan seria por esta fuente de energía como la de la Unión Europea en los últimos años, la cual contaba a fecha de octubre de 2021 con 1023 instalaciones de producción de biometano y una producción energética de 32 TWh. Finalmente, en la

siguiente tabla se resumen los principales impulsores y barreras de la industria del biogás en diferentes ambientes de la sociedad.

**Tabla 1.2. Impulsores y barreras de la industria del biogás. (Fuente: Elaboración propia a partir de [28])**

Ámbito	Impulsores	Barreras
Político	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Objetivos de reducción de emisiones.</li> <li>- Políticas de soporte e impulso del biogás.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No reconocimiento del biometano en los estándares de los fabricantes de automóviles.</li> <li>- Modelo de negocio basado en subvenciones.</li> </ul>
Económico	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Nuevas fuentes de producción de combustible.</li> <li>- Objetivo de alcanzar una economía circular.</li> <li>- Branding de productos de origen agrícola.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Coste logístico elevado de las materias primas.</li> <li>- Bajo precio de los productos finales debido al bajo precio de los combustibles fósiles.</li> </ul>
Social	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cooperación entre el mundo agrícola y las compañías energéticas.</li> <li>- Impulso del mundo rural debido a la creación de puestos de trabajo en el campo.</li> <li>- Aumento de la concienciación del consumo sostenible.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Imagen negativa de la producción de biogás. (Rechazo a las plantas de pequeña escala en domicilios privados)</li> <li>- Impulso del coche eléctrico y su imagen positiva en la sociedad.</li> </ul>
Tecnológico	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Desarrollo de nuevas tecnologías de producción y purificación de biogás.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Falta de interés de los fabricantes de vehículos en desarrollar automóviles propulsados por gases.</li> </ul>
Ambiental	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reducción de emisiones de la agricultura.</li> <li>- Sustitución de los combustibles fósiles.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Emisiones de las plantas de biogás.</li> </ul>

## 2. Técnicas de purificación de biogás

La purificación de biogás es importante desde el punto de vista energético, ya que la separación del CO<sub>2</sub> de la corriente de gas incrementa su contenido energético. Sin embargo, la eliminación del resto de componentes minoritarios también es relevante para evitar las posibles consecuencias que generan las trazas de estas impurezas, que aparecen listadas en la siguiente tabla:

**Tabla 2.1. Impurezas del biogás y su impacto (Fuente: Adaptado de [29 tab.1])**

Impureza	Impacto
Agua	Corrosión del equipo debido a la formación de ácidos en presencia de H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> o amoníaco.
Polvo	Atasco de compresores y otros elementos.
H <sub>2</sub> S	Corrosión por formación de ácido cuando se disuelve en agua., toxicidad y formación de subproductos tóxicos (SO <sub>2</sub> y SO <sub>3</sub> )
CO <sub>2</sub>	Perdida de contenido energético
Siloxanos	Posibles atascos por la formación de SiO <sub>2</sub> .
Hidrocarburos	Corrosión debido a la combustión.
Amoníaco	Corrosión por formación de ácido cuando se disuelve en agua.
Aire	Obtención de mezclas explosivas debido al oxígeno del aire.
Cloro	Corrosión.
Flúor	Corrosión.

Las tecnologías actuales para la purificación de biogás se basan en las operaciones básicas de absorción, adsorción, separación criogénica y separación con membranas. [3] Además de estas técnicas, existen otras que no se basan en una operación básica, sino en reacciones o procesos biológicos. [30] En la siguiente tabla se observan las tecnologías actuales para la purificación de biogás, agrupadas por la operación que utilizan para separar el dióxido de carbono.

**Tabla 2.2. Técnicas de purificación de biogás (Fuente: Adaptado de [3 fig.1])**

Absorción	Física	Lavado con agua a alta presión Lavado con solventes orgánicos
	Química	Lavado con aminas Lavado con solventes inorgánicos
Adsorción		Oscilación de presión Oscilación de temperatura Oscilación de potencial eléctrico
Separación criogénica		-
Separación con membrana	Membrana polimérica	Copolímero Entrecruzado Mezcla de polímeros
	Membrana inorgánica	Cerámicos Materiales basados en carbono Materiales metálicos
	Membrana de matriz mixta	Polimérico y cerámico Polimérico y material basado en carbono Polimérico y material metálico
Biológicas		-

La tabla anterior ofrece una visión general de las técnicas de purificación más utilizadas en la industria, aunque existen otras técnicas menos comunes que también se pueden utilizar, como la separación del CO<sub>2</sub> en una columna de destilación a bajas temperaturas. [31]

A continuación, se expone con más detalle las técnicas incluidas en la tabla anterior.

## 2.1. Técnicas de absorción

La absorción de gases es una operación unitaria en que un gas soluble contenido en una mezcla de otros gases inertes es absorbido por un líquido en que el gas tiene una solubilidad mayor o menor. [32] La operación se lleva a cabo en una columna de relleno (fig.2.1), que incrementa el área de contacto entre el gas y el líquido, en que la corriente de biogás entra en contacto en contracorriente con el líquido absorbente. [3]

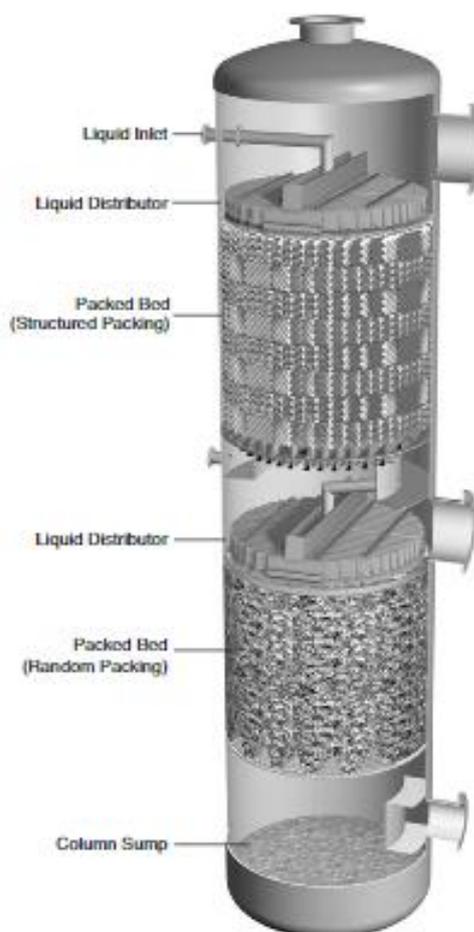


Figura 2.1. Representación de una columna de absorción. (Fuente: [33 fig.14.51])

Según la naturaleza del fenómeno de absorción se distingue entre absorción física y química. En la absorción física el fenómeno de transferencia de materia se produce sin reacciones químicas entre los diferentes compuestos, mientras que en la absorción química tienen lugar reacciones reversibles entre el líquido absorbente y la sustancia absorbida. [3]

### **2.1.1. Absorción física**

Las técnicas de lavado con agua a alta presión y de lavado con compuestos orgánicos son técnicas de absorción física en que la absorción está controlada por la ley de Henry, que establece que la presión parcial de un gas en una mezcla gaseosa es proporcional a la cantidad de este gas que se disuelve en un líquido. La principal diferencia entre estas técnicas es que en la primera se utiliza agua a una presión de 10 bares como líquido absorbente, mientras que en la segunda se utilizan disolventes orgánicos como metanol. [3]

En el caso del uso de agua es recomendable considerar un pretratamiento de la corriente de biogás para eliminar el H<sub>2</sub>S presente, ya que este compuesto disuelto en agua es altamente corrosivo y puede ocasionar problemas de operación, en caso de no aplicar este tratamiento es necesaria una purga constante del agua utilizada para evitar la corrosión. [30] A pesar de ser un método con un alto rendimiento y una recuperación de metano elevada (>97%), tiene unos costes de instalación y operación elevados. [3]

En cuanto a la limpieza con disolventes orgánicos, algunos de los disolventes más utilizados para la absorción de CO<sub>2</sub> son el metanol o polietilenglicol dimetil éter. [30] Pese a que estos disolventes también absorben otros componentes como H<sub>2</sub>S o N<sub>2</sub>, es recomendable un pretratamiento para eliminar el H<sub>2</sub>S presente en el biogás. Pese a que este método es más eficiente que el lavado con agua, tiene unos costes energéticos más elevados en el proceso de regeneración del absorbente y el coste de los disolventes orgánicos es mayor que el del agua. [3] Sin embargo, debido a la afinidad superior de estos solventes por el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S en comparación con el agua, se necesita un volumen inferior de disolvente, lo que supone una reducción de los costes de instalación y operación. [30]

### **2.1.2. Absorción química**

Como técnicas de absorción química destacan el lavado con aminas y el lavado con solventes inorgánicos. En ambas técnicas se producen reacciones químicas entre el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S y el absorbente líquido que pueden ser aminas alcaloides como la monoetanolamina (MEA) o disoluciones acuosas de compuestos inorgánicos como hidróxido de sodio. [30]

Un sistema de lavado con aminas, además de incluir la torre de relleno donde la corriente de gas y la de absorbente se introducen en contracorriente también dispone de una torre de desorción en que la disolución de amina que contiene el CO<sub>2</sub> absorbido en la columna de relleno es regenerada, liberando el CO<sub>2</sub> que contiene, para que se pueda reutilizar como líquido absorbente en la columna. [3] El CO<sub>2</sub> presente en el biogás reacciona con la amina y es absorbido por la disolución, además la disolución amínica también absorbe el H<sub>2</sub>S presente en la corriente. Esta reacción es exotérmica, lo que provoca un incremento de la temperatura de la columna de aproximadamente 25°C. Se trata de una técnica

que permite obtener un biometano de alta pureza (>99%) con un coste de operación bajo a costa de un alto coste de inversión. Otro inconveniente es que al trabajar con productos químicos es necesario un tratamiento especial de los residuos y la posibilidad de corrosión en el equipo utilizado. [3]

El lavado con solventes inorgánicos se lleva a cabo con disoluciones acuosas de compuestos inorgánicos como absorbente, uno de los métodos más antiguos para la eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$  incluye el uso del lavado con  $\text{NaOH}$ , aunque también se utilizan otras especies inorgánicas como hidróxido de hierro (III) u óxido férrico [24]. Para asistir el proceso de absorción se emplea agitación y se puede incrementar la cantidad de  $\text{CO}_2$  absorbida aumentando el tiempo de contacto entre el absorbente y la corriente de biogás. [3]

## 2.2. Técnicas de adsorción

La adsorción es una operación unitaria de transferencia de materia en que uno o varios solutos contenidos en un fluido se separan de este al adherirse a la superficie de un sólido adsorbente. Este sólido acumula las partículas del soluto en su superficie hasta que se satura y no admite más soluto, siendo posible la regeneración del sólido eliminando el soluto adherido. [32] En el caso del biogás, la adsorción del  $\text{CO}_2$  se produce por diferentes fuerzas físicas como la oscilación de presión, temperatura o potencial eléctrico. [3]

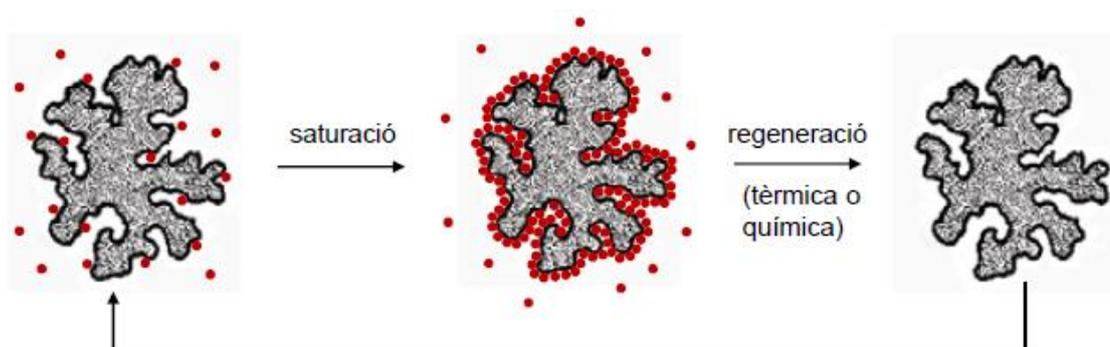


Figura 2.2. Representación del proceso de adsorción (Fuente: [34])

Para la adsorción de los gases ácidos ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) de la corriente de biogás es necesario un adsorbente con una superficie básica que contrarreste la acidez y que se regenere fácilmente. Además, el tamaño de poro debería permitir el paso de las moléculas de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  y rechazar a las de  $\text{CH}_4$ . [3] Para acelerar el proceso de adsorción del  $\text{H}_2\text{S}$  es posible impregnar el adsorbente con catalizadores como el yoduro de potasio o el óxido de zinc. [24]

La adsorción por oscilación de presión se basa en la afinidad del  $\text{CO}_2$  por adherirse a ciertos materiales a presiones altas. [3] Entre estos materiales se encuentran el gel de sílice, el carbón activo o resinas

sintéticas. [30] Cuando el material se satura, la presión se reduce y las partículas de CO<sub>2</sub> adheridas se liberan para regenerar el material. [3] Para evitar el tiempo que tarda el material en regenerarse, la operación se lleva a cabo con diferentes unidades trabajando en paralelo, de manera que mientras una unidad está inactiva, el resto sigue en funcionamiento. [24] Esta técnica permite obtener concentraciones elevadas de metano en el gas purificado, de entre el 95-99%, a costa de elevados costes de instalación y de operación. [3] Otra consideración es que el material adsorbente puede retener H<sub>2</sub>S y agua presente en el biogás, reduciendo la absorción de CO<sub>2</sub> y en el caso del agua ocasionando daños estructurales en el material, por tanto, esta técnica requiere un tratamiento previo de la corriente de biogás para eliminar estos componentes. [24] El H<sub>2</sub>S, pese a no causar daños estructurales, se considera tóxico y su adsorción es irreversible, impidiendo la regeneración del adsorbente. [3]

Las técnicas de oscilación de temperatura y potencial eléctrico son análogas de la de oscilación de presión, pero la afinidad del soluto al material adsorbente dependerá de las magnitudes físicas correspondientes (temperatura y potencial eléctrico). En el caso de la oscilación de temperatura, la regeneración del adsorbente requiere energía térmica, mientras que en la oscilación de potencial eléctrico se lleva a cabo haciendo pasar una corriente eléctrica a través del material, siendo el calor generado por efecto Joule el que facilita la liberación del soluto. [3]

### **2.3. Técnicas de separación criogénica**

La separación criogénica se basa en la diferencia de puntos de ebullición que tienen los componentes del biogás. [3] Esta técnica es más valorada cuando se desea obtener biometano licuado, equivalente al gas natural licuado, que puede ser utilizado para propulsar vehículos. [30]

La temperatura de ebullición del metano a 1 atm es de -161,5°C mientras que la del CO<sub>2</sub> es de -78,2°C, esta diferencia entre ambos gases permite licuar el CO<sub>2</sub> para separarlo de la corriente de biogás. Para conseguir esta separación es necesario operar a unas condiciones de bajas temperaturas (-170°C) y presiones elevadas (80 bar) que son mantenidas por un sistema de compresores e intercambiadores de calor. (fig. 2.3) [3] Estas condiciones son necesarias, ya que el contenido en metano del biogás afecta a las propiedades del gas, requiriendo las condiciones anteriores para condensar el CO<sub>2</sub> cuando está en biogás mezclado con metano. [24]

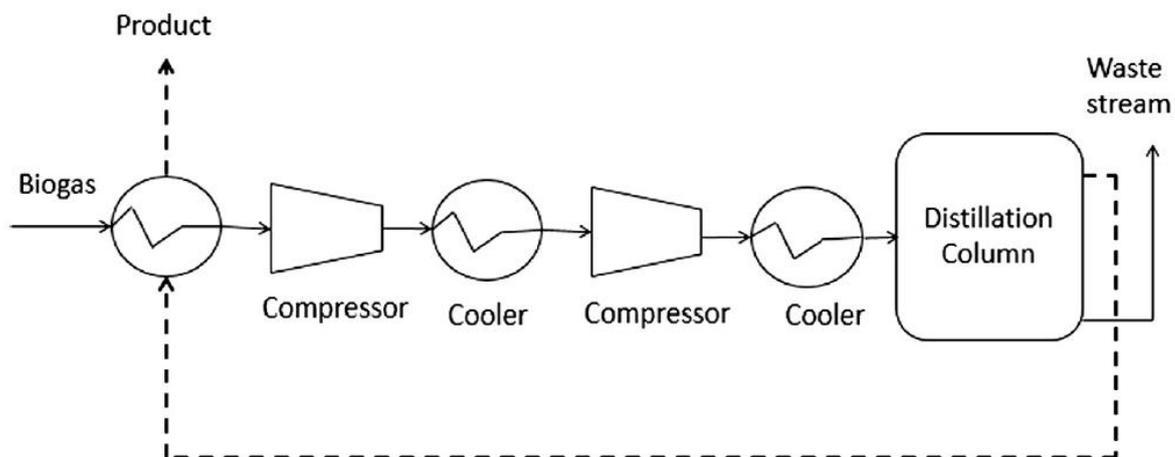


Figura 2.3. Diagrama de flujo del proceso de separación criogénica. (Fuente: [3 fig.8])

Además, se requiere un tratamiento previo para eliminar el  $H_2S$ , el agua y otros componentes minoritarios de la corriente de biogás a tratar. En el caso del agua, esta se congela debido a las bajas temperaturas y obstruye el equipo. El principal inconveniente de este método es el elevado coste de instalación y operación requerido para el funcionamiento de todo el equipamiento. [3]

## 2.4. Técnicas de separación con membrana

La separación con membrana consiste en una membrana permeable que permite el paso a ciertos componentes de una corriente que circula a través de ella, la permeabilidad de estos componentes se puede regular aplicando diferencias en la fuerza impulsora (concentración, presión, temperatura o carga eléctrica) que causa la transferencia de materia de cada especie. [3]

En el caso del biogás, la corriente a purificar se hace pasar a través de una membrana, formada por un conjunto de fibras huecas agrupadas (fig. 2.4), por la que el  $CO_2$  es permeable, pero no el metano. De este modo, el metano retenido que no atraviesa la membrana se separa del  $CO_2$  que si lo hace. [24] Para no reducir el rendimiento de eliminación es necesario tratar previamente el biogás para eliminar el  $H_2S$ . [3] También es relevante tener en cuenta que cuando se desea obtener un biometano de alta pureza se pueden producir pérdidas de metano que pasen a través de la membrana, para evitar estas fugas de metano la mezcla de gases que ha permeado es reintroducida en la membrana para recuperar parte del metano. Para alcanzar purezas elevadas en metano se utilizan membranas de mayor tamaño o membranas en serie. [30]

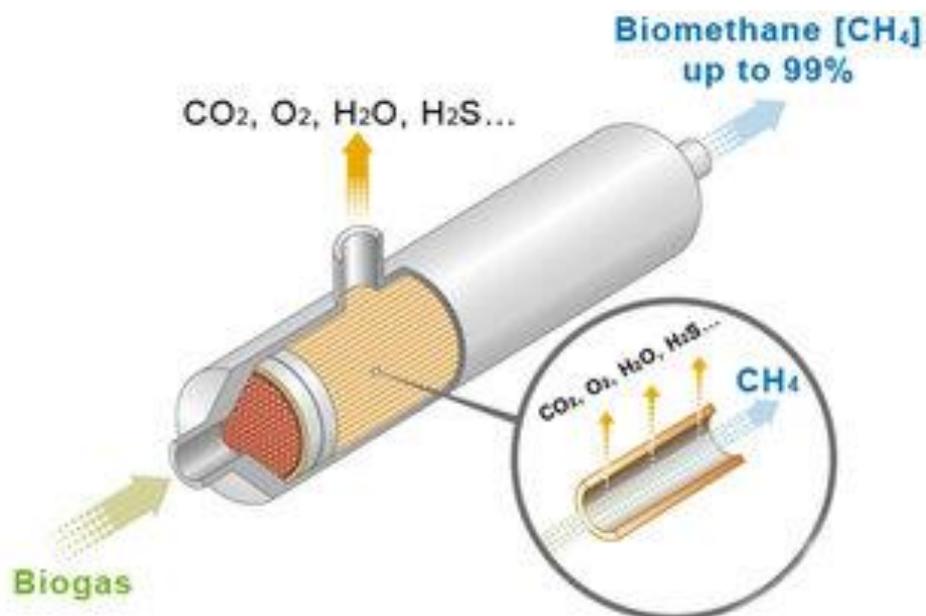


Figura 2.4. Representación del proceso de separación con membranas para la purificación de biogás. (Fuente: [35])

Se trata de una técnica barata que requiere una inversión y unos costes de operación bajos, poca demanda energética y que utiliza un equipamiento simple. Por estos motivos se trata de una técnica muy recomendable cuando se tratan flujos de biogás pequeños y con un contenido elevado de CO<sub>2</sub>. [3]

### 2.4.1. Tipos de membranas

En función del material de la membrana se distinguen membranas poliméricas, inorgánicas y de matriz mixta. La mayoría de membranas comerciales son poliméricas, ofreciendo una gran resistencia mecánica y una alta permeabilidad a un bajo coste de fabricación. Sin embargo, no son las más adecuadas para la separación de gases, ya que no ofrecen una alta permeabilidad y selectividad simultáneamente. Las membranas inorgánicas, en cambio, ofrecen permeabilidad y selectividad, además de una resistencia mecánica superior, estabilidad térmica y resistencia química. Sin embargo, el proceso de fabricación es mucho más complejo y costoso debido a la dificultad de los materiales utilizados en formar membranas. [3] Con el objetivo de obtener los beneficios y evitar las desventajas de ambos tipos de membrana, se crearon las membranas de matriz mixta formadas por una fase continua polimérica y otra fase dispersa inorgánica. Estas membranas híbridas ofrecen una excelente separación de gases y la posibilidad de aplicarlas en condiciones ambientales desfavorables gracias a las propiedades de las membranas inorgánicas. Sin embargo, como la base de la membrana es polimérica, se pueden producir con un proceso menos complejo y costoso que el de las membranas inorgánicas. [36]

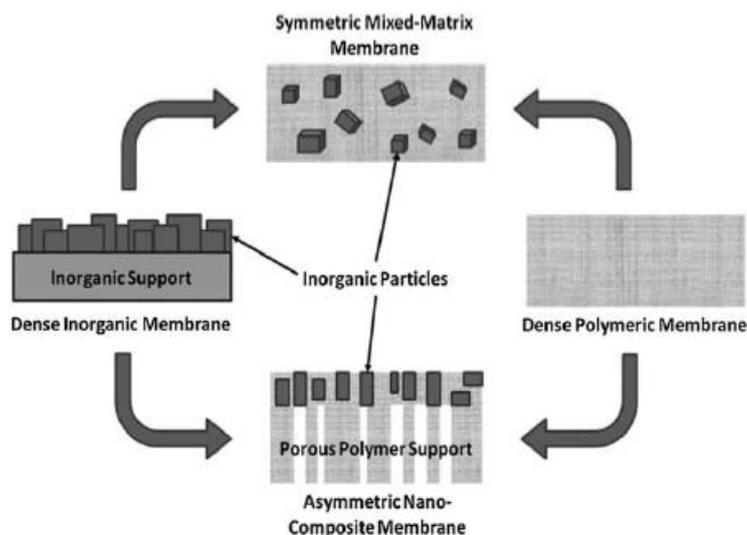
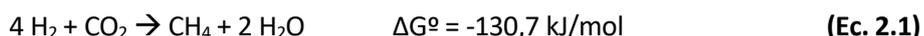


Fig. 1 Schematic representation of different mixed-matrix membrane morphologies.

Figura 2.5. Representación de la estructura de diferentes membranas de matriz mixta. (Fuente: [37])

## 2.5. Técnicas biológicas

En los últimos años, se ha desarrollado una alternativa interesante para la purificación de biogás. Se trata de una purificación biológica en que el  $\text{CO}_2$  presente en el biogás reacciona con hidrógeno para formar metano siguiendo la reacción 2.1 gracias a la acción de microorganismos metanógenos. [30] Lo interesante de esta reacción es que al ser endotérmica no se necesita un suministro de energía para que se lleve a cabo, reduciendo en gran medida los costes energéticos y de operación. [3]



En función de cómo se lleva a cabo la reacción, esta técnica se puede dividir en tres categorías. La purificación in situ se lleva a cabo introduciendo el hidrógeno en el digestor donde se produce el biogás para que reaccione con el  $\text{CO}_2$ . En la purificación ex situ, tanto el hidrógeno como el  $\text{CO}_2$  se introducen en un biorreactor que contiene cultivos de los microorganismos que llevan a cabo la reacción biológica. Finalmente, existe una purificación híbrida que combina ambos métodos para optimizar el proceso. [3]

Debido a la alta concentración de metano en el gas obtenido (>98%) y a la producción sostenible del hidrógeno esta técnica plantea el biometano producido como un sustituto del gas natural. Sin embargo, debido al alto coste del hidrógeno y a que la reacción solo se puede llevar a cabo con los microorganismos metanógenos, es una técnica con un gran potencial si se logran superar estas barreras, pero con poca aplicación comercial a día de hoy. [29]

En cuanto a la eliminación de H<sub>2</sub>S también existen técnicas alternativas que consisten en un tratamiento biológico con ciertos microorganismos. En presencia de oxígeno las especies *Thiobacillus* y *Sulfolobus* oxidan el H<sub>2</sub>S, por tanto, es necesario la adición de pequeñas cantidades de aire al digestor donde se produce el biogás. El principal inconveniente de esta técnica son las pequeñas trazas de oxígeno que quedan en el biogás tratado, impidiendo su uso como combustible líquido o la inyección en la red de gas. [24]

## 2.6. Elección de la técnica de purificación

Para elegir la técnica más adecuada hay que tener en cuenta las ventajas e inconvenientes de cada una, además de las características del biogás a tratar y del objetivo de recuperación de metano deseado. La tabla 2.3 muestra de forma resumida una valoración de las técnicas vistas anteriormente.

Tabla 2.3. Valoración de las técnicas de purificación de biogás.

Técnica	Ventajas	Inconvenientes
Absorción física	Alta recuperación de metano. (>97%)  Permite separar H <sub>2</sub> S y agua.	Pretratamiento recomendado para eliminar componentes minoritarios. (H <sub>2</sub> S, agua, etc...)  Reducción del rendimiento en caso de no aplicar pretratamiento.  Costes de inversión y operación elevados.
Absorción química	Alta recuperación de metano. (>99%)  Bajo coste de operación.  Permite separar H <sub>2</sub> S.	Coste de inversión elevado.  Posible corrosión del equipo.
Adsorción	Alta recuperación de metano. (95-99%)  Permite separar pequeñas cantidades de H <sub>2</sub> S.	Necesidad de pretratamiento para eliminar componentes minoritarios. (H <sub>2</sub> S, agua, etc...)  Costes de inversión y operación elevados.

Separación criogénica	Útil para obtener biometano licuado.	Necesidad de pretratamiento para eliminar componentes minoritarios. (H <sub>2</sub> S, agua, etc...)  Costes de inversión y operación elevados.
Separación con membrana	Costes de inversión y operación bajos.  Baja demanda energética.  Equipamiento simple.	Menor rendimiento al tratar corrientes de biogás elevadas.  Necesidad de pretratamiento para eliminar componentes minoritarios. (H <sub>2</sub> S, agua, etc...)
Biológica	Alta recuperación de metano. (>98%)  Baja demanda energética.  Gran potencial para sustituir al gas natural.	Elevado precio actual del hidrógeno.  Únicamente se puede llevar a cabo con microorganismos concretos.

La corriente de biogás a purificar será de 900 Nm<sup>3</sup>/h y contendrá pequeñas cantidades de H<sub>2</sub>S. El objetivo de la purificación será obtener un biometano de alta pureza (>96%) que cumpla con los requisitos de inyección a la red de gas.

Al querer obtener el biometano en estado gaseoso se puede descartar la separación criogénica. Por otro lado, como la corriente de biogás a tratar es elevada, la separación con membrana tampoco es adecuada. Las técnicas biológicas, pese a su elevado potencial, no son una opción para aplicaciones comerciales actualmente debido al precio del hidrógeno. Por tanto, la elección se reduce a la adsorción o la absorción física o química. Las tres técnicas ofrecen una alta recuperación de metano y permitirían separar el H<sub>2</sub>S presente en el biogás, siendo la absorción química la que ofrece una recuperación más elevada y menos inconvenientes para separar simultáneamente el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> sin necesidad de un pretratamiento. Además, la posible corrosión del equipo utilizado se puede evitar o reducir su aparición con la elección de los materiales adecuados. Por tanto, la técnica elegida para el tratamiento de biogás es la absorción química.

### 3. Teoría de la Absorción

La absorción de gases es una operación básica de transferencia de materia en que un soluto soluble se absorbe desde una mezcla gaseosa utilizando un líquido absorbente en que el soluto tiene cierta solubilidad. [32]

El dispositivo más empleado para llevar a cabo esta operación es la torre de relleno, consistente en una columna cilíndrica en que una corriente de gas a purificar entra en contacto en contracorriente con un líquido destinado a absorber el soluto o solutos de interés de la corriente de gas. [32]

#### 3.1. Fundamentos de la absorción

En el proceso de absorción se produce una transferencia de materia desde una fase gaseosa a una fase líquida cuando estas entran en contacto en la columna.

El soluto contenido en la corriente de gas que se quiere purificar es absorbido por el líquido introducido por la zona superior de la columna, el cual se va concentrando a medida que desciende por la torre hasta llegar a la zona inferior de la columna, por donde es expulsado. Por otro lado, la corriente de gas asciende por la torre hasta ser expulsado por la cabeza de la columna. [32]

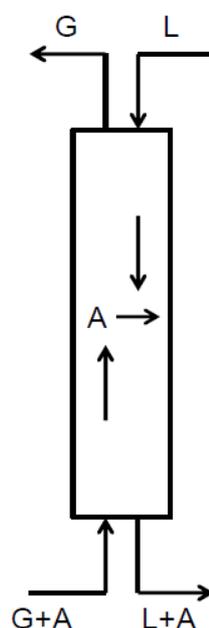


Figura 3.1. Esquema de una columna de absorción (Fuente: [38 pág.6])

La fuerza impulsora que provoca la transferencia de materia entre la fase líquida y la gaseosa es la diferencia entre la presión parcial del soluto en la fase gaseosa y la presión parcial que tendría en esta

misma fase si estuviera en equilibrio con la fase líquida en un punto de la columna. Esta definición se basa en la observación de la fase gaseosa, aunque es igual de válida si se observa la fase líquida, que en este caso la magnitud que provocaría la transferencia sería la concentración del soluto. Puesto que la presión y la concentración están relacionadas con la fracción molar en la fase gas y la fase líquida respectivamente, también es correcto definir la fuerza impulsora como la diferencia de fracciones molares. [38]

El mecanismo que explica la absorción de un soluto en una fase gaseosa a una fase líquida es la teoría de la doble película. Se trata de un modelo basado en la idea de la aparición de una interfase cuando se produce un intercambio de materia entre dos fases diferentes, formándose películas muy finas a ambos lados de la interfase por las cuales se produce la transferencia de materia por difusión molecular. [39]

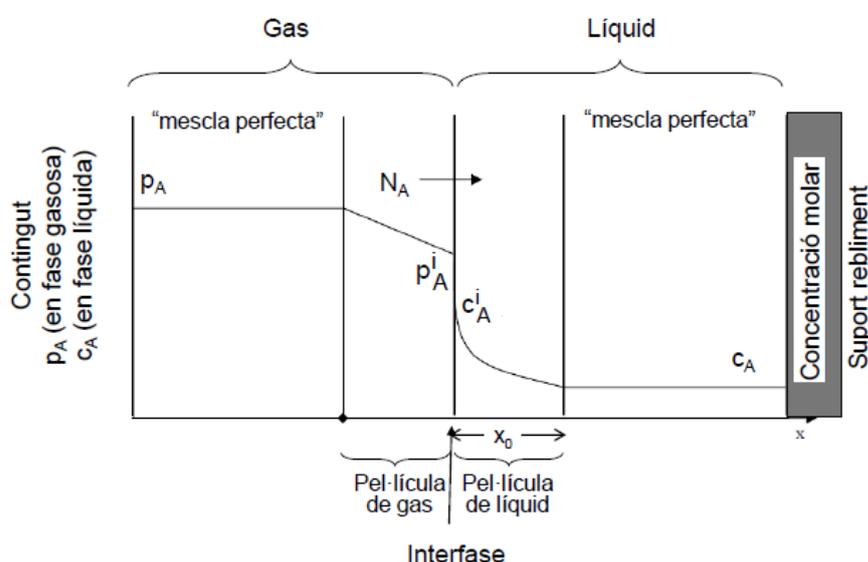


Figura 3.2. Representación gráfica de la teoría de la doble película (Fuente: [38 pág.12])

Teniendo en cuenta el funcionamiento de una columna de absorción, el balance de materia sería el siguiente:

$$\text{Balance global:} \quad L_2 + G_1 = L_1 + G_2 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

$$\text{Balance de componente A:} \quad L_2 \cdot x_{A,2} + G_1 \cdot y_{A,1} = L_1 \cdot x_{A,1} + G_2 \cdot y_{A,2} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde L y G son los flujos molares de líquido absorbente y gas, x e y son las fracciones molares de un componente en la fase líquida y gaseosa y los subíndices 1 y 2 hacen referencia a la base y la cabeza de la columna respectivamente. Pese a estar basadas en las corrientes extremas, las ecuaciones 3.1 y 3.2 también pueden utilizarse en un punto concreto de la columna. [32]

Aunque las ecuaciones 3.1 y 3.2 son válidas y describen el balance de materia en la columna, no son aplicables para encontrar el caudal de absorbente necesario para llevar a cabo la purificación del gas de entrada, ya que no se conocen el caudal de gas en la cabeza de la columna ni el caudal de líquido en la base. Para evitar esta limitación se reescribe el balance de materia de un componente A (Ec. 3.2) utilizando razones molares en vez de fracciones molares.

La razón molar es una medida que expresa la concentración de un soluto en una disolución o mezcla de gases. Mientras que la fracción molar se define como el cociente entre los moles de soluto y los moles totales, la razón molar consiste en el cociente entre los moles de soluto y los moles de disolvente (entendiendo como disolvente todo aquello que no es un soluto). [38] La razón molar se puede calcular tanto para la fase gaseosa como para la líquida con las siguientes ecuaciones:

$$\text{Fase gaseosa:} \quad Y_i = \frac{p_i}{p - p_i} = \frac{y_i}{1 - y_i} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

$$\text{Fase líquida:} \quad X_i = \frac{c_i}{c_t - c_i} = \frac{x_i}{1 - x_i} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Como la razón molar se define en función de los moles de disolvente, los caudales necesarios para llevar a cabo el balance de materia serán de disolvente. Este balance, al no haber transferencia de disolvente entre fases durante el intercambio de materia, permite calcular el caudal de absorbente necesario sin necesidad de conocer el caudal de gas que se obtiene en la cabeza de la columna. Por tanto, la ecuación del balance de materia quedaría:

$$\text{Balance de componente A (Razones molares):} \quad G'(Y_{A,1} - Y_{A,2}) = L'(X_{A,1} - X_{A,2}) \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde  $G'$  es el caudal de gas inerte que no es absorbido,  $L'$  el caudal de disolvente puro introducido en la columna y  $Y_A$  y  $X_A$  las razones molares del componente A. La ecuación 3.5 expresa el balance de materia con las corrientes extremas, pero también se puede aplicar para resolver el balance de materia entre cualquier punto de la columna y la zona superior. Si se aísla de esta ecuación la razón molar en la fase gaseosa se obtiene la ecuación de lo que se conoce como recta de operación de la columna:

$$Y_{A,i} = \frac{L'}{G'} \cdot X_{A,i} + (Y_{A,2} - \frac{L'}{G'} \cdot X_{A,2}) \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Cuando se opera con disoluciones diluidas ( $Y_A < 0,1$  o  $X_A < 0,1$ ), el valor de la fracción molar de soluto A es aproximadamente igual al de la razón molar de A. Esto permite simplificar el balance de materia, ya que, al estar el soluto tan diluido, los caudales de gas y de líquido se pueden considerar constantes y obtener la siguiente recta de operación [38]:

$$y_{A,i} = \frac{L}{G} \cdot x_{A,i} + (y_{A,2} - \frac{L}{G} \cdot x_{A,2}) \quad (\text{Ec. 3.7})$$

En el caso de la purificación de biogás, al tener una fracción molar de  $\text{CO}_2$  cercana a 0,4 en el gas de entrada, la aproximación anterior no es válida y no se aplicará para realizar el balance de materia. Además del  $\text{CO}_2$  y las pequeñas trazas de  $\text{H}_2\text{S}$ , el biogás tiene aproximadamente una fracción molar de metano del 0,6, el metano es un gas inerte en el sistema de la columna, ya que no es absorbido por el absorbente amínico y permanece en la corriente gaseosa, permitiendo obtener corrientes de gas ricas en metano. En cuanto a la fase líquida, el disolvente corresponde al absorbente amínico introducido por la cabeza de la columna.

La pendiente de la recta de operación consiste en una relación entre el flujo del líquido y del gas, donde una reducción del líquido supone una disminución del pendiente. En la figura 3.3 se muestra un diagrama de fracciones molares donde se muestra la línea de operación y la curva de equilibrio.

