



**UNIVERSIDAD DE  
VALLADOLID**



**ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID**

**ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

**MASTER OFICIAL EN  
INGENIERÍA AMBIENTAL**

**TECNOLOGÍAS PARA EL  
APROVECHAMIENTO DEL METANO  
DISUELTO EN EL EFLUENTE  
PROCEDENTE DEL TRATAMIENTO  
ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES  
URBANAS**

**Autor: Infante Ramos, María de los Ángeles**

**Tutor Académico:  
Peña Miranda, María del Mar  
Agripina**

**Departamento de Ingeniería Química  
y Tecnología del Medio Ambiente**

**Valladolid, Septiembre, 2017**

# ÍNDICE

<b>RESUMEN</b> .....	<b>4</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>6</b>
Aguas residuales urbanas y su tratamiento .....	6
Fundamentos de la digestión anaerobia .....	8
Justificación de la realización de un tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas a baja temperatura .....	10
Limitaciones del tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas a baja temperatura .....	11
Solubilidad del metano en el efluente de reactores anaerobios .....	15
Importancia de la recuperación de metano disuelto en el efluente de reactores anaerobios .....	17
<b>OBJETIVOS</b> .....	<b>18</b>
<b>TECNOLOGÍAS PARA EL APROVECHAMIENTO DE METANO DISUELTO</b> .....	<b>19</b>
Tipos de membranas.....	19
<b>RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO MEDIANTE MEMBRANAS</b> .....	<b>27</b>
Recuperación de metano disuelto aplicando vacío .....	30
Recuperación de metano disuelto mediante gas de arrastre.....	44
Consideraciones energéticas .....	51
<b>OXIDACIÓN BIOLÓGICA DEL METANO DISUELTO</b> .....	<b>57</b>
<b>RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO EN EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES DE LA CIUDAD DE VALLADOLID</b> .....	<b>69</b>
Línea de aguas propuesta .....	69
Consideraciones energéticas .....	74
Discusión de resultados .....	75

**CONCLUSIONES.....76**

**BIBLIOGRAFÍA .....79**

**ÍNDICE DE FIGURAS.....88**

**ÍNDICE DE TABLAS .....90**

ANEXO I: Tabla comparativa de los estudios de recuperación de metano disuelto con membranas usando presión de vacío

ANEXO II: Tabla comparativa de los estudios de recuperación de metano disuelto con membranas usando gas de arrastre

ANEXO III: Tabla comparativa de los estudios de eliminación de metano disuelto mediante oxidación biológica

ANEXO IV: Memoria de cálculos

## RESUMEN

El tratamiento anaerobio de las aguas residuales urbanas conlleva generación y emisión de gases de efecto invernadero a la atmósfera, contribuyendo al calentamiento global. En concreto el metano se puede emitir en forma de biogás, pero también disuelto en el efluente de los reactores anaerobios, lo que supone una pérdida de energía potencial y contribución al calentamiento global, siendo imprescindible su recuperación.

El tratamiento anaerobio se suele realizar en condiciones mesófilas o termófilas porque la mayoría de las reacciones biológicas de biodegradación anaerobia de la materia orgánica se ralentizan en condiciones psicrófilas. Pero se hace necesario trabajar a bajas temperaturas porque la descarga de las aguas residuales urbanas se realiza bajo condiciones climáticas templadas. Esto implica un aumento de la solubilidad del metano en la fase líquida, por lo que se deben estudiar tecnologías de recuperación de metano disuelto en el efluente de reactores anaerobios.

En este trabajo se presenta una revisión de los trabajos científicos existentes en la bibliografía sobre los métodos de aprovechamiento de metano disuelto en los efluentes de reactores anaerobios utilizando membranas y mediante oxidación biológica.

Respecto a la recuperación mediante módulos de membrana, se puede trabajar aplicando vacío o utilizando gas de arrastre para proporcionar presión. Se observó que se suelen utilizar módulos de membrana de fibra hueca, que pueden ser microporosas o densas en función de la configuración de reactor anaeróbico utilizada. En concreto para efluentes de reactores AnMBR (libres de sólidos en suspensión y bajos en materia orgánica) se prefiere utilizar membranas de fibra hueca microporosas, pero para efluentes de reactores UASB (con mayores contenidos orgánicos y alta concentración de sólidos) se utilizan membranas de fibra hueca densas. Además dichos módulos pueden funcionar de dos formas, del lado del lumen o del lado de la carcasa.

La estimación de la energía necesaria para la operación de una membrana de desgasificación aplicando vacío demostró que se pueden reducir los requerimientos energéticos mejorando el diseño del reactor de desgasificación, aumentando la densidad

de la membrana para reducir el TRH o realizando limpiezas químicas ocasionales de las membranas. Así se conseguiría operar el sistema de desgasificación de forma energéticamente neutra, a partir de la energía obtenida en la recuperación del metano gaseoso y disuelto en el efluente del reactor anaerobio.

En relación a la oxidación biológica del metano, se produce en reactores que presentan biopelículas para su oxidación mediante bacterias oxidantes del metano, evitando así la emisión del metano gaseoso a la atmósfera. Se observó la necesidad de controlar las relaciones de flujo de aire a aguas residuales para asegurar un suministro adecuado de oxígeno.

Se propuso una línea de tratamiento de aguas con sistema de desgasificación por membranas para tratar el agua residual de la ciudad de Valladolid. Se observó la efectividad del sistema de desgasificación, obteniéndose un efluente con una concentración muy baja de metano disuelto. El balance energético realizado puso de manifiesto la posibilidad de operar el sistema de desgasificación utilizando la energía obtenida a partir del metano disuelto recuperado con los módulos de membrana.

**Palabras clave: Anaerobio, Disuelto, Energía, Membrana, Metano.**

## INTRODUCCIÓN

El agua y la energía son dos recursos muy valorados en el planeta Tierra, habiendo entre ellos una gran interdependencia conocida como el “nexo agua-energía”, ya que el agua se utiliza en cada paso de la producción de energía, pero la energía se consume en la recolección, distribución y tratamiento del agua (Energy, 2014). Las predicciones para el 2030 indican un aumento del 40% en la demanda de agua y un aumento del 50% en la demanda de energía, lo que implica la necesidad de tratamiento de aguas residuales urbanas (Burrows, 2012). En concreto es necesario un tratamiento que englobe la recuperación del agua y la energía para su reutilización y así hacer frente a las crecientes demandas de dichos recursos tan valorados (McCarty et al., 2011).

### Aguas residuales urbanas y su tratamiento

Las aguas residuales urbanas son una mezcla de las aguas residuales domésticas, aguas de industrias situadas en zona urbana y aguas de escorrentía pluvial. Estas aguas presentan cargas orgánicas variables, pero al mezclarse entre sí dan como resultado aguas de baja carga orgánica (DQO inferior a 2000 mg/L) y de composición compleja. Las aguas residuales urbanas suelen presentar concentraciones orgánicas por debajo de 1000 mg DQO/L, estando habitualmente entre 300 y 700 mg DQO/L, un contenido de sólidos suspendidos entre 100 y 400 mg SST/L, pudiendo contribuir en un 30-70% a la DQO, y una DBO en torno a un 40-60% de la DQO. Otros contaminantes presentes son los nutrientes, como el nitrógeno (entre 40 y 60 mg/L) y el fósforo (entre 10 y 15 mg/L) y la carga bacteriana de origen fecal, incluyendo diferentes tipos de microorganismos patógenos, eliminados en tratamientos terciarios (Huertas et al., 2012; Ruiz et al., 2001).

Mediante la depuración, las aguas residuales se someten a una serie de procesos físicos, químicos y biológicos para reducir sus contaminantes y permitir su vertido, minimizando los riesgos para el medio ambiente y para la salud. La línea de agua consta de las siguientes etapas:

- Pretratamiento: Consiste en la separación previa de la mayor cantidad posible de contaminantes que por su naturaleza o tamaño puedan ocasionar problemas

posteriormente. En esta etapa se realizan los procesos físicos de separación de grandes sólidos, desbaste, tamizado, desarenado y desengrasado.

- Tratamiento primario: Su principal objetivo es la eliminación de sólidos sedimentables y flotantes. Se realizan procesos físicos y químicos, que son la decantación primaria y el tratamiento físico-químico de coagulación-floculación.
- Tratamiento secundario: Su objetivo es la eliminación de la materia orgánica biodegradable disuelta o coloidal, el resto de sólidos y parte de los nutrientes. Aquí se realizan los procesos biológicos de degradación bacteriana y decantación secundaria.
- Tratamiento terciario: Permite obtener efluentes de mayor calidad para verterlos en zonas con requisitos más exigentes. Se busca la eliminación de nutrientes y patógenos. En esta etapa se realizan procesos físicos, químicos y biológicos, como la floculación, filtración, eliminación de nitrógeno y fósforo y desinfección.

Los lodos generados durante la depuración se tratan en una línea de fangos para su espesamiento, estabilización, acondicionamiento y deshidratación (Huertas et al., 2012).

Durante el tratamiento de las aguas residuales se pueden emitir a la atmósfera gases de efecto invernadero, como dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ) y óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ) (Hofman et al., 2011). El dióxido de carbono se produce de manera indirecta al quemar combustibles fósiles para generar la energía para el funcionamiento de la planta, o se produce de forma directa durante la oxidación de materia orgánica (esto se conoce como dióxido de carbono de ciclo corto y no contribuye al aumento de la concentración atmosférica de dióxido de carbono). Por su parte, el metano presenta un potencial de calentamiento global de 34 equivalentes de  $\text{CO}_2$  en un horizonte temporal de 100 años y se forma en el sistema de alcantarillado y en los lugares de la planta de tratamiento donde prevalecen las condiciones anaeróbicas, en los espesadores de lodos y tanques de almacenaje (Guisasola et al., 2008; IPCC, 2013). En las plantas de

tratamiento aerobio de aguas residuales urbanas, las emisiones de metano proceden de sistemas de recogida de aguas residuales y de tratamiento de lodos (Kampschreur et al., 2009), mientras que en plantas de tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas, las emisiones de metano también proceden de la liberación al medio ambiente del metano disuelto en el efluente (Smith et al, 2014). En aquellas plantas que poseen un digestor anaerobio, este será una fuente importante de metano. El biogás procedente del digestor se suele quemar, dando lugar a pequeñas emisiones de metano junto al gas de escape, pero parte del metano formado también saldrá del digestor en forma disuelta en el efluente de salida (Liebetrau et al., 2010). El tratamiento de las aguas residuales representa actualmente el 5% de las emisiones mundiales de metano (El-Fadel y Massoud, 2001), y determinados estudios han demostrado que el metano de la EDAR podría suponer el 13,5% y el 31% de la huella de carbono de la planta, superando la contribución del dióxido de carbono proveniente del consumo de electricidad y gas natural (Daelman et al., 2014). Finalmente el óxido nitroso se emite durante la eliminación biológica de nitrógeno de las aguas residuales, mediante la nitrificación y posterior desnitrificación (Kampschreur et al., 2009). Se trata de un compuesto con un potencial de calentamiento global muy elevado, de 300 equivalentes de CO<sub>2</sub> en un horizonte temporal de 100 años (IPCC, 2007), por lo que su emisión a la atmósfera contribuye mucho al calentamiento global.

### **Fundamentos de la digestión anaerobia**

La digestión anaerobia es una fermentación microbiana en ausencia de oxígeno que da lugar a una mezcla gaseosa (biogás) y a una suspensión acuosa (lodo) que contiene los microorganismos responsables de la degradación de la materia orgánica. La composición principal del biogás es metano (50-70 %) y dióxido de carbono (30-50 %), con pequeñas proporciones de otros componentes (nitrógeno, oxígeno, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno), dependiendo de la concentración relativa de cada constituyente, de la composición del agua a tratar, de los parámetros operacionales de los reactores anaeróbicos y de la abundancia relativa de metanogénicas (Noyola et al, 2006). La relación DQO/CH<sub>4</sub> es de 4, lo que significa que se necesitan 4 g de DQO para oxidar 1 g de metano. El potencial calórico inferior del biogás varía en función del contenido de metano, pero es aproximadamente de 5250 kcal/m<sup>3</sup>, para una riqueza en metano del 60



% (Yaniris y Ma Cristina, 2005). Se trata de un gas menos denso que el aire (densidad de  $0,94 \text{ Kg/m}^3$ ), con una temperatura de inflamación de alrededor de  $700^\circ\text{C}$ , y cuya calidad depende de la cantidad de metano que contenga, pues a mayor porcentaje de este gas tendrá mayor poder calorífico (Salazar et al., 2016). Respecto a los lodos producidos, pueden utilizarse como abono para la fertilización de suelos mediante un tratamiento previo. Como materia prima para la digestión anaerobia se puede utilizar cualquier biomasa residual con elevada humedad, como restos de comida, de poda, residuos ganaderos, lodos de plantas depuradoras de aguas residuales urbanas y aguas residuales domésticas e industriales (Yaniris y Ma Cristina, 2005).

El proceso de digestión anaerobia consta de cuatro etapas, tal y como muestra la Figura 1: Hidrólisis (donde los compuestos orgánicos poliméricos se convierten en sus respectivos monómeros por acción de enzimas excretadas por bacterias hidrolíticas), acidogénesis (donde los productos de la hidrólisis, compuestos orgánicos solubles, son convertidos en ácidos orgánicos como acético, propiónico y butírico), acetogénesis (donde los productos correspondientes son convertidos en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono) y metanogénesis (donde las bacterias metanogénicas producen metano a partir del ácido acético o de mezclas de hidrógeno y dióxido de carbono, o a partir de otros sustratos como ácido fórmico y metanol) (Morga-Cancino, 2009).

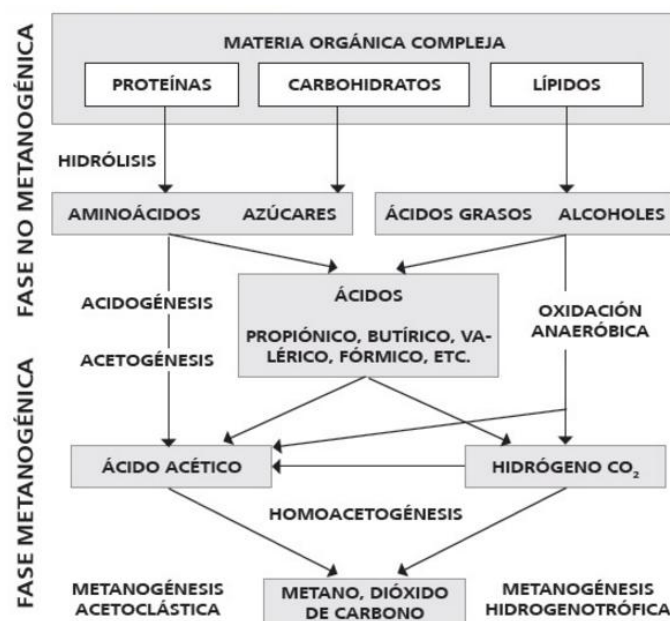


Figura 1: Etapas de la digestión anaerobia. Los procesos de la fase no metanogénica pueden desarrollarse en presencia del oxígeno. Los de la fase metanogénica solo en un ambiente anaeróbico estricto.

Fuente: Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991.

En el tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas es típico obtener un efluente a 35°C, con un 60% de metano y un 40% de dióxido de carbono disueltos (Van der Ha et al., 2011) y las pérdidas de metano pueden superar el 25% del metano total producido en el tratamiento de aguas residuales (Hartley K. y Lant P., 2006).

### **Justificación de la realización de un tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas a baja temperatura**

Los tratamientos aerobios y anaerobios constituyen las dos grandes alternativas de depuración biológica de aguas residuales, sin embargo, los procesos anaerobios para el tratamiento de aguas residuales urbanas presentan mayor sostenibilidad que los procesos aerobios debido a la menor producción de lodos, lo que reduce los costes de su tratamiento, menores requerimientos energéticos al no necesitar aireación, menores requerimientos de nutrientes, menor necesidad de volumen y posibilidad de recuperación energética al aprovechar el metano producido en el biogás generado, utilizándolo como combustible para generar electricidad o calor y permitiendo en muchos casos la autonomía o autosuficiencia de las plantas de tratamiento (Yaniris y Ma Cristina, 2005; Giménez et al., 2011). Además, en la digestión anaerobia más del 90 % de la energía disponible por oxidación directa se transforma en metano y sólo se consume un 10 % de la energía en el crecimiento bacteriano, sin embargo en el proceso aerobio este consumo corresponde al 50% (Yaniris y Ma Cristina, 2005). Mientras que el tratamiento aeróbico de las aguas residuales urbanas (ARU) consume en torno a 0,6 Kwh/m<sup>3</sup> de agua residual tratada (McCarty et al., 2011), el tratamiento anaerobio de las ARU es energéticamente neutro o incluso genera energía gracias a las bacterias anaerobias, que metabolizan la materia orgánica, transformándola en biogás que contiene metano. El rendimiento típico de metano es de 0,35 L CH<sub>4</sub>/g DQO en condiciones normales (273.15 K de temperatura y 10<sup>5</sup> pascales de presión) (Mejía-Peñaloza, 2012). El tratamiento anaerobio de las aguas residuales urbanas recupera el 28% de la energía generada como electricidad y el 53% como calor, el resto (19%) se pierde en la producción de energía y para satisfacer las necesidades de los microorganismos (McCarty et al., 2011).

Muchos de los tratamientos anaerobios de aguas residuales se llevan a cabo dentro de los intervalos de temperatura mesófilos (30-40 °C) o termófilos (45-60 °C) debido a que la mayoría de las reacciones biológicas responsables de la biodegradación anaerobia de la materia orgánica se realizan mucho más lentamente en condiciones psicrófilas (<20 °C) que en condiciones mesófilas (Lettinga et al., 2001). Sin embargo, las aguas residuales urbanas se suelen descargar a bajas temperaturas ambientales, bajo condiciones climáticas templadas, siendo además aguas residuales de baja carga porque tienen una concentración de 1000 mg DQO/L o inferior. Calentar las aguas residuales hasta las condiciones mesófilas es económicamente inviable, por lo que es necesario tratarlas en las condiciones en las que son vertidas, tanto en los países de clima templado como en los de clima frío. Como se ha visto, los tratamientos anaerobios presentan mayor sostenibilidad que los aerobios, pero cuando se tratan anaerobiamente las aguas residuales de baja carga a baja temperatura, la solubilidad del metano en la fase líquida aumenta, requiriéndose alguna tecnología para eliminar este metano (Matsuura et al., 2010). Para solventar las elevadas necesidades energéticas para calentar el reactor anaerobio y llevarlo a la temperatura de tratamiento basta con realizar mejoras en el diseño del reactor y en las condiciones operacionales, como el desacoplo del tiempo de retención hidráulico con el tiempo de retención de sólidos para la retención de las bacterias y los sólidos en suspensión, aumentando así la tasa de consumo de DQO (Bandara et al, 2011). Esto permite el éxito de reactores anaeróbicos de tratamiento de aguas residuales a bajas temperaturas (Madden et al., 2010).

### **Limitaciones del tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas a baja temperatura**

El tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas es muy utilizado porque, como ya se ha comentado, presentan mayor sostenibilidad que los procesos aerobios. Pero este tratamiento también presenta desventajas que obstaculizan su adopción generalizada, como las limitaciones de temperatura (pudiéndose aplicar sólo en regiones cálidas o requiriendo energía para mantener las condiciones termófilas o mesófilas), eliminación inadecuada de sólidos, materia orgánica y nutrientes para cumplir los requisitos de descarga, demanda de alcalinidad, susceptibilidad a trastornos del proceso

por cambios en la composición y resistencia de las aguas residuales urbanas y emisión de gases de efecto invernadero (Seghezzeo et al., 1998; Kassab et al., 2010).

En el caso de los reactores anaeróbicos basados en la sedimentación por gravedad, como los reactores de flujo ascendente con manto de lodos (UASB), o crecimiento de biomasa unida a un soporte para su retención, sus requerimientos energéticos son muy bajos, pero su eficiencia de eliminación de materia orgánica también es baja, por lo que es necesario un gasto energético adicional para el post tratamiento (Chernicharo, 2006). Además la producción de metano no es muy elevada, hay falta de mezcla y bajas velocidades del líquido inherentes al diseño del reactor, que llevan a una limitación de la transferencia de masa de metano al espacio superior. En estos reactores el grado de sobresaturación varía de 1,34 a 6,9 y las pérdidas de metano disuelto están entre el 11 y 100% respectivamente (Cookney et al., 2012; Souza et al., 2011). A pesar de las limitaciones de los UASB y sus variantes (como el reactor de lecho expandido y biomasa en suspensión (EGSB), que emplea el mismo manto de lodos que el UASB, pero con velocidades superiores para mantener un lecho parcialmente fluidizado o expandido) (Figura 2), dichos reactores son ampliamente utilizados y por ello son necesarias una serie de mejoras en la calidad de los efluentes, recuperación de energía y reducción del impacto medioambiental (Van Lier, 2008).

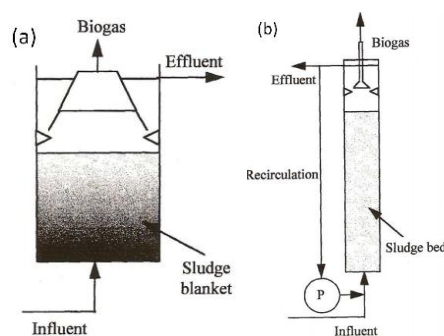


Figura 2: Configuración de reactores anaeróbicos. (A) Reactor UASB, (B) Reactor EGSB.  
Fuente: Lim, S.J., 2009.

Varios autores han propuesto el uso de biorreactores anaeróbicos de membrana (AnMBR) como una configuración alternativa a reactores UASB porque presentan una membrana de micro o ultrafiltración integrada en el proceso que puede producir un permeado libre de partículas (sólidos en suspensión) y bajo en materia orgánica (Martin-

García et al., 2011). Dado que estas membranas pueden retener físicamente los sólidos suspendidos, incluyendo biomasa suspendida y sólidos inertes, se puede conseguir la separación completa del tiempo de retención de sólidos del tiempo de retención hidráulico, independientemente de las características del agua residual, las condiciones biológicas del proceso y las propiedades del lodo, produciendo así efluentes que cumplen los requisitos de descarga (Chang, S. 2014). La integración de la membrana en los biorreactores anaeróbicos se puede realizar de tres formas diferentes: membrana sumergida interna (Figura 3a), membrana sumergida externa (Figura 3b) o filtración con membrana de flujo cruzado externo (Figura 3c).

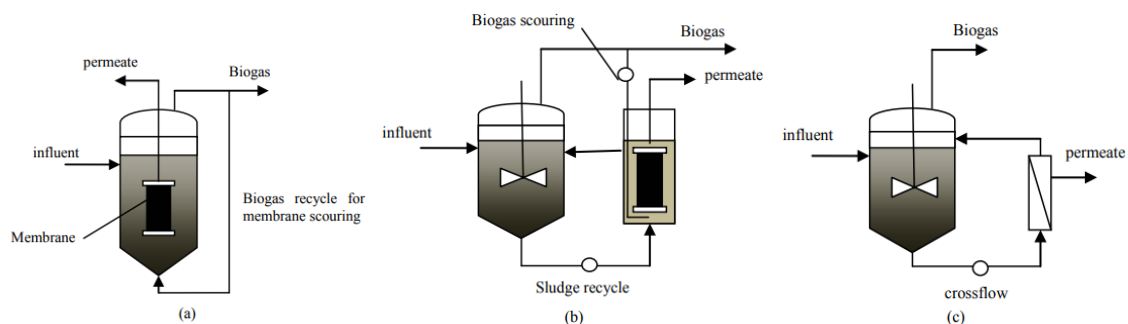


Figura 3: Diferentes configuraciones del sistema AnMBR: A) Membrana sumergida, (B) Membrana externa sumergida, (C) Membrana externa de flujo cruzado.

Fuente: Chang, S., 2014

Aquellos reactores que operan con la membrana de filtración sumergida en el reactor pueden consumir entre 0,03 y 5,7 kWh/m<sup>3</sup> de agua residual tratada, mientras que aquellos que operan con módulos de filtración de membrana de flujo lateral pueden consumir entre 0,23 y 16,52 kWh/m<sup>3</sup> de agua residual tratada. Esto supone una barrera en el intento por conseguir que la generación de energía se compense con el gasto producido en el tratamiento de las aguas residuales, ya que para aguas residuales urbanas, la electricidad generada está entre 0,15 y 0,3 kWh/m<sup>3</sup> de agua residual tratada (Martin et al, 2011). Dichos reactores conllevan retención física de los sólidos para prevenir la pérdida de metano asociado con la biomasa, con mezclas eficientes y velocidades de líquido más altas que los reactores UASB, lo que implica una mayor transferencia de metano disuelto al espacio de cabeza del reactor y concentraciones de metano disuelto más próximas al equilibrio termodinámico, pero aunque los sistemas AnMBR produzcan un efluente de alta calidad con concentraciones de metano disuelto estables, las condiciones operacionales para conseguirlo pueden requerir un gasto

energético significativo, siendo mayor que la energía potencial disponible en el metano disuelto recuperado (Crone et al., 2016). La eficiencia de los AnMBR se ve limitada principalmente por el ensuciamiento de la membrana. Para solventarlo se llevan a cabo estrategias como el rociado de biogás para los sistemas de filtración de membrana sumergida, o el flujo cruzado para la filtración de membrana externa, aunque se están probando otras técnicas como el uso de técnicas ultrasónicas, membranas vibratorias, o adición de productos químicos o adsorbentes, como carbón activado (Chang, S. 2014).

Con respecto a las limitaciones en la producción de metano de los sistemas AFBR-AFMBR, formados por los biorreactores de lecho fluidizado anaeróbico (AFBR) y de membrana fluidizado anaeróbico (AFMBR) (Figura 4), dichos sistemas constituyen una alternativa de baja energía que reduce el ensuciamiento de la membrana y previene la sobresaturación del metano disuelto, pero se producen elevadas pérdidas de metano (hasta del 63%), según Crone et al. (2016).

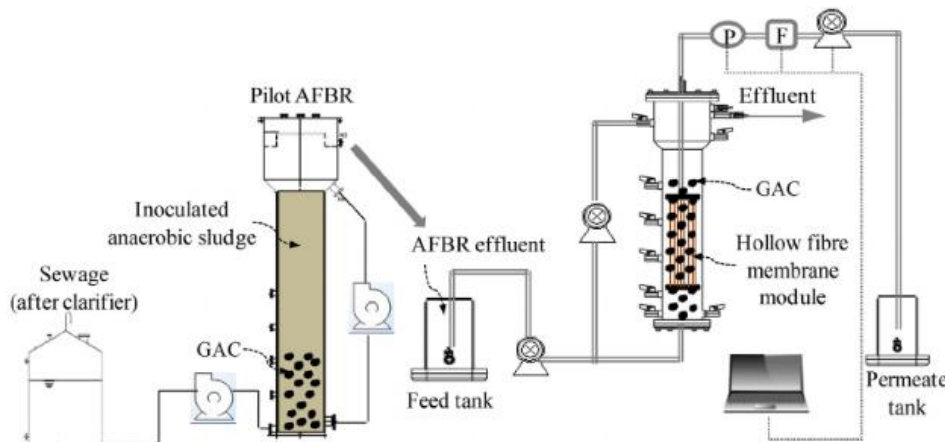


Figura 4: Configuración de un sistema AFBR-AFMBR.  
Fuente: Wu et al., 2017.

Otras limitaciones que presentan los reactores anaerobios que conllevan una reducción de la cantidad de metano producida son la presencia de dióxido de carbono, que al ser entre 40 y 60 veces más soluble en agua que el metano reacciona con el agua dentro del reactor formando ácido carbónico, que consume alcalinidad y puede causar acidificación, interrumpiendo el proceso de tratamiento (Tchobanoglous et al., 2003), y la competencia con bacterias reductoras de sulfato por la DQO, pues la reducción de sulfato es un proceso favorecido biológicamente sobre la metanogénesis, de manera que el sulfato puede reducirse a sulfuro de hidrógeno, que al ser un gas corrosivo daña la infraestructura (Noyola et al., 2006).

## Solubilidad del metano en el efluente de reactores anaerobios

Durante el tratamiento anaerobio de las aguas residuales se libera metano en forma molecular. Este metano es producido por los metanógenos mediante dos mecanismos (McCarty, 1964):

- A partir de moléculas orgánicas, en concreto transformando el ácido acético en metano (CH<sub>4</sub>) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), por acción de las bacterias metanogénicas acetoclastas.
- Oxidando el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) con hidrógeno para producir metano.

Según Ley de Henry, la solubilidad de un gas en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial del gas, de forma que, a mayor presión parcial del gas este tenderá a pasar del estado gaseoso al estado líquido, y al disminuir la presión de un gas disuelto en algún líquido, el gas disuelto tenderá a recobrar su estado gaseoso normal con la consecuente formación de burbujas. Según dicha ley, a temperatura constante la cantidad de gas disuelta en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial que ejerce el gas sobre el líquido, de acuerdo a la expresión:

$$M = K * P$$

Siendo: M la concentración molar del gas (Mol/L), K la Constante de Henry (mol/L/atm) y P la presión parcial del gas (atm) (Montoya-García y Reyes-Pineda, 2013).

La constante de Henry depende del tipo de líquido, de su temperatura y de sus constituyentes (Metcalf y Eddy, 1995). El metano es poco soluble en agua, por lo que presenta una constante de la Ley de Henry relativamente grande (Crone et al., 2016). La Tabla 1 recoge los valores de la constante de Henry en función de la temperatura.

Tabla 1: Constantes de Henry en función de la temperatura.  
Fuente: Yalkowsky et al. (2010), considerando una atmósfera de presión.

Temperatura (°C)	0	10	20	30	40	50	60	80
Constante de Henry (x 10 <sup>-3</sup> ) (mol/L/atm)	2,468	1,926	1,446	1,266	1,056	0,847	0,900	0,800



A temperatura constante, la cantidad de gas disuelto en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial que ejerce ese gas sobre el líquido, pero al variar la temperatura se modifica la solubilidad del gas en un líquido de manera inversamente proporcional, de forma que a menor temperatura mayor solubilidad del gas. Esto mismo se aplica en el caso del metano, tal y como se muestra en la Figura 5. (García-Covarrubias y Sánchez-Rodríguez, 2000; Yalkowsky, et al., 2010).

