



**Sergio Chiva Vicent / Jose Guillermo Berlanga Clavijo
Raúl Martínez Cuenca / Javier Climent Agustina (eds.)**

Depuración de aguas residuales: digestión anaerobia

Col·lecció: Càtedra FACSA de Innovació en el Ciclo Integral del Agua

Col·lecció
Càtedra FACSA de Innovació en el Ciclo Integral del Agua
de la Universitat Jaume I

2

www.catedradelagua.uji.es

DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES: DIGESTIÓN ANAEROBIA

Sergio Chiva Vicent
José Guillermo Berlanga Clavijo
Raúl Martínez Cuenca
Javier Climent Agustina (eds.)



Càtedra FACSA de Innovació
en el ciclo integral del agua



BIBLIOTECA DE LA UNIVERSITAT JAUME I. Dades catalogàfiques

Depuración de aguas residuales : digestión anaerobia / Sergio Chiva Vicent ... [et al.] (eds.). -- Castelló de la Plana : Publicacions de la Universitat Jaume I, D.L. 2018
p. ; cm. -- (Cátedra FACSA de Innovación en el Ciclo Integral del Agua de la Universitat Jaume I ; 2)
ISBN 978-84-16546-65-7
1. Aigües residuals -- Depuració . 2. Anaerobiosi. I.Chiva Vicent, Sergio, ed. II. Universitat Jaume I. Publicacions. III. Títol. IV. Sèrie.
628.349.094.3
628.473

TQSR1



Publicacions de la Universitat Jaume I és una editorial membre de l'UNE, cosa que en garanteix la difusió i comercialització de les obres en els àmbits nacional i internacional. www.une.es



Aquest text està subjecte a una llicència Reconeixement-CompartirIgual de Creative Commons, que permet copiar, distribuir i comunicar públicament l'obra sempre que s'especifique l'autor i el nom de la publicació, fins i tot amb objectius comercials, i també permet crear obres derivades, sempre que siguin distribuïdes amb aquesta mateixa llicència.
<http://creativecommons.org/licenses/by-sa/3.0/legalcode>

Direcció de la col·lecció: Sergio Chiva Vicent

Comitè científic: Sergio Chiva Vicent. Universitat Jaume I
Javier Navarro Laboulaix. Universitat Politècnica de València
José Enrique Juliá Bolívar. Universitat Jaume I

© Del text: els autors, 2018

© D'aquesta edició: Publicacions de la Universitat Jaume I, 2018

Imatge de la coberta: Agrogiethoon BV, instal·lació de biogàs agroindustrial de 2.000 KW de potencia, de Ludan Renewable Energy BV.

Edita: Publicacions de la Universitat Jaume I. Servei de Comunicació i Publicacions
Campus del Riu Sec. Edifici Rectorat i Serveis Centrals. 12071 Castelló de la Plana
<http://www.tenda.uji.es> e-mail: publicacions@uji.es

ISBN: 978-84-16546-65-7

DOI: <http://dx.doi.org/10.6035/UJI.FACSA.2018.2>

La cátedra universidad-empresa FACSA de Innovación en el Ciclo Integral del Agua de la Universitat Jaume I tiene como objetivo fomentar el intercambio de ideas, la transferencia de conocimiento y el encuentro entre todos los actores del ciclo integral del agua. La Cátedra se ofrece como un foro abierto que facilite el acceso a la información de calidad, sin sesgos, aportada por expertos reconocidos y expuesta de forma clara y sencilla. Frente a la necesidad de ofrecer de forma reglada muchos de estos conocimientos fruto de los diferentes estudios, jornadas, avances e innovaciones en los que la Cátedra trabaja, nace la colección de publicaciones «Catedra FACSA de innovación en el ciclo integral del agua de la Universitat Jaume I».

Esta publicación es el fruto de los trabajos expuestos en la «1º Jornada Técnica en Depuración de Aguas Residuales: Digestión Anaerobia», que se celebró los días 7 y 8 de julio de 2016 en la Universitat Jaume I. La Jornada reunió a expertos del ámbito académico y empresarial que, ante más de 150 asistentes, expusieron los avances actuales en la digestión anaerobia. De la exposición los expertos y el posterior intercambio de ideas y comentarios, cada ponente ha desarrollado un capítulo de este libro en que plasma las ideas que aportó, así como las conclusiones generadas. Además, en la web de la cátedra, www.catedradelagua.uji.es, se pueden encontrar las presentaciones utilizadas por cada experto en su ponencia.

Los digestores anaerobios se han convertido en foco de atención en los últimos años. Se trata de unidades activas de las EDAR que son capaces de producir recursos, y por tanto, piezas clave para cualquier estrategia de sostenibilidad que se plantee. En el digestor anaerobio se produce un biocombustible (biogás), el cual puede llegar a ser una fuente de energía, renovable y suficiente, para que una EDAR tanto urbana como industrial o agropecuaria, sea autónoma energéticamente. Pero también, bajo el concepto amplio de biorefinería, la digestión anaerobia puede servir para la recuperación de recursos valiosos como bioplásticos, piensos, fertilizantes, u otros productos químicos de interés para la industria.

La Jornada se estructuró en tres bloques, el primero se dedicó al panorama general de la digestión anaerobia. En él, Juan Lema, de la Universidad de Santiago de Compostela, aportó una amplia visión sobre las tendencias actuales, introduciendo el uso combinado de procesos para eliminación de nitrógeno, tales como sistemas anammox, cultivo de algas o el intercambio

iónico, lo que permite la concepción de nuevos procesos eficientes. Si del reuso de agua se trata, los procesos combinados anaerobio/aerobio pueden propiciar la recuperación de agua de elevada calidad, minimizando los consumos energéticos y la emisión de gases de efecto invernadero. Finalmente, se expuso el concepto de la obtención de productos químicos, incluyendo la producción de bioplásticos.

El modelado matemático de procesos de digestión anaerobia es un campo maduro, caracterizado por modelos con estructuras mecánicas basados en la buena comprensión de los sistemas subyacentes en la digestión anaerobia. En este sentido Jorge Rodríguez, del Instituto Masdar de Ciencia y Tecnología de Abu Dhabi (Emiratos Árabes), hizo un repaso de los modelos clásicos como el ADM desarrollado en los últimos 15 años. En su ponencia afirmó que, aunque el modelado matemático ha aumentado en complejidad y exigencia, los principios básicos de los procesos bioquímicos y fisicoquímicos, las leyes de conservación y la comprensión científica mecánica del proceso continuarán sirviendo como los pilares fundamentales para hacer frente a los nuevos retos.

La digestión anaerobia tiene una implantación importante en sectores como el agropecuario. Xavier Flotats de la Universitat Politècnica de Catalunya, expuso las aplicaciones dentro del sector, y profundizó en la co-digestión como elemento básico para aumentar la eficiencia de la digestión y convertirla en eficiente. Expuso los diversos factores que inciden en el éxito de la escala de implantación: precios de la energía, distancias y costes de transporte, usos del biogás, aspectos sociológicos y de liderazgo, implicación de los ganaderos y agricultores, planes de desarrollo regional o balance de nutrientes en la zona objeto del proyecto.

Dentro del ámbito ganadero, August Bonmatí de la unidad mixta IRTA-UPC IRTA, expuso las problemáticas del uso de la digestión como tratamiento de corrientes con alta carga orgánica. Como inconvenientes resaltó por un lado las elevadas concentraciones de nutrientes, lo que obliga a realizar post-tratamientos y, por otro lado, la más que posible inestabilidad frente a sobrecargas o inhibidores. Bonmatí destacó los sistemas bioelectroquímicos como una solución al presentar una gran versatilidad para ser combinados con la digestión anaerobia con el objetivo de optimizar la producción de energía, mejorar la calidad de los digeridos y recuperar nutrientes. Esta solución, que puede ser implementada con una gran posibilidad de combinaciones se basa en reaccio-

nes de oxidación y/o reducción catalizadas por microorganismos, utilizando como separador una membrana de intercambio iónico.

Ángel Robles, de la Universitat Politècnica de València, cerró el primer bloque de ponencias presentando los trabajos realizados utilizando un reactor anaerobio de membranas sumergidas (AnMBR). Esta tecnología posee las ventajas de las bajas demandas energéticas de los procesos de tratamiento anaerobio y los beneficios de la tecnología de membranas, a lo que hay que sumar el potencial de recuperación de nutrientes, la calidad del efluente generado y la baja cantidad de fangos producidos.

En el segundo bloque se presentaron diferentes experiencias de éxito en la aplicación de las tecnologías de digestión anaerobia. Javier Climent de la Universitat Jaume I presentó aplicaciones de la mecánica de fluidos computacional al estudio de los digestores, Nestor Portes de FACSA mostró las experiencias en la concepción y diseño de reactores de doble fase de temperatura, y Antonio Sempere de LIKUID comentó las aplicaciones de las membranas cerámicas al tratamiento de aguas residuales, sobre todo como elemento de los AnMBR. Por su parte Joaquín Reina de Energy & Waste SL, se centró en la tecnología necesaria para la limpieza y acondicionamiento del biogás procedente de la digestión, como elemento clave para su uso. Por último, Luis Puchades, CEO de Biovic Consulting, expuso las experiencias en co-digestión en plantas de biogás agroindustrial, planteando los factores que pueden hacer viable un proyecto de nueva implantación.

El tercer bloque se inició con la codigestión como opción madura para hacer viable la digestión anaerobia. En ese sentido, el profesor Juan Mata, de la Universitat de Barcelona, realizó una revisión muy notable de las diferentes experiencias llevadas a cabo, y los últimos avances en investigación, así como presentó aspectos claves para la modelización del proceso.

La doctora Gracia Silvestre, investigadora de AINIA Centro Tecnológico, presentó el novedoso concepto de la EDAR como biorefinería. En este sentido, se trata de considerar la biomasa como materia prima del mismo modo que el petróleo en una refinería tradicional. En este caso la materia prima son recursos biológicos como los cultivos tradicionales, residuos orgánicos de origen agrícola, ganadero, forestal, industrial o urbano. La doctora Silvestre revisó las distintas configuraciones de biorrefinerías a partir de la digestión anaerobia de los lodos de EDAR, dividiendo las dos fases biológicas, en una corriente

gaseosa rica en ácidos grasos volátiles, y una corriente líquida que puede ser utilizada para el cultivo de microalgas con fines agronómicos.

Por su parte, el profesor Jesus Colprim de LEQUIA, Universitat de Girona, en su presentación evaluó las tecnologías disponibles para la mejora de la calidad del biogás, y el papel que este jugará en la consecución de los objetivos de la Directiva Europea de Energías Renovables. El profesor Colprim comentó que biogás procedente de digestores anaeróbicos en plantas de tratamiento de aguas residuales debe ser liberado de impurezas antes de su uso, y presentó el proyecto BiogasApp, el cual aborda tres aspectos de la purificación de biogás: la presencia de siloxanos, la transformación del CO_2 a CH_4 y, por último, la selección de la tecnología de tratamiento más adecuada.

El tercer bloque y la jornada se cerró con la presentación de Ana Belén Juara Álvarez, técnico de ENAGAS GTS. Juara presentó los aspectos técnicos de la inyección del biogás producido por digestores anaerobios en la red de gas natural. Expuso el caso paradigmático de la planta de Valdemingómez, uno de los mayores complejos de biometanización en Europa, y una referencia europea y, ha supuesto un éxito en cuanto a la integración del biogás en una red de Transporte de gas.

Sergio Chiva Vicent

Director

Cátedra Facsa de Innovación en el Ciclo Integral del Agua

Universitat Jaume I

ÍNDICE

1. Oportunidades y retos para la digestión anaerobia	
1.1. Aguas residuales urbanas	
1.2. Biometano	
1.3. Biorefinería	
2. Modelado matemático en digestión anaerobia	
2.1. Modelado en estado estacionario. Cálculos básicos en DA	
2.2. Modelado dinámico	
2.3. Reacciones microbianas y bioquímica	
2.4. Nivel de complejidad óptimo	
2.5. Procesos fisicoquímicos	
2.5.1. Especiación iónica y el papel del pH	
2.5.2. Procesos de transferencia de líquido-gas	
2.5.3. Precipitación de sólidos	
2.6. Termodinámica de los sistemas DA	
2.7. Modelado cinético de las reacciones microbianas	
2.8. Modelos no convencionales	
2.9. Abordando la calibración de parámetros en modelos de DA	
3. Implantación de la digestión anaerobia en el sector agropecuario	
3.1. Introducción	
3.2. El contexto: el complejo alimentario	
3.3. El rol de la digestión anaerobia	
3.3.1. Estabilización parcial de la materia orgánica (mineralización)	
3.3.2. Higienización	
3.3.3. Reducción de gases de efecto invernadero y olores	
3.3.4. Gestión de los nutrientes	
3.3.5. Producción de energía	
3.4. Combinación de digestión anaerobia con recuperación de nutrientes	
3.4.1. Obtención de estruvita	
3.4.2. <i>Stripping</i> y absorción de amoníaco	
3.4.3. Concentración térmica por evaporación al vacío	

3.5.	Implantación de la digestión anaerobia en Europa	
3.6.	Conclusiones	
4.	Integración de los sistemas bioelectroquímicos con la digestión anaerobia para optimizar la recuperación de energía y nutrientes	
4.1.	Introducción	
4.2.	La digestión anaerobia y el concepto de biorefinería	
4.3.	Aplicaciones de los sistemas bioelectroquímicos	
4.3.1.	Recuperación de nutrientes	
4.3.2.	Electrosíntesis microbiana de productos	
4.3.3.	Eliminación de compuestos recalcitrantes	
4.4.	La combinación de la digestión anaerobia con los sistemas bioelectroquímicos	
4.4.1.	Refinado del efluente digerido	
4.4.2.	Mejora de la operación de la digestión anaerobia	
4.4.3.	Enriquecimiento de biogás	
4.5.	Conclusiones	
5.	MBR anaerobio: alternativa tecnológica para transformar las estaciones depuradoras de agua residual urbana en instalaciones de recuperación de recursos	
5.1.	El agua residual como fuente de recursos	
5.2.	Tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas	
5.2.1.	Filtros anaerobios	
5.2.2.	Reactor anaerobio de lecho fijo de flujo ascendente (UASB)	
5.2.3.	Reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB)	
5.2.4.	Reactor anaerobio de membranas	
5.3.	Viabilidad de la tecnología AnMBR para el tratamiento de ARU ..	
5.4.	Sistemas AnMBR a escala piloto para el tratamiento de ARU	
5.5.	Conclusiones y perspectivas futuras.....	