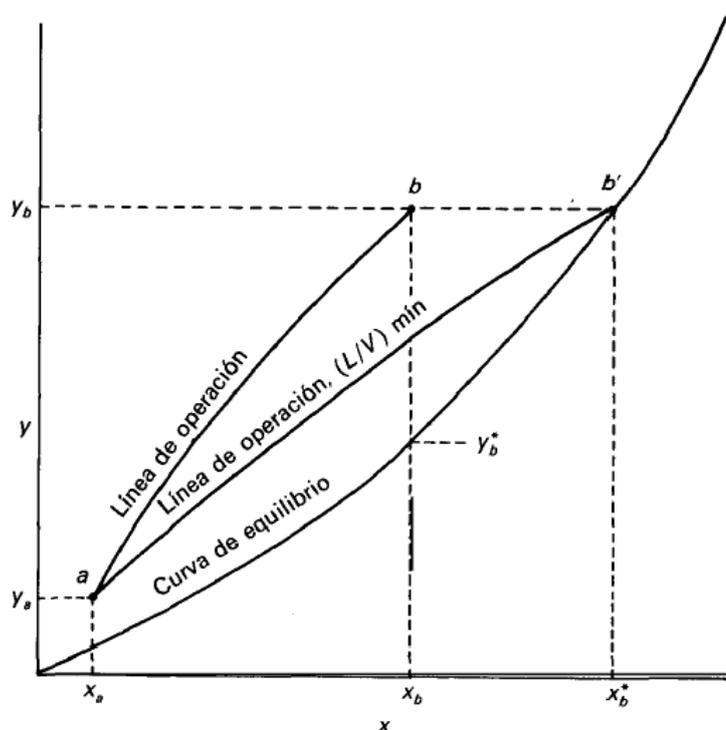


Figura 3.3. Relación gas-líquido. (Fuente: [32 fig.22.6])

Suponiendo un flujo molar de gas y fracciones molares  $y_a$ ,  $x_a$  y  $y_b$  constantes, con los datos de equilibrio se puede determinar la fracción molar en el líquido,  $x_b^*$ , que se obtendría si el sistema estuviera en equilibrio. En estas condiciones se tiene la máxima concentración de soluto en el líquido y el mínimo flujo molar de absorbente. Sin embargo, esta transferencia de materia requiere una altura de relleno infinita, ya que la fuerza impulsora para la transferencia de materia, que es la diferencia entre la fracción molar en el gas y la fracción molar en el gas en equilibrio ( $y - y^*$ ), es nula en la base de la torre (punto  $b'$ ). Por tanto, este flujo molar mínimo,  $L_{\min}$ , se trata de un valor teórico, siendo el flujo de operación mayor. A medida que el flujo de líquido absorbente es mayor, el punto  $b$  en el diagrama de

fracciones molares se desplaza hacia la izquierda, disminuyendo el valor de la fracción molar en líquido. [32]

Cuanto mayor es el flujo de operación respecto al valor mínimo es una de las variables de diseño de la columna. Por tanto, esta parte del diseño de la columna se basa en determinar el flujo óptimo que proporciona un coste de inversión más bajo. En la mayoría de columnas de absorción el valor óptimo está comprendido entre 1,1 y 1,5 veces el valor del flujo mínimo. [33]

Como ya se ha comentado, la transferencia de materia en la columna se explica mediante el modelo de la doble película, que explica la formación de una interfase entre el gas y el líquido envuelta por dos películas a través de las cuales el soluto presente en el gas pasa al líquido mediante difusión. Mediante la primera ley de Fick se puede expresar el flujo de soluto que atraviesa la doble película como:

$$N_A = -D \cdot \frac{dc_A}{dx} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Que resolviendo la ecuación diferencial queda:

$$N_A = \frac{D}{x_0} \cdot (c_A^i - c_A) = k_l \cdot (c_A^i - c_A) \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Agrupando el coeficiente de difusión (D) y el grosor de la película (x<sub>0</sub>), se obtiene el denominado coeficiente individual de transferencia de materia (k<sub>l</sub>). El flujo de soluto (N<sub>A</sub>) recibe el nombre de velocidad de absorción y puede ser expresado con coeficientes individuales como en la ecuación 3.9 o con coeficientes globales de transferencia de materia. Además, como se muestra en las ecuaciones 3.10 y 3.11, la velocidad de absorción se puede calcular en función de las concentraciones, presiones y las fracciones molares en el gas y el líquido. [38]

$$\text{Coeficientes individuales: } N_A = k_l \cdot (c_A^i - c_A) = k_g \cdot (p_A - p_A^i) = k_x \cdot (x_A^i - x_A) = k_{if} \cdot (y_A - y_A^i) \quad (\text{Ec. 3.10})$$

$$\text{Coeficientes globales: } N_A = K_l \cdot (c_A^{eq} - c_A) = K_g \cdot (p_A - p_A^{eq}) = K_x \cdot (x_A^{eq} - x_A) = K_y \cdot (y_A - y_A^{eq}) \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Donde el superíndice i hace referencia a la magnitud en cuestión en la interfase que se forma entre la fase líquida y la gaseosa y el superíndice eq a la magnitud en condiciones de equilibrio.

En cuanto al balance de energía, este suele ser complejo de resolver sin la ayuda de un simulador o un modelo preciso debido a la complejidad de la reacción de los gases ácidos (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) con la amina utilizada como absorbente. A pesar de esta complejidad, se puede plantear un balance de energía para estimar un valor aproximado de la temperatura que tendrá el absorbente en la zona baja de la columna.

$$\text{Entradas} + \text{Generación} = \text{Salidas} + \text{Acumulación}$$

Considerando que se trabaja en estado estacionario, el término de acumulación es nulo. Por otro lado, el término de generación hace referencia a la energía que se libera durante la reacción química entre el soluto y el disolvente. Según el primer principio de la termodinámica, esta energía se transfiere en forma de calor y trabajo, considerando despreciable este último respecto al calor el balance queda:

$$\text{Calor transferido} = \text{Salidas} - \text{Entradas}$$

Que expresado en forma de ecuación:

$$Q = \sum_{i=1}^S G_{i,s} \cdot h_{i,s} - \sum_{i=1}^E G_{i,e} \cdot h_{i,e} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

La transferencia de materia en la columna provoca una variación de temperatura entre la base y la zona superior. El calor de absorción del soluto provoca un incremento de la temperatura del absorbente, lo que provoca una evaporación del disolvente y, por tanto, un descenso de la temperatura. Sin embargo, el efecto global es un aumento de la temperatura del líquido. En el caso de la purificación de biogás con aminas, este aumento de la temperatura del absorbente provoca un incremento de la velocidad de reacción entre la amina y el  $\text{CO}_2$ , aumentando la absorción de  $\text{CO}_2$ . [3]

Teniendo en cuenta que el biogás contiene pequeñas trazas de  $\text{H}_2\text{S}$  y alrededor de un 40% mol de  $\text{CO}_2$ , se puede despreciar el aporte energético del  $\text{H}_2\text{S}$  en comparación con el calor proporcionado por la reacción del  $\text{CO}_2$ . Por tanto, desarrollando la ecuación anterior se obtiene:

$$Q = \Delta H_{\text{reacción}}^{\circ} \cdot (N_{\text{CO}_2,1} - N_{\text{CO}_2,2}) \quad (\text{Ec. 3.13})$$

Donde  $Q$  es el flujo de calor absorbido en  $\text{kJ/h}$ ,  $\Delta H_{\text{reacción}}^{\circ}$  es el calor de reacción entre el  $\text{CO}_2$  y la amina y  $N_{\text{CO}_2,1}$  y  $N_{\text{CO}_2,2}$  son los caudales molares de  $\text{CO}_2$  en la base y la zona superior de la columna, respectivamente.

Conociendo el calor absorbido por la disolución amínica, se puede calcular la temperatura que tendrá cuando salga de la columna.

$$Q = L_1 \cdot C_{p,L} \cdot (T_{L,1} - T_{L,2}) \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Aislando la temperatura en la salida queda:

$$T_{L,1} = \frac{Q}{L_1 \cdot C_{p,L}} + T_{L,2} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

Donde  $L_1$  es el caudal másico de absorbente en la base de la columna,  $C_{p,L}$  es el calor específico del absorbente y  $T_{L,1}$  y  $T_{L,2}$  son las temperaturas del absorbente en la base y la zona superior de la columna, respectivamente.

Respecto a la temperatura de la corriente de gas, la reacción entre la amina y los solutos absorbidos genera un incremento de temperatura de unos 25°C. [3] Por tanto, se utiliza esta cifra como valor orientativo.

## **3.2. Diseño de torres de absorción**

El diseño de una columna o torre de absorción se basa en balances de materia, energía y estimación de coeficientes de transferencia de materia.

La columna está equipada con una entrada para el gas, con su correspondiente distribuidor, y una salida para el líquido en la parte inferior o cola. Análogamente, la parte superior o cabeza dispone de una entrada con distribuidor para el líquido y la salida para el gas tratado. Cabe mencionar que el líquido absorbente puede ser introducido como disolvente puro o como una disolución diluida del soluto a separar. [32]

El proceso de diseño de una columna de absorción normalmente requiere la determinación del mejor absorbente para el gas tratado, el dimensionado de la columna (diámetro, altura y tipo de relleno), el flujo óptimo de líquido absorbente, las temperaturas de las corrientes de entrada, la presión de operación y el diseño mecánico de la columna. Por otro lado, el problema planteado al ingeniero que diseña la columna suele especificar los siguientes datos: el flujo de gas de entrada, la composición del gas y los componentes a absorber, la presión de operación y la caída de presión permitida en la columna, la recuperación de uno de los solutos del gas y el absorbente utilizado para la absorción. [33]

### **3.2.1. Determinación del absorbente**

La elección de un buen absorbente es crucial, ya que una alta solubilidad del soluto reduce la cantidad de disolución necesaria para la absorción y por ende los costes de operación. Como ya se ha comentado, el absorbente a utilizar puede ser una especificación o una decisión de diseño. En este último caso se prioriza el absorbente que ofrece una solubilidad y selectividad elevada del soluto que se desea separar del gas. [33] El absorbente usado, además de ofrecer una alta solubilidad del soluto a eliminar, tiene que ser estable y no volátil, tóxico ni inflamable. [38]

En general, los absorbentes similares químicamente con el soluto ofrecen solubilidades elevadas. En función de la interacción entre soluto y absorbente, se distingue entre solventes físicos, en que la interacción es débil y la absorción está controlado por la ley de Henry, y solventes químicos, en que soluto y absorbente forman compuestos químicos. [3] Estos últimos suelen ser utilizados cuando se desea obtener concentraciones de un soluto en el gas de salida muy pequeñas o cuando se necesita una alta selectividad.

Los datos de solubilidad de un soluto en un absorbente concreto son necesarios para el diseño de la columna. Estos datos se pueden obtener en literatura sobre el tema como libros teóricos o estudios experimentales donde se presentan resultados de solubilidades medidas. Estos datos deben especificar la temperatura, presión del soluto en el gas y la concentración de soluto en la fase líquida. [33].

### 3.2.2. Flujo óptimo del absorbente

A partir de los datos de equilibrio y de la composición de entrada de la corriente de gas a purificar es posible calcular el flujo mínimo de absorbente necesario para llevar a cabo la absorción aplicando la ecuación del balance de materia. (Ec. 3.5)

$$L'_{min} = \frac{G' \cdot (Y_{A,1} - Y_{A,2})}{(X_{A,eq} - X_{A,2})} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Una vez calculado el flujo mínimo de absorbente, cuanto mayor ha de ser el flujo de operación es una variable de diseño que se determina en base a la optimización del coste de inversión. Para una columna de absorción con una altura determinada, un incremento de la relación entre el flujo de operación y el mínimo provoca un aumento de la cantidad de absorbente introducida en la columna, lo que supone que se transfiera la misma cantidad de soluto en un volumen de relleno menor, que se traduce en una reducción de la sección y, por tanto, del diámetro. Este descenso del volumen de relleno y del diámetro comporta un descenso del coste del relleno y del coste del recipiente de la columna, reduciendo el coste total de la columna y, por ende, el coste de instalación. Sin embargo, el aumento de la cantidad de absorbente hace que aumente el gasto en materias primas y provoca un aumento del coste de operación. En resumen, un aumento de la relación disminuye los costes de instalación, pero aumenta los de operación. El efecto global (aumento o disminución) sobre los costes se observa con el coste de inversión, al ser este la suma del coste de operación e instalación. Por tanto, el valor de operación óptimo corresponde al valor que minimiza los costes de inversión, el cual suele ser de entre 1,1 y 1,5 veces la relación mínima. [32]

### 3.2.3. Dimensionado de la columna y caída de presión

Una columna de absorción contiene en su interior un soporte de sólidos inertes, conocido como relleno de columna, que proporciona un área de contacto elevada entre el líquido y el gas para que se produzca el intercambio de materia entre estos. [32]

El dimensionado de una columna de absorción consiste en la determinación de la altura de relleno necesaria para llevar a cabo la transferencia de materia, el diámetro de la columna y el tipo de relleno utilizado.

La altura de relleno necesaria en la columna depende del equilibrio entre la fase gaseosa y líquida involucradas en la transferencia de materia, los objetivos de eliminación del soluto o la pureza del gas tratado y de la eficiencia del equipo utilizado para la transferencia de materia. [33]

La expresión que permite el cálculo de la altura de relleno de la columna se puede obtener a partir de la velocidad de absorción. Por un lado, la velocidad de absorción se puede expresar en función de los coeficientes de transferencia de materia, tanto globales como individuales, con las ecuaciones 3.10 y 3.11. Por otro lado, la velocidad de absorción es el flujo de soluto que es absorbido de la fase gaseosa a la fase líquida. Multiplicando la velocidad de absorción por el coeficiente de superficie de transferencia de materia por unidad de volumen (a) y por el volumen de la sección de relleno (que equivale al producto de la altura de relleno por la sección de la columna) se obtiene el caudal de soluto absorbido. [38]

$$N_A \cdot a \cdot dz \cdot S = G' \cdot dY_A = L' \cdot dX_A \quad (\text{Ec. 3.17})$$

Aislando la velocidad de absorción de la ecuación anterior e igualando la expresión obtenida a una de las ecuaciones de coeficientes (en este caso la del coeficiente global para la fase gaseosa) se obtiene:

$$N_A = K_g \cdot (p_A - p_A^{eq}) = \frac{G' \cdot dY_A}{a \cdot dz \cdot S} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

Que pasando las presiones parciales a razones molares con la ecuación 3.3 queda:

$$N_A = K_g \cdot p \cdot \left( \frac{Y_A}{1+Y_A} - \frac{Y_A^{eq}}{1+Y_A^{eq}} \right) = \frac{G' \cdot dY_A}{a \cdot dz \cdot S} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Integrando la ecuación diferencial y aislando la altura (z) se obtiene:

$$z = \frac{G'}{S \cdot p \cdot K_g \cdot a} \cdot \int_{Y_{A,2}}^{Y_{A,1}} \frac{(1+Y_A) \cdot (1+Y_A^{eq})}{Y_A - Y_A^{eq}} \cdot dY_A \quad (\text{Ec. 3.20})$$

De la ecuación anterior se distinguen dos términos, la integral recibe el nombre de número de unidades de transferencia (NTU), mientras que la otra parte se conoce como altura de una unidad de transferencia. (HTU) Por tanto, el cálculo de la altura de relleno se puede expresar como el producto del número de unidades de transferencia por la altura de cada unidad.

$$\text{Altura de relleno:} \quad z = H_G \cdot N_G \quad (\text{Ec. 3.21})$$

$$\text{Altura de unidad de transferencia:} \quad H_G = \frac{G'}{S \cdot p \cdot K_g \cdot a} \quad (\text{Ec. 3.22})$$

$$\text{Número de unidades de transferencia:} \quad N_G = \int_{Y_{A,2}}^{Y_{A,1}} \frac{(1+Y_A) \cdot (1+Y_A^{eq})}{Y_A - Y_A^{eq}} \cdot dY_A \quad (\text{Ec. 3.23})$$

La deducción anterior se ha hecho utilizando el coeficiente global de transferencia de materia para la fase gaseosa, ya que será la expresión utilizada. Sin embargo, el resto de expresiones de las ecuaciones 3.10 y 3.11 son igual de válidas. A continuación, se muestran las expresiones obtenidas utilizando otros coeficientes:

$$\text{Coeficiente individual para la fase líquida: } z = \frac{L'}{S \cdot c_T \cdot k_L \cdot a} \cdot \int_{X_{A,2}}^{X_{A,1}} \frac{(1+X_A^i) \cdot (1+X_A)}{X_A^i - X_A} \cdot dX_A \quad (\text{Ec. 3.24})$$

$$\text{Coeficiente individual para la fase gaseosa: } z = \frac{G'}{S \cdot p \cdot k_g \cdot a} \cdot \int_{Y_{A,2}}^{Y_{A,1}} \frac{(1+Y_A^i) \cdot (1+Y_A)}{Y_A - Y_A^i} \cdot dY_A \quad (\text{Ec. 3.25})$$

$$\text{Coeficiente global para la fase líquida: } z = \frac{L'}{S \cdot c_T \cdot K_L \cdot a} \cdot \int_{X_{A,2}}^{X_{A,1}} \frac{(1+X_A^{eq}) \cdot (1+X_A)}{X_A^{eq} - X_A} \cdot dX_A \quad (\text{Ec. 3.26})$$

El relleno de la columna es el elemento que proporciona la superficie de contacto entre el gas y el líquido absorbente, incrementado la transferencia de materia entre ambas fases. Consecuentemente, es vital para llevar a cabo la separación que el relleno de columna asegure un buen contacto entre las corrientes de gas y de líquido y que no limite su movimiento a través de la torre generando retenciones o caídas de presión. Adicionalmente, también es necesario que el relleno sea químicamente inerte respecto a las especies químicas presentes en la operación y resistente mecánicamente. Por tanto, los materiales utilizados para el relleno de las torres de absorción son aquellos que ofrecen estas propiedades a un coste bajo como los materiales cerámicos, algunos plásticos o anillos metálicos. [32] En función de la distribución de los elementos del relleno dentro de la columna se distingue entre relleno aleatorio y estructurado. [33]



Figura 3.4. Columna con relleno aleatorio (izquierda) y relleno estructurado (derecha) (Fuente: [40 fig. 2.6])

Para la absorción de gases el relleno estructurado no se suele utilizar debido a que el relleno aleatorio es más barato, está formado por materiales resistentes a la corrosión y ofrece una buena adaptación a diámetros de columna pequeños. Además del relleno, también se pueden usar platos como elemento de contacto para llevar a cabo la absorción. Pese a que su uso es más común en las operaciones de destilación, los platos tienen ciertas ventajas respecto al relleno en columnas de absorción de diámetro

elevado que trabajan con relaciones líquido-gas elevadas, ya que ofrecen más robustez y se dan menos problemas de distribución del líquido. [33] Sin embargo, para una columna estándar el relleno ofrece una superficie de paso al líquido mayor que los platos (aproximadamente del 50% con relleno y entre 8 y 15% con platos), lo que supone una menor retención de líquido en columnas de relleno y, por tanto, una caída de presión menor. Además, en caso de tener que reemplazar el material de contacto por corrosión u otros motivos, el tiempo de reemplazo es menor en una columna de relleno. [40]

En condiciones ideales, el contacto entre el gas y el líquido se incrementa al descender el líquido a través de la torre formando una película sobre la superficie del relleno. Sin embargo, en la realidad el espesor de la película no es uniforme en toda la torre y el líquido tiende a descender a través de ciertos caminos, dejando parte de la superficie del relleno seca cuando el flujo de líquido es bajo. Este suceso recibe el nombre de canalización, debido a los “canales” por los que desciende el líquido, y es el motivo principal del mal funcionamiento de las torres de relleno de gran tamaño. Este efecto no deseado se puede minimizar en torres de tamaño moderado aumentando la velocidad del líquido para que más superficie de contacto del relleno quede mojada o utilizando una relación de diseño que establece que el diámetro de la columna sea de al menos 8 veces el diámetro del relleno. [32] Para evitar caídas de presión elevadas y por tanto mayor retención de líquido se recomienda que el diámetro de la columna no sea superior a 20 veces el diámetro del relleno. [40]

La caída de presión en una torre de absorción se debe a la fricción de la corriente de gas con el relleno de la columna. Esta caída de presión aumenta cuando se introduce un flujo de líquido absorbente que reduce el espacio disponible para el ascenso del gas. Para un determinado relleno y un flujo de líquido constante la caída de presión aumenta con la velocidad de entrada del gas en la columna, a partir de cierta velocidad el gas impide el descenso del líquido y se empiezan a producir retenciones de líquido. Este punto se conoce como punto de carga. Si se sigue aumentando la velocidad del gas llega un punto en que la retención de líquido es tan alta que se forma una fase continua que acaba siendo expulsada por la parte superior de la columna si se continúa aumentando la velocidad. La velocidad de gas que ocasiona la formación de esta fase continua se conoce como velocidad de inundación y se evita diseñando columnas con una velocidad de gas inferior. Otra opción para el diseño de columnas consiste en basarse en una caída de presión concreta, que en el caso de torres de absorción suele ser de entre 0,25 y 0,5 pulgadas de H<sub>2</sub>O por pie de relleno. Para estas torres de relleno el punto de carga suele estar situado sobre 0,5 pulgadas de H<sub>2</sub>O por pie de relleno y el de inundación entre 2 y 3 pulgadas de H<sub>2</sub>O por pie de relleno. [32]

Para evitar la inundación, y un posible descenso del valor del coeficiente de transferencia de materia, la velocidad de entrada del gas se suele limitar a valores inferiores o iguales a 0,6-0,8 veces la velocidad de inundación. En cuanto a la caída de presión, esta suele tener que minimizarse para reducir los costes de compresión del gas de entrada cuando se trabaja a presiones cercanas a la atmosférica. El punto de

inundación y la caída de presión se pueden predecir utilizando correlaciones. La primera correlación, conocida como correlación de Sherwood, se desarrolló en 1938 y posteriormente fue modificada en otros trabajos de investigación. Entre estas modificaciones destaca la de Eckert que expuso estas correlaciones en un diagrama de curvas de caída de presión, el cual fue simplificado y modificado por Strigle. [33]

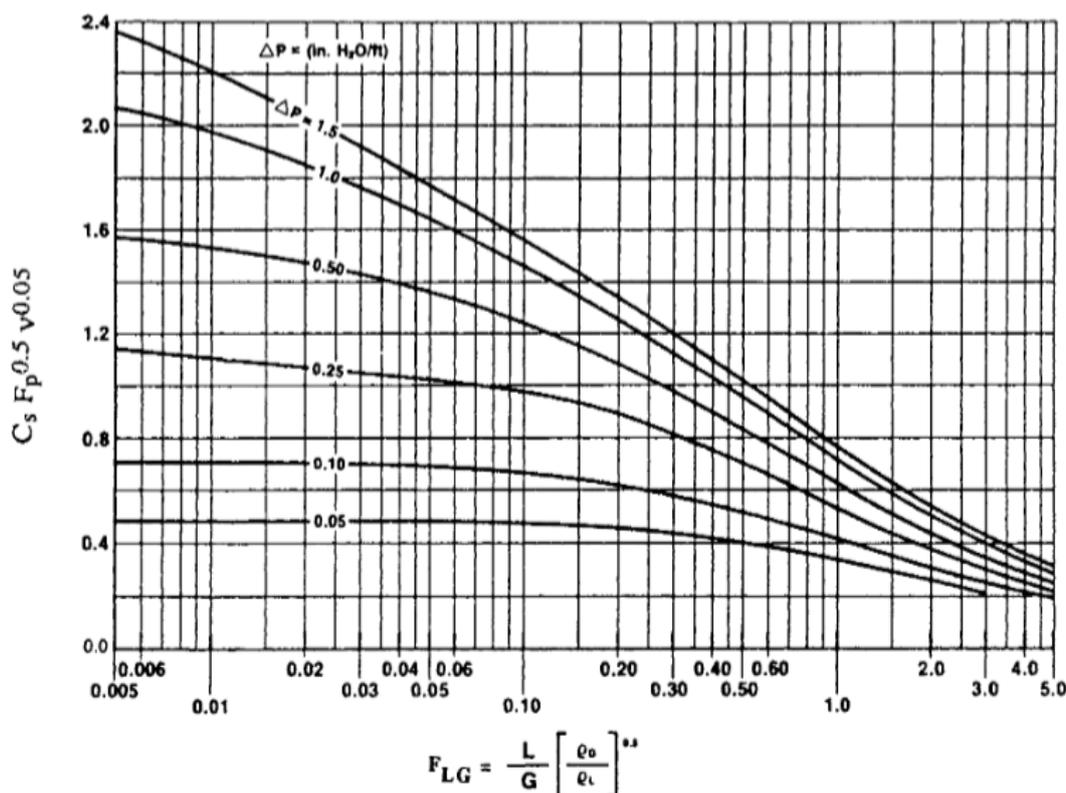


Figura 3.5. Diagrama de correlación generalizada de caída de presión de Eckert modificado por Strigle. (Fuente: [33 fig. 14-55])

El diagrama contiene diversas curvas de caída de presión entre 0,05 y 1,5 in H<sub>2</sub>O/ft, pero no muestra específicamente la curva de inundación. Por ello, se recomienda calcular la caída de presión en el punto de inundación con la ecuación de Kister y Gill [33]:

$$\Delta P_{fl} = 0,12 \cdot PF^{0,7} \tag{Ec. 3.27}$$

La ordenada del diagrama es un factor de capacidad (CP) y la abscisa es el parámetro de flujo (FP).

**Factor de capacidad:**  $CP = C_s \cdot PF^{0,5} \cdot \nu^{0,05} = U_s \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \cdot PF^{0,5} \cdot \nu^{0,05} \tag{Ec. 3.28}$

**Parámetro de flujo:**  $FP = \frac{L}{G} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \tag{Ec. 3.29}$

Donde  $C_s$  (ft/s) es un parámetro relacionado con el área de la sección transversal de la columna,  $PF$  (ft<sup>-1</sup>) es el factor de empaquetamiento del relleno utilizado,  $\nu$  es la viscosidad cinemática del líquido en cS,  $U_s$  (ft/s) es la velocidad superficial del gas,  $L$  y  $G$  son los flujos de entrada en la columna del líquido y el gas respectivamente y  $\rho_G$  y  $\rho_L$  son las densidades del gas y del líquido en kg/m<sup>3</sup>.

De la ecuación 3.28 se puede deducir:

$$C_s \cdot \nu = U_s \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 3.30})$$

Por otro lado, la velocidad superficial del gas es el cociente entre el caudal de entrada de gas y la sección de la columna. Teniendo en cuenta que la sección de la columna es circular:

$$U_s = \frac{G}{S} = \frac{G}{\pi \cdot r^2} = \frac{4G}{\pi \cdot D^2} \quad (\text{Ec. 3.31})$$

Y asilando el diámetro de la ecuación anterior se acaba obteniendo la expresión para el cálculo del diámetro de la columna:

$$D = \left( \frac{4G}{\pi \cdot U_s} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 3.32})$$

Por tanto, el procedimiento para calcular el diámetro de la columna sería:

- 1) Calcular el parámetro de flujo con la ecuación 3.29 a partir de los caudales de entrada del gas y del líquido y de las densidades de estas corrientes.
- 2) A partir del parámetro de flujo calculado y de la caída de presión de diseño se observa en el diagrama el valor del factor de capacidad correspondiente.
- 3) Con el factor de capacidad, la viscosidad cinemática y el factor de empaquetamiento (dato que se facilita en las fichas técnicas del relleno) se calcula el parámetro  $C_s$  con la ecuación 3.28.
- 4) Con la ecuación 3.30 se calcula la velocidad superficial del gas.
- 5) Con el valor obtenido y el caudal del gas se obtiene el diámetro con la ecuación 3.32. (Hay que tener presente que se trabaja con pies así que el diámetro se obtendrá en esta unidad y el caudal de gas estará expresado en ft<sup>3</sup>/s)
- 6) Se calcula la caída de presión en el punto de inundación con la ecuación 3.27 y se repiten los puntos 2,3 y 4 para obtener la velocidad de inundación. Se calcula la relación entre la velocidad del gas y la velocidad de inundación para comprobar si se evita la inundación. ( $U_s/U_{fi} < 0,8$ )
- 7) Se divide el diámetro de la columna entre el diámetro del relleno para comprobar si se evita la canalización ( $8 < D_{col}/D_p < 20$ )

Pese a que el procedimiento no es muy complejo, es poco práctico cuando se quiere calcular el diámetro que se obtendría utilizando diferentes rellenos de una base de datos amplia debido a la

necesidad de tener que leer el valor del factor de capacidad del diagrama. Además, el diagrama de Eckert (figura 3.5) solo cuenta con 5 curvas de caída de presión entre 0.05 y 1,5 in H<sub>2</sub>O/ft, dificultando su uso cuando la caída de presión no coincide con una de las curvas del diagrama. Para solventar estos problemas, el gráfico fue convertido a la ecuación 3.33, donde  $C_1, C_2, \dots, C_7$  son unas constantes cuyo valor se muestra en la figura 3.6. [41] Como la ecuación se basa en el diagrama, hay que tener en cuenta que este es un método de predicción de la caída de presión y que el resultado obtenido será una aproximación a la caída de presión real en la columna.

$$CP = \frac{C_1 \cdot (\Delta P)^{C_2} \cdot [1 - \exp(C_6 \cdot FP^{C_7})]}{[1 + C_3 \cdot \Delta P^{C_4} \cdot FP^{C_5}]^{C_4}} \quad (\text{Ec. 3.33})$$

GPDC type	$C_1$	$C_2$	$C_3$	$C_4$	$C_5$	$C_6$	$C_7$
structured packings [in H <sub>2</sub> O/ft]	3.8617	0.6609	6.3763	0.7206	0.2898	-0.9093	-0.6819
random packings [in H <sub>2</sub> O/ft]	2.7561	0.5778	5.3597	0.5545	0.4046	-1.4234	-0.6022

Figura 3.6. Constantes de la ecuación 3.33. (Fuente: [41 tab. 2])

Por tanto, el segundo punto del procedimiento anterior se modificaría para calcular el factor de capacidad con la ecuación 3.33, el resto se mantiene igual. A partir del diámetro de columna obtenido se puede calcular la sección y con esta encontrar la altura de relleno a partir de la ecuación 3.20.

El método anterior se utiliza cuando se fija una determinada caída de presión en la columna, aunque también se puede realizar el dimensionado fijando otras variables como la altura de relleno. En este caso, el procedimiento de diseño es el mismo que el especificado anteriormente. Partiendo de la altura se calcula la sección de la columna con la ecuación 3.20 y a partir de esta el diámetro y la velocidad superficial del gas. Con la velocidad del gas y el parámetro de flujo se puede acabar obteniendo la caída de presión con la ecuación 3.33.

### 3.2.4. Elección del relleno y de los accesorios de la columna

Una vez dimensionada la columna (altura de relleno y diámetro), el siguiente paso sería evaluar diferentes tipos de relleno para ver cuáles cumplen las condiciones de diseño establecidas (puntos 6 y 7 del procedimiento) y elegir de entre estos el que comporte costes de instalación menores.

Además de buscar el mínimo coste, también hay que tener en cuenta el material del relleno, ya que si se opta por un relleno de un material con poca resistencia a la corrosión será necesario remplazar el relleno cada cierto tiempo, lo que supone un coste de instalación del nuevo relleno y una detención de la operación de la columna. Como se comenta anteriormente, el relleno de la columna puede ser de un material metálico, plástico o cerámico, aunque en el caso de la absorción de gases ácidos, como

es el caso de la purificación de biogás en que se absorbe CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, los materiales más utilizados son metálicos y plásticos. [42]

En el caso de los metales, el material más usado en operaciones de absorción suele ser el acero, tanto el acero al carbón como el inoxidable. El principal problema del acero es la corrosión que sufre al estar expuesto al CO<sub>2</sub>, ya que se produce una reacción electroquímica de oxidación-reducción entre ambos. Los materiales plásticos ofrecen una alternativa más económica que los metales y pueden operar en sistemas corrosivos. El principal inconveniente es su resistencia térmica, inferior a la de los materiales cerámicos y metálicos, que los limita a temperaturas de operación moderadas o bajas. [42] En el caso de la purificación de biogás, la temperatura de operación no es muy elevada, así que algunos plásticos pueden ser usados como alternativa al acero inoxidable.

La instalación de rellenos metálicos se lleva a cabo arrojando los elementos de contacto del relleno elegido a la columna, la cual contendrá un volumen de agua para garantizar que los elementos se distribuyen aleatoriamente y para prevenir los daños que pueden sufrir por la caída. [43]

Finalmente, una vez completado el dimensionado de la sección de relleno, hay que tener en cuenta las diferentes piezas y accesorios que contendrá la columna. (Figura 3.7)

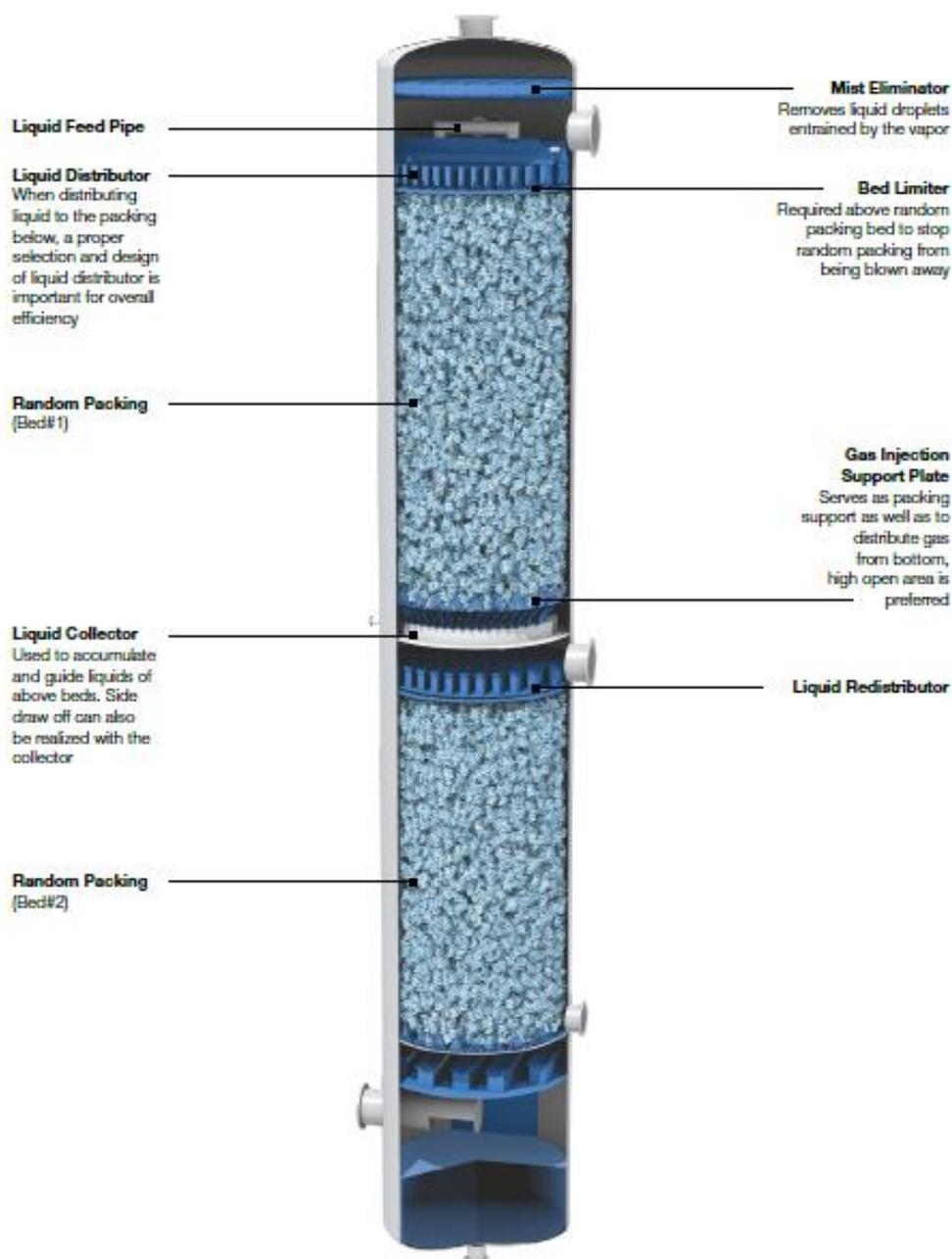


Figura 3.7. Esquema de una columna de relleno aleatorio (Fuente: [44])

El recipiente consiste en la estructura cilíndrica hueca que mantiene en pie la columna y donde se introducen las diferentes partes. El peso del recipiente depende del material de construcción y del ancho de la pared, el cual se obtiene con el siguiente procedimiento.

Por un lado, se calcula el ancho sin considerar agentes externos como la corrosión o el viento con la ecuación 3.34:

$$t_p = \frac{P_d \cdot D}{2SE - 1,2P_d} \quad (\text{Ec. 3.34})$$

Donde  $t_p$  es el ancho de la pared en pulgadas, D el diámetro de la columna en pulgadas, S la tensión máxima que puede soportar el material de construcción en psi, E la eficiencia de soldadura y  $P_d$  la presión de diseño en psig. [45]

Para un recipiente de acero al carbón, la eficiencia de soldadura para anchuras de hasta 32 mm se puede considerar de 0,85 y la tensión máxima en un rango de temperaturas de entre -20 y 650°F de 15000 psi. La presión de diseño se puede calcular con la siguiente expresión para presiones de trabajo (P) entre 10 y 1000 psig:

$$P_d = \exp(0,60608 + 0,91615 \cdot \ln(P) + 0,0015655 \cdot \ln(P)^2) \quad (\text{Ec. 3.35})$$

Cuando se utiliza la ecuación 3.34 con presiones bajas es posible obtener valores de anchura demasiado pequeños para proporcionar la suficiente rigidez al recipiente. Por tanto, se fija un mínimo de anchura de 0,25 pulgadas para columnas de diámetro menor a 4 pies. [45]

Como la columna se instalará en posición vertical hay que tener en cuenta en el cálculo del ancho de pared efectos ambientales como la fuerza del viento o terremotos sobre la base de la columna, para ello se utiliza la siguiente ecuación:

$$t_w = \frac{0,22 \cdot (D+18) \cdot L^2}{S \cdot D^2} \quad (\text{Ec. 3.36})$$

Donde L es la altura de la columna en pulgadas.