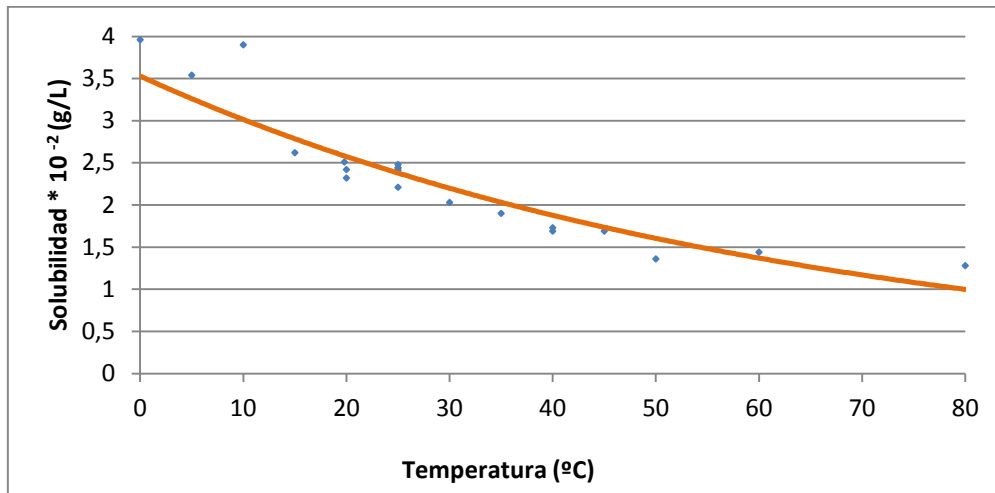


Figura 5: Variación de la solubilidad del metano en agua en función de la temperatura.  
Fuente: Elaboración propia a partir de los datos de Yalkowsky et al., 2010.

Según defienden algunos autores, los efluentes anaerobios pueden estar sobresaturados con metano disuelto, siendo las concentraciones de este componente mayores que las previstas basadas en la ley de Henry debido a la formación de microburbujas (Cookney et al., 2012). La sobresaturación de metano aumenta en sistemas con limitación de mezcla que tratan aguas residuales de alta carga orgánica. Se ha visto que las principales causas de la aparición de concentraciones de sobresaturación en dichas aguas son las bajas velocidades del líquido, que reducen la transferencia de materia al espacio de cabeza del reactor, y la mayor producción de metano (Paus et al., 1990).

La cantidad de metano producido es proporcional a la carga orgánica y a la capacidad de eliminación, mientras que la cantidad de metano disuelto en el efluente es independiente de la carga a tratar, pues sólo depende del grado de sobresaturación y del caudal volumétrico. Por lo tanto la relación de metano disuelto en el efluente respecto al producido estará influida por todos estos parámetros (Henares-Jiménez, 2017).



## **Importancia de la recuperación de metano disuelto en el efluente de reactores anaerobios**

La recuperación del metano residual del efluente anaeróbico líquido es importante porque la descarga de metano disuelto supone una pérdida de energía potencial y porque la descarga de metano implica emisiones fugitivas de metano a la atmósfera, aumentando la huella de carbono debido a que es un potente gas de efecto invernadero que colabora directamente al calentamiento global interactuando con la radiación infrarroja e indirectamente a través de las reacciones de oxidación atmosféricas que producen CO<sub>2</sub> (Cakir y Stenstrom, 2005; El-Fadel y Massoud, 2001). Las emisiones de metano pueden generar atmósferas explosivas si se descarga el afluente al desagüe o algún recipiente cerrado, por lo que es importante cumplir con el requisito de seguridad, manteniendo la concentración de metano en el aire por debajo del límite inferior de explosividad (5 % v/v) (Restrepo, 2012).

Es muy importante tener en cuenta que, con el fin de avanzar hacia un tratamiento de las aguas residuales respetuoso con el medio ambiente, el metano disuelto debe capturarse con un gasto energético mínimo (Crone et al., 2016).

## OBJETIVOS

En este trabajo se pretende realizar una revisión bibliográfica sobre las tecnologías existentes para el aprovechamiento de metano disuelto de efluentes de aguas residuales urbanas tratadas en reactores anaerobios a baja temperatura. Se recogen tanto la recuperación de metano disuelto mediante tecnología de membranas, como la eliminación del metano disuelto utilizando oxidación biológica. Aunque ambos métodos son utilizados, el uso de membranas para la recuperación de metano disuelto aún está en fase de investigación. No obstante, me centraré más en la explicación y desarrollo de las tecnologías de membranas por permitir el aprovechamiento del metano disuelto mediante su recuperación, posibilitando su utilización para la producción energética.

Para completar el trabajo se ha propuesto una línea de tratamiento de aguas con sistema de desgasificación para el tratamiento del agua residual urbana de la ciudad de Valladolid, calculando la energía eléctrica disponible a partir del metano disuelto recuperado para evaluar el posible funcionamiento de las membranas sin necesidad de energía adicional.

## TECNOLOGÍAS PARA EL APROVECHAMIENTO DE METANO DISUELTO

La eliminación de gases disueltos en líquidos se consigue convencionalmente con torres empaquetadas al vacío. Se trata de columnas verticales llenas de empaque, que crean una gran superficie para el contacto de las fases líquida y gaseosa. Sin embargo, en este sistema, el contacto directo de ambas fases puede conducir a problemas como espumación, inundación y emulsiones (Hartley y Lant, 2006).

Por ello se proponen dos tecnologías alternativas para aprovechar el gas disuelto de efluentes de reactores anaerobios, en este caso el metano. Dichas tecnologías son la recuperación mediante módulos de membranas y la oxidación biológica.

### TIPOS DE MEMBRANAS

#### *Según su estructura física*

##### ***Membranas microporosas***

Presentan una estructura porosa con una estrecha distribución de tamaño de poros, estando los diámetros de poro entre 0,001 mm y 10 mm. Se utilizan en procesos de depuración de aguas como microfiltración y ultrafiltración, basados en impedir por exclusión el paso a través de la membrana de las sustancias de mayor tamaño que el mayor diámetro de poro de la membrana. Aquellas cuyo tamaño está comprendido entre el mayor y el menor de los diámetros del poro son parcialmente rechazadas. La fuerza impulsora responsable del flujo del permeado a través de la membrana es una diferencia de presión (Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

##### ***Membranas densas***

Se trata de estructuras sin poros donde el paso de las sustancias a través de la membrana se realiza por solución-difusión, disolviéndose los componentes de la solución en la membrana y difundiendo a continuación a través de ella. La separación de sustancias del tamaño de moléculas e iones se produce por la diferente solubilidad y difusividad de los componentes de la solución en la membrana. Son membranas

anisótropas debido a las fuertes presiones a las que tienen lugar estos procesos y son utilizadas en ósmosis inversa y nanofiltración (Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

### ***Membranas cargadas eléctricamente***

Dichas membranas pueden ser porosas o densas, presentando restos aniónicos o catiónicos fijos en su estructura. La carga de la membrana es la responsable de la separación de compuestos, siendo excluidos aquellos cuya carga sea la misma que la de la membrana. La separación también depende de la concentración de los iones de la solución, de forma que hay menos eficacia en la exclusión de los iones monovalentes que en la de los divalentes, así como en soluciones de elevada fuerza iónica. Son utilizadas en procesos de electrodiálisis (Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

### ***Membranas anisótropas***

Las membranas anisótropas son estructuras laminares o tubulares caracterizadas porque el tamaño de poro, la porosidad o la composición de la membrana cambia a lo largo de su espesor. Están formadas por una película delgada (densa o con poros muy finos) soportada en otra más gruesa y porosa, siendo la primera la responsable del proceso de separación, mientras que la segunda aporta al sistema la resistencia mecánica necesaria para resistir las condiciones de trabajo. Como la velocidad de paso de las sustancias a través de la membrana es inversamente proporcional a su espesor, las membranas deben ser lo más delgadas posible. Con ellas se pueden conseguir espesores de membranas inferiores a 20 mm, que son los espesores de las membranas convencionales (isótropas o simétricas) (Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

### ***Según su configuración***

Se pueden distinguir membranas en forma de láminas planas, tubulares y de fibra hueca. Las fibras huecas son un tipo especial de estructuras tubulares con un diámetro interno entre 0,1 y 1,0 mm y 50 mm de diámetro externo, dimensiones que son un orden de magnitud inferior a las denominadas membranas tubulares. La mayoría de las fibras huecas son de tipo anisótropo, estando la estructura responsable de la separación dispuesta en la superficie externa o interna de la fibra. Dichas fibras se disponen en módulos compactos con mayor superficie filtrante que los módulos de

láminas planas y de membranas tubulares, para lograr separaciones más eficientes (Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

Las membranas funcionan como parte integrante de módulos, caracterizados por su superficie y su geometría. Los módulos tendrán distintas características en función de la geometría de las membranas. Si las membranas tienen geometría plana se pueden fabricar módulos planos o espirales, mientras que si tienen geometría tubular se pueden fabricar módulos tubulares, capilares o fibras huecas (con más de 10 mm de diámetro de los canales, entre 0,5 y 10 mm o menos 0,5 mm, respectivamente) (Guizard, C., 1999).

Para poner en marcha un proceso con membranas se necesita una superficie de membrana determinada y se utilizan varios módulos. La figura 6 muestra el funcionamiento de un módulo. Como se puede observar, la alimentación (el líquido a tratar) ingresa en el módulo con una determinada composición y velocidad, entrando en contacto con las membranas y dividiéndose en dos flujos secundarios: el permeato (la corriente depurada, formada por el líquido y los compuestos capaces de atravesar la membrana) y el retentato (el flujo restante que contiene a las especies retenidas por la membrana) (Guizard, C., 1999).

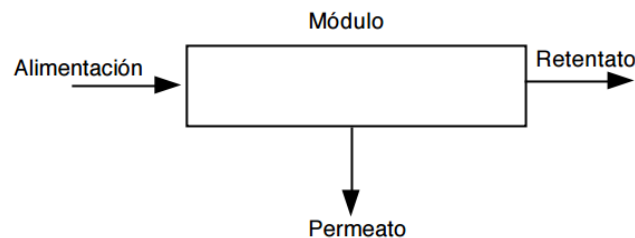


Figura 6: Principio de funcionamiento de un módulo.  
Fuente: Guizard, C., 1999.

Según el modo de operación del módulo se distinguen dos tipos de filtración: en línea y tangencial. En la filtración en línea la membrana está dispuesta en la línea de flujo de la alimentación y las partículas contaminantes quedan retenidas en el interior de las membranas, generándose una corriente depurada (permeato). En este caso el flujo de alimentación es perpendicular a la superficie de la membrana. (Figura 7). Para este tipo de filtración se utilizan membranas microporosas, dispuestas en cartuchos (Álvarez-Rollán, 2011; Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

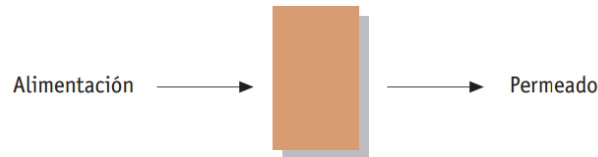


Figura 7: Esquema de la operación de filtración en línea.  
Fuente: Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006.

Sin embargo, en la filtración tangencial (Figura 8) el flujo de alimentación circula tangencialmente a la membrana, paralelo a la superficie de la membrana. Los contaminantes se quedan en la superficie de la membrana y son arrastrados por el flujo tangencial, evitando el ensuciamiento de la membrana. Así, a partir de la alimentación se generan dos flujos: el concentrado, con mayor concentración de contaminantes que la alimentación, y el permeado, con menor concentración de contaminantes que la alimentación, siendo posible su vertido o reutilización. Se prefiere utilizar este modo de operación porque evita la colmatación de la membrana y prolonga su vida media (Álvarez-Rollán, 2011; Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

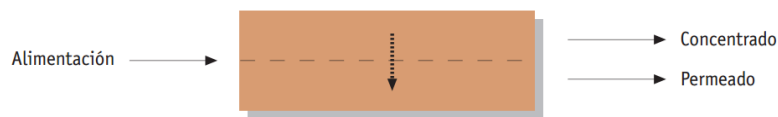


Figura 8: Esquema de la operación de filtración tangencial.  
Fuente: Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006.

### ***Cartuchos de membranas***

Las membranas están plegadas, enrolladas alrededor del colector de permeado, empaquetadas en una carcasa y dispuestas en línea con el flujo a tratar (Figura 9). Son cartuchos desechables y suponen desarrollos superficiales entorno a  $0,3 \text{ m}^2$ . La relación superficie/volumen está entre  $500$  y  $1500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Retienen los compuestos a eliminar en la membrana y se genera un efluente depurado (Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

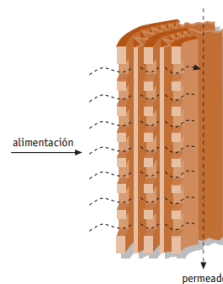


Figura 9: Configuración de un módulo tipo cartuchos de membranas.  
Fuente: Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006.

### ***Módulos tipo placa-bastidor***

Su disposición es semejante a los filtros-prensa, con las membranas en bastidores separados por placas. Una bomba impulsa la alimentación, que circula por los espacios placa-membrana, concentrándose los compuestos a eliminar conforme fluye el permeado a través de las paredes de las membranas (Figura 10). En este tipo de configuración la relación superficie/volumen está entre 100 y 300 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Guizard, C., 1999; Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

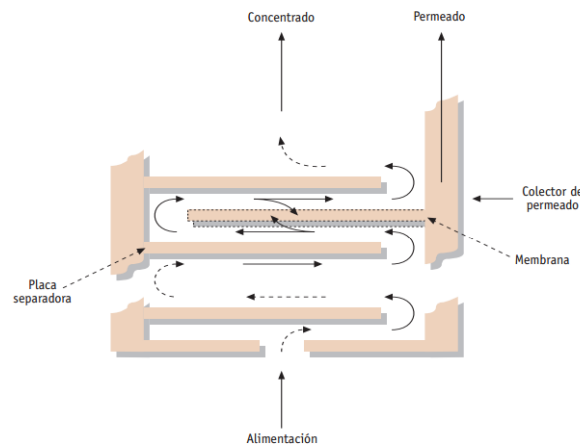


Figura 10: Configuración de un módulo tipo placa-bastidor.

Fuente: Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006.

### ***Módulos de membranas tubulares***

Están formados por carcassas cilíndricas con un número variable de membranas tubulares. Se bombea la alimentación por el interior de las membranas y se produce un flujo lateral de permeado a través de las paredes. La superficie filtrante se encuentra sobre un soporte poroso (Figura 11). La longitud de estos módulos es superior a 13 cm, con 4 a 6 membranas de 0,5 cm a 1 cm de diámetro interno y una relación superficie/volumen entre 150 y 300 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. La alimentación circula por su interior entre 2 y 6 m/s, dando pérdidas de carga de 14 a 21 kPa por módulo. El consumo de energía de las plantas que utilizan estos módulos es del orden de 0,8 a 2,5 kWh/100 L de permeado. Debido al tamaño superficial de la membrana es poco probable que las membranas tubulares se obstruyan, aunque presentan el inconveniente de una baja densidad de empaquetamiento, dando lugar a mayor precio por módulo (Guizard, C., 1999; Lenntech; Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

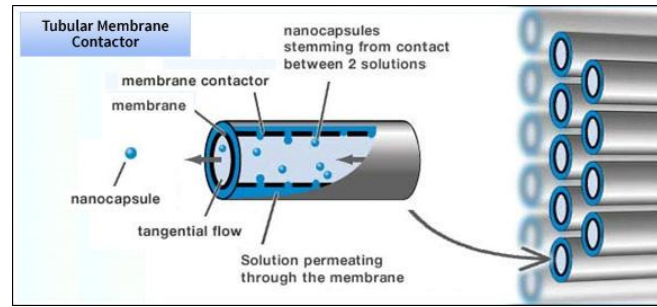


Figura 11: Configuración de un módulo de membrana tubular.  
Fuente: Pepticans.eu

### ***Módulos de membranas enrolladas en espiral***

Consiste en una membrana, con un separador interno de las paredes de la membrana, enrollada en espiral alrededor del tubo colector de permeado. Las paredes exteriores de la membrana están separadas por estructuras huecas para la circulación de la alimentación a través de ella, paralelamente al tubo central, y el permeado fluya, lateralmente, a través de las paredes de las membranas (Figura 12). Suelen tener 20 cm de diámetro y 100 cm de largo con varias membranas enrolladas que proporcionan una superficie de membrana de 1 a 2 m<sup>2</sup>. Esta configuración permite mejorar la relación superficie/volumen, estando en este caso entre 300 y 1000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Guizard, C., 1999; Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006).

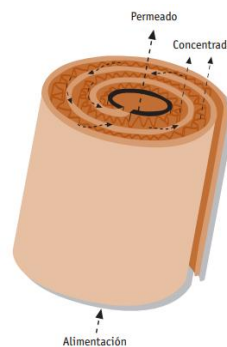


Figura 12: Configuración de un módulo de membrana enrollada en espiral.  
Fuente: Rodríguez-Fernández-Alba et al., 2006.

### ***Módulos de membranas tipo capilares o de fibra hueca***

Estos dos tipos de módulos sólo se diferencian en el tamaño del canal central, siendo mucho más pequeño en las fibras huecas (< 1 mm) que en las capilares (> 1 mm). Además la relación superficie/volumen puede llegar a 30000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> en los módulos de fibras huecas pero está entre 600 y 1200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> para los módulos capilares.



Las fibras se suelen empaquetar en módulos de membrana que recogen miles de dichas fibras en un volumen muy compacto y se sellan o encapsulan dentro de una carcasa, según muestra la figura 13, consiguiendo densidades de superficie de membrana elevadas. Como se puede ver, los módulos de membrana tienen una entrada y un puerto de salida que se comunica con el interior de todas las fibras huecas en ambos extremos del haz de fibras (para operar del lado del lumen), pero pueden tener uno o más orificios en comunicación con el exterior de las fibras huecas (para operar del lado de la carcasa) (Montoya, 2010).

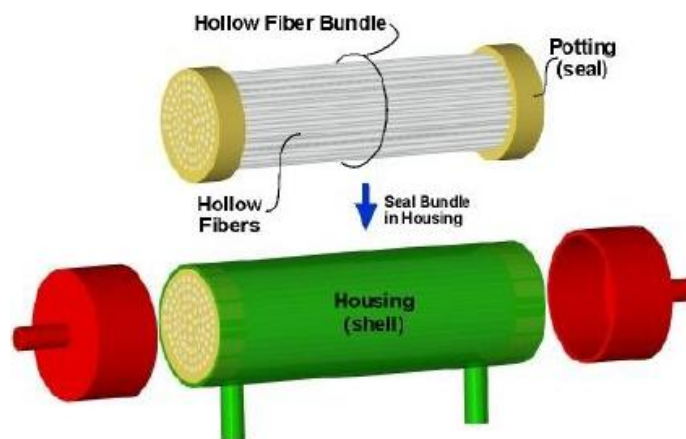


Figura 13: Configuración de un módulo de fibra hueca.  
Fuente: Montoya, 2010.

Estos módulos pueden funcionar de dos formas: Haciendo circular el fluido de alimentación por el interior de las fibras y retirándose el permeato de la envoltura exterior (flujo del lado del lumen) (figura 14a) o aplicándose el fluido al exterior de las fibras y recuperándose el permeato en el interior de los canales de las fibras huecas o capilares (flujo del lado de la carcasa), alimentando el módulo en dirección perpendicular a las fibras en el caso de la figura 14b (Baker, 2004; Guizard, C., 1999).

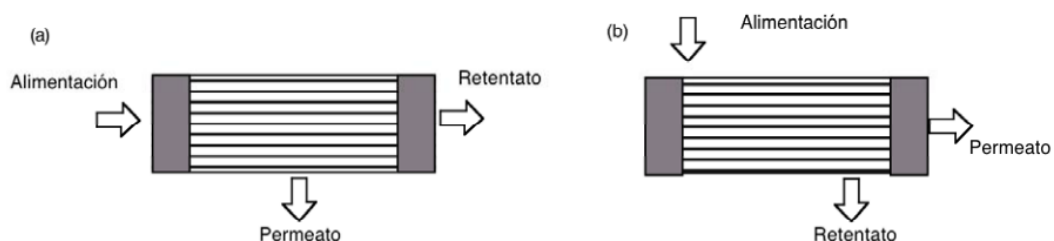


Figura 14: Modos de funcionamiento de los módulos de fibras huecas o capilares, a) representa la circulación de la alimentación por el interior de las fibras y b) indica la circulación de la alimentación por el exterior las fibras, recogiendo el permeato en el interior.

Fuente: Guizard, C., 1999.

Una variante del segundo modo de operación (flujo del lado de la carcasa) consiste en operar de forma frontal en lugar de tangencial (figura 15) y se utiliza para aplicaciones como la ósmosis inversa ó la separación de gases, donde el fluido a tratar es limpio y no se dan problemas de obstrucción de los canales.

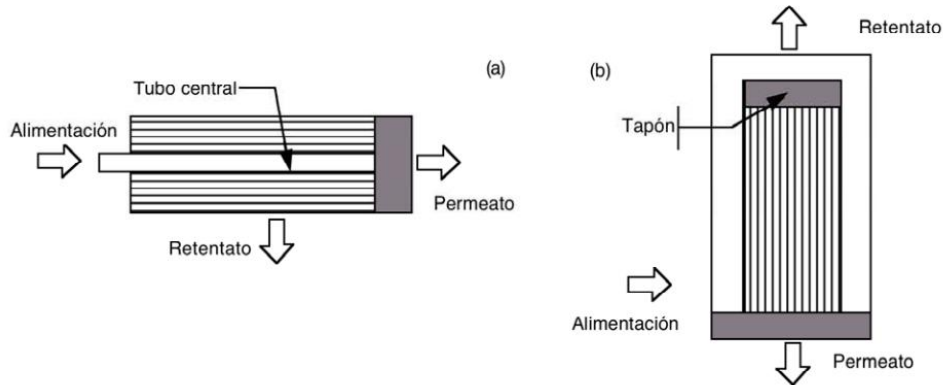


Figura 15: Modo de funcionamiento de los módulos de fibras huecas o capilares en filtración frontal, donde a) representa la circulación de la alimentación por un tubo central y b) circulación por el exterior.  
Fuente: Guizard, C., 1999.

Los módulos de membranas tipo capilares o de fibra hueca son estructuras semejantes a los intercambiadores de calor multitubulares, donde se alojan entre 500 y 2000 membranas del tipo fibra hueca, con caídas de presión entre 0,7 y 70 bar. Los módulos de membrana tipo capilares presentan mayor diámetro que las membranas tubulares de fibra hueca, por lo que hay menos probabilidades de obstrucción, siendo su densidad de empaquetamiento menor. Se utilizan para separaciones de gas de baja presión, como ultrafiltración, y se suelen utilizar para operar módulos de desgasificación del lado del lumen. Sin embargo, las membranas tubulares de fibra hueca presentan menor diámetro y las posibilidades de obstrucción son muy elevadas, por lo que se usan para tratar agua con muy bajo contenido de sólidos suspendidos. Dichas fibras pueden soportar presiones hidrostáticas muy altas aplicadas desde el exterior, por lo que normalmente se utilizan para ósmosis inversa o nanofiltración. Su densidad de empaquetamiento es muy alta y se suelen utilizar para operar módulos de desgasificación del lado de la carcasa (Baker, 2004; Lenntech).

## RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO MEDIANTE MEMBRANAS

La desgasificación mediante módulos de membrana permite eliminar gases disueltos en varios procesos. Mediante estas barreras físicas, que pueden ser de materiales poliméricos, cerámicos o metálicos, el gas y la fase líquida entran en contacto en el poro de la membrana, según muestra la Figura 16b (Stanojevic´ et al., 2013). La velocidad de transferencia de gas a través de la membrana es proporcional al coeficiente de permeabilidad al gas, al área superficial de la membrana, a la diferencia de presión parcial del gas trans-membrana e inversamente proporcional al espesor de la membrana (Montoya, 2010). Los contactores de membrana de desgasificación presentan disponibilidad a caudales altos y bajos ya que son modulares, facilidad de ampliación y amplia gama de capacidades de trabajo mediante la adición o extracción de módulos de membrana, un área interfacial elevado por unidad de volumen y alta eficiencia. No obstante, pueden presentar algunas desventajas como la resistencia de la membrana a la transferencia de masa, los problemas de ensuciamiento y las limitaciones con respecto a la caída de presión (Gabelman y Hwang, 1999).

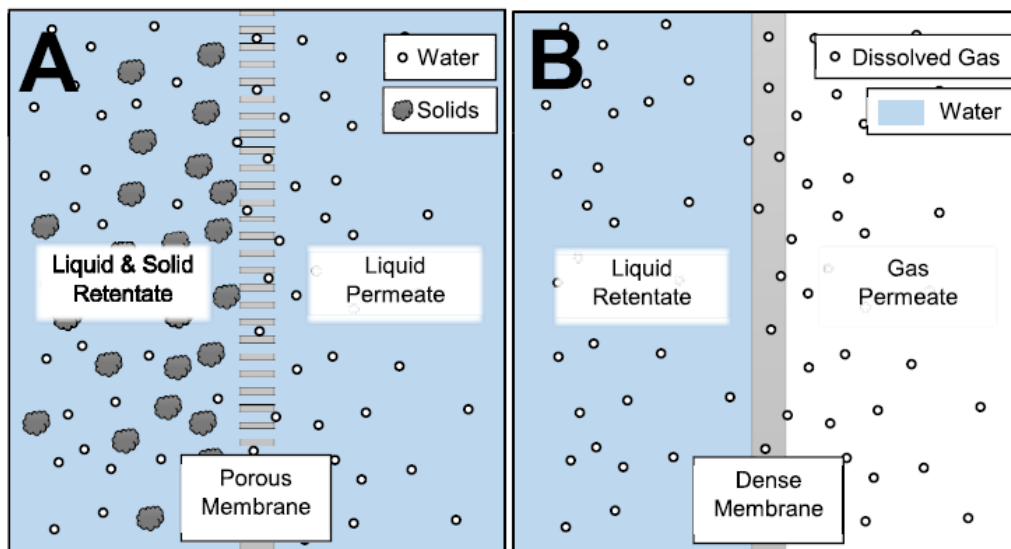


Figura 16: Comparación de sistemas de membranas de filtración y desgasificación. En la figura A se representa la filtración de sólidos mediante exclusión de tamaño y en la figura B está representada la separación de gas disuelto a través de permeación de la membrana.

Fuente: Crone et al., 2006.

La separación de gases mediante la utilización de membranas se puede basar en uno de los tres mecanismos generales de transporte: Difusión Knudsen, tamizado molecular y solución-difusión (Escobar-Gutiérrez, 2007) (Figura 17).

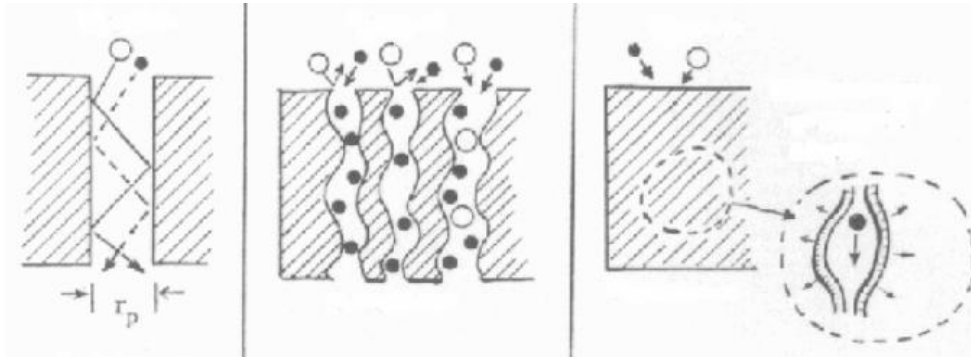


Figura 17: Representación de los principales mecanismos de separación de gases a través de membranas: (a) Difusión Knudsen, (b) Tamizado molecular y (c) Solución-Difusión.  
Fuente: Escobar-Gutiérrez, 2007.

Los dos primeros mecanismos se aplican para membranas porosas, mientras que el último mecanismo es para membranas densas. La difusión Knudsen consiste en que, a presiones suficientemente bajas o con tamaños de poro muy pequeños, el camino libre de la molécula que difunde, puede ser comparable o más grande que el tamaño de poro, produciéndose colisiones con la pared del poro más frecuentes que las colisiones entre las moléculas de gas. El tamizado molecular se presenta en membranas con un tamaño de poro menor a 70 nm y la separación se basa en la diferencia de tamaños. En la solución-difusión, que se da en membranas poliméricas densas, la permeación en tres pasos: sorción, difusión y desorción. La sorción del gas implica su disolución en la superficie de la membrana desde la fase gas en el lado de alta presión. Una vez disuelto difunde a través de la membrana. Las cadenas poliméricas deben hacer un hueco con el tamaño suficiente para que este realice un salto, de forma que pueda llegar a la otra superficie de la membrana donde se produce la desorción (Escobar-Gutiérrez, 2007).

En un sistema formado por 2 o más compartimentos separados por membranas permeables, el gas va a difundir en cada compartimento hasta que alcanza el estado de saturación, momento en que la presión parcial del gas es igual a la presión absoluta, cuando el líquido contiene el número máximo de partículas de gas para ese valor determinado de presión y temperatura. Si aumenta la presión en un compartimento, el gas difunde hacia los demás compartimentos hasta que alcanza de nuevo el estado de saturación en el nuevo valor de presión, aunque siempre condicionado por la permeabilidad de la membrana y los coeficientes de solubilidad (Desola, 2008). La relación entre la presión parcial de gas disuelto (valor actual) y la presión parcial del gas (valor saturado) se conoce como el gradiente de saturación. Este gradiente determina, a

partir de cierto momento y en condiciones extremas, un cambio del estado del gas que puede pasar a formar burbujas. El valor en que este cambio de estado se produce es el punto crítico de sobresaturación (Crone et al., 2016; Desola, 2008).