6.	Modelado matemático avanzado de digestores anaerobios mediante técnicas basadas en códigos de simulación computacional de fluidos (CFD)	
6.1.	Introducción.....	
6.1.1.	Importancia del tiempo de retención hidráulico	
6.1.2.	Comportamiento hidráulico en los digestores	
6.1.3.	Agitación en los digestores y parámetros de diseño	
6.1.3.1.	Sistemas mecánicos	
6.1.3.2.	Recirculación con bombas externas	
6.1.3.3.	Tubos de succión o conductos de recirculación	
6.1.3.4.	Lanzas de biogás	
6.1.3.5.	Sistema HEATAMIX	
6.2.	Aportación de las técnicas CFD	
6.3.	Técnica experimental de los trazadores inertes	
6.4.	Experiencias en modelización CFD de digestores a escala real y su validación	
6.4.1.	Antecedentes	
6.4.2.	Objetivos y descripción del digestor	
6.4.3.	Elaboración del modelo CFD y procedimiento experimental	
6.4.4.	Resultados	
6.5.	Simulaciones CFD en digestores mediante flujo multifásico	
6.6.	Necesidades futuras.....	
6.7.	Conclusiones	
7.	Del estudio en laboratorio a la EDAR.	
	Digestión en doble fase de temperatura en la EDAR de Alcoi	
7.1.	Estudios previos	
7.2.	El proyecto Sludge4energy	
7.2.1.	El estudio en laboratorio	
7.2.2.	El estudio en planta piloto	
7.3.	Mejora digestión EDAR Alcoi	
7.3.1.	Mejora inicial: transformación de la digestión mesófila de la EDAR de Alcoi en digestión termófila	

7.3.2.	Mejora optimizada: digestión de la EDAR de Alcoi: conversión del digestor mesófilo a digestor de doble fase termófilo-mesófilo	
7.4.	Proyecto STO3RE	
8.	El biogás. Una económica y ecológica fuente de energía. Necesidad de la limpieza para su aplicación	
8.1.	Introducción	
8.2.	Desarrollo	
8.2.1.	Conceptos básicos	
8.2.1.1.	El biogás debe de mirarse desde dos puntos de vista	
8.2.1.2.	Tipos de biogás según su origen o procedencia	
8.3.	Tecnologías para su limpieza	
8.4.	Tecnologías para el enriquecimiento (biometano)	
9.	Experiencias de codigestión en plantas de biogás agroindustrial en España. Adaptación a los sustratos locales y la variabilidad del mercado de residuos	
9.1.	Situación actual del mercado del biogás agroindustrial	
9.2.	Casos de éxito en el biogás agroindustrial	
9.3.	Lecciones aprendidas	
9.4.	Gestión de digestatos	
9.5.	Futuro del negocio	
10.	La codigestión: Revisión de una realidad muy ventajosa en los aspectos medioambientales y económicos de la digestión anaerobia	
10.1.	Introducción	
10.2.	Ventajas de la codigestión anaeróbica y algunos aspectos históricos	
10.3.	Las deyecciones ganaderas como sustrato principal	
10.4.	Codigestión con lodos de estación depuradora de aguas residuales	
10.4.1.	Codigestión de LD con FORSU	

10.4.2. Codigestión glicerol-purines y glicerol-lodos de depuradora	
10.5. La codigestión y la dinámica microbiana	
10.6. La modelización de la coDA	
10.7. Conclusiones e investigaciones a desarrollar	
11. Biorefinerías a partir de lodos de EDAR	
11.1. Bioeconomía	
11.2. EDAR convertidas en biorefinerías	
11.3. Plataformas de carboxilatos: producción de PHA y AGCM	
11.3.1. Fermentación anaerobia de lodos de EDAR	
11.3.1.1. Tiempo de retención hidráulico	
11.3.1.2. Velocidad de carga orgánica	
11.3.1.3. pH	
11.3.1.4. Temperatura	
11.3.2. Producción de PHA a partir de cultivos mixtos	
11.3.2.1. Fase de enriquecimiento de la biomasa	
11.3.2.2. Fase de acumulación de PHA	
11.3.3. Producción de ácidos grasos de cadena media	
11.4. Conclusiones	
12. Biogás: aspectos técnicos de la inyección en la red de gas natural	
12.1. Red gasista de la Comunidad Valenciana	
12.2. ¿Qué es el biogás?	
12.3. Ventajas del biogás	
12.4. Desarrollo normativo del biogás	
12.4.1. Desarrollo normativo en Europa	
12.4.2. Desarrollo normativo en España	
12.5. Aspectos técnicos	
12.6. Planta de biometanización de Valdemingómez	
12.7. Conclusiones	

1

Oportunidades y retos para la digestión anaerobia

Juan M. Lema Rodicio
Departamento de Ingeniería Química
Universidade de Santiago de Compostela
15812 Santiago de Compostela

Contacto: juan.lema@usc.es

Juan M. Lema Rodicio

Juan M. Lema Rodicio es catedrático de Ingeniería Química en la Universidad de Santiago de Compostela (España). Fellow de la International Water Association (IWA). Supervisor de 51 tesis doctorales, autor de más de 350 artículos y capítulos de libro, (índice H: 50, Scopus) y 11 patentes (3 europeas). Editor del libro *Innovative Wastewater Treatment & Resource Recovery Technologies*, publicado por IWA.

Sus intereses actuales en investigación incluyen: eliminación de microcontaminantes de aguas residuales; optimización de (co)digestión anaerobia, desarrollo de biorreactores para tratamiento de aguas residuales, biorrefinería.

36 proyectos de investigación financiados por la Unión Europea (16), Plan Español de Ciencia y tecnología (15) y Gobierno de Galicia (5). Ha sido el coordinador de la COST Action: «Conceiving Wastewater Treatment in 2020» (Water 2020). Coordinador de la red española Novedar_Consolider. 25 contratos relevantes con empresas en el ámbito de tratamiento de aguas residuales industriales y urbanas.

Entre otros, ha recibido los premios: A-IQS, Babcock, Fundación García Cabrerizo, Dr. honoris causa por la Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Insignia de Oro de la Universidad de Santiago de Compostela y Medalla de Oro de Ingeniería química de la Universidad de Valladolid. Es académico en la Real Academia Galega de Ciencias.

En los años ochenta la digestión anaerobia (DA), hasta entonces aplicada casi exclusivamente a la estabilización de lodos de depuradora, encontró un ámbito importante de interés en el tratamiento de aguas residuales, especialmente las de alto contenido en materia orgánica carbonada como las generadas en industrias agroalimentarias.

En los años ochenta se producían unas 200 publicaciones anuales en revistas internacionales en el ámbito de DA, valor que fue incrementando progresiva, aunque lentamente, hasta alcanzar unas 400 publicaciones en la década del 2000. En la siguiente, sin embargo, tiene lugar un salto cuantitativo importante, publicándose más de 1800 artículos en 2015. El perfil de publicaciones puede orientar sobre la posible explicación: en los años ochenta la mayor parte de los trabajos correspondían a artículos publicados en revistas «de agua o de residuos», tales como *Water Research*, *Water Science and Technology* o *Waste Management*. En el último quinquenio, sin embargo, ha crecido espectacularmente el interés por revistas tales como *Bioresource Technology*, indicativo de que la DA se considera no tan sólo como una tecnología de «tratamiento», sino también como una tecnología de «recuperación de recursos».

Se ha producido también un hecho significativo que ha hecho crecer el interés hacia la DA para el tratamiento de aguas. Como es bien sabido, una de las limitaciones del proceso es que no resulta viable su aplicación para reducir a valores muy bajos la concentración de materia carbonada, ya que se necesita para la desnitrificación posterior. Los procesos de desnitrificación autótrofa, basados en actividad Anammox (ANaerobic AMMonium OXidation), desarrollados en este período, se convierten así en aliados sinérgicos de gran calado.

A la hora de analizar las nuevas oportunidades de la digestión anaerobia se pueden considerar los *objetivos* a conseguir (figura 1a) (Lema & Suárez 2017), en una concepción más convencional del concepto de 3R: *reducir* (consumos energéticos, la producción de lodos, emisiones a la atmósfera...); *reusar*, lodos y aguas con calidad suficiente; y *Recuperar* recursos, tales como energía, metales, productos químicos, nutrientes o producir bioplásticos. En una segunda visión, más global, el concepto 3R puede considerar cómo las unidades innovadoras pueden integrarse en *procesos innovadores* (figura 1-b) que consideran las interacciones de la unidad con el resto del sistema: *re-mo-*

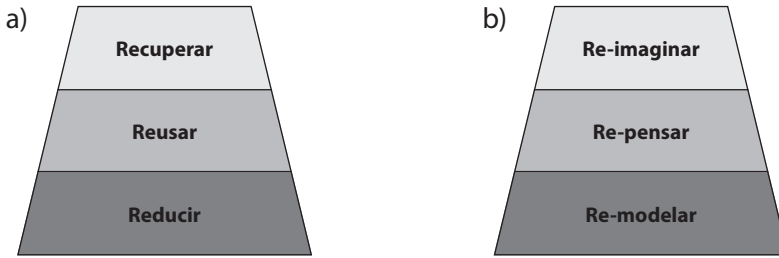


Figura 1.1. Concepto de 3R en tratamiento de aguas.
(a) Según objetivos a conseguir; (b) Según procesos innovadores

delar que supone la incorporación de alguna(s) unidad(es) innovadoras en el proceso; *re-pensar*, modificando notablemente las líneas de flujo en diagramas de proceso notablemente diferenciados de los habituales; y *re-imaginar* que consiste en modificar completamente la estructura y concepción del tratamiento.

En las siguientes secciones se presentan varias propuestas, organizadas bajo el punto de vista de *objetivos*, aplicando diferentes concepciones de *proceso* con oportunidades de interés pero que aún presentan retos que necesitan ser resueltos. En lo posible se destacarán las investigaciones realizadas por equipos españoles para destacar su contribución destacada en este ámbito.

1.1. Aguas residuales urbanas

La primera gran oportunidad de la DA se presenta en el tratamiento de aguas residuales urbanas. Si bien en países como Brasil existen ya numerosas plantas para el tratamiento de aguas urbanas a gran escala, es importante destacar que la temperatura de sus aguas es sensiblemente superior a la habitual en la mayoría de países, que en ellas no se pretende la eliminación de nitrógeno o fósforo y que no se tienen en cuenta las emisiones de metano a la atmósfera. El reto que se presenta, por tanto, es doble: por una parte, conseguir una operación eficaz a temperaturas muy inferiores a las óptimas para procesos de DA y por otra, el poder eliminar o recuperar el nitrógeno, todo ello procurando reducir consumos e impactos.

El desarrollo de los reactores anaerobios de membrana ha conseguido, en gran parte, superar las limitaciones de la operación a temperaturas bajas, con operaciones estables y eficaces, y con ventajas muy evidentes en relación a procesos aerobios (Pretel et al. 2017). Queda ahora como segundo gran objetivo el conseguir la eliminación autótrofa de nitrógeno mediante procesos anammox en operación a temperatura subóptima (Morales et al. 2015). En este campo se han conseguido grandes avances ya que se han operado unidades a escala piloto a temperaturas inferiores a 20 °C alcanzándose velocidades de carga nitrogenada del orden de 0,2 kgN/m³·d, ya suficientes para una operación comercial (Lotti et al. 2015).

Una de las limitaciones asociadas a la eliminación anaeróbica de carbono en aguas a temperatura moderada son las emisiones de metano que se producen en el tratamiento posterior como consecuencia de la elevada fracción de metano disuelto en el efluente del reactor. El descubrimiento de microorganismos DAMO (denitrifying anaerobic methane oxidation) y el desarrollo de tecnologías asociadas para desnitrificar utilizando el metano como agente reductor pueden proporcionar excelentes soluciones a esta limitación (Sánchez et al. 2016).

Una tercera opción para la reducción de nitrógeno es su recuperación, mediante el uso de sistemas de membranas o el empleo de microalgas (Godos et al. 2016) que permite avanzar en la recuperación de nutrientes para uso agrícola.

En una línea alternativa, se están evaluando nuevas propuestas de tratamiento que pretenden recuperar la materia carbonada bien mediante precipitación asistida con reactivos en la decantación primaria o bien mediante operación de equipos en operación heterótrofa de muy alta carga. Con ello se consigue derivar un flujo muy importante de carbono hacia la producción de lodos que serán tratados en el digestor anaerobio de la planta. La carga nitrogenada, por su parte, se ha de reducir mediante procesos anammox. Si adicionalmente se efectúa un pretratamiento térmico de los lodos, con tecnología ya operativa a escala comercial, esta concepción de proceso permite alcanzar reducciones de consumo energético de hasta un 40 %, incrementando la producción de biogás hasta en un 50 % y disminuyendo la producción de lodo en un 15 % (Fernández-Arévalo et al. 2017).

Se abren, por tanto, unas enormes expectativas sobre el empleo de reactores anaerobios, en línea de aguas o de lodos, en el tratamiento de aguas residuales urbanas en condiciones ambientales que permitirán minimizar consumos e impactos.

1.2. Biometano

La digestión anaerobia combinada de lodos y residuos (codigestión) aplicada con mayor asiduidad al tratamiento de residuos ganaderos (Rodríguez-Abalde et al. 2017) es una alternativa que permite maximizar el uso de digestores, actualmente en suboperación en la mayoría de los casos, y que permite rentabilizar su operación, tanto por el tratamiento de residuos como por la producción asociada de biogás (Mata-Álvarez et al. 2014). En esta línea se dispone de nuevas metodologías que permiten una optimización de las mezclas y de la operación estable de los equipos (García-Gen et al. 2014).

El uso de este biogás como combustible en sistemas de generación eléctrica es bien conocido, aunque su aplicación es aún limitada. En los últimos años se está avanzando con gran intensidad hacia la obtención de biogás con un alto contenido en metano (biometano), que permita su inyección en la red de gas natural, lo que sin duda facilita en gran medida su aprovechamiento. A este respecto se han aplicado equipos físico-químicos muy eficaces para la separación del dióxido de carbono, en base a procesos de membrana (PSA) o de absorción, con diferentes variantes. Una alternativa que presenta mucho interés es el aprovechamiento del dióxido de carbono mediante cultivos de microalgas que permiten una recuperación adicional de energía (Posadas et al. 2017).

En los últimos años se están desarrollando conceptos que pretenden no tanto el enriquecimiento del biogás por retirada del dióxido de carbono, sino su conversión a metano mediante procesos in situ, en el interior del digestor, mediante la inyección de hidrógeno que potencie la acción de microorganismos hidrogenófilos metanogénicos (Díaz et al. 2015). Se conciben, asimismo, procesos ex situ, que persiguen una conversión del dióxido de carbono del biogás ya producido aplicando bien procesos biológicos o bio-electroquímicos (Kougias et al. 2017).