Con ambos valores obtenidos se calcula una anchura promedio con la siguiente expresión:

$$t_v = \frac{t_p + (t_p + t_w)}{2} \quad (\text{Ec. 3.37})$$

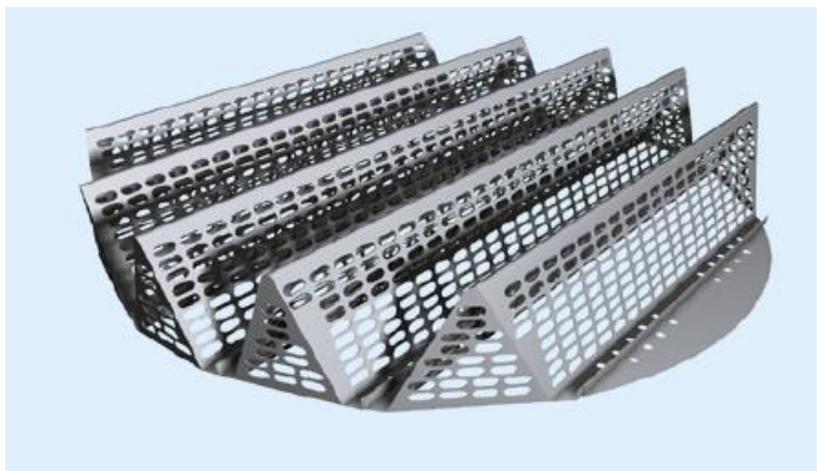
Finalmente, al valor obtenido se le suma una anchura adicional de 0,125 pulgadas para evitar la corrosión ( $t_c$ ) y se obtiene la anchura de la pared ( $t_s$ ). [45] Con este valor, es posible calcular el peso del recipiente con:

$$W = \pi \cdot (D + t_s) \cdot (L + 0,8D) \cdot t_s \cdot \rho \quad (\text{Ec. 3.38})$$

Donde W es el peso del recipiente en kg y  $\rho$  la densidad del material del recipiente en kg/m<sup>3</sup>.

En cuanto al relleno, este se complementa con un soporte y un limitador. El soporte es una pieza que sostiene el peso del relleno de la columna sin impedir el paso de las corrientes de gas y líquido. El mejor

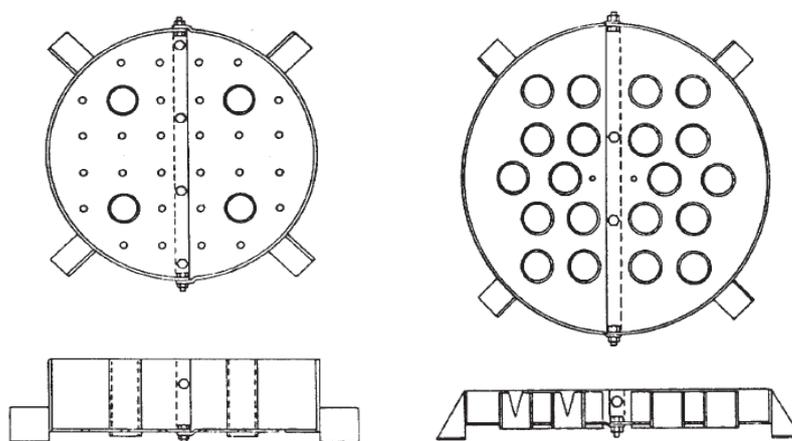
diseño es aquel en que las entradas del gas están situadas por encima de donde el líquido desciende del relleno (figura 3.8) ya que así se consigue una caída de presión baja y se evita la inundación. [43]



**Figura 3.8. Soporte del relleno (Fuente: [44])**

Por otro lado, el limitador es una pieza que evita la fluidización cuando se opera con flujos de gas elevados. La fluidización es un fenómeno que provoca que las piezas de relleno situadas en la parte superior de la sección de relleno sean expulsadas de la columna debido al arrastre del gas.

Otra pieza esencial es el distribuidor de líquido, que garantiza un flujo constante de líquido a través de la columna. Los diseños más utilizados son los distribuidores de orificio y los de presa, (figura 3.9) en los primeros el líquido fluye a través de unos agujeros y el gas por unos pequeños tubos mientras que en los de presa el líquido fluye a través de pequeñas presas situadas en los tubos por donde pasa el gas. El distribuidor se coloca por encima del relleno, a una altura de entre 0 y 0,2 metros. [43]



**Figura 3.9. Distribuidor de orificio (izquierda) y de presa (derecha) (Fuente: [43 fig. 11.48 y 11.49])**

Por último, otro elemento a considerar son los dispositivos de alimentación que introducen las corrientes de líquido y gas en la columna. Además, para la introducción de la corriente de absorbente por la zona superior de la columna será necesario una bomba.

Considerando las piezas y accesorios comentados, la altura total de la columna se obtiene con la siguiente expresión:

$$H_{col} = \sum_i^N H_i = H_p + H_h + H_d + H_s + H_l + H_{fg} + H_{fl} \quad (\text{Ec. 3.39})$$

Donde  $H_{col}$  es la altura total de la columna,  $H_p$  la altura de relleno,  $H_h$  corresponde al espacio libre que se deja entre el distribuidor de líquido y el relleno,  $H_d$  es la altura del distribuidor de líquido,  $H_s$  la altura del soporte del relleno,  $H_l$  la altura del limitador del relleno y  $H_{fg}$  y  $H_{fl}$  son la altura del dispositivo de alimentación de gas y líquido respectivamente.

### **3.3. Equipo complementario**

#### **3.3.1. Torre de desorción**

La desorción es la operación inversa a la absorción en que una corriente de líquido que contiene un soluto disuelto entra en contacto con una corriente de gas inerte que absorbe el soluto. En la purificación de biogás, la desorción complementa la operación de absorción, ya que permite regenerar el absorbente, eliminando el CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y otros componentes eliminados del biogás, y reintroducirlo en la columna de absorción. [32] Para favorecer las condiciones de desorción del absorbente se incrementa la temperatura en la columna de desorción, requiriendo una cantidad de calor elevada. [46]

Debido al enfoque de este trabajo en el proceso de absorción para purificar biogás, no se ha diseñado el proceso complementario de desorción por el cual se regenera el absorbente. Sin embargo, sí que se ha tenido en cuenta este proceso para la estimación de costes, consultando en la literatura diferentes fuentes para estimar los costes de la columna de desorción y de la energía calorífica necesaria.

#### **3.3.2. Bombas**

Para introducir el absorbente por la cabeza de la columna se utilizará una bomba. A continuación, se detalla como determinar el dimensionado de la tubería por donde se introduce el absorbente y el cálculo para la potencia que consume la bomba.

Para el dimensionado de la tubería se parte del caudal de absorbente y se puede calcular la sección con la siguiente fórmula:

$$S = \frac{Q}{v} \quad (\text{Ec. 3.40})$$

Donde S es la sección de la tubería en m<sup>2</sup>, Q el caudal volumétrico de líquido en m<sup>3</sup>/s y v la velocidad del líquido en m/s, que se puede estimar a partir de la bibliografía. Concretamente, Simpson determinó la velocidad óptima del líquido en función de su densidad:

**Tabla 3.1. Velocidad óptima de un líquido en función de su densidad (Fuente: [43])**

Densidad del fluido (kg/m <sup>3</sup> )	Velocidad (m/s)
1600	2,4
800	3,0
160	4,9
16	9,4
0,16	18,0
0,016	34,0

Con el valor de velocidad estimado se calcula la sección de la tubería y considerando una tubería de sección circular se obtiene el diámetro con:

$$D = \left( \frac{4Q}{\pi \cdot v} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 3.41})$$

Utilizando una tabla de tamaños nominales para tuberías se aproxima el diámetro calculado al diámetro nominal más cercano y siguiendo una norma se obtiene de la tabla el diámetro exterior (OD) y el espesor de la tubería.

**Nominal Pipe Size Chart - Nominal Pipe Dimension in Millimeter (mm)**

DN in mm	OD	5	5s	10	10s	20	30	40	40s	Std	60	80	80s	XS	100	120	140	160	XXS	DN in mm	
6	10.3			1.24	1.24			1.73	1.73	1.73				2.41	2.41	2.41					
8	13.7			1.65	1.65			2.24	2.24	2.24				3.02	3.02	3.02					
10	17.1			1.65	1.65			1.85	2.31	2.31				3.20	3.20	3.20					
15	21.3	1.65	1.65	2.11	2.11			2.41	2.77	2.77				3.73	3.73	3.73			4.78	7.47	
20	26.7	1.65	1.65	2.11	2.11			2.41	2.87	2.87				3.91	3.91	3.91			5.56	7.82	
25	33.4	1.65	1.65	2.77	2.77			2.90	3.38	3.38				4.55	4.55	4.55			6.35	9.09	
32	42.2	1.65	1.65	2.77	2.77			2.97	3.56	3.56				4.85	4.85	4.85			6.35	9.70	
40	48.3	1.65	1.65	2.77	2.77			3.18	3.68	3.68				5.08	5.08	5.08			7.14	10.16	
50	60.3	1.65	1.65	2.77	2.77			3.18	3.91	3.91				5.54	5.54	5.54			8.74	11.07	
65	73	2.11	2.11	3.05	3.05			4.78	5.16	5.16				7.01	7.01	7.01			9.53	14.02	
80	88.9	2.11	2.11	3.05	3.05			4.78	5.49	5.49				7.62	7.62	7.62			11.13	15.24	
90	101.6	2.11	2.11	3.05	3.05			4.78	5.74	5.74				8.08	8.08	8.08			15.15		
100	114.3	2.11	2.11	3.05	3.05			4.78	6.02	6.02				8.56	8.56	8.56			13.49	17.12	
125	141.3	2.77	2.77	3.40	3.40			6.55	6.55	6.55				9.53	9.53	9.53			15.88	19.05	
150	168.3	2.77	2.77	3.40	3.40			7.11	7.11	7.11				10.97	10.97	10.97			18.26	21.95	
200	219.1	2.77	2.77	3.76	3.76	6.35	7.04	8.18	8.18	8.18	10.31	12.70	12.70	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	20.62	23.01	22.23
250	273	3.40	3.40	4.19	4.19	6.35	7.80	9.27	9.27	9.27	12.70	15.09	12.70	12.70	12.70	12.70	18.26	21.44	25.40	28.58	25.40
300	323.8	3.96	3.96	4.57	4.57	6.35	8.38	10.31	9.53	9.53	14.27	17.48	12.70	12.70	12.70	23.83	27.79	31.75	35.71		
350	365.6	3.96	3.96	6.35	4.78	7.92	9.53	11.13	9.53	9.53	15.09	19.05	12.70	12.70	12.70	23.83	27.79	31.75	35.71		
400	406.4	4.19	4.19	6.35	4.78	7.92	9.53	12.70	9.53	9.53	16.88	21.44	12.70	12.70	12.70	26.19	30.96	36.53	40.49		
450	457	4.19	4.19	6.35	4.78	7.92	11.13	14.27	9.53	9.53	19.05	23.83	12.70	12.70	12.70	29.36	34.93	39.67	45.24		
500	508	4.78	4.78	6.35	5.54	9.53	12.70	15.09	9.53	9.53	20.62	26.19	12.70	12.70	12.70	32.54	38.10	44.45	50.01		
550	559	4.78	4.78	6.35	5.54	9.53	12.70	15.09	9.53	9.53	22.23	28.58	12.70	12.70	12.70	34.93	41.28	47.63	53.98		
600	610	5.54	5.54	6.35	6.35	9.53	14.27	17.48	9.53	9.53	24.61	30.96	12.70	12.70	12.70	38.89	46.02	52.37	59.54		
650	660			7.92		12.70			9.53					12.70							
700	711			7.92		12.70	15.88		9.53					12.70							
750	762	6.35	6.35	7.92	7.92	12.70	15.88		9.53					12.70							
800	813			7.92		12.70	15.88	17.48	9.53					12.70							
850	864			7.92		12.70	15.88	17.48	9.53					12.70							
900	914			7.92		12.70	15.88	19.05	9.53					12.70							
950	965								9.53					12.70							
1000	1016								9.53					12.70							
1050	1067								9.53					12.70							
1100	1118								9.53					12.70							
1150	1168								9.53					12.70							
1200	1219								9.53					12.70							

ASME B36.10M-2015: Welded and Seamless Wrought Steel Pipe  
 ASME B36.19M-2004: Stainless Steel Pipe (For 5S,10S,40S and 80S)

Figura 6. Taula de mides de canonades.

Figura 3.10. Tabla de tamaños nominales de tuberías para las normas ASME B36.10 y B36.19. (Fuente: [47])

Con el diámetro exterior y el espesor de la tubería se calcula el diámetro interno de la tubería (Ec. 3.42), a partir de este valor de diámetro se calcula la sección real de la columna (Ec 3.43) y con esta se obtiene la velocidad real del líquido (Ec. 3.44).

$$D_i = D_e - 2e \tag{Ec. 3.42}$$

$$S = \pi \cdot 0,25 \cdot D_i^2 \tag{Ec. 3.43}$$

$$v = \frac{Q}{S} \tag{Ec. 3.44}$$

Una vez dimensionado la tubería de alimentación de absorbente se plantea el balance de energía mecánica de una bomba:

$$W = g(z_1 - z_2) + \frac{P_1 - P_2}{\rho} + \frac{v_1^2 - v_2^2}{2} - \frac{\Delta P_f}{\rho} \tag{Ec. 3.45}$$

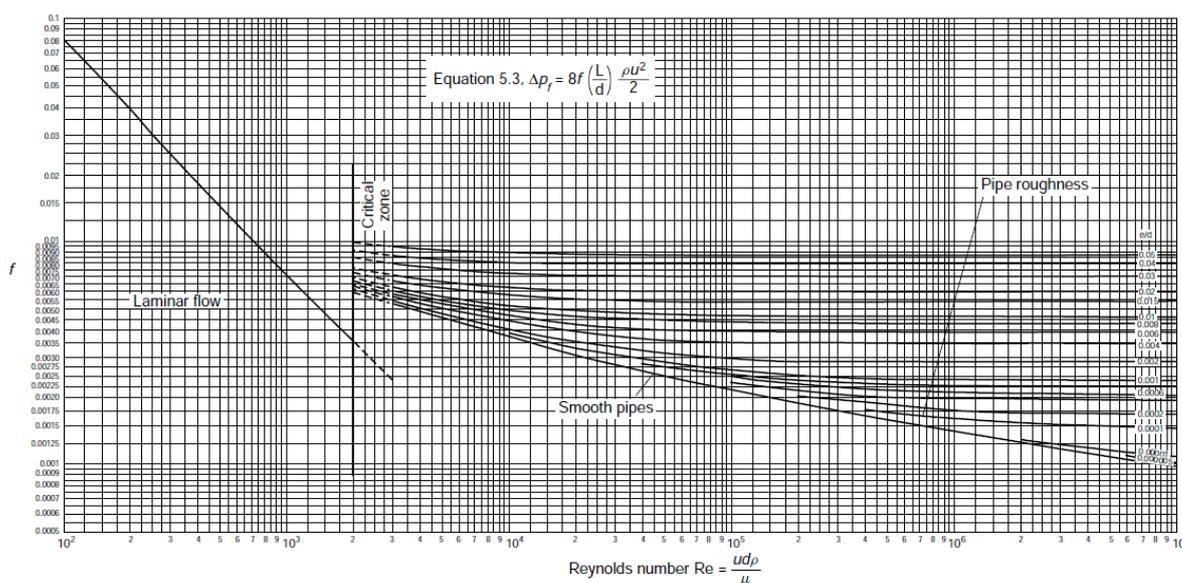
Donde W es el trabajo que realiza la bomba en J/kg (si se requiere utilizar una bomba el valor de W será negativo), g es la aceleración de la gravedad en m/s<sup>2</sup>, z<sub>i</sub> es la altura del punto i en m, P<sub>i</sub> la presión en el punto i en Pa, v<sub>i</sub> la velocidad del fluido en el punto i en m/s, ρ la densidad del fluido en kg/m<sup>3</sup> y ΔP<sub>f</sub> es la caída de presión debido al rozamiento en Pa. Se considera el punto 1 a nivel del suelo y el punto 2 a la altura de introducción del absorbente en la columna.

La caída de presión debido al rozamiento se calcula con la siguiente expresión:

$$\Delta P_f = 8f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} + K \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Ec. 3.46})$$

Donde  $f$  es el factor de fricción,  $L$  y  $D_i$  son la longitud y el diámetro de la tubería en m,  $\rho$  es la densidad del fluido en  $\text{kg/m}^3$ ,  $v$  es la velocidad del fluido en  $\text{m/s}$  y  $K$  es el número de cabezas hidráulicas.

El factor de fricción se determina a partir del número de Reynolds y la rugosidad relativa utilizando el siguiente diagrama:



**Figura 3.11. Factor de fricción en función del número de Reynolds y la rugosidad relativa. (Fuente: [43 fig. 5.7])**

El número de Reynolds es un número adimensional que se utiliza para determinar el régimen de movimiento de un fluido.

$$Re = \frac{v \cdot D_i}{\nu} \quad (\text{Ec. 3.47})$$

Donde  $v$  es la velocidad del fluido en  $\text{m/s}$ ,  $D_i$  el diámetro interior de la tubería en m y  $\nu$  la viscosidad cinemática en  $\text{m}^2/\text{s}$ .

La rugosidad relativa ( $e$ ) se calcula como el cociente entre la rugosidad absoluta y el diámetro interior de la tubería. Con el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene el factor de fricción utilizando el diagrama de la figura 3.11.

El número de cabezas hidráulicas (K) es una constante que se multiplica por el valor de una cabeza hidráulica ( $v^2/2g$ ) para determinar la caída de presión asociada a elementos como válvulas o los codos de la tubería. (Figura 3.12)

Fitting or valve	K, number of velocity heads	number of equivalent pipe diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6–0.8	30–40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Plug valve - open	0.4	18

Figura 3.12. Número de cabezas hidráulicas de diferentes elementos de una tubería (Fuente: [43 tab. 5.3.]

Una vez determinada la caída de presión provocada por la fricción se aplica la ecuación 3.45 para calcular el trabajo de la bomba. Otra forma de expresar el trabajo de la bomba es con la carga, que se obtiene dividiendo la ecuación 3.45 entre la aceleración de la gravedad con signo negativo:

$$H = (z_2 - z_1) - \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g} - \frac{v_1^2 - v_2^2}{2g} + \frac{\Delta P_f}{\rho g} \quad (\text{Ec. 3.48})$$

Finalmente, la potencia a suministrar a la bomba se calcula con:

$$P = \frac{W \cdot M}{\eta} \quad (\text{Ec. 3.49})$$

Donde W es el trabajo de la bomba en J/kg, M es el flujo másico de fluido en kg/s y  $\eta$  es el rendimiento de la bomba.

### 3.3.3. Intercambiadores de calor

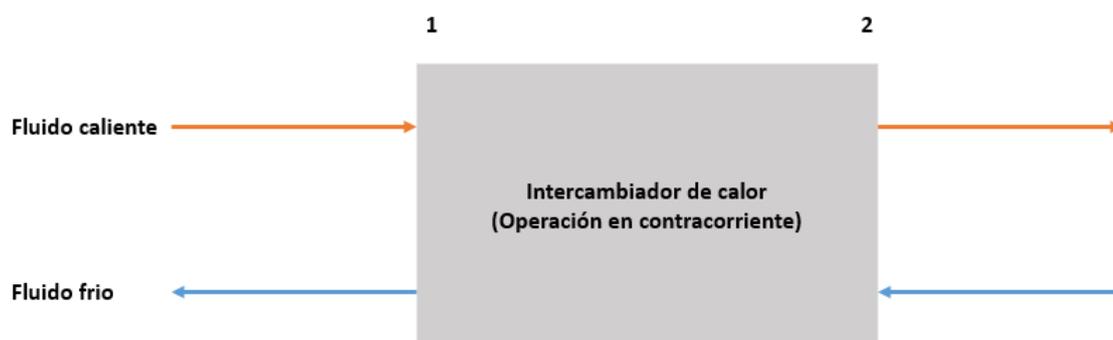
La corriente de biometano saldrá de la columna con una temperatura superior a la de inyección en la red de gas. Por tanto, se utilizará un intercambiador de calor para refrigerar la corriente de gas hasta su temperatura de inyección.

El dimensionado de un intercambiador de calor se basa en calcular el área de transferencia de calor siguiendo la ecuación de diseño de un intercambiador:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (\text{Ec. 3.50})$$

Donde  $q$  es el flujo de calor transferido entre los dos fluidos (W),  $U$  es el coeficiente global de transferencia de calor ( $\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ),  $A$  es el área de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ ) y  $\Delta T_{ml}$  es la diferencia de temperatura de la media logarítmica ( $^\circ\text{C}$ )

El flujo de calor se obtiene a partir del flujo másico y de la diferencia de temperatura del fluido que se quiere calentar o enfriar. Este flujo de calor es transferido por el fluido refrigerante o calefactor utilizado. A continuación, se muestra un esquema de la operación de un intercambiador de calor.



**Figura 3.13. Esquema de un intercambiador de calor en contracorriente. (Fuente: Elaboración propia)**

Por tanto, considerando el intercambiador de la figura 3.13 operando en contracorriente o contraflujo (esta disposición de las corrientes de fluido proporciona más transferencia de calor) el calor transferido entre los fluidos se calcularía con:

$$q = m_c \cdot C_{p,c} \cdot (T_{c,1} - T_{c,2}) = m_f \cdot C_{p,f} \cdot (T_{f,1} - T_{f,2}) \quad (\text{Ec. 3.51})$$

Donde los subíndices  $c$  y  $f$  hacen referencia al fluido caliente y frío respectivamente,  $T$  es la temperatura en  $^\circ\text{C}$ ,  $m$  el flujo másico de fluido en  $\text{kg}/\text{h}$ ,  $C_p$  el calor específico en  $\text{kJ}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$  y  $q$  es el flujo de calor en  $\text{kJ}/\text{h}$ .

Esta ecuación, además de permitir el cálculo del calor, también se puede aplicar como un balance de energía entre las dos corrientes para calcular la temperatura de salida o entrada o el flujo másico necesario para llevar a cabo la transferencia.

Una vez determinadas las temperaturas de entrada y salida de ambas corrientes, la diferencia de temperatura de la media logarítmica se obtiene con la siguiente expresión:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(T_{c,1} - T_{f,1}) - (T_{c,2} - T_{f,2})}{\ln\left(\frac{T_{c,1} - T_{f,1}}{T_{c,2} - T_{f,2}}\right)} \quad (\text{Ec. 3.52})$$

Respecto al coeficiente global de transferencia de calor es común buscar una estimación en la bibliografía para el sistema que se tenga y con este valor calcular el área de transferencia aproximada del intercambiador para poder elegir un modelo que se ajuste a las necesidades de la transferencia. A continuación, se muestran los valores típicos del coeficiente global de transferencia de calor para algunos sistemas utilizando un intercambiador de carcasa y tubos.

**Tabla 3.2. Valores típicos del coeficiente global de transferencia de calor. (Fuente: [48])**

Fluido caliente	Fluido frío	U (W/m <sup>2</sup> ·°C)
Agua	Agua	800-1500
Disolventes orgánicos	Disolventes orgánicos	100-300
Disolventes orgánicos	Agua	250-750
Gases	Agua	20-300
Gases (200 bar)	Agua	150-400
Gases (Presión atmosférica)	Agua	5-35
Vapor	Agua	1500-4000

Los valores del coeficiente, la media logarítmica de temperatura y el flujo de calor se introducen en la ecuación 3.50 y se obtiene el área de transferencia.

## 4. Definición de una base de cálculo

El proceso de purificación de biogás consiste en la absorción química entre la corriente de biogás y el absorbente en la columna de relleno. El biometano obtenido por la zona superior de la columna es refrigerado con un intercambiador de calor hasta su temperatura de inyección en la red, eliminando gotas de agua que pueda contener la corriente de gas. Por otro lado, la corriente de absorbente se somete a un proceso de regeneración en que se elimina el CO<sub>2</sub> y el resto de solutos absorbidos para poder reintroducirla en la columna de absorción. Por tanto, las corrientes de partida que es necesario definir son la corriente de biogás y la de absorbente, también es necesario fijar unos objetivos de purificación basados en los requisitos de inyección en la red de gas.

### 4.1. Definición de la corriente de biogás de diseño

Para realizar el diseño de la columna de absorción es necesario conocer las especificaciones de la corriente de biogás que se desea purificar, la cual será introducida por la base de la columna. En consecuencia, hay que definir los valores de caudal, presión, temperatura y composición de la corriente de biogás a tratar.

En función del origen de la materia prima a partir de la cual se produce el biogás y las condiciones de las instalaciones y equipos de purificación de este, la corriente de biogás tendrá unas especificaciones concretas y diferentes a las de otra planta de tratamiento. Por tanto, en base a las especificaciones de diferentes corrientes de biogás de la literatura, se ha determinado una corriente genérica de biogás a partir de la cual se ha definido la corriente de diseño.

En la tabla 4.1 se muestran los parámetros de diseño de la corriente de alimentación de biogás a purificar mediante absorción química en la columna.

**Tabla 4.1. Parámetros de diseño de la corriente de biogás a tratar.**

Caudal volumétrico (Nm <sup>3</sup> /h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)	Composición (% vol.)		
			CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S (ppm)
900	1	40	60,00	39,85	1500

A continuación, se explica el origen de los valores presentados en la tabla 4.1 para cada especificación.

#### 4.1.1. Caudal, presión y temperatura

El caudal de la corriente de biogás a tratar varía en función de la cantidad producida de biogás en cada planta y del método de purificación utilizado. En la tabla 4.2 se muestra la capacidad de tratamiento de biogás de diferentes plantas europeas que emplean el método de absorción química. El caudal más pequeño es de 100 Nm<sup>3</sup>/h y el más grande es de 3400 Nm<sup>3</sup>/h, mientras que el caudal promedio es de 946 Nm<sup>3</sup>/h. Aunque pueda haber plantas que traten caudales menores o mayores a los de la tabla 4.2, esta permite estimar un valor orientativo de una planta de tratamiento de biogás. Por tanto, considerando el promedio obtenido se ha determinado un caudal de 900 Nm<sup>3</sup>/h.

**Tabla 4.2 Capacidades de tratamiento de plantas de absorción química. (Fuente: Adaptado de [24 p16-17])**

Localización	Capacidad de la planta (Nm <sup>3</sup> /h)
Einbeck (Alemania)	1000
Godenstedt (Alemania)	600
Hardegese (Alemania)	1000
Horn-Bad Meinberg (Alemania)	2000
Könnern II (Alemania)	3400
Oslo (Noruega)	750
Stavanger (Noruega)	500
Vacarisses (España)	100
Borås (Suecia)	450
Falkenberg (Suecia)	750
Göteborg (Suecia)	1600
Himmerfjärden (Suecia)	800
Kalmar (Suecia)	200
Obermeilen (Suiza)	100

En cuanto a la presión y la temperatura, el biogás se puede encontrar a presiones cercanas a la atmosférica en un rango de temperaturas de entre 20°C y 50°C. [40 p4] Considerando los datos recopilados, se ha definido un caudal de 900 Nm<sup>3</sup>/h con una presión atmosférica y una temperatura de 40°C.

#### 4.1.2. Composición

La composición del biogás depende de la materia orgánica degradada anaerómicamente en el biorreactor, recipiente en que se lleva a cabo la reacción biológica de descomposición, durante su proceso de obtención. En consecuencia, el origen de la materia orgánica determina la composición del biogás.

El biogás es producido a partir de la materia orgánica obtenida o almacenada en diferentes instalaciones como estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), vertederos o plantas agroindustriales. En el caso de una EDAR, la composición del biogás depende de la composición del agua residual tratada en la instalación y de la estabilidad del proceso de digestión. [18] Por otro lado, en los vertederos, la composición de los residuos y su estado de descomposición determinan la composición del biogás. [49]

En la tabla 4.3, se muestran las composiciones de muestras de biogás procedentes de diferentes instalaciones. Únicamente se incluyen los componentes mayoritarios del biogás, aunque este contiene trazas de otros componentes como hidrocarburos aromáticos o siloxanos.

**Tabla 4.3. Composición de diferentes muestras de biogás.**

Origen Muestra	CH <sub>4</sub> (% vol.)	CO <sub>2</sub> (% vol.)	N <sub>2</sub> (% vol.)	O <sub>2</sub> (% vol.)	H <sub>2</sub> S (ppm)	Ref.
EDAR Murcia Este (España)	58-70	20-35	<2	<1	1000-3500	[18]
Vertedero Jyväskylä (Finlandia)	47-57	37-41	<1- 17	<1	36-115	[50]
Planta tratamiento aguas residuales Jyväskylä (Finlandia)	61-65	36-38	<2	<1	DL*	[50]
Planta biogás agrícola Laukaa (Finlandia)	55-58	37-38	<1-2	<1	32-169	[50]
Vertedero Midlands (Reino Unido)	55	37	-	<1	-	[49]
Vertedero Sureste (Reino Unido)	52	42	-	<1	-	[49]

Cascara Almendra (España)	49-58	40-48	-	<1	600-4735	[51]
Cascara Nuez (España)	54-60	38-44	-	<1	1870-2690	[51]

\*DL: Por debajo del límite de detección

A continuación, se exponen algunos detalles de cada muestra:

La EDAR Murcia Este, situada en las afueras de la ciudad de Murcia, dispone de diferentes puntos de muestreo a lo largo del proceso de limpieza del biogás producido para determinar su composición en diferentes etapas del proceso. Los datos incluidos en la tabla 4.3 corresponden a la composición típica del biogás producido en la instalación en la salida del proceso de limpieza. [18]

En cuanto a las instalaciones finlandesas, las muestras de biogás obtenidas del vertedero y de la planta de tratamiento de aguas residuales fueron tomadas en diferentes estaciones para determinar el efecto de las condiciones climatológicas en la composición del biogás. Las muestras de la planta agrícola fueron tomadas únicamente en verano debido a que no se consideraba el clima un factor relevante en la composición de estas muestras. Las tres instalaciones están situadas en Finlandia, el vertedero y la planta de tratamiento de aguas residuales se encuentran en la ciudad de Jyväskylä y la planta agrícola en el municipio de Laukaa. [50]

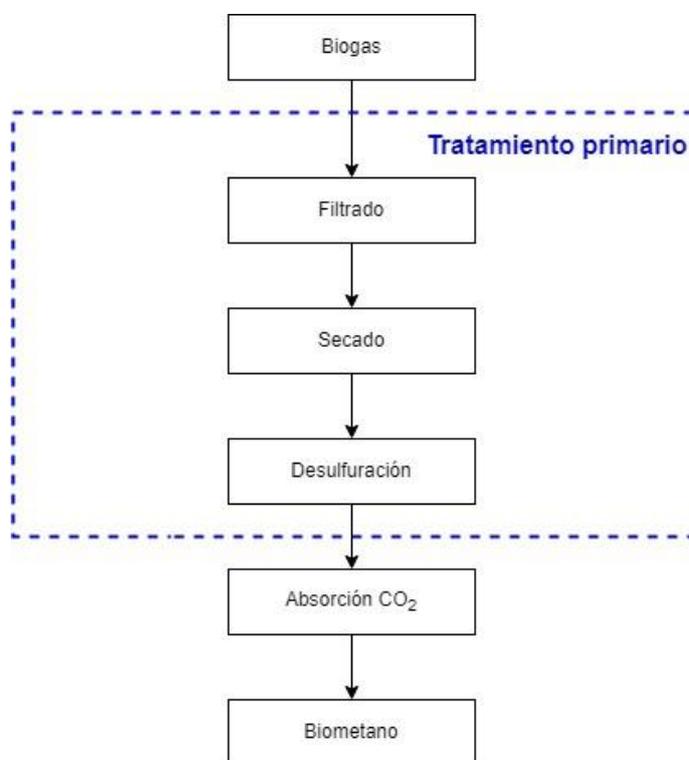
Las muestras de los vertederos de Reino Unido corresponden a un estudio en que se determinaron las trazas de componentes orgánicos en el gas producido en 7 vertederos diferentes. En la tabla 4.3 se incluye la composición de las muestras de dos vertederos de este estudio, situados en las regiones de las Midlands y del Sureste de Inglaterra. En el análisis se llegaron a detectar más de 140 compuestos en las siete muestras de biogás analizadas, siendo 90 de estos compuestos comunes para todas las muestras. Se tomaron muestras de 500 mL de gas por triplicado en ambos vertederos y se almacenaron a una temperatura de 4°C hasta el análisis, el cual se efectuó antes de las 24 horas desde la toma de la muestra. [49]

Finalmente, las últimas dos muestras corresponden a un estudio realizado en Extremadura consistente en el aumento de producción de biogás a partir de la degradación anaeróbica de una mezcla de origen agrícola utilizando materiales porosos de origen forestal y agroindustrial. Dicha mezcla contiene un 20 % en peso de estiércol de oveja y un 80 % en peso de suero de queso y los materiales porosos usados fueron cáscara de almendra, cáscara de nuez, fibra de kenaf y carbón. Los materiales porosos incrementan el rendimiento energético de la degradación anaeróbica, y, por tanto, la producción de biogás, aumentando el área disponible para la adhesión de bacterias y por ende produciendo un incremento en la población de microorganismos en el digestor. Las muestras incluidas en la tabla 4.2

corresponden a aquellas en que se emplearon cáscara de almendra y de nuez como material poroso. [51]

A partir de las ocho muestras presentadas en la tabla 4.3 se ha calculado una composición promedio de una corriente de biogás genérica y en base a esta se ha determinado la composición para el diseño de la columna. Previamente a la eliminación del  $\text{CO}_2$  en la columna de absorción, la corriente de biogás se suele someter a un tratamiento primario, que incluye las operaciones de filtrado, secado y desulfuración, en que se eliminan trazas de componentes minoritarios como nitrógeno y oxígeno. [40 p3]

El tratamiento completo, incluyendo el tratamiento primario, aplicado al biogás para su purificación a biometano, se muestra en el diagrama de flujo de la figura 4.1.



**Figura 4.1. Tratamientos del biogás para su purificación a biometano. (Fuente: Elaboración propia a partir de [40 p3])**

Por tanto, asumiendo que la corriente de biogás a tratar en la columna ha sido sometida previamente al tratamiento primario, excepto a la desulfuración, ya que el absorbente elegido absorberá el  $\text{H}_2\text{S}$  presente en el biogás, la corriente de diseño únicamente contiene metano, dióxido de carbono y pequeñas cantidades de  $\text{H}_2\text{S}$ . Los resultados de la composición promedio de las muestras y la composición de diseño se pueden observar en la tabla 4.4. Además, se considera que el sustrato

utilizado para la producción del biogás está formado completamente por residuos y deshechos para obtener una subvención.

**Tabla 4.4. Composición media de las muestras y composición de diseño.**

Componente	Media Muestras	Valor de diseño
CH <sub>4</sub> (% vol.)	57	60,00
CO <sub>2</sub> (% vol.)	38	39,85
N <sub>2</sub> (% vol.)	<2	-
O <sub>2</sub> (% vol.)	<1	-
H <sub>2</sub> S (ppm)	1475	1500

## 4.2. Objetivos de purificación

En España, la disposición del BOE que establece las especificaciones de calidad del gas introducido en el sistema gasista del país es la Resolución de 8 de octubre de 2018, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifican las normas de gestión técnica del sistema NGTS-06, NGTS-07 y los protocolos de detalle PD-01 y PD-02.

El gas obtenido de fuentes no convencionales, como el biogás o el gas producido a partir de biomasa, tiene que cumplir las siguientes especificaciones para su inyección en la red de transporte:

**Tabla 4.5. Especificaciones del gas obtenido de fuentes no convencionales (Fuente: Adaptado de [52])**

Propiedad	Unidad	Mínimo	Máximo
Metano	% mol	90	-
O <sub>2</sub>	% mol	-	0.3 <sup>[1]</sup>
CO <sub>2</sub>	% mol	-	2.5
CO	% mol	-	2.0
H <sub>2</sub>	% mol	-	5.0

Compuestos Halogenados (Flúor/Cloro)	mg/m <sup>3</sup>	-	10/1
Amoníaco	mg/m <sup>3</sup>	-	3.0
Mercurio	µg/m <sup>3</sup>	-	1.0
Siloxanos	mg/m <sup>3</sup>	-	10
Benceno, Tolueno, Xileno	mg/m <sup>3</sup>	-	500
Microorganismo	-	Técnicamente puro	
Polvo/Partículas	-	Técnicamente puro	

<sup>[1]</sup> Este contenido en O<sub>2</sub> solo se aceptará cuando el contenido en CO<sub>2</sub> no supere el 2% mol, el punto de rocío de agua no supere los -8°C y el volumen de inyección sea inferior a 5000 m<sup>3</sup>/h. [52]

El biometano producido en las instalaciones de la planta de purificación de biogás se inyectará en la red de distribución de gas, ya que se considera que las instalaciones tienen un acceso directo a la red de gas. Por tanto, considerando la corriente de biogás definida que solo contiene metano, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, las especificaciones que hay que tener en cuenta son la del contenido en metano y CO<sub>2</sub>. Se ha decidido establecer un objetivo de un 98% mol en metano en la corriente de biometano obtenida para que se considere de alta pureza (>96% mol) y una eliminación total del H<sub>2</sub>S presente en el biogás. Respecto a la temperatura de inyección, no hay ninguna especificación que establezca un intervalo de temperaturas. Sin embargo, observando la normativa de otros países europeos (Países Bajos, Bélgica y República Checa) para la inyección de biometano a presión atmosférica, la temperatura de inyección se ha fijado en 15°C. [53]

### 4.3. Elección del absorbente

Como ya se ha comentado anteriormente, la elección del absorbente es un aspecto clave en el diseño de una columna de absorción. El absorbente debe ser estable, no volátil, tóxico ni inflamable y garantizar una alta solubilidad del CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S.