Si se opta por la recuperación de metano disuelto utilizando tecnología de membranas, se puede trabajar en dos modos de operación: aplicando vacío o utilizando gas de arrastre. En la elección del modo de operación, se deben tener en cuenta varios aspectos, como el gasto energético, la facilidad de operación y la adicional demanda energética que supone la purificación del metano recuperado al utilizar un gas de arrastre (Henares-Jiménez, 2017). Aunque a escala industrial la operación de gas de arrastre consume menos energía neta que la operación de vacío, se prefiere operar con vacío para recuperar componentes puros o de alta pureza y reutilizarlos como fuente de energía (Vallieres y Favre, 2004). En la presente revisión bibliográfica se estudiaron ambos modos de operación, aplicando vacío o utilizando gas de arrastre, evaluando la influencia de diferentes parámetros operacionales en la eficacia de recuperación de metano disuelto.

Se debe tener en cuenta que, en función de la configuración de reactor anaeróbico utilizada (AnMBR o UASB) para el tratamiento de aguas residuales anaeróbicas, se requieren materiales de membrana y densidades de empaque de fibras muy diferentes. La configuración más utilizada en los contactores de membrana para eliminar gases de una fase líquida es el módulo de fibra hueca, formados por membranas de fibras huecas microporosas o no porosas. Las membranas de fibras huecas microporosas se utilizan para eliminar metano disuelto cuando los efluentes anaeróbicos sean bajos en solutos orgánicos, efluentes típicos de biorreactores anaeróbicos de membrana (AnMBR), que presentan una membrana de micro o ultrafiltración integrada en el proceso para producir un permeado libre de sólidos en suspensión y bajo en materia orgánica. Además, debido a la ausencia de partículas, dicho efluente se puede aplicar al lado del lumen de la membrana, obteniéndose un transporte de masa preferencial y favoreciéndose la transferencia de masa por la mayor densidad de empaquetamiento, limitando la escala del proceso, y evitando los riesgos de humectación y obstrucción (Martín-García et al., 2011). Sin embargo, las membranas de fibras huecas no porosas se utilizan para la recuperación de metano disuelto a partir de

efluentes de reactores anaerobios de flujo ascendente con manto de lodos (UASB), que están compuestos por altos contenidos orgánicos y alta concentración de sólidos, limitando así los fenómenos de humectación. La menor densidad de empaquetamiento de estas membranas limita la obstrucción de las fibras. Para evitar la obstrucción del lumen por partículas orgánicas, el efluente de los reactores UASB se suele aplicar en el lado carcasa de la membrana de fibras huecas no porosas (Cookney et al., 2012).

## RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO APLICANDO VACÍO

### *Eliminación de metano disuelto en el efluente de un reactor UASB*

Bandara et al. (2011) estudiaron la eficiencia de recuperación de metano disuelto por desgasificación del efluente de un reactor anaerobio de flujo ascendente con manto de lodos (UASB) que trataba aguas residuales sintéticas. Para la desgasificación se utilizó un módulo de membrana de desgasificación de fibra hueca conectado a la salida de líquido del reactor UASB (Figura 18).

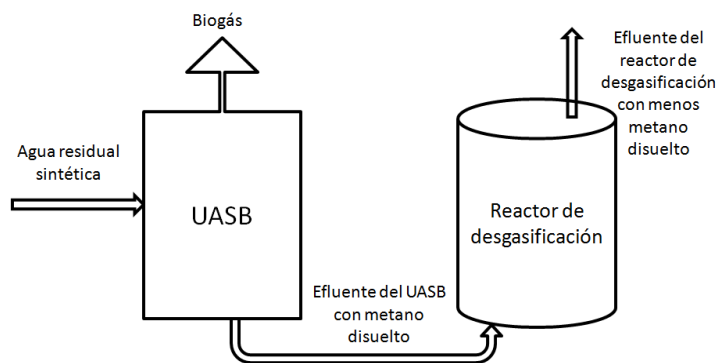


Figura 18: Esquema del proceso de tratamiento del agua residual sintética.

Fuente: Elaboración propia.

Tanto el reactor UASB como el reactor de desgasificación fueron operados a diferentes temperaturas y TRH durante 170 días. Se aplicaron presiones transmembrana de 50 y 80 kPa y se modificaron los TRH del reactor de desgasificación (RD) según las variaciones de los TRH del reactor UASB. Las concentraciones de metano en el espacio de cabeza del reactor UASB y dentro del lumen de las fibras huecas de la membrana de desgasificación se midieron con un cromatógrafo de gases equipado con un detector de conductividad térmica.

El reactor UASB utilizado presentaba unas dimensiones de 40 cm de alto, 7 cm de diámetro y 1,3 litros de volumen de trabajo. Fue inoculado con 0,3 litros de lodo granular anaeróbico procedente del reactor UASB que trataba aguas residuales de una azucarera, dando concentraciones de 28 g/L de sólidos totales y 22 g/L de sólidos volátiles. Dicho reactor se alimentó con aguas residuales sintéticas con leche desnatada en polvo como fuente de carbono y energía, sales inorgánicas y metales traza y se mantuvo a temperatura constante cubriéndolo con una camisa de agua. La concentración de DQO se controló cambiando la concentración de leche en polvo. El tiempo de retención hidráulico se ajustó alterando la tasa de alimentación de aguas residuales y el pH se mantuvo en 7,6 mediante adicción de NaOH.

A la salida del líquido del reactor UASB se conectó un reactor para la desgasificación de 30 cm de altura, 7 cm de diámetro y 1,1 litros de volumen de trabajo. Se trataba de un módulo de membrana de fibra hueca (membrana multicapa de fibras huecas, MHF0504MBFT, proporcionada por Mitsubishi Rayon Co., Ltd. Tokio, Japón) (Figura 19) para recuperar el gas disuelto en el efluente líquido. El RD se llenó completamente con el agua residual tratada en el reactor UASB y no se mezcló. El módulo de desgasificación presentaba triple capa, una capa no porosa de polietileno para la desgasificación entre dos capas porosas de poliuretano. Estaba compuesto por un total de 5500 fibras huecas, cada una con un diámetro externo de 280  $\mu\text{m}$  y 200  $\mu\text{m}$  de diámetro interno y un espesor de la pared de 40  $\mu\text{m}$ . La longitud del módulo era de 360 mm, la superficie efectiva de la membrana de 1,7  $\text{m}^2$  y el volumen de la membrana de 0,4 litros. Debido al bajo vacío generado mediante una bomba de vacío, el metano disuelto difundía en el lumen de las fibras huecas de la membrana de desgasificación. Como los líquidos no pueden atravesar la capa no porosa de la membrana, pero las moléculas de gas sí, se produjo una separación eficaz del metano disuelto.



Figura 19: Módulo de desgasificación utilizado.  
Fuente: Mitsubishi Chemical



El estudio se dividió en 7 fases. En las tablas 2 y 3 se recogen los datos y las distintas condiciones de operación para cada reactor.

Tabla 2: Condiciones de operación del reactor UASB. Concentraciones de DQO total influente y efluente del reactor UASB para cada fase, a partir de las cuales se obtiene una eficacia de recuperación de DQO disuelta de hasta  $92 \pm 2\%$ . Datos del TRH, temperatura de operación, tasa de producción de metano y tasa de descarga de metano para cada fase de estudio.

Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Bandara et al., 2011.

Fase	[DQO influente] (mg/L)	[DQO efluente] (mg/L)	TRH del UASB (h)	T <sup>a</sup> (°C)	Tasa de producción de metano (mgDQO/L)	Tasa de descarga de metano del UASB (mg DQO/L)
1.1	1650 ± 132	150 ± 10	10,9 ± 0,3	35	495 ± 104	64 ± 6
1.2	1580 ± 95	150 ± 4	10,3 ± 0,4	35	524 ± 60	64 ± 3
1.3	1620 ± 48	160 ± 10	10,0 ± 0,3	35	571 ± 54	63 ± 2
1.4	1640	160	10,4	35	503 ± 100	65 ± 1
2.1	1530 ± 21	150 ± 7	10,2 ± 0,4	25	459 ± 36	81 ± 7
2.2	1410 ± 13	140 ± 5	10,1 ± 0,3	25	530 ± 25	88 ± 11
2.3	1390	140	10,2	25	327 ± 41	81 ± 1
3.1	1390 ± 0	130 ± 7	10,3 ± 0,6	15	335 ± 16	103 ± 82
3.2	1340 ± 18	130 ± 4	10,1 ± 0,2	15	463 ± 63	101 ± 3
3.3	1400	140	10	15	254 ± 204	104 ± 8
4	1460 ± 37	150 ± 4	10,0 ± 0,1	35	646 ± 71	67 ± 5
5.1	810 ± 30	110 ± 23	5,5 ± 1,0	35	335 ± 25	55 ± 3
5.2	880 ± 55	89 ± 5	6,6 ± 0	35	514 ± 44	69 ± 5
5.3	950 ± 4	96 ± 1	6,6 ± 0	35	382 ± 52	66 ± 4
6.1	450 ± 48	45 ± 5	3,3 ± 0	35	182 ± 13	66 ± 5
6.2	480 ± 5	48 ± 1	3,3 ± 0	35	206 ± 2	69 ± 6
6.3	500	50	3,3	35	204 ± 41	70 ± 3
7	1510 ± 46	150 ± 5	9,9 ± 0,1	35	503 ± 31	62 ± 52

La eficiencia de recuperación de metano disuelto fue la diferencia de concentración de metano disuelto entre la entrada del líquido a la membrana (RD) y la salida de la membrana, y se expresó como una proporción de la tasa de recuperación de metano disuelto (mg de DQO/L) en relación a la velocidad de producción de metano total (Tabla 3).



Tabla 3: Condiciones de operación del reactor de desgasificación (RD). Datos del TRH, temperatura de operación, presión transmembrana aplicada, tasa de descarga de metano del reactor de desgasificación y eficiencia de recogida de metano disuelto con la membrana de desgasificación. Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Bandara et al., 2011.

Fase	TRH del RD (h)	T <sup>a</sup> (°C)	Presión transmembrana (kPa)	Tasa de descarga de metano del RD (mg DQO/L)	Eficiencia de recogida de metano disuelto (%)
1.1	9,2 ± 0,2	35	0	50 ± 5	
1.2	8,7 ± 0,3	35	50	21 ± 4	68 ± 7
1.3	8,5 ± 0,3	35	80	15 ± 5	77 ± 7
1.4	8,8	35	0	48 ± 2	
2.1	8,6 ± 0,4	25	0	68 ± 6	
2.2	8,5 ± 0,3	25	80	13 ± 5	85 ± 4
2.3	8,6	25	0	68 ± 5	
3.1	8,7 ± 0,5	15	0	94 ± 10	
3.2	8,5 ± 0,2	15	80	14 ± 2	86 ± 2
3.3	8,5	15	0	96 ± 3	
4	8,4 ± 0	35	0	63 ± 3	
5.1	4,7 ± 0,8	35	0	53 ± 3	
5.2	5,6 ± 0	35	80	12 ± 1	82 ± 1
5.3	5,6 ± 0	35	0	58 ± 3	
6.1	2,8 ± 0	35	0	63 ± 4	
6.2	2,8 ± 0	35	80	51 ± 3	26 ± 7
6.3	2,8	35	0	56 ± 2	
7	8,4 ± 0	35	0	58 ± 4	

### Efecto de la presión transmembrana aplicada

El rendimiento del reactor se estabilizó una vez ajustado el pH a 7,6, y a partir del día 64 comenzó la desgasificación a una presión transmembrana de 50 kPa con el objetivo de recuperar el metano disuelto en el efluente UASB. Sin aplicar presión la concentración media de metano disuelto en el efluente durante la fase 1.1 era de 50 ± 5 mg DQO/L (12,5 ± 1,25 mg CH<sub>4</sub>/L), mientras que aplicando una presión de 50 kPa en la fase 1.2, dicha concentración era de 21 ± 4 mg DQO/L (5,25 ± 1 mg CH<sub>4</sub>/L) en el efluente del reactor de desgasificación y se alcanzó una eficiencia de recuperación de metano disuelto del 68 ± 7%. A partir del día 78 se aplicó mayor presión transmembrana, 80 kPa (fase 1.3), y se observó una concentración de metano disuelto de 15 ± 5 mg DQO/L (3,75 ± 1,25 mg CH<sub>4</sub>/L) en el efluente del reactor de desgasificación,

obteniéndose así una eficiencia de recuperación de metano disuelto del  $77 \pm 7\%$ . Se interrumpió el vacío el día 85 para comprobar la reproducibilidad de la eficacia de desgasificación (fase 1.4) y se obtuvo una concentración media de metano disuelto de  $48 \pm 2$  mg DQO/L ( $12 \pm 0,5$  mg CH<sub>4</sub>/L) en el efluente del reactor de desgasificación, concentración comparable al primer periodo sin desgasificación (fase 1.1) (Figura 20), indicando que el metano disuelto se recogió con éxito mediante desgasificación. Las composiciones de metano promedio en el espacio de cabeza UASB fueron similares a las composiciones del periodo de desgasificación, por lo que esta no afectó significativamente a la composición de metano en el espacio de cabeza.

### Efecto de la temperatura

Durante las fases 2 y 3, los reactores UASB y RD fueron operados a bajas temperaturas (a 25 °C y 15 °C, respectivamente). Las concentraciones de metano disuelto promedio en el reactor UASB fueron de  $63 \pm 4$  mg DQO/L a 35 °C durante toda la fase 1,  $82 \pm 7$  mg DQO/L a 25 °C durante la fase 2 y  $104 \pm 5$  mg DQO/L a 15 °C durante la fase 3. Se pudo observar un aumento de las concentraciones de metano disuelto en el efluente del UASB a menores temperaturas debido al aumento en la solubilidad de metano en fase líquida a medida que disminuye la temperatura, por lo que la pérdida de metano disuelto del reactor UASB era más significativa a temperaturas más bajas. Al aplicar presión de desgasificación (a una presión transmembrana de 80 kPa), apenas se observó cambio en la concentración de metano disuelto en el efluente del reactor de desgasificación con la disminución de la temperatura, pues las tasas de descarga de metano disuelto promedio en dicho efluente fueron de  $17,5 \pm 4,5$  mg de DQO/L ( $4,25 \pm 1,1$  mg CH<sub>4</sub>/L) a 35 °C (fase 1) hasta  $13 \pm 4$  mg de DQO/L ( $3,25 \pm 1$  mg CH<sub>4</sub>/L) a 25°C (fase 2) y  $14 \pm 2$  mg de DQO/L ( $3,5 \pm 0,5$  mg CH<sub>4</sub>/L) a 15 °C (fase 3). No obstante estos valores son muy inferiores a los que se obtienen sin aplicar desgasificación, concluyendo que la desgasificación permitió la recolección exitosa de metano disuelto independientemente de la temperatura.

Durante la fase 4, se ajustó de nuevo la temperatura en el reactor UASB a 35 °C, el día 123, para comprobar la reproducibilidad de los efectos de la temperatura. En esta fase la eficiencia media de recuperación de DQO disuelta y la concentración de metano disuelto eran comparables a los de la fase 1. Esto indicó que los cambios en los

parámetros químicos, como la concentración de metano disuelto y la tasa de evolución de metano en el UASB, durante las fases 2 y 3 se atribuyeron a temperaturas más bajas.

### Efecto del TRH

Para evaluar el efecto del tiempo de retención hidráulico (TRH) y mantener constante la tasa de carga de DQO del reactor UASB, los TRH en la fase 5 (6,7 h) y en la fase 6 (3,3 h) se redujeron a dos tercios y un tercio, respectivamente, del TRH en la fase 4 (10 h) aumentando la velocidad de alimentación del agua residual. La concentración media de metano disuelto en el reactor UASB fue de aproximadamente 70 mg de DQO/ L en las fases 4 a 7 debido a la idéntica solubilidad del metano a temperatura constante (35°C). Sin embargo, al aumentar la velocidad de alimentación del agua residual, aumentó la tasa de descarga de metano del reactor UASB. Se observó que la desgasificación (a una presión transmembrana de 80 kPa) podría reducir la concentración de metano disuelto a  $12 \pm 2$  mg de DQO/L ( $3 \pm 0,5$  mg CH<sub>4</sub>/L) en el efluente del reactor de desgasificación a un TRH de 6,7 h (fase 5.2), obteniéndose en esta fase una eficiencia total de recuperación de metano del 98% y una tasa de recuperación de metano 1,5 veces mayor que en el funcionamiento normal a la misma HRT en la fase 5.1. Aplicando la misma presión transmembrana, a un TRH de 3,3 h (fase 6.2) el metano disuelto permaneció a una elevada concentración,  $51 \pm 3$  mg de DQO/L ( $12,75 \pm 0,75$  mg CH<sub>4</sub>/L), y el rendimiento total de recuperación de metano fue bajo, 76 %, debido a que el TRH era insuficiente como para recoger el metano disuelto.

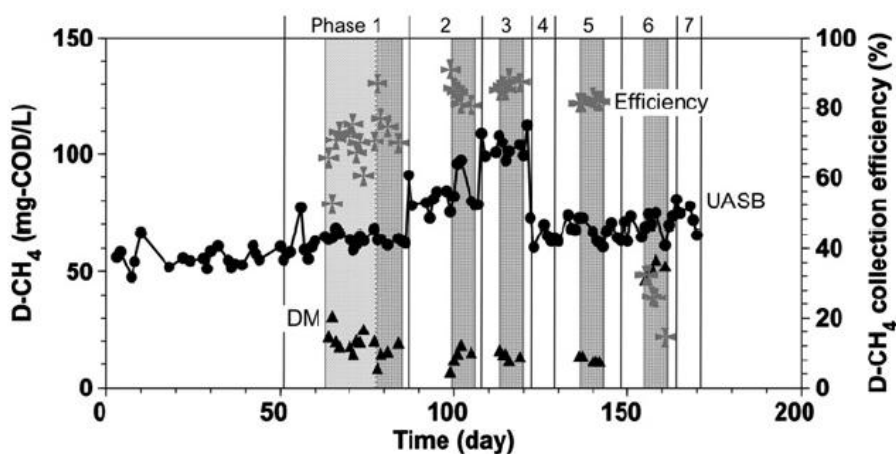


Figura 20: Concentraciones de metano disuelto en el reactor UASB y en la membrana de desgasificación y la eficiencia de recolección de metano disuelto en la desgasificación. El área gris representa un periodo de desgasificación. Las condiciones operacionales en cada fase están resumidas en la Tabla 1 del artículo.

Fuente: Bandara et al., 2011.

A pesar de que se obtuvieron altas recuperaciones de metano disuelto, los autores observaron que esta técnica requiere mucha energía, pues calcularon que el proceso de desgasificación consumió 42 J/s. La máxima tasa de recolección de metano fue comparable solamente a 0,14 J/s, suponiendo que 1 L de metano tiene la energía de 35800 J en condiciones normales (273,15 K de temperatura y  $10^5$  pascales de presión). Por ello los estudios futuros se deben centrar en la reducción del requerimiento energético para que la desgasificación pueda ser aplicada a procesos de tratamiento de aguas residuales reales.

### *Estudio comparativo de módulos de membrana de desgasificación*

Henares et al. (2016) estudiaron la recuperación de metano disuelto a partir de la corriente de recirculación de un reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB) a escala de laboratorio. Para ello investigaron el comportamiento de dos tipos de contactores de membrana de desgasificación de fibra hueca, representativos de dos tipos de módulos comerciales diferentes y eficientes (Figura 21). El primer módulo fue PDMSXA-250, proporcionado por PermSelect. Era un contactor de membrana con 320 fibras de polidimetilsiloxano (PDMS), no poroso, de 190  $\mu\text{m}$  de diámetro interno y 300  $\mu\text{m}$  de diámetro externo, una longitud de módulo de 83 mm, con una superficie interna de 0,0159  $\text{m}^2$  y una superficie externa de 0,025  $\text{m}^2$ . El segundo módulo fue el 1 x 5,5 MiniModule, proporcionado por Liqui-Cel, formado por 2300 fibras de polipropileno (PP), microporoso, con un diámetro de poro de 0,04  $\mu\text{m}$ , 220  $\mu\text{m}$  de diámetro interno y 300  $\mu\text{m}$  de diámetro externo, una longitud de módulo de 139 mm, una superficie interna de 0,18  $\text{m}^2$  y una superficie externa de 0,303  $\text{m}^2$ . Para comparar ambos módulos se utilizó la velocidad de flujo de agua por ser el parámetro más representativo ( $\text{L/h} \cdot \text{m}^2$ ).

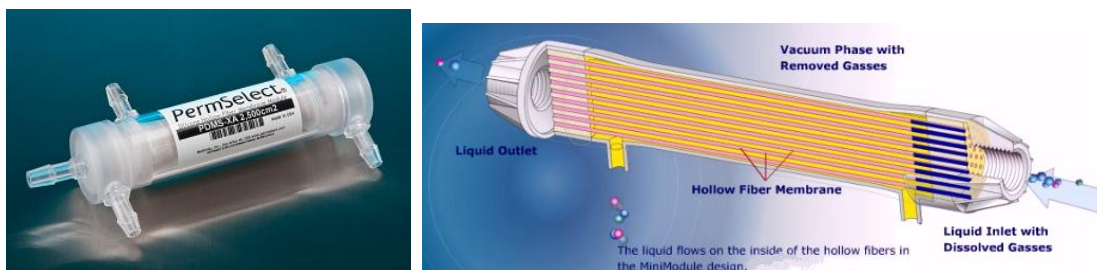


Figura 21: Contactores de membrana de desgasificación de fibra hueca utilizados. La figura de la izquierda es el módulo PDMSXA-250, proporcionado por PermSelect, y la de la derecha es un esquema del funcionamiento del módulo 1 x 5,5 MiniModule, proporcionado por Liqui-Cel.

Fuente: PermSelect y Liqui-Cel.

El reactor EGSB trabajó a 25 °C durante más de 24 meses. Fue inoculado con 4 litros de lodos anaeróbicos granulares de una planta de tratamiento de aguas residuales de una cervecería local y se mantuvo un flujo de recirculación elevado, con una velocidad de flujo ascendente de 10,7 m/h, para la expansión del lecho de lodo. Dicho reactor trató 8 litros de agua residual sintética con etanol, cuya tasa de carga orgánica era de 32 kg DQO/m<sup>3</sup>/d. En la parte superior del reactor se colocó un dispositivo separador gas-líquido y la salida del gas se conectó a una botella de lavado con una solución de hidróxido sódico para eliminar el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno del biogás. El caudal de metano se monitorizó periódicamente con un medidor de flujo de gas y el pH y la conductividad se monitorizaron con un sensor multiparamétrico. También se analizaron la alcalinidad, ácidos grasos volátiles, DQO y concentración de nutrientes a la entrada y a la salida del reactor. Dicho reactor anaeróbico alcanzó una velocidad de eliminación de 31,4 Kg DQO/m<sup>3</sup>\*d, que conlleva una eliminación de DQO del 98%. El biogás producido tenía una 77% de metano y 23% de dióxido de carbono, siendo el caudal de metano procedente del reactor de 1,65 L/h. Se observó una sobresaturación de metano en el efluente de 2, pues la concentración de metano en el efluente del reactor eran 30 mg/L y la concentración de equilibrio es de 15 mg/L, obtenida partir de la constante de Henry y una composición del 77% de metano.

Los módulos de membrana se acoplaron al reactor EGSB y se alimentaron con una fracción del flujo de la corriente de recirculación. Se colocaron unos filtros de 40 µm para minimizar el ensuciamiento de la membrana (Figura 22).

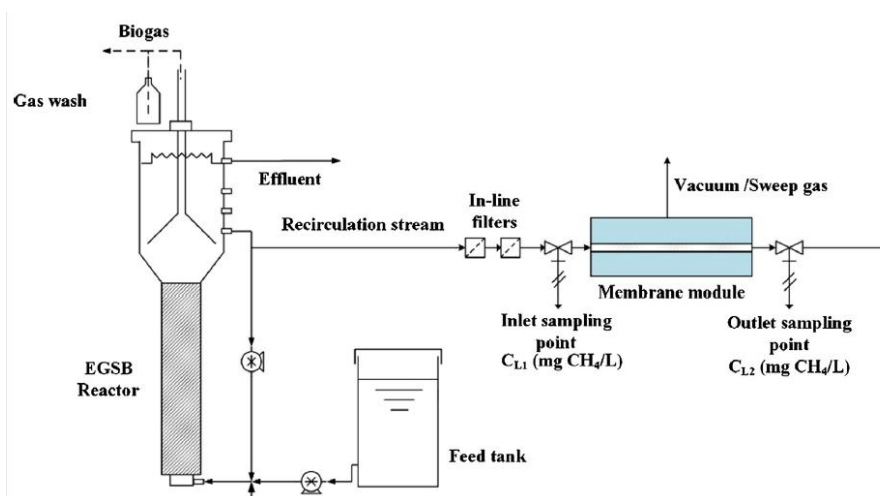


Figura 22: Esquema de la configuración del reactor EGSB y módulos de membrana de desgasificación.

Fuente: Henares et al., 2016.

Ambos módulos fueron operados de dos modos: Inicialmente con el líquido fluyendo en el interior de las fibras y la presión de vacío aplicada en el lado de la carcasa (modo del lado del lumen) (figura 23a) y posteriormente se realizó lo opuesto, fluyendo el líquido en el lado de la carcasa (modo del lado de la carcasa) (figura 23b). Se determinaron el metano y el dióxido de carbono disueltos utilizando el método de espacio de cabeza detallado por Sander (1999).

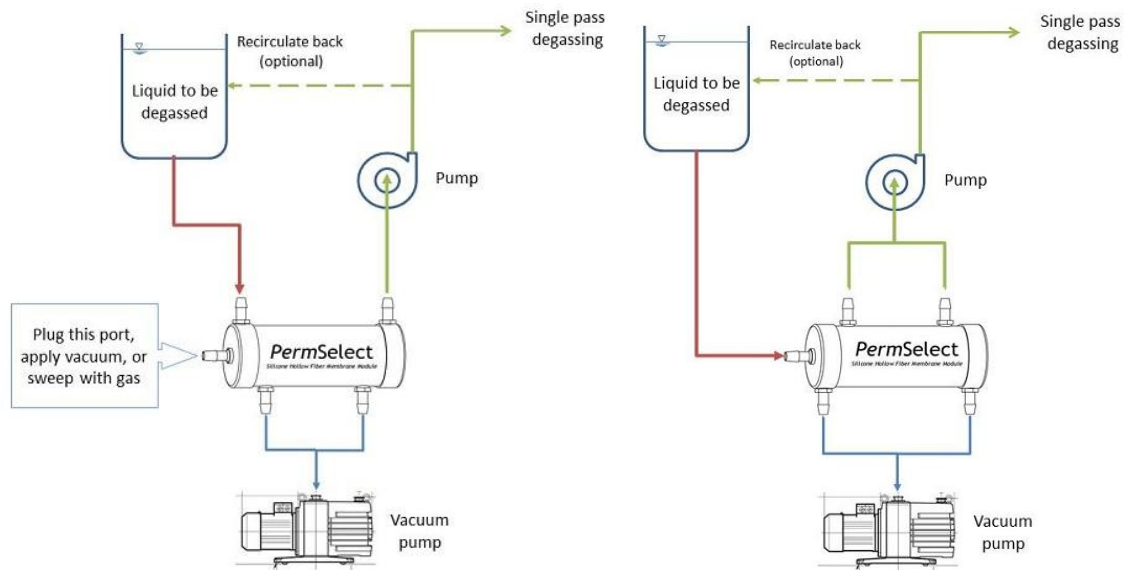


Figura 23: Operación de los módulos de desgasificación. La figura a) muestra la operación del lado del lumen, y la figura b) muestra la operación del lado de la carcasa.  
Fuente: PermSelect.

Primeramente se operaron ambos contactores de desgasificación del lado del lumen, aplicando una presión de vacío de 140, 500 y 800 mbar (14, 50 y 80 kPa, respectivamente), manteniendo una velocidad constante de flujo de agua de 22,64 L/h/m<sup>2</sup>, y se observó que la recogida de metano disuelto del efluente líquido aumentaba al aplicar mayor presión de vacío. En ambos contactores dicho aumento fue prácticamente lineal, aunque algo mayor para la membrana de polipropileno (entre 69 y 93%) que para la membrana de polidimetilsiloxano (entre 60 y 77%) (Figura 24). El mejor rendimiento de la membrana porosa pudo deberse a su menor resistencia a la transferencia de masa a través del polímero.

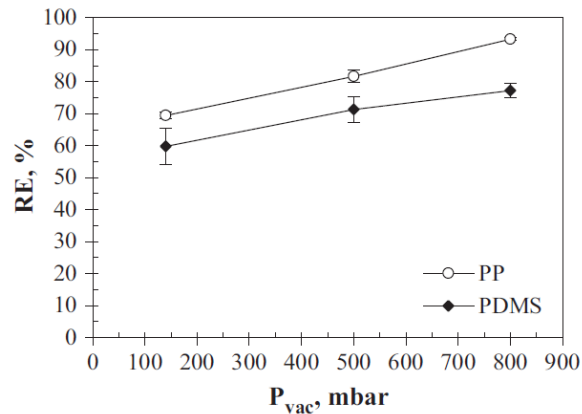


Figura 24: Efecto de la presión de vacío en la recogida de metano disuelto para un flujo de agua de 22,64 L/h/m<sup>2</sup> operando del lado del lumen.

Fuente: Henares et al., 2016.

Se operó también del lado de carcasa para comparar la eficiencia de recuperación de metano. Se realizaron con la misma velocidad constante de flujo de agua de 22,64 L/h/m<sup>2</sup>, ya que a esta velocidad no se observó humectación. Los resultados mostraron que la eficiencia de recogida de metano disuelto fue mayor en la operación del lado del lumen para ambos módulos de membrana (Tabla 4). Los peores resultados al operar del lado de la carcasa pudieron deberse al fenómeno de canalización que ocurre cuando el líquido pasa a través de la carcasa del módulo y no todas las fibras del módulo contribuyen de manera adecuada a la eficiencia de recuperación de metano. En cuanto a la mayor eficiencia del lado del lumen, se obtuvieron mejores resultados con el módulo de polipropileno, al contrario que en el funcionamiento del lado de la carcasa, posiblemente debido a las diferentes densidades de empaquetamiento de los dos módulos, siendo el módulo de polidimetilsiloxano el de menor densidad de empaquetamiento, ya que, tal y como indican Naim e Ismail (2013), a menor densidad de empaque se puede promover mayor transferencia de masa en el funcionamiento del lado de la carcasa.