1.3. Biorefinería

En una concepción más actual de la «recuperación de recursos», basada en los principios de la economía circular, se plantea no tan sólo separar de las aguas residuales componentes útiles, tales como celulosa, metales o nutrientes sino incluso la producción de productos químicos. La biorefinería de residuos se presenta en este caso como una oportunidad de revalorización económica de un nivel superior al pretendido mediante la simple recuperación energética. El proceso clave inicial es la fermentación ácida para la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) como base de la conocida como *plataforma carboxilada*. Se plantean en esta línea varios retos. El primero, maximizar la producción de los ácidos, aunque procurando obtener las proporciones más adecuadas que faciliten su uso posterior. En esta línea se están determinando factores y efectos que pueden mejorar la selectividad (González-Cabaleiro et al. 2015). Resulta asimismo importante lograr un incremento notable de la concentración si se desean separar y utilizar los AGV. A este respecto los sistemas electroquímicos están resultando de gran interés (Cerrillo et al. 2016).

Un tercer gran reto consiste en la valorización adicional de estos ácidos. A este respecto la línea más directa es la producción de biopolímeros (tanto polihidroxialcanoatos como alginato) (Mosquera-Corral et al. 2017) mediante la corriente de los reactores de acidificación, sin necesidad de una preconcentración, en procesos que ya se encuentran a escala piloto. Una línea aún en fase de investigación a escala laboratorio, pretende la obtención de compuestos más complejos y de mayor valor añadido, que puedan resultar, además, materias primas para la síntesis de otros compuestos (Puig et al. 2017).

Referencias

ANUSKA MOSQUERA-CORRAL, GILDA CARVALHO, ANDREA FRA-VÁZQUEZ, IOANNA NTAIKOU, PIOTR OLESKOWICZ-POPIEL, TANIA PALMEIRO-SÁNCHEZ, MARIA A.M. REIS y M^a EUGENIA SUÁREZ-OJEDA (2017). Recovery of organic added value products from wastewater. In: Innovative Wastewater Treatment & Resource Recovery Technologies (Ed. Lema & Suarez). IWA Publishing.

- CERRILLO M., VIÑAS M. y BONMATÍ A. (2016). Removal of volatile fatty acids and ammonia recovery from unstable anaerobic digesters with a microbial electrolysis cell. *Bioresource Technology*, 29, pp 348-356.
- DÍAZ I., C. PÉREZ E., ALFARO N. y FDZ-POLANCO F. (2015) A feasibility study on the bioconversion of CO₂ and H₂ to biomethane by gas sparging through polymeric membranes. *Bioresource Technology*, 185, pp 246-253.
- FERNÁNDEZ-ARÉVALO T., FLORES-ALSINA X., GRAU P., JEPSSON U., MAURICIO-IGLESIAS M., VRECKO D. y AYESA E. (2017). Model-based comparative assessment of innovative processes. In: *Innovative Wastewater Treatment & Resource Recovery Technologies* (Ed. Lema & Suarez). IWA Publishing.
- GARCIA-GEN S., RODRÍGUEZ J. y LEMA J.M. (2014). Optimisation of substrate blends in anaerobic co-digestion using adaptive linear programming. *Bioresource Technology*, 173, pp 159-167.
- DE GODOS I., ARBIB Z., LARA E. y ROGALLA F. (2016). Evaluation of High Rate Algae Ponds for treatment of anaerobically digested wastewater: Effect of CO₂ addition and modification of dilution rate. *Bioresource Technology* 220, pp 253–261.
- GONZÁLEZ-CABALEIRO, LEMA J.M. y RODRÍGUEZ J. (2015). Metabolic Energy-Based Modelling Explains Product Yielding in Anaerobic Mixed Culture Fermentations. *Plos One*, May 18 /dx.doi.org/10.1371/journal.pone.0126739
- KOUGIAS P., TREU L., PENALILLO D. BOE K., CAMPANARO S. y ANGELIDAKI I. (2017). *Ex-situ* biogas upgrading and enhancement in different reactor systems. *Bioresource Technology*, 225, pp 429-437.
- LEMA J.M. y SUÁREZ, S. (2017). From Sanitary to Environmental Engineering. The 3R Concept. In: *Innovative Wastewater Treatment & Resource Recovery Technologies* (Ed. Lema & Suárez). IWA Publishing.
- LOTTI T., KLEEREBEZEM R., HU Z., KARTAL B., DE KREUK M.K., VAN ERP TAALMAN KIP C., KRUIT J., HENDRICKX T.L.G. y VAN LOOSDRECHT M.C.M. (2015) Pilot-scale evaluation of anammox-based mainstream nitrogen removal from municipal wastewater. *Environmental Technology*, 36(9), pp, 1167-1177.
- MATA-ALVAREZ J., DOSTA, J., ROMERO-GÚIZA M.S., PECES M. y ASTALS M. (2014). A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 36, pp 412-427.

- MORALES N., VAL DEL RÍO A., VÁZQUEZ-PADÍN J.R., MÉNDEZ R., MOSQUERA-CORRAL A. y CAMPOS J.L. (2015). Integration of the Anammox process to the rejection water and main stream lines of WWTPs. *Chemosphere*, 140, pp 99–10.
- POSADAS E., MARÍN D., BLANCO S., LEBRERO R. y MUÑOZ R. (2017). Simultaneous biogas upgrading and centrate treatment in an outdoors pilot scale high rate algal pond. *Bioresource Technology* 232, pp. 133-141.
- PRETEL R., ROBLES A., RUANO M.V., SECO A. y FERRER J. (2017). Economic and environmental sustainability of submerged anaerobic MBR-based (AnMBR-based) technology as compared to aerobic-based technologies for moderate-/high-loaded urban wastewater treatment. *Journal of Environmental Management*, 166, pp 45-54.
- PUIG S., GANIGUÉ R., BATLLE-VILANOVA P., BALAGUER MD., BAÑERAS L. y COLPRIM J. (2017). Tracking bio-hydrogen-mediated production of commodity chemicals from carbon dioxide and renewable electricity. *Bioresource Technology*, 228, pp. 201-209.
- RODRÍGUEZ-ABALDE A., FLOTATS X. y FERNÁNDEZ B. (2017). Optimization of the anaerobic co-digestion of pasteurized slaughterhouse waste, pig slurry and glycerine. *Waste Management*, 61, pp 521-528.
- SÁNCHEZ A., RODRÍGUEZ-HERNÁNDEZ L., BUNTNER D., ESTEBAN-GARCÍA ANA L, TEJERO I. y GARRIDO J.M. (2016). Denitrification coupled with methane oxidation in a membrane bioreactor after methanogenic pre-treatment of wastewater J. *Chemical Technology & Biotechnology*, 91 (12), pp 2950-2958.

2

Modelado matemático en digestión anaerobia

Jorge Rodríguez y Mauricio Patón

Departamento de Ingeniería Química

Khalifa University of Science & Technology, Masdar Institute

PO Box 54224 Abu Dhabi, Emiratos Árabes Unidos

Contacto: jrodriguez@masdar.ac.ae

Dr. Jorge Rodríguez R.

Doctor en Ingeniería Química y Ambiental e ingeniero químico por la Universidad de Santiago de Compostela (USC), es profesor titular en el Instituto Masdar de Ciencia y Tecnología de Abu Dhabi (Emiratos Árabes). Previamente fue investigador Ramón y Cajal en la USC y profesor e investigador Marie Curie en la University of South Wales (Reino Unido). Tiene experiencia investigadora pre- y post-doctoral en Holanda y Australia, trabajando durante más de 15 años en el modelado y control de procesos biotecnológicos para tratamiento de aguas y recuperación de recursos, (co)digestión anaerobia y específicamente en sistemas de fermentación en cultivo microbiano mixto. Su participación en diferentes roles se extiende a más de veinte proyectos de investigación nacionales e internacionales, financiados por los gobiernos español y gallego, consejos de investigación de Reino Unido, la Comisión Europea, y el gobierno de Abu Dhabi. El Dr. Rodríguez es actualmente editor en la revista científica *Water Science and Technology* y editor del boletín del Grupo Especialista en digestión anaerobia de la IWA, a la vez que actúa regularmente como revisor para revistas científicas y organismos de financiación. Ha co-presidido el comité científico del 13º Congreso Mundial sobre Digestión Anaerobia y presidió el comité organizador de la conferencia Leading Edge Technologies for WWT en 2014 de la IWA. Sus publicaciones abarcan numerosos trabajos sobre modelado de fermentaciones y digestión anaerobia, contribuciones a la mejora de los modelos de

digestión anaerobia más utilizados actualmente, incluido el IWA ADM1, así como trabajos pioneros en el modelado de sistemas bioelectroquímicos de tratamiento. Con un índice H de 14 es coautor de más de treinta artículos en revistas indexadas, varios capítulos de libros y más de cincuenta contribuciones en conferencias, incluyendo charlas invitadas.

Resumen

El modelado matemático de procesos de digestión anaerobia (DA) es un campo maduro y bien establecido, caracterizado por modelos dinámicos y con estructuras principalmente basadas en mecanismos, todo ello gracias a la buena comprensión existente de los sistemas subyacentes en el proceso. Esta buena comprensión permitió en su día el desarrollo de modelos tan avanzados como el IWA ADM1 así como el gran número de aplicaciones y extensiones del mismo desarrolladas en los últimos quince años. La rápida y continuada expansión de la DA (aguas domésticas, alto contenido en sólidos) han llevado a la necesidad de considerar el proceso en contextos más amplios, abarcando el ciclo de las aguas residuales en su conjunto. Los desafíos asociados con estos nuevos procesos, así como el deseo de intensificar y mejorar el funcionamiento de aquellos ya existentes, llevan a la necesidad de desarrollar modelos predictivos más avanzados y rigurosos incluyendo, por ejemplo, la variación espacial dentro de los reactores y el impacto de variables relacionadas con fluido dinámica, mezcla y transferencia de materia. Asimismo, algunos procesos microbianos previamente no considerados y hoy más conocidos requerirán adaptaciones de la estructura en los modelos existentes. Este modelado más detallado lleva asociada la necesidad de una adecuada gestión del elevado número de parámetros típicamente requeridos, un aspecto que precisa de mejoras que eviten el sobreajuste de parámetros tan frecuentemente observado. Se puede afirmar que, aunque el modelado matemático de procesos de DA continúa aumentando en complejidad y exigencia para el modelador, los principios básicos de los procesos bioquímicos y fisicoquímicos, las leyes de conservación y la comprensión científica mecanística del proceso continuarán sirviendo como los pilares fundamentales para hacer frente a los nuevos retos.

2.1. Modelado en estado estacionario. Cálculos básicos en DA

Al igual que muchos otros procesos de conversión, a la hora de estimar la viabilidad de un proceso de digestión anaerobia (DA) para degradar un sustrato de interés y convertirlo en biogás dos factores entran en juego: (i) rendimiento y (ii) velocidad. El primero suele estar directamente relacionado con los costes de operación y el segundo, con los de capital (tamaño del reactor).

Tanto para estimar los rendimientos de conversión (i.e. producción de metano por cantidad de sustrato) como para estimar la velocidad de reacción (i.e. producción de metano o sustrato convertido por unidad de volumen y tiempo) se suelen emplear los denominados ensayos de potencial metanogénico (BMP) que puede ser configurado tanto para evaluar el rendimiento de metano de un sustrato determinado como para evaluar la velocidad de conversión en un sistema anaerobio dado (test de actividad). Existen diversos protocolos estandarizados para los BMP (Angelidaki et al. 2009; Girault et al. 2012) que vienen consistiendo en preparar un volumen de medio tamponado conteniendo biomasa metanogénica de otro reactor activo al que se alimenta el sustrato a degradar. La producción de metano acumulada se mide a lo largo del tiempo obteniendo curvas similares a las de la figura 2.1. En la misma figura, la cantidad final de metano refleja el potencial metanogénico del sustrato evaluado mientras que la pendiente inicial de la curva refleja la velocidad de conversión del mismo.

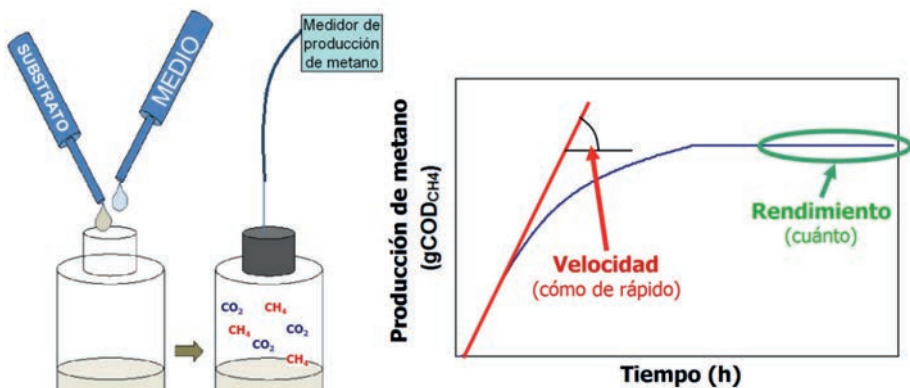


Figura 2.1. Esquema de los ensayos BMP en los que a partir de la curva típica de producción de metano (azul) se puede obtener el rendimiento de metano esperado, así como la velocidad de reacción

Es importante indicar que para obtener el verdadero potencial metano-génico de un sustrato el ensayo se ha de realizar en condiciones de exceso de biomasa para evitar limitaciones cinéticas. Si se trata, no obstante, de evaluar la velocidad de reacción para diseño de capacidad de un reactor existente o nuevo, el ensayo se debe plantear en las condiciones (biomasa específica de ese reactor y ratio sustrato/biomasa) lo más parecidas posible a las que habrá en el reactor para lograr resultados representativos.

Cuando un proceso de digestión anaerobia funciona correctamente es relativamente fácil obtener unas buenas estimaciones teóricas en estacionario del destino final de varias magnitudes de interés. A continuación, se resume esto para varias magnitudes y componentes de interés:

- *Demanda química de oxígeno (DQO)*: prácticamente toda la DQO biodegradable del sustrato convertida se transforma en metano con una pequeña proporción (alrededor del 5 % dependiendo del sustrato) que se transforma en nueva biomasa.
- *Carbono inorgánico*: el CO_2 producido de la conversión del sustrato se encontrará repartido entre la fase gas y la líquida (en forma de bicarbonato mayoritariamente). El pH del sistema, así como otras variables, afectan a ese reparto entre gas/líquido.
- *Nitrógeno*: la digestión anaerobia es un proceso reductivo, por lo que todas las formas de nitrógeno oxidado pasarán a forma amoniacal, así como el nitrógeno orgánico degradado.
- *Azufre*: análogamente las formas de azufre oxidado pasarán a forma de sulfuro de hidrógeno que se encontrará repartido entre la fase gas y líquida.