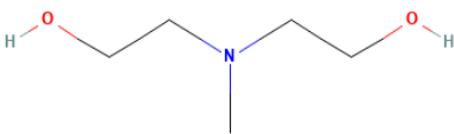
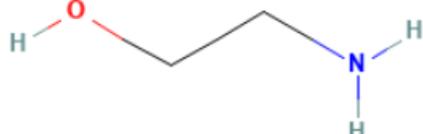
Ambos componentes se pueden separar de la corriente de biogás por absorción física y química, aunque está demostrado que la absorción química es más adecuada para la purificación de biogás, ya que permite la eliminación total del H<sub>2</sub>S, la capacidad de operar a presiones bajas y eficacias elevadas.

[54] Como absorbentes químicos se pueden utilizar compuestos inorgánicos alcalinos, como NaOH, alcanolaminas o líquidos iónicos. [55]

El NaOH, pese a que puede conseguir eliminaciones totales del CO<sub>2</sub> presente en el biogás [54], presenta una solubilidad menor que las aminas. Por tanto, siguiendo la premisa de que el absorbente tienen que ofrecer una alta solubilidad, el NaOH se descarta como absorbente. [40]

Las aminas suelen ser el absorbente más utilizado debido a su elevada fiabilidad, solubilidad de CO<sub>2</sub> y menor coste de inversión y operación. [55] Dentro del amplio abanico de aminas empleadas en la purificación de biogás, destacan la metildietanolamina (MDEA) y la monoetanolamina (MEA).

**Tabla 4.6. Propiedades físicas de la MDEA y la MEA. (Fuente: Elaboración propia a partir de [56])**

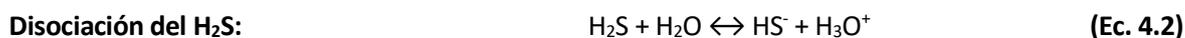
Nombre de la amina	
Metildietanolamina (MDEA)	Monoetanolamina (MEA)
Estructura química	
	
Color	
Incolora	Incolora
Peso molecular (g/mol)	
119,16	61,08
Punto de ebullición (°C)	
247	171
Punto de fusión (°C)	
-21	10,5

Solubilidad en agua a 25°C (mg/L)	
1·10 <sup>6</sup>	1·10 <sup>6</sup>
Densidad relativa	
1,04	1,02

La MDEA es menos corrosiva que la MEA y tiene una presión de vapor menor. [57] La MEA, sin embargo, tiene una mayor absorción de CO<sub>2</sub> y la cinética de las reacciones químicas es más rápida que la de la MDEA. [55] Respecto a la corrosión, esta se puede minimizar utilizando materiales resistentes como el acero inoxidable, aunque supondrá un coste de inversión mayor debido al precio más elevado de este tipo de materiales.

Una posible alternativa es una disolución que contenga MEA y MDEA. Se trata de un absorbente que necesita futura investigación para encontrar en qué condiciones puede ofrecer mayor rendimiento, ya que en comparación a un absorbente con un 50% en peso de MDEA, una disolución con un 20% en peso de una mezcla equimolar de MEA y MDEA consiguió una eficiencia menor (92% y 91%) y un coste de instalación mayor (1550 y 1850 €/Nm<sup>3</sup>/h). [58]

Por tanto, teniendo en cuenta las características de las aminas descritas, el absorbente elegido será una disolución acuosa de monoetanolamina (MEA), ya que es la amina que mayor absorción presenta y tiene una cinética de reacción más rápida. Además, su principal inconveniente, que es la corrosión, se puede evitar con los materiales adecuados. La absorción con MEA será una absorción química con el siguiente mecanismo de reacción [59]:



Una vez elegido el absorbente, hay que especificar el contenido de amina que tendrá, el cual se puede expresar como un porcentaje en peso. Generalmente, el porcentaje que se utiliza como referencia es 30%, ya que los dos procesos de absorción de CO<sub>2</sub> con MEA más antiguos utilizan disoluciones del 20% y 30% en MEA. Al considerarse el porcentaje estándar, la mayoría de datos de solubilidad del CO<sub>2</sub> en disoluciones de MEA se publican para disoluciones del 30% en peso (o menor) en MEA. [60] Esto se extiende también a los datos de solubilidad del H<sub>2</sub>S, los cuales suelen encontrarse con más facilidad para disoluciones al 30% o menor.

En el anexo B se muestran los datos de solubilidad del CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S en una disolución de MEA para diferentes temperaturas y porcentaje en peso de MEA. Para el CO<sub>2</sub> se ha podido encontrar una cantidad de datos de solubilidad mayor que para el H<sub>2</sub>S, estos últimos únicamente se han encontrado para disoluciones al 15% y 30 % en MEA.

Además de estos datos, también se incluyen datos de solubilidad del metano en una disolución de MEA para verificar que el metano es inerte respecto al absorbente y no se transferiría parte de este a la fase líquida. Con una solubilidad de  $3,13 \cdot 10^{-5}$  moles CH<sub>4</sub>/moles MEA en una disolución acuosa del 15% wt. en MEA a 25°C y a una presión cercana a la atmosférica, el metano se puede considerar inerte.

Teniendo en cuenta los datos de solubilidad recopilados y la consideración del 30% como referencia, se ha optado por elegir como absorbente una disolución acuosa del 30% en peso en monoetanolamina que se introducirá a una temperatura de 25°C y a presión atmosférica.

#### 4.4. Balance de materia y energía

Partiendo de la ecuación global del balance de materia (Ec. 3.1) y utilizando el subíndice 1 para la base de la columna y el subíndice 2 para la zona superior, las corrientes G<sub>1</sub> y L<sub>2</sub> están definidas de entrada.

Tabla 4.7. Especificaciones de los corrientes de entrada.

Corriente	Biogás (G <sub>1</sub> )	Absorbente (L <sub>2</sub> )
Temperatura (°C)	40	25
Presión (atm)	1	1
	v <sub>CH4</sub> = 0,6	% wt. MEA = 30
Composición	v <sub>CO2</sub> = 0,3985	x <sub>CO2</sub> = 0
	v <sub>H2S</sub> = 0,0015	x <sub>H2S</sub> = 0

Con los datos de la tabla 4.7 y los objetivos de purificación establecidos ( $y_{\text{CH}_4,2} = 0,98$  y  $y_{\text{H}_2\text{S},2} = 0,00$ ) se aplican las ecuaciones 3.3 y 3.4 para calcular las fracciones molares y se lleva a cabo el balance de materia para cada componente utilizando la ecuación 3.5:

**Tabla 4.8. Resultados del balance de materia.**

	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	CH <sub>4</sub>	Global
<b>N<sub>i,1</sub> (kmol/h)</b>	16,0007	0,0602	24,0913	40,1522
<b>N<sub>i,abs</sub> (kmol/h)</b>	15,5090	0,0602	0,0000	15,5692
<b>N<sub>i,2</sub> (kmol/h)</b>	0,4917	0,0000	24,0913	24,5830
<b>Eliminación (%)</b>	96,63	100,00	0,00	-

Para continuar con el balance de materia es necesario disponer de datos de solubilidad del CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S en una disolución acuosa de monoetanolamina del 30% wt a 40°C. Los datos utilizados únicamente son válidos para estas condiciones, en el anexo B se incluyen todos los datos de solubilidad recopilados para diferentes temperaturas y concentraciones de MEA.

**Tabla 4.9. Datos de solubilidad del CO<sub>2</sub>.**

<b>Datos de equilibrio CO<sub>2</sub>/MEA</b>	
<b>T = 40°C</b>	<b>MEA (30% wt.)</b>
<b>α CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,102	0,0016
0,206	0,0123
0,250	0,0246
0,337	0,0603
0,353	0,0851
0,401	0,1853
0,417	0,2928
0,421	0,3188
0,433	0,3809
0,447	0,5702
0,464	1,0662
0,476	1,8326
0,477	1,8278
0,485	2,3193
0,489	2,8577
0,516	8,5583
0,524	11,8120
0,632	71,50000

Tabla 4.10. Datos de solubilidad del H<sub>2</sub>S.

Datos de equilibrio H <sub>2</sub> S/MEA	
T = 40°C	MEA (30% wt.)
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>H<sub>2</sub>S</sub> (kPa)
0,210	0,651
0,351	1,785
0,540	7,928
0,689	16,410
0,716	25,030
0,866	72,390
1,262	1936,000
1,273	1798,000

Con los datos de solubilidad es posible calcular el caudal mínimo de absorbente necesario para llevar a cabo la absorción utilizando la ecuación 3.20. Para obtener el valor de  $X_{A,eq}$  es necesario expresar los datos de equilibrio (tablas 4.9 y 4.10) en función de las razones molares. Con estos datos se construye un diagrama de razones molares Y en función de X y se obtiene la ecuación de una curva de equilibrio mediante un ajuste polinómico. Al conocer el valor de la razón molar del soluto en el gas en la base de la columna ( $Y_{A,1}$ ), con la ecuación se puede encontrar la razón molar que tendría el soluto en la fase líquida si las fases estuvieran en equilibrio ( $X_{A,eq}$ ). Una vez obtenido este valor se aplica la ecuación 3.20 y se obtiene el caudal mínimo necesario para absorber cada componente, se observa que el caudal necesario para absorber el CO<sub>2</sub> (243,34 kmol/h) es mucho mayor que el necesario para absorber el H<sub>2</sub>S (16,47 kmol/h). Por tanto, se elige el caudal mayor, ya que con este se podrán absorber ambos solutos.

El siguiente paso es determinar la relación óptima entre el caudal mínimo y el de operación. Como ya se ha explicado en el apartado 3.2.2, el coste de operación se incrementa al aumentar la relación de caudales, mientras que el coste de instalación disminuye. Por tanto, es necesario determinar el coste de inversión para ver el efecto global del aumento de la relación de caudales. Como se explica con más detalle en el apartado de la simulación en Hysys, las diferencias entre el modelo de Hysys y el diseño basado en las ecuaciones del balance de materia provocan que en la simulación no se consigan los objetivos de purificación (en concreto, la eliminación de CO<sub>2</sub>) fijados para ciertas relaciones de caudal. Por tanto, además del coste de inversión, hay que tener en cuenta un segundo criterio de purificación en la simulación para la determinación de la relación de caudales óptima. En la tabla 4.11 se muestra el coste de inversión y la fracción molar de CO<sub>2</sub> en la corriente de biometano de la simulación que se obtienen utilizando diferentes relaciones de caudales. Siguiendo el criterio del coste de inversión, la relación óptima sería de 1,1, sin embargo, con esta relación no se cumplen los objetivos de purificación. Una relación de 1,3 cumpliría los requisitos de inyección en la red de gas ( $x_{CO_2} < 0,025$ ), pero se ha optado por una relación de 1,35, ya que se consigue una fracción molar de CO<sub>2</sub> prácticamente igual al

valor de diseño fijado. ( $x_{CO_2} = 0,02$ ) Por tanto, la relación óptima entre el caudal de operación y el caudal mínimo que asegura la purificación deseada en la simulación con un menor coste de inversión es de  $L' = 1,35 \cdot L'_{min}$ .

**Tabla 4.11. Determinación de la relación de caudales óptima.**

Intervalo recomendado: 1,1-1,5 ( $L'/L'_{min}$ )		
$L'/L'_{min}$	Coste de inversión (\$)	Fracción molar de CO <sub>2</sub> en el biometano
1,1	8.078.894	0,0539
1,2	8.201.228	0,0346
1,3	8.324.267	0,0235
<b>1,35</b>	<b>8.385.714</b>	<b>0,0201</b>
1,4	8.447.375	0,0176
1,5	8.570.473	0,0144

Con la relación óptima, se calcula el caudal de operación y con este se aplica la ecuación 3.5 del balance de materia para calcular la razón molar de la fase líquida en la base de la columna.

**Tabla 4.12. Cálculo del caudal de operación.**

	$Y_{CO_2}$	$X_{CO_2}$	$Y_{H_2S}$	$X_{H_2S}$
<b>Base Columna</b>	0,6642	0,0472	0,0025	0,0027
<b>Cabeza Columna</b>	0,0204	0,0000	0,0000	0,0000
<b><math>L'_{min}</math> (kmol abs./h)</b>		243,34		
<b><math>L'/L'_{min}</math></b>		1,35		
<b><math>L'</math> (kmol abs./h)</b>		328,50		
<b><math>L'</math> (L abs./h)</b>		7423,04		

Una vez realizado el balance de materia y conociendo las razones molares en cada extremo de la columna, se puede representar el diagrama Y en función de X para cada componente y obtener la recta de operación con la ecuación 3.6. En el caso del H<sub>2</sub>S, debido a la baja concentración en la corriente de biogás, no se incluye el diagrama, ya que la recta de operación no se aprecia.

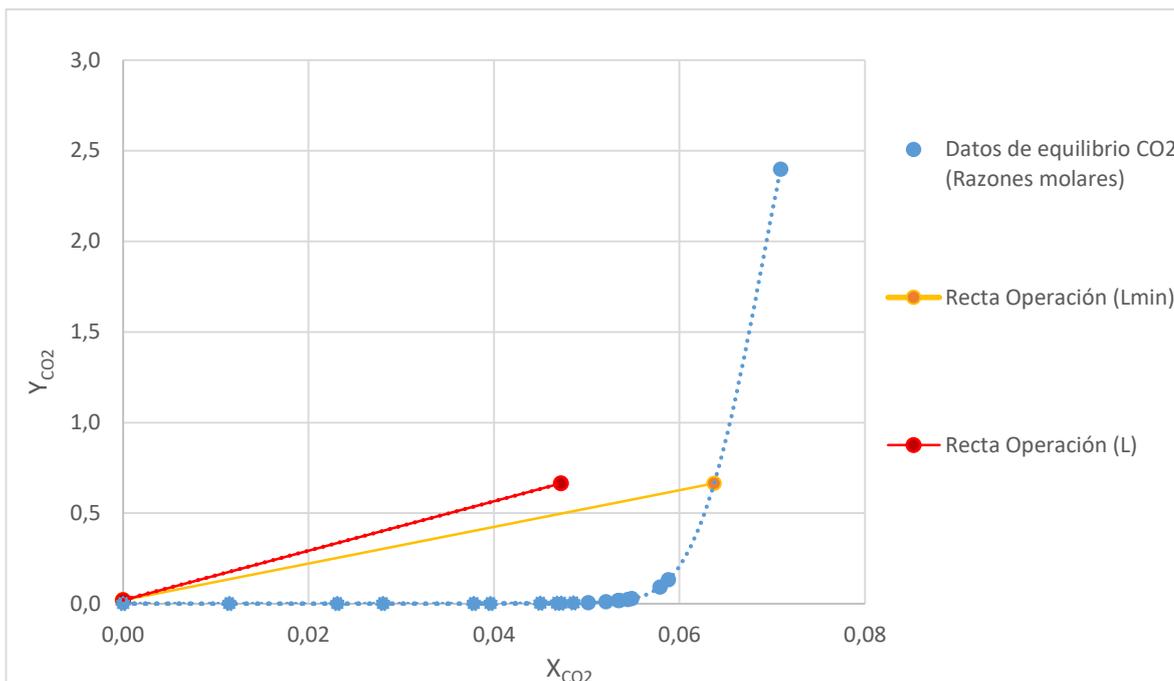


Figura 4.2. Diagrama de razones molares de CO<sub>2</sub>

Tabla 4.13. Rectas de operación de cada componente.

**Rectas de operación**

$$Y_{CO_2,i} = 13,66 \cdot X_{A,i} + 0,02$$

$$Y_{H_2S,i} = 13,66 \cdot X_{A,i}$$

Respecto al balance de energía, aplicando las ecuaciones 3.13 y 3.15 y considerando un incremento de 25°C para la corriente de gas se obtiene:

Tabla 4.14. Balance de energía

Balance de energía		Referencia
$\Delta H^{\circ}_{\text{reacción}}$ (kJ/mol CO <sub>2</sub> )	73,00	[61]
Q (kJ/h)	1132157,59	Calculado
$C_{p,L}$ (kJ/kg·K)	3,6134	Obtenido de ASPEN HYSYS
T <sub>L2</sub> (°C)	25,00	Especificación
T <sub>L1</sub> (°C)	63,26	Calculado
T <sub>G1</sub> (°C)	40,00	Especificación
T <sub>G2</sub> (°C)	65,00	Calculado

## 4.5. Dimensionado

Las ecuaciones del cálculo de la altura de relleno se utilizarán con el coeficiente global de transferencia de materia para la fase gas siguiendo la ecuación 3.20, la cual se puede expresar como el producto del número de unidades de transferencia por la altura de cada unidad que se calculan con las ecuaciones 3.22 y 3.23.

El coeficiente de transferencia de materia se obtiene de la bibliografía o realizando experimentos de medición en una columna piloto de pequeña altura. Hay que tener en cuenta que las condiciones de operación de la columna han de ser las mismas, o lo más parecidas posibles, a las condiciones de medición del coeficiente de materia obtenido de la bibliografía.

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de materia se han utilizado los datos de un estudio de purificación de biogás con unas condiciones de operación lo más parecidas posible a las condiciones de este trabajo. Una corriente de biogás con un caudal de 6 L/min y una composición del 60% en nitrógeno (simulando que es metano, ya que ambos gases son inertes), 40% en CO<sub>2</sub> y pequeñas trazas de H<sub>2</sub>S se purifica con una disolución acuosa de monoetanolamina de 5M (que aproximadamente equivale a un 30% en peso) a 25°C en una columna de absorción de 0,05 metros de diámetro y 1m de altura que opera a presión atmosférica (0,7 metros de altura de relleno). [62] Considerando que la eliminación de CO<sub>2</sub> es cercana al 99%, con los datos de solubilidad del CO<sub>2</sub> en MEA se puede aplicar la ecuación 3.23 para calcular el número de unidades de transferencia utilizando integración numérica para resolver la integral. Con la altura de relleno de la columna y el número de unidades de transferencia se puede calcular la altura de una unidad de transferencia y con la ecuación 3.22 obtener el coeficiente de transferencia.

**Tabla 4.15. Cálculo del coeficiente global de transferencia de materia para la fase gaseosa.**

Cálculo $K_g \cdot a$	
$N'$ (kmol/h)	0,0084
$S$ (m <sup>2</sup> )	0,0020
$P_T$ (atm)	1,0000
$H$ (m)	0,7000
$H_G$ (m)	0,0928
$N_G$	7,5393
$K_g \cdot a$ (kmol/m <sup>3</sup> ·atm·h)	46,1075

Una vez obtenido el coeficiente de transferencia se tienen todos los datos para realizar el dimensionado de la columna. Fijando una altura de relleno de 5 metros y aplicando la ecuación 3.20

se obtiene una sección de columna de 0,5195m<sup>2</sup>. A partir de esta se puede obtener el diámetro y la velocidad superficial del gas.

**Tabla 4.16. Dimensionado de la columna**

Cálculo Altura Columna	
N' (kmol/h)	24,0913
N <sub>G</sub>	4,9711
K <sub>g</sub> · a (kmol/m <sup>3</sup> ·atm·h)	46,1075
P <sub>r</sub> (atm)	1,0000
H <sub>G</sub> (m)	1,0058
H (m)	5,0000
S (m <sup>2</sup> )	0,5195
D <sub>col</sub> (m)	0,8133
U <sub>s</sub> (m/s)	0,5517

Una vez dimensionada la columna hay que elegir el relleno que se utilizará para proporcionar el área de contacto entre la corriente gaseosa y la líquida. En la tabla 4.17 se muestran los rellenos que se estudiarán como candidatos para la columna, los cuales son distribuidos por la empresa de ingeniería Sulzer. Los seis modelos son de acero inoxidable AISI 316L debido a su resistencia a la corrosión. Aunque tanto el acero al carbón como el inoxidable operan bien en un rango de temperatura de 40-70º C con una disolución de MEA del 30%, el acero inoxidable presenta una corrosión menor (0-0,3 µm/año) que el acero al carbón. (1,8-8,9 µm/año) Por tanto, pese a su mayor coste, se ha optado por elegir el acero inoxidable, ya que sufrirá menos corrosión que el acero al carbón y se podrá operar más tiempo sin tener que remplazar el relleno. [63]

**Tabla 4.17 Especificaciones de los rellenos (Fuente: Elaboración propia a partir de [44])**

Modelo de relleno	Diámetro (mm)	Superficie específica (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Factor de empaquetamiento (m <sup>-1</sup> )	Porosidad (%)
P-Ring 2in <sup>[1]</sup>	50mm	112	89	97
Nutter-Ring 1in	25mm	170	98	98
Nutter-Ring 1,5in	38mm	124	79	98
Nutter-Ring 2in	50mm	96	59	98
C-Ring 1,5in <sup>[2]</sup>	38mm	187	95	97

C-Ring 2in <sup>[2]</sup>	50mm	142	72	98
---------------------------	------	-----	----	----

<sup>[1]</sup> Modelo de Sulzer equivalente al Pall Ring

<sup>[2]</sup> Modelo de Sulzer equivalente al Cascade Mini Ring (CMR)

Con las especificaciones de los diferentes modelos es posible calcular la caída de presión con los procedimientos explicados en el apartado 3.2.3 y verificar si se cumplen las relaciones de los puntos 6 y 7 del procedimiento.

**Tabla 4.18. Predicción de la caída de presión y coste de cada relleno.**

Modelo	$\Delta P/l$ (mbar/m)	$U_s/U_{fi}$	$D_{col}/D_p$	Coste (€/m <sup>3</sup> )
P-Ring 2in	0,2198	0,25	16,01	4400
Nutter-Ring 1in	0,2403	0,26	32,02	4240
Nutter-Ring 1,5in	0,1970	0,24	21,35	4050
Nutter-Ring 2in	0,1510	0,21	16,01	3800
C-Ring 1,5in	0,2335	0,25	21,35	4450
C-Ring 2in	0,1810	0,23	16,01	3700

Donde  $\Delta P/l$  es la caída de presión por unidad de distancia,  $U_s$  y  $U_{fi}$  son la velocidad superficial del gas y la velocidad de inundación respectivamente y  $D_{col}$  y  $D_p$  los diámetros de la columna y del relleno. Los costes han sido proporcionados por la empresa Sulzer, el material del relleno es acero inoxidable 316L.

Los modelos de relleno que cumplen las relaciones para evitar la inundación ( $U_s/U_{fi} < 0,8$ ) y la canalización ( $D_{col}/D_p$ ) son el P-Ring 2in, el Nutter-Ring 2in y el C-Ring 2in. Por tanto, la elección del relleno está entre estos tres modelos, siendo el factor decisivo para elegir uno de ellos el coste de la columna. Finalmente, el modelo elegido ha sido el C-Ring 2in ya que es el que supone un coste de instalación menor.

Después del dimensionado de la sección de relleno, se seleccionan el resto de partes y se calcula la altura total de la columna. La empresa que proveerá estas piezas será Koch-Glitsch.

Tabla 4.19. Selección de accesorios de la columna. (Fuente: [64])

Pieza/accesorio	Modelo	Material	Altura (m)
Distribuidor de líquido	Pan Distributor Model 106	Acero inoxidable	0,20
Tubería de alimentación del líquido	Feed Pipe Model 119	Acero inoxidable	0,05
Tubería de alimentación del gas	Pipe Vapor Distributor Model 746	Acero inoxidable	0,05
Limitador del relleno	Random Packing Bed Limiter Model 805	Acero inoxidable	0,10
Soporte del relleno	Random Packing Support Plate Model 814	Acero inoxidable	0,10

Considerando una separación de 20 cm entre el distribuidor de líquido y el relleno se obtiene una columna de 5,70 metros de altura. Con este dato se puede calcular la anchura de la pared del recipiente y su peso.

Tabla 4.20. Cálculo de la anchura y peso del recipiente de la columna

Anchura	Valor (in)	Valor (mm)	Ecuación
$t_p$	0,2500 <sup>[1]</sup>	6,3500	3.34
$t_w$	0,0360	0,9153	3.36
$t_v$	0,2680	6,8077	3.37
$t_c$	0,1250	3,1750	-
$t_s$	0,3930	9,9827	-
Anchura final	0,3937	10	-

Material del recipiente	Densidad del material (kg/m <sup>3</sup> )	Peso del recipiente (kg)	Ecuación
Acero al carbono	7850	1293	3.38

<sup>[1]</sup> El valor calculado es de 0,0287 in, como se ha explicado en el apartado 3.2.4, el valor mínimo tiene que ser 0,25 in.

Con el cálculo del peso y la anchura de pared finaliza el dimensionado de la columna, el cual se resume en la siguiente tabla:

**Tabla 4.21. Resumen del dimensionado de la columna.**

Dimensionado de la columna de absorción		
Altura de la columna (m)		5,700
Diámetro interno (m)		0,813
Anchura de la pared (m)		0,010
Diámetro exterior (m)		0,833
Sección de relleno		
Altura de relleno (m)		5,000
Modelo del relleno		C-Ring 2in (Sulzer)
Diámetro del relleno (mm)		50
Separación entre el distribuidor y el relleno (m)		0,200
Partes y accesorios de la columna		
Pieza	Modelo	Altura (m)
Distribuidor de liquido	Pan Distributor Model 106 (Koch-Glitsch)	0,200
Tubería de alimentación del liquido	Feed Pipe Model 119 (Koch-Glitsch)	0,050

Tubería de alimentación del gas	Pipe Vapor Distributor Model 746 (Koch-Glitsch)	0,050
Limitador del relleno	Random Packing Bed Limiter Model 805 (Koch-Glitsch)	0,100
Soporte del relleno	Random Packing Support Plate Model 814 (Koch-Glitsch)	0,100

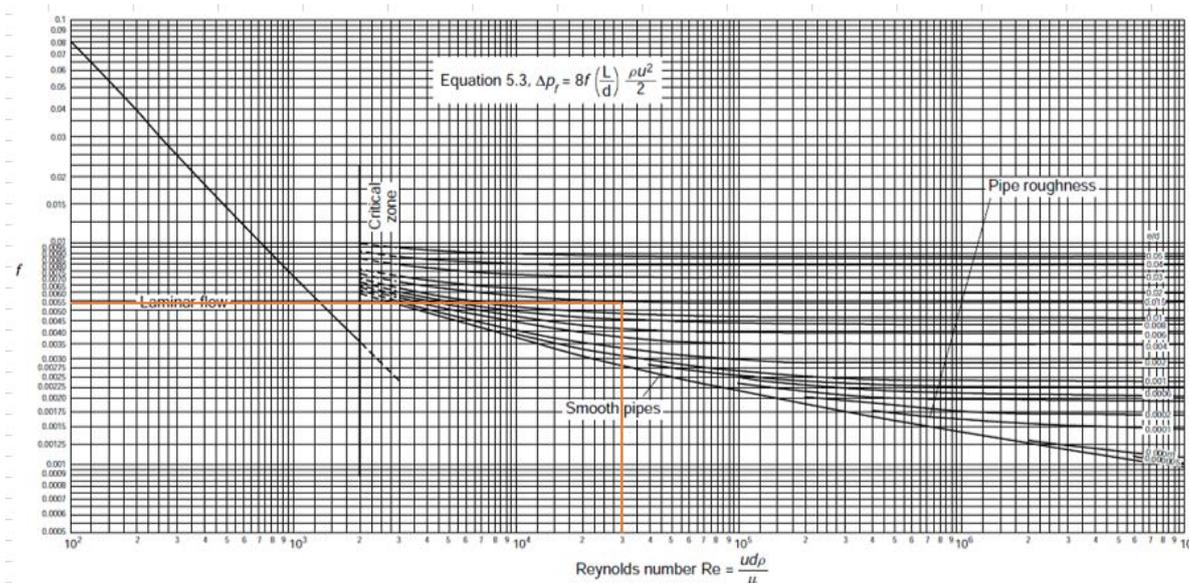
---

#### 4.6. Equipo complementario

A continuación, se resumen los resultados de dimensionado obtenidos para los equipos complementarios.

En el caso de la tubería que transporta el absorbente, la velocidad óptima del líquido se ha calculado interpolando los valores de la tabla 3.1 para la densidad del absorbente (1011,12 kg/m<sup>3</sup>), obteniendo un valor de 2,735 m/s. Con este valor y el caudal volumétrico (0,0021 m<sup>3</sup>/s) se obtiene un diámetro de 30,9825 mm, que se aproxima a un diámetro nominal de 32 mm. Utilizando la tabla de tamaño nominal para tuberías con la norma ASME B36.19 40S para una tubería de acero inoxidable se obtiene un diámetro exterior de 42,2 mm y 3,56 mm de espesor. A partir de estos valores se calcula el diámetro interior y la velocidad real del líquido.

Respecto a la bomba, se obtiene un número de Reynolds de 30402, que indica que el fluido se mueve en flujo turbulento. La rugosidad absoluta para tuberías de acero se puede considerar 0,046 mm, [43] obteniendo una rugosidad específica de 0,0013. Estos valores se introducen en el diagrama de la figura 3.10 para obtener el factor de fricción. (0,0054)



**Figura 4.3. Determinación del factor de fricción.**

En cuanto al número de cabezas hidráulicas, se ha tenido en cuenta la entrada ( $K=0,5$ ) y la salida ( $K=1,0$ ) de la tubería y dos codos de  $90^\circ$  ( $K=0,7$ ), obteniendo un total de 2,9 cabezas hidráulicas. Aplicando la ecuación 3.46 se obtiene una caída de presión por fricción de 22669 Pa considerando una longitud de tubería de 8 metros. Con la caída de presión por fricción obtenida se aplica la ecuación 3.45 del balance de energía mecánica entre el punto de introducción del absorbente en la columna (presión atmosférica, 5,65 m) y el inicio de la tubería. (presión atmosférica, 0 m)

Teniendo en cuenta que la presión en ambos puntos es la atmosférica y la sección de la tubería es constante, los términos de presión y velocidad del balance son nulos. El término de altura se calcula como la diferencia de alturas (5,65 m) y el término de fricción se calcula con el valor de la caída de presión. Se obtiene un trabajo de -77,8274 J/kg (el signo negativo indica que es necesario una bomba) y aplicando la ecuación 3.48 una carga de 7,9362 m.

La bomba se comparará a la empresa española IDEAL, con el catálogo de bombas que ofrece y los valores de carga y caudal se puede seleccionar el modelo más adecuado para las condiciones de operación y obtener su rendimiento.

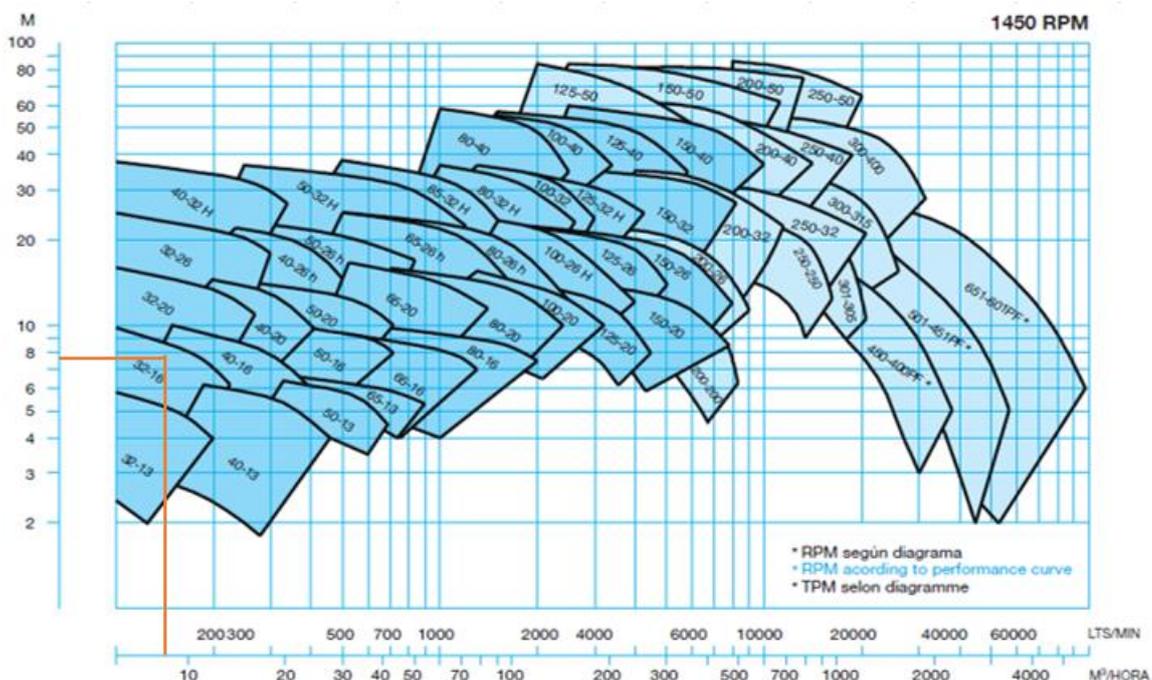


Figura 4.4. Elección del modelo de bomba. (Fuente: [65])

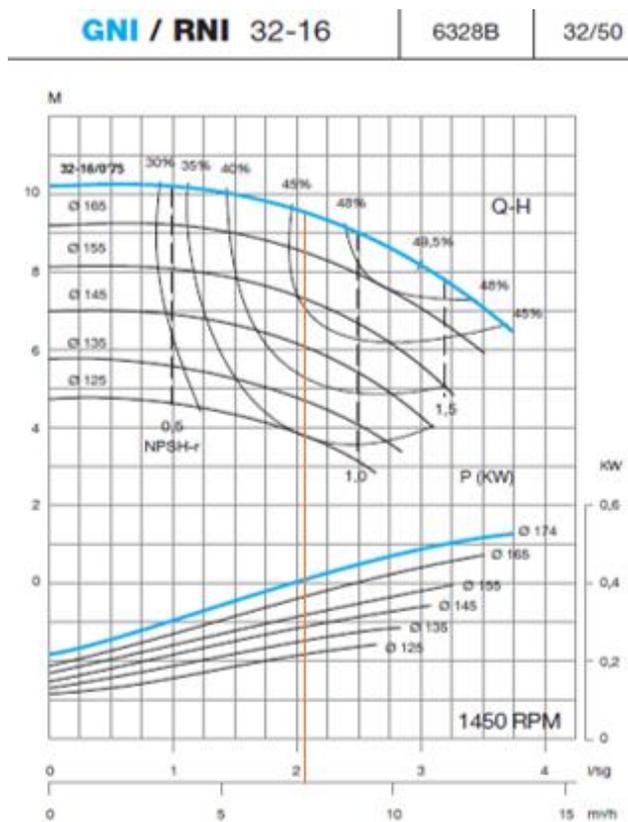


Figura 4.5. Rendimiento del modelo elegido. (Fuente: [65])

Como se muestra en la figura 4.4, el modelo más adecuado para un caudal volumétrico de 7,42 m<sup>3</sup>/h y una carga de 7,9 m es el RNI 32-16 de 1450 rpm, con una potencia de 0,75 kW y un rendimiento del 46%.

**Tabla 4.22. Dimensionado de la tubería y la bomba para la introducción del absorbente.**

<b>Sistema de circulación del absorbente</b>	
Diámetro interno (mm)	35,0800
Espesor (mm)	3,5600
Diámetro externo (mm)	42,2000
Velocidad del líquido (m/s)	2,1334
<b>Sistema de bombeo del absorbente</b>	
Modelo (Distribuidor)	RNI 32-16 (IDEAL)
Frecuencia (rpm)	1450
Potencia del motor (kW)	0,75
Carga (m)	7,9362
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	7,4230
Rendimiento (%)	46
Potencia consumida (kW)	0,3527

Respecto al intercambiador de calor utilizado para enfriar la corriente de biometano hasta la temperatura de inyección de 15°C, se ha calculado un área de intercambio de 23,5 m<sup>2</sup>. El flujo de calor intercambiado entre el biometano y la corriente de agua refrigerante es de 44.829 kJ/h, el valor del coeficiente global de transferencia de calor usado es de 25 W/m<sup>2</sup>·°C, estimado a partir de los datos de la tabla 3.2.

Tabla 4.23. Dimensionado del intercambiador de calor.

Intercambiador de calor			
<b>M<sub>c</sub> (kg/h)</b>	408,14	<b>M<sub>f</sub> (kg/h)</b>	500,00
<b>C<sub>p,c</sub> (kJ/kg·°C)</b>	2,20 <sup>[1]</sup>	<b>C<sub>p,f</sub> (kJ/kg·°C)</b>	3,70 <sup>[1]</sup>
<b>T<sub>c,1</sub> (°C)</b>	65,00	<b>T<sub>f,2</sub> (°C)</b>	5,00
<b>T<sub>c,2</sub> (°C)</b>	15,00	<b>T<sub>f,1</sub> (°C)</b>	26,45
<b>ΔT<sub>c</sub> (°C)</b>	50,00	<b>ΔT<sub>f</sub> (°C)</b>	21,45
<b>Q (kJ/h)</b>	4,48E+04		
<b>ΔT1 (°C)</b>	38,55		
<b>ΔT2 (°C)</b>	10,00		
<b>ΔTln (°C)</b>	21,16		
<b>U (W/m<sup>2</sup>·K)</b>	25,00		
<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	23,54		

<sup>[1]</sup> Valores extraídos de Aspen Hysys.