Tabla 4: Recopilación de resultados de los modos de funcionamiento del lado del lumen y del lado de la carcasa sobre la eficiencia de recogida de metano disuelto, para un flujo de efluente de 22,64 L/h\*m<sup>2</sup>.

Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Henares et al., 2016.

Módulo de desgasificación	Presión de vacío (kPa)	Recuperación de metano disuelto (%)	
		Lado del lumen	Lado de la carcasa
<b>Polidimetilsiloxano (PDMS)</b>	80	77,2 ± 2,3	62,0 ± 1.6
<b>Polipropileno (PP)</b>	80	93,3 ± 0,5	34,5 ± 0,5



### *Una nueva membrana de desgasificación acoplada a un reactor UASB*

Luo et al. (2014) buscaron desarrollar un nuevo mecanismo de mejora in situ del biogás acoplado a un módulo de membrana de desgasificación al reactor anaerobio.

Primeramente se realizaron experimentos por lotes para estudiar qué factores afectaban a la tasa de desorción de dióxido de carbono en la unidad de desgasificación, siendo estos la intensidad de mezcla, la presión transmembrana, el pH y la concentración de carbono inorgánico. Una vez establecidas las condiciones óptimas de operación se instalaron dos reactores UASB acoplados a la unidad de desgasificación. Uno de los reactores UASB se utilizó para la mejora in situ del biogás y la recuperación de metano del efluente anaeróbico, mientras que el otro se usó como control. Los reactores UASB operaron a 37 °C, con un volumen de trabajo de 1 litro y fondo cónico conectado a un tubo para promover la fluidización uniforme. Se inocularon con 240 ml de gránulos mesófilos de UASB que trataba aguas residuales de almidón de patata, que representaban el 20% del volumen de trabajo del reactor. Los reactores UASB fueron alimentados con un flujo de 700 ml/d de aguas residuales sintéticas, preparadas disolviendo 15 g de glucosa y 5 g de bicarbonato de sodio en 1 L de medio BA. En la parte superior de cada reactor se encontraba un separador para separar las partículas de gas y gránulo del líquido y evitar el lavado de gránulos del reactor y el biogás producido se midió con un medidor de gas. El efluente de uno de los reactores UASB se hizo circular a través de un módulo de membrana de desgasificación permeable a los gases sumergido en una unidad de desgasificación para desorber el dióxido de carbono y el metano presentes en dicho efluente líquido (Figura 25).

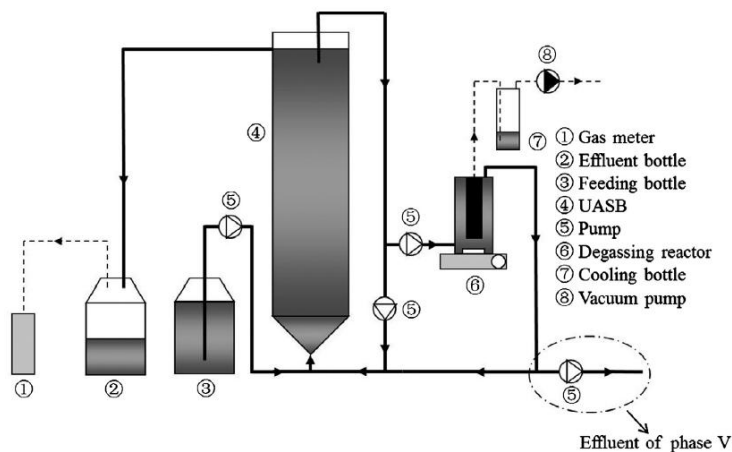


Figura 25: Configuración del reactor.

Fuente: Luo et al., 2014.



Se utilizaron dos bombas de recirculación con velocidad constante (5 l/h) para mantener una velocidad de flujo ascendente de 1 m/h. Una de ellas bombeaba el efluente líquido de la unidad de desgasificación al reactor UASB y la otra proporcionaba recirculación al propio reactor UASB.

La unidad de desgasificación presentaba un volumen de trabajo de 0,4 L y un módulo de membrana de desgasificación con una superficie total de 0,713 m<sup>2</sup>, formado por 3200 membranas de fibra hueca, cada una consistente en una capa de poliuretano delgada no porosa, intercalada entre dos capas de polietileno porosas (modelo MHF 3504, Mitsubishi Rayon) (Figura 26).



Figura 26: Módulo de membrana utilizado.  
Fuente: mcmedical

Cada fibra tenía un diámetro externo de 284  $\mu\text{m}$  y una longitud de 25 cm. El líquido no era capaz de pasar al interior de la membrana, pero el dióxido de carbono y el metano difundían en el interior de las membranas de fibras huecas gracias a la presión ejercida por bombas de vacío y se generó agitación magnética en la unidad de desgasificación para mejorar la transferencia gas-líquido (Figura 27).

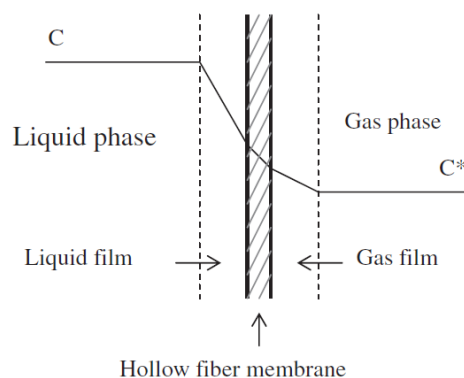


Figura 27: Modelo de transferencia de masa de la membrana de fibra hueca. El CO<sub>2</sub> disuelto en la fase líquida necesita cruzar la película líquida, la membrana y la película de gas para penetrar en el interior de la membrana de fibra hueca.

Fuente: Luo et al., 2014.

El estudio se realizó en 5 fases para analizar la operación sin recirculación del líquido en la membrana y el efecto de la velocidad de recirculación. El rendimiento del reactor de control fue estable todo el tiempo, por lo que sólo se recogieron en el estudio los datos del reactor con módulo de membrana en los diferentes períodos experimentales. Para la unidad de desgasificación la velocidad de agitación se fijó en 500 rpm y la presión transmembrana en 94 kPa en las fases 2, 3, 4 y 5 basándose en los resultados de los experimentos por lotes. En el reactor de control, la velocidad de agitación fue de 500 rpm pero no se aplicó presión de vacío. Los resultados por fases se recogen en la tabla 5.

### Operación sin recirculación del líquido en la membrana

Durante la fase 1 ambos reactores UASB fueron operados sin recircular el líquido que pasa a través de la unidad de desgasificación (sin desorción de dióxido de carbono) y se observó un rendimiento estable del reactor con una tasa de producción de biogás de alrededor de 6920 mL/d y un contenido de metano del 51,7%.

### Efecto de la velocidad de recirculación

En las fases 2, 3 y 4, se ensayaron diferentes velocidades de recirculación a la unidad de desgasificación, y el efluente del reactor UASB salió por rebose a la botella de efluente. Durante la fase 2, parte del líquido recirculado del reactor (0,21 L/h) se hizo pasar a través de la unidad de desgasificación, disminuyendo la tasa de producción de biogás en el reactor UASB a 4860 mL/d y aumentando el contenido de metano al 71,6%. En la unidad de desgasificación se consiguió una desorción de 2146 ml/d de dióxido de carbono, demostrándose la viabilidad del reactor UASB acoplado a membrana de desgasificación para la mejora in situ del biogás. Durante la fase 3 una gran parte del líquido recirculado (0,42 L/h) se llevó a la unidad de desgasificación para lograr aumentar aún más el contenido de metano en el biogás. Así aumentó el dióxido de carbono desorbido a 2938 mL/d, con un aumento simultáneo del contenido de metano de alrededor del 90%, en relación a la fase 2. En la fase 4 se aumentó la tasa de líquido recirculado que pasaba a través del reactor de desgasificación a 0,63 L/h, pero sólo dio lugar a un ligero aumento del contenido de metano a alrededor del 94%.

En la fase 5, el efluente del reactor UASB se bombeó directamente a través del módulo de desgasificación, reduciéndose la pérdida de metano debido a la disolución en el efluente. La concentración de metano disuelto en el efluente disminuyó desde 15 mg CH<sub>4</sub>/L hasta 2,08 mg CH<sub>4</sub>/L, dando una recuperación eficiente de metano disuelto.

Tabla 5: Rendimiento del reactor UASB y unidad de desgasificación.  
Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Luo et al., 2014.

	Fase 1 (0-30 d)	Fase 2 (31-51 d)	Fase 3 (52-73 d)	Fase 4 (74-84 d)	Fase 5 (85-105 d)
<b>UASB</b>					
<b>pH</b>	6,62 ± 0,03	7,09 ± 0,04	7,46 ± 0,05	7,71 ± 0,04	7,69 ± 0,04
<b>Carbono inorgánico (mM)</b>	65 ± 1,1	62,8 ± 0,8	57 ± 1,1	50,4 ± 1,4	51 ± 1,7
<b>Tasa de recirculación desde UD (L/d)</b>	0	0,21	0,42	0,63	0,63
<b>Producción de biogás (mL/d)</b>	6920 ± 240	4860 ± 276	3916 ± 231	3620 ± 129	3710 ± 180
<b>Metano en biogás (%)</b>	51,7 ± 1,5	71,6 ± 1,5	90,3 ± 1,7	94 ± 1,1	93 ± 1,6
<b>Metano disuelto en el efluente (mg CH<sub>4</sub>/L)</b>	15 ± 1,6	18 ± 0,1	21 ± 1	21 ± 2	2,08 ± 1
<b>UNIDAD DE DESGASIFICACIÓN</b>					
<b>pH</b>		8,1 ± 0,05	7,95 ± 0,05	7,86 ± 0,06	7,89 ± 0,08
<b>Metano disuelto en el efluente (mg CH<sub>4</sub>/L)</b>	-	1,92 ± 1	2,24 ± 1	1,92 ± 1	2,08 ± 1
<b>Dióxido de carbono desorbido (mL/d)</b>	-	2146 ± 126	2938 ± 197	3367 ± 235	3248 ± 296
<b>Metano desorbido (mL/d)</b>	-	58,5 ± 5,5	136,5 ± 8,5	200 ± 26	202 ± 24
<b>Metano recuperado (%)</b>	-	88 %	89 %	91 %	-

Aunque en el estudio el dióxido de carbono y metano desorbidos no se recogieron porque la bomba usada no era adecuada para recoger gas desorbido, podrían recogerse para su uso posterior mediante una separación adicional del metano.

Quedó demostrado que el reactor UASB acoplado a membrana de desgasificación era capaz de mejorar el biogás in situ y disminuir la concentración de metano disuelto en el efluente del reactor anaerobio.

## RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO MEDIANTE GAS DE ARRASTRE

El mecanismo de desorción de los contactores de membrana de fibra hueca microporosa mediante gas de arrastre se basa en proporcionar contacto entre una fase líquida saturada en metano y otra fase gaseosa diluida (aire o nitrógeno por ser un gas inerte) que introduce un gradiente de concentración en la interfaz gas-líquido y crea la fuerza motriz necesaria para la desgasificación. Para ello se necesitan flujos de aire significativos que produzcan una fase gaseosa diluida por debajo del límite inferior de inflamabilidad para el metano (alrededor de 0.03% CH<sub>4</sub> v / v en el gas de arrastre) (Brown, 2006). La membrana microporosa hidrófoba soporta el contacto no dispersivo entre las fases líquida y gas, pudiendo difundir el gas disuelto a través de los poros llenos de gas (Heile et al., 2014). La geometría de fibras huecas da mayores densidades de empaquetamiento por lo que se crean grandes áreas de superficie específicas, pudiendo utilizarse escalas de proceso reducidas y relaciones de gas a líquido más bajas.

### *Recuperación de metano disuelto de efluentes anaerobios usando contactores de membrana de fibra hueca*

Cookney et al. (2016) estudiaron la recuperación de metano disuelto a partir del efluente de un reactor UASB utilizando una membrana de fibra hueca no porosa y a partir del efluente de un reactor AnMBR utilizando una membrana de fibra hueca microporosa, por ser estas las configuraciones de membrana más apropiadas para cada tipo de efluente, según lo ya comentado.

Se estudió la transferencia de masa a partir de efluentes sintéticos saturados en metano, preparados mediante rociadores de agua desionizada con 99,995% de metano, utilizando un controlador de flujo másico para que la velocidad de rociado fuera de entre 0,001 y 1 L/min. Dichos efluentes sintéticos se utilizaron para establecer las condiciones de referencia. Para aumentar la velocidad a la que se alcanzó el equilibrio de saturación (a los 60 minutos) se utilizó un aspirador de 22 litros con un agitador magnético, que se mantuvo a 25 °C y se expuso a condiciones de lado gaseoso ricas en

metano, produciendo una concentración de metano disuelto de aproximadamente 21 mg CH<sub>4</sub>/L. El gas recogido en el espacio de cabeza de 2 litros se ventiló a través de una trampa de gas para liberar presión y evitar la sobresaturación de la solución sintética. Para estudiar los efluentes anaeróbicos reales saturados en metano de un reactor UASB y un reactor AnMBR, se sustituyó el aspirador por un tanque tampón de 10 litros de capacidad que se llenó con el efluente producido por el UASB o AnMBR. Los datos de transferencia de masa obtenidos fueron comparables a los producidos a partir de efluentes sintéticos, lo que sugirió que la matriz de efluentes no es limitante.

El reactor UASB tenía una capacidad de 42,5 litros y contenía una biomasa granular que trataba aguas residuales a temperatura ambiente (18 °C, con una DQO influente de 360 mg/L). Se operó a un tiempo de retención hidráulica de 9,4 h, dando lugar a una tasa de carga orgánica de 0,9 g/L/d. El reactor AnMBR estaba formado por el reactor UASB de 42,5 L, unido a una membrana de fibra hueca de ultrafiltración de polifluoruro de vinilideno (PVDF) aguas abajo, con un tamaño de poro nominal de 0,04 μm y un área superficial de 0,93 m<sup>2</sup>. En ambas configuraciones, se recirculó el efluente UASB (para el AnMBR indirectamente a través de la cámara de membrana), para proporcionar una velocidad de flujo ascendente interna de aproximadamente 1 m/h.

Se analizó el comportamiento de dos tipos de membranas. Uno de los tipos, el contactor de membrana de fibras huecas de polidimetilsiloxano (PDMS) estaba formado por 13 fibras densas de polidimetilsiloxano, cada fibra presentaba un espesor de pared de 250 μm, un diámetro interno de 3200 μm y un diámetro externo de 3700 μm, con una longitud de fibra de 0,62 m. Los extremos de las fibras se sellaron previamente para mejorar la adhesión y se encapsularon en una envoltura de PVC, siendo el diámetro de la carcasa de 23 mm. El volumen del módulo de desgasificación era de 257 ml, con una superficie de contacto total de 0,094 m<sup>2</sup> y fracción de relleno de 364 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Dicha membrana de PDMS se hizo funcionar con el flujo de agua paralelo a las fibras en el lado de la carcasa para evitar el riesgo de obstrucción del lumen. A partir de aire comprimido (8 barg) se produjo aire enriquecido con nitrógeno usando una membrana selectiva de nitrógeno y se introdujo en el lumen de la membrana de fibra hueca. Se controló la velocidad de flujo de gas nitrógeno usando una válvula de aguja. El otro tipo estudiado, el contactor de membrana de fibras huecas microporosas de polipropileno (PP) estaba formado por 7400 fibras de polipropileno, de un tamaño de poro inferior a

0,1  $\mu\text{m}$  y una porosidad del 40 %. Cada fibra presentaba un espesor de pared de 40  $\mu\text{m}$ , un diámetro interno de 220  $\mu\text{m}$  y un diámetro externo de 300  $\mu\text{m}$ , con una longitud de fibra de 0,14 m. El volumen del módulo de desgasificación era de 78 ml, con un diámetro de la carcasa 42,5 mm, una superficie de contacto total de 0,58  $\text{m}^2$  y fracción de relleno de 46200  $\text{m}^2/\text{m}^3$ . Dicha membrana se hizo funcionar haciendo pasar agua del lado del lumen para maximizar la transferencia de masa, mientras que el gas se introdujo en modo de contracorriente por el lado de la carcasa. Como muestra la Figura 28, la línea de agua se instaló aguas arriba y aguas abajo de la membrana con puertos de muestreo herméticos para recoger las muestras de líquido sin exposición a la atmósfera.

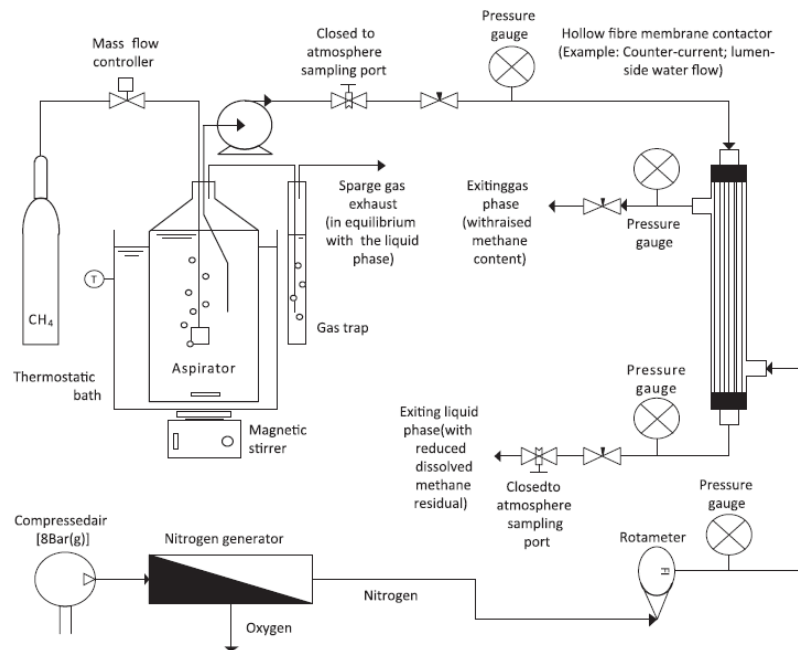


Figura 28: Esquema que muestra la saturación del agua con metano (para simular el efluente de un reactor anaerobio) y la membrana para la desorción de ese metano.

Fuente: Cookney et al., 2016.

Se estudio el efecto de la velocidad del efluente líquido en la eficiencia de recuperación de metano disuelto y se observó que a la menor velocidad del líquido probada ( $4 \times 10^{-4}$  m/s), se obtuvieron altas eficiencias de recuperación de metano disuelto, siendo del 92,6% y 98,9% para la membrana no porosa y microporosa, respectivamente. Al aumentar la velocidad del líquido, disminuía la eficiencia de recuperación de metano disuelto para ambas membranas, según lo indica la Figura 29. En el caso de la membrana densa (PDMS) la eficiencia de recuperación disminuyó rápidamente de 92,6% a 40,8% cuando la velocidad del líquido aumentó de  $4 \times 10^{-4}$  a  $6 \times 10^{-3}$  m/s y más gradualmente al aumentar la velocidad del líquido hasta  $4,7 \times 10^{-2}$  m/s,

donde se registró una eficiencia de recuperación de metano disuelto del 10,8%. En el caso del sistema de membrana microporosa, cuando se aumentó la velocidad del líquido a 0,045 m/s, la eficiencia de recuperación de metano disuelto disminuyó al 63,3%.

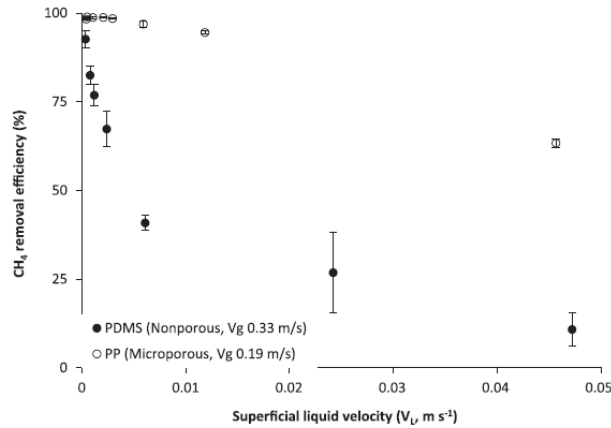


Figura 29: Impacto de la velocidad superficial del líquido sobre la eficiencia de recuperación de metano disuelto para los contactores de membrana no porosos (PDMS) y microporosos (PP), con una velocidad del gas fijada en 0,33 y 0,19 m/s, respectivamente.

Fuente: Cookney et al., 2016.

También se evaluó el efecto de la hidrodinámica del lado del gas sobre la eficiencia de recuperación de metano disuelto, manteniendo una velocidad del líquido fija (de 0,006 m/s y 0,0004 m/s para las membranas no porosas y microporosas, respectivamente) y se observó que para ambos sistemas de membrana, la eficiencia de recuperación de metano disuelto se mantuvo relativamente sin cambios al aumentar la velocidad del gas de  $1,5 \times 10^{-3}$  a  $9 \times 10^{-3}$  m/s y de 0,033 a 2,39 m/s para las membranas microporosas y no porosas respectivamente, tal y como muestra la Figura 30.

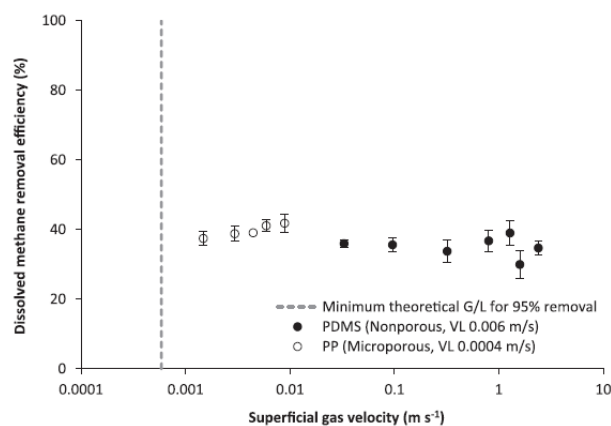


Figura 30: Impacto de la velocidad superficial del gas en la eficiencia de recuperación de metano disuelto para los contactores de membrana no porosos (PDMS) y microporosos (PP), con una velocidad del líquido fijada en 0,006 y 0,0004 m/s, respectivamente. La línea discontinua representa la velocidad del gas necesaria para conseguir la relación G/L min donde la recuperación es del 95%.

Fuente: Cookney et al., 2016.

Se concluyó que los ingresos generados a partir del metano recuperado son suficientes para compensar los costos operativos y de inversión de un proceso de recuperación de una sola etapa, pero si la descarga es a un conducto cerrado se requiere un arreglo multietapa para alcanzar el límite de metano disuelto requerido de 0,14 mg/L. Del metano recuperado se obtuvo una producción de electricidad de 0,12 Kwh/m<sup>3</sup> de agua residual tratada (suponiendo un 40% de eficiencia de conversión), que si se combina con la energía producida por el reactor AnMBR, puede compensar los costes de energía necesaria para el tratamiento de las aguas residuales urbanas, pudiendo abordar su tratamiento de forma energéticamente neutra. También se observó que una relación G/L min de 0,034 da lugar a una concentración de metano en el gas de arrastre final del 53%, lo cual es suficiente para usarlo para la producción de electricidad.

Para mejorar la viabilidad económica y restringir la escala del sistema se podría mejorar la transferencia de masa a través de la selección del material de membrana (utilizando aquellos con menor espesor de pared o sustratos de alta permeabilidad), o se podría incluir una filtración gruesa aguas arriba de la membrana y aguas abajo del reactor UASB para limitar la obstrucción de la membrana debido a la carga de materia orgánica, pudiendo utilizar así membranas con mayor densidad de empaque que permitirían adoptar espacios intersticiales menores.

### *Estudio comparativo de módulos de membrana de desgasificación*

Henares et al. (2016) estudiaron la recuperación de metano disuelto a partir de la corriente de recirculación de un reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB) a escala de laboratorio, investigando para ello el comportamiento de dos tipos de contactores de membrana de desgasificación de fibra hueca, un módulo no poroso de polidimetilsiloxano (PDMS) y otro módulo microporoso de polipropileno (PP). La información relativa al estudio ha sido obtenida del artículo de Henares et al. (2016), al que se hace referencia en el apartado de recuperación de metano disuelto aplicando vacío, ya que en dicho estudio se evalúan ambos métodos de recuperación de metano disuelto. Por lo tanto las condiciones de operación y las características del reactor EGSB y de los módulos de membrana son las mismas que en el caso anterior (Figura 31).



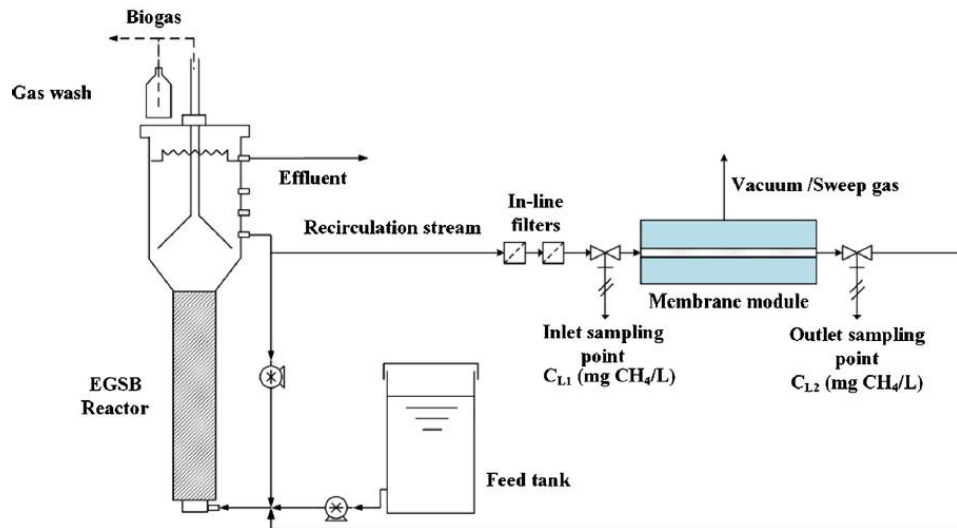


Figura 31: Esquema de la configuración del reactor EGSB y módulos de membrana de desgasificación.  
Fuente: Henares et al., 2016.

Para la recuperación de metano disuelto sobre ambos contactores de módulo de membrana no se utilizó la presión de vacío, sino la aplicación de un gas de arrastre a contracorriente. Se introdujo en los contactores gas nitrógeno de alta pureza ( $> 99,8\%$ ) en una gama de caudales entre 2,7 y 27,0 L/h para el módulo PDMS y entre 26,0 y 800 L/h para el módulo PP, utilizando un controlador de flujo de masa. Se midieron las presiones de líquido a la entrada y salida de la membrana con un manómetro portátil.

Ambos módulos fueron operados de dos modos: Inicialmente con la corriente líquida a desgasificar fluyendo en el interior de las fibras, aplicando nitrógeno como gas de arrastre y extrayendo el gas por el lado de la carcasa (modo del lado del lumen) y posteriormente se hizo pasar la corriente líquida a desgasificar por la carcasa del módulo, extrayendo el gas en el interior de las fibras (modo del lado de la carcasa). Se operaron ambos contactores de desgasificación del lado del lumen manteniendo una velocidad constante de flujo de agua de  $113,21 \text{ L/h/m}^2$ , pero variando el flujo de gas desde  $0,17 \times 10^{-3}$  a  $1,70 \times 10^{-3} \text{ L/h/m}^2$  para la membrana de PDMS y desde  $0,14 \times 10^{-3}$  a  $4,44 \times 10^{-3} \text{ L/h/m}^2$  para la membrana de PP. Se logró un aumento en la recuperación de metano disuelto al aumentar el flujo de gas, hasta un determinado momento donde el rendimiento de recuperación de metano disuelto se volvía constante a pesar del aumento de flujo. (Figura 32). Esto pudo deberse a que la resistencia a la transferencia de masa en fase gaseosa es muy débil y a la baja presión parcial de metano en el gas de arrastre.

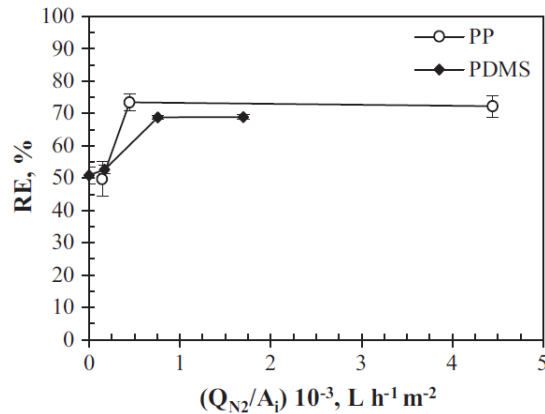


Figura 32: Efecto del flujo de gas sobre la recogida de metano para un flujo constante de agua de 113,21 L/h/m<sup>2</sup> operando del lado del lumen.  
Fuente: Henares et al., 2016.

Se estudiaron también los resultados al operar del lado de carcasa para comparar la eficiencia de recuperación de metano. A velocidad constante de flujo de agua de 22,64 L/h/m<sup>2</sup> se observó que la eficiencia de recogida de metano disuelto fue mayor en la operación del lado del lumen para ambos módulos de membrana (Tabla 6). Operando del lado de la carcasa se obtuvieron peores resultados, probablemente a la canalización que ocurre al pasar el líquido a través de la carcasa del módulo y no todas las fibras del módulo contribuyen adecuadamente a la eficiencia de recuperación de metano. En cuanto a la mayor eficiencia del lado del lumen, se obtuvieron mejores resultados con el módulo PP, al contrario que en el funcionamiento del lado de la carcasa, posiblemente debido a las diferentes densidades de empaquetamiento de los dos módulos, ya que el módulo PDMS es el de menor densidad de empaquetamiento y esto da lugar una mayor transferencia de masa en el funcionamiento del lado de la carcasa.