Teniendo en cuenta estos conceptos fundamentales y la información obtenida de unos ensayos BMP correctamente diseñados y ejecutados es posible realizar ya unas buenas estimaciones en estacionario de cara al diseño y operación de un digestor anaerobio. Será para el control de los reactores, arranque y recuperación ante eventos de desestabilización donde se hará necesario un modelado dinámico más avanzado capaz de capturar la evolución de variables clave con el tiempo ante cambios en las entradas, de forma que el operador sea capaz de mantener el sistema bajo una operación óptima y estable (García-Gen et al. 2015).

2.2. Modelado dinámico

El enfoque típico utilizado en la mayoría de los problemas de modelado matemático de efluentes de agua residual, incluyendo los de procesos anaerobios (Batstone et al. 2002) y los de procesos de lodos activos (Henze et al. 2000), se basa en el supuesto de que el inventario hidráulico no es función de la reacción biológica o química. Por tanto, para un balance generalizado del sistema, los términos de reacción (definidos por las reacciones bioquímicas y químicas) pueden definirse independientemente de los términos de transferencia de masa por advección y difusión. Como ejemplo específico, una ecuación de balance de masa generalizado para un estado de concentración diluida (particulado o soluble) en un reactor perfectamente mezclado se puede expresar según la Eq. 2.1:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_{in,i}}{V} (s_{in,i} - s) + \sum r_{s,i} \quad (2.1)$$

Donde S es la concentración de la variable de estado (S para soluble, X para particulada), $Q_{in,i}$ es la masa o flujo volumétrico para la variable i , V es el volumen o la masa y $r_{s,i}$ es la velocidad volumétrica de reacción específica para los procesos en los cuales interviene la variable i . La ecuación (2.1) puede ser utilizada para reactores de volumen fijo o variable. En este último caso, el volumen de líquido es determinado con una ecuación de estado, tal que:

$$\frac{dV}{dt} = \sum q_{in,i} - \sum q_{out,i} \quad (2.1)$$

2.3. Reacciones microbianas y bioquímica

En la digestión anaerobia tienen lugar múltiples procesos fisicoquímicos y biológicos simultáneamente (fig. 2.2).

Los procesos fisicoquímicos relacionados con el pH y la especiación iónica son de una gran importancia en el modelado de DA ya que afectan en gran medida a las inhibiciones de diversos procesos biológicos, así como a la composición de gas. Los procesos biológicos a considerar se refieren a las reacciones

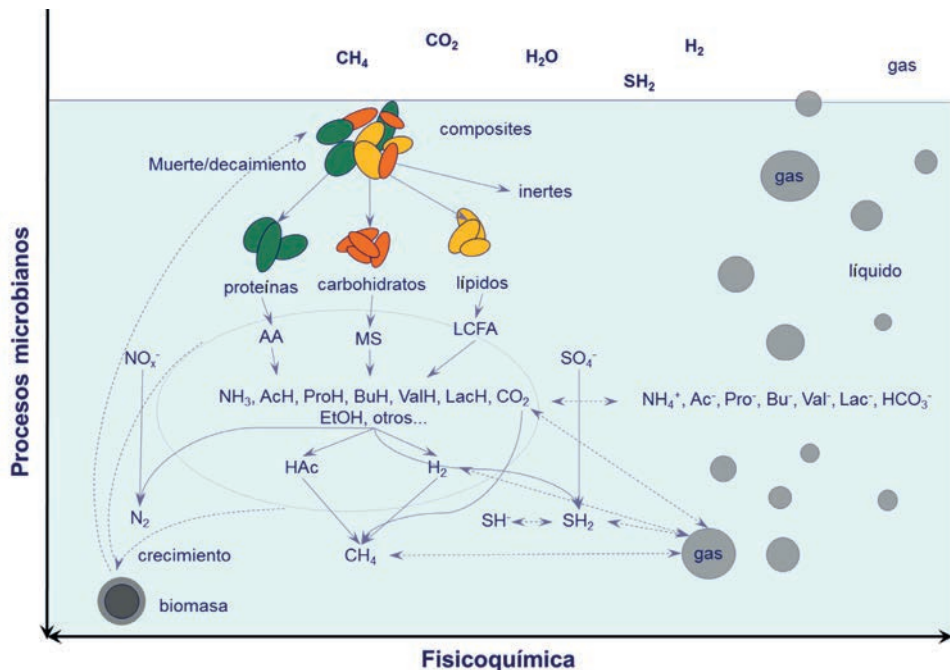


Figura 2.2. Resumen de las reacciones microbianas y fisicoquímicas que ocurren en la digestión anaerobia (adaptado de Batstone & Rodríguez 2015)

catalizadas por microorganismos que, para su modelado, se suelen organizar típicamente en los llamados *grupos microbianos funcionales*. Cada actividad de un grupo microbiano se describe típicamente mediante una estequiometría de conversión promediada (en la cual se incluyen rendimientos para sustratos y productos, así como el crecimiento de la biomasa microbiana) y una expresión cinética que describe la velocidad a la que esta conversión tiene lugar (como función típica de las concentraciones en el medio y de condiciones inhibitorias).

Uno de los aspectos más importantes de los modelos dinámicos de DA es la capacidad de capturar las diferentes dinámicas de los procesos de hidrólisis, fermentación y metanogénesis y, de este modo, predecir los problemas posibles de acumulación de intermedios e inhibiciones asociados, los cuales son causantes de potenciales desestabilizaciones (fig. 2.3).

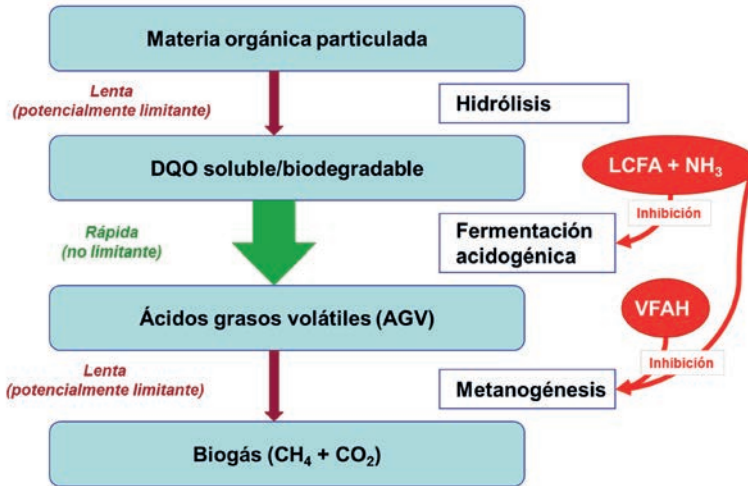


Figura 2.3. Dinámica de los principales pasos durante la digestión anaerobia de sustratos sólidos. La hidrólisis o la metanogénesis pueden ser limitantes, pero la fermentación ácido/acetogénica es siempre más rápida que la metanogénesis (Rodríguez et al. 2006a)

Un esquema bastante frecuente en modelos de DA es la consideración de un grupo microbiano específico para la fermentación rápida de sustratos solubles a acetato, hidrógeno y dióxido de carbono; y de dos grupos microbianos específicos para las metanogénesis (a partir de acetato o a partir de hidrógeno). Este nivel básico de complejidad del modelo ya es capaz de captar la dinámica entre la fermentación ácido/acetogénica (rápida) y la metanogénesis (lenta) (figura 2.1), lo que permite predecir la inestabilidad del proceso debida a la acumulación de ácidos (Bernard et al. 2001).

El nivel de detalle recomendado en la descripción de los procesos y componentes de la fermentación intermedia, tales como los ácidos grasos volátiles (AGV) específicos u otros productos intermedios, depende en gran medida de la aplicación prevista del modelo y de las expectativas respecto al nivel de detalle que se desea obtener del mismo. Es importante considerar que un mayor nivel de detalle a obtener conlleva la contrapartida de una mayor necesidad de información de entrada (e.g. composición detallada del influente).

Dependiendo de los objetivos y la composición del influente del digester anaerobio, un modelo puede requerir una descripción más o menos estructurada de los grupos microbianos funcionales para tener en cuenta procesos específicos de relevancia. Un ejemplo es el caso de la reducción de sulfato o de nitrato que podría (o no) ser relevante dependiendo de los objetivos del modelo y la composición del sustrato. La inclusión de sustratos/productos intermedios fermentables específicos tales como el lactato, etanol y otros componentes también dependen del caso a estudiar.

Los recientes desarrollos en la codigestión anaerobia han planteado la necesidad de la incorporación de sustratos específicos y su degradación. Recientemente se han propuesto enfoques generalizados para incluir todos los sustratos fácilmente fermentables bajo un mismo grupo microbiano (García-Gen et al. 2013). Este enfoque funciona bien siempre y cuando los balances de masa y de electrones (expresados típicamente como DQO) se cumplan cuidadosamente. Teniendo en cuenta que la acidogénesis es la etapa más rápida del proceso de digestión, los sustratos que se solubilizan se convierten rápidamente en AGV y posteriormente en acetato e hidrógeno. Esto hace que la descripción exacta de los intermedios transitorios sea de relativa menor importancia con el fin de la predicción del biogás y la eficiencia de eliminación, siempre y cuando los balances de DQO y masa sigan siendo correctas.

La sulfato-reducción en la digestión anaerobia puede ser importante en casos específicos. Si se usan aguas residuales o sustratos que contengan sulfato, la predicción exacta del sulfuro de hidrógeno podría ser importante debido a su efecto sobre la calidad del biogás junto con su naturaleza maloliente, tóxica y corrosiva, así como su carácter inhibitorio para los microorganismos.

Dado que las bacterias sulfato-reductoras pueden utilizar múltiples intermedios en la DA, incluyendo el hidrógeno, como donantes de electrones, los modelos de DA que incorporan la reducción de sulfato presentan el problema de tener que contabilizar todas las combinaciones relevantes posibles de donantes de electrones. Sin embargo, si se incorporan todas las posibles combinaciones de procesos de sulfato-reducción, el nivel de complejidad y número de parámetros puede aumentar sustancialmente. Como se ha indicado anteriormente, la aplicación del modelo debe definir el nivel de detalle requerido. Varios modelos y modificaciones de reducción de sulfato han sido desarrollados, incluyendo algunos para el ADM1 (Knobel & Lewis 2002,

Fedorovich et al. 2003, Batstone et al. 2006a, Barrera et al. 2015). Las principales diferencias entre los distintos modelos se encuentran en el número de sustratos considerados como donantes de electrones para las sulfato-reductoras y en las expresiones cinéticas de inhibición por la concentración de sulfuro de hidrógeno (Ahmed & Rodríguez 2017b).

La reducción del nitrato por microorganismos desnitrificantes es otro proceso que no suele incluirse en los modelos de DA. Considerando que el producto de la reducción de nitratos no es ni inhibidor ni tóxico ni tiene efectos adversos distintos de la dilución de biogás, el impacto de la reducción de nitrato o nitrito en el proceso se limita principalmente a una fuerte competencia por los donantes de electrones. La incorporación de la reducción del nitrato plantea problemas similares a los de las sulfato-reductoras, ya que se necesitarían incluir procesos y cinéticas específicos para cada donante de electrones, agregando en gran medida la cantidad de parámetros que se determinarían. Algunos intentos de incluir su modelado en línea con este enfoque han sido propuestos (Tugtas et al. 2006, Rousseau et al. 2008). Dado que la respiración de nitrato es un metabolismo que produce una gran cantidad de energía y biomasa, las bacterias reductoras de nitrato crecen rápidamente y consumen todo el nitrato de forma rápida.

2.4. Nivel de complejidad óptimo

La complejidad inherente en los procesos biológicos combinada con la incertidumbre, complejidad y variabilidad de los sustratos en el influente, con diferentes concentraciones y composiciones, hacen que la selección del nivel adecuado de complejidad en un modelo sea crítica. La estructura del modelo óptimo (mínimo) puede ser determinada matemáticamente (Bernard et al. 2006), pero la complejidad del modelo generalmente excede los requerimientos mínimos necesarios para describir las cinéticas básicas manteniendo la relevancia mecanística. En última instancia, es la experiencia del modelador en vista de los objetivos del modelo, la cantidad y calidad de información de los datos disponibles lo que definirá el nivel óptimo de complejidad de los modelos de digestión anaerobia.

2.5. Procesos fisicoquímicos

2.5.1. Especiación iónica y el papel del pH

La especiación ácido-base y el papel del pH son críticos en los sistemas de digestión anaerobia y su modelado riguroso es un factor crítico para obtener predicciones precisas del modelo tanto en la fase líquida como en la fase gaseosa. Además de su impacto en el equilibrio gas-líquido de CO_2 , que afecta a la composición del biogás, el papel del pH es de gran importancia debido a su efecto sobre las velocidades de reacción microbiana por inhibiciones específicas (por ejemplo, sobre la metanogénesis) ya que puede desestabilizar del proceso. Cualquier modelo que tenga como objetivo la predicción de la desestabilización por acidificación debe incorporar una descripción precisa de la especiación ácido-base como función del pH. Este último puede ser proporcionado como entrada medida frecuentemente o bien calculado por el modelo si hay suficiente información.