## 5. Simulación del proceso

Como complemento al diseño de la columna de absorción se ha realizado una simulación del proceso de purificación de biogás en el software de simulación de procesos químicos Aspen Hysys. La simulación servirá para verificar la eficacia del proceso de purificación de biogás y comparar resultados. Por tanto, únicamente incluirá las partes del proceso de purificación diseñadas en el apartado anterior, es decir, la regeneración del absorbente no será simulada.

### 5.1. Elaboración de la simulación

El primer paso consiste en elegir los componentes tratados en el proceso simulado y el “fluid Package”. La corriente de biogás a tratar contiene metano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, mientras que el absorbente es una disolución acuosa de monoetanolamina. Por tanto, los componentes del proceso son:

Component	Type	Group
Methane	Pure Component	
H <sub>2</sub> S	Pure Component	
H <sub>2</sub> O	Pure Component	
MEAmine	Pure Component	
CO <sub>2</sub>	Pure Component	

Figura 5.1. Componentes del proceso de purificación de biogás. (Fuente: Simulación en Hysys)

En cuanto al “fluid Package”, este consiste en el modelo termodinámico que usará el programa para calcular las propiedades del proceso. La elección de un “fluid Package” adecuado para las condiciones y componentes del proceso simulado es clave para obtener unos resultados lo más precisos posible. En el caso de la purificación de biogás, para la lista de componentes de la figura 5.1, el propio programa detecta que el modelo más adecuado es el de gases ácidos con absorbentes químicos. Observando los requisitos para seleccionar este modelo y las aminas que soporta en la figura 5.2, se verifica que este “fluid Package” es el más adecuado para la purificación de biogás, ya que los componentes necesarios son CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O y una amina. La elección de este modelo, construido para la simulación de procesos de absorción de gases ácidos con aminas, ya incluye las

reacciones químicas que se dan entre los diferentes componentes, siendo innecesario tener que añadir las reacciones manualmente.

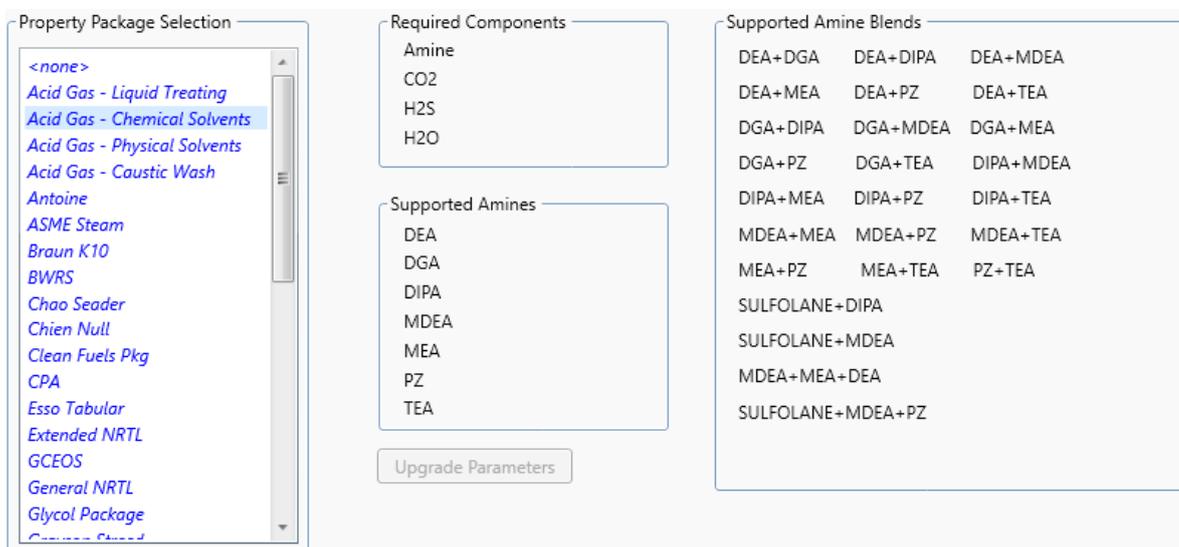


Figura 5.2. Características y requisitos del modelo de gases ácidos con absorbentes químicos. (Fuente: Simulación en Hysys)

Tras elegir la lista de componentes y seleccionar el “fluid Package” se abre el entorno de simulación en Hysys donde se pueden definir las corrientes y unidades del proceso. El proceso simulado consiste en una columna de absorción donde una corriente de biogás se purifica con un absorbente consistente en una disolución acuosa de monoetanolamina. La corriente de gas purificado (biometano) que se obtiene por la zona superior de la columna es refrigerada hasta su temperatura de inyección en la red de gas de 15°C, eliminando las gotas de agua que pueda contener. El diagrama del proceso se muestra en la siguiente figura:

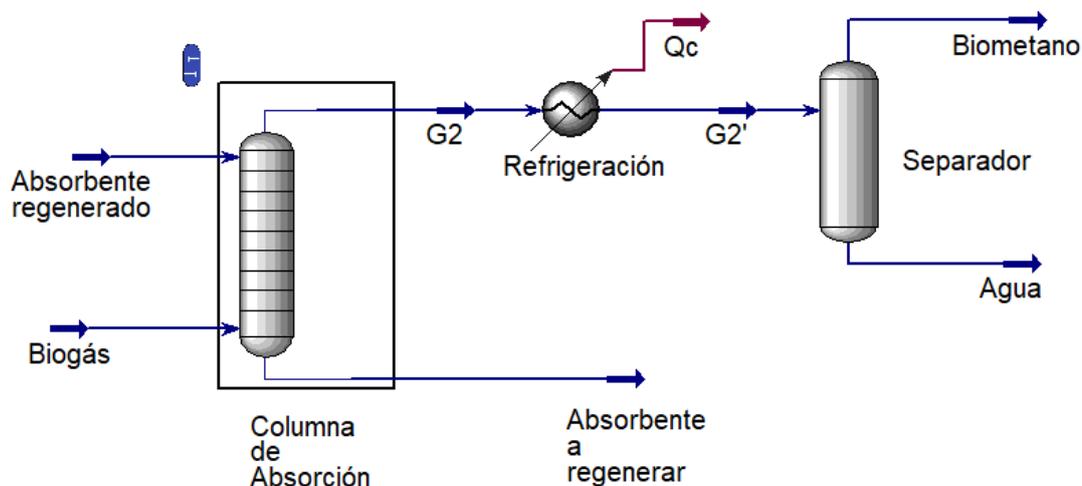


Figura 5.3. Diagrama de proceso. (Fuente: Simulación en Hysys)

Las corrientes de biogás y la de absorbente se definen a partir de las corrientes análogas del caso base.

**Tabla 5.1. Corrientes de biogás y absorbente. (Fuente: Simulación en Hysys)**

<b>Propiedades</b>			
Stream Name	<b>Biogás</b>	Stream Name	<b>Absorbente regenera</b>
Vapour / Phase Fraction	1,0000	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	<b>40,00</b>	Temperature [C]	<b>25,00</b>
Pressure [kPa]	<b>101,3</b>	Pressure [kPa]	<b>101,3</b>
Molar Flow [kgmole/h]	<b>40,15</b>	Molar Flow [kgmole/h]	<b>328,5</b>
Mass Flow [kg/h]	1093	Mass Flow [kg/h]	7506
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,150	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	7,476
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,010e+005	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,850e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-39,72	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-199,6
Heat Flow [kJ/h]	-8,072e+006	Heat Flow [kJ/h]	-9,362e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	5,497	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7,387
Fluid Package	<i>Basis-1</i>	Fluid Package	<i>Basis-1</i>
Utility Type		Utility Type	

<b>Composición</b>			
	Mole Fractions		Mole Fractions
<b>Methane</b>	<b>0,6000</b>	<b>Methane</b>	<b>0,0000</b>
H2S	<b>0,0015</b>	H2S	<b>0,0000</b>
H2O	<b>0,0000</b>	H2O	<b>0,8878</b>
MEAmine	<b>0,0000</b>	MEAmine	<b>0,1122</b>
CO2	<b>0,3985</b>	CO2	<b>0,0000</b>

Con las corrientes de entrada a la columna definidas, se añade la columna de absorción, se seleccionan las entradas a la columna, introduciendo el biogás por la zona inferior y el absorbente por la cabeza de la columna, y se fija la presión en los extremos de la columna en base al valor de la caída de presión determinada en el diseño.

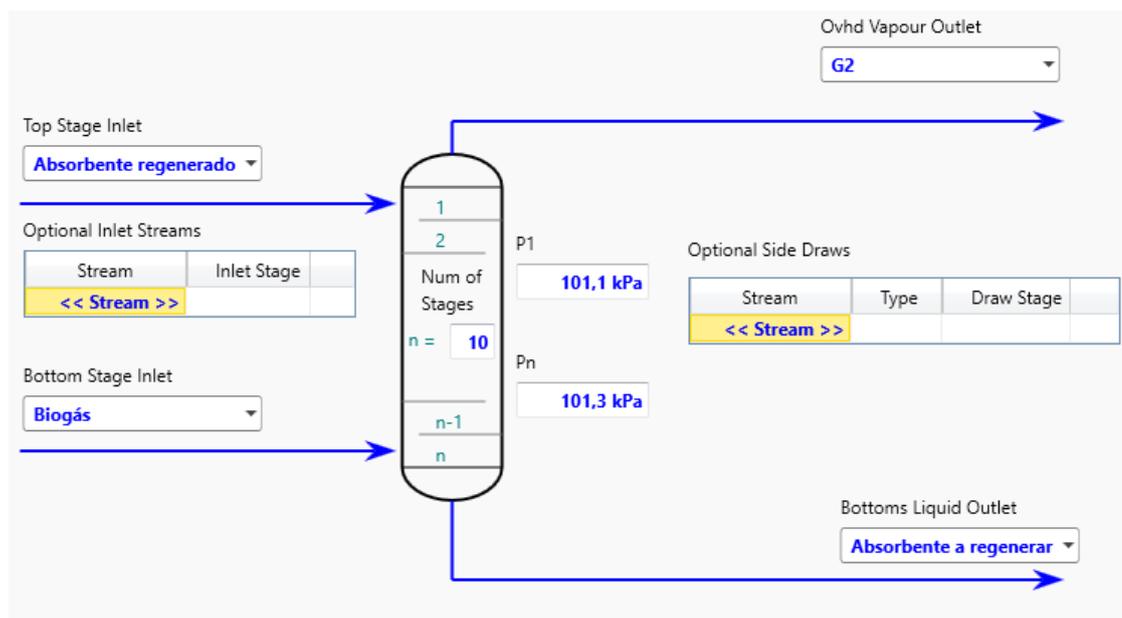


Figura 5.4. Esquema de la columna de absorción. (Fuente: Simulación en Hysys)

El número de etapas tiene un valor por defecto de 10, como la columna es de relleno y no de platos se dejará el valor predeterminado y se modificará en su lugar el relleno en la sección de interior de la columna. Hysys cuenta con una base de datos de rellenos de columna, así que la selección del relleno consiste en buscar el modelo elegido durante la etapa de diseño. Desafortunadamente, el relleno C-Ring de 2in de Sulzer (el modelo C-Ring es el equivalente de Sulzer al modelo CMR) no está incluido en la base de datos, así que se ha elegido un relleno Cascade Mini-Ring (CMR) de Glitsch de las mismas dimensiones y material. Como Hysys permite modificar los valores del factor de empaquetamiento, superficie específica y porosidad, se puede simular un relleno equivalente al elegido introduciendo los valores de este. Además de las especificaciones del relleno, también se introduce el valor de la altura de relleno y el diámetro de la columna.

**Packing Specifications**

Packing Type	CMR	Section Diameter	0,8133 m
Vendor	GLITSCH	Packing Factor (>0)	72,00 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Material	METAL		
Dimension	NO-2P		
<input checked="" type="radio"/> Section Packed Height	5,000 m	Surface Area	142,0 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
<input type="radio"/> Packed Height per Stage	0,5000 m	Void Fraction	0,9800

Figura 5.5. Especificaciones del relleno. (Fuente: Simulación en Hysys)

Una vez introducidos los datos del relleno se ejecuta el cálculo de la columna y se espera hasta que esta converge. La corriente de absorbente que se obtiene por el fondo de la columna sería enviada a una columna de desorción para regenerar el absorbente (eliminando los gases ácidos absorbidos) y reintroducirlo en la columna de absorción. Por otro lado, la corriente de biometano es refrigerada hasta su temperatura de inyección de 15°C utilizando un “cooler”, condensándose parte del vapor de agua presente en la mezcla gaseosa. Para simular la separación de la fase líquida de la corriente de gas se ha incluido un separador, una unidad que divide la fase líquida de la gaseosa de una corriente de entrada sin modificar su temperatura o presión.

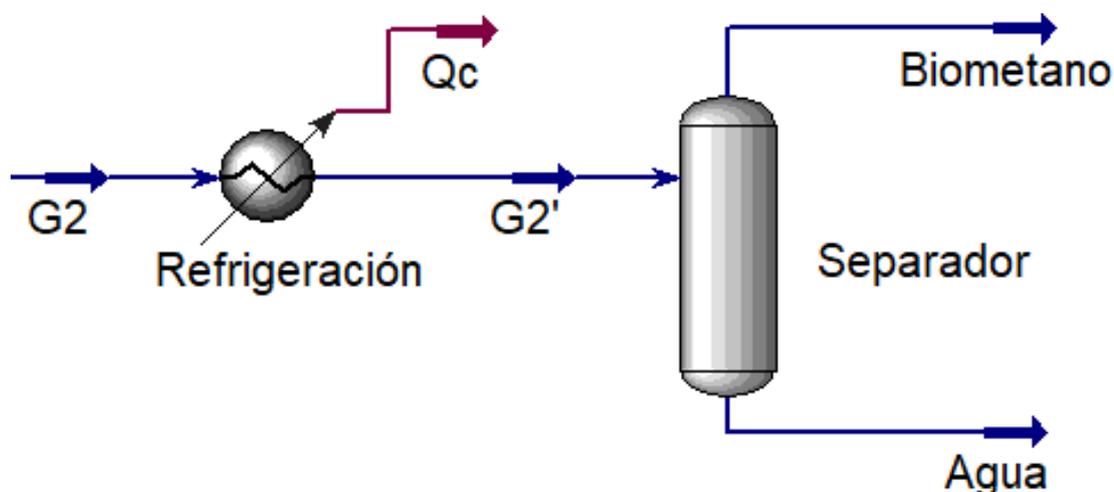


Figura 5.6. Refrigeración del biometano y separación del agua condensada. (Fuente: Simulación en Hysys)

## 5.2. Determinación del caudal de absorbente

La determinación del caudal de operación óptimo se basa en un criterio económico. Un aumento del caudal incrementa los costes de operación, pero disminuye los de instalación, siendo necesario fijarse en el coste de inversión total para determinar el efecto del aumento de caudal sobre el coste. Con la simulación se añade un nuevo criterio a la elección del caudal de operación, la purificación conseguida. Los cálculos del diseño parten de una composición objetivo definida, con la simulación se puede verificar si con el dimensionado de la columna resultante de utilizar un caudal concreto se cumple la purificación deseada. Por tanto, el caudal de operación óptimo será aquel con el que se consiga la purificación deseada en la simulación con el menor coste de inversión posible.

Tabla 5.2. Determinación del caudal de operación óptimo.

L/Lmin	D <sub>columna</sub>	Coste de instalación (\$)	Coste de operación (\$)	Coste de inversión (\$)	x <sub>CO2</sub> (Hysys)
1,1	0,8156	1.244.058	683.484	8.078.894	0,0539
1,2	0,8137	1.243.592	695.764	8.201.228	0,0346
1,3	0,8134	1.243.512	708.076	8.324.267	0,0235
<b>1,35</b>	<b>0,8133</b>	<b>1.243.489</b>	<b>714.233</b>	<b>8.385.822</b>	<b>0,0201</b>
1,4	0,8132	1.243.462	720.391	8.447.375	0,0176
1,5	0,8129	1.243.398	732.708	8.570.473	0,0144

Teniendo en cuenta que el valor de diseño de la fracción molar de CO<sub>2</sub> en la corriente de biometano es de 0,02 y que el límite máximo para la inyección en la red de gas es de 0,025, el primer valor de la relación que cumple con estos requisitos es la de 1,35. Pese a que valores superiores también cumplen con los objetivos de purificación, se ha elegido la relación de 1,35 ya que es la que tiene un coste de inversión menor.

### 5.3. Resultados de la simulación

Una vez completada la simulación, es interesante comparar los valores obtenidos con los valores calculados o definidos durante el dimensionado. Hay que tener en cuenta que no se espera obtener resultados idénticos entre ambos métodos, ya que la simulación en Hysys es mucho más completa en cuanto a las reacciones entre los diferentes componentes, afectando a la solubilidad de los solutos en la monoetanolamina, el “fluid Package” escogido que es específico para procesos de absorción de gases ácidos con aminas o el cálculo más preciso de ciertas propiedades como la viscosidad o la densidad. Pese a no prever una exactitud en los resultados, sí que se espera una similitud bastante elevada.

### 5.3.1. Corriente de absorbente a regenerar

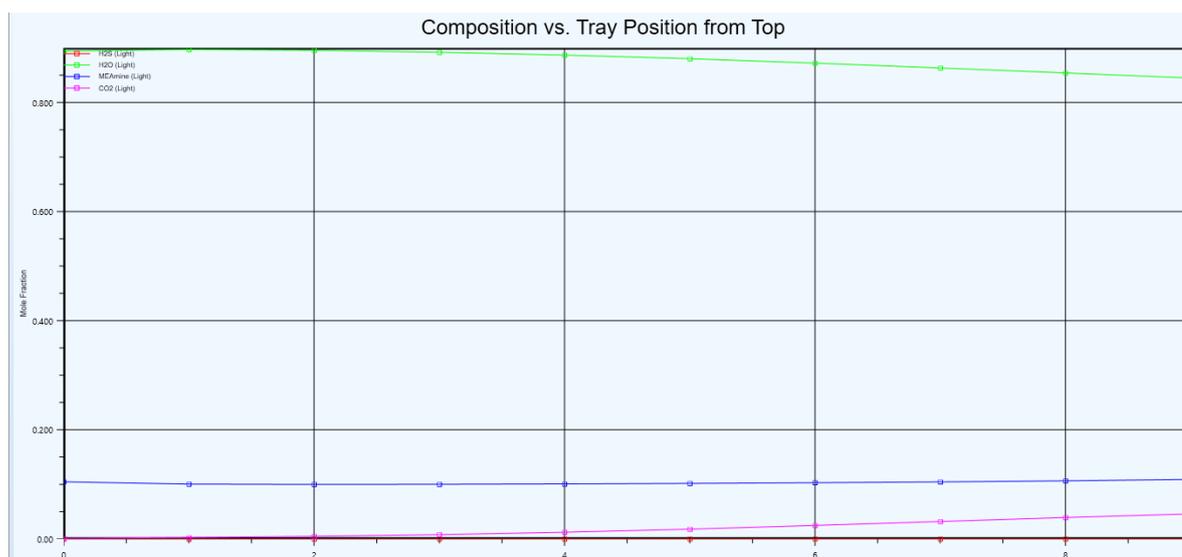
Stream Name	Absorbente a regene
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	63,82
Pressure [kPa]	101,3
Molar Flow [kgmole/h]	337,5
Mass Flow [kg/h]	8070
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	8,190
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,908e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-191,3
Heat Flow [kJ/h]	-9,815e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7,344
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	
	Mole Fractions
Methane	0.0000
H2S	0.0002
H2O	0.8447
MEAmine	0.1092
CO2	0.0459

Figura 5.7. Resultados de la simulación para la corriente de absorbente a regenerar. (Fuente: Simulación en Hysys)

Tabla 5.3. Comparación entre la simulación y el diseño para la corriente de absorbente a regenerar.

	Simulación	Diseño
<b>Flujo molar (kmol/h)</b>	337,5	344,1
	$X_{CH_4} = 0,0000$	$X_{CH_4} = 0,0000$
	$X_{H_2S} = 0,0002$	$X_{H_2S} = 0,0002$
<b>Composición (Fracción molar)</b>	$X_{H_2O} = 0,8447$	$X_{H_2O} = 0,8476$
	$X_{MEA} = 0,1092$	$X_{MEA} = 0,1071$
	$X_{CO_2} = 0,0459$	$X_{CO_2} = 0,0451$
<b>Temperatura (°C)</b>	63,82	63,26

Para este corriente los resultados son bastante parecidos. La pequeña diferencia de 6,6 kmoles/h se debe a que en la simulación una pequeña parte de absorbente se evapora y pasa a la corriente gaseosa, ya que las fracciones de los gases ácidos absorbidos son prácticamente iguales. En cuanto a la temperatura, la diferencia es de unas 0,6 décimas, por tanto, el balance de energía aproximado planteado durante el diseño ha resultado ser bastante exacto. La absorción de los solutos a través de la altura de relleno se puede observar en la siguiente figura:



**Figura 5.8. Gráfico de la composición de la corriente de absorbente a través de la columna. (Fuente: Simulación en Hysys)**

El eje de abscisas corresponde al número de platos, equivaliendo cada plato teórico a 0,5m de altura de relleno. El plato 0 corresponde a la parte superior del relleno, siendo el plato 10 la parte inferior. Como se esperaba, el absorbente introducido en la columna, inicialmente formado por agua y monoetanolamina, va absorbiendo los gases ácidos a medida que desciende por la columna hasta el fondo de esta. En el gráfico no se muestra la fracción molar en metano, ya que este es inerte respecto a la monoetanolamina y, por tanto, no es absorbido por la disolución acuosa.

## 5.3.2. Corriente de biometano

Stream Name	G2	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0,9990	0,9990	0,0010
Temperature [C]	65,56	65,56	65,56
Pressure [kPa]	101,1	101,1	101,1
Molar Flow [kgmole/h]	31,17	31,14	3,259e-002
Mass Flow [kg/h]	528,0	527,0	0,9984
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,437	1,436	1,022e-003
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,137e+005	-1,135e+005	-3,002e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-62,34	-62,16	-235,3
Heat Flow [kJ/h]	-3,543e+006	-3,533e+006	-9782
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,535	2,534	8,472e-004
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			
	Mole Fractions	Vapour Phase	Aqueous Phase
Methane	0,7727	0,7735	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,2104	0,2099	0,6674
MEAmine	0,0004	0,0002	0,2328
CO2	0,0165	0,0164	0,0998

Figura 5.9. Resultados de la simulación para la corriente de biometano húmeda. (Fuente: Simulación en Hysys)

Tabla 5.4. Comparación entre la simulación y el diseño para la corriente de biometano húmeda.

	Simulación	Diseño
<b>Flujo molar (kmol/h)</b>	31,17	24,58
	$X_{CH_4} = 0,7727$	$X_{CH_4} = 0,9800$
	$X_{H_2S} = 0,0000$	$X_{H_2S} = 0,0000$
<b>Composición (Fracción molar)</b>	$X_{H_2O} = 0,2104$	$X_{H_2O} = 0,0000$
	$X_{MEA} = 0,0004$	$X_{MEA} = 0,0000$
	$X_{CO_2} = 0,0165$	$X_{CO_2} = 0,0200$
<b>Temperatura (°C)</b>	65,56	65,00

En este caso, pese a que las temperaturas vuelven a ser bastante parecidas, la diferencia de composiciones es bastante notoria. En el diseño no se ha considerado la evaporación de parte del agua de la disolución de monoetanolamina, mientras que en la simulación una pequeña cantidad de absorbente pasa a la fase gaseosa. Parte de esta cantidad de agua en la corriente de gas se elimina cuando se refrigera la corriente, condensándose el vapor de agua.

Stream Name	Biometano
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	15,00
Pressure [kPa]	101,1
Molar Flow [kgmole/h]	25,01
Mass Flow [kg/h]	416,2
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,325
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,414e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-78,01
Heat Flow [kJ/h]	-2,105e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,424
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	
	Mole Fractions
Methane	0.9630
H2S	0.0000
H2O	0.0169
MEAmine	0.0000
CO2	0.0201

Figura 5.10. Resultados de la simulación para la corriente de biometano. (Fuente: Simulación en Hysys)

Tabla 5.5. Comparación entre la simulación y el diseño para la corriente de biometano.

	Simulación	Diseño
<b>Flujo molar (kmol/h)</b>	25,01	24,58
	$X_{CH_4} = 0,9630$	$X_{CH_4} = 0,9800$
	$X_{H_2S} = 0,0000$	$X_{H_2S} = 0,0000$

<b>Composició (Fracció molar)</b>	$X_{H_2O} = 0,0169$	$X_{H_2O} = 0,0000$
	$X_{MEA} = 0,0000$	$X_{MEA} = 0,0000$
	$X_{CO_2} = 0,0201$	$X_{CO_2} = 0,0200$
<b>Temperatura (°C)</b>	15,00	15,00

Después de refrigerar el biometano hasta su temperatura de inyección y eliminar gran parte del agua que contenía la corriente, se obtienen resultados más coherentes. En la simulación no es posible eliminar toda el agua del biometano y por eso la corriente final tiene un flujo molar mayor y una fracción molar de agua diferente de 0. Pese a no cumplir el valor de diseño de la fracción molar de metano, la fracción de  $CO_2$  sí que coincide y la corriente de biometano cumple los requisitos de inyección en la red de gas y se puede considerar de alta pureza al tener una fracción molar de metano superior a 0,96. Además, si se consigue eliminar toda el agua contenida en el biometano, las fracciones molares de metano y  $CO_2$  pasarían a ser 0,9796 y 0,0204 respectivamente, valores prácticamente iguales a los del diseño. Por tanto, considerando que no hubiera evaporación de agua, se obtendría en la simulación unos resultados muy parecidos a los del diseño, verificando que el diseño de la columna realizado permite cumplir los objetivos de purificación especificados.

## **Análisis del impacto ambiental**

En este apartado se expondrá el impacto ambiental que supone la actividad de purificación de biogás. En primer lugar, se comentan las consecuencias de fallos en el desarrollo de la actividad que pueden suponer un peligro para el medio ambiente y después se incluye un informe del cálculo de la huella de carbono de la planta.

### **Peligros ocasionados por fallos en la operación**

Una fuente de emisiones inesperada pueden ser las fugas de gases, tanto de biometano como de biogás, durante la actividad de la planta. Debido al alto contenido en metano de ambos gases, estas fugas pueden ser muy perjudiciales y ocasionar más emisiones de las que se evitan con el correcto funcionamiento de la planta. Por tanto, es crucial asegurar que las tuberías de transporte de estos gases están en buen estado y que no hay riesgo de aparición de fugas. También hay que tener en cuenta que son gases inflamables que pueden provocar heridas por quemadura y asfixia y que pueden contener productos tóxicos como el H<sub>2</sub>S.

Una fuga de líquido absorbente o una gestión de residuos incorrecta de este compuesto también puede ser peligrosa ya que la monoetanolamina es un compuesto químico combustible con una temperatura de auto ignición de 410°C cuyos productos de combustión incluyen varios gases de efecto invernadero como CO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub>. Es inflamable en presencia de llamas, chispas o calor y existe riesgo de explosión por impactos mecánicos. En caso de pequeños derrames se debe diluir con agua, absorber con un material inerte seco y colocar en un contenedor de tratamiento de residuos. Para derramamientos de mayor volumen, hay que intentar detener la fuga de líquido si se puede hacer sin riesgo alguno y alejar el volumen vertido de zonas con poca ventilación como sótanos. Debido a su inflamabilidad, mantener alejado de fuentes de calor e ignición e intentar absorberlo con tierra, arena u otro material incombustible. Finalmente, tener en cuenta que es corrosivo y se deben neutralizar los residuos con una disolución diluida de ácido acético. [66]

### **Informe de la huella de carbono**

A continuación, se detalla el cálculo de la huella de carbono de la planta de purificación de biogás. Este informe se basa en las indicaciones incluidas en la guía para el cálculo de la huella de carbono redactada por el MITECO. [67]

Los principales contribuidores a las emisiones de carbono serán la electricidad consumida y el gas natural utilizado para generar la energía calorífica necesaria para la regeneración del absorbente.

Como producto de la operación de la planta se obtiene biometano, un gas con un contenido energético similar al de gas natural y que puede emplearse como sustituto de este.

Como límites de la organización se ha considerado la planta de purificación de biogás como instalación individual, aunque lo habitual es que el proceso de purificación se lleve a cabo en la misma planta de producción de biogás. En cuanto a los límites operativos, el empleo del gas natural como combustible fósil se establece como emisión directa, mientras que las emisiones asociadas a la generación de la electricidad suministrada por la compañía eléctrica se consideran emisiones indirectas. El periodo de vida de la planta de purificación es de 10 años, así que este será el periodo de cálculo cubierto.

El cálculo de emisiones se divide en diferentes alcances, que categorizan las emisiones en función de su procedencia. En el alcance 1 se contabilizan las emisiones directas, causadas por diferentes acciones llevadas a cabo durante la realización de la actividad productiva, como el transporte en vehículos o el consumo de combustibles fósiles. En el alcance 2 se incluyen las emisiones indirectas, aquellas que se producen en la generación de la energía que es suministrada a la organización. El cálculo de emisiones se lleva a cabo multiplicando la cantidad de fuente de emisión por su factor de emisión. El factor de emisión indica la cantidad de gas contaminante liberado por unidad de fuente contaminante, los valores para cada fuente se pueden consultar en un documento publicado por el MITECO.

**Tabla 6.1. Resumen emisiones CO<sub>2</sub> anuales.**

ALCANCE	FUENTE	DATO ACTIVIDAD		FACTOR DE EMISIÓN	EMISIONES (kg CO <sub>2</sub> )
		CIFRA	UNIDAD		
ALCANCE 1	Gas natural	3.822.201,23	kWh	0,182 <sup>[1]</sup>	695.640,62
ALCANCE 2	Electricidad	1.693,16	kWh	0,258 <sup>[1]</sup>	436,83
<b>TOTAL EMISIONES CO<sub>2</sub> ANUALES</b>					<b>696.077,46</b>
<b>TOTAL EMISIONES CO<sub>2</sub> EN LA VIDA DE LA PLANTA</b>					<b>6.960.774,6</b>

**Tabla 6.2. Resumen emisiones CH<sub>4</sub> anuales.**

ALCANCE	FUENTE	DATO ACTIVIDAD		FACTOR DE EMISIÓN	EMISIONES (kg CH <sub>4</sub> )
		CIFRA	UNIDAD		
ALCANCE 1	Gas natural	3.822.201,23	kWh	0,016 <sup>[1]</sup>	61.155,22
ALCANCE 2	Electricidad	1.693,16	kWh	0,000 <sup>[1]</sup>	0,00
<b>TOTAL EMISIONES CH<sub>4</sub> ANUALES</b>					61.155,22
<b>TOTAL EMISIONES CH<sub>4</sub> EN LA VIDA DE LA PLANTA</b>					611.552,2

<sup>[1]</sup> Valores extraídos del documento de factores de emisión publicado por el MITECO.

Las emisiones de CO<sub>2</sub> superan ampliamente (más de diez veces) a las de metano. Sin embargo, estos valores no son directamente comparables para medir la contribución de cada gas al calentamiento del planeta, ya que tienen potenciales de calentamiento global (PCG) diferentes. Estos valores se utilizan para comparar las emisiones de diferentes gases, ya que permiten expresar la emisión de un gas como masa de CO<sub>2</sub>, pudiendo expresar todas las emisiones como emisiones de CO<sub>2</sub> y valorar el aporte de cada gas. Los valores para cada gas aparecen en la guía para el cálculo de la huella de carbono del MITECO, siendo 1 para el CO<sub>2</sub> y 25 para el metano. Así pues, para el cálculo de la huella de carbono se expresan todas las emisiones como emisiones de CO<sub>2</sub> equivalentes.

**Tabla 6.3. Emisiones expresadas con el potencial de calentamiento global.**

Gas	PCG	Emisiones CO <sub>2,eq</sub> anuales (kg)	Emisiones en la vida de la planta (toneladas)
CO <sub>2</sub>	1	696.077,46	6.961
CH <sub>4</sub>	25	1.528.880,49	15.289

Como se podía esperar, al expresar las emisiones de metano como emisiones de CO<sub>2</sub> se observa que este gas tiene más potencial de calentamiento global que el CO<sub>2</sub>. El cálculo de la huella de carbono de la planta de purificación de biogás durante su vida útil de 10 años sería de 22.250 toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente, que expresada en función de la cantidad de biometano es de 0,00084 toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente emitidas por metro cúbico en condiciones normales de biometano producido.

La principal medida para reducir las emisiones de la planta es cambiar el suministrador eléctrico por otro que produzca una electricidad con garantía de origen procedente de fuentes renovables. Aplicando este cambio se consigue una reducción de 5 toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente durante los 10

años de la planta. Pese a ser una reducción bastante baja, aunque una reducción de emisiones siempre es positiva, la actividad y el producto de la planta de purificación de biogás compensan totalmente las emisiones producidas.

El biometano producido se puede utilizar como sustituto al gas natural o como combustible de vehículos cuando se licua. Por tanto, el propio producto de la planta es una energía renovable que ayuda a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero cuando se usa como sustituto de combustibles fósiles. Sin embargo, incluso sin tener en cuenta las aplicaciones del biometano, el propio proceso de purificación de biogás ya está evitando emisiones de gases al transformar el biogás producido por la descomposición de residuos orgánicos en biometano. Si estos residuos estuvieran depositados en un vertedero, los gases producidos durante su degradación se emitirían a la atmósfera. Considerando que las condiciones de un vertedero son menos propicias para la formación de biogás que las condiciones fijadas en una planta de biogás, se ha supuesto para el cálculo de compensación de emisiones que, en caso de estar los residuos utilizados para producir biogás en un vertedero, se formaría una tercera parte del biogás producido en la planta. Esta cantidad de biogás supondría las siguientes emisiones:

**Tabla 6.4. Compensación de emisiones.**

<b>Compensación emisiones</b>	
<b>BIOGÁS VERTEDERO (kg)</b>	17.450.734
<b>EMISIONES (kg CO<sub>2</sub>)</b>	11.266.774
<b>EMISIONES (kg CH<sub>4</sub>)</b>	6.183.959
<b>EMISIONES (t CO<sub>2,eq</sub>)</b>	165.866

Aplicando el plan de mejora se reducen las emisiones durante la vida de la planta a 22.245 toneladas CO<sub>2,eq</sub> y se compensan 165.866 toneladas CO<sub>2,eq</sub>. Por tanto, pese a las emisiones producidas, se puede considerar que la actividad de purificación de biogás no es muy perjudicial a nivel ambiental, ya que se evita aproximadamente la emisión de 7,5 toneladas de CO<sub>2,eq</sub> por cada tonelada de CO<sub>2,eq</sub> emitida.

## Conclusiones

El diseño de la columna de absorción se ha llevado a cabo exitosamente, ya que se consigue purificar el caudal de biogás introducido, eliminando la totalidad del H<sub>2</sub>S y un 97% del CO<sub>2</sub>, y obtener una corriente de biometano de alta pureza que cumple con los requisitos de inyección en la red de gas.

El método de dimensionado de la columna basado en una altura de relleno prefijada, siendo el diámetro la magnitud dependiente, ha permitido obtener una columna de absorción con unas dimensiones dentro de los límites típicos. El modelo de relleno aleatorio C-Ring de dos pulgadas, elegido tras una comparación de diferentes modelos, proporciona el área de intercambio necesaria para el intercambio de materia entre la fase líquida y gaseosa. La columna, en conjunto con el relleno elegido, garantiza una operación sin riesgo de inundación o canalización.

La simulación en Aspen Hysys complementaria al diseño ha resultado ser útil para verificar la pureza del biometano producido y para determinar el caudal de absorbente óptimo. También ha servido para demostrar que el agua evaporada, debido a la reacción exotérmica entre la monoetanolamina y los gases ácidos, presente en el biometano de salida de la columna, se puede separar por condensación durante la refrigeración de la corriente de biometano hasta su temperatura de inyección.

En cuanto al aspecto económico, una parte considerable del coste de inversión proviene del proceso de regeneración del absorbente. Pese a su coste elevado, es un proceso rentable, ya que ahorra los costes de tener que comprar grandes volúmenes de monoetanolamina. Respecto a la inversión en la planta de purificación, con una subvención conservadora que permita vender el biometano a 1,5 veces el precio de venta del gas natural, se obtiene una rentabilidad de 2,31\$ por dólar invertido. Además de la rentabilidad, el periodo de retorno de 3 años y 4 meses y el beneficio de 1.631.180\$ son indicadores de que es una inversión atractiva y rentable.

Finalmente, el análisis de la huella de carbono de la planta revela que las emisiones de CO<sub>2</sub> equivalente producidas son compensadas totalmente, llegando a evitar 7,5 toneladas de emisiones por cada tonelada producida. También se demuestra el potencial del biometano como energía renovable y candidato a sustituir al gas natural. Este potencial, unido al interés de la Unión Europea por alcanzar una economía circular y reducir las emisiones contaminantes, puede ser un fomento para el crecimiento de la industria de purificación de biogás en los próximos años.