Tabla 6: Resultado de los modos de funcionamiento del lado del lumen y del lado de la carcasa sobre la eficiencia de recogida de metano disuelto, para  $Q_L / A_i = 22,64 L/h \cdot m^2$ .

Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Henares et al., 2016.

Módulo de desgasificación	Flujo de gas ( $Q_{N_2}/A_i = L/h/m^2$ )	Recuperación de metano disuelto (%)	
		Lado del lumen	Lado de la carcasa
PDMS	$0,17 \times 10^{-3}$	$74,0 \pm 4,1$	$35,2 \pm 1,7$
	$1,70 \times 10^{-3}$	$72,4 \pm 0,8$	$29,4 \pm 2,0$
PP	$0,44 \times 10^{-3}$	$98,5 \pm 0,9$	$26,9 \pm 3,4$
	$4,44 \times 10^{-3}$	$97,2 \pm 0,7$	$28,3 \pm 1,9$

## CONSIDERACIONES ENERGÉTICAS

Se puede estimar la cantidad de energía necesaria para operar una membrana de desgasificación utilizando vacío para proporcionar el gradiente de presión parcial mediante la ecuación para compresión adiabática:

$$W_{ad} = \frac{kWRT}{k-1} \left[ \left( \frac{p_{out}}{p_{in}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

Siendo:  $W_{ad}$  la potencia (J/s),  $k$  la relación de capacidad calorífica,  $W$  el caudal molar (mol/s),  $R$  la constante de gas (8,314 J/mol/K),  $T$  la temperatura del gas de entrada (K), y  $p_{out}$  y  $p_{in}$  (kPa) las presiones absolutas de descarga y entrada, respectivamente (Green, 2008).

Algunos estudios han sugerido que, si el metano disuelto pudiera ser capturado eficientemente, los biorreactores anaeróbicos de membrana (AnMBR) se podrían operar sólo con la energía producida por el sistema (Kim et al., 2011; Shin et al., 2014), pues se sabe que en las plantas de tratamiento de aguas residuales se puede obtener energía mediante la conversión del metano producido en electricidad, a través de la cogeneración. En concreto Shin et al. (2014) evaluaron la aplicación de un biorreactor de membrana de lecho fluidizado anaeróbico escalonado (AFBR-AFMBR) para el tratamiento del efluente de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas en tiempo real durante 485 días. Para controlar el ensuciamiento de la membrana, en vez de usar rociado de gas, se utilizó carbón activado granular fluidizado (CAG), que limpiaba las superficies de las membranas a través del contacto físico y el movimiento, además de servir como medio de soporte para los microorganismos anaerobios y nivelar las fluctuaciones orgánicas gracias a su buena capacidad de sorción, permitiendo una mejor eliminación de los compuestos orgánicos traza de interés para la salud. El sistema AFBR-AFMBR estaba formado por dos reactores, como se ilustra en la Figura 33. El biorreactor sin membranas (AFBR) proporcionó un tratamiento parcial de las aguas residuales y el biorreactor con membranas (AFMBR) completó el proceso de tratamiento, reteniendo todos los sólidos suspendidos para su tratamiento posterior y eliminación alternativa. El biorreactor AFBR, contenía 139 kg de CAG, con un tamaño efectivo entre 0,8 y 1 mm, que ocupaba el 25% del volumen del reactor y se mantuvo fluidificado recirculando el efluente del reactor a un caudal de 0,15 m<sup>3</sup>/min (velocidad de flujo ascendente de 27 m/h) con una bomba instalada junto con un caudalímetro. A

esa velocidad el CAG ascendía hasta aproximadamente el 40% de la altura del reactor. El otro biorreactor (AFMBR), contenía cinco módulos de membrana, cada uno con membranas de fluoruro de polivinilideno de fibra hueca de 1,85 m de longitud (PVDF) con un tamaño de poro de 0,03  $\mu\text{m}$  y una superficie total de 39,5  $\text{m}^2$ . El reactor AFMBR contenía 264 kg de CAG, que ocupaba el 60% del volumen del reactor cuando estaba asentado. El caudal de recirculación se ajustó a 0,53  $\text{m}^3/\text{min}$  (velocidad de flujo ascendente de 75 m/h), suficiente para expandir el CAG al 100% del volumen del reactor, para que todas las superficies de la membrana entraran en contacto con las partículas de carbón activo granular fluidizado.

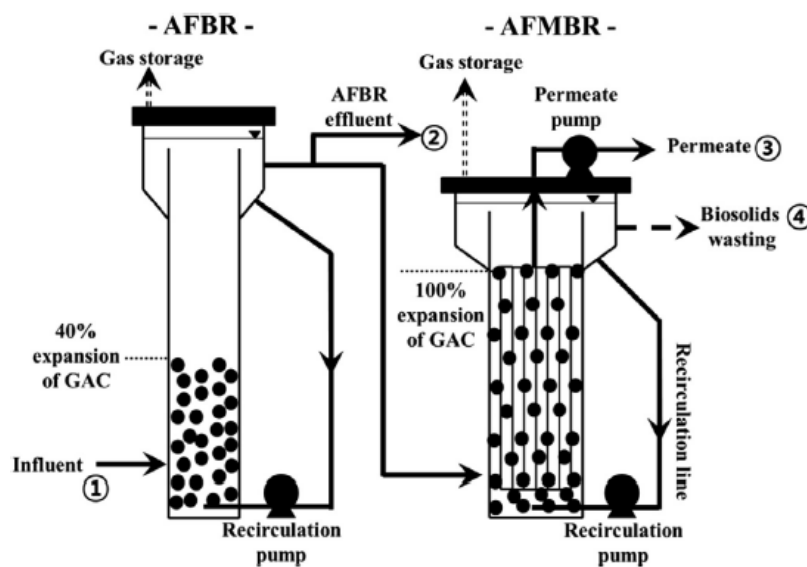


Figura 33: Diagrama esquemático del sistema AFBR-AFMBR de escala piloto.  
Fuente: Shin et al., 2014.

El reactor AFBR se puso en funcionamiento añadiendo 100 L de lodo digerido obtenido de un digestor de otra planta de tratamiento de aguas residuales de la localidad, que contenía 47 g/L de sólidos suspendidos totales (TSS) y 36 g/L de sólidos volátiles suspendidos (VSS), y fue operado con un TRH de 2,0 h con un caudal de 12  $\text{m}^3/\text{d}$ . Una parte del efluente del reactor AFBR se envió por flujo de gravedad al reactor AFMBR y el resto se envió a desecho. El gas producido por cada reactor se recogió por separado para medir su volumen y composición. A los 95 días de funcionamiento del reactor AFBR, se puso en funcionamiento el reactor AFMBR, con un flujo de membrana de 7,5

L/m<sup>2</sup>/h y un TRH de 2,6 h. La única fuente de siembra para el reactor AFMBR fueron los microorganismos transportados con los sólidos suspendidos del reactor AFBR.

Los resultados operacionales se dividieron en ocho períodos estacionales en función de la temperatura de las aguas residuales influentes. Aquellos resultados obtenidos durante los primeros seis meses no se consideraron indicativos del funcionamiento a largo plazo del sistema, porque este fue el periodo de aclimatación del sistema. Durante el segundo otoño y segundo invierno, se realizaron balances de masa de DQO y se observó que la DQO eliminada fue similar (216 y 190 mg/L, respectivamente), así como la cantidad de DQO convertida en metano (54 y 59%, respectivamente). La mayor diferencia fue que durante el invierno se disolvió mayor proporción de metano total en el permeado de membrana (61%) que durante el otoño (28%) (Figura 34). El metano producido en el reactor AFBR estaba principalmente en forma disuelta y se pasó al reactor AFMBR, donde se produjo la mayor parte de emisión del metano gaseoso. La reducción del sulfato era un fuerte competidor para la producción de metano, pero disminuía al bajar la temperatura en invierno, permitiendo entonces mayores conversiones de compuestos orgánicos al metano.

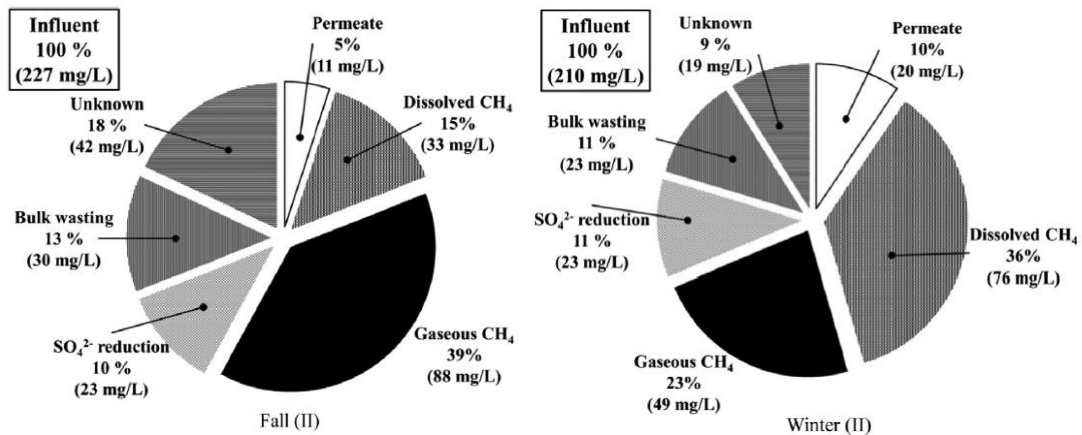


Figura 34: Balances de DQO (mg/L) y distribuciones (%) durante el segundo otoño e invierno de estudio. Fuente: Shin et al., 2014.

Los propios autores, realizaron un balance energético para el sistema estudiado (AFBR-AFMBR) y observaron que los dos componentes principales que más afectaban al consumo de energía fueron la fluidización del CAG y de la pérdida de carga por el bombeo en la línea de recirculación. Estimaron que la energía total requerida para la

operación del sistema era de  $0,227 \text{ kWh/m}^3$ , siendo la mayor parte de esta debida al funcionamiento del reactor AFMBR ( $0,211 \text{ kWh/m}^3$ ) (Tabla 7). El mayor consumo de energía del reactor AFMBR se asoció a la alta velocidad de flujo ascendente requerida para fluidizar mayor masa de CAG al 100% de la altura de la membrana.

Tabla 7: Requerimientos energéticos para el funcionamiento del sistema AFBR-AFMBR.  
Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Shin et al., 2014.

Reactor	Componente		Requerimiento energético	
			$\text{kWh/m}^3$	% respecto al total
AFBR	Fluidización de CAG	Columna	0,000	0
		CAG	0,007	3
	Recirculación	Difusor	0,001	1
		Línea de recirculación	0,007	3
	<b>Subtotal</b>		<b>0,016</b>	<b>7</b>
AFMBR	Fluidización de CAG	Columna	0,005	2
		CAG	0,092	41
		Módulo de membrana	0,005	2
	Recirculación	Difusor	0,005	2
		Línea de recirculación	0,102	45
	Permeado	Bomba	0,001	1
	<b>Subtotal</b>		<b>0,211</b>	<b>93</b>
<b>SISTEMA TOTAL</b>			<b>0,227</b>	<b>100</b>

Observaron que se podrían reducir los requisitos de energía para el reactor AFMBR mejorando su diseño. Por ejemplo, el consumo de energía para la recirculación podría reducirse hasta  $0,094 \text{ kWh/m}^3$  de efluente tratado aumentando el diámetro de la línea de reciclado de 10 a 20 cm, reduciendo así significativamente el consumo total de energía a  $0,133 \text{ kWh/m}^3$  de efluente tratado. También se podría aumentar la densidad de la membrana del reactor AFMBR, lo que aumentaría el área de la membrana a la proporción de la masa de CAG y reduciría el TRH. Además una limpieza química ocasional de las membranas permitiría el funcionamiento con un flujo más alto, reduciendo así los requerimientos energéticos.

Como se ha podido observar en la figura 33, durante el invierno, con bajas temperaturas (9 - 15°C) la producción de metano gaseoso y disuelto fue de 12,3 y 19,1 mg CH<sub>4</sub>/L, respectivamente. Según indican Crone et al. (2016), combinando estas dos formas de metano se obtuvo que durante este periodo la energía teórica disponible a partir del metano producido (31,4 mg CH<sub>4</sub>/L) fue de 0,433 kWh/m<sup>3</sup> de efluente tratado (ya que 1 mol de metano = 0,222 kWh) (Figura 35). Considerando una eficiencia de transferencia de energía del 37% en la conversión de metano en electricidad, la producción potencial de energía eléctrica sería de 0,160 kWh/m<sup>3</sup>, y el resto se consideran pérdidas energéticas derivadas de la conversión del combustible a electricidad (0,273 kWh/m<sup>3</sup>). De la energía eléctrica producida 0,160 kWh/m<sup>3</sup>, la mayor parte es necesaria para el funcionamiento del reactor AFBR-AFMBR (0,13 kWh/m<sup>3</sup>) y el resto se debe a la realización de operaciones unitarias como compresión, bombeo, mezclado, etc. (0,032 kWh/m<sup>3</sup>) (Crone et al., 2016).

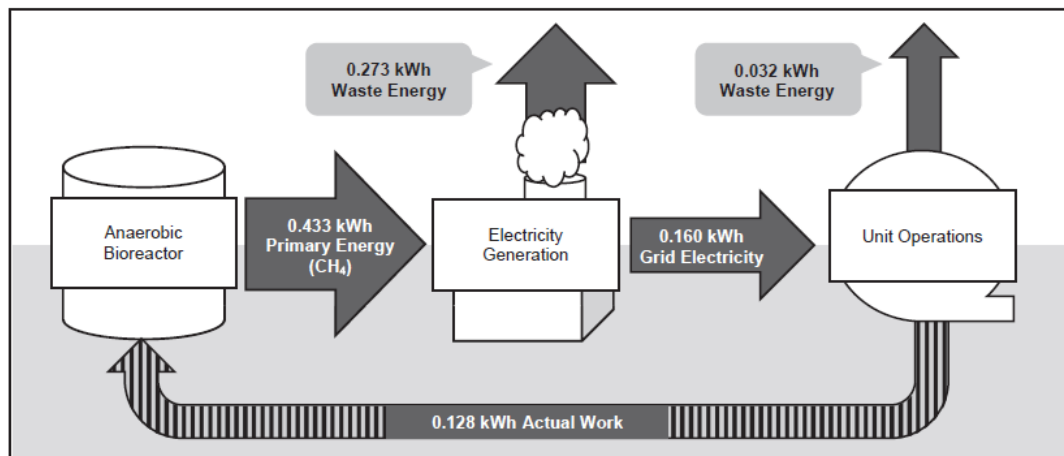


Figura 35: Proceso de conversión de energía durante la operación de un reactor anaerobio.  
Fuente: Crone et al., 2016.

Crone et al., 2016 también calcularon la energía necesaria para realizar las operaciones unitarias. Para las condiciones de operación del estudio de Shin et al. (2014), mediante la ecuación para compresión adiabática obtuvieron que la recuperación de metano disuelto requería 0,009 kWh/m<sup>3</sup>, la energía necesaria para la mejora y compresión del metano disuelto recuperado era de 0,011 kWh/m<sup>3</sup> y en el espacio de cabeza era de 0,017 kWh/m<sup>3</sup>. Todas estas, sumadas a la energía necesaria para el funcionamiento del reactor AFBR-AFMBR (0,13 kWh/m<sup>3</sup>) dan una necesidad energética total de 0,160 kWh/m<sup>3</sup> (Tabla 8), que como se había visto, se puede



compensar con la energía contenida en el metano disuelto y en el espacio de cabeza ( $0,160 \text{ kWh/m}^3$ ) (Crone et al., 2016).

Tabla 8: Balance energético de un sistema AFBR-AFMBR.  
Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Crone et al., 2016.

Proceso	Requerimiento energético ( $\text{kWh/m}^3$ de efluente tratado)
Recuperación de metano disuelto	0,009
Mejora y compresión del metano disuelto recuperado	0,011
Mejora y compresión del metano gas del espacio de cabeza	0,007
Operación del sistema AFBR-AFMBR	0,133
Requerimiento energético total	0,160
Energía contenida en el metano disuelto y gaseoso	0,160

Se puede observar cómo el sistema produce toda la energía requerida para operar a bajas temperaturas (entre 9 y 15 °C). Se tomaron valores conservadores para los parámetros del proceso incluidos en el balance energético, representando valores medios de entre los estudios revisados y aplicables a módulos de membrana tanto no porosa como microporosa. Si se tomaran valores menos conservadores, la producción de energía podría exceder los requerimientos de energía de los sistemas y la energía sobrante se proporcionaría a la red eléctrica. Este balance energético también es aplicable a reactores UASB con un efecto neto similar, siempre que la energía requerida para el post-tratamiento sea menor que el requerimiento energético para la operación del sistema AnMBR (Crone et al., 2016).

Si disminuye la presión absoluta en el lado del permeado mejorará la eficiencia de recolección. La compresión por etapas también puede reducir la cantidad de energía requerida para lograr un alto grado de recuperación de metano disuelto. Optimizando los sistemas de recuperación de metano disuelto a base de membrana se podría mejorar la eficiencia hasta llegar a un punto donde el tratamiento las ARU produciría energía (Cookney et al., 2016; Henares et al., 2016).



## OXIDACIÓN BIOLÓGICA DEL METANO DISUELTO

Otra forma de reducir las emisiones de metano a la atmósfera es su oxidación biológica en biofiltros formados por materiales de empaque (como tubos de plástico, suelos y compost) a modo de sustrato para el crecimiento de bacterias oxidantes de metano, convirtiendo el metano gaseoso en dióxido de carbono. El metano es oxidado biológicamente por las bacterias oxidantes del metano, o metanotrofos, unas bacterias Gram-negativas aerobias que utilizan el metano como única fuente de carbono y energía y se dividen en dos grupos: el tipo I (Gammaproteobacteria) y el tipo II (Alphaproteobacteria) (Hanson y Hanson, 1996). Durante la oxidación biológica del metano disuelto en el efluente del proceso de las plantas de tratamiento de aguas residuales anaerobias, también se oxida parte de la materia orgánica degradable restante, el amonio y el sulfuro, de forma que se cree que se produce una competencia intensa por el oxígeno entre las bacterias que oxidan tales sustancias y las bacterias oxidantes del metano (Hatamoto et al., 2010). Aunque las bacterias oxidantes del metano superan a las bacterias oxidantes del amoníaco, a la bacterias heterotróficas sólo las supera con bajas concentraciones de oxígeno y sustrato orgánico (Megm y Knowles, 1987; Van der Ha et al., 2001).

En la presente revisión bibliográfica se evaluó la eficiencia de eliminación de metano disuelto en el efluente de reactores anaerobios mediante su oxidación, comparando varios estudios relativos al tema.

### *Eliminación simultánea de amonio y metano disueltos del efluente de digestión anaerobia*

Chen et al. (2015) propusieron un nuevo sistema para la eliminación simultánea de amonio y metano disuelto de un efluente de digestión anaerobia integrando procesos de nitrificación parcial-Anammox-DAMO en un reactor de biopelícula de membrana de una sola etapa (MBfR). Para ello se aplicó un modelo matemático que evaluaba el rendimiento del sistema bajo diferentes condiciones operacionales y las correspondientes interacciones microbianas.

Se construyó un modelo de biopelícula para simular los procesos de bioconversión y la estructura de la comunidad microbiana en la MBfR, que describía las relaciones entre varias especies: bacterias oxidantes de amonio (AOB), bacterias oxidantes de nitritos (NOB), arqueas reductoras de nitrato a nitrito usando metano como donador de electrones (arqueas DAMO), bacterias capaces de convertir nitrito en nitrógeno gas utilizando electrones derivados de la oxidación del metano (bacterias DAMO), bacterias anaerobias oxidantes del amonio (bacterias Anammox) y biomasa inerte y seis especies solubles: amonio ( $\text{NH}_4^+$ ), nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ), nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ), nitrógeno molecular ( $\text{N}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ) y oxígeno ( $\text{O}_2$ ). De esta forma, al acoplar microorganismos DAMO con Anammox, los primeros consumían metano, contribuyendo al mismo tiempo a la eliminación del nitrógeno total (TN).

En este sistema se suministraba el oxígeno a través de membranas permeables a los gases para evitar el desprendimiento de metano disuelto, sirviendo también como soporte para la biopelícula. Se proporcionó líquido de digestión con amonio y metano disueltos (Figura 36).

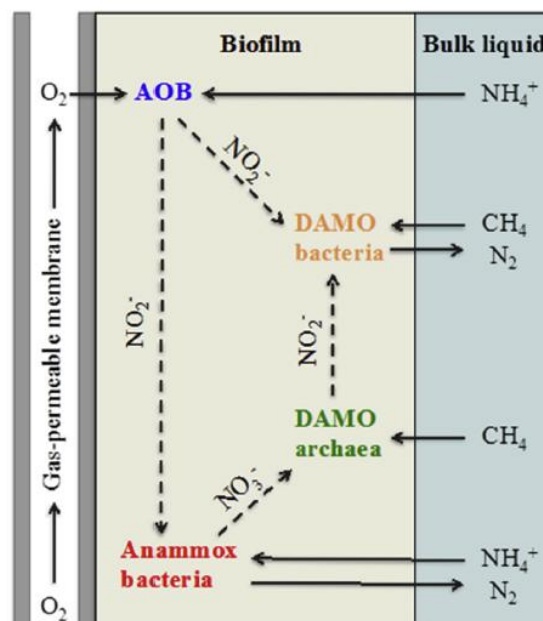


Figura 36: Interacciones microbianas y reacciones bioquímicas que se producen en la biopelícula del sistema MBfR para la eliminación simultánea de amonio y metano disuelto.

Fuente: Chen et al., 2015.

Las bacterias AOB se encontraban cerca de la superficie de la membrana (en la base de la biopelícula, de 0 a 150  $\mu\text{m}$ ), porque era donde estaban disponibles el oxígeno y

el amonio, mientras que los microorganismos de Anammox y DAMO crecían principalmente en la capa de biopelícula próxima al efluente líquido (dominante en la capa externa, de 225 a 750  $\mu\text{m}$ ) donde el metano, el amonio y el nitrito estaban disponibles. Esto mostró que la cooperación entre las bacterias AOB y Anammox contribuye a la eliminación de TN, mientras que las bacterias DAMO desempeñan un papel significativo en la eliminación de metano disuelto en dicho sistema MBfR.

Se realizaron simulaciones de modelo bajo diferentes condiciones operativas para evaluar la implementación del proceso de nitrificación parcial-Anammox-DAMO en el MBfR. Se consideraron cinco escenarios de simulación diferentes, examinándose en el escenario 4 el impacto conjunto de la carga superficial influente y la carga superficial de oxígeno para conseguir la eliminación simultánea de amonio y metano disuelto del efluente del digestor anaerobio. Las combinaciones de parámetros se eligieron sistemáticamente en amplios rangos de carga superficial influente (0,0005 - 0,001 m/d, correspondientes a TRH entre 4 y 8 horas), carga superficial de oxígeno (1-2  $\text{g}/\text{m}^2/\text{d}$ ) y grosor de biopelícula (350-1250  $\mu\text{m}$ ) y se aplicó un espesor medio inicial de biopelícula de 20  $\mu\text{m}$ , con una capa límite entre la fase líquida y la biopelícula se estableció de 100  $\mu\text{m}$ , independientemente del grosor de la biopelícula. Se trabajó a una temperatura de 25  $^{\circ}\text{C}$ . Para evaluar el rendimiento de la MBfR se utilizaron como indicadores el NT de estado estacionario y la eficiencia de eliminación de metano disuelto.

El reactor MBfR utilizado en el estudio presentaba un volumen de trabajo de 1  $\text{m}^3$  con una fase líquida completamente mezclada. El volumen aparente y la superficie de biopelícula del reactor eran 0,96  $\text{m}^3$  y 235  $\text{m}^2$ , respectivamente, dando una relación superficie a volumen de 245  $\text{m}^2/\text{m}^3$ . Las membranas para el suministro de oxígeno y la fijación de biopelícula tenían un volumen de gas de aproximadamente 0,04  $\text{m}^3$  dentro de la luz de la membrana. El aire comprimido se suministraba en flujo continuo al módulo de membrana. Se aplicó una presión de gas entre 10 y 120 kPa del lado del lumen de membrana para controlar el flujo de oxígeno a la biopelícula, con un caudal constante de gas de 0,8  $\text{m}^3/\text{d}$ . Se alimentaron aguas residuales que contenían amonio y metano disuelto, de 1 g de N/L y 100 g de DQO/ $\text{m}^3$ , imitando las condiciones de sustrato similares en el líquido de digestión anaerobia. La fase líquida se suministró con un caudal entre 0,12 y 0,24  $\text{m}^3/\text{d}$ , dando diferentes cargas superficiales influentes, entre 0,0005 y 0,001 m/d, que correspondían a THR entre 4 y 8 días.

Bajo las condiciones de operación del escenario 4 (Carga superficial influente entre 0,0005 y 0,001 m/d, TRH entre 4 y 8 d y espesor de la biopelícula de 750  $\mu\text{m}$ ) se consiguieron unas eficiencias de remoción de amonio, nitrógeno total y metano disuelto de 99,5, 95,9% y 93,4%, respectivamente. Se observó que para alcanzar una eliminación de nitrógeno total superior al 90%, el TRH debía estar entre 4,75 y 8 días, y la carga superficial de oxígeno entre 1,20 y 1,90  $\text{g}/\text{m}^2/\text{d}$  (Figura 37).

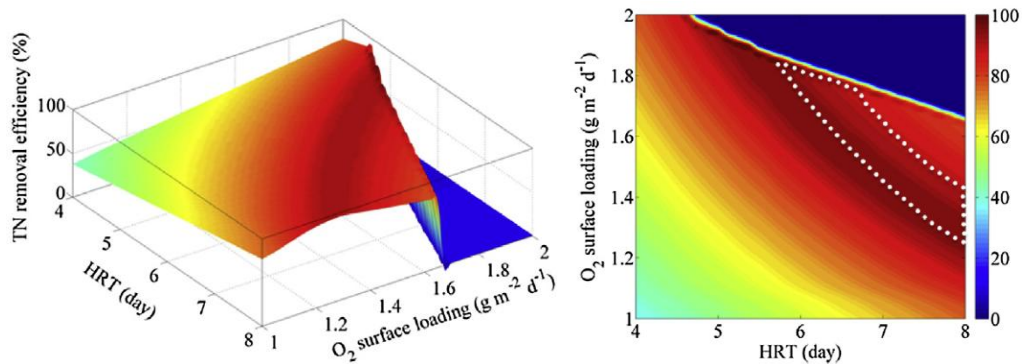


Figura 37: Resultados del modelo de simulación para el escenario 4. Se observa el efecto combinado del TRH y de la carga superficial de oxígeno en la eficiencia de eliminación de nitrógeno total. La escala de color representa la eficiencia de eliminación en %.

Fuente: Chen et al., 2015.

Bajo esas mismas condiciones del escenario 4, para alcanzar una eficiencia óptima de eliminación de metano disuelto superior al 90%, el TRH debía ser mayor a 5,75 días, y la carga superficial de oxígeno no debía mostrar valores muy altos o muy bajos porque se eliminaban los microorganismos DAMO de la biopelícula y no se producía una buena eliminación de metano disuelto (Figura 38).

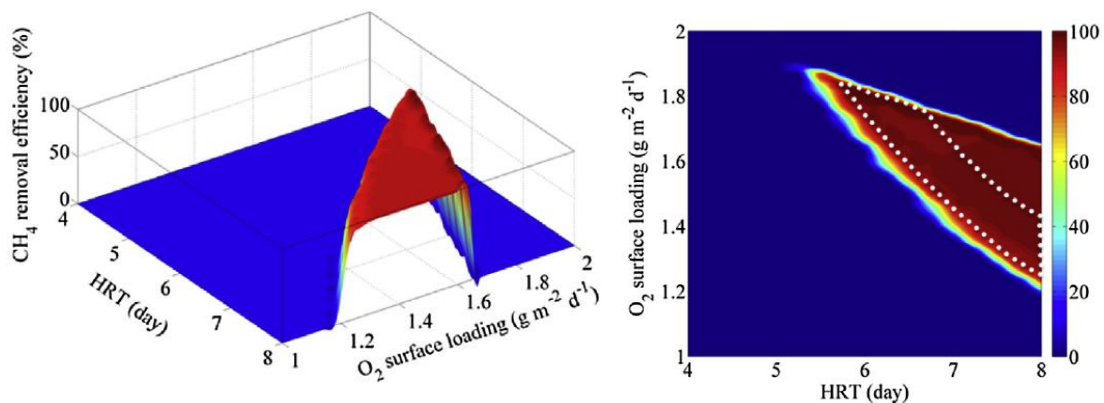


Figura 38: Resultados del modelo de simulación para el escenario 4. Se observa el efecto combinado del TRH y de la carga superficial de oxígeno en la eficiencia de eliminación de metano disuelto. La escala de color representa la eficiencia de eliminación en %. La línea de puntos del gráfico de la derecha representa la región óptima para la extracción simultánea de nitrógeno total y metano de alta velocidad.

Fuente: Chen et al., 2015.

Se observó que para la eliminación simultánea de alto nivel (> 90%) de amonio y metano disuelto del efluente del digester anaerobio, el TRH debía mantenerse entre 5,75 y 8 días y la carga superficial de oxígeno entre 1,25 y 1,85 g/m<sup>2</sup>/d, ya que bajo estas condiciones operativas, las bacterias AOB, las bacterias Anammox y los microorganismos DAMO coexisten y se estratifican adecuadamente en la biopelícula.

Los resultados de la simulación demostraron que las eficiencias máximas de remoción simultánea de nitrógeno total y metano disuelto alcanzaron hasta el 96% y 98% ajustando la carga de superficie influente (TRH) y la carga de superficie de oxígeno, manteniendo un espesor de biopelícula suficiente y adecuado. A la vista de los resultados, quedó demostrada la viabilidad potencial del sistema propuesto para la eliminación simultánea de amonio y metano disuelto del efluente de digestión anaerobia.