Dado que reacciones ácido-base alcanzan el equilibrio a velocidades órdenes de magnitud superiores a otras reacciones (bio)químicas del proceso, se pueden considerar instantáneas. Esto permite su modelado algebraico directamente a través de ecuaciones de equilibrio, asumiendo el equilibrio ácido-base instantáneo en el reactor en todo momento, así como el balance de cargas. La implementación algebraica presentada en el ADM1 de especiación iónica y pH (Batstone et al. 2002) es un marco representativo a partir del cual se han desarrollado modelos físicoquímicos más completos. Recientemente, se han dirigido esfuerzos para mejorar la exactitud de la resolución del pH incorporando coeficientes de corrección de actividad en función de la fuerza iónica (Flores-Alsina et. al. 2015; Solon et al. 2015). Las correcciones por actividad generalmente requieren un cálculo iterativo adicional debido a la relación implícita entre la fuerza iónica y el coeficiente de actividad. La corrección por actividad en función de la fuerza iónica ha sido generalmente ignorada en sistemas de aguas residuales, con la excusa de su relativa poca importancia a bajas concentraciones. Sin embargo, las grandes variaciones en la fuerza iónica debido a la heterogénea naturaleza de las aguas residuales tratadas en un digestor anaerobio, muestran que la suposición de ignorar la corrección por actividad (asumiendo la solución como comportamiento ideal)

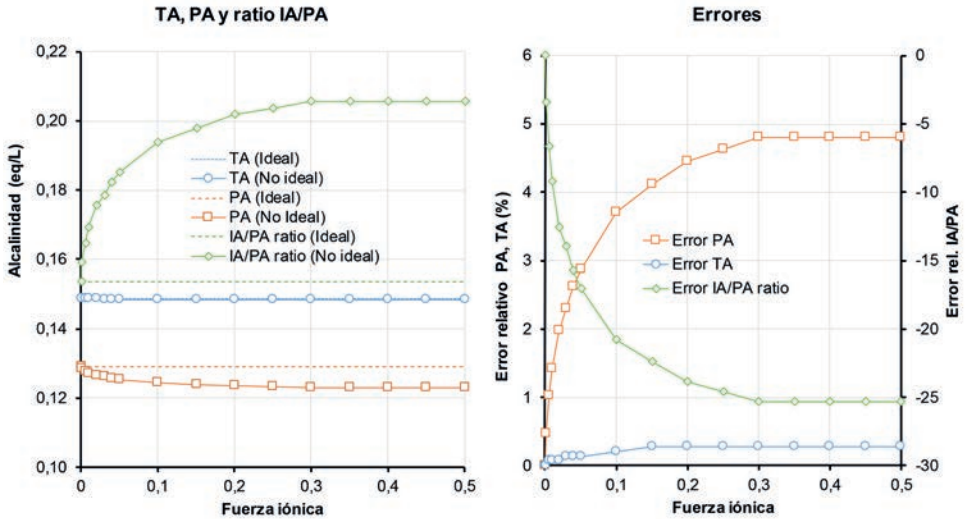


Figura 2.4. Diferencias y error cometido en la predicción de la alcalinidad en un reactor típico en DA como función de la fuerza iónica del agua residual cuando se asume solución ideal

es un planteamiento incorrecto. Los errores cometidos por no considerar la corrección de la actividad en función de la fuerza iónica han sido recientemente evaluados (Patón et al. 2017). Estos errores son relevantes en variables de control clave en digestión anaerobia, tales como la proporción entre la alcalinidad intermedia y la parcial (parámetros frecuentemente utilizado para evaluar la acidificación de un digestor) o la concentración de amoníaco (fuerte inhibidor de los microorganismos metanogénicos acetoclastas). Un ejemplo de estos errores se puede observar para la alcalinidad (Patón et al. 2017):

La magnitud de estos errores puede llegar a valores cercanos al 20 % en el valor de referencia a (ratio alcalinidad intermedia/alcalinidad parcial). Esta es una variable clave en el control del proceso de digestión anaerobia, utilizada como información de una posible acidificación del sistema.

2.5.2. Procesos de transferencia de líquido-gas

Un modelo que describiese los productos gaseosos (e.g., CH_4 , CO_2 , H_2 , SH_2) como generados directamente en la fase gaseosa conllevaría la suposición

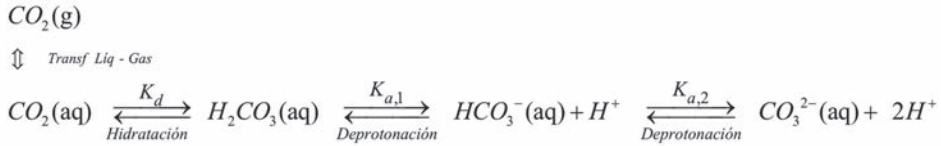


Figura 2.5. Equilibrio l\u00edquido-gas del carbono inorg\u00e1nico y su especiaci\u00f3n en fase acuosa

impl\u00edcita de equilibrio l\u00edquido-gas y, por tanto, ignorar\u00eda cualquier limitaci\u00f3n de transferencia de masa y posibles sobresaturaciones. Este enfoque conlleva importantes errores y una aplicaci\u00f3n muy limitada debido a las importantes y bien conocidas limitaciones de transferencia de materia y sobresaturaci\u00f3n de componentes gaseosos en digestores anaerobios que afectan a la din\u00e1mica del proceso. Este efecto no se limita a errores en la composici\u00f3n de gas, sino que componentes tales como CO_2 y H_2S son de naturaleza \u00e1cida d\u00e9bil, y por tanto, su especiaci\u00f3n est\u00e1 fuertemente correlacionada con el pH del sistema (ver figura 2.3). La distribuci\u00f3n de estos \u00e1cidos d\u00e9biles y solubles en el gas puede afectar fuertemente y ser afectada por el pH del reactor, dando lugar a imprecisiones significativas en las predicciones de la composici\u00f3n del biog\u00e1s del modelo si no se contabiliza adecuadamente.

Debido a las fuertes interacciones relacionadas con el pH, normalmente se recomienda el uso de variables de estado espec\u00edficas para la concentraci\u00f3n de gases solubles disueltos al menos para CO_2 (y H_2S si se modela) en integraci\u00f3n con la especiaci\u00f3n \u00e1cido/base. El modelado de metano disuelto e hidr\u00f3geno deber\u00eda tener un menor impacto en la predicci\u00f3n de biog\u00e1s. No obstante, el hidr\u00f3geno es un componente cuya concentraci\u00f3n en soluci\u00f3n tiene un bien conocido efecto en la termodin\u00e1mica de varias reacciones biol\u00f3gicas clave que proceden muy cerca del equilibrio, como son las acetog\u00e9nicas a partir de AGVs, con lo que tiene efectos importantes en la din\u00e1mica.

A pesar de su importancia, la descripci\u00f3n din\u00e1mica del hidr\u00f3geno en disoluci\u00f3n es una variable propensa a causar problemas num\u00e9ricos durante las simulaciones. El valor num\u00e9rico de concentraci\u00f3n t\u00edpicamente bajo del hidr\u00f3geno disuelto en combinaci\u00f3n con los flujos relativamente grandes de su producci\u00f3n (acidog\u00e9nesis) y consumo (metanog\u00e9nesis) hacen que su simulaci\u00f3n din\u00e1mica sea muy compleja para la mayor\u00eda de los integradores nu-

méricos. Las soluciones propuestas para eliminar este problema en modelos complejos como el ADM1 como la suposición de estado estacionario en la fase líquida del hidrógeno (Rosen & Jeppsson 2006) han proporcionado resultados satisfactorios. De nuevo, será en última instancia la aplicación del modelo y los objetivos lo que definirá el nivel de inversión de esfuerzo en complejidad y nivel de detalle.

2.5.3. Precipitación de sólidos

La precipitación de sólidos que describe las interacciones sólido-líquido para determinados iones de importancia, salvo alguna excepción (Musvoto et al. 2000) no ha sido incluida tradicionalmente en los modelos existentes de DA. Estos procesos son especialmente importantes si, por ejemplo, se busca describir con detalle el ciclo del fósforo en los sistemas de aguas residuales. Los principales componentes iónicos que pueden precipitar (e interactuar a través de la precipitación) son los carbonatos, sulfuros y fosfatos inorgánicos (aniones), y el hierro, calcio y magnesio (cationes), quienes dan lugar a un número ya grande de precipitados posibles (Batstone et al. 2012). A pesar del complejo rango de precipitantes ha resultado posible definir relaciones cinéticas relativamente simples y generalizadas (Kazadi Mbamba et al. 2015) basadas en el concepto de proceso fundamental limitado por el equilibrio y relativamente tolerante con los errores en la evaluación cinética. En cualquier caso, la mayoría de los procesos de precipitación requieren asumir comportamiento no ideal de los iones, incluyendo correcciones por la actividad iónica en función de la fuerza iónica y efectos como el emparejamiento iónico, principalmente debido al mayor impacto en los iones multivalentes.

2.6. Termodinámica de los sistemas DA

La ausencia de aceptores de electrones externos fuertes (como el oxígeno) en la digestión anaerobia implica que la mayoría de reacciones (bio) químicas, fermentativas y metanogénicas, tienen lugar muy cerca del equilibrio termodinámico con fuerzas impulsoras muy bajas (i.e. bajos valores de

energía libre de Gibbs de reacción, ΔG). Esto tiene dos implicaciones directas. La primera consecuencia de una baja fuerza impulsora es que hay muy poca energía disponible para el crecimiento de biomasa y, por tanto, los rendimientos de biomasa en DA son muy pequeños.

La segunda implicación es que cambios pequeños en las concentraciones de productos y sustratos pueden causar que alguna de estas reacciones pase a ser termodinámicamente imposible y, por tanto, se detenga. Sólo mientras las concentraciones de sustratos y productos intermedios se mantengan dentro de ciertos valores podrán todas las reacciones permanecer dentro de la viabilidad termodinámica. Un componente clave de esta viabilidad es el hidrógeno en disolución por su ubicua implicación en la mayoría de estas reacciones, ya sea como producto o sustrato. Por un lado, la concentración de hidrógeno disuelto debe permanecer suficientemente baja para mantener la viabilidad termodinámica (ΔG en negativo) de, por ejemplo, la oxidación de butirato y/o propionato, mientras que, al mismo tiempo, debe haber hidrógeno suficiente para que la metanogénesis hidrogenotrófica (tanto cinética como termodinámicamente) pueda tener lugar. La transferencia sintrófica de electrones entre especies microbianas (vía hidrógeno u otros mediadores) es un fenómeno cuyo papel estabilizador es bien conocido en DA pero del que aún existen importantes incógnitas (Batstone et al. 2006b).

El ADM1 utiliza una estrategia básica y sencilla para describir el impacto del hidrógeno disuelto en la termodinámica mediante una correlación similar a una inhibición no competitiva (Batstone et al. 2002). Este enfoque exitoso permite, no obstante, una velocidad (pequeña) en casos en que teóricamente debe ser cero para esa reacción en esas condiciones. Alternativas a esta estrategia pueden incluir factores en las expresiones cinéticas que detienen la velocidad de reacción cuando ΔG se aproxima a cero (Batstone et al. 2006a) lo cual elimina la necesidad de los parámetros de inhibición por hidrógeno todas las reacciones microbianas implicadas a cambio de requerir la computación dinámica de la ΔG . Recientes modelos siguiendo este enfoque han obtenido resultados muy similares a los obtenidos en el modelo ADM1 estándar (Patón & Rodríguez 2017), con lo que ambas estrategias son comparablemente aceptables. La función empírica de inhibición no competitiva refleja bien los resultados experimentales, aunque desde el punto de vista mecanístico resulta menos satisfactoria.

2.7. Modelado cinético de las reacciones microbianas

La velocidad a la que se producen las reacciones microbianas en DA está determinada por una serie de factores más allá de la simple concentración de los sustratos requeridos. Estos factores incluyen la actividad del catalizador microbiano, así como la presencia de componentes inhibidores y condiciones ambientales (tales como pH, temperatura, salinidad, etc.). La velocidad volumétrica (e.g. en $g_{DOO}/L \cdot h$) de una reacción microbiana se determina por la actividad específica máxima de los microorganismos activos, la abundancia (concentración) de los mismos, las concentraciones de los sustratos y la afinidad por estos de los microorganismos, así como por la presencia de componentes inhibidores o condiciones ambientales que pueden disminuir la velocidad. Las inhibiciones pueden ser diversas en sus mecanismos, desde el tipo reversible de inhibiciones que afectan principalmente a la afinidad entre microorganismos y sustratos, hasta inhibiciones de naturaleza más irreversible, tales como toxicidad que podrían, por ejemplo, aumentar el mantenimiento o llevar a un deterioro celular dañando la actividad microbiana a largo plazo.

La mayoría de las expresiones de velocidad de reacciones catalizadas por microorganismos se definen en términos de un sustrato específico o conversión de producto por volumen de reactor y por tiempo. Están típicamente constituidas por el producto de una tasa de absorción de sustrato específica de biomasa multiplicado por la actividad (concentración) microbiana. Biomasa ($r_{S_i} = q_{S_i} \cdot X$; $g S_i/L \cdot h$). También se encuentran definiciones de velocidades en términos de unidades de crecimiento de biomasa (en un metabolismo de sustrato específico) por volumen de reactor y tiempo. Estas se componen del producto de una velocidad de crecimiento de biomasa específica multiplicado por la actividad (concentración) de dicha biomasa ($\mu \cdot X$; $g_x/L \cdot h$). Ambas expresiones pueden ser generalmente intercambiables a través de un parámetro de rendimiento ($\mu \cdot X = Y_{X_S} \cdot r_{S_i}$) si se asume el metabolismo con una estequiometría constante.

Las expresiones cinéticas más detalladas para representar la velocidad de reacción por unidad de volumen y tiempo se componen comúnmente de cuatro elementos (figura 2.6): (i) una velocidad máxima específica de la biomasa (definida típicamente como un parámetro), que representa el máximo trabajo

$$\begin{array}{c}
 r_{S_i} = q_{S_i}^{\max} \cdot \\
 \circ \\
 \mu \cdot X = \mu^{\max} \cdot X \cdot \prod_i \frac{S_i}{K_{S_i} + S_i} \cdot \prod_j I_j \quad \left(\frac{g_{S_i}}{L \cdot h} \right) \\
 \left(\frac{g_X}{L \cdot h} \right)
 \end{array}$$

Actividad máxima específica
Concentración de biomasa
Factor de limitación por sustrato (Tipo Monod)
Factor de inhibición reversible

Figura 2.6. Estructura típica de las expresiones cinéticas comúnmente encontradas en los modelos de digestión anaeróbica. La tasa puede expresarse como consumo de sustrato o crecimiento de biomasa por volumen y tiempo

metabólico que puede llevar a cabo una unidad de catalizador microbiano; (ii) la actividad (usualmente concentración) de esa biomasa (catalizador); (iii) un término dependiente de la concentración de sustrato(s) que ralentiza la reacción cuando los sustratos se vuelven limitantes y (iv) términos de inhibición típicamente incluidos como factores que multiplican la expresión de velocidad.

Las expresiones cinéticas en modelos de bioprocesos incluyendo la DA son la principal fuente de parámetros que requieren calibración e identificación. Es evidente que el nivel de complejidad de las expresiones cinéticas en DA puede convertirse rápidamente en difícil de manejar debido al número de procesos involucrados y, por esta razón, es de gran importancia evaluar el nivel de complejidad requerido al modelar la cinética en la DA. El objetivo del modelo y su marco de aplicación definirán qué efectos cinéticos incorporar en las ecuaciones de velocidad (por ejemplo, incluyendo o excluyendo los efectos sobre la velocidad de la reacción de la temperatura, pH y sustratos o productos específicos: componentes tóxicos, salinidad, componentes bioactivos, LCFA, amoníaco, sulfuro de hidrógeno, etc.). Es aquí donde el modelador debe aplicar la expresión cinética más simple que sirve al propósito de la aplicación del modelo.

Un problema común en el modelado de bioprocesos de cultivos mixtos es la dificultad inherente en lograr una identificación separada de las velocidades de consumo máximo específico por parte de la biomasa. Esto se debe a la extrema dificultad de medir la concentración real de grupos micro-

bios específicos separados entre sí (típicamente solo las concentraciones totales de biomasa están disponibles a partir de medidas como las de sólidos suspendidos volátiles). Aunque los desarrollos donde se utilizan técnicas moleculares han abordado este problema (Yu et al. 2006, Werner et al. 2011, Vanwonterghem et al. 2014) siguen habiendo limitaciones en la forma de vincular cuantitativamente las abundancias relativas de ARN/ADN (16S, genes funcionales o metagenómica) con la cuantificación específica de la biomasa activa. Hasta la fecha no hay buenas técnicas aplicables disponibles para esta cuantificación en los sistemas de digestión anaerobia.