## Presupuesto y/o Análisis Económico

Los costes de una planta química se dividen entre costes de instalación y de operación. El primero consiste en la cantidad de capital necesario para dejar la planta en condiciones que permitan el comienzo de la producción, se produce una sola vez y no se recupera al fin de la vida del proyecto, más allá del valor residual del equipo. El coste de operación es el coste adicional para poner en funcionamiento la planta y mantener la operación. La suma de ambos corresponde al coste de inversión total del proyecto. [43]

Debido a la inflación, el coste de materias primas, equipo o servicios varía con el tiempo y es necesario un método que actualice este al coste actual. Para ello se utilizan índices para cada año y la ecuación siguiente para actualizar el coste:

$$Coste_{Año A} = Coste_{Año B} \cdot \frac{Índice_{Año A}}{Índice_{Año B}} \quad (\text{Ec. P.1})$$

Los índices no son valores absolutos, sino que diferentes revistas, manuales o instituciones publican sus propios índices, además hay que tener en cuenta que este método permite obtener una estimación del coste actualizado. Por tanto, este valor debería utilizarse con cautela, la mejor forma de obtener un coste preciso para un equipo o una materia prima es contactar con el proveedor o fabricante. [43]

Para realizar la estimación de costes del proyecto se ha utilizado el coste de planta CPE, publicado mensualmente en la revista *Chemical Engineering*. En la siguiente tabla se muestra el valor de este índice para la década de los 2000, además se incluye el valor del índice para abril de 2022, que será el periodo de tiempo considerado para la compra del equipo.

Tabla P.1. Valor del índice CPE entre 1995 y 2011 (Fuente: [*Chemical Engineering Journal*])

Año	Índice CPE	Año	Índice CPE	Año	Índice CPE
2001	394,3	2005	468,2	2009	521,9
2002	395,6	2006	499,6	2010	550,8
2003	402,0	2007	525,4	2011	585,7
2004	444,2	2008	575,4	Abril 2022	699,0

Otra consideración a tener en cuenta antes de comenzar a calcular el coste de instalación es el cambio de moneda. Algunos precios o costes de servicios pueden venir dados en una moneda diferente a la utilizada. Por tanto, es necesario convertir estos valores a la moneda usada, en el caso de este proyecto

la moneda utilizada será el dólar y se ha considerado el cambio de euros a dólares a fecha de 13 de mayo de 2022 que establece que 1 euro equivale a 1,04 dólares.

La estimación del coste de instalación suele basarse en la determinación del coste de todo el equipo necesario para llevar a cabo la operación de la planta, estimando el resto de costes que forman parte del coste de instalación como factores del coste del equipo. Los costes de instalación se pueden subdividir en costes directos e indirectos, los primeros son aquellos destinados a la construcción física de la planta, mientras que los segundos se destinan a otros gastos como el equipo de ingenieros. En la siguiente tabla se muestran los costes directos e indirectos considerados y los factores utilizados para la estimación del coste de instalación.

**Tabla P.2. Estimación del coste total de instalación. (Fuente: [43])**

<b>Costes directos</b>	<b>Factor (CE)</b>
Coste del equipo (CE)	1,00
Levantamiento del equipo	0,40
Tuberías	0,70
Instrumentación	0,20
Instalación eléctrica	0,10
Estructuras y edificios	0,15
Instalaciones Anexas (oficinas, laboratorios, ...)	0,15
Almacenaje	0,15
Establecimiento del lugar	0,05
<b>Coste total de la planta física (CPF) = 2,90-CE</b>	
<b>Costes indirectos</b>	<b>Factor (CPF)</b>
Diseño e ingeniería	0,30
Contratista	0,05
Contingencia <sup>[1]</sup>	0,10

---

**Coste total de instalación = 1,45·CPF = 4,205·CE**

---

<sup>[1]</sup> Los costes de contingencia son fondos reservados para gastos imprevistos como errores de diseño o climatología adversa.

Para llevar a cabo el cálculo del coste total de instalación hace falta determinar el coste de adquisición del equipo. El equipo principal utilizado es la columna de absorción con el relleno y sus diferentes accesorios, además como equipo adicional se tiene la columna de desorción, una bomba para introducir el absorbente por la cabeza de la columna y un intercambiador de calor para refrigerar el biometano obtenido hasta la temperatura de inyección.

Los costes del relleno y su transporte han sido proporcionados por la empresa de ingeniería Sulzer. En cuanto a los accesorios, los modelos elegidos de cada pieza se muestran en la tabla 4.21. El coste total de los accesorios y su transporte se ha obtenido de la empresa Koch-Glitsch, la cual ha hecho un presupuesto aproximado del coste a partir del dimensionado de la columna.

**Tabla P.3. Resumen de los costes de adquisición del equipo**

Equipo	Modelo	Medida	Cantidad	Precio unitario	Coste (\$)	[Ref]
<b>Columna de absorción</b>	-	-	-	-	58.857,22	-
Relleno	C-Ring 2"	m <sup>3</sup>	2,61	3.700 €	9.994,79	Sulzer
Transporte del relleno	-	m <sup>3</sup>	2,61	2.000 €	5.402,59	Sulzer
Accesorios de la columna	-	-	1	13.500 €	14.040,00	Koch-Glitsch
Transporte de los accesorios	-	-	1	1.000 €	1.040,00	Koch-Glitsch
Recipiente	-	Ud.	1	20.319 \$ <sup>[1]</sup>	28.379,83	[45]
<b>Columna de desorción</b>	-	Ud.	1	200.000 \$ <sup>[2]</sup>	210.000,00	[68]
<b>Bomba</b>	RNI 32-16	Ud.	1	3.130 €	3.255,20	IDEAL

<b>Intercambiador de calor</b>	De tubos y carcasa	Ud.	1	15.000 \$ <sup>[3]</sup>	23.604,23	[43]
<b>COSTE DEL EQUIPO (CE):</b>					295.716,65\$	-

<sup>[1]</sup> El coste del recipiente (acero al carbón) en dólares de la columna se obtiene a partir del peso (W) en libras utilizando la siguiente ecuación [45]:

$$C = \exp \left\{ 7,0132 + 0,18255 \cdot \ln(W) + 0,02297 \cdot (\ln(W))^2 \right\} \quad (\text{Ec. P.2})$$

El coste obtenido corresponde al valor de adquisición en 2006, por tanto, se usa la ecuación P.1 con los índices CPE en 2006 y 2022 para obtener el coste actualizado.

<sup>[2]</sup> El proceso de desorción y regeneración del absorbente no se ha diseñado ni dimensionado, pero se ha tenido en cuenta para la estimación de costes. El coste se ha estimado en base a proyectos del mismo proceso de absorción en que si se diseña la regeneración de absorbente. [68]

<sup>[3]</sup> El valor hace referencia al coste de adquisición del intercambiador en 2004. Para obtener el valor en 2022 se utiliza la ecuación P.1 con los índices CPE en 2004 y 2022.

Una vez determinado el coste del equipo se puede aplicar el procedimiento de la tabla P.2 para obtener el coste de instalación total.

**Tabla P.4. Cálculo del coste de instalación total.**

<b>Costes directos</b>		
<b>Coste del equipo (\$)</b>	<b>1</b>	<b>295.716,65</b>
Levantamiento del equipo	0,4	118.286,66
Tuberías	0,7	207001,66
Instrumentación	0,2	59143,33
Instalación eléctrica	0,1	29571,67
Estructuras y edificios	0,15	44357,50
Oficinas, laboratorios,...	0,15	44357,50
Almacenaje	0,15	44357,50

Establecimiento del lugar	0,05	14785,83
<b>Coste de la planta física (\$)</b>	<b>2,9</b>	<b>857.578,29</b>
<b>Costes indirectos</b>		
Coste planta física	1	857.578,2923
Coste ingeniería	0,3	257.273,4877
Contratista	0,05	42.878,9146
Contingencia	0,1	85.757,8292
<b>Coste de instalación total (\$)</b>		<b>1.243.488,52</b>

Respecto a los costes de operación, estos se dividen entre costes fijos, que no varían con la tasa de producción, y costes variables, que dependen de la cantidad producida. A continuación, se detalla los costes fijos y variables considerados y como se han calculado.

**Tabla P.5. Explicación de los costes de operación. (Fuente: [43])**

<b>Costes fijos</b>	<b>Descripción</b>	<b>Cálculo</b>
Mantenimiento	Coste del mantenimiento de la planta. (materiales, piezas de repuesto, ...)	5% del coste de instalación.
Sueldos	Coste de los sueldos de los operarios, incluyendo vacaciones, seguridad social, etc...	Producto del número de operarios por el sueldo anual de un operario.
Laboratorio	Coste de los análisis y pruebas realizadas en el laboratorio.	20% del coste en sueldos.
Supervisión	Coste del equipo de supervisión de la planta. Se necesita un supervisor por cada 4 operarios.	Producto del número de supervisores por el sueldo anual de un supervisor.
Gastos generales	Costes no incluidos en el resto de categorías como dirección general, seguridad o departamento médico.	50% del coste en sueldos.

Amortización del equipo	Representa la depreciación que sufre la planta y el equipo. Se considera un coste en que la cantidad establecida se transfiere a los fondos de la organización destinados a inversiones futuras.	Amortización = $(CPF+0,1CI)*(t/100)$  Donde CPF es el coste del equipo, CI los costes indirectos y t la vida útil de la planta. <sup>[1]</sup>
Tasas o impuestos	Coste de impuestos y tasa locales.	1% del coste de instalación.
Seguro de la planta	Coste del seguro contratado para la planta.	1% del coste de instalación.
Costes varios	Coste asociado a diversos materiales como productos de limpieza o equipo de seguridad.	10% del coste de mantenimiento.

Costes variables	Descripción	Cálculo
Materias primas	Coste de los materiales, productos químicos o similares necesarios para llevar a cabo la producción.	Producto del flujo másico de materia prima por el precio de la materia prima.
Servicios	Coste de diferentes servicios como electricidad, gas natural o vapor.	Producto del consumo anual de un servicio por el precio del servicio.
Tratamiento de residuos	Coste del proceso de gestión de residuos.	15% del coste de regeneración del absorbente. <sup>[2]</sup>

<sup>[1]</sup> Considerando que la vida útil de la planta es de 10 años, la tasa de depreciación de la planta sería de un 10% por año. Además de la depreciación de la propia planta, se ha añadido un 10% de los costes indirectos para tener en cuenta el coste del trabajo de ingeniería y del contratista en caso que sea necesario sustituir un equipo o realizar una acción similar.

<sup>[2]</sup> El proceso de regeneración no consigue regenerar por completo la corriente de absorbente y es necesario tratar parte de esta corriente como residuo. El coste de la gestión de residuos se puede considerar entre un 15-30% del coste de regeneración del absorbente [69], considerando que se consigue regenerar el 99% del absorbente, se ha decidido establecer el coste del tratamiento de residuos como el 15% de coste de regeneración.

En la planta trabajarán un total de 3 operarios, por tanto, será necesario un único supervisor. Respecto a los salarios, después de consultar diferentes páginas de empleo y la web de la “Institution of Chemical Engineers” se ha estimado un sueldo de 45.000 \$ para los operarios y de 90.000 \$ para el supervisor. La planta operara durante 300 días al año y 16 horas al día y contara con un suministro de los siguientes servicios.

**Tabla P.6. Servicios de la planta.**

Servicio	Coste (\$/MJ)	Comentarios	[Ref]
Electricidad	0,0236	Valor actualizado, valor en 2004: 0,015 \$/MJ	[43]
Gas natural	0,0079	Valor promedio del gas natural en Europa a fecha del 3 de mayo de 2022.	Trading Economics
Agua de refrigeración	0,0236	Valor actualizado, valor en 2004: 0,015 \$/MJ	[43]

Respecto al proceso de regeneración de absorbente, este tiene un consumo energético de 4,2 MJ/kg CO<sub>2</sub>. La cantidad de CO<sub>2</sub> eliminada al año es de 3276,17 toneladas, lo que supone un consumo anual de 13.759.924,44 MJ. Para poner en marcha la operación haría falta el caudal calculado en el balance de materia de 7505,57 kg, de este caudal se consigue regenerar el 99% y, por tanto, el caudal horario adicional para compensar las pérdidas y mantener el proceso en marcha sería del 1% respecto al caudal inicial. En consecuencia, además de los 7507,57 kg iniciales, son necesarios 75,05 kg/h adicionales para mantener la operación. Teniendo en cuenta que el absorbente es una disolución acuosa de monoetanolamina al 30% en peso, además del precio de la MEA (1,5\$/kg) hay que considerar el precio del agua destilada (0,0014\$/kg) utilizada para preparar la disolución. [43]

Con estos datos se procede al cálculo de los costes de operación siguiendo las indicaciones de la tabla P.5.

**Tabla P.7. Resumen de los costes de operación.**

<b>Resumen de los costes anuales de producción</b>	
<b>Costes variables</b>	
1. Materias Primas	166.071,52 \$
2. Servicios	112.470,75 \$
3. Tratamiento de residuos	16.237,16 \$
<b>TOTAL</b>	<b>295.779,42 \$</b>
<b>Costes fijos</b>	
4. Mantenimiento	6.217,44 \$
5. Sueldos	135.000,00 \$
6. Costes de laboratorio	27.000,00 \$
7. Supervisión	90.000,00 \$
8. Gastos generales	67.500,00 \$
9. Amortización del equipo	89.616,93 \$
10. Tasas e impuestos	1.243,49 \$
11. Seguro de la planta	1.243,49 \$
12. Costes varios	621,74 \$
<b>TOTAL</b>	<b>418.443,10 \$</b>
<b>COSTE ANUAL DE PRODUCCIÓN</b>	<b>714.222,51 \$</b>
<b>COSTE PRODUCCIÓN (\$/Nm<sup>3</sup> biometano)</b>	<b>0,2700</b>

El coste de inversión estimado del proyecto es de 8.385.713,67\$, de los cuales 1.243.488,52\$ corresponden a costes de instalación y 7.142.225,14\$ a los costes de operación durante 10 años de vida de la planta.

Con el cálculo de costes completado, se procede a determinar los ingresos que se obtendrán por la inyección del biometano producido. Con un caudal de 551 Nm<sup>3</sup>/h y teniendo en cuenta que el contenido energético del biometano es de 9,67 kWh/Nm<sup>3</sup>,[5] la producción anual de biometano supone un contenido energético de 25,58 GWh. El precio de venta del biometano está condicionado por las subvenciones que ofrecen los gobiernos para fomentar el uso y la producción de esta energía renovable. Cada país tiene su propio programa de subvenciones, siendo el de Italia el más atractivo para las empresas productoras de biometano, ya que el precio de venta se establece como el doble del valor de mercado del gas natural menos el coste mensual del gas. Además, se puede incrementar en un 50% adicional si el sustrato utilizado para producir el biogás purificado consiste exclusivamente en residuos y desechos. [25] Como las subvenciones varían en cada país, se ha decidido seguir un enfoque conservador y considerar únicamente una subvención que permita vender el biometano al valor de mercado del gas natural más un incremento del 50% por tratar un biogás producido con un sustrato formado íntegramente por residuos. Así pues, tomando el valor de mercado del gas natural a fecha del 3 de mayo de 2022 de 8,3 \$/MMBtu, aplicando el incremento de la subvención, se obtiene un precio de venta del biometano de 12,45 \$/MMBtu, equivalente a 0,0425 \$/kWh.

Con los datos de costes e ingresos obtenidos se puede hacer un estudio de la inversión, para ello se usarán la dimensión y el periodo de retorno como indicadores de liquidez y el Valor Actualizado Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR) como indicadores de la rentabilidad de la inversión.

Período (años)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	1243488,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Costes fijos	0,00	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10	418443,10
Costes variables	0,00	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42	295779,42
<b>TOTAL PAGOS</b>	<b>1243488,52</b>	<b>714222,51</b>									
Ventas	0,00	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17	1086505,17
<b>TOTAL COBROS</b>	<b>0,00</b>	<b>1086505,17</b>									
Movimiento de fondos (MF)	-1243488,52	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65	372282,65
MF acumulado	-1243488,52	-871205,87	-498923,21	-126640,56	245642,10	617924,75	990207,40	1362490,06	1734772,71	2107055,37	2479338,02
MF actualizado	-1243488,52	354554,91	337671,34	321591,75	306277,86	291693,20	277803,05	264574,33	251975,55	239976,72	228549,26
<b>VAN</b>	<b>TIR</b>	<b>DIM</b>	<b>PR</b>								
1631179,46	27,25%	-1243488,52	3,34								

Figura P.1. Estudio de la inversión.

Como se observa en la figura P.1 la inversión es rentable para una tasa de interés del 5%, ya que el VAN es positivo, obteniendo una rentabilidad del 231%, es decir se consiguen 2,31\$ de beneficio por cada dólar invertido. La inversión seguiría siendo rentable para tasas de interés de hasta el 27,25% (TIR) y la cantidad máxima a recuperar (Dimensión) sería de 1.243.488,52\$. El periodo de retorno es de 3,34, por tanto, la cantidad invertida se recuperaría antes de iniciar el cuarto año y se tendrían 6 años de resultados positivos hasta que finalizase la vida del proyecto a los 10 años, con un beneficio total de 1.631.179,46\$.

Para demostrar la importancia de las subvenciones en la industria del biogás, se ha repetido el estudio de la inversión anterior, suponiendo dos nuevos casos, uno en que no hay ninguna subvención y otro en que la subvención solo proporciona un incremento del 25% respecto al precio del gas natural.

**Tabla P.8. Comparación de inversiones con diferente subvención.**

Indicador	Caso 1 (Sin subvención)	Caso 2 (Subvención del 25%)	Caso 3 (Subvención del 50%)
<b>VAN (\$)</b>	-1.165.388,85	232.895,30	1.631.179,46
<b>Rentabilidad (%)</b>	6	119	231
<b>TIR (%)</b>	-30,61	8,70	27,25
<b>Dimensión (\$)</b>	1.243.488,52	1.243.488,52	1.243.488,52
<b>Periodo de retorno (años)</b>	No se recupera la inversión.	6,50	3,34

Como era de esperar, la inversión sin subvención no es rentable. La cantidad invertida no se recupera en los 10 años de vida del proyecto y hay unas pérdidas totales de 1.165.388,85\$. En el segundo caso, en que se cuenta con una subvención de un incremento del 25% del precio del gas, la inversión es rentable ya que proporciona unos beneficios de 232.895,30\$. Sin embargo, pese a ser una inversión rentable puede ser discutible si es recomendable invertir ya que se obtiene una rentabilidad no muy elevada (1,19\$ de beneficio por dólar invertido) y no se recupera la inversión inicial hasta la mitad del sexto año. Teniendo en cuenta el riesgo elevado y el capital inicial que es necesario aportar, la inversión puede no ser atractiva para ciertos inversores.

Estos casos hipotéticos sirven para visualizar el panorama actual de la industria de purificación de biogás y la dependencia existente en las subvenciones para poder ser proyectos rentables. Pese a la clara necesidad de ayudas y políticas que impulsen el uso y la producción de biometano para que se convierta en una energía renovable más rentable de cara a las empresas productoras, el valor y la importancia de la industria del biogás y el biometano irá en ascenso en los próximos años debido a su contribución para cumplir los objetivos europeos de reducción de emisiones y sostenibilidad. Cabe añadir que el aumento reciente de los precios del gas natural y su posible escasez en un futuro próximo como consecuencia de tensiones geopolíticas derivadas de los actuales conflictos bélicos de las zonas del este de Europa, pueden suponer el impulso definitivo de la industria productora de biometano.



## Bibliografía

- [1] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). Biogás [en línea]. [Consulta: 12 marzo]. Disponible en <<https://www.idae.es/tecnologias/energias-renovables/uso-termico/biogas>>
- [2] Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico (MITECO). Borrador Hoja de Ruta Biogás [en línea]. Madrid, España. Septiembre 2021. [Consulta: 14 marzo]. Disponible en <[https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0196890417307471](https://energia.gob.es/es-es/Participacion/Paginas/DetalleParticipacionPublica.aspx?k=437#:~:text=La%20Hoja%20de%20Ruta%20del%20Biog%C3%A1s%20tiene%20por%20objeto%20orientar,la%20neutralidad%20clim%C3%A1tica%20en%202050.></a>></p><p>[3] Imran Ullah Khan, Mohd Hafiz Dzarfan Othman, Haslenda Hashim, Takeshi Matsuura, A.F. Ismail, M. Rezaei-DashtArzhandi, I. Wan Azelee, Biogas as a renewable energy fuel – A review of biogas upgrading, utilisation and storage [en línea]. Energy Conversion and Management, Volume 150, 2017, Pages 277-294, ISSN 0196-8904 [Consulta: 2 febrero 2022]. Disponible en <<a href=)>
- [4] IRENA (2016), *Measuring small-scale biogas capacity and production* [en línea]. International Renewable Energy Agency (IRENA), Abu Dhabi. ISBN 978-92-95111-12-7. [Consulta: 1 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2016/IRENA\\_Statistics\\_Measuring\\_small-scale\\_biogas\\_2016.pdf](https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2016/IRENA_Statistics_Measuring_small-scale_biogas_2016.pdf)>
- [5] Swedish Gas Technology Centre (SGC). Basic Data on Biogas [en línea]. 2<sup>nd</sup> Edition. Malmö, 2012. ISBN: 978-91-85207-10-7. [Consulta: 30 marzo]. Disponible en <<http://www.sgc.se/ckfinder/userfiles/files/BasicDataonBiogas2012.pdf>>
- [6] Pascual A.; Ruiz B.; Gómez P.; Flotats X.; Fernández B. Situación potencial de generación de biogás [en línea]. Estudio Técnico PER 2011-2020. Madrid, 2011. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía. [Consulta: 1 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.idae.es/sites/default/files/documentos/publicaciones\\_idae/documentos\\_11227\\_e16\\_biogas\\_db43a675.pdf](https://www.idae.es/sites/default/files/documentos/publicaciones_idae/documentos_11227_e16_biogas_db43a675.pdf)>
- [7] Ibrahim A. Performance of a Simplified Model Inner-Tube Biodigester for Biomethane Production for Household Use in Nigeria. Ibrahim A. Steps of the Anaerobic Digestion Process [en línea]. 2018. Fig.3. [Consulta: 31 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/figure/Steps-of-the-Anaerobic-Digestion-ProcessTauseef-et-al-2013-Food-waste-from-both\\_fig2\\_331767898](https://www.researchgate.net/figure/Steps-of-the-Anaerobic-Digestion-ProcessTauseef-et-al-2013-Food-waste-from-both_fig2_331767898)>
- [8] Klaus Fricke, Heike Santen, Rainer Wallmann, Axel Hüttner, Norbert Dichtl, Operating problems in anaerobic digestion plants resulting from nitrogen in MSW [en línea], Waste Management, Volume 27, Issue 1, 2007, Pages 30-43, ISSN 0956-053X. [Consulta: 18 marzo]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0956053X06000845>>
- [9] Getahun, Tadesse & Gebrehiwot, Mulat & Ambelu, Argaw & Van Gerven, Tom & Van der Bruggen, Bart. Biogas production rate of different feedstocks and retention time in anaerobic digestion [en línea]. En: Getahun, Tadesse & Gebrehiwot, Mulat & Ambelu, Argaw & Van Gerven, Tom & Van der Bruggen, Bart. The potential of biogas production from municipal solid waste in a tropical climate [en línea]. (2014), Pág. 6. 186. 10.1007/s10661-014-3727-4. [Consulta: 18 marzo]. Disponible en

<[https://www.researchgate.net/publication/261374115\\_The\\_potential\\_of\\_biogas\\_production\\_from\\_municipal\\_solid\\_waste\\_in\\_a\\_tropical\\_climate](https://www.researchgate.net/publication/261374115_The_potential_of_biogas_production_from_municipal_solid_waste_in_a_tropical_climate)>

**[10]** Getahun, Tadesse & Gebrehiwot, Mulat & Ambelu, Argaw & Van Gerven, Tom & Van der Bruggen, Bart. (2014). The potential of biogas production from municipal solid waste in a tropical climate [en línea]. Environmental monitoring and assessment. 186. 10.1007/s10661-014-3727-4. [Consulta: 18 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/261374115\\_The\\_potential\\_of\\_biogas\\_production\\_from\\_municipal\\_solid\\_waste\\_in\\_a\\_tropical\\_climate](https://www.researchgate.net/publication/261374115_The_potential_of_biogas_production_from_municipal_solid_waste_in_a_tropical_climate)>

**[11]** Nina Parker, Mark Schneegurt, Anh-Hue Thi Tu, Philip Lister, Brian M. Forster. Microbial Growth. Nina Parker, Mark Schneegurt, Anh-Hue Thi Tu, Philip Lister, Brian M. Forster. Microbiology [en línea]. OpenStax. Houston, Texas: Nov 1, 2016. ISBN: 1-947172-23-9 [Consulta: 21 marzo]. Disponible en <<https://openstax.org/books/microbiology/pages/1-introduction>>

**[12]** Nina Parker, Mark Schneegurt, Anh-Hue Thi Tu, Philip Lister, Brian M. Forster. Figure 9.29. Nina Parker, Mark Schneegurt, Anh-Hue Thi Tu, Philip Lister, Brian M. Forster. Nina Parker, Mark Schneegurt, Anh-Hue Thi Tu, Philip Lister, Brian M. Forster. Microbiology [en línea]. OpenStax. Houston, Texas: Nov 1, 2016. Cap. 9, Fig 9.29. ISBN: 1-947172-23-9 [Consulta: 21 marzo]. Disponible en <<https://openstax.org/books/microbiology/pages/1-introduction>>

**[13]** Ramaraj, Rameshprabu & Unpaprom, Yuwalee. (2016). Effect of temperature on the performance of biogas production from Duckweed [en línea]. Chemical Science. 1. 58-66. [Consulta: 21 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/297911261\\_Effect\\_of\\_temperature\\_on\\_the\\_performance\\_of\\_biogas\\_production\\_from\\_Duckweed](https://www.researchgate.net/publication/297911261_Effect_of_temperature_on_the_performance_of_biogas_production_from_Duckweed)>

**[14]** Wang, Shiwei & Ma, Fang & Ma, Weiwei & Wang, Ping & Zhao, Guang & Lu, Xiaofei. (2019). Influence of Temperature on Biogas Production Efficiency and Microbial Community in a Two-Phase Anaerobic Digestion System [en línea]. Water. 11. 133. 10.3390/w11010133. [Consulta: 21 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/330379580\\_Influence\\_of\\_Temperature\\_on\\_Biogas\\_Production\\_Efficiency\\_and\\_Microbial\\_Community\\_in\\_a\\_Two-Phase\\_Anaerobic\\_Digestion\\_System](https://www.researchgate.net/publication/330379580_Influence_of_Temperature_on_Biogas_Production_Efficiency_and_Microbial_Community_in_a_Two-Phase_Anaerobic_Digestion_System)>

**[15]** Uzodinma, Eunice & Ofoefule, Akuzuo & Eze, John & Onwuka, N.D.. (2007). Optimum Mesophilic Temperature of Biogas Production from Blends of Agro-Based Wastes [en línea]. Trends in Applied Sciences Research. 2. 39-44. 10.3923/tasr.2007.39.44. [Consulta: 21 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/270950223\\_Optimum\\_Mesophilic\\_Temperature\\_of\\_Biogas\\_Production\\_from\\_Blends\\_of\\_Agro-Based\\_Wastes](https://www.researchgate.net/publication/270950223_Optimum_Mesophilic_Temperature_of_Biogas_Production_from_Blends_of_Agro-Based_Wastes)>

**[16]** La Moncloa. Transición Ecológica saca a información pública la propuesta de Hoja de Ruta del Biogás [en línea]. Madrid, España. Julio 2021 [Consulta: 15 marzo]. Disponible en <<https://www.lamoncloa.gob.es/serviciosdeprensa/notasprensa/transicion-ecologica/Paginas/2021/150721-biogas.aspx>>

**[17]** European Biogas Association & Gas Infrastructure Europe. Biomethane Map 2021 [en línea]. Bruselas. Enero 2022. [Consulta: 14 marzo]. Disponible en <<https://www.europeanbiogas.eu/biomethane-map-2021/>>

**[18]** Martín M.; Moya N. Valorización del biogás de la EDAR Murcia Este. Uso del biogás como combustible de vehículos. Producción y Aprovechamiento de Biogás en la Depuración de las Aguas Residuales Urbanas [en línea].

7as JORNADAS TÉCNICAS DE SANEAMIENTO Y DEPURACIÓN. Murcia, 16 de noviembre 2011. [Consulta: 7 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.esamur.com/public/file/ponencia129.pdf>>

[19] Aguas de Murcia. Depuración [en línea]. [Consulta: 8 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.emuasa.es/depuracion>>

[20] Planta de codigestió anaeròbia de purins amb aprofitament energètic de biogàs [en línea]. Energia demo. Nº102. Institut Català d'Energia, Generalitat de Catalunya. ISSN 2013-2131. [Consulta: 15 febrero 2022]. Disponible en <<http://icaen.gencat.cat/ca/energia/renovables/biomassa/biogas/index.html>>

[21] AGF. AGF Ingeniería de Procesos [en línea]. [Consulta: 8 febrero 2022]. Disponible en <<https://agfprocesos.com/>>

[22] Luc Pelkmans. Evolution of biogas use for energy in the IEA Bioenergy member countries, and comparison with natural gas consumption [gráfico]. En: Luc Pelkmans. IEA Bioenergy Countries' Report – update 2021 [en línea]. Noviembre 2021. Pág.14 . ISBN: 978-1-910154-93-9. [Consulta: 15 marzo]. Disponible en <<https://www.ieabioenergy.com/blog/publications/iea-bioenergy-countries-report-update-2021/>>

[23] Luc Pelkmans. IEA Bioenergy Countries' Report – update 2021 [en línea]. Noviembre 2021. IEA Bioenergy ExCo. ISBN: 978-1-910154-93-9. [Consulta: 15 marzo]. Disponible en <<https://www.ieabioenergy.com/blog/publications/iea-bioenergy-countries-report-update-2021/>>

[24] Petersson A., Wellinger A. Biogas upgrading technologies—developments and innovations [en línea]. IEA Bioenergy, October 2009. [Consulta: 15 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.ieabioenergy.com/blog/publications/biogas-upgrading-technologies-developments-and-innovations/>>

[25] González J., Baena F., González M., Arellano H., Lichtfouse E., Zhang Z. Unprofitability of small biogas plants without subsidies in the Brandenburg region [en línea]. Environmental Chemistry Letters. 2021, 19. 10.1007/s10311-020-01175-7. [Consulta: 18 mayo 2022]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/348453238\\_Unprofitability\\_of\\_small\\_biogas\\_plants\\_without\\_subsidies\\_in\\_the\\_Brandenburg\\_region](https://www.researchgate.net/publication/348453238_Unprofitability_of_small_biogas_plants_without_subsidies_in_the_Brandenburg_region)>

[26] Elering. Biomethane Subsidy [en línea]. Elering AS. Tallinn, Estonia. [Consulta: 18 mayo 2022]. Disponible en <<https://elering.ee/en/biomethane-subsidy#tab0>>

[27] Cucchiella F., D'Adamo I. Technical and economic analysis of biomethane: A focus on the role of subsidies [en línea]. Energy Conversion and Management, Volume 119, 2016, Pages 338-351, ISSN 0196-8904. [Consulta: 18 mayo 2022]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890416303089>>

[28] Winquist E., Van Galen M., Zielonka S., Rikkonen P., Oudendag D., Zhou L., Greijden A. (2021). Expert Views on the Future Development of Biogas Business Branch in Germany, The Netherlands, and Finland until 2030 [en línea]. Sustainability. 13. 1148. 10.3390/su13031148. [Consulta: 18 mayo 2022]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/348698092\\_Expert\\_Views\\_on\\_the\\_Future\\_Development\\_of\\_Biogas\\_Business\\_Branch\\_in\\_Germany\\_The\\_Netherlands\\_and\\_Finland\\_until\\_2030](https://www.researchgate.net/publication/348698092_Expert_Views_on_the_Future_Development_of_Biogas_Business_Branch_in_Germany_The_Netherlands_and_Finland_until_2030)>

- [29] E. Ryckebosch, M. Drouillon, H. Vervaeren. Techniques for transformation of biogas to biomethane [en línea]. *Biomass and Bioenergy*. Volume 35. Issue 5. 2011. Pages 1633-1645. ISSN 0961-9534. [Consulta: 26 marzo]. Disponible en < <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953411001085>>
- [30] Olumide Wesley Awe, Yaqian Zhao, Ange Nzihou, Doan Pham Minh, Nathalie Lyczko. A Review of Biogas Utilisation, Purification and Upgrading Technologies [en línea]. *Review. Waste and Biomass Valorization*, Springer, 2017, 8 (2), p.267-283. ff10.1007/s12649-016-9826-4ff. fffhal-01619254f [Consulta: 24 marzo]. Disponible en <<https://hal.archives-ouvertes.fr/hal-01619254/document#:~:text=From%20the%20literature%2C%20the%20main,and%20in%2Dsitu%20upgrading%20methods.>>
- [31] Yousef, Ahmed & Eldrainy, Yehia & El-Maghlany, Wael & Attia, Abdelhamid. (2016). Upgrading biogas by a low-temperature CO<sub>2</sub> removal technique [en línea]. *Alexandria Engineering Journal*. 55. 1143–1150. 10.1016/j.aej.2016.03.026. [Consulta: 14 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/figure/Pressure-temperature-flowrate-and-composition-of-raw-biogas-feed\\_tbl1\\_299589158](https://www.researchgate.net/figure/Pressure-temperature-flowrate-and-composition-of-raw-biogas-feed_tbl1_299589158)>
- [32] McCabe, W. (2007). Operaciones unitarias en ingeniería química [en línea]. In *Journal of Chemical Information and Modeling* (Vol. 53, Issue 9). ISBN 9788578110796 [Consulta: 30 enero 2022]. Disponible en < <https://ingenieriapetroquimicaunefazulia.files.wordpress.com/2011/05/operaciones-unitarias-a.pdf>>
- [33] GREEN, Don W a Robert H PERRY. *Perry's chemical engineers' handbook*. Eighth edition. vyd. New York: McGraw-Hill, 2008. ISBN 9780071422949.
- [34] Asignatura OBA2. Adsorción (2021). Operaciones Básicas II. Universitat Politècnica de Catalunya, EEBE.
- [35] Air Liquide. Membrane technology for upgrading Biogas to bio-methane. Air Liquide. Biogas [en línea]. [Consulta: 5 abril]. Disponible en < <https://www.airliquideadvancedseparations.com/our-membranes/biogas>>
- [36] Dong G., Li H., Chen V. Challenges and opportunities for mixed-matrix membranes for gas separation [en línea]. *J. Mater. Chem. A*, 2013,1, 4610-4630. [Consulta: 25 marzo]. Disponible en <<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2013/TA/c3ta00927k>>
- [37] Dong G., Li H., Chen V. Schematic representation of different mixed-matrix membrane morphologies. Dong G., Li H., Chen V. Challenges and opportunities for mixed-matrix membranes for gas separation [en línea]. *J. Mater. Chem. A*, 2013,1, 4610-4630. Pág 2, Fig. 1. [Consulta: 25 marzo]. Disponible en <<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2013/TA/c3ta00927k>>
- [38] Asignatura OBA2. Absorción (2021). Operaciones Básicas II. Universitat Politècnica de Catalunya, EEBE.
- [39] M. Doran. Chapter 10: Mass Transfer. A: M. Doran. *Bioprocess Engineering Principles* [en línea] Second Edition. Academic Press, 2013. ISBN 9780122208515. [Consulta: 11 abril]. Disponible en < <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780122208515000101>>
- [40] DIXIT, Onkar. Upgrading Biogas to Biomethane Using Absorption [en línea]. 2015. Doktoringenieur, Faculty of Mechanical Science and Engineering, Technische Universität Dresden. [Consulta: 2 febrero 2022]. Disponible en <<https://d-nb.info/108010593X/34>>