#### *Oxidación biológica de metano disuelto en el efluente de un UASB utilizando un reactor de esponja colgante descendente (DHS)*

Hatamoto et al. (2010) estudiaron la oxidación biológica del metano disuelto del efluente de un reactor UASB utilizando un sistema de esponjas colgantes (DHS), que consiste en un filtro con esponjas de poliuretano para la retención de biomasa. Para ello se utilizaron aguas residuales artificiales y se analizó la estructura de la comunidad microbiana presente en el lodo responsable de la oxidación del metano disuelto mediante análisis de secuencias de los genes ARNr 16S y pmoA.

Se utilizó un sistema de esponjas colgantes DHS cerrado con una columna de 4 L, que presentaba un volumen de trabajo de 0,25 L en el que se colgó una cadena de 31 cubos de esponja de poliuretano conectados en diagonal en serie, con 1 m de longitud. Dichas esponjas se empaparon en lodos activados diluidos de una planta de tratamiento de aguas residuales que trataba aguas residuales municipales y se alimentaron al sistema las aguas residuales artificiales con metano disuelto (100% [v / v]), por la parte superior del reactor (Figura 39). El pH de la alimentación fue de 8,1 y la temperatura de 20°C.

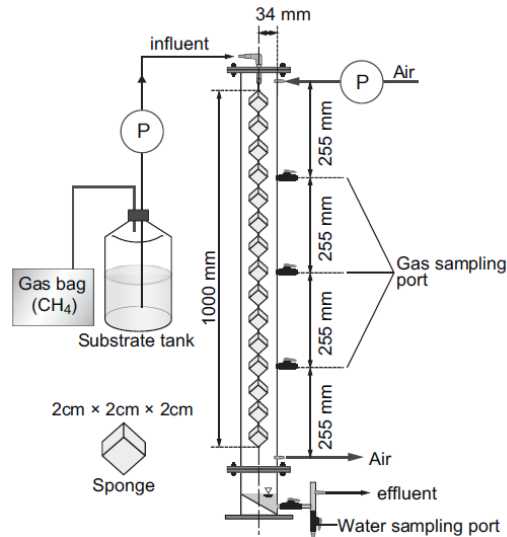


Figura 39: Diagrama esquemático del sistema DHS cerrado utilizado en el estudio. El agua residual artificial se satura con gas metano. Hay una bolsa de gas llena de metano conectada al tanque de sustrato para asegurar una atmósfera con 100% de metano.

Fuente: Hatamoto et al., 2010.

El estudio se llevó a cabo en cuatro fases. Durante la fase 1 (días 0-60) el TRH fue de 2 h y el flujo de aire influente de 0,95 L/d, durante la fase 2 (días 61 - 128), el TRH continuó en 2 h pero se aumentó el flujo de aire influente a 2,5 L/d, durante la fase 3 (días 129 - 204) disminuyó el TRH a 1 h y se mantuvo el flujo de aire influente en 2,5 L/d, finalmente durante la fase 4 (días 205 - 225), el TRH disminuyó a 0,5 h y el flujo de aire influente se mantuvo en 2,5 L/d.

El sistema DHS cerrado operó con un TRH de 2 h y un flujo de aire influente de 3,8 m<sup>3</sup>/d, siendo el volumen de oxígeno 1,3 veces mayor que la demanda teórica de oxígeno para la oxidación del metano basada en la carga de metano disuelto influente. A las 3 semanas se consiguió una eficiencia de eliminación de metano del 97% y durante la fase 1 la proporción media de eliminación de metano fue superior al 95%, con una tasa de eliminación de metano de 0,8 kg DQO/m<sup>3</sup>/d (0,2 Kg CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>/d) (Figura 40). En la fase 2 se incrementó la tasa de suministro de aire a 10 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>/d y la eliminación de metano continuó constante. Durante las fases 3 y 4 el HRT se redujo a 1 y 0,5 h, respectivamente, para aumentar la tasa de carga de metano porque la concentración de metano disuelto no se podía aumentar, y se observó una disminución gradual en la eliminación de metano, siendo la proporción media de eliminación de aproximadamente un 90% y 60%, respectivamente.

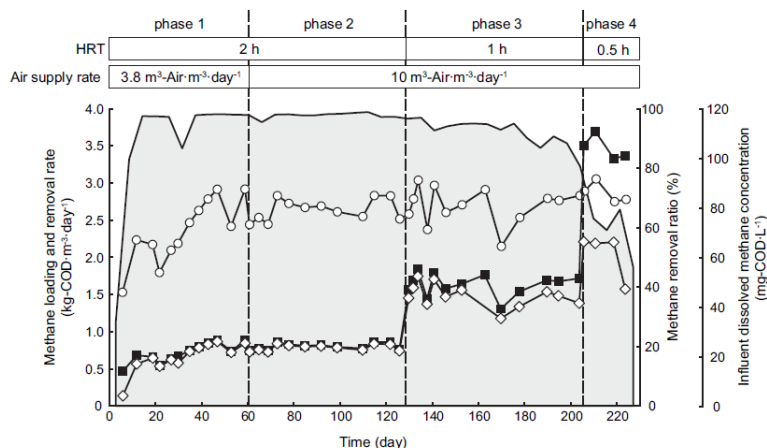


Figura 40: Condiciones operacionales del rendimiento de oxidación de metano en el sistema DHS cerrado. La concentración de metano se representa con un círculo blanco, la tasa de carga con un cuadrado negro y la tasa de eliminación con un rombo blanco. El área gris representa la eficiencia de eliminación de metano en el sistema.

Fuente: Hatamoto et al., 2010.

Los análisis de la comunidad microbiana sugirieron que las principales bacterias oxidantes del metano (MOB) en el sistema DHS eran los metanótrofos de tipo I. En el sistema DHS se produjo cierta desnitrificación metanodependiente utilizándose el metano indirectamente para la desnitrificación. La concentración de amonio del efluente fue aumentando gradualmente y la nitrificación cesó en la fase 4, observándose que la oxidación del metano prevalece sobre la oxidación del amonio en las condiciones de disponibilidad limitada de oxígeno. Se observó que sólo el 10% del amonio influente se oxidó a nitrato durante la fase 1, pero la eficiencia de nitrificación aumentó hasta el 70 % cuando el flujo de aire aumentó a 2,5 L/d. Se piensa que el oxígeno es uno de los factores limitantes para la oxidación del metano y amoniaco en el reactor DHS (Figura 41).

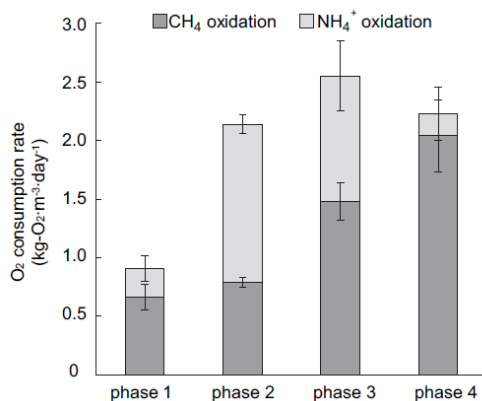


Figura 41: Consumo de oxígeno en cada fase operativa. La tasa de consumo se calcula a partir de las tasas de oxidación promedio de CH<sub>4</sub> y NH<sub>4</sub><sup>+</sup>. Las barras de error indican las desviaciones estándar.

Fuente: Hatamoto et al., 2010.



### *Recuperación y oxidación biológica del metano disuelto en el efluente de un UASB usando un reactor DHS de dos etapas*

Matsuura et al. (2015) utilizaron un sistema de esponjas colgantes, o reactor de esponja colgante de flujo descendente cerrado (DHS) de dos etapas para la recuperación del metano disuelto en el efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente con manto de lodos (UASB) que trataba aguas residuales municipales reales en Nagaoka, Japón.

El reactor UASB que trataba las aguas residuales era cilíndrico y tenía una altura de 4,0 m, un diámetro de 0,2 m, y un volumen de 155 litros, incluyendo el separador gas-sólido. El sistema UASB y el reactor de DHS cerrado en dos etapas fueron operados durante un año a temperatura ambiental (entre 10 y 28°C), con una tasa de flujo de aguas residuales de 420 L/d y con un tiempo de retención hidráulico de 12,8 h (8,8 h en el UASB y 2,0 h en cada uno de los DHS cerrados) para conseguir recuperar el metano disuelto como gas quemable durante todo el año (con una concentración de metano en el biogás superior al 30%), además de estudiar el efecto de los cambios estacionales.

Los dos reactores DHS cerrados contenían un sello de agua en la parte inferior que los cerraba de la atmósfera. Ambos presentaban la misma estructura y tamaño de columnas cuadradas (2,0 m de alto, un área de 0,2 m x 0,2 m y un volumen de 80 litros) y en el interior de cada reactor DHS se instalaron diez láminas rectangulares de plástico con 46 prismas triangulares isósceles rectángulos (de 30 mm x 30 mm x 200 mm) hechos de esponja de poliuretano en cada una de las láminas. Dichas esponjas ocupaban el 44% del volumen de cada reactor. Se suministró aire desde el fondo del primer reactor DHS cerrado, que a medida que pasaba por el reactor permitía la recuperación de metano disuelto por desorción del gas, produciendo así un gas quemable que se liberaba por la parte superior. En el segundo reactor DHS cerrado el aire fue alimentado por la parte superior para oxidar el metano disuelto residual y la materia orgánica que quedó en el efluente del primer reactor DHS. En este caso el gas de escape se liberó a la atmósfera desde el fondo del reactor (Figura 42).

Parte del metano producido se recuperó como biogás y el resto se disolvió en el efluente.



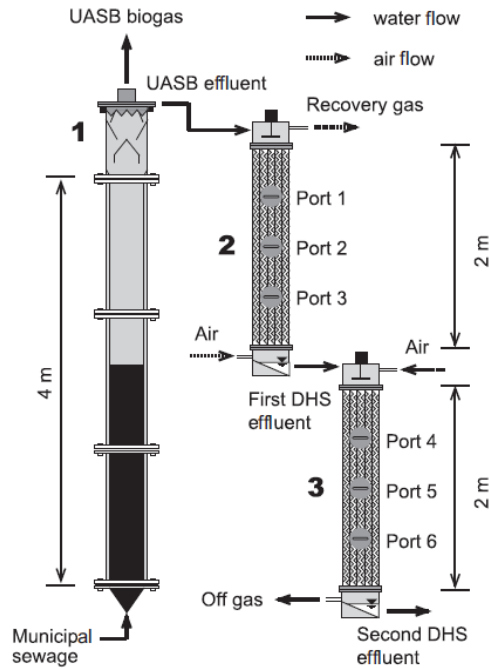


Figura 42: Diagrama esquemático del reactor UASB y reactor DHS de dos etapas. El número 1 representa el reactor UASB, el número 2 es el reactor DHS de recuperación de metano disuelto y el número 3 es el reactor DHS de oxidación de metano disuelto.

Fuente: Matsuura et al., 2015.

La cantidad de metano disuelto durante el verano ( $73,7 \pm 5,8$  mg DQO/L =  $18,4 \pm 1,4$  mg  $\text{CH}_4$ /L) fue similar al invierno ( $79,5 \pm 7,8$  mg DQO/L =  $19,9$  mg  $\pm 1,9$  mg DQO/L). Aunque la concentración de metano disuelto permanecía estable, la concentración de metano en el biogás aumentaba con la temperatura, siendo el 64% en el invierno y el 74% en el verano. Como muestra la figura 43, la concentración de metano en el biogás tendía a disminuir a medida que la temperatura disminuía, mientras que la solubilidad del metano aumentaba a medida que la temperatura disminuía. Esto explica los cambios estacionales en la concentración de metano disuelto en el efluente UASB durante todo el año. Se observó también una disminución en la producción de metano en invierno debido a la menor temperatura. Sin embargo, durante la primavera y el verano las temperaturas fueron las mismas pero se produjo más metano en primavera que en otoño. Esto, parece que fue debido a la acumulación de sólidos suspendidos en el reactor UASB durante el invierno, degradándose gradualmente en primavera al aumentar la temperatura.

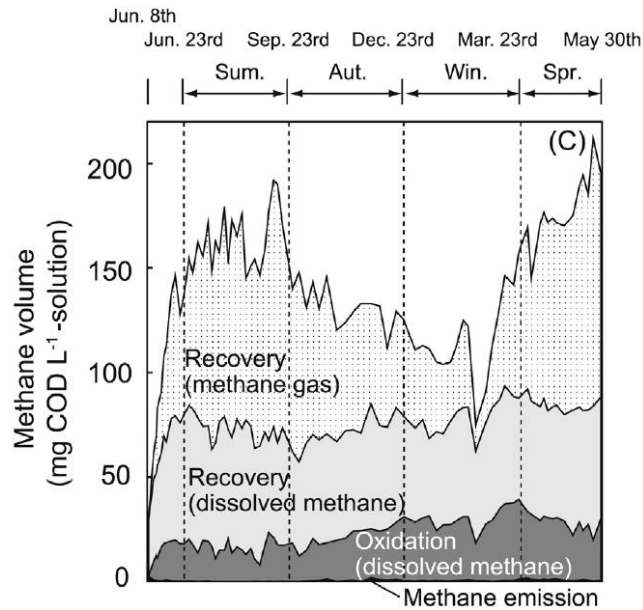


Figura 43: Producción de metano en el reactor UASB en sus diferentes formas (gas metano recuperado del reactor UASB, metano disuelto recuperado del primer reactor DHS, metano disuelto oxidado en el segundo reactor DHS y el metano disuelto emitido por el segundo reactor DHS).

Fuente: Matsuura et al., 2015.

#### Primer reactor DHS: Reactor de recuperación de metano disuelto

El efluente del reactor UASB se introdujo en el primer reactor DHS en el que se recuperó el metano disuelto como un gas quemable que se recogía en la parte superior del reactor. El caudal de aire fue el parámetro operativo más importante porque tuvo una fuerte influencia sobre la concentración de metano en el gas recuperado. Durante la primera fase se suministró aire a un caudal de 375 L/m<sup>3</sup>/d y la concentración de metano en el gas recuperado fue superior al 30%, mientras que durante la fase 2 se redujo el caudal de aire a 250 L/m<sup>3</sup>/d y la concentración de metano en el gas recuperado aumentó hasta un 39,4%. Por lo tanto se observó que una menor tasa de suministro de aire dio lugar a mayores concentraciones de metano en el gas recuperado y menores recuperaciones de metano disuelto.

En este primer reactor DHS se produjo poca oxidación de la materia orgánica debido a que había déficit de oxígeno, consumiéndose todo el oxígeno presente en el aire suministrado y obteniéndose un gas recuperado sin oxígeno. Se observó que, del poco oxígeno presente, una gran parte (del 58 al 79%) se destinaba a la oxidación del azufre presente en el efluente del reactor UASB a sulfato.

### Segundo reactor DHS: Reactor de oxidación de metano disuelto

Mediante el primer reactor DHS no se consiguió recuperar todo el metano disuelto en el efluente del reactor UASB, por lo que se obtuvo una concentración de metano disuelto en el efluente del primer reactor DHS promedio de 22,5 mg DQO/L, lo que correspondía a una eficiencia de recuperación de metano disuelto del 70% (Tabla 9). El metano disuelto que no fue recuperado en el efluente del primer reactor DHS se oxidó biológicamente casi por completo en el segundo reactor DHS, en el cual se proporcionó aire a una velocidad de 2500 L/m<sup>3</sup>/d durante todo el año. El efluente de este reactor presentó una concentración de metano disuelto muy baja en el efluente (165 µg DQO/L) y en el gas (198 ppm v/v), lo que indica que el sistema ofrecía un método estable para reducir las emisiones de metano en más del 99%.

En este segundo reactor DHS el oxígeno se consumió principalmente en la oxidación de DQO, seguida por la oxidación del metano disuelto. Aproximadamente un tercio del oxígeno consumido se utilizó para oxidar el amonio en verano y otoño, cuando se observó nitrificación. Se observó que había suficiente oxígeno en el sistema, lo que permitió la oxidación biológica y como consecuencia la eliminación de gran parte del metano que estaba disuelto en el efluente del primer reactor DHS. Esto indicó que un caudal de aire equivalente a una velocidad de suministro de oxígeno de 750 g de O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>/d era adecuado para conseguir buenos resultados.

Tabla 9: Resumen de los rendimientos medios del proceso en el reactor UASB y los dos reactores DHS durante su funcionamiento continuo de 360 días.

Fuente: Elaboración propia a partir de los datos obtenidos de Matsuura et al., 2015.

Parámetro	Aguas residuales	Reactor UASB	Primer reactor DHS	Segundo reactor DHS
DQO (mg DQO/L)	337 ± 87	121 ± 41	112 ± 39	54 ± 19
Metano en biogás (%)		70,3 ± 5,5	39,4 ± 6,5	0,02
[Metano disuelto] (mg DQO/L)	-	76,5 ± 10	22,5 ± 8	0,1 ± 0,1
Metano disuelto/ producido en UASB (%)	-	53,3	15,7	0,1
Relación de eliminación de metano disuelto (%)	-	-	70,4 (57-88)	99,9
Metano recuperado (L/m <sup>3</sup> /d)	-	63,0 ± 28	54,0 ± 11	-
Ratio de metano oxidado total (%)	85			

Se realizaron análisis microbiológicos en muestras de lodos recogidas de ambos reactores DHS, durante el invierno y el verano. En el primer reactor DHS se encontraron bacterias oxidantes del azufre, principalmente Acidithiobacillales, y tan sólo se detectó un clon bacteriano oxidante de metano, perteneciente a Alphaproteobacteria durante el invierno. Sin embargo, en el segundo reactor DHS predominaban las bacterias oxidantes del metano, como Methylococcum, Methylocaldum, Methylomonas, y Methylocystis, que consumieron el metano disuelto durante todo el año. En este segundo reactor DHS también aparecieron bacterias oxidantes de amoníaco y nitrito, representaron un 2,2% del total de bacterias en verano, cuando se observó nitrificación.

Se encontró que las relaciones de flujo de aire a aguas residuales eran muy importantes, y se estimaron las relaciones óptimas en el 5% y 50% (caudal de aire frente a caudal de agua) para el primer y segundo reactor DHS, respectivamente. En el primer reactor se suministró poca cantidad de oxígeno en comparación con la cantidad de oxígeno requerida y se obtuvo un gas recuperado sin oxígeno, eliminando el riesgo de explosión espontánea del gas recuperado. El caudal de aire en el segundo reactor DHS cerrado también era importante, ya que un suministro de aire excesivo emitiría a la atmósfera una alta proporción del metano disuelto, porque se descargaría antes de ser oxidado, pero un caudal de aire insuficiente daría lugar a una baja eficiencia de eliminación de DQO y un alto nivel de emisión de metano, al no haber suficiente oxígeno para oxidar el metano y la materia orgánica.

## RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO EN EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES DE LA CIUDAD DE VALLADOLID

La estación depuradora de aguas residuales de la ciudad de Valladolid admite un caudal máximo de 3 m<sup>3</sup>/s, correspondientes a una carga orgánica de 570.000 habitantes equivalentes, según se indica en la página web de Aguas de Valladolid. Sin embargo no siempre se trabaja a caudal máximo, y diseñar para este caudal supone costes económicos muy elevados. Lo ideal sería tener una gran balsa de tormentas y diseñar el resto de equipos para trabajar a menor caudal, por lo que se estableció un caudal medio a tratar de 4739,5 m<sup>3</sup>/d. Este y todos los cálculos posteriores relativos a la línea de aguas y consideraciones energéticas se explican al detalle en el anexo 4: Memoria de cálculos.

Además, se conocen las características físico-químicas del agua residual de entrada y salida de la EDAR de Valladolid, recogidas en la tabla 10, para el año 2014.

Tabla 10: Características físico-químicas del agua residual de la EDAR de Valladolid, 2014.  
Fuente: Aguas de Valladolid

	DBO5 (mg/L)	DQO (mg/L)	pH (ud pH)	SST (mg/L)
<b>Entrada</b>	243	476	7,7	215
<b>Salida</b>	5	76	7,6	5

### LÍNEA DE AGUAS PROPUESTA

La figura 44 representa esquemáticamente la línea de aguas propuesta. Como se puede observar, el agua residual urbana que llega a la planta de tratamiento es dirigida al pozo de llegada para su homogeneización, regulando los caudales y cargas de contaminación. En el caso de que el caudal de llegada sea muy elevado, o se produzcan lluvias muy fuertes, una parte se desvía a la balsa de tormentas, con gran capacidad de almacenamiento de agua, y se va liberando poco a poco para su tratamiento. A continuación se encuentran las rejillas de gruesos y finos, cuya función es separar los sólidos de mayor tamaño de la corriente de agua residual para prevenir efectos negativos posteriores y mejorar la eficiencia del proceso. Le sigue el sedimentador primario, cuyo objetivo es decantar los sólidos suspendidos por gravedad, generándose

un fango primario que se elimina. Seguidamente hay un reactor anaerobio tipo UASB para disminuir la carga de materia orgánica y generación de biogás. Finalmente se coloca una unidad de desgasificación formada por membranas para recuperar parte del metano que ha quedado disuelto en el efluente del reactor UASB, obteniéndose así un efluente clarificado con muy poco metano disuelto.

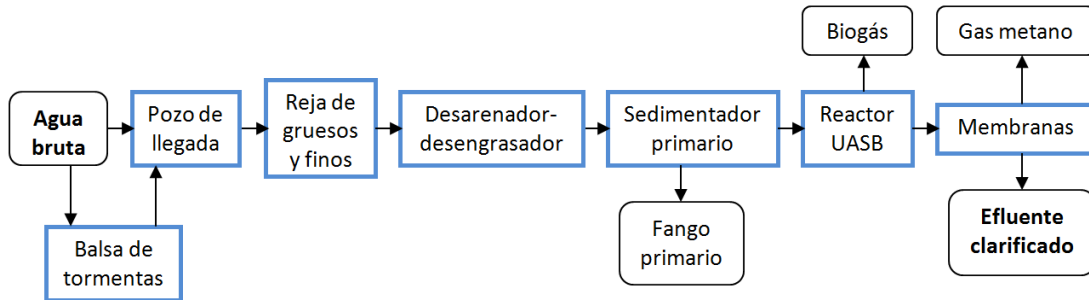


Figura 44: Esquema de la línea de aguas propuesta.  
Fuente: Elaboración propia.

### SEDIMENTADOR PRIMARIO

La figura 45 muestra un esquema del proceso de sedimentación primaria. El agua y los contaminantes que ingresan en el sedimentador salen por el efluente clarificado y por la corriente de fangos.

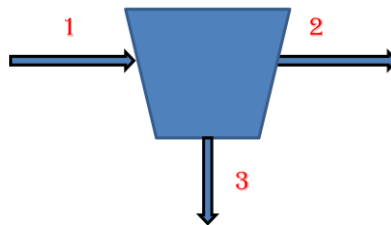


Figura 45: Esquema del sedimentador primario y corrientes del proceso.  
Fuente: Elaboración propia.

Suponiendo un rendimiento de eliminación de sólidos suspendidos totales (SST) del 65 %, un rendimiento de eliminación de DQO del 25 % y un 2% de concentración de sólidos en el fango primario, se realizó un balance de masas, cuyos resultados se recopilan en la tabla 11.

Tabla 11: Balance de masas al sedimentador primario.  
Fuente: Elaboración propia.

Parámetros	Corriente 1 (Influente)	Corriente 2 (Efluente)	Corriente 3 (Fango primario)
Caudal (m <sup>3</sup> /d)	47395	47064	331
DQO (Materia orgánica) (Kg/d)	22560	16920	5640
SST (Kg/d)	10190	3567	6623

## REACTOR UASB

La figura 46 muestra un esquema del reactor anaerobio utilizado. Se trata de un reactor tipo UASB que da lugar a la generación de una corriente de biogás (corriente 4) y un efluente depurado (corriente 5).

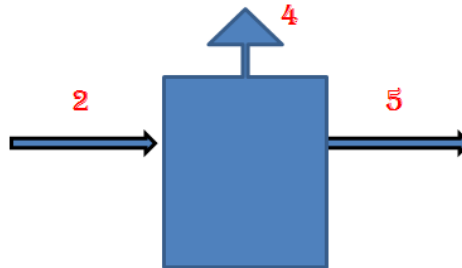


Figura 46: Esquema del reactor UASB y corrientes del proceso.  
Fuente: Elaboración propia.

Se supuso un rendimiento de eliminación de SST del 90 % y un rendimiento de eliminación de DQO del 85 %. La tabla 12 recoge los resultados del balance de masas realizado.

Tabla 12: Balance de masas al reactor UASB.  
Fuente: Elaboración propia.

Parámetros	Corriente 2 (Influente)	Corriente 4 (Biogás)	Corriente 5 (Efluente)
Caudal (m <sup>3</sup> /d)	47064	7201	47064
DQO (Materia orgánica) (Kg/d)	16920	-	2538
SST (Kg/d)	3567	-	365,7

### Producción de metano y biogás

- *En condiciones normales (273 K de temperatura y 1 atmósfera de presión)*

Se calculó que, en condiciones normales de operación (0°C de temperatura y 1 atmósfera de presión), la producción de metano en el reactor UASB era de 0,35 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO eliminada, es decir, 5041 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d.

Suponiendo una concentración de metano en la corriente de biogás del 70%, bajo estas condiciones, se generarían 7201 m<sup>3</sup> biogás/d.

- **En condiciones de operación (293 K de temperatura y 1 atmósfera de presión)**

Si se tienen en cuenta las condiciones reales de operación, considerando una temperatura media de 20 °C y 1 atmósfera de presión, la producción de metano en el reactor UASB sería de 0,37 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO eliminada, es decir, 5329 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d.

Suponiendo una concentración de metano en la corriente de biogás del 70%, bajo estas condiciones operacionales, se generarían 7612 m<sup>3</sup> biogás/d.

## MÓDULO DE DESGASIFICACIÓN

A la salida del reactor biológico, el efluente obtenido (corriente 5) se lleva a desgasificación para eliminar el metano disuelto mediante membranas. La figura 47 recoge la configuración del reactor UASB, el tipo de módulo de membrana utilizado y una bomba de presión. El módulo de desgasificación es el modelo 10 x 28 EXTRA-FLOW, de polipropileno, microporoso, proporcionado por Liqui-Cel, cuyas características se recogen en la tabla 13.

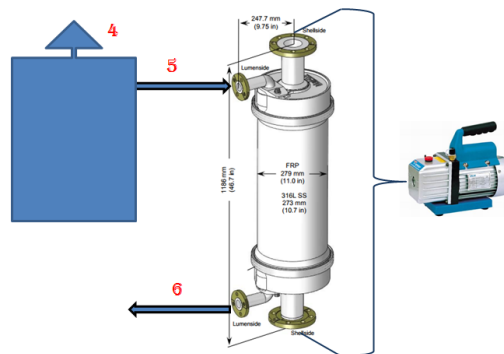


Figura 47: Esquema de la configuración del reactor EGSB, módulo de membrana de desgasificación y bomba para aplicar presión de vacío.

Fuente: Elaboración propia a partir del módulo de Liqui-Cel.

Tabla 13: Características del módulo de desgasificación utilizado.

Fuente: Elaboración propia a partir de la información obtenida de Liqui-Cel.

Parámetro	Valor
Material de las fibras	Polipropileno (PP)
Longitud del módulo (m)	1,186
Diámetro del módulo (m)	0,279
Área interna (m <sup>2</sup> )	130
Flujo de líquido (QL) (L/h)	10.000-57.000



### **Módulos de membrana necesarios**

Henares et al. (2016) utilizaron un módulo a escala de laboratorio (1 x 5.5 MiniModule, proporcionado por Liqui-Cel) y demostraron que, para la recuperación de metano disuelto aplicando presión de vacío, la mejor eficacia se obtuvo operando dicho módulo de desgasificación del lado del lumen, aplicando una presión de vacío de 80 kPa y manteniendo una velocidad constante de flujo de agua de 22,64 L/h/m<sup>2</sup>. De esta forma la eficacia de recogida de metano disuelto fue del 93,3 %.

En este caso, para desgasificar el efluente del reactor UASB que trata las aguas residuales de la ciudad de Valladolid, se utilizó un módulo a escala industrial (10 x 28 Extra-Flow, proporcionado por Liqui-Cel), aplicando una presión de vacío de 80 kPa y un caudal de agua de 50.000 L/h, que corresponde a una velocidad de flujo de 385 L/h/m<sup>2</sup>.

Se calculó que la superficie de filtrado para tratar el caudal de agua que sale del reactor UASB era de 5093 m<sup>2</sup>, y teniendo en cuenta la superficie efectiva de la membrana, se concluyó que eran necesarios 39 módulos.

### **Metano disuelto en el efluente del reactor UASB**

El efluente del reactor UASB está saturado en metano. A partir de la constante de Henry del metano para la temperatura de operación (20 °C) y la presión parcial del gas en las condiciones de operación, se calculó que la concentración de metano disuelto en el efluente del reactor UASB era de  $2,32 \cdot 10^{-2}$  g CH<sub>4</sub>/L, es decir,  $1091,88 \cdot 10^3$  g CH<sub>4</sub>/d. Este valor se puede expresar en mg CH<sub>4</sub>/L para una mejor comparación con los resultados de los estudios de la revisión bibliográfica, obteniéndose una concentración de metano disuelto en el efluente del reactor UASB de 23,20 mg CH<sub>4</sub>/L.

A partir de la densidad del metano a la temperatura de operación (20°C), se obtuvo un volumen de metano disuelto de 1692,68 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d. Esto implica que el 30 % del metano total producido en el reactor UASB se pierde por disolución en el efluente.

### **Metano recuperado por el sistema de desgasificación**

Una vez obtenida la concentración de metano disuelto en el efluente del UASB y suponiendo una eficacia de recuperación de metano disuelto del 93,3 %, según los resultados del estudio de Henares et al. (2016), se calculó que la cantidad de metano recuperado en el efluente del reactor de desgasificación utilizando presión de vacío fue de  $1018,72 * 10^3$  g CH<sub>4</sub>/d. Esto equivale a 21,65 mg CH<sub>4</sub>/L.

### **Metano disuelto en el efluente del sistema de desgasificación**

Restando el metano recuperado por el sistema de desgasificación del metano disuelto en el efluente del reactor UASB, se obtuvo que el metano disuelto en el efluente de desgasificación fue de 73155,96 g CH<sub>4</sub>/d, es decir, 1,55 mg CH<sub>4</sub>/L.