Es por esta razón que los modeladores deben proporcionar una buena estimación de las concentraciones microbianas específicas iniciales en su inóculo de biomasa, especialmente si se van a utilizar datos simulados a corto plazo desde el comienzo de una simulación. Las estimaciones de las concentraciones de los grupos microbianos pueden obtenerse mediante la combinación de medidas agrupadas, tales como sólidos volátiles suspendidos, con el uso de los rendimientos estimados para el crecimiento de la biomasa. Las diferencias en la energética de los procesos de conversión de la DA conducen a diferencias en el rendimiento de los distintos grupos microbianos y estos pueden ser estimados (Kleerebezem & Van Loosdrecht 2010). Al combinar los rendimientos estimados (o medidos) con simulaciones a largo plazo, imitando el ambiente original de la biomasa (siempre y cuando se disponga de una caracterización suficientemente detallada del sustrato en el que se desarrolló la biomasa), se pueden obtener buenas estimaciones de las concentraciones de los grupos microbianos.

2.8. Modelos no convencionales

Aunque la mayoría de los modelos con aplicación de procesos prácticos probados en DA se han basado en los enfoques descritos anteriormente, en los últimos años se han desarrollado algunos modelos alternativos no convencionales con objetivos diversos. Algunos de estos modelos alternativos han buscado extender la aplicación a sistemas anaerobios no metanogénicos (e.g. producción de biohidrógeno o de AGVs). Otros han buscado escapar de los problemas de identificación inherentes descritos anteriormente asociados

a la incertidumbre en la composición de biomasa microbiana y abordarla incorporando diferencias cinéticas entre especies microbianas funcionalmente redundantes (Ramírez et al. 2009). Para aplicar el ADM1 a procesos no metanogénicos se han utilizado enfoques de estequiometría variable para la fermentación acidogénica, bien conocidos por mostrar rendimientos de productos no constantes dependiendo de las condiciones ambientales (Rodríguez et al. 2006b; Penumathsa et al. 2008). Este enfoque no aporta valor en sistemas metanogénicos, ya que los intermedios de fermentación se convierten rápidamente en acetato e hidrógeno, pero se requiere en casos en los que, por ejemplo, los AGV e hidrógeno son los productos finales de interés.

La creciente importancia de la DA de mezclas de sustratos en procesos de codigestión anaerobia ha planteado el importante problema de cómo tratar una diversidad de múltiples sustratos sin aumentar el número de procesos y parámetros de modelos hasta tamaños inmanejables. Para ello han aparecido estrategias hacia modelos generalizados para abordar la diversidad y variabilidad de las mezclas de sustratos (García-Gen et al. 2013).

Se han desarrollado algunos modelos no convencionales con objetivos de investigación centrados en el detallado análisis bioenergético de los ecosistemas anaerobios microbianos (Rodríguez et al. 2008). Estos modelos intentan aportar luz a los factores determinantes de los productos de fermentación específicos y su variabilidad en función de las condiciones ambientales en los ecosistemas anaerobios (Rodríguez et al. 2006b; González-Cabaleiro et al. 2015a). También se ha investigado la reversibilidad de rutas específicas anaerobias de interés utilizando la termodinámica combinada con información fisiológica básica (González-Cabaleiro et al. 2013). Los enfoques de modelado de la bioenergética también han proporcionado recientemente información sobre los posibles orígenes ecológicos de la variabilidad de productos de fermentación y de los principales syntrofismos microbianos presentes en los ecosistemas anaerobios (González-Cabaleiro et al. 2015b).

2.9. Abordando la calibración de parámetros en modelos de DA

La calibración de parámetros de los modelos de DA ha sido objeto de numerosa bibliografía y esfuerzos investigadores tratando de aplicar modelos

complejos como el ADM1 al mayor número de procesos y aplicaciones posibles. Un fenómeno ampliamente observado en estos trabajos es la gran diversidad de valores obtenidos para los mismos parámetros del modelo en condiciones diferentes llevando a rangos de variabilidad que sugieren problemas metodológicos en la forma en que estos parámetros son estimados. Frecuentemente los ejercicios de calibración de parámetros se realizan mediante la optimización simultánea de un gran número de parámetros para minimizar el error entre la simulación del modelo y una serie de datos experimentales normalmente escasos. La combinación de abundancia en número de parámetros y escasez de información experimental es la causa más común de sobreajuste de parámetros en modelos, llevando a combinaciones infinitas de pares de grupos de parámetros que llevan al mismo nivel de error. Esto es un problema grave en modelos complejos como ADM1 ya que hay muchos parámetros que se encuentran correlacionados entre ellos y que son muy complejos de identificar de forma separada en ausencia de ciertos tipos de mediciones experimentales. Es el caso de las velocidades específicas máximas (q_{max}) y los rendimientos de biomasa (Y_{xs}) en ausencia de valores de concentraciones específicas de cada grupo funcional de biomasa (X_i) por separado.

Esto combinado con el extremo coste computacional de llevar a cabo optimizaciones multivariable y la incertidumbre en la globalidad de los valores óptimos encontrados en estos casos han llevado a trabajos recientes que buscan eliminar esa incertidumbre con estrategias de clasificación y jerarquización de parámetros previa a la calibración con datos experimentales (Ahmed & Rodríguez 2017a). Estas estrategias consisten en la estimación de varios grupos de parámetros mediante correlaciones mecánicas, combinadas con análisis de sensibilidad para la jerarquización de la importancia de otros parámetros, así como un análisis de su grado de interrelación. Este método permite una jerarquización tal que la calibración de parámetros se reduce a una serie de optimizaciones de una sola variable combinadas con análisis de sensibilidad local en una estrategia de gran eficiencia que ha logrado ya resultados muy prometedores (Ahmed & Rodríguez 2017a).

Agradecimientos

Los autores agradecen a la Cátedra FACSA de innovación en el ciclo integral del agua por la iniciativa y apoyo para elaborar esta obra. Asimismo, agradecen el apoyo del Instituto Masdar de Ciencia y Tecnología y del gobierno de Abu Dhabi.

Referencias

- AHMED W. y RODRÍGUEZ J. (2017a). Generalized parameter estimation and calibration for biokinetic models using correlation and single variable optimisations: Application to sulfate reduction modelling in anaerobic digestion. *Water Research* 122 (Supplement C), 407-18.
- AHMED W. y RODRÍGUEZ J. (2017b). Sulfate reduction on acetate and hydrogen alone provides a good compromise on model structure complexity in AD. In: *IWA AD15 Proceedings (Submitted)*, Beijing, China.
- ANGELIDAKI I., ALVES M., BOLZONELLA D., BORZACCONI L., CAMPOS J. L., GUWY A. J., KALYUZHNYI S., JENICEK P. y VAN LIER J. B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Water Science and Technology* 59(5), 927-34.
- BARRERA E. L., SPANJERS H., SOLON K., AMERLINCK Y., NOPENS I. y DEWULF J. (2015). Modeling the anaerobic digestion of cane-molasses vinasse: extension of the Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1) with sulfate reduction for a very high strength and sulfate rich wastewater. *Water Res* 71, 42-54.
- BATSTONE D. y RODRÍGUEZ J. (2015). Modelling Anaerobic Digestion Processes. In: *Anaerobic Biotechnology* Fang HHP and Zhang T (eds), Imperial College Press, London.
- BATSTONE D. J., AMERLINCK Y., EKAMA G., GOEL R., GRAU P., JOHNSON B., KAYA I., STEYER J.-P., TAIT S., TAKÁCS I., VANROLLEGHEM P. A., BROUCKAERT C. J. y VOLCKE E. (2012). Towards a generalized physicochemical framework. *Water Science and Technology* 66(6), 1147-61.
- BATSTONE D. J., KELLER J., ANGELIDAKI I., KALYUZHNYI S. V., PAVLOSTATHIS S. G., ROZZI A., SANDERS W. T. M., SIEGRIST H. y VAVILIN V. A. (2002). The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Science & Technology* 45(10), 65-73.

- BATSTONE D. J., KELLER J. y STEYER J. P. (2006a). A review of ADM1 extensions, applications, and analysis: 2002-2005. *Water Science and Technology*, 1-10.
- BATSTONE D. J., PICIOREANU C. y LOOSDRECHT M. C. M. (2006b). Multidimensional modelling to investigate interspecies hydrogen transfer in anaerobic biofilms. *Water Research* 40(16), 3099-108.
- BERNARD O., CHACHUAT B., HELIAS A. y RODRÍGUEZ J. (2006). Can we assess the model complexity for a bioprocess: theory and example of the anaerobic digestion process. *Water Science and Technology*, 85-92.
- BERNARD O., HADJ-SADOK Z., DOCHAIN D., GENOVESI A. y STEYER J.-P. (2001). Dynamical model development and parameter identification for an anaerobic wastewater treatment process. *Biotechnology and Bioengineering* 75(4), 424-38.
- FEDOROVICH V., LENS P. y KALYUZHNYI S. (2003). Extension of Anaerobic Digestion Model No. 1 with processes of sulfate reduction. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 109(033), 33-45.
- FLORES-ALSINA X., KAZADI MBAMBA C., SOLON K., VRECKO D., TAIT S., BATSTONE D. J., JEPSSON U. y GERNAEY K. V. (2015). A plant-wide aqueous phase chemistry module describing pH variations and ion speciation/pairing in wastewater treatment process models. *Water Research* 85, 255-65.
- GARCÍA-GEN S., LEMA J. M. y RODRÍGUEZ J. (2013). Generalised modelling approach for anaerobic co-digestion of fermentable substrates. *Bioresour Technol* 147, 525-33.
- GARCÍA-GEN S., LEMA J. M. y RODRÍGUEZ J. (2015). Control strategy for maximum anaerobic co-digestion performance. *Water Research* 80, 209-16.
- GIRAULT R., BRIDOUX G., NAULEAU F., POUILLAIN C., BUFFET J., STEYER J. P., SADOWSKI A. G. y BÉLINE F. (2012). A waste characterisation procedure for ADM1 implementation based on degradation kinetics. *Water Research* 46(13), 4099-110.
- GONZÁLEZ-CABALEIRO R., LEMA J. M. y RODRÍGUEZ J. (2015a). Metabolic energy-based modelling explains product yielding in anaerobic mixed culture fermentations. *PLoS One* 10(5), e0126739.
- GONZÁLEZ-CABALEIRO R., LEMA J. M., RODRÍGUEZ J. y KLEEREBEZEM R. (2013). Linking thermodynamics and kinetics to assess pathway reversibility in anaerobic bioprocesses. *Energy & Environmental Science* 6(12), 3780.
- GONZÁLEZ-CABALEIRO R., OFITERU I. D., LEMA J. M. y RODRÍGUEZ J. (2015b). Microbial catabolic activities are naturally selected by metabolic energy harvest rate. *ISME J* 9(12), 2630-41.

- HENZE M., GUJER W., MINO T. y VAN LOOSDRECHT M. C. M. (2000). *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA Publishing.
- KAZADI MBAMBA C., TAIT S., FLORES-ALSINA X. y BATSTONE D. J. (2015). A systematic study of multiple minerals precipitation modelling in wastewater treatment. *Water Research* 85, 359-70.
- KLEEREBEZEM R. y VAN LOOSDRECHT M. C. M. (2010). A Generalized Method for Thermodynamic State Analysis of Environmental Systems. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 40(1), 1-54.
- KNOBEL A. N. y LEWIS A. E. (2002). A mathematical model of a high sulphate wastewater anaerobic treatment system. *Water Research* 36(1), 257-65.
- MUSVOTO E. V., WENTZEL M. C. y EKAMA G. A. (2000). Integrated chemical–physical processes modelling—II. simulating aeration treatment of anaerobic digester supernatants. *Water Research* 34(6), 1868-80.
- PATÓN M., GONZALEZ-CABALEIRO R. y RODRÍGUEZ J. (2017). Accurate physicochemical modelling of key anaerobic digestion variables requires activity corrections (*Submitted*).
- PATÓN M. y RODRÍGUEZ J. (2017). Dynamic thermodynamic simulation of ADM1 validates the hydrogen inhibition approach and suggests an unfeasible butyrate degradation pathway. In: *Frontiers in Wastewater Treatment and Modelling* Mannina G (ed.), Springer International Publishing, Palermo, Italy, p. 745.
- PENUMATHSA B. K. V., PREMIER G. C., KYAZZE G., DINSDALE R., GUWY A. J., ESTEVES S. y RODRÍGUEZ J. (2008). ADM1 can be applied to continuous bio-hydrogen production using a variable stoichiometry approach. *Water Research* 42(16), 4379-85.
- RAMÍREZ I., VOLCKE E. I. P., RAJINIKANTH R. y STEYER J.-P. (2009). Modeling microbial diversity in anaerobic digestion through an extended ADM1 model. *Water Research* 43(11), 2787-800.
- RODRÍGUEZ J., KLEEREBEZEM R., LEMA J. M. y VAN LOOSDRECHT M. C. (2006a). Modeling product formation in anaerobic mixed culture fermentations. *Biotechnol Bioeng* 93(3), 592-606.
- RODRÍGUEZ J., LEMA J. M. y KLEEREBEZEM R. (2008). Energy-based models for environmental biotechnology. *Trends Biotechnol* 26(7), 366-74.
- RODRÍGUEZ J., LEMA J. M., VAN LOOSDRECHT M. C. M. y KLEEREBEZEM R. (2006b). Variable stoichiometry with thermodynamic control in ADM1. *Water Science & Technology* 54(4), 101-10.

- ROSEN C. y JEPPSSON U. (2006). Aspects on ADM1 Implementation within the BSM2 Framework. *Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University, Lund, Sweden*, 1-35.
- ROUSSEAU P., STEYER J. P., VOLCKE E. I. P., BERNET N. y BELINE F. (2008). Combined anaerobic digestion and biological nitrogen removal for piggery wastewater treatment: a modelling approach. *Water Science and Technology* 58(1), 133-41.
- SOLON K., FLORES-ALSINA X., MBAMBA C. K., VOLCKE E. I. P., TAIT S., BATSTONE D., GERNAEY K. V. y JEPPSSON U. (2015). Effects of ionic strength and ion pairing on (plant-wide) modelling of anaerobic digestion. *Water Research* 70, 235-45.
- TUGTAS A. E., TEZEL U. y PAVLOSTATHIS S. G. (2006). An extension of the Anaerobic Digestion Model No. 1 to include the effect of nitrate reduction processes. *Water Science & Technology* 54(4), 41-9.
- VANWONTERGHEM I., JENSEN P. D., HO D. P., BATSTONE D. J. y TYSON G. W. (2014). Linking microbial community structure, interactions and function in anaerobic digesters using new molecular techniques. *Current Opinion in Biotechnology* 27, 55-64.
- WERNER J. J., KNIGHTS D., GARCIA M. L., SCALFONE N. B., SMITH S., YARASHESKI K., CUMMINGS T. A., BEERS A. R., KNIGHT R. y ANGENENT L. T. (2011). Bacterial community structures are unique and resilient in full-scale bioenergy systems. *Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America* 108(10), 4158-63.
- YU Y., KIM J. y HWANG S. (2006). Use of real-time PCR for group-specific quantification of acetoclastic methanogens in anaerobic processes: Population dynamics and community structures. *Biotechnology and Bioengineering* 93(3), 424-33.