- [41] V. Wolf-Zöllner, F. Seibert, M. Lehner. Extended performance comparison of different pressure drop, hold-up and flooding point correlations for packed columns [en línea]. Chemical Engineering Research and Design. Volume 147, 2019, Pages 699-708, ISSN 0263-8762. [Consulta 2 abril]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876219302382>>
- [42] Random Packing. En: Koch-Glitsch Products [en línea]. Koch-Glitsch. [Consulta: 25 abril]. Disponible en <<https://koch-glitsch.com/products/packing-and-internals?productcategory=Packing-and-Internals>>
- [43] Sinnott, R K, J M. Coulson, J F. Richardson. Coulson & Richardson's Chemical Engineering. Vol.6, 4<sup>th</sup> Edition. Elsevier, 2005. ISBN 0 7506 6538 6
- [44] Sulzer. Random packing – from competitive products to advanced solutions [en línea]. Sulzer Chemtech,. [Consulta: 11 mayo 2022]. Disponible en <<https://www.sulzer.com/en/shared/products/conventional-random-packings>>
- [45] Seider, Warren D. Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation.3<sup>rd</sup> Edition. Wiley, New York, 2004.
- [46] Badea A., Dinca C. (2012). CO<sub>2</sub> capture from post-combustion gas by employing MEA absorption process - Experimental investigations for pilot studies [en línea]. UPB Scientific Bulletin, Series D: Mechanical Engineering. 74. 21-32. 2012. [Consulta: 12 mayo 2022]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/283150584\\_CO\\_2\\_capture\\_from\\_post-combustion\\_gas\\_by\\_employing\\_MEA\\_absorption\\_process\\_-\\_Experimental\\_investigations\\_for\\_pilot\\_studies](https://www.researchgate.net/publication/283150584_CO_2_capture_from_post-combustion_gas_by_employing_MEA_absorption_process_-_Experimental_investigations_for_pilot_studies)>
- [47] Planas Eulàlia, Calvet Aureli, Àgueda Alba. Asignatura OBA 1. Operacions Bàsiques I: Problemes, Taules i Gràfiques. Setembre 2020. Universitat Politècnica de Catalunya, EEBE.
- [48] Engineering Page. Typical overall heat transfer coefficients [en línea]. Engineering Page, [Consulta: 17 mayo 2022]. Disponible en <<https://www.engineeringpage.com/technology/thermal/transfer.html>>
- [49] ALLEN, Matthew R, Alan BRAITHWAITE a Chris C HILLS. Trace Organic Compounds in Landfill Gas at Seven U.K. Waste Disposal Sites [en línea]. Environmental science & technology. Washington, DC: American Chemical Society, 1997, roč. 31, č. 4, s. 1054–1061. ISSN 0013-936X. DOI: 10.1021/es9605634. [Consulta: 7 febrero 2022]. Disponible en <[https://discovery.upc.edu/discovery/fulldisplay?docid=cdi\\_gale\\_infotracademiconefile\\_A19808100&context=P&vid=34CSUC\\_UPC:VU1&lang=ca&search\\_scope=MyInst\\_and\\_CI&adaptor=Primo%20Central&tab=Everything&q=any,contains,Trace%20Organic%20Compounds%20in%20Landfill%20Gas%20at%20Seven%20U.K.%20Waste%20Disposal%20Sites](https://discovery.upc.edu/discovery/fulldisplay?docid=cdi_gale_infotracademiconefile_A19808100&context=P&vid=34CSUC_UPC:VU1&lang=ca&search_scope=MyInst_and_CI&adaptor=Primo%20Central&tab=Everything&q=any,contains,Trace%20Organic%20Compounds%20in%20Landfill%20Gas%20at%20Seven%20U.K.%20Waste%20Disposal%20Sites)>
- [50] S. Rasi, A. Veijanen, J. Rintala, Trace compounds of biogas from different biogas production plants [en línea]. Energy, Volume 32, Issue 8, 2007, Pages 1375-1380, ISSN 0360-5442 [Consulta: 3 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544206003033>>
- [51] Sánchez C, González A, Cuadros-Salcedo F, Cuadros-Blázquez F, Using low-cost porous materials to increase biogas production: A case study in Extremadura (Spain) [en línea]. Journal of Cleaner Production, Volume 198, 2018, Pages 1165-1172, ISSN 0959-6526. [Consulta: 9 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652618320523>>

[52] España. Resolución de 8 de octubre de 2018, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifican las normas de gestión técnica del sistema NGTS-06, NGTS-07 y los protocolos de detalle PD-01 y PD-02. [en línea]. Madrid: BOE, 23 octubre 2018, nº 256, p. 102917-102950. BOE-A-2018-14557. [Consulta: 21 abril 2022]. Disponible en <[https://www.boe.es/eli/es/res/2018/10/08/\(3\)](https://www.boe.es/eli/es/res/2018/10/08/(3))>

[53] Marcogaz, European Biogas Association, Biomethane: responsibilities for injection into natural gas grid [en línea]. Marcogaz, Technical Association of the European Gas Industry. [Consulta: 28 abril 2022]. Disponible en <[https://www.marcogaz.org/wp-content/uploads/2021/04/WG\\_GQ-237.pdf](https://www.marcogaz.org/wp-content/uploads/2021/04/WG_GQ-237.pdf)>

[54] Mel, Maizirwan & Sharuzaman, Muhammad & Hendroko, Roy. (2016). Removal of CO<sub>2</sub> from biogas plant using chemical absorption column [en línea]. 1755. 050005. 10.1063/1.4958488. [Consulta: 5 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/305493858\\_Removal\\_of\\_CO2\\_from\\_biogas\\_plant\\_using\\_chemical\\_absorption\\_column](https://www.researchgate.net/publication/305493858_Removal_of_CO2_from_biogas_plant_using_chemical_absorption_column)>

[55] O.I. Maile, H. Tesfagiorgis, E. Muzenda. The potency of monoethanolamine in biogas purification and upgrading [en línea]. South African Journal of Chemical Engineering, Volume 24, 2017, Pages 122-127, ISSN 1026-9185. [Consulta: 1 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1026918516300543>>

[56] PubChem [en línea]. National Library of Medicine. Bethesda, Maryland. [Consulta: 28 abril]. Disponible en <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>>

[57] A Mindaryani et al 2016. Continuous absorption of CO<sub>2</sub> in packed column using MDEA solution for biomethane preparation [en línea]. IOP Conf. Ser.: Mater. Sci. Eng. 162 012006. [Consulta: 4 febrero 2022]. Disponible en <<https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/162/1/012006/pdf>>

[58] Capra F., Fettareppa F., Magli F., Gatti M., Martelli E. Biogas upgrading by amine scrubbing: solvent comparison between MDEA and MDEA/MEA blend [en línea]. Energy Procedia, Volume 148, 2018, Pages 970-977, ISSN 1876-6102. [Consulta: 31 enero 2022]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1876610218303564#:~:text=Aqueous%20MDEA%20turns%20out%20to,consumptions%20and%20smaller%20engine%20sizes.>>

[59] Plakia A., Voutsas E. Modeling of H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub>S, and CH<sub>4</sub> + CO<sub>2</sub> Solubilities in Aqueous Monoethanolamine and Methyldiethanolamine Solutions. [en línea] Industrial & Engineering Chemistry Research 2020 59 (24), 11317-11328. DOI: 10.1021/acs.iecr.0c00467. [Consulta: 25 febrero]. Disponible en <<https://pubs-acsc.org/recursos.biblioteca.upc.edu/doi/full/10.1021/acs.iecr.0c00467>>

[60] Oko, Eni & Akinola, Toluleke & Cheng, Chin-Hung & Wang, Meihong & Chen, Jian & Ramshaw, Colin. Experimental study of CO<sub>2</sub> solubility in high concentration MEA solution for intensified solvent-based carbon capture [en línea]. MATEC Web of Conferences. (2019). [Consulta: 26 abril]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/331712369\\_Experimental\\_study\\_of\\_CO\\_2\\_solubility\\_in\\_high\\_concentration\\_MEA\\_solution\\_for\\_intensified\\_solvent-based\\_carbon\\_capture](https://www.researchgate.net/publication/331712369_Experimental_study_of_CO_2_solubility_in_high_concentration_MEA_solution_for_intensified_solvent-based_carbon_capture)>

[61] Kim I., Anders K., Mejdell T. Heat of Absorption of CO<sub>2</sub> with Aqueous Solutions of MEA: New Experimental Data [en línea], Energy Procedia, Volume 63, 2014, Pages 1446-1455, ISSN 1876-6102. [Consulta: 21 abril 2022]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1876610214019699>>

- [62] Kasikamphaiboon, Preecha & Chungsiriporn, Juntima & Bunyakan, Charun & Wiyaratn, Wisitsree.. Simultaneous removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S using MEA solution in a packed column absorber for biogas upgrading [en línea]. Songklanakarin Journal of Science and Technology. 35. 683-691. 2013. [Consulta: 25 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/285956148\\_Simultaneous\\_removal\\_of\\_CO2\\_and\\_H2S\\_using\\_MEA\\_solution\\_in\\_a\\_packed\\_column\\_absorber\\_for\\_biogas\\_upgrading](https://www.researchgate.net/publication/285956148_Simultaneous_removal_of_CO2_and_H2S_using_MEA_solution_in_a_packed_column_absorber_for_biogas_upgrading)>
- [63] Billington K. Corrosion of stainless and carbon steel in aqueous amine for CO<sub>2</sub> capture [en línea]. Chemical Engineering Department, University of Texas. 2019. [Consulta: 20 abril]. Disponible en <<https://repositories.lib.utexas.edu/handle/2152/75579>>
- [64] Koch-Glitsch. Packed Tower Internales [en línea]. Koch-Glitsch. Bulletin KGMTIG-3. USA, 2020. [Consulta: 10 mayo 2022]. Disponible en < <https://koch-glitsch.com/products/packing-and-internals?productcategory=packing-and-internals&categoryname=Tower-Internals>>
- [65] Bombas Ideal. Serie RNI-GNI. Bombas Ideal [en línea]. Valencia, España. [Consulta: 12 mayo 2022]. Disponible en <<https://www.bombasideal.com/wp-content/uploads/2018/11/400-CAT-RNI-GNI-50-60-Hz-D-081018.pdf>>
- [66] Pure Chems. Material Safety Data Sheet (MSDS) – Monoethanolamine [en línea]. Pon Pure Chemicals Group. India. [Consulta: 9 mayo 2022]. Disponible en <<https://www.pure-chemical.com/msds/Monoethanolamine.pdf>>
- [67] Oficina Española de Cambio Climático, Ministerio para la transición ecológica. GUÍA PARA EL CÁLCULO DE LA HUELLA DE CARBONO Y PARA LA ELABORACIÓN DE UN PLAN DE MEJORA DE UNA ORGANIZACIÓN [en línea]. MITECO, Secretaria general técnica, Centro de publicaciones, Catálogo de Publicaciones de la Administración General del Estado. NIPO: 280-14-24. [Consulta: 20 mayo 2022]. Disponible en <[https://www.miteco.gob.es/es/cambio-climatico/temas/mitigacion-politicas-y-medidas/guia\\_huella\\_carbono\\_tcm30-479093.pdf](https://www.miteco.gob.es/es/cambio-climatico/temas/mitigacion-politicas-y-medidas/guia_huella_carbono_tcm30-479093.pdf)>
- [68] Fisher, K., Beitler C., Rueter C., Searcy K., Rochelle G., Jassim M. Integrating MEA Regeneration with CO<sub>2</sub> Compression and Peaking to Reduce CO<sub>2</sub> Capture costs [en línea]. 2005. 10.2172/842857. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/237662342\\_Integrating\\_MEA\\_Regeneration\\_with\\_CO2\\_Compression\\_and\\_Peaking\\_to\\_Reduce\\_CO2\\_Capture\\_costs](https://www.researchgate.net/publication/237662342_Integrating_MEA_Regeneration_with_CO2_Compression_and_Peaking_to_Reduce_CO2_Capture_costs)>
- [69] Reid, Laura K. Evaluation of amine reclaimer operation and waste disposal from post-combustion CO<sub>2</sub> capture [en línea]. Laurence Reid Gas Conditioning Conference, Febrero 2016, Oklahoma, USA. [Consulta: 12 mayo 2022]. Disponible en <<https://www.semanticscholar.org/paper/EVALUATION-OF-AMINE-RECLAIMER-OPERATION-AND-WASTE-Reid/d4456122f0f0b76a901897d9cd3a45a319732694>>
- [70] Unión Europea. Reglamento (CE) N° 1069/2009. Parlamento Europeo y del Consejo. Reglamento de 21 de octubre de 2009 por el que se establecen las normas sanitarias aplicables a los subproductos animales y los productos derivados no destinados al consumo humano y por el que se deroga el Reglamento (CE) no 1774/2002 (Reglamento sobre subproductos animales). A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 14 noviembre 2009, nº 300, p. 1-33. DOUE-L-2009-82155. [Consulta: 17 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2009-82155>>
- [71] España. Real Decreto 1429/2003. Ministerio de la Presidencia. Real Decreto de 21 noviembre de 2003 por el que se regulan las condiciones de aplicación de la normativa comunitaria en materia de subproductos de origen animal no destinados al consumo humano. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 22 noviembre

2003, nº 280, p. 41466-41474. BOE-A-2003-21343. [Consulta: 17 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/eli/es/rd/2003/11/21/1429>>

[72] Unión Europea. Directiva 2008/98/CE. Parlamento Europeo y del Consejo. Directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 22 noviembre 2008, nº 312, p. 3-30. DOUE-L-2008-82319. [Consulta: 17 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2008-82319>>

[73] España. Real Decreto Legislativo 1/2016. Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medio Ambiente. Real Decreto Legislativo 1/2016, de 16 de diciembre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de prevención y control integrados de la contaminación. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 31 diciembre 2016, nº 316, p. 91806-91842. BOE-A-2016-12601. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2016-12601>>

[74] España. Ley 22/2011. Jefatura del Estado. Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 29 julio 2011, nº 181, p. 85650-85705. BOE-A-2011-13046. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2011-13046>>

[75] Unión Europea. Directiva 1999/31/CE. Consejo Europeo. Directiva 1999/31/CE del Consejo de 26 de abril de 1999 relativa al vertido de residuos. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 16 julio 1999, nº 182, p. 1-19. DOUE-L-1999-81425. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-1999-81425>>

[76] España. Instrumento de Ratificación del Protocolo de Kyoto. Jefatura del Estado. Instrumento de Ratificación del Protocolo de Kyoto al Convenio Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, hecho en Kyoto el 11 de diciembre de 1997. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 8 febrero 2005, nº 33, p. 4131-4143. BOE-A-2005-1967. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2005-1967>>

[77] The Paris Agreement. A: United Nations Framework Convention on Climate Change [en línea]. UNFCCC Sites and platforms. [Consulta: 19 febrero 2022]. Disponible en <<https://unfccc.int/process-and-meetings/the-paris-agreement/the-paris-agreement>>

[78] España. Instrumento de ratificación del Acuerdo de París. Jefatura del Estado. Instrumento de ratificación del Acuerdo de París, hecho en París el 12 de diciembre de 2015. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 2 febrero 2017, nº 28, p. 7703-7727. BOE-A-2017-1066. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.boe.es/diario\\_boe/txt.php?id=BOE-A-2017-1066](https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2017-1066)>

[79] España. Ley 7/2021. Jefatura del Estado. Ley 7/2021, de 20 de mayo, de cambio climático y transición energética. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 21 mayo 2021, nº 121, p. 62009-62052. BOE-A-2021-8447. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.boe.es/diario\\_boe/txt.php?id=BOE-A-2021-8447](https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2021-8447)>

[80] Unión Europea. Dictamen 2009/C27/14. Comité Económico y Social Europeo. Dictamen del Comité Económico y Social Europeo sobre el tema «El cambio climático y la agricultura en Europa». A: EUR-Lex [en línea]. 3 febrero

2009, p. 59-65. [Consulta: 18 febrero 2022]. Disponible en <<https://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/PDF/?uri=CELEX:52008AE1200&from=ES>>

**[81]** Unión Europea. Directiva (UE) 2018/2001. Unión Europea. Directiva (UE) 2018/2001 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 11 de diciembre de 2018, relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 21 diciembre 2018, nº 328, p. 82-209. DOUE-L-2018-82107. [Consulta: 19 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2018-82107>>

**[82]** Unión Europea. Directiva (UE) 2009/73/CE. Unión Europea. Directiva 2009/73/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 13 de julio de 2009, sobre normas comunes para el mercado interior del gas natural y por la que se deroga la Directiva 2003/55/CE. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 14 agosto 2009, nº 211, p. 94-136. DOUE-L-2009-81468. [Consulta: 19 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2009-81468>>

**[83]** España. Resolución conjunta de la Dirección General de Política Energética y Minas y de la Oficina Española de Cambio Climático. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. Resolución de 25 de marzo de 2021, conjunta de la Dirección General de Política Energética y Minas y de la Oficina Española de Cambio Climático, por la que se publica el Acuerdo del Consejo de Ministros de 16 de marzo de 2021, por el que se adopta la versión final del Plan Nacional Integrado de Energía y Clima 2021-2030. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 31 marzo 2021, nº 77, p. 36796-37220. BOE-A-2021-5106. [Consulta: 21 febrero 2022]. Disponible en <[https://www.boe.es/diario\\_boe/txt.php?id=BOE-A-2021-5106](https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2021-5106)>

**[84]** España. Real Decreto 47/2022. Ministerio de la Presidencia, Relaciones con las Cortes y Memoria Democrática. Real Decreto 47/2022, de 18 de enero, sobre protección de las aguas contra la contaminación difusa producida por los nitratos procedentes de fuentes agrarias. A: Boletín Oficial del Estado [en línea]. Madrid: BOE, 20 enero 2022, nº 17, p. 5664-5684. BOE-A-2022-860. [Consulta: 21 febrero 2022]. Disponible en <<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2022-860>>

**[85]** ARONU, Ugochukwu E et al. Solubility of CO<sub>2</sub> in 15, 30, 45 and 60 mass% MEA from 40 to 120 °C and model representation using the extended UNIQUAC framework [en línea]. Chemical engineering science. Kidlington: Elsevier, 2011, roč. 66, č. 24, s. 6393–6406. ISSN 0009-2509. DOI: 10.1016/j.ces.2011.08.042. [Consulta: 24 febrero]. Disponible en <<https://www.sciencedirect.com/recursos.biblioteca.upc.edu/science/article/pii/S0009250911006117>>

**[86]** WAGNER, Michael et al. Solubility of Carbon Dioxide in Aqueous Solutions of Monoethanolamine in the Low and High Gas Loading Regions [en línea]. Journal of chemical and engineering data. American Chemical Society, 2013, roč. 58, č. 4, s. 883–895. ISSN 0021-9568. DOI: 10.1021/je301030z. [Consulta: 1 marzo]. Disponible en <<https://pubs-acs-org.recursos.biblioteca.upc.edu/doi/abs/10.1021/je301030z>>

**[87]** Jou, F.-Y., Mather, A.E. and Otto, F.D. (1995). The solubility of CO<sub>2</sub> in a 30 mass percent monoethanolamine solution [en línea]. Can. J. Chem. Eng., 73: 140-147. [Consulta: 2 marzo]. Disponible en <<https://doi-org.recursos.biblioteca.upc.edu/10.1002/cjce.5450730116>>

**[88]** TONG, Danlu et al. Solubility of carbon dioxide in aqueous solution of monoethanolamine or 2-amino-2-methyl-1-propanol: Experimental measurements and modelling [en línea]. International journal of greenhouse gas control. Elsevier Ltd, 2012, roč. 6, s. 37–47. ISSN 1750-5836. DOI: 10.1016/j.ijggc.2011.11.005. [Consulta: 3 marzo].

Disponible en <<https://www.sciencedirect-com.recursos.biblioteca.upc.edu/science/article/pii/S1750583611002155>>

[89] MA'MUN, Sholeh et al. Solubility of Carbon Dioxide in 30 mass % Monoethanolamine and 50 mass % Methyl-diethanolamine Solutions [en línea]. *Journal of chemical and engineering data*. Washington, DC: American Chemical Society, 2005, roč. 50, č. 2, s. 630–634. ISSN 0021-9568. DOI: 10.1021/je0496490. [Consulta: 23 febrero]. Disponible en <<https://pubs-acrs-org.recursos.biblioteca.upc.edu/doi/abs/10.1021/je0496490>>

[90] Lee, J. I., Otto, F. D., & Mather, A. E. (1976). Equilibrium in hydrogen sulfide-monoethanolamine-water system [en línea]. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 21(2), 207–208. ISSN 0021-9568. DOI: 10.1021/je60069a022 [Consulta: 2 marzo]. Disponible en <<https://pubs-acrs-org.recursos.biblioteca.upc.edu/doi/pdf/10.1021/je60069a022>>

[91] CARROLL, John J et al. The solubility of methane in aqueous solutions of monoethanolamine, diethanolamine and triethanolamine [en línea]. *Canadian journal of chemical engineering*. Hoboken: Wiley Subscription Services, Inc., A Wiley Company, 1998, roč. 76, č. 5, s. 945–951. ISSN 0008-4034. DOI: 10.1002/cjce.5450760512. [Consulta: 1 marzo]. Disponible en <<https://onlinelibrary-wiley-com.recursos.biblioteca.upc.edu/doi/abs/10.1002/cjce.5450760512>>

[92] Arachchige U. Viscosities of Pure and Aqueous Solutions of Monoethanolamine (MEA), Diethanolamine (DEA) and N-Methyl-diethanolamine (MDEA) [en línea]. 2013. [Consulta: 30 marzo]. Disponible en <[https://www.researchgate.net/publication/331564471\\_Viscosities\\_of\\_Pure\\_and\\_Aqueous\\_Solutions\\_of\\_Monoethanolamine\\_MEA\\_Diethanolamine\\_DEA\\_and\\_N-Methyl-diethanolamine\\_MDEA](https://www.researchgate.net/publication/331564471_Viscosities_of_Pure_and_Aqueous_Solutions_of_Monoethanolamine_MEA_Diethanolamine_DEA_and_N-Methyl-diethanolamine_MDEA)>

## **Anexo A: Marco jurídico del biogás en España y la UE**

La producción de biogás y su uso en diferentes aplicaciones en España están regulados por un marco jurídico europeo y estatal. Todo este reglamento se puede dividir en las siguientes categorías para facilitar su exposición: legislación sanitaria, legislación medioambiental, cambio climático y reducción de gases de efecto invernadero, uso del biogás y uso del digestato.

### **A.1. Legislación sanitaria**

En cuanto a la legislación sanitaria, está vigente desde 2011 el reglamento del parlamento europeo SANDACH (CE) 1069/2009 que establece las normas sanitarias aplicables a los subproductos de origen animal no destinados al consumo humano (SANDACH). Al ser la mayoría de residuos agroindustriales, como purines o estiércol, considerados SANDACH, el cumplimiento de los requisitos de este reglamento es vital para la autorización de un gran número de plantas de biogás. [6]

Aquellas plantas productoras de biogás a partir de residuos SANDACH tienen unos requisitos adicionales recogidos por el reglamento (CE) nº 1069/2009 [70]:

- Disponer de autorización de la autoridad competente.
- Disponer de equipos e instalaciones concretos como unidades de pasterización, instalaciones de limpieza o laboratorio propio.
- Cumplir unas condiciones de higiene como tener un almacenamiento adecuado, desinfección de vehículos y contenedores o disponer de una zona específica para la limpieza.
- Implantación de un sistema de controles propio para cumplir el reglamento.

En España el Real Decreto 1429/2003 regula algunos aspectos del reglamento 1069/2009, pero no modifica lo relativo a la producción de biogás a partir de subproductos SANDACH. [71]

### **A.2. Legislación medioambiental**

En la Unión Europea está vigente desde el 12 de diciembre de 2010 la directiva 2008/98/CE en el Marco de Residuos. Esta directiva establece las medidas destinadas a la protección del medio ambiente y la salud humana mediante la prevención o disminución del impacto generado por los residuos y el uso de recursos. Un requisito de esta normativa que afecta a las plantas de producción de biogás es la obligación de disponer de una autorización como gestor de residuos para llevar a cabo la valorización de subproductos SANDACH. [6]

La directiva también establece que los subproductos animales cubiertos por el reglamento (CE) 1774/2002, el cual fue derogado por el reglamento (CE) 1069/2009 comentado en la legislación

sanitaria, quedan fuera de su ámbito de aplicación. Sin embargo, los utilizados en plantas de gas y otras aplicaciones, como incineración o vertederos, no quedan excluidos y, por tanto, deben disponer de la autorización de gestor de residuos. [72]

Otra directiva a tener en cuenta es la directiva 2008/1/CE, conocida como IPPC. Esta directiva concede la autorización a actividades agrícolas e industriales con un alto riesgo de contaminación, entre las que se incluye la gestión de residuos y por ende la actividad de una planta de biogás. El objetivo de la directiva es la prevención y reducción de la contaminación originada en este tipo de actividades, para ello define la necesidad de obtener la Autorización Ambiental Integrada para el ejercicio de las actividades mencionadas. [6] En España se aplica el Real Decreto Legislativo 1/2016 con el mismo objetivo, estando las competencias transferidas a las comunidades autónomas. Además, la Autorización Ambiental Integrada otorgada por el órgano ambiental competente autonómico necesita una renovación sucesiva porque se conceden por periodos máximos de 8 años. [73]

A nivel estatal está vigente la ley 22/2011 de residuos y suelos contaminados, que deroga a la ley 10/1998 de residuos en julio de 2011. Esta ley tiene un objetivo parecido a la directiva europea anterior, ya que establece el régimen jurídico de la producción y gestión de residuos, además de prevenir la generación de estos para evitar efectos perjudiciales sobre el medio ambiente y la salud humana. Las competencias de la gestión y valorización de residuos están transferidas a los gobiernos autonómicos, por tanto, la autorización de la actividad de una planta de biogás le corresponde a la administración autonómica [74]

Finalmente, cabe destacar que el desarrollo de la directiva 2008/98/CE beneficia e impulsa la industria del biogás en España, ya que supone una mejora en la calidad y la disponibilidad de las materias primas utilizadas en la producción de biogás. [6] Por otro lado, la directiva europea 1999/31/CE relativa al vertido de residuos también incentiva el aprovechamiento de los residuos. [75]

### **A.3. Cambio climático y reducción de gases de efecto invernadero**

El 11 de diciembre de 1997 fue adoptado el protocolo de Kioto por el cual los países industrializados de las Naciones Unidas se comprometieron a adoptar una serie de medidas para la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero. [6]

Se estableció como objetivo reducir las emisiones de cada país firmante entre 2008 y 2012 por debajo del 5% respecto a los niveles de emisiones del año 1990. Para ello, cada una de las partes del acuerdo se comprometió a aplicar diferentes medidas como la elaboración de políticas y reformas para fomentar la eficiencia energética y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero o la investigación, desarrollo y promoción de energías renovables. [76]

En 2015 se firmó el acuerdo de París dentro de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, con el objetivo de mantener el aumento de la temperatura global del planeta por debajo de los 2°C, preferiblemente en 1,5°C, respecto a los niveles térmicos preindustriales. [77] Para conseguir este objetivo, los países firmantes deben alcanzar el punto máximo de emisiones de gases de efecto invernadero tan pronto como sea posible, teniendo en cuenta que los países en vías de desarrollo tardaran más tiempo en alcanzar este máximo de emisiones. Adicionalmente, el acuerdo promueve la transparencia de las partes y la cooperación entre ellas, así como el fomento de la educación y la participación del público y su acceso a la información sobre el cambio climático. [78]

La ley española 7/2021 de cambio climático y transición energética informa que al ritmo actual el aumento de 1,5°C de la temperatura global media respecto a los niveles preindustriales se alcanzaría entre 2030 y 2052 y que en el caso de España el aumento sería superior a la media global en casi 0,5°C. Aun así, el informe menciona la posibilidad de cumplir el objetivo global del Acuerdo de París y que para ello los próximos diez años serán determinantes. Ante esta situación, el país debe ofrecer respuestas solidarias a los colectivos más afectados por el cambio climático e incentivar la transición energética. Estas ayudas unidas al fomento de los gases renovables mediante planes específicos, favorecerán la industria del biogás en España. [79]

El Comité Económico y Social Europeo (CESE), mediante un dictamen sobre el tema “El cambio climático y la agricultura en Europa” identifica al sector agrícola como uno de los más afectados por el cambio climático al depender la agricultura en gran medida de las condiciones climatológicas. Al mismo tiempo, reconoce que este sector puede contribuir a la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero con acciones como la rotación de cultivos o el uso de biocombustibles. Sobre la bioenergía, el CESE señala que la producción de alimentos debe tener prioridad sobre la producción de energía y que la posibilidad de la creación de nuevos puestos de trabajo en el sector bioenergético depende de la apuesta por la producción de biogás a partir de residuos agrícolas en centrales térmicas de cogeneración. [80]

#### **A.4. Uso del biogás**

La directiva europea 2018/2001, relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables, promueve el uso de biogás y otros biocarburantes, ya que estos pueden contribuir a la reducción de las emisiones de carbono. Para ello se fomentan las materias primas utilizadas en la producción de estos biocombustibles y los estados miembros de la unión europea tienen la obligación de exigir a los proveedores de combustible una cuota mínima de biocarburantes avanzados y algunos tipos de biogás. Esta cuota mínima se refiere a la cuota del consumo final de energía en el sector del transporte, que será al menos del 0,2% en 2022, al menos del 1% en 2025 y al menos del 3,5% en 2030. [81]

Otra directiva europea de interés es la directiva 2009/73/CE. Además de fomentar el uso del biogás, exige a los estados miembros que garanticen su acceso a la red de gas y establece que toda la normativa descrita en la directiva para el gas natural también será aplicable al biogás. [82]

La producción de energía eléctrica a partir de biogás es apoyada por sistemas de ayudas e incentivos económicos originados por las políticas europeas de generación de energía a partir de fuentes renovables. El apoyo se basa en dos sistemas, el de cuotas vía certificados verdes y en el de precios mínimos. [6]

El primer sistema hace una distinción entre la electricidad generada y la “calidad verde” de esta, la cual es certificada mediante “certificados verdes”. El suministrador eléctrico que vende la electricidad producida tiene la obligación de demostrar que una parte de esta electricidad proviene de fuentes renovables, esto se demuestra con la presentación de los “certificados verdes” los cuales son asignados al suministrador si produce energía con fuentes renovables o si los adquiere en el mercado de certificados. El suministrador poseedor de este certificado es compensado por producir energía eléctrica a partir de fuentes renovables a un coste mayor. [6]

El sistema de precios mínimos garantiza una tarifa fija por la electricidad producida con fuentes renovables durante periodos determinados de tiempo y obliga a las empresas y operadoras de la red eléctrica a adquirir la electricidad proveniente de fuentes renovables. Además, en España, uno de los países europeos que aplica este sistema, existe una prima mayor por venta cuando en la cogeneración también se aprovecha el calor producido. [6]

Para cumplir con los objetivos de política energética y climática establecidos por la Unión Europea, en España se ha elaborado el Plan Nacional Integrado de Energía y Clima 2021-2030. El objetivo de España a largo plazo es ser un país neutro en carbono en 2050, lo que significa tener cero emisiones netas de gases de efecto invernadero. Con la aplicación de las medidas definidas en el plan, se debería pasar de los 340,2 MtCO<sub>2</sub>-eq emitidos en 2017, a los 221,8 MtCO<sub>2</sub>-eq en 2030, lo que supone una reducción de aproximadamente la tercera parte de las emisiones actuales. El plan contempla que los sectores económicos que más tienen que reducir sus emisiones son la generación eléctrica y el sector de la movilidad y el transporte. [83]

## A.5. Uso del digestato

Como ya se ha comentado en la sección de legislación sanitaria, la producción de biogás a partir de subproductos de origen animal no destinados al consumo humano (SANDACH) tienen que cumplir con el reglamento europeo SANDACH (CE) 1069/2009. Este reglamento especifica los parámetros en el producto final y en los digestatos de plantas de biogás, entendiendo como digestato el residuo obtenido tras la digestión anaerobia de residuos orgánicos. En el caso de los digestatos, estos tienen

que cumplir unos estándares respecto al contenido bacteriano y ser sometidos a diferentes tratamientos para poder comercializarse en el mercado como abono. En el caso del no cumplimiento de alguno de estos requisitos, el digestato se considerará como “no procesado” y no saldrá al mercado. Otras directivas europeas aplicables respecto al digestato producido en plantas de biogás son la 91/676/CE, que regula los niveles de nitrato de origen agrario en aguas comunitarias, la directiva de residuos 2008/98/CE, que establece unos requisitos mínimos para el digestato originado de biorresiduos, o el reglamento sobre agricultura ecológica, que establece el procedimiento a seguir para usar el digestato en agricultura ecológica. [6]

En España está vigente el Real Decreto 47/2022 sobre protección de las aguas contra la contaminación difusa producida por los nitratos procedentes de fuentes agrarias. Este real decreto deroga al Real Decreto 261/1996, cuya finalidad era la transposición al derecho interno español de la directiva europea 91/676/CE. Después de 25 años, se ha comprobado que la normativa establecida en el Real Decreto 261/1996 no ha sido suficiente para alcanzar los objetivos perseguidos por la directiva europea, entre los cuales destaca la reducción del uso de fertilizantes en un 20%. Para alcanzar estas metas es necesario implantar nuevas medidas más eficientes y eficaces, esta nueva normativa se recoge en el Real Decreto 47/2022, el cual sustituye y amplía el Real Decreto 261/1996. [84]

Además del real decreto de nitratos, afectan al digestato de plantas de biogás el Real Decreto 506/2013 de fertilizantes, que establece la normativa en materia de fertilizantes, y el Real Decreto 306/2020 que establece la normativa de ordenación de las explotaciones porcinas. [6]

## Anexo B: Datos de solubilidad

A continuación, se incluyen los datos de solubilidad recopilados, incluyendo los que no se han utilizado en la base de cálculo.