## **CONSIDERACIONES ENERGÉTICAS**

### **Energía para operar el reactor de desgasificación**

La energía requerida para mantener el vacío necesario para operar con la membrana (80 kPa) y desorber el metano disuelto se calculó aplicando la ecuación para compresión adiabática, obteniéndose un requerimiento energético para la desgasificación de 4015,38 J/s.

### **Energía obtenida a partir del metano desorbido**

Primeramente se calculó la energía térmica disponible a partir del metano recuperado mediante desgasificación, teniendo en cuenta que cada mol de metano genera 0,222 kWh, obteniéndose una energía teórica disponible de  $5,76 * 10^5$  J/s. A continuación, considerando aproximadamente un 37% de conversión en energía eléctrica, según lo indicado por Crone et al. (2016), se obtuvo una producción potencial de energía eléctrica de 213120 J/s, y el resto (362880 J/s) se consideraron pérdidas energéticas.

## DISCUSIÓN DE RESULTADOS

El efluente del reactor UASB presentó un volumen de metano disuelto de 1692,68 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d, lo que corresponde a una pérdida de metano por disolución en el efluente del 30 % del metano total producido en el reactor UASB. Este porcentaje es coherente con los resultados obtenidos por Lobato et al. (2012), quienes crearon un modelo para evaluar las pérdidas de metano disuelto en un reactor UASB que trataba ARU entre 20 y 30 °C y obtuvieron pérdidas de metano disuelto del 22, 30 y 46% para los escenarios mejor, típico y peor, respectivamente.

Una vez realizados los balances de masa correspondientes a la unidad de desgasificación, se obtuvo un efluente final con una concentración de metano disuelto de 1,55 mg CH<sub>4</sub>/L.

Comparando la energía eléctrica obtenida a partir del metano desorbido (213120 J/s) en el tratamiento de las aguas residuales de la ciudad de Valladolid con la energía necesaria para la compresión (4015,38 J/s), se observa que el metano recuperado permite generar más energía de la necesaria para operar la membrana de desgasificación. Esto demuestra que el sistema de desgasificación se puede operar sin requerimiento energético adicional.

## CONCLUSIONES

El efluente de los reactores anaerobios que tratan aguas residuales urbanas en condiciones psicrófilas presenta una concentración importante de metano disuelto, debido a que la solubilidad del metano aumenta al disminuir la temperatura. Dicho metano disuelto se debe recuperar porque se trata de un potente gas de efecto invernadero y su descarga directa a la atmósfera contribuye al calentamiento global, pero también es importante su recuperación porque se puede utilizar para la producción de energía eléctrica.

Todos los estudios que evaluaron la recuperación del metano disuelto mediante módulos de membranas utilizaron membranas de fibra hueca, ya que presentan elevadas densidades de empaquetamiento y pueden soportar presiones hidrostáticas muy altas aplicadas desde el exterior.

De todos los estudios revisados sobre la recuperación de metano disuelto del efluente de reactores anaerobios utilizando membranas, el más completo fue el realizado por Henares et al. (2016), ya que evalúa el uso de membranas microporosas y densas, operando tanto del lado del lumen como del lado de la carcasa y aplicando presión de vacío y gas de arrastre. Aplicando vacío, se observó que la eficiencia de recogida de metano disuelto fue mayor en la operación del lado del lumen para ambos módulos de membrana. Operando del lado del lumen los mejores resultados se consiguieron con el módulo de polipropileno (microporoso), pero operando del lado de la carcasa fue más eficiente el módulo de polidimetilsiloxano (no poroso). Esto se debió a las diferentes densidades de empaquetamiento de los dos módulos, siendo el microporoso el que presentaba menor densidad de empaquetamiento, ejerciendo menor resistencia y promoviendo mayor transferencia de masa en el funcionamiento del lado de la carcasa. Aplicando gas de arrastre a contracorriente se observó que la recuperación de metano disuelto era mayor al aumentar el flujo de gas, hasta un determinado momento donde el rendimiento de recuperación de metano disuelto se estabilizaba a pesar del aumento de flujo. En este caso también se obtuvieron mayores eficiencias de recogida de metano disuelto operando del lado del lumen para ambos módulos de membrana. Como en el caso anterior, operando del lado del lumen se obtuvieron mejores resultados con el

módulo microporoso, y operando del lado de la carcasa la eficiencia de recuperación fue mayor con el módulo no poroso, debido a las diferentes densidades de empaquetamiento de los dos módulos.

Los resultados de los demás estudios revisados son comparables a los obtenidos por Henares et al. (2016), manifestando también elevadas eficacias de recuperación de metano disuelto en efluentes de reactores anaerobios. Sin embargo, aunque las eficiencias fueron altas en todos los casos (en torno al 90 %), se obtuvieron mejores resultados utilizando gas de arrastre que operando mediante presión de vacío. A pesar de esto y de que la operación de gas de arrastre consume menos energía neta que la operación de vacío a escala industrial, se prefiere operar aplicando presión de vacío cuando se quiere recuperar componentes puros o de alta pureza para reutilizarlos como fuente de energía.

El balance energético realizado a un sistema AFBR-AFMBR demostró se podían reducir los requisitos energéticos del reactor de desgasificación mejorando su diseño, aumentando el diámetro de la línea de reciclado, aumentando la densidad de la membrana del reactor o realizando limpiezas químicas ocasionales. De esta forma los requerimientos energéticos serían menores y el sistema produciría toda la energía necesaria para operar a bajas temperaturas (entre 9 y 15 °C) a partir del metano recuperado que no es emitido a la atmósfera.

Los estudios revisados sobre la oxidación biológica del metano disuelto del efluente de reactores anaerobios demostraron que en la biopelícula pueden convivir varias especies que utilizan oxígeno, además de las bacterias oxidantes del metano, por lo que se produce una competencia intensa entre todas ellas. Se observó que aunque se puede producir cierta desnitrificación metanodependiente, utilizándose el metano indirectamente para la desnitrificación, la oxidación del metano prevalece sobre la oxidación del amonio en condiciones de disponibilidad limitada de oxígeno. También se demostró que para alcanzar una buena eficiencia de eliminación de metano la carga superficial de oxígeno no debía mostrar valores muy altos o muy bajos. Un suministro de aire excesivo emitiría a la atmósfera una alta proporción del metano disuelto, al descargarse antes de su oxidación, pero un caudal de aire insuficiente implicaría una

baja eficiencia de eliminación de DQO y altos niveles de emisión de metano, porque no habría suficiente oxígeno para eliminar ambos.

El tratamiento propuesto para las aguas residuales de la ciudad de Valladolid utilizando desgasificación mediante membranas demostró que, tal y como se había visto en la revisión bibliográfica, se pudo recuperar gran parte del metano disuelto en el efluente del reactor anaerobio UASB de forma eficiente, consiguiendo una concentración de metano en el efluente de desgasificación de 1,55 mg CH<sub>4</sub>/L. Se calculó que la energía necesaria para operar el reactor de desgasificación fue menor que la energía obtenida a partir del metano disuelto recuperado con las membranas, lo que demuestra la posibilidad de trabajo sólo con la energía producida por el sistema, sin requerimiento energético adicional.

Por lo tanto, a priori y considerando las simplificaciones realizadas, se puede considerar que el proceso de desgasificación con membranas es una tecnología prometedora para la recuperación eficaz del metano disuelto en el tratamiento anaerobio de aguas residuales de baja carga, a baja temperatura, y la posibilidad de operar dicho sistema de desgasificación con la energía obtenida a partir del metano recuperado.

## BIBLIOGRAFÍA

**Aguas de Valladolid.** Disponible en: <http://www.aguasdevalladolid.com/ESP/167.asp>

**Álvarez-Rollán, Alexis (2011).** Comparativa técnica, energética y económica de tres operaciones de concentración en la industria alimentaria: La evaporación, la tecnología de membranas y la crioconcentración. Master thesis. Departament d'Enginyeria Hidràulica, Marítima i Ambiental, Universitat Politècnica de Catalunya.

**Bandara, W.M., Satoh, H., Sasakawa, M., Nakahara, Y., Takahashi, M. y Okabe, S. (2011).** Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane. *Water Research*, 45 (11), 3533-3540.

**Baker, R.W. (2004).** Membrane technology and applications. Second edition. John Wiley & Sons, Ltd.

**Brown, N. (2006).** Methane Dissolved in Wastewater Exiting UASB Reactors: Concentration Measurement and Methods for Neutralisation. Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden.

**Burrows, M. J. (2012).** Global Trends 2030: Alternative Worlds. National Intelligence Council.

**Cakir, F.Y. y Stenstrom, M.K. (2005).** Greenhouse gas production: a comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. *Water Research*, 39 (17), 4197-4203.

**Chang, S. (2014).** Anaerobic Membrane Bioreactors (AnMBR) for Wastewater Treatment. *Advances in Chemical Engineering and Science*, 4, 56-61.

**Chen, X., Guo, J., Xie, G.J., Liu, Y., Yuan, Z y Ni, B.J. (2015).** A new approach to simultaneous ammonium and dissolved methane removal from anaerobic digestion liquor: A model-based investigation of feasibility. *Water Research*, 85, 295-303.

- Chernicharo, C. A. L. (2006).** Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5 (1), 73-92.
- Cookney, J., Cartmell, E., Jefferson, B. y McAdam E. J. (2012).** Recovery of methane from anaerobic process effluent using poly-di-methyl-siloxane membrane contactors. *Water Science and Technology*, 65(4), 604-610.
- Cookney, J., Mcleod, A., Mathioudakis, V., Ncube, P., Soares, A., Jefferson, B., McAdam, J.E. (2016).** Dissolved methane recovery from anaerobic effluents using hollow fibre membrane contactors. *Journal of Membrane Science*, 502, 141–150.
- Crone, B. C., Garland, J. L., Sorial, G. A. y Vane, L.M. (2016).** Significance of dissolved methane in effluents of anaerobically treated low strength wastewater and potential for recovery as an energy product: A review. *Water Research*, 104, 520-531.
- Daelman, M.R.J., Van Eynde, T., van Loosdrecht, M.C.M. y Volcke, E.I.P. (2014).** Effect of process design and operating parameters on aerobic methane oxidation in municipal WWTPs. *Water Research*, 66 (0), 308-319.
- Desola, J. (2008).** Enfermedad por descompresión. *Enfermedad por descompresión. Medicina subacuática I. JANO*, 12-18 (1), 43-51.
- Ecoembes, Planeta Recicla.** Disponible en: <https://www.ecoembes.com/es/planeta-recicla/blog/cuanta-agua-consumimos-los-espanoles>
- El-Fadel, M. y Massoud, M. (2001).** Methane emissions from wastewater management. *Environmental Pollution*, 114 (2), 177-185.
- Energy (2014).** *The Water-Energy Nexus: Challenges and Opportunities*. U.S. Department of Energy.
- Escobar-Gutiérrez, K. F. (2007).** Estudio de membranas poliolefínicas para separación de mezclas de gases. Memoria para optar al título de ingeniero civil químico, Universidad de Chile, Santiago de Chile.



- Gabelman, A. y Hwang, S.-T. (1999).** Hollow fiber membrane contactors, *Journal of Membrane Science*, 159, 61–106.
- García-Covarrubias, L. y Sánchez-Rodríguez, E.C. (2000).** Terapia con oxigenación hiperbárica, conceptos básicos. *Gaceta Médica de México*, 136 (1), 23-30.
- Giménez, J.B., Robles, A., Carretero, L., Duran, F., Ruano, M.V., Gatti, M.N., Ribes, J., Ferrer, J., Seco, A. (2011).** Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bioreactor at pilot scale. *Bioresource Technology*, 102 (19), 8799-8806.
- Green, D.W. (2008).** *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill.
- Guisasola, A., de Haas, D., Keller, J. y Yuan, Z. (2008).** Methane formation in sewer systems. *Water Research*, 42 (6-7), 1421-1430.
- Guizard, C. (1999).** Clasificación de las membranas y de los procesos que las utilizan. Versión 2. Facultad de ingeniería, Universidad de los Andes. Mérida-Venezuela.
- Hanson, R. S. y Hanson, T. E. (1996).** Methanotrophic bacteria. *Microbiological Reviews*, 60 (2), 439-471.
- Hartley, K. y Lant, P. (2006).** Eliminating non-renewable CO<sub>2</sub> emissions from sewage treatment: an anaerobic migrating bed reactor pilot plant study. *Biotechnology and Bioengineering*, 95 (3), 384–398.
- Hatamoto, M., Yamamoto, H., Kindaichi, T., Ozaki, N., Ohashi, A. (2010).** Biological oxidation of dissolved methane in effluents from anaerobic reactors using a down-flow hanging sponge reactor. *Water Research*, 44, 1409-1418.
- Heile, S., Rosenberger, S., Parker, A., Jefferson, B. y McAdam, E.J. (2014).** Establishing the suitability of symmetric ultra thin wall polydimethylsiloxane hollow-fibre membrane contactors for enhanced CO<sub>2</sub> separation during biogas upgrading. *Journal of Membrane Science*, 452, 37–45.
- Henares, M., Izquierdo, M., Peña-Roja, J.M. y Martínez-Soria, V. (2016).** Comparative study of degassing membrane modules for the removal of methane

from Expanded Granular Sludge Bed anaerobic reactor effluent. Separation and Purification Technology, 170, 22–29.

**Henares-Jiménez, M. (2017).** Recuperación de metano disuelto en el efluente de un reactor anaerobio de lecho expandido mediante contactores de membranas. Tesis doctoral, Departament d'Enginyeria Química, Universidad de Valencia.

**Hofman, J., Hofman-Caris, R., Nederlof, M., Frijns, J. y van Loosdrecht, M. (2011).** Water and energy as inseparable twins for sustainable solutions. Water Science and Technology, 63 (1), 88-92.

**Huertas, R., Marcos, C., Ibarguren, N. y Ordás, S. (2012).** Guía práctica para la depuración de aguas residuales en pequeñas poblaciones. Confederación Hidrográfica del Duero, Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, Gobierno de España.

**Instituto Nacional de Estadística.** Población de la ciudad de Valladolid. Disponible en: <http://www.ine.es/jaxiT3/Datos.htm?t=2911>

**IPCC (2007).** Solomon, S., Qin, D., Manning, M., Chen, Z., Marquis, M., Averyt, K., Tignor, M. y Miller, H.L. Climate Change 2007: The Physical Science Basis.

**IPCC (2013):** Stocker, T.F., Qin, D., Plattner, G., Tignor, M., Allen, S.K., Boschung, J., Nauels, A., Xia, Y., Bex, V. y Midgley P. M. Climate Change 2013: The Physical Science Basis.

**Kampschreur, M.J., Temmink, H., Kleerebezem, R., Jetten, M.S.M. y van Loosdrecht, M.C.M. (2009).** Nitrous oxide emission during wastewater treatment. Water Research, 43 (17), 4093-4103.

**Kassab, G., Halalsheh, M., Klapwijk, A., Fayyad, M., van Lier, J.B. (2010).** Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater- A review. Bioresource Technology, 101 (10), 3299-3310.

**Kim, J., Kim, K., Ye, H., Lee, E., Shin, C., McCarty, P.L. y Bae, J. (2011).** Anaerobic fluidized bed membrane bioreactor for wastewater treatment. Environmental Science and Technology, 45 (2), 576-581.

- Lenntech.** Membranas tubulares. Disponible en: <http://www.lenntech.es/membranas-tubulares.htm#ixzz4lDajGw2g>
- Lettinga, G., Rebac, S., Zeeman, G. (2001).** Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends Biotechnology*, 19 (9), 363-370.
- Liebetrau, J., Clemens, J., Cuhls, C., Hafermann, C., Friehe, J., Weiland, P. y Daniel-Gromke, J. (2010).** Methane emissions from biogas-producing facilities within the agricultural sector. *Engineering in Life Sciences*, 10 (6), 595-599.
- Lim, S. J. (2009).** Comparisons Between the UASB and the EGSB Reactor. Iowa State University, 17.
- Liqui-Cel.** Membrane Contactors. Disponible en: <http://www.liquicel.com/product-information/data-sheets.cfm>
- Lobato, L. C. S., Chernicharo, C. A. L. y Souza, C. L. (2012).** Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. *Water Science Technology*, 66 (12), 2745-2753.
- Luo, G., Wangb, W. y Angelidaki, I. (2014).** A new degassing membrane coupled upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor to achieve in-situ biogas upgrading and recovery of dissolved CH<sub>4</sub> from the anaerobic effluent. *Applied Energy*, 132, 536–542.
- Madden, P., Chinalia, F.A., Enright, A.M., Collins, G., O’Flaherty, V. (2010).** Perturbation-independent community development in low-temperature anaerobic biological wastewater treatment bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 105 (1), 79-87.
- Martin, I., Pidou, M., Soares, A., Judd, S y Jefferson, B. (2011).** Modelling the energy demands of aerobic and anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment. *Environmental Technology*, 32 (9), 921-932.
- Martin-García, I., Monsalvo, V., Pidou, M., Le-Clech, P., Judd, S.J., McAdam, E.J. y Jefferson, B. (2011).** Impact of membrane configuration on fouling in anaerobic membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, 382 (1-2), 41–49.

- Matsuura, N., Hatamoto, M., Sumino, H., Syutsubo, K., Yamaguchi, T. y Ohashi, A. (2010).** Closed DHS system to prevent dissolved methane emissions as greenhouse gas in anaerobic wastewater treatment by its recovery and biological oxidation. *Water Science Technology*, 61 (9), 2407-2415.
- Matsuura, N., Hatamoto, M., Sumino, H., Syutsubo, K., Yamaguchi, T. y Ohashi, A. (2015).** Recovery and biological oxidation of dissolved methane in effluent from UASB treatment of municipal sewage using a two-stage closed downflow hanging sponge system. *Journal of Environmental Management*, 151, 200-209.
- McCarty, P.L. (1964).** Anaerobic waste treatment fundamentals. *Public Works*, 95 (9), 107-112.
- McCarty, P.L., Bae, J. y Kim, J. (2011).** Domestic Wastewater Treatment as a Net Energy Producer-Can This be Achieved? *Environmental Science and Technology*, 45 (17), 7100-7106.
- Megm, S.R. y Knowles, R. (1987).** Active methanotrophs suppress nitrification in a humisol. *Biology and Fertility of Soils*, 4 (4), 205–212.
- Mejía-Peñaloza, R.E. (2012).** Propuesta de un sistema de captura de biogas instalado en las lagunas anaeróbicas de la planta de tratamiento de aguas residuales de Valledupar, Colombia. Trabajo de Grado. Universidad del Zulia, Venezuela.
- Metcalf & Eddy Inc., Tchobanoglous, G. y Burton, F. L. (1995).** *Ingeniería de Aguas Residuales: Tratamiento, vertido y reutilización.* McGraw-Hill Education.
- Mitsubishi Chemical Holdings.** Water Filtration. Disponible en: <https://www.m-chemical.co.jp/sterapore/en/product/water/index.html>
- Montoya, J. P. (2010).** Membrane gas exchange using hollow fiber membranes to separate gases from liquid and gaseous streams. MedArray, Inc.
- Montoya-García, M. y Reyes-Pineda, H. (2013).** Optimización de una celda combustible de hidrógeno. *Scientia et Technica*. 18 (1). Universidad Tecnológica de Pereira.

- Morga-Cancino, L. A. (2009).** Calidad del biosólido líquido producto de la digestión anaerobia. Universidad Autónoma Agraria “Antonio Narro”, División de Ingeniería. Buenavista, Saltillo, Coahuila, México.
- Naim, R. e Ismail, A.F. (2013).** Effect of fiber packing density on physical CO<sub>2</sub> absorption performance in gas-liquid membrane contactor. *Separation and Purification Technology*, 115, 152–157.
- Noyola, A., Morgan-Sagastume, J.M. y López-Hernández, J.E. (2006).** Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odor control and energy/resource recovery. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 5, 93-114.
- Pauss, A., Andre, G., Perrier, M. y Guiot, S. R. (1990).** Liquid-to-Gas Mass Transfer in Anaerobic Processes: Inevitable Transfer Limitations of Methane and Hydrogen in the Biomethanation Process. *Applied and Environmental Microbiology*, 56(6), 1636–44.
- Pavlostathis, S. G. y Giraldo-Gómez, E. (1991).** Kinetics of anaerobic treatment: A critical review. *Critical Reviews in Environmental Control*. 21, 411-490.
- PeptiCaps.** Scientific objectives. Disponible en: <http://www.pepticaps.eu/scientific-objectives>
- PermSelect.** Silicone Membrane Modules. Disponible en: <https://www.permselect.com/products>
- Restrepo-Echeverri, D., Ríos-Cano, S.H. y Jiménez-Builes, J.A. (2012).** Detection and control of explosive atmospheres in underground coal mining using structured programming. *Revista Educación en Ingeniería*, 7 (14), 10-21. Universidad Nacional de Colombia, Medellín.
- Rodríguez-Fernández-Alba, A., Letón-García, P., Rosal García, R., Dorado-Valiño, M., Villar-Fernández, S. y Sanz-García, J.M. (2006).** Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. *Informe de Vigilancia Tecnológica*, 63-94.

- Ruiz, I., Álvarez, J.A. y Soto, M. (2001).** El potencial de la digestión anaerobia en el tratamiento de aguas residuales urbanas y efluentes de baja carga orgánica. Universidade da Coruña, Facultade de Ciencias, A Coruña.
- Salazar-Rojas, T., Vaquerano-Pineda, N., y Porrás-Acosta, M. (2016).** Cuantificador automático de metano para la estimación del potencial energético de un sustrato celulósico. Instituto tecnológico de Costa Rica, Universidad de Cartago, Costa Rica.
- Sander, R. (1999).** Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry. Version 3. Air Chemistry Department Max-Planck Institute of Chemistry, Mainz Germany.
- Seghezzi, L., Zeeman, G., van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M., Lettinga, G. (1998).** A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresource Technology*, 65, 175-190.
- Shin, C., McCarty, P.L., Kim, J. y Bae, J. (2014).** Pilot-scale temperate-climate treatment of domestic wastewater with a staged anaerobic fluidized membrane bioreactor (SAF-MBR). *Bioresource Technology*, 159, 95-103.
- Smith, A.L., Stadler, L.B., Cao, L., Love, N.G., Raskin, L. y Skerlos S.J. (2014).** Navigating wastewater energy recovery strategies: a life cycle comparison of anaerobic membrane bioreactor and conventional treatment systems with anaerobic digestion. *Environmental Science and Technology*, 48 (10), 5972-5981.
- Souza, C. L., Chernicharo, C. A. L. y Aquino, S. F. (2011).** Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. *Water Science and Technology*, 64(11), 2259–2264.
- Stanojević, M., Lazarević, B. y Radic, D. (2003).** Review of membrane contactors designs and applications of different modules in industry, *FME Transactions*, 31, 91–98.

**Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Stensel, H.D. Metcalf & Eddy, Inc. (2003).** Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. McGraw-Hill Education.

**Vallieres, C. y Favre, E. (2004).** Vacuum versus sweeping gas operation for binary mixtures separation by dense membrane processes. *Journal of Membrane Science*, 244 (1-2), 17-23.

**Van der Ha, D., Bundervoet, B., Verstraete, W. y Boon, N. (2011).** A sustainable, carbon neutral methane oxidation by a partnership of methane oxidizing communities and microalgae. *Water Research*, 45 (9), 2845–54.

**Van Lier, J.B. (2008).** High-rate Anaerobic Wastewater Treatment: Diversifying from End-of-the-pipe Treatment to Resource-oriented Conversion Techniques. *Water Science and Technology*, 57(8), 1137-1148.

**White, F. M. (2011).** Fluid Mechanics. Seventh edition. McGraw Hill Series.

**Wu, B., Li, Y., Lim, W., Lee, S.L., Guo, Q., Fane, A.G. y Liu, Y. (2017).** Single-stage versus two-stage anaerobic fluidized bed bioreactors in treating municipal wastewater: Performance, foulant characteristics, and microbial community. *Chemosphere*, 171, 158-167.

**Yalkowsky, S. H., He, Y. y Jain, P. (2010).** Handbook of Aqueous Solubility Data (2nd ed.). Florida: CRC Press.

**Yaniris, L. A. y Ma Cristina, O. A. (2005).** La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I. *ICIDCA*. 1, 35-48.

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Etapas de la digestión anaerobia .....	9
Figura 2: Configuración de reactores anaeróbicos .....	12
Figura 3: Diferentes configuraciones del sistema AnMBR.....	13
Figura 4: Configuración de un sistema AFBR-AFMBR.....	14
Figura 5: Variación de la solubilidad del metano en agua en función de la temperatura	16
Figura 6: Principio de funcionamiento de un módulo.....	21
Figura 7: Esquema de la operación de filtración en línea.....	22
Figura 8: Esquema de la operación de filtración tangencial.....	22
Figura 9: Configuración de un módulo tipo cartuchos de membranas.....	22
Figura 10: Configuración de un módulo tipo placa-bastidor.....	23
Figura 11: Configuración de un módulo de membrana tubular .....	24
Figura 12: Configuración de un módulo de membrana enrollada en espiral .....	24
Figura 13: Configuración de un módulo de fibra hueca.....	25
Figura 14: Modos de funcionamiento de los módulos de fibras huecas o capilares .....	25
Figura 15: Modo de funcionamiento de los módulos de fibras huecas o capilares en filtración frontal.....	26
Figura 16: Comparación de sistemas de membranas de filtración y desgasificación ....	27
Figura 17: Representación de los principales mecanismos de separación de gases a través de membranas .....	28
Figura 18: Esquema del proceso de tratamiento del agua residual sintética.....	30
Figura 19: Módulo de desgasificación utilizado.....	31
Figura 20: Concentraciones de metano disuelto en el reactor UASB y en la membrana de desgasificación y la eficiencia de recolección de metano disuelto en la desgasificación.....	35
Figura 21: Contactores de membrana de desgasificación de fibra hueca utilizados. ....	36
Figura 22: Esquema de la configuración del reactor EGSB y módulos de membrana de desgasificación.....	37
Figura 23: Operación de los módulos de desgasificación .....	38
Figura 24: Efecto de la presión de vacío en la recogida de metano disuelto para un flujo de agua de 22,64 L/h/m <sup>2</sup> operando del lado del lumen.....	39
Figura 25: Configuración del reactor. ....	40
Figura 26: Módulo de membrana utilizado. ....	41



Figura 27: Modelo de transferencia de masa de la membrana de fibra hueca.....	41
Figura 28: Esquema que muestra la saturación del agua con metano .....	46
Figura 29: Impacto de la velocidad superficial del líquido sobre la eficiencia de recuperación de metano disuelto para los contactores de membrana no porosos (PDMS) y microporosos (PP) .....	47
Figura 30: Impacto de la velocidad superficial del gas en la eficiencia de recuperación de metano disuelto para los contactores de membrana no porosos (PDMS) y microporosos (PP). .....	47
Figura 31: Esquema de la configuración del reactor EGSB y módulos de membrana de desgasificación.....	49
Figura 32: Efecto del flujo de gas sobre la recogida de metano para un flujo constante de agua de 113,21 L/h/m <sup>2</sup> operando del lado del lumen. ....	50
Figura 33: Diagrama esquemático del sistema AFBR-AFMBR de escala piloto. ....	52
Figura 34: Balances de DQO (mg / L) y distribuciones (%) durante el segundo otoño e invierno de estudio. ....	53
Figura 35: Proceso de conversión de energía durante la operación de un reactor anaerobio. ....	55
Figura 36: Interacciones microbianas y reacciones bioquímicas que se producen en la biopelícula del sistema MBfR para la eliminación simultánea de amonio y metano disuelto. ....	58
Figura 37: Resultados del modelo de simulación para el escenario 4 .....	60
Figura 38: Resultados del modelo de simulación para el escenario 4 .....	60
Figura 39: Diagrama esquemático del sistema DHS cerrado utilizado en el estudio.....	62
Figura 40: Condiciones operacionales del rendimiento de oxidación de metano en el sistema DHS cerrado .....	63
Figura 41: Consumo de oxígeno en cada fase operativa .....	63
Figura 42: Diagrama esquemático del reactor UASB y reactor DHS de dos etapas.....	65
Figura 43: Producción de metano en el reactor UASB en sus diferentes formas.....	66
Figura 44: Esquema de la línea de aguas propuesta. ....	70
Figura 45: Esquema del sedimentador primario y corrientes del proceso.....	70
Figura 46: Esquema del reactor UASB y corrientes del proceso. ....	71
Figura 47: Esquema de la configuración del reactor EGSB, módulo de membrana de desgasificación y bomba para aplicar presión de vacío.....	72

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Constantes de Henry en función de la temperatura. ....	15
Tabla 2: Condiciones de operación del reactor UASB. ....	32
Tabla 3: Condiciones de operación del reactor de desgasificación (RD). ....	33
Tabla 4: Recopilación de resultados de los modos de funcionamiento del lado del lumen y del lado de la carcasa sobre la eficiencia de recogida de metano disuelto, para un flujo de efluente de 22,64 L/h*m <sup>2</sup> . ....	39
Tabla 5: Rendimiento del reactor UASB y unidad de desgasificación. ....	43
Tabla 6: Resultado de los modos de funcionamiento del lado del lumen y del lado de la carcasa sobre la eficiencia de recogida de metano disuelto, para $Q_L / A_i = 22,64$ L/h*m <sup>2</sup> . ....	50
Tabla 7: Requerimientos energéticos para el funcionamiento del sistema AFBR- AFMBR. ....	54
Tabla 8: Balance energético de un sistema AFBR-AFMBR. ....	56
Tabla 9: Resumen de los rendimientos medios del proceso en el reactor UASB y los dos reactores DHS durante su funcionamiento continuo de 360 días. ....	67
Tabla 10: Características físico-químicas del agua residual de la EDAR de Valladolid, 2014. ....	69
Tabla 11: Balance de masas al sedimentador primario. ....	70
Tabla 12: Balance de masas al reactor UASB. ....	71
Tabla 13: Características del módulo de desgasificación utilizado. ....	72