3

Implantación de la digestión anaerobia en el sector agropecuario

GIRO Unidad Mixta IRTA-UPC.

Departamento de Ingeniería Agroalimentaria y Biotecnología.

Universidad Politécnica de Cataluña, UPC-BarcelonaTECH

Parc Mediterrani de la Tecnologia, Edificio D4, E-08860 Castelldefels (España)

Contacto: xavier.flotats@upc.edu

Xavier Flotats Ripoll

Terrassa, 30.07.1956. Doctor ingeniero industrial por la Universidad Politécnica de Cataluña (UPC). Ingeniero de proyectos de TAPs (Tecnologies d'Aprofitament Solar) de 1981 a 1986. Director del Centro Tecnológico GIRO de 2005 a 2012, año en el que el centro pasa a ser «GIRO Unidad Mixta IRTA-UPC». Profesor titular de Ingeniería Ambiental de la Universitat de Lleida (UdL) de 1993 a 2005, y catedrático de Universidad de Ingeniería Ambiental de la UPC desde 2009.

Su actividad científica y profesional se ha centrado en la gestión y tratamiento de residuos orgánicos, especialmente digestión anaerobia y deyecciones ganaderas, así como en la modelización matemática de procesos biológicos de reducción de materia orgánica y nutrientes. Estos trabajos han dado lugar a unos 100 artículos, de los cuales unos 45 en revistas indexadas, 110 libros o capítulos de libros, unas 100 presentaciones en congresos, de las cuales 13 conferencias invitadas, y más de 200 conferencias en jornadas técnicas y seminarios. Ha dirigido 103 proyectos final de carrera o de máster, de los cuales 8 premiados, y 12 tesis doctorales. Ha sido responsable de unos 20 proyectos de investigación y de unos 90 servicios de asesoramiento o convenios de desarrollo con empresas y administraciones.

De estos últimos, destacan la dirección del proyecto de la planta de biogás de la granja de cerdos Mas el Cros (Girona), operativa de 1983 a 2003 (Premio

al Ahorro de Energía 2002), los convenios de desarrollo que dieron lugar a la planta centralizada de tratamiento de purines de Tracjusa-Juneda (Lleida), operativa de 2001 a 2014 (Premio a la Innovación Tecnológica Agraria 2003), o el estudio de 2011 «Manure Treatment Activities in Europe», encargado por la Dirección General de Medio Ambiente de la Comisión Europea.

Resumen

La digestión anaerobia de deyecciones ganaderas se ha mostrado uno de los métodos más efectivos para la mitigación de las emisiones de gases de efecto invernadero en el sector ganadero, contribuyendo a la producción de energía renovable y posibilitando la aplicación de procesos de recuperación de nutrientes. Se analizan el contexto de estas instalaciones, las tecnologías de recuperación de nutrientes y los factores que inciden en la conveniencia y éxito de la escala de implantación, en granja o colectiva.

3.1. Introducción

La gestión de las deyecciones ganaderas es una actividad tan antigua como la ganadería, y casi siempre ligada a la agricultura. A pesar de haber sido una actividad secundaria y no conflictiva mientras se mantuvo un frágil equilibrio en el esquema integrado ganadería-agricultura, los autores de la literatura clásica griega ya hicieron notar hace algunos miles de años los conflictos producidos por una producción intensiva de ganado.

Schrödinger (1997) recomendaba revisar la concepción del mundo de los filósofos de la antigua Grecia porque es la base de nuestra visión actual, pero también porque muchos nuevos conceptos de la ciencia cuestan de penetrar en la sociedad por el arraigo de aquellas percepciones ancestrales. Un ejemplo de este arraigo en el campo de las deyecciones ganaderas lo tenemos en uno de los trabajos de Heracles.

El quinto de los trabajos del mítico Heracles (Hércules para los romanos), que tuvo que realizar por orden del rey Eristeo para redimir sus faltas y ganar

la eternidad, fue limpiar de estiércol los establos y valles del rey Augías en un solo día. Este rey de Elide era el mayor propietario de ganado del mundo. Los dioses habían hecho a sus rebaños inmunes a las enfermedades y los habían dotado de gran fertilidad. En estas condiciones, Augías nunca había ordenado limpiar los establos, la capa acumulada de estiércol en los pastos y cultivos era tan gruesa que no permitía el crecimiento vegetal y el hedor producido por estas acumulaciones llegaba hasta el último rincón del Peloponeso. Heracles convino con Augías que si realizaba esta limpieza en menos de un día recibiría como emolumento el 10 % del rebaño. Heracles desvió los cursos de los ríos Alfeo y Peneo para hacerlos pasar por los establos y valles del rey. En pocas horas el problema de excedentes de deyecciones quedó solucionado y la dilución del mar transformó el problema en un recuerdo molesto del pasado. Sabiendo que aquel trabajo era una orden de Eristeo, Augías no quiso pagar a Heracles lo convenido, y por el hecho de haber pretendido cobrar, Eristeo no lo contabilizó como trabajo realizado. Un conflicto que tal vez no esté tan alejado de algunas experiencias actuales.

En el siglo ^{xxi}, sabemos que el medio receptor (el agua, el suelo o la atmósfera) no tiene capacidad de dilución infinita y que no existen soluciones mágicas para dar una solución definitiva al problema. Hoy, hay que alejarse de los tópicos, o los mitos, y contemplar la gestión de las deyecciones ganaderas como una actividad que ha de formar parte íntegra de la producción ganadera, tan primaria como la alimentación o el control sanitario y estrechamente relacionada con estas.

La producción de purines y estiércoles se estima en Europa en unos 1.400 millones de toneladas al año, de los cuales unos 117 millones de toneladas en España (tabla 3.1). Estas deyecciones, junto con otros subproductos o residuos orgánicos cuyo uso final sea la aplicación agrícola, constituyen la tipología de subproductos que se producen en mayor cantidad. Los posibles impactos ambientales, y por tanto, los posibles beneficios ambientales que comporta su control, afectan a la atmósfera, al suelo y las aguas. Sólo un conocimiento actualizado de estos puede permitir valorar el beneficio de cambios de actitudes y de la adopción de medidas simples de actuación. Por ejemplo, separar aguas pluviales de la línea de purines o estiércoles permite reducir el volumen de deyecciones a transportar (beneficio económico directo) y minimizar la contaminación de las aguas (beneficio ambiental y económico

indirecto). A menudo estas actividades simples no son suficientes, pero sí necesarias.

Tabla 3.1. Producción anual estimada de deyecciones ganaderas en la Unión Europea (UE) y en los estados miembros con más de 50 millones de toneladas anuales de producción (Foged et al. 2012a). Unidades: miles de toneladas

	Purines de cerdo	Purines y estiércol bovino y vacuno	Gallinaza avícola	TOTAL
Francia	17.098	229.436	16.732	263.264
Alemania	31.039	159.756	11.218	202.013
Reino Unido	5.312	122.190	16.161	143.663
España	30.351	74.297	13.120	117.766
Polonia	16.485	70.344	11.801	98.630
Italia	10.681	75.578	2.472	88.731
Irlanda	1.696	82.885		84.580
Holanda	13.978	49.315	9.222	72.515
Total UE	126.640	863.801	80.726	1.381.911

Las deyecciones son un recurso. Han sido la fuente ancestral de nutrientes y materia orgánica para mantener la fertilidad de los suelos agrícolas, y con nuevas tecnologías como la digestión anaerobia también son un recurso energético renovable, con un potencial estimado para España del orden de 1,7 Mtep en el horizonte 2020 (Pascual et al. 2011). Para el óptimo aprovechamiento de este recurso es necesario abordar la gestión de forma integral, esto es, desde la minimización en origen de su producción hasta los métodos de valorización final, teniendo en cuenta los aspectos organizativos y tecnológicos.

3.2. El contexto: el complejo alimentario

La figura 3.1 muestra un esquema simplificado del complejo alimentario, cuyo objetivo es abastecer las necesidades alimentarias de la población. La estructura de este complejo depende de la distribución del consumo. Mientras que en pequeños núcleos rurales las materias primas se producen en las cercanías y la distribución es relativamente simple, en un contexto de grandes ciudades en las que vive en la actualidad más del 50 % de la población mundial, más del 70 % de la población europea (UN-HABITAT 2016), la complejidad de la cadena alimentaria se hace evidente, diferenciándose en el espacio las zonas rurales de gran producción alimentaria y las zonas urbanas de alta densidad en su consumo, con un incremento de los costes energéticos para mantener los flujos.

Mientras que los consumos de energía fósil en la cadena alimentaria van desde consumos de la maquinaria agrícola o pesquera hasta la producción de fertilizantes químicos nitrogenados, el contenido energético de los alimentos procede de la energía solar. Mediante el proceso de fotosíntesis, los vegetales, el fitoplancton y otros organismos fotosintéticos fijan nutrientes, agua, carbono inorgánico (CO_2 , HCO_3^-) y energía en forma de moléculas orgánicas que son la base de la producción de biomasa y de toda la cadena trófica.

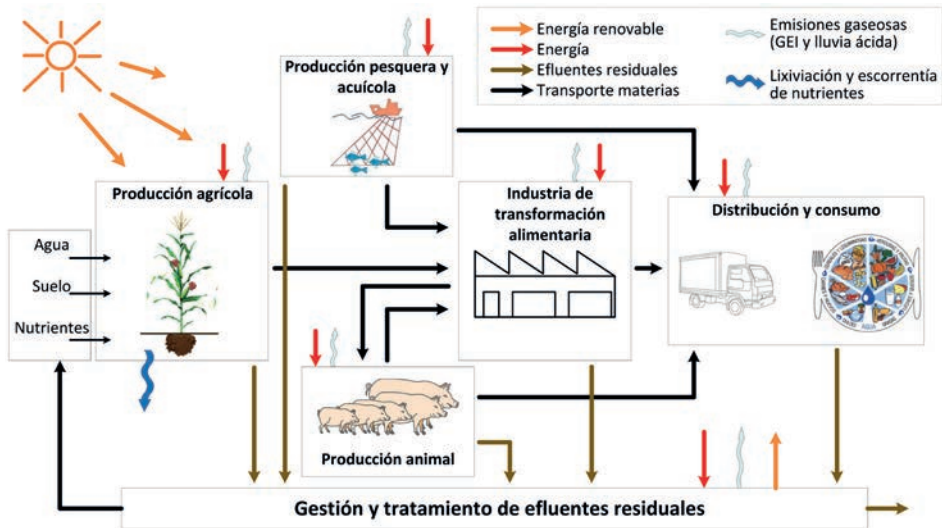


Figura 3.1. Esquema del complejo agroalimentario. Elaboración propia

Hasta principios del siglo xx la producción agraria dependía exclusivamente de la fertilidad natural de los suelos y de su mejora mediante la aplicación de las deyecciones de los animales de granja, el uso de guano o de nitratos de origen mineral. Con el desarrollo del proceso Haber-Bosch para la producción de amoníaco a partir de N_2 atmosférico y H_2 obtenido del gas natural se posibilitó la producción sintética de fertilizantes nitrogenados, la revolución verde desde los años sesenta y multiplicar la productividad de los cultivos por 4 entre 1990 y 2000 (Smil 2011). En 2010, Smil (2011) estimaba una producción mundial de unos 100 Mt/año de N para fertilizantes nitrogenados mediante el proceso Haber-Bosch, más del 99 % de la producción total de nitrógeno mineral.

Las pérdidas de fertilizantes nitrogenados por volatilización, lixiviación, escorrentía o erosión del suelo pueden bajar su eficiencia al 38-45 % (Oenema et al. 2009). En países con un importante peso de la proteína animal en la dieta alimentaria, la eficiencia en la transformación de nitrógeno vegetal en proteína animal puede hacer bajar la eficiencia global del N en el sistema alimentario por debajo del 15 % (Smil 2011). Todas estas ineficiencias se traducen en una importante liberación de diferentes formas de nitrógeno a la atmosfera, las aguas superficiales y las aguas subterráneas, así como en las deyecciones ganaderas y en los efluentes residuales líquidos y sólidos de la industria de transformación alimentaria.

Otro nutriente básico para la producción de alimentos es el fósforo. Este es un mineral no renovable con una producción anual del orden de 15-20 Mt P/año en el periodo 2000-2010, con las principales reservas, limitadas, localizadas en Marruecos. Al ritmo actual de consumo se estima una bajada en la tasa de producción hacia los años 2030-2040, con aumento del coste de producción, y un agotamiento en 100-150 años (Foged et al. 2012b). Aparte del problema geopolítico que pueda representar depender de unas reservas muy localizadas, este nutriente también está caracterizado por una eficiencia en su uso como fertilizante y pérdidas a lo largo de la cadena alimentaria, localizándose «reservas» adicionales en las deyecciones ganaderas y en los otros efluentes residuales.

En un contexto de economía circular debe tenderse a maximizar las eficiencias de todo el complejo alimentario (figura 3.1) y a recuperar los nutrientes y micronutrientes de todos los efluentes residuales, así como energía de estos. En este contexto, el sector del tratamiento de efluentes residuales

aparece como estratégico para la sostenibilidad del sistema. Sector en el que deberían modificarse la nomenclatura y objetivos, pasando del concepto *tratamiento*, que se identifica como método para reducir el impacto ambiental, al concepto *procesado*, que se identifica como método para producir un producto final con utilidad y valor económico, adoptando la estrategia tecnológica apropiada (Flotats et al. 2012). En definitiva, un nuevo sector productivo con los objetivos de producir energía, recuperar macronutrientes y micronutrientes y reducir la dependencia de combustibles y materias primas fósiles.

3.3. El rol de la digestión anaerobia

La digestión anaerobia y aprovechamiento energético del biogás es una tecnología sólida aplicable a una gran variedad de efluentes residuales (Flotats et al. 2016). Las estimaciones más realistas cifran el potencial energético de la digestión en Europa entre 28 y 40 Mtep/año (van Foreest 2012), aunque podrían ser superiores en función de la implantación de cultivos energéticos. Aparte de la obvia contribución energética de la digestión anaerobia, el proceso aplicado a deyecciones ganaderas produce una serie de efectos sobre sus características que también deben valorarse.

3.3.1. Estabilización parcial de la materia orgánica (mineralización)

El proceso anaerobio mejora la calidad de las deyecciones para su posterior aplicación al suelo: estabilización parcial de la materia orgánica, mineralización del nitrógeno orgánico, homogeneización, reducción del tamaño de partícula y de la viscosidad, lo cual mejora la infiltración en el suelo cuando se aplica como fertilizante. La concentración del nitrógeno amoniacal en el material digerido, respecto al influente, puede aumentar en más de un 20 %, lo cual favorece la disponibilidad para las plantas si la aplicación se realiza por deposición en el suelo y enterrado, para evitar volatilización (Möller y Müller 2012).

3.3.2. Higienización

El hecho de mantener el material en digestión en un régimen de temperatura controlado (mesofílico o termofílico) durante un periodo de tiempo determinado, produce una higienización del producto debido a la disminución de microorganismos patógenos termosensibles y parásitos animales, así como la inactivación completa de larvas de insectos o de semillas de malas hierbas (Johansen et al. 2013). En el caso de microorganismos patógenos, las condiciones de higienización (tiempo y temperatura) sólo pueden alcanzarse mediante digestión anaerobia termófila (55 °C, un mínimo de 20 días de tiempo de retención hidráulica), un compostaje controlado adicional o un pre- o post-tratamiento térmico (70 °C, 1h). La digestión mesofílica no es suficiente para conseguir una higienización adecuada (EC 2001).

3.3.3. Reducción de gases de efecto invernadero y olores

Estudios de análisis de ciclo de vida muestran que la producción energética a partir de biogás supone un ahorro en combustibles fósiles de unos 2 kg CO₂-eqv/m³ biogás, debido al doble efecto que supone reducir emisiones incontroladas de CH₄, que se producen de forma natural en las balsas y estercoleros, y la substitución de combustibles de origen fósil. De todas formas, después de la digestión anaerobia aumenta el potencial de emisiones directas de NH₃ e indirectas de N₂O en el almacén posterior de digerido (Torrellas et al. 2015), por lo cual es necesario cubrir estas balsas y utilizar técnicas de aplicación agrícola que minimicen las pérdidas de NH₃ por volatilización.

Un proceso de digestión controlado también contribuye a una menor concentración final de compuestos responsables del olor característico de las deyecciones, como los ácidos grasos volátiles (AGVs). Estudios de Powers et al. (1999) muestran la elevada capacidad de los sistemas anaerobios en la reducción del poder odorífero de los purines.

3.3.4. Gestión de los nutrientes

El proceso de digestión anaerobia no elimina la elevada concentración de nitrógeno y fósforo presente en las deyecciones ganaderas, pero sí que mejora las características del substrato para ser sometido a otros procesos unitarios, como la evaporación/secado o el *stripping* de amoníaco. Estos efectos particulares se exponen en el apartado 3.4.

3.3.5. Producción de energía

El efecto más evidente del proceso de digestión anaerobia es la eliminación de parte de la materia orgánica, siendo transformada a biogás como vector energético. Los valores de potencial de producción de metano a partir de diferentes deyecciones pueden ser controvertidos, obteniéndose valores diferentes en función de diferentes factores, de los cuales se estima que el más importante es el tiempo de almacenamiento previo a la digestión. La «edad» de las deyecciones tiene un efecto negativo en la mayoría de procesos de tratamiento, no tan solo en la digestión anaerobia. Así, Kunz et al. (2009) midieron una reducción en la eficiencia de la separación sólido líquido de purines conforme aumentaba el tiempo de almacenaje previo. En pocos días, o pocas horas, desde el momento de su generación, las deyecciones ya son activas y generan metano, de forma que el potencial disponible va disminuyendo conforme más se espera hasta su tratamiento controlado. La máxima producción de metano se obtiene con su digestión anaerobia controlada en cuanto las deyecciones son producidas. Esto puede apreciarse en la tabla 3.2, donde las muestras de los purines de cerdo I fueron tomadas en las 12 h posteriores a su generación, mientras que las de los purines II fueron tomadas durante el vaciado de las fosas bajo emparrillado de los animales, con un tiempo de almacenaje de 3-4 meses.

Tabla 3.2. Potencial de producción de metano (CH_4), según ensayos de biodegradabilidad anaerobia, de algunos residuos o subproductos estudiados en el LEA (Universitat de Lleida) o en GIRO Centro Tecnológico en el periodo 2001-2010

	ST (g kg ⁻¹)	SV (g kg ⁻¹)	DQO (g kg ⁻¹)	N _{TK} (g kg ⁻¹)	Potencial (m ³ CH ₄ t ⁻¹)
Purines de cerdo I ¹	45,3	33,9	56,2	2,8	13,1
Purines de cerdo II ¹	49,8	31,1	47,9	5,4	3,3
Gallinaza de ponedoras	283,8	200,8	264,7	16,1	54,7
Hidrolizado vegetal	378,3	352,3	652,1	13,0	103,3
Residuo de prod. de café soluble	459,5	457,5	625,1	7,5	167,8
Alperujo	386,5	371,2	404,1	3,1	82,4
Tierras filtrantes de aceite	916,0	323,0	492,0	0,4	145,1
Residuo matadero cerdos ²	507,0	489,0	1.275,0*	20,7	287,0
Res. mat., cerdos pasteurizado ²	552,0	543,0	1.318,0*	21,3	477,8
Lodos matadero industrial	77,9	61,8	104,8	6,0	26,3
Lodos matadero centrifugados	190,9	139,9	229,3	10,2	44,7

¹: Bonmatí et al. 2001; ²: Rodríguez-Abalde et al. (2011); *: estimado a partir de análisis elemental

Vanotti et al. (2009) documentan que extraer los purines de las naves de los animales a la mayor brevedad mejora los índices productivos, reduce la mortandad y los costes asociados al control de enfermedades. Las observaciones anteriores implican la necesidad de tender a un cambio en el diseño de las granjas.

En general, el potencial de producción de CH_4 de las deyecciones ganaderas es bajo, debido al bajo contenido de materia orgánica, en comparación con otros residuos de la cadena alimentaria (ver como ejemplo los datos de la tabla 3.2), alguno de los cuales presenta un elevado potencial en condiciones de ensayo ideales (por ejemplo, las tierras filtrantes de aceite), pero con una composición en nutrientes y alcalinidad deficiente. Sólo el estiércol de gallinas ponedoras presenta valores apreciables, pero su elevado contenido en nitró-

geno no favorece una digestión estable. Una opción es diluir con la fracción líquida separada del digerido, después de reducir el contenido de amonio mediante *stripping* de amoníaco (Abouelenien et al. 2010).

Las diferencias en la composición y en los potenciales de producción de biogás justifican la necesidad de la codigestión anaerobia, esto es, la digestión anaerobia conjunta de sustratos de diferentes orígenes, con los objetivos de: 1) complementariedad en la composición, para obtener perfiles del proceso más eficaces; 2) unificar metodologías de gestión; 3) amortiguar variaciones temporales en composición y producción; 4) reducir costes de inversión y explotación.

3.4. Combinación de digestión anaerobia con recuperación de nutrientes

Las estrategias tecnológicas conducentes a la recuperación de nitrógeno y fósforo, concentrándolos para su posterior transporte a largas distancias o su venta como fertilizantes minerales, se ven favorecidas por la digestión anaerobia previa debido a la mineralización. La clave de estas estrategias es conseguir un producto de las deyecciones que permita su valorización económica (Foged et al. 2012c).

3.4.1. Obtención de estruvita

La precipitación de estruvita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) es un proceso natural que tiene lugar en digestores anaerobios cuando las concentraciones de los iones Mg^{2+} , NH_4^+ y PO_4^{3-} exceden el producto de solubilidad, ocasionando obstrucciones, reducción de volumen útil de digestión y problemas hidráulicos, si no se prevé esta circunstancia. La estruvita es poco soluble en agua y es considerado un fertilizante mineral de liberación lenta, por lo que ha cobrado importancia su producción controlada a partir de efluentes de digestión anaerobia de deyecciones ganaderas como método para reducir su contenido en macronutrientes y su recuperación como producto con valor en el mercado de los fertilizantes.

La digestión anaerobia previa presenta las ventajas de mineralización, aumentando la concentración de iones amonio y fosfato, y de reducción del contenido de materia orgánica, permitiendo la obtención de cristales de estruvita más grandes (ver figura 3.2). El magnesio se encuentra en bajas concentraciones en las deyecciones, de forma que es necesaria la adición de $Mg(OH)_2$ o MgO . Para reducir el coste de estos reactivos, se ha experimentado con resultados muy favorables con la adición de óxido de magnesio de bajo contenido, obtenido como subproducto de la calcinación de magnesita ($MgCO_3$) para la producción de MgO (Romero-Güiza 2015).

Dado que la relación N:P en la estruvita es de 1:1, para una reducción significativa del contenido de nitrógeno en las deyecciones es necesario suplementar con fosfatos. Cerrillo et al. (2015) experimentaron con una planta piloto de cristalización de estruvita en continuo tratando purines de cerdo digeridos, obteniendo reducciones del 52 % del contenido en amonio y producciones de 31 kg estruvita/ m^3 de purines, añadiendo $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ y K_2HPO_4 , así como $NaOH$ para mantener un pH 9, que en experimentos previos habían valorado como óptimo.

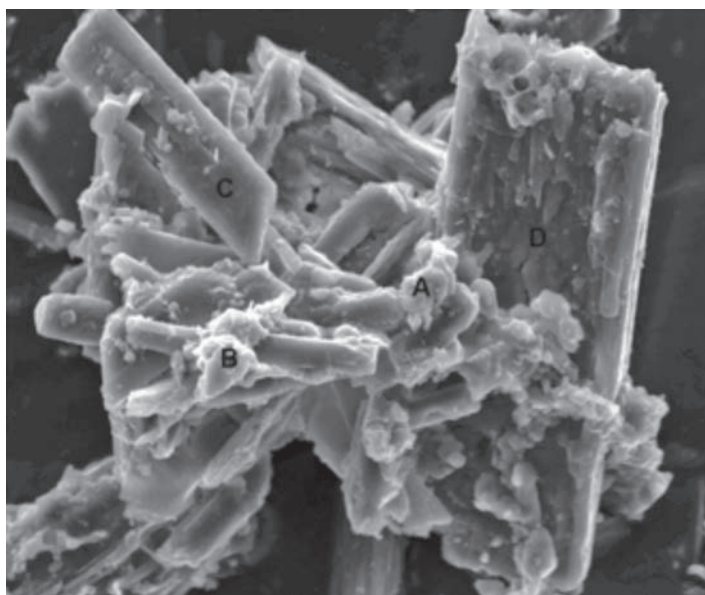


Figura 3.2. Cristales de estruvita obtenidos de purines de cerdo digeridos (Cerrillo et al. 2015)

3.4.2. *Stripping* y absorción de amoníaco

El objetivo del proceso es la desorción y arrastre de amoníaco en una columna mediante una contracorriente de aire o vapor (columna de *stripping*) y su recuperación posterior en una columna con una corriente de ácido absorbente (columna de absorción). En medio líquido, el ión amonio se encuentra en equilibrio con el amoníaco, que es el gas que es arrastrado en el proceso. Este equilibrio se desplaza hacia el amoníaco con un aumento de la temperatura y/o el pH. Un objetivo del proceso es obtener un producto de calidad susceptible de ser valorizado en la industria de los fertilizantes minerales, u otros usos. La contaminación por materia orgánica, volatilizada y arrastrada junto con el amoníaco, es el principal limitante.

Bonmatí y Flotats (2003a) comprobaron que operando a 80 °C podían obtenerse elevados rendimientos de desorción sin modificar el pH, sólo si se utilizaban purines previamente digeridos, debido a la menor alcalinidad, menor concentración de materia orgánica y dinámica diferente del pH. Sometieron el agua amoniacal obtenida de la fracción líquida de purines frescos y purines digeridos a un proceso de cristalización, obteniendo productos significativamente diferentes (ver figura 4.3). Mientras el contenido en materia orgánica del producto de purines frescos no permitió la cristalización, los cristales obtenidos de purines digeridos no se diferenciaban visualmente de los de sulfato amónico. Laureni et al. (2013) corroboraron la necesidad de la digestión anaerobia previa para obtener un producto de calidad aceptable.

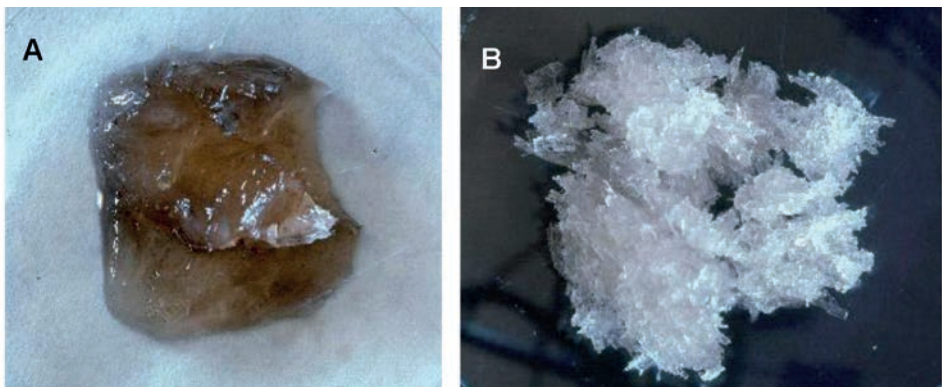


Figura 3.3. Cristales de sulfato amónico obtenidos mediante *stripping* y absorción de: A) purines de cerdo frescos; B) purines de cerdo digeridos (Bonmatí y Flotats 2003a)

3.4.3. Concentración térmica por evaporación al vacío

El objetivo de la concentración térmica es la separación del contenido de agua por evaporación, para obtener un producto concentrado que mantenga la carga inicial de nutrientes para su posterior transporte y valorización.

Los procesos térmicos unitarios aplicados a la concentración son, de forma genérica, la evaporación (aplicable a líquidos para concentrar hasta el 20-30 % en sólidos totales) y el secado (aplicable a sólidos para concentrar hasta más del 90 % en sólidos totales). Los procesos térmicos han de complementarse con otros para evitar el deterioro del material, la volatilización de compuestos orgánicos y amoníaco y, en general, para conseguir la recuperación de recursos con el mínimo impacto ambiental. Con el fin de que los vapores no causen problemas de contaminación en la atmósfera, la evaporación se realiza normalmente en depresión, a temperaturas moderadas (50-70 °C) y con un condensado posterior de los vapores.

Bonmatí y Flotats (2003b) estudiaron la combinación de