### B.1. Datos de solubilidad CO<sub>2</sub> en monoetanolamina (MEA)

#### B.1.1. 15% wt. MEA

Tabla B.1. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 40°C (Fuente: [85])

T = 40°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,111	0,0017
0,148	0,0035
0,186	0,0068
0,220	0,0170
0,236	0,0215
0,295	0,0427
0,298	0,0450
0,342	0,0845
0,398	0,2220
0,442	0,6634
0,450	0,7013
0,516	4,8405
0,529	7,8861
0,565	16,0024

Tabla B.2. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 40°C (Fuente: [86])

T = 40°C	Ref: [86]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,495	2,30
0,531	5,94
0,552	9,93
0,572	14,70
0,589	21,70
0,605	28,10
0,623	39,90
0,641	56,20

Tabla B.3. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 60°C (Fuente: [85])

T = 60°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,048	0,0042
0,060	0,0056
0,075	0,0068
0,069	0,0078
0,098	0,0094
0,135	0,0151
0,144	0,0234
0,175	0,0417

0,230	0,0965
0,253	0,1462
0,415	1,7998
0,480	5,4090
0,492	8,2297

Tabla B.4. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 80°C (Fuente: [85])

T = 80°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,103	0,0603
0,147	0,1315
0,211	0,3544
0,242	0,5250
0,373	3,6374
0,409	6,3092

Tabla B.5. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 80°C (Fuente: [86])

T = 80°C	Ref: [86]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,261	1,59
0,301	2,79
0,356	5,17
0,390	8,01

0,424	12,80
0,460	20,40
0,471	23,90
0,519	49,40
0,529	59,90

Tabla B.6. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 100°C (Fuente: [85])

T = 100°C		Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)	
0,346	14,623	
0,527	204,957	
0,551	278,634	
0,562	318,213	
0,590	436,601	
0,617	576,507	
0,625	623,174	
0,629	647,446	
0,637	967,913	
0,646	757,845	

Tabla B.7. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 120°C (Fuente: [85])

T = 120°C		Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)	

0,385	93,575
0,437	182,307
0,483	321,367
0,502	400,784
0,544	629,533
0,560	737,313
0,585	929,845

**Tabla B.8. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 120°C (Fuente: [86])**

<b>T = 120°C</b>	<b>Ref: [86]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,073	2,06
0,112	3,49
0,146	5,65
0,204	11,30
0,251	19,90
0,276	26,00
0,331	49,10
0,311	38,90
0,362	74,00
0,346	58,20

### B.1.2. 30% wt. MEA

**Tabla B.9. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 40°C (Fuente: [85])**

T = 40°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,102	0,0016
0,206	0,0123
0,250	0,0246
0,337	0,0603
0,353	0,0851
0,401	0,1853
0,417	0,2928
0,421	0,3188
0,433	0,3809
0,447	0,5702
0,464	1,0662
0,476	1,8326
0,477	1,8278
0,485	2,3193
0,489	2,8577
0,516	8,5583
0,524	11,8120

Tabla B.10. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 40°C (Fuente: [86])

T = 40°C	Ref: [86]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)

0,467	1,38
0,493	3,27
0,509	6,08
0,521	9,02
0,539	17,50
0,558	29,20
0,577	49,10
0,593	66,40

Tabla B.11. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 40°C (Fuente: [87])

T = 40°C	Ref: [87]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,089	0,00147
0,203	0,00896
0,365	0,06770
0,461	0,60400
0,513	2,57000
0,557	8,09000
0,609	36,10000
0,646	103,00000

Tabla B.12. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 40°C (Fuente: [88])

T = 40°C	Ref: [88]
----------	-----------

$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,530	3,95000
0,585	19,12000
0,632	71,50000
0,639	101,00000
0,668	159,40000
0,670	161,52000
0,687	211,92000
0,706	297,02000

Tabla B.13. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 60°C (Fuente: [85])

T = 60°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,053	0,0045
0,105	0,0154
0,162	0,0427
0,244	0,1348
0,303	0,3015
0,360	0,6436
0,393	1,0970
0,428	2,5014
0,491	13,5580

Tabla B.14. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 80°C (Fuente: [85])

<b>T = 80°C</b>	<b>Ref: [85]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,017	0,0056
0,040	0,0219
0,075	0,0557
0,122	0,1406
0,155	0,2485
0,216	0,6137
0,271	1,2538
0,347	3,7522
0,400	7,9387
0,398	8,3031

**Tabla B.15. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 80°C (Fuente: [86])**

<b>T = 80°C</b>	<b>Ref: [86]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,293	1,58
0,352	3,75
0,396	6,59
0,429	11,80
0,445	18,40
0,459	23,00
0,470	29,60

0,484	39,70
0,499	55,20
0,512	70,40
0,516	78,70

Tabla B.16. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 100°C (Fuente: [85])

T = 100°C		Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)	
0,344	14,464	
0,409	42,199	
0,443	79,197	
0,462	114,232	
0,486	181,397	
0,508	272,872	
0,509	277,827	
0,524	361,398	
0,541	478,990	

Tabla B.17. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 120°C (Fuente: [89])

T = 120°C		Ref: [89]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)	
0,1550	7,354	
0,1766	9,314	

0,1843	9,045
0,2085	15,510
0,2326	19,620
0,2381	25,200
0,2560	27,710
0,2901	39,180
0,2967	40,400
0,3004	43,490
0,3125	51,820
0,3191	58,570
0,3298	62,880
0,3424	77,590
0,3424	74,950
0,3500	83,610
0,3594	92,790
0,3882	137,900
0,4182	191,900

Tabla B.18. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 120°C (Fuente: [85])

T = 120°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,311	38,534
0,364	81,379

0,432	228,102
0,464	374,623
0,473	429,659
0,487	529,618
0,493	578,233
0,499	630,539

Tabla B.19. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 120°C (Fuente: [86])

T = 120°C	Ref: [86]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,103	2,92
0,115	3,10
0,132	4,24
0,171	7,16
0,213	12,20
0,240	16,00
0,273	24,20
0,284	27,60
0,323	41,60
0,351	62,40
0,361	69,80
0,363	73,20

Tabla B.20. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 120°C (Fuente: [87])

<b>T = 120°C</b>	<b>Ref: [87]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,003	0,00
0,011	0,02
0,025	0,10
0,119	2,29
0,349	46,80
0,403	122,00
0,444	222,00
0,473	422,00
0,536	822,00

**Tabla B.21. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 120°C (Fuente: [88])**

<b>T = 120°C</b>	<b>Ref: [88]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,211	18,00
0,292	44,45
0,338	76,63
0,351	90,63
0,356	91,92
0,382	121,62
0,406	171,22
0,415	186,53

0,420	188,82
0,434	191,04
0,443	236,82
0,461	295,20

### B.1.3. 45% wt. MEA

Tabla B.22. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 45% wt. MEA a 40°C (Fuente: [85])

T = 40°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,141	0,0035
0,148	0,0035
0,195	0,0077
0,217	0,0099
0,234	0,0123
0,276	0,0164
0,271	0,0178
0,300	0,0364
0,354	0,0598
0,390	0,1087
0,404	0,1781
0,428	0,2787
0,464	0,9173
0,475	2,1609

---

0,497                      5,4871

---

**Tabla B.23. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 45% wt. MEA a 60°C (Fuente: [85])**

T = 60°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,045	0,0019
0,087	0,0059
0,120	0,0099
0,169	0,0205
0,232	0,0787
0,269	0,1284
0,352	0,4279
0,392	1,4259
0,454	4,6349
0,460	6,2928
0,471	8,2900

**Tabla B.24. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 45% wt. MEA a 80°C (Fuente: [85])**

T = 80°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,017	0,0008
0,027	0,0023
0,038	0,0056

0,025	0,0060
0,061	0,0099
0,086	0,0288
0,109	0,0529
0,135	0,1236
0,236	0,3981
0,389	4,5002
0,435	11,4290

Tabla B.25. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 45% wt. MEA a 100°C (Fuente: [85])

T = 100°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,270	4,708
0,445	96,884
0,479	208,127
0,485	238,500
0,501	341,539
0,507	389,847
0,512	434,768
0,525	574,312
0,528	611,783
0,534	693,481

Tabla B.26. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 45% wt. MEA a 120°C (Fuente: [85])

<b>T = 120°C</b>	<b>Ref: [85]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,145	3,560
0,374	106,177
0,426	250,646
0,443	335,793
0,465	490,925
0,476	592,662
0,483	667,434
0,490	750,925
0,500	887,076
0,506	979,386

#### B.1.4. 60% wt. MEA

Tabla B.27. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 60% wt. MEA a 40°C (Fuente: [85])

<b>T = 40°C</b>	<b>Ref: [85]</b>
<b><math>\alpha</math> CO<sub>2</sub> (mol CO<sub>2</sub>/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,173	0,0060
0,242	0,0127
0,306	0,0281
0,344	0,0526
0,394	0,1508
0,427	0,3824

0,449	0,9062
0,468	1,5153
0,481	3,7472
0,500	12,4720

Tabla B.28. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 60% wt. MEA a 60°C (Fuente: [85])

T = 60°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,046	0,0007
0,126	0,0110
0,172	0,0341
0,248	0,1097
0,316	0,2933
0,382	0,8475
0,424	3,0267
0,457	8,2258
0,480	18,9670

Tabla B.29. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 60% wt. MEA a 80°C (Fuente: [85])

T = 80°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,018	0,0020
0,056	0,0170

0,073	0,0325
0,124	0,0777
0,162	0,1610
0,191	0,2513
0,238	0,5431
0,264	0,8699
0,308	1,6522
0,352	3,4300
0,387	6,0947
0,404	9,0463
0,416	11,2710

Tabla B.30. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 60% wt. MEA a 100°C (Fuente: [85])

T = 100°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,386	30,942
0,430	78,602
0,450	126,628
0,473	226,909
0,481	279,632
0,498	438,671
0,505	529,194

Tabla B.31. Datos solubilidad CO<sub>2</sub> en disolución acuosa del 60% wt. MEA a 120°C (Fuente: [85])

T = 120°C	Ref: [85]
$\alpha$ CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,346	77,117
0,398	185,399
0,426	306,435
0,440	395,997
0,458	551,896
0,481	845,133
0,487	945,232

## B.2. Datos de solubilidad H<sub>2</sub>S en monoetanolamina (MEA)

### B.2.1. 15% wt. MEA

Tabla B.32. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 25°C (Fuente: [90])

T = 25°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
1,610	1.822,000
1,260	870,100
1,100	353,000
0,990	92,390
0,458	0,889
0,675	3,350
0,672	3,206

0,975	95,700
0,892	20,550
0,206	0,152

**Tabla B.33. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 40°C (Fuente: [90])**

<b>T = 40°C</b>	<b>Ref: [90]</b>
<b>α H<sub>2</sub>S (mol H<sub>2</sub>S/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,702	8,756
0,513	2,923
1,182	912,200
0,989	148,200
0,848	28,340

**Tabla B.34. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 60°C (Fuente: [90])**

<b>T = 60°C</b>	<b>Ref: [90]</b>
<b>α H<sub>2</sub>S (mol H<sub>2</sub>S/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,862	87,560
0,823	56,880
0,904	93,770
0,329	3,199
0,213	0,923
0,712	27,230
0,515	8,273

1,260	1.669,000
1,122	792,200
1,023	406,800

Tabla B.35. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 80°C (Fuente: [90])

T = 80°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,820	144,600
1,168	1.296,000
0,328	7,722
0,215	3,102
0,674	55,980
0,495	21,510
1,207	1.827,000
1,062	855,600
0,965	331,600

Tabla B.36. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 120°C (Fuente: [90])

T = 120°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,754	383,000
0,723	400,000
0,945	1.592,000

0,314	47,400
0,212	18,300
0,473	115,800

### B.2.2. 30% wt. MEA

Tabla B.37. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 25°C (Fuente: [90])

T = 25°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
1,071	604,000
1,182	1524,000
1,058	701,200
1,010	373,700
1,013	373,700
0,845	33,090
0,720	9,169
0,330	0,617
0,682	5,894
0,552	2,826
0,352	0,696
0,213	0,303
1,260	1746,000
1,167	1249,000

Tabla B.38. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 40°C (Fuente: [90])

T = 40°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,866	72,390
0,716	25,030
0,689	16,410
0,540	7,928
0,351	1,785
0,210	0,651
1,262	1936,000
1,273	1798,000

Tabla B.39. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 60°C (Fuente: [90])

T = 60°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,968	801,200
0,840	166,900
0,715	72,390
0,550	21,720
0,354	6,515
0,218	2,213
0,108	0,654
1,222	2133,000

Tabla B.40. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 80°C (Fuente: [90])

<b>T = 80°C</b>	<b>Ref: [90]</b>
<b><math>\alpha</math> H<sub>2</sub>S (mol H<sub>2</sub>S/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
1,120	2259,000
0,920	924,600
0,800	273,000
0,678	148,900
0,550	55,920
0,350	17,650
0,214	6,343
0,111	1,565
1,153	2239,000
1,090	1984,000

**Tabla B.41. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 100°C (Fuente: [90])**

<b>T = 100°C</b>	<b>Ref: [90]</b>
<b><math>\alpha</math> H<sub>2</sub>S (mol H<sub>2</sub>S/mol MEA)</b>	<b>P<sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)</b>
0,890	1.177,000
0,524	122,700
0,512	127,600
0,208	16,750
0,112	4,860
1,042	2.164,000
0,990	1.674,000

Tabla B.42. Datos solubilidad H<sub>2</sub>S en disolución acuosa del 30% wt. MEA a 120°C (Fuente: [90])

T = 120°C	Ref: [90]
$\alpha$ H <sub>2</sub> S (mol H <sub>2</sub> S/mol MEA)	P <sub>CO<sub>2</sub></sub> (kPa)
0,930	2317,000
0,835	1421,000
0,726	824,600
0,580	433,700
0,302	77,200
0,477	221,300
0,207	32,200
0,113	9,650
0,883	2111,000

### B.3. Datos de solubilidad CH<sub>4</sub> en monoetanolamina (MEA)

#### B.3.1. 15% wt. MEA

Tabla B.43. Datos solubilidad CH<sub>4</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 25°C (Fuente: [91])

T = 25°C	Ref: [91]
$\alpha$ CH <sub>4</sub> (mol CH <sub>4</sub> /mol MEA)	P <sub>CH<sub>4</sub></sub> (kPa)
2,49E-03	13.060
2,02E-03	9.970
1,58E-03	6.890
1,12E-03	4.410

7,17E-04	2.510
3,04E-04	997
1,35E-04	417
3,13E-05	95

Tabla B.44. Datos solubilidad CH<sub>4</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 50°C (Fuente: [91])

T = 50°C	Ref: [91]
$\alpha$ CH <sub>4</sub> (mol CH <sub>4</sub> /mol MEA)	P <sub>CH<sub>4</sub></sub> (kPa)
2,04E-03	13.120
1,80E-03	11.140
1,63E-03	9.130
1,27E-03	6.700
8,62E-04	4.400
4,96E-04	2.340
2,19E-04	914
5,05E-05	243

Tabla B.45. Datos solubilidad CH<sub>4</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 75°C (Fuente: [91])

T = 75°C	Ref: [91]
$\alpha$ CH <sub>4</sub> (mol CH <sub>4</sub> /mol MEA)	P <sub>CH<sub>4</sub></sub> (kPa)
2,13E-03	13.250
1,76E-03	11.270
1,66E-03	9.970

1,18E-03	6.810
8,68E-04	4.810
5,72E-04	2.850
1,83E-04	895
5,70E-05	278

Tabla B.46. Datos solubilidad CH<sub>4</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 100°C (Fuente: [91])

T = 100°C	Ref: [91]
$\alpha$ CH <sub>4</sub> (mol CH <sub>4</sub> /mol MEA)	P <sub>CH<sub>4</sub></sub> (kPa)
2,05E-03	12.550
1,73E-03	10.170
1,51E-03	8.450
1,09E-03	5.880
6,91E-04	3.470
1,72E-04	929
6,88E-05	382

Tabla B.47. Datos solubilidad CH<sub>4</sub> en disolución acuosa del 15% wt. MEA a 125°C (Fuente: [91])

T = 125°C	Ref: [91]
$\alpha$ CH <sub>4</sub> (mol CH <sub>4</sub> /mol MEA)	P <sub>CH<sub>4</sub></sub> (kPa)
2,20E-03	12.470
1,96E-03	10.080
1,53E-03	7.720

---

1,14E-03	5.580
6,55E-04	2.900
1,81E-04	974
6,39E-05	451

---

## ANEXO C: CONSTANTES, PROPIEDADES FÍSICAS Y CONVERSIÓN DE UNIDADES

Tabla C.1. Tabla de constantes y propiedades físicas.

Símbolo	Nombre	Valor	Unidades	Referencia
R	Constante de los gases	0,08206	atm·m <sup>3</sup> ·kmol <sup>-1</sup> ·K <sup>-1</sup>	-
MW <sub>MEA</sub>	Masa Molar MEA	61,080	Kg·kmol <sup>-1</sup>	[56]
MW <sub>H2O</sub>	Masa Molar H <sub>2</sub> O	18,015	Kg·kmol <sup>-1</sup>	[56]
MW <sub>CO2</sub>	Masa Molar CO <sub>2</sub>	44,009	Kg·kmol <sup>-1</sup>	[56]
MW <sub>CH4</sub>	Masa Molar CH <sub>4</sub>	16,043	Kg·kmol <sup>-1</sup>	[56]
MW <sub>H2S</sub>	Masa Molar H <sub>2</sub> S	34,080	Kg·kmol <sup>-1</sup>	[56]
μ <sub>Abs.</sub>	Viscosidad dinámica del absorbente	2,49·10 <sup>-3</sup>	Pa·s	[92]
g	Aceleración de la gravedad	9,8066	m·s <sup>-2</sup>	-

Para determinar la densidad de una disolución acuosa del 30% wt. en MEA a temperaturas entre 293 K y 320 K se utiliza la siguiente expresión [86]:

$$\rho_{Abs.} = 1,1544 - 4,81 \cdot 10^{-4} \cdot T \quad (\text{Ec. C.1})$$

Donde T es la temperatura en K y  $\rho_{Abs.}$  es la densidad de la disolución en kg·dm<sup>-3</sup>.

Tabla C.2. Tabla de conversión de unidades.

Magnitud	Símbolo	Unidad	Factor de conversión	Unidad convertida	Símbolo
Distancia	In	Pulgadas	0,0254	Metros	m
Distancia	Ft	Pies	0,3048	Metros	m
Presión por unidad de distancia	In H <sub>2</sub> O/ft	Pulgadas de columna de agua por pie	8,1719	Milibar por metro	mbar/m
Presión	atm	Atmosferas	14,6959	Libra por pulgada cuadrada	psig
Energía	kWh	Kilovatio hora	3,6	MegaJulio	MJ
Energía	MMBtu	Millón "British Thermal Units"	1055	MegaJulio	MJ
Moneda	€	Euro	1,04 <sup>[1]</sup>	Dólar estadounidense	\$

<sup>[1]</sup> A fecha de 13 de mayo de 2022.

## ANEXO D: FICHAS TÉCNICAS Y HOJAS DE SEGURIDAD

### D.1. HOJA DE SEGURIDAD MONOETANOLAMINA (Fuente: [66])




### Material Safety Data Sheet (MSDS) - Monoethanolamine

**1. Chemical Product and Company Identification**

**Product Name** : Monoethanolamine  
**Catalog Codes** : SLA4792, SLA2452, SLA3955  
**CAS#** : 141-43-5  
**RTECS** : KJ5775000  
**TSCA** : TSCA 8(b) Inventory: Ethanolamine  
**CI#** : Not applicable.  
**Synonym** : Colamine, Glycinol, Olamine; Ethanolamine; 2-Aminoethanol; 2-Hydroxyethylamine; beta-Ethanolamine; beta-Hydroxyethylamine  
**Chemical Name** : Ethanol 2-amino  
**Chemical Formula** : HOCH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>NH<sub>2</sub> or C<sub>2</sub>-H<sub>7</sub>-N-O

**COMPANY IDENTIFICATION**

<b>Supplier:</b>	<b>Pon Pure Chemicals Group</b>
	CHENNAI, TAMILNADU, INDIA
<b>24 Hour Health Emergency</b>	(91) 8939878447
	(91) 9444038694
<b>Transportation Emergency Phone</b>	(91) 8939768680

Company Name	Place	EMERGENCY TELEPHONE NUMBER
Pon Pure Chemicals Group	India	Day Emergency - 044-26161803-26161809

**2. Composition and Information on Ingredients**

**Composition:**

Name	CAS #	% by Weight
Ethanolamine	141-43-5	100

**Toxicological Data on Ingredients:** Ethanolamine: ORAL (LD50): Acute: 1720 mg/kg [Rat.]. 700 mg/kg [Mouse]. DERMAL (LD50): Acute: 1000 mg/kg [Rabbit.].

**3. Hazards Identification**

Potential Acute Health Effects:

Very hazardous in case of eye contact (irritant), of ingestion, . Hazardous in case of skin contact (irritant, permeator), of inhalation (lung irritant). Slightly hazardous in case of skin contact (corrosive), of eye contact (corrosive). Liquid or spray mist may produce tissue damage particularly on mucous membranes of eyes, mouth and respiratory tract. Skin contact may produce burns. Inhalation of the spray mist may produce severe irritation of respiratory tract, characterized by coughing, choking, or shortness of

Page 1 of 8
MSDS - Monoethanolamine



breath. Inflammation of the eye is characterized by redness, watering, and itching.

Potential Chronic Health Effects:

CARCINOGENIC EFFECTS: Not available. MUTAGENIC EFFECTS: Not available. TERATOGENIC EFFECTS: Not available. DEVELOPMENTAL TOXICITY: Not available. The substance may be toxic to kidneys, lungs, liver, central nervous system (CNS). Repeated or prolonged exposure to the substance can produce target organs damage. Repeated or prolonged contact with spray mist may produce chronic eye irritation and severe skin irritation. Repeated or prolonged exposure to spray mist may produce respiratory tract irritation leading to frequent attacks of bronchial infection.

**4. First Aid Measures**

Eye Contact:

Check for and remove any contact lenses. Immediately flush eyes with running water for at least 15 minutes, keeping eyelids open. Cold water may be used. Get medical attention immediately. Finish by rinsing thoroughly with running water to avoid a possible infection.

Skin Contact:

In case of contact, immediately flush skin with plenty of water for at least 15 minutes while removing contaminated clothing and shoes. Cover the irritated skin with an emollient. Cold water may be used. Wash clothing before reuse. Thoroughly clean shoes before reuse. Get medical attention immediately.

Serious Skin Contact:

Wash with a disinfectant soap and cover the contaminated skin with an anti-bacterial cream. Seek immediate medical attention.

Inhalation:

If inhaled, remove to fresh air. If not breathing, give artificial respiration. If breathing is difficult, give oxygen. Get medical attention.

Serious Inhalation:

Evacuate the victim to a safe area as soon as possible. Loosen tight clothing such as a collar, tie, belt or waistband. If breathing is difficult, administer oxygen. If the victim is not breathing, perform mouth-to-mouth resuscitation. WARNING: It may be hazardous to the person providing aid to give mouth-to-mouth resuscitation when the inhaled material is toxic, infectious or corrosive. Seek immediate medical attention.

Ingestion:

Do NOT induce vomiting unless directed to do so by medical personnel. Never give anything by mouth to an unconscious person. If large quantities of this material are swallowed, call a physician immediately. Loosen tight clothing such as a collar, tie,



belt or waistband.

Serious Ingestion: Not available.

#### **5. Fire and Explosion Data**

Flammability of the Product	: Combustible.
Auto-Ignition Temperature	: 410°C (770°F)
Flash Points	: CLOSED CUP: 86°C (186.8°F). : OPEN CUP: 93.34°C (200°F) (Cleveland).
Flammable Limits	: LOWER: 3% UPPER: 23.5%
Products of Combustion	: These products are carbon oxides (CO, CO <sub>2</sub> ), nitrogen oxides (NO, NO <sub>2</sub> ...).

#### Fire Hazards in Presence of Various Substances:

Flammable in presence of open flames and sparks, of heat. Non-flammable in presence of shocks.

#### Explosion Hazards in Presence of Various Substances:

Risks of explosion of the product in presence of mechanical impact: Not available. Risks of explosion of the product in presence of static discharge: Not available.

#### Fire Fighting Media and Instructions:

SMALL FIRE: Use DRY chemical powder.

LARGE FIRE: Use water spray, fog or foam. Do not use water jet.

Special Remarks on Fire Hazards: Not available.

Special Remarks on Explosion Hazards: Not available.

#### **6. Accidental Release Measures**

##### Small Spill:

Dilute with water and mop up, or absorb with an inert dry material and place in an appropriate waste disposal container. If necessary: Neutralize the residue with a dilute solution of acetic acid.

##### Large Spill:

Combustible material. Corrosive liquid. Keep away from heat. Keep away from sources of ignition. Stop leak if without risk. Absorb with DRY earth, sand or other non-combustible material. Do not get water inside container. Do not touch spilled material. Use water spray curtain to divert vapor drift. Prevent entry into sewers, basements or confined areas; dike if needed. Call for assistance on disposal. Neutralize the residue with a dilute solution of acetic acid. Be careful that the product is not present at a concentration level above TLV. Check TLV on the MSDS and with local authorities.



## 7. Handling and Storage

### Precautions:

Keep container dry. Keep away from heat. Keep away from sources of ignition. Ground all equipment containing material. Do not ingest. Do not breathe gas/fumes/vapor/spray. Never add water to this product. In case of insufficient ventilation, wear suitable respiratory equipment. If ingested, seek medical advice immediately and show the container or the label. Avoid contact with skin and eyes. Keep away from incompatibles such as oxidizing agents, acids.

### Storage:

Keep container in a cool, well-ventilated area. Keep container tightly closed and sealed until ready for use. Avoid all possible sources of ignition (spark or flame). Sensitive to light. Store in light-resistant containers. Hygroscopic.

## 8. Exposure Controls/Personal Protection

### Engineering Controls:

Provide exhaust ventilation or other engineering controls to keep the airborne concentrations of vapors below their respective threshold limit value. Ensure that eyewash stations and safety showers are proximal to the work-station location.

### Personal Protection:

Face shield. Full suit. Vapor respirator. Be sure to use an approved/certified respirator or equivalent. Gloves. Boots.

### Personal Protection in Case of a Large Spill:

Splash goggles. Full suit. Vapor respirator. Boots. Gloves. A self contained breathing apparatus should be used to avoid inhalation of the product. Suggested protective clothing might not be sufficient; consult a specialist BEFORE handling this product.

### Exposure Limits:

TWA: 3 STEL: 5 (ppm) [United Kingdom (UK)]  
 TWA: 3 STEL: 6 (ppm) from ACGIH (TLV) [United States]  
 STEL: 15 (mg/m<sup>3</sup>) from NIOSH [United States]  
 TWA: 3 STEL: 6 (ppm) from NIOSH [United States]  
 TWA: 3 (ppm) from OSHA (PEL) [United States]  
 TWA: 6 (mg/m<sup>3</sup>) from OSHA (PEL) [United States]  
 Consult local authorities for acceptable exposure limits.

## 9. Physical and Chemical Properties

Physical state and appearance	: Liquid. (Viscous liquid.)
Odor	: Ammoniacal. Fish. Unpleasant.
Taste	: Not available.



Molecular Weight	: 61.08 g/mole
Color	: Colorless. Clear
pH (1% soln/water)	: 10 [Basic.]
Boiling Point	: 170.8°C (339.4°F)
Melting Point	: 10.3°C (50.5°F)
Critical Temperature	: 341°C (645.8°F)
Specific Gravity	: 1.018 (Water = 1)
Vapor Pressure	: 0.1 kPa (@ 20°C)
Vapor Density	: 2.1 (Air = 1)
Volatility	: Not available.
Odor Threshold	: Not available.
Water/Oil Dist. Coeff.	: The product is more soluble in water; log(oil/water) = -1.3
Ionidity (in Water)	: Not available.

Dispersion Properties: See solubility in water, methanol, diethyl ether, acetone.

Solubility:

Soluble in cold water, hot water, methanol, acetone. Partially soluble in diethyl ether.  
Solubility in Benzene @ 25 deg. C: 1.4% Solubility in Ether: 2.1% Solubility in Carbon Tetrachloride: 0.2% Solubility in Heptane: <0.1% Miscible with Chloroform, Glycerin.  
Immiscible with fixed oils, solvent Hexane. Slightly soluble in Petroleum Ether.

**10. Stability and Reactivity Data**

Stability	: The product is stable.
Instability Temperature	: Not available.
Conditions of Instability	: Heat, ignition sources, incompatible materials, light, moisture.

Incompatibility with various substances: Reactive with oxidizing agents, acids.

Corrosivity : Highly corrosive in presence of aluminum, of copper.

Special Remarks on Reactivity:

Hygroscopic; keep container tightly closed. Sensitive to light. INCOMPATIBLE WITH: ACETIC ACID, ACETIC ANHYDRIDE, ACROLEIN, ACRYLIC ACID, ACRYLONITRILE, CHLOROSULFONIC ACID, EPICHLOROHYDRIN, HYDROCHLORIC ACID, HYDROFLUORIC ACID, MESITYL OXIDE, NITRIC ACID, OLEUM, PROPIOLACTONE (BETA-), SULFURIC ACID, VINYL ACETATE, HALOGENS.

Special Remarks on Corrosivity : Not available.

Polymerization: Will not occur.



## 11. Toxicological Information

Routes of Entry: Absorbed through skin. Eye contact. Inhalation. Ingestion.

### Toxicity to Animals:

Acute oral toxicity (LD50): 700 mg/kg [Mouse]. Acute dermal toxicity (LD50): 1000 mg/kg [Rabbit].

Chronic Effects on Humans: May cause damage to the following organs: kidneys, lungs, liver, central nervous system (CNS).

### Other Toxic Effects on Humans:

Very hazardous in case of ingestion, . Hazardous in case of skin contact (irritant, permeator), of inhalation (lung irritant). Slightly hazardous in case of skin contact (corrosive), of eye contact (corrosive).

Special Remarks on Toxicity to Animals: Not available.

### Special Remarks on Chronic Effects on Humans:

May cause adverse reproductive effects and birth defects (teratogenic) based on animal test data. May affect genetic material (mutagenic).

### Special Remarks on other Toxic Effects on Humans:

### Acute Potential Health Effects:

Skin: Causes moderate skin irritation and possible burns. It can be absorbed through the skin. It may be harmful if absorbed through the skin.

Eyes: Causes severe eye irritation and possible eye burns.

Inhalation: Causes respiratory tract irritation. May cause shortness of breath and an asthma-like condition. It may also affect behavior/ central nervous system (nausea, headache, weakness, dizziness, giddiness, sleepiness, loss of coordination and judgement)

Ingestion: May be harmful if swallowed. Causes gastrointestinal tract irritation with nausea, vomiting.

## 12. Ecological Information

Ecotoxicity : Not available.

BOD5 and COD : Not available.

### Products of Biodegradation:

Possibly hazardous short term degradation products are not likely. However, long term degradation products may arise.

Toxicity of the Products of Biodegradation: The products of degradation are less toxic than the product itself.

Special Remarks on the Products of Biodegradation: Not available.



### 13. Disposal Considerations

#### Waste Disposal:

Waste must be disposed of in accordance with federal, state and local environmental control regulations.

### 14: Transport Information

DOT Classification : Class 8: Corrosive material  
Identification: : Ethanolamine UNNA: 2491 PG: III  
Special Provisions for Transport : Not available.

### 15. Other Regulatory Information

#### Federal and State Regulations:

Connecticut hazardous material survey.: Ethanolamine Illinois toxic substances disclosure to employee act: Ethanolamine Rhode Island RTK hazardous substances: Ethanolamine Pennsylvania RTK: Ethanolamine Minnesota: Ethanolamine Massachusetts RTK: Ethanolamine Massachusetts spill list: Ethanolamine New Jersey: Ethanolamine TSCA 8(b) inventory: Ethanolamine

#### Other Regulations:

OSHA: Hazardous by definition of Hazard Communication Standard (29 CFR 1910.1200). EINECS: This product is on the European Inventory of Existing Commercial Chemical Substances.

#### Other Classifications:

#### WHMIS (Canada):

CLASS B-3: Combustible liquid with a flash point between 37.8°C (100°F) and 93.3°C (200°F). CLASS E: Corrosive liquid.

**S**R20- Harmful by inhalation. R36/37/38- Irritating to eyes, respiratory system and skin. S26- In case of contact with eyes, rinse immediately with plenty of water and seek medical advice. S28- After contact with skin, wash immediately with plenty of water. S36/37/39- Wear suitable protective clothing, gloves and eye/face protection. S46- If swallowed, seek medical advice immediately and show this container or label.

#### HMIS (U.S.A.):

Health Hazard	: 3
Fire Hazard	: 2
Reactivity	: 0
Personal Protection	: H

## D.2. FICHAS TÉCNICAS RELLENOS ALEATORIOS (Fuente: [44])

### P-Ring™

Also available in Plastic, Materials available are PP, PVC/C, PE, PVDF, ETFE, PFA



- Equivalent to the widely used Pall Ring
- Design by BASF AG around 1940 based on the Raschig Ring
- Punched «shovels» leave «windows» on the outside facilitating vapor flow and enhancing capacity versus the R-Ring
- World's largest collection of performance data is available for the Pall Ring

P-Ring types		PR #5/8	PR #1	PR #1.5	PR #2	PR #3.5
Specific surface	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	350	222	144	112	64
	ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	106.7	67.7	43.9	34.1	19.5
Void fraction	%	95	95	97	97	98

Material thickness can be adjusted to clients' needs. Other sizes are available on request.

### C-Ring™

Also available in Plastic, Materials available are PP, PVC/C, PE, PVDF, ETFE, PFA



- Equivalent to the widely used Cascade Mini-Rings (CMR)
- Evolution of Pall Ring employing a much lower diameter-to-height ratio which favors orientation that results in lower pressure drop and higher capacity
- Excellent mechanical strength
- C-Rings excel in fouling media

C-Ring types		CR #1	CR #1.5	CR #2	CR #2.5	CR #3	CR #4	CR #5
Specific surface	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	244	187	142	126	101	70	62
	ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	74.4	57.0	43.3	38.4	30.8	21.3	18.9
Void fraction	%	97	97	98	98	98	98	99

Material thickness can be adjusted to clients' needs. Other sizes are available on request.

## Nutter Ring™



- High-performance random packing designed by Dale Nutter in 1984
- Efficiency enhanced by lateral liquid spreading and surface film renewal
- Superior surface utilization allows for shorter packed beds
- Intensively tested by Fractionation Research Institute (FRI) which makes the Nutter Ring the best-known high-performance random packing in industry
- Geometry provides maximum randomness with minimum nesting and maximum mechanical strength

Nutter Ring types		NR #0.7	NR #1	NR #1.5	NR #2	NR #2.5	NR #3
Specific surface	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	226	170	124	96	85	66
	ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	68.9	51.8	37.8	29.3	25.9	20.1
Void fraction	%	98	98	98	98	98	98

Material thickness can be adjusted to clients' needs. Other sizes are available on request.

### D.3. FICHAS TÉCNICAS ACCESORIOS COLUMNA

#### Model 106/107 Pan Distributor

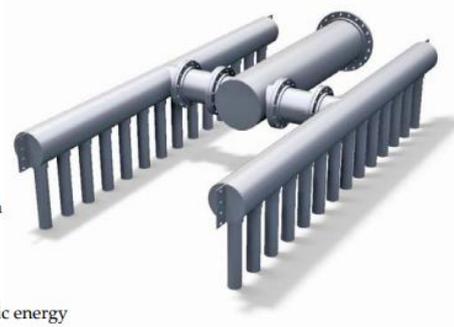
- Metering device: Deck level orifice
- Liquid rates: 2-80 gpm/ft<sup>2</sup> [5-195 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>]
- Tower diameter: 0.5-3 ft [150-900 mm]
- Support features: Wall clips or body flange mount
- Redistribution: Vapor riser covers and wall wiper (Model 107)
- Standard design features
  - 2:1 turndown ratio
  - Glass fiber gaskets
  - Small rectangular risers maintain good vapor distribution
  - Additional vapor passage between distributor and tower wall
  - Good liquid cross-flow
- Optional design features
  - Drip tubes for increased operating range and fouling resistance
  - Guide tubes below deck separate liquid from high velocity vapor near risers
  - Anti-migration device at base of vapor riser replaces separate bed limiter
  - Alternate gasket material



Figura D.1. Especificaciones Distribuidor liquido Modelo 106/107 Koch-Glitsch. (Fuente: [64])

### Model 119 Feed Pipe

- Tower diameter: No restriction
- Support features: Wall clips or beams
- Standard features
  - 2:1 turndown ratio
  - PTFE gaskets
  - T or H configuration for higher rates
  - Liquid phase only
  - Restriction orifices maintain equalized flow to each branch
  - Guide pipes prevent horizontal liquid velocity vector
- Optional features
  - Alternate gasket material
  - Diffuser plates below guide pipes to dissipate liquid kinetic energy



**Figura D.2. Especificaciones tubería alimentación del líquido Modelo 119 Koch-Glitsch. (Fuente: [64])**

### Model 746 Pipe Vapor Distributor

- Tower diameter: > 1.5 ft [450 mm] tower diameter
- Support features: Wall clips or beams
- Standard features
  - 4:1 turndown
  - PTFE gaskets
  - Vapor phase only
  - Pressure drop across metering orifices provides uniform distribution across tower area
  - Provides good vapor distribution for feeds between packed beds where vapor composition may be different
  - Requires less column height compared to a deck vapor distributor



**Figura D.3. Especificaciones tubería alimentación del gas Modelo 746 Koch-Glitsch. (Fuente: [64])**

### Model 805 Random Packing Bed Limiter

- Support features: Rests on packing; requires no vessel attachments
- Standard features
  - Designed for non-interference with liquid from distributor above
  - Withstands 50 lb/ft<sup>2</sup> [0.024 bar] upward force
  - Used with INTALOX high performance liquid distributors
- Optional features
  - Increased uplift resistance



**Figura D.4. Especificaciones limitador relleno Modelo 805 Koch-Glitsch. (Fuente: [64])**

### Model 814 Random Packing Support Plate

- Tower diameter: 1-4 ft [300-1200 mm]
- Support features: Full circumference tower ledge or wall clips
- Standard features
  - Gas injection design for free and uniform passage of liquid and vapor
  - Beam sections connected with bolting
- Optional features
  - Single-piece construction
  - Ledge clamps



Figura D.5. Especificaciones soporte relleno Modelo 814 Koch-Glitsch. (Fuente: [64])

## D.4. FICHA TÉCNICA BOMBA

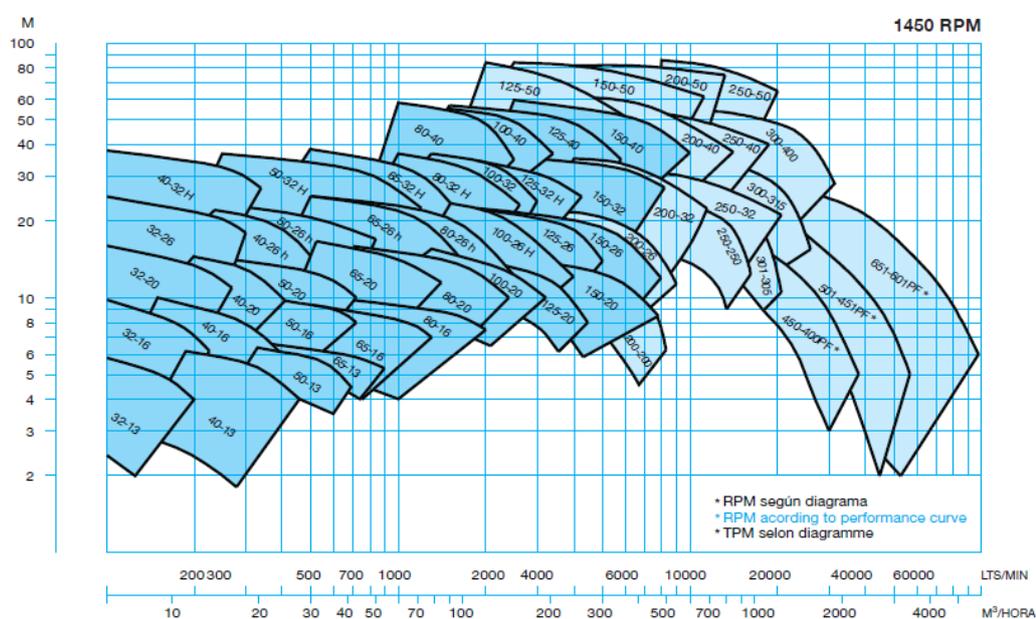


Figura D.6. Diagrama de los campos de trabajo de diferentes modelos de bomba. (Fuente: [65])

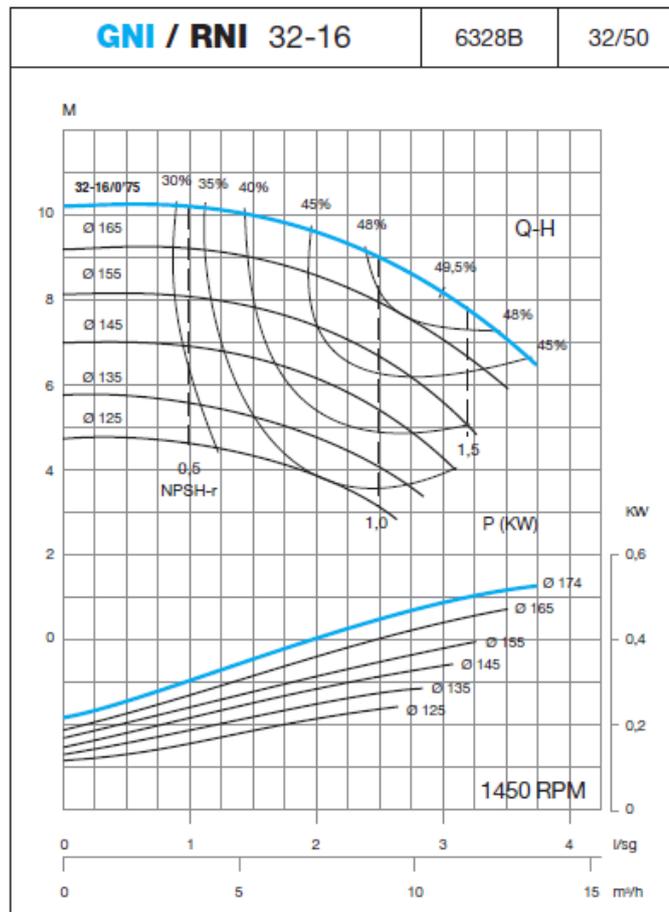


Figura D.7. Especificaciones del modelo 32-16. (Fuente: [65])