**ANEXO I: TABLA COMPARATIVA DE LOS ESTUDIOS DE RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO CON MEMBRANAS USANDO PRESIÓN DE VACÍO**

Referencia	Características influente y reactor anaerobio	Características del caudal alimentado a la membrana	Características del módulo de desgasificación	Método de recogida de metano recuperado	Características del caudal efluente de la membrana	Eficiencia recogida de metano disuelto	Costes energéticos
<b>Bandara et al. (2011)</b>	Reactor UASB que trata aguas residuales sintéticas Volumen: 1,3 L T <sup>a</sup> : 15 °C [DQO]in: 3184 ± 43 mg/L/d TRH: 10,1 ± 0,2 h Producción de CH <sub>4</sub> : 1100 ± 150 mg DQO/L/d (275 ± 37 mg CH <sub>4</sub> /L/d)	<b>FASE 3.2</b> [DQO]in: 309 ± 10 mg/L/d T <sup>a</sup> : 15 °C pH: 7,6 [CH <sub>4</sub> ]in: 240 ± 7 mg DQO/L/d (60 ± 2 mg CH <sub>4</sub> /L/d)	Módulo de desgasificación con capas porosas de poliuretano y capas no porosa de polietileno N° fibras huecas: 5500 Diámetro externo: 280 µm Diámetro interno: 200 µm Espesor de pared: 40 µm Longitud del módulo: 360 mm. Superficie efectiva de membrana: 1,7 m <sup>2</sup> Volumen de trabajo: 0,4 L T <sup>a</sup> : 15 °C TRH: 8,5 ± 0,2 h	Presión de vacío (80 kPa)	[CH <sub>4</sub> ]ef: 33 ± 4 mg DQO/L/d = 8,25 ± 0,5 mg CH <sub>4</sub> /L/d (14 ± 2 mg DQO/L = 3,5 ± 0,5 mg CH <sub>4</sub> /L)	<b>86 ± 2 %</b>	42 J/s en la desgasificación
<b>Henares et al. (2016)</b>	Reactor EGSB que trata aguas residuales sintéticas [DQO]in: 32000 mg/L/d T <sup>a</sup> : 25 °C Qinfluyente: 8000 ml/d	[DQO]in: 600 mg/L/d T <sup>a</sup> : 25 °C [CH <sub>4</sub> ]in: 30 mg CH <sub>4</sub> /L QL/Ai = 22,64 L/h*m <sup>2</sup>	Módulo de desgasificación con fibras de polipropileno microporoso N° fibras huecas: 2300 Diámetro de poro: 0,04 µm Diámetro externo: 300 µm Diámetro interno: 220 µm Longitud del módulo: 139 mm. Superficie ef de membrana: 0,18 m <sup>2</sup>	Presión de vacío (80 kPa)	DEL LADO DEL LUMEN, MÓDULO PP [CH <sub>4</sub> ]ef: 2,01 mg CH <sub>4</sub> /L	<b>93,30%</b>	
<b>Luo et al. (2014)</b>	Reactor UASB que trata aguas residuales sintéticas. Volumen: 1 L T <sup>a</sup> : 37 °C Qinfluyente: 700 ml/d	<b>FASE 4</b> T <sup>a</sup> : 37 °C pH: 7,7 [CH <sub>4</sub> ]in: 1,31 ± 0,11 mM (21 ± 2 mg CH <sub>4</sub> /L)	Módulo de desgasificación, cada membrana formada por una formada por una capa no porosa de poliuretano entre 2 capas porosas de polietileno. N° fibras huecas: 3200 Espesor de pared: 240 µm. Longitud del módulo: 2500 mm. Superficie efectiva de membrana: 0,713 m <sup>2</sup> Volumen de trabajo: 0,4 L Velocidad recirculación: 0,63 L/h	Presión de vacío (94 kPa)	pH = 7,86 [CH <sub>4</sub> ]ef: 0,12 ± 0,07 mM (1,92 ± 1 mg CH <sub>4</sub> /L)	<b>91 %</b>	

**ANEXO II: TABLA COMPARATIVA DE LOS ESTUDIOS DE RECUPERACIÓN DE METANO DISUELTO CON MEMBRANAS USANDO GAS DE ARRASTRE**

Referencia	Características influente y reactor anaerobio	Características del caudal alimentado a la membrana	Características del módulo de desgasificación	Método de recogida de metano recuperado	Características del caudal efluente de la membrana	Eficiencia de recogida de metano disuelto	Costes energéticos
<b>Cookney et al. (2016)</b>	Reactor AnMBR que trata aguas residuales sintéticas, formado por un reactor UASB Volumen: 42,5 L TRH: 9,4 h T <sup>a</sup> : 18°C [DQO]in: 0,9 g/L/d = 360 mg/L y una membrana de PVDF Diámetro de poro: 0,04 µm Superficie efectiva de membrana: 0,93 m <sup>2</sup>	VL = 4 x 10 <sup>-4</sup> m/s QCH <sub>4</sub> : 8,7 L/d	Módulo de desgasificación con fibras de polipropileno microporoso. Nº fibras: 7400 Diámetro externo: 300 µm Diámetro interno: 220 µm Diámetro de poro: <0,1 µm Longitud del módulo: 140 mm. Superficie efectiva de membrana: 0,58 m <sup>2</sup>	Gas de arrastre (Nitrógeno) VG: 0,19 m/s	<b>DEL LADO DEL LUMEN, MÓDULO PP</b>  QCH <sub>4</sub> : 0,045 L/d	<b>98,90%</b>	Producción de 0.12kWh/m <sup>3</sup> de agua residual tratada
<b>Henares et al. (2016)</b>	Reactor EGSB que trata aguas residuales sintéticas [DQO]in: 32000 mg/L/d T <sup>a</sup> : 25 °C Qinfluyente: 8000 ml/d	[DQO]in: 600 mg/L/d T <sup>a</sup> : 25 °C [CH <sub>4</sub> ]in: 30 mg CH <sub>4</sub> /L QL/Ai = 22,64 L/h*m <sup>2</sup>	Módulo de desgasificación con fibras de polipropileno microporoso. Nº fibras huecas: 2300 Diámetro de poro: 0,04 µm Diámetro externo: 300 µm Diámetro interno: 220 µm Longitud del módulo: 139 mm. Superficie efectiva de membrana: 0,18 m <sup>2</sup>	Gas de arrastre (Nitrógeno) QN <sub>2</sub> /Ai: 0,44 x 10 <sup>-3</sup> L/h/m <sup>2</sup>	<b>DEL LADO DEL LUMEN, MÓDULO PP</b>  [CH <sub>4</sub> ]ef: 0,45 mg CH <sub>4</sub> /L	<b>98,50%</b>	

**ANEXO III: TABLA COMPARATIVA DE LOS ESTUDIOS DE ELIMINACIÓN DE METANO DISUELTO MEDIANTE OXIDACIÓN BIOLÓGICA**

Referencia	Características influente y reactor anaerobio	Características del caudal alimentado	Características del reactor de oxidación	Características del caudal efluente del reactor	Eficiencia de eliminación de metano disuelto
<b>Chen et al. (2015)</b>	SIMULACIÓN No hay datos del influente ni tipo de reactor anaerobio	Efluente similar a un efluente de digestión anaerobia [NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ] <sub>in</sub> : 1000 de N/m <sup>3</sup> [CH <sub>4</sub> ] <sub>in</sub> : 100 g DQO/m <sup>3</sup> = 25 g CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> Q <sub>influyente</sub> : 0,12-0,24 m <sup>3</sup> /d <b>ESCENARIO 4</b> Carga superficial influente: 0,0005-0,001 m/d = THR: 5,75-8 días Carga superficial de oxígeno: 1,25-1,85 g/m <sup>2</sup> *d	Oxidación biológica en reactor MBfR con bacterias AOB, bacterias NOB, arqueas DAMO, bacterias DAMO, bacterias Anammox y biomasa inerte Volumen del reactor: 1000 L T <sup>a</sup> : 25°C Volumen aparente: 960 L Espesor biopelícula: 750 μm Superficie de biopelícula: 235 m <sup>2</sup> Relación superficie/volumen: 245 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> Volumen de gas de las membranas: 0,04 m <sup>3</sup> Presión de aire: 10-120 kPa del lado del lumen Caudal de gas: 0,8 m <sup>3</sup> /d.	[NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ]: 4,9 g N/m <sup>3</sup> [CH <sub>4</sub> ] <sub>ef</sub> : 6,6g DQO/m <sup>3</sup> = 1,65 g CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> = 1,65 mg CH <sub>4</sub> /L	<b>93,40%</b>
<b>Hatamoto et al. (2010)</b>	Reactor UASB que trata aguas residuales sintéticas con amoníaco y metano disuelto pH: 8,1 T <sup>a</sup> : 20°C. [CH <sub>4</sub> disuelto]: 100% v/v	pH: 8,1 T <sup>a</sup> : 20°C.	Oxidación biológica por bacterias oxidantes de metano (MOB) en reactor DHS cerrado, sembrado con lodos activos, con 31 cubos de esponja de poliuretano (de 2 cm x 2 cm x 2 cm) Volumen : 0,25 L Longitud: 1 m <b>FASE 1</b> Caudal aire alimentado: 3,8 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> *d = 0,95 L/d = 1,15 kgO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> *d HRT: 2 h T <sup>a</sup> : 20 °C	pH: 7,2 ± 0,3  Velocidad de eliminación: 0,8 Kg DQO/m <sup>3</sup> *d = 0,2 Kg CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> *d = 16,6 mg CH <sub>4</sub> /L	<b>95%</b>
<b>Matsuura et al. (2015)</b>	Reactor UASB que trata aguas residuales en Japón. Volumen: 155 L Altura: 4,0 m Diámetro: 0,2 m T <sup>a</sup> : 10-28°C TRH: 8,8 h Q <sub>influyente</sub> : 420 L/d [DQO] <sub>in</sub> : 337 ± 87 mg/L	T <sup>a</sup> : 10-28°C [DQO] <sub>in</sub> : 121 ± 41 mg/L [CH <sub>4</sub> ] <sub>in</sub> : 76,5 ± 5,5 mg DQO/L = 19,1 ± 1,4 mg CH <sub>4</sub> /L	Oxidación biológica por MOB en reactor DHS cerrado de dos etapas <u>Cada reactor DHS:</u> Volumen: 80 L Altura: 2,0 m Área: 0,2 m x 0,2 m 10 láminas rectangulares con 46 prismas triangulares isósceles rectángulos de esponja de poliuretano (30 mm x 30 mm x 200 mm) <u>Primer reactor DHS:</u> Caudal aire alimentado: 250 L/m <sup>3</sup> /d <u>Segundo reactor DHS:</u> Caudal aire alimentado: 2500 L/m <sup>3</sup> /d (200 L/d)	[CH <sub>4</sub> ] <sub>ef</sub> en primer reactor DHS: 22,5 ± 8 mg DQO/L = 5,62 ± 2 mg CH <sub>4</sub> /L  [CH <sub>4</sub> ] <sub>ef</sub> en segundo reactor DHS: 0,1 ± 0,1 mg DQO/L = 0,025 ± 0,025 mg CH <sub>4</sub> /L	70,4 % en el primer reactor DHS  <b>99,9 %</b> en el segundo reactor DHS

## ANEXO IV: MEMORIA DE CÁLCULOS

### CAUDAL A TRATAR:

$Q_m = \text{Población} * \text{dotación}$ , donde:

Población: Población de la ciudad de Valladolid: 301876 habitantes (Fuente: INE 2016)

Dotación: Dotación media en Castilla y León: 157 L/hab/d (Fuente: Ecoembes)

$$Q_m = 301786 \text{ hab} * 157 \frac{\text{L}}{\text{hab} * \text{d}} = 47394532 \frac{\text{L}}{\text{d}} = 47394,5 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

### LÍNEA DE AGUAS

#### SEDIMENTADOR PRIMARIO

Para realizar un balance de masas al sedimentador primario, se supone un rendimiento de eliminación de SST del 65 % y un rendimiento de eliminación de DQO del 25 %.

Primeramente se determina el flujo másico de DQO y SST iniciales (corriente 1):

$$\dot{W} = Q * C$$

$$\dot{W}_{SST1} = 47395 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 0,215 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 10190 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\dot{W}_{DQO1} = 47395 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 0,476 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 22560 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Los flujos másicos en la corriente de fangos (corriente 3) se calculan a través de las eficiencias de remoción:

$$\dot{W} = Q * C * \% (\text{remoción})$$

$$\dot{W}_{SST3} = 47395 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 0,215 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,65 = 6623 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$W_{DQO3} = 47395 \frac{m^3}{d} * 0,476 \frac{kg}{m^3} * 0,25 = 5640 \frac{kg}{d}$$

El flujo másico de la corriente de fangos se estima suponiendo un 2% de concentración de sólidos en el fango primario:

$$\dot{W}_3 = W_{SST3} * \frac{100}{2} = 6623 \frac{kg}{d} * \frac{100}{2} = 331172 \frac{kg}{d}$$

Considerando que el fango primario tiene una densidad similar a la del agua, el caudal de fango primario es de:

$$Q_3 = \frac{331172 \text{ kg/d}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 331 \frac{m^3}{d}$$

A continuación se calcula la concentración de sólidos y DQO en el fango:

$$C_{SST \text{ y } DQO} = \frac{\dot{W}}{Q}$$

$$C_{SST3} = \frac{6623 \text{ kg/d}}{331,17 \text{ m}^3/d} = 20 \frac{kg}{m^3} \quad C_{DQO3} = \frac{5640 \text{ kg/d}}{331,17 \text{ m}^3/d} = 17 \frac{kg}{m^3}$$

Los flujos másicos en el efluente clarificado (corriente 2) se calculan restando:

$$W_{SST2} = W_{SST1} - W_{SST3}$$

$$W_{SST2} = 10190 \frac{kg}{d} - 6623 \frac{kg}{d} = 3567 \frac{kg}{d}$$

$$W_{DQO2} = W_{DQO1} - W_{DQO3}$$

$$W_{DQO2} = 22560 \frac{kg}{d} - 5640 \frac{kg}{d} = 16920 \frac{kg}{d}$$

De la misma manera se calcula el caudal en el efluente clarificado:

$$Q_2 = Q_1 - Q_3$$

$$Q_2 = 47395 \frac{m^3}{d} - 331 \frac{m^3}{d} = 47064 \frac{m^3}{d}$$

A partir del caudal en el efluente clarificado, se puede calcular la concentración de sólidos y DQO en dicho efluente (corriente 2):

$$C_{SST \text{ ó } DQO} = \frac{\dot{W}}{Q}$$

$$C_{SST2} = \frac{3567 \text{ kg/d}}{47064 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,075 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad C_{DQO2} = \frac{16920 \text{ kg/d}}{47064 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,359 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

### REACTOR UASB

Para realizar el balance de masas al reactor UASB, se supone un rendimiento de eliminación de SST del 90 % y un rendimiento de eliminación de DQO del 85 %.

Los flujos máxicos en el efluente del reactor UASB (corriente 5) se calculan a través de las eficiencias de eliminación. Se trata de valores teóricos considerando que no hay pérdida de biomasa del reactor en el efluente.

$$\dot{W} = \dot{W} * \% (\text{remoción})$$

$$\dot{W}_{SST5} = \dot{W}_{SST2} * 0,1 = 3567 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * 0,1 = 356,7 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\dot{W}_{DQO5} = \dot{W}_{DQO2} * 0,15 = 16920 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * 0,15 = 2538 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Suponiendo que el caudal en el efluente del reactor UASB (corriente 5) es el mismo que en el efluente del sedimentador primario (corriente 2), se puede conocer la concentración de sólidos y DQO:

$$C_{SST \text{ ó } DQO} = \frac{\dot{W}}{Q}$$

$$C_{SST5} = \frac{365,7 \text{ kg/d}}{47064 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,007 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad C_{DQO5} = \frac{2538 \text{ kg/d}}{47064 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,054 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los sólidos y DQO eliminados durante el tratamiento anaerobio se calculan restando:

$$\dot{W}_{SSTelim} = \dot{W}_{SST2} - \dot{W}_{SST5}$$

$$\dot{W}_{SSTelim} = 3567 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - 356,7 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 3210 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$C_{SSTelim} = C_{SST2} - C_{SST5}$$



$$C_{SSTelim} = 0,075 \frac{kg}{m^3} - 0,007 \frac{kg}{m^3} = 0,068 \frac{kg}{m^3}$$

$$W_{DQOelim} = W_{DQO2} - W_{DQO5}$$

$$W_{DQOelim} = 16920 \frac{kg}{d} - 2538 \frac{kg}{d} = 14382 \frac{kg}{d}$$

$$C_{DQOelim} = C_{DQO2} - C_{DQO5}$$

$$C_{DQOelim} = 0,359 \frac{kg}{m^3} - 0,054 \frac{kg}{m^3} = 0,306 \frac{kg}{m^3}$$

### Producción de metano y biogás

- **En condiciones normales (273 K de temperatura y 1 atmósfera de presión)**

Considerando condiciones normales de operación, se puede calcular la producción de metano en el reactor a partir de la ecuación de los gases ideales:

$$P * V = n * R * T; \quad V = \frac{n * R * T}{P}$$

$$V = \frac{1 \text{ mol } CH_4 * 0,082 \frac{atm * L}{mol * K} * 273 \text{ K}}{1 \text{ atm}} = 22,4 \frac{L}{mol \text{ } CH_4}$$

Teniendo en cuenta que la relación DQO/CH<sub>4</sub> es de 4, la cantidad de metano producido en la eliminación de DQO en condiciones normales (C. N.) será:

$$\frac{0,25 \text{ g } CH_4}{1 \text{ g DQO}} * \frac{1 \text{ mol } CH_4}{16 \text{ g } CH_4} * \frac{22,4 \text{ L } CH_4}{1 \text{ mol } CH_4} = \frac{0,35 \text{ L } CH_4}{\text{g DQO eliminada}} = \frac{0,35 \text{ m}^3 \text{ } CH_4}{\text{kg DQO eliminada}}$$

Bajo estas condiciones se puede calcular la producción de metano en el reactor:

$$CH_4 \text{ producido en C.N.} = \frac{0,35 \text{ m}^3 \text{ } CH_4}{\text{kg DQO eliminada}} * Q5 * DQO \text{ eliminada}$$

$$CH_4 \text{ producido en C.N.} = \frac{0,35 \text{ m}^3 \text{ } CH_4}{\text{kg DQO eliminada}} * 47064 \frac{\text{m}^3}{d} * 0,306 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 5041 \frac{\text{m}^3 \text{ } CH_4}{d}$$

Para calcular el biogás generado (corriente 4) en condiciones normales, se supone una concentración de metano en la corriente de biogás del 70%:

Biogás generado en C. N. =  $\text{CH}_4$  producido \* concentración en el biogás

$$\text{Biogás generado en C. N.} = 5041 \frac{\text{m}^3 \text{CH}_4}{\text{d}} * \frac{100}{70} = 7201 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{d}}$$

- **En condiciones de operación (293 K de temperatura y 1 atmósfera de presión)**

Si se tienen en cuenta las condiciones reales de operación, considerando una temperatura media de 20 °C y 1 atmósfera de presión, la producción de metano y biogás generado en el reactor serán:

$$V = \frac{1 \text{ mol CH}_4 * 0,082 \frac{\text{atm} * \text{L}}{\text{mol} * \text{K}} * 293 \text{ K}}{1 \text{ atm}} = 24,0 \frac{\text{L}}{\text{mol CH}_4}$$

Teniendo en cuenta que la relación DQO/ $\text{CH}_4$  es de 4, la cantidad de metano producido en la eliminación de DQO en las condiciones reales de operación será:

$$\frac{0,25 \text{ g CH}_4}{1 \text{ g DQO}} * \frac{1 \text{ mol CH}_4}{16 \text{ g CH}_4} * \frac{24,0 \text{ L CH}_4}{1 \text{ mol CH}_4} = \frac{0,37 \text{ L CH}_4}{\text{g DQO eliminada}} = \frac{0,37 \text{ m}^3 \text{ CH}_4}{\text{kg DQO eliminada}}$$

Bajo estas condiciones se puede calcular la producción de metano en el reactor:

$$\text{CH}_4 \text{ producido a } 20 \text{ °C} = \frac{0,37 \text{ m}^3 \text{ CH}_4}{\text{kg DQO eliminada}} * 47064 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 0,306 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 5329 \frac{\text{m}^3 \text{ CH}_4}{\text{d}}$$

Suponiendo una concentración de metano en la corriente de biogás del 70%, el biogás generado en condiciones reales de operación será:

$$\text{Biogás generado a } 20 \text{ °C} = 5329 \frac{\text{m}^3 \text{ CH}_4}{\text{d}} * \frac{100}{70} = 7612 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{d}}$$

## ***MÓDULO DE DESGASIFICACIÓN***

### **Módulos de membrana necesarios**

Se utiliza el módulo de membrana 10 x 28 Extra-Flow, proporcionado por Liqui-Cel, aplicando una presión de vacío de 80 kPa y un caudal de 50.000 L/h, que teniendo en cuenta la superficie de filtrado (130 m<sup>2</sup>), corresponden a una velocidad de flujo de agua de 385 L/h/m<sup>2</sup>.

La superficie de filtrado necesaria para tratar el caudal de agua que sale del reactor UASB (corriente 5), de 47064 m<sup>3</sup>/d, será de:

$$\text{Superficie de filtrado} = \frac{Q_5(L/h)}{QL/Ai (L/h/m^2)}$$

$$\text{Superficie de filtrado} = \frac{1961000 L/h}{385 L/h/m^2} = 5093 \text{ m}^2$$

Como la superficie efectiva de la membrana es de 130 m<sup>2</sup>, se puede calcular el número de módulos necesarios:

$$\text{Módulos necesarios} = \frac{\text{Superficie de filtrado}}{\text{Superficie efectiva de membrana}}$$

$$\text{Módulos necesarios} = \frac{5093 \text{ m}^2}{130 \text{ m}^2} = 39$$

### **Metano disuelto en el efluente del reactor UASB**

La concentración de metano disuelto en el efluente del reactor UASB se calcula a partir de la constante de Henry del metano para la temperatura de operación (1,446 \* 10<sup>-3</sup> mol/L\*atm) y la presión parcial del gas en las condiciones de operación (1 atmósfera):

$$M = K * P$$

$$M = 1,446 * 10^{-3} \frac{\text{mol CH}_4}{L * \text{atm}} * 1 \text{ atm} = 1,446 * 10^{-3} \frac{\text{mol CH}_4}{L} = 2,32 * 10^{-2} \frac{\text{g CH}_4}{L}$$

$$\text{CH}_4 \text{ disuelto en el efluente a } 20 \text{ }^\circ\text{C} = \text{CH}_4 \text{ disuelto por litro de efluente a } 20 \text{ }^\circ\text{C} * Q_5$$

$$\text{CH}_4 \text{ disuelto en el efluente a } 20^\circ\text{C} = 2,32 * 10^{-2} \frac{\text{g CH}_4}{\text{L}} * 47064 * 10^3 \frac{\text{L}}{\text{d}} = 1091,88 * 10^3 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}}$$

También se puede expresar el resultado en mg CH<sub>4</sub>/L, para lo cual se divide entre el caudal efluente del UASB:

$$\text{CH}_4 \text{ disuelto en el efluente del UASB (mg CH}_4/\text{L)} = 1091,88 * 10^6 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{d}} : \text{Qefluente del UASB}$$

$$\text{CH}_4 \text{ disuelto en el efluente del UASB (mg CH}_4/\text{L)} = 1091,88 * 10^6 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{d}} : 47064 * 10^3 \frac{\text{L}}{\text{d}} = 23,20 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{L}}$$

El volumen de metano disuelto se puede calcular a partir de la densidad del metano. Se utiliza la ley de los gases ideales para conocer la densidad del metano a la temperatura de operación (20°C), de forma que:

$$P = \frac{m * R * T}{M * V} = \frac{\rho * R * T}{M}$$

$$\rho_{\text{CH}_4} = \frac{P * M}{R * T} = \frac{1 \text{ atm} * 16 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{0,082 \frac{\text{atm} * \text{L}}{\text{mol} * \text{K}} * 293 \text{ K}} = 0,67 \text{ g/L}$$

Y con la densidad del metano ya se obtiene el volumen de metano disuelto.

$$V \text{ metano disuelto a } 20^\circ\text{C} = \text{CH}_4 \text{ disuelto en el efluente a } 20^\circ\text{C} * \rho_{\text{CH}_4} \text{ a } 20^\circ\text{C}$$

$$V \text{ metano disuelto a } 20^\circ\text{C} = 1091,88 * 10^3 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}} * \frac{1 \text{ L CH}_4}{0,67 \text{ g CH}_4} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ CH}_4}{1000 \text{ L CH}_4} = 1692,68 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$$

El porcentaje de metano perdido por disolución en el efluente del reactor UASB se calcula dividiendo el metano disuelto entre el metano total producido:

$$\% \text{ metano perdido por disolución} = \frac{\text{Metano disuelto}}{\text{Metano producido}} * 100 = \frac{1692,68 \text{ m}^3/\text{d}}{5329 \text{ m}^3/\text{d}} * 100 = 30 \%$$

### **Metano recuperado por el sistema de desgasificación**

La cantidad de metano recuperado por el reactor de desgasificación utilizando presión de vacío se calcula suponiendo una eficacia de recuperación de metano disuelto del 93,3 %:

CH<sub>4</sub> recuperado por la membrana = CH<sub>4</sub> disuelto en el efluente del UASB\* eficiencia de recogida de metano disuelto

$$\text{CH}_4 \text{ recuperado por la membrana} = 1091,88 * 10^3 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}} * 0,933 = 1018,72 * 10^3 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}}$$

También se puede expresar el resultado en mg CH<sub>4</sub>/L, de forma que:

$$\text{CH}_4 \text{ recuperado por la membrana (mg CH}_4\text{/L)} = 23,20 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{L}} * 0,933 = 21,65 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{L}}$$

### **Metano disuelto en el efluente del sistema de desgasificación**

El metano disuelto en el efluente tras la desgasificación se calcula mediante la resta:

CH<sub>4</sub> disuelto en efluente del sistema de desgasificación = CH<sub>4</sub> disuelto en el efluente del UASB - CH<sub>4</sub> recuperado por la membrana

$$\begin{aligned} \text{CH}_4 \text{ disuelto en efluente del sistema de desgasificación} &= 1091,88 * 10^3 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}} - 1018,72 \\ &* 10^3 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}} = 73155,96 \frac{\text{g CH}_4}{\text{d}} \end{aligned}$$

Expresando el resultado en mg CH<sub>4</sub>/L, se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{CH}_4 \text{ disuelto en efluente del sistema de desgasificación (mg CH}_4\text{/L)} &= 23,20 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{L}} - \\ &21,65 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{L}} = 1,55 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{L}} \end{aligned}$$

## CONSIDERACIONES ENERGÉTICAS

### Energía para operar el reactor de desgasificación

Para el cálculo de la energía requerida para operar con la membrana y desorber el metano, se aplica la ecuación para compresión adiabática:

$$W_{ad} = \frac{kWRT}{k-1} \left[ \left( \frac{p_{out}}{p_{in}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right], \text{ siendo:}$$

W<sub>ad</sub>: Potencia (J/s).

K: Relación de capacidad calorífica. En este caso, la relación de capacidad calorífica del metano a la temperatura de operación (20 °C), es 1,32 (White, 2011).

W: Caudal molar (mol/s). En este caso:

$$\frac{1018720 \text{ g } CH_4}{d} * \frac{1 \text{ mol } CH_4}{16 \text{ g } CH_4} * \frac{1 d}{86400 s} = 0,74 \frac{\text{mol } CH_4}{s}$$

R: Constante de gas (8,314 J/mol/K).

T: Temperatura del gas de entrada (K). En este caso es de 20 °C = 293 K.

p<sub>out</sub> y p<sub>in</sub> (kPa): Presiones absolutas de descarga y entrada, respectivamente. En este caso p<sub>out</sub> = 1,2 bar (120 kPa) y P<sub>in</sub> = 0,2 bar (20 kPa).

Por lo tanto, completando la ecuación:

$$W_{ad} = \frac{1,32 * 0,74 \frac{\text{mol } CH_4}{s} * 8,314 \frac{\text{J} * \text{K}}{\text{mol}} * 293 \text{ K}}{1,32-1} \left[ \left( \frac{120 \text{ kPa}}{20 \text{ kPa}} \right)^{\frac{1,32-1}{1,32}} - 1 \right] = 4015,38 \text{ J/s}$$

### Energía obtenida a partir del metano desorbido

Para el cálculo de la energía obtenida al transformar el metano desorbido en energía eléctrica, primero se calcula la energía térmica que supone el metano recuperado mediante desgasificación, teniendo en cuenta que cada mol de metano genera 0,222 kWh, tal y como indican Crone et al. (2016). De esta forma, la energía teórica disponible será:

Energía teórica disponible = Moles de metano recuperados \* Energía por cada  
mol de metano

$$\text{Energía teórica disponible} = 0,74 \frac{\text{mol } CH_4}{s} * 0,222 \frac{\text{kWh}}{\text{mol } CH_4} = 0,16 \frac{\text{kWh}}{s}$$

Como 1 kWh equivale a  $3,6 * 10^6$  J, la energía teórica disponible en julios por  
segundo será:

$$\text{Energía teórica disponible (J/s)} = 0,16 \frac{\text{kWh}}{s} * \frac{3600000 \text{ J}}{1 \text{ kWh}} = 5,76 * 10^5 \text{ J/s}$$

Considerando aproximadamente un 37% de conversión en energía eléctrica,  
según lo indicado por Crone et al. (2016), la producción potencial de energía eléctrica  
obtenida es de:

$$\text{Producción de energía eléctrica} = \text{Energía teórica disponible (J/s)} * 37\%$$

$$\text{Producción de energía eléctrica} = 5,76 * 10^5 \text{ J/s} * 0,37 = 213120 \text{ J/s}$$

El resto se consideran pérdidas energéticas:

$$\text{Pérdidas energéticas} = \text{Energía teórica disponible} - \text{Producción de energía eléctrica}$$

$$\text{Pérdidas energéticas} = 5,76 * 10^5 \text{ J/s} - 213120 \text{ J/s} = 362880 \text{ J/s}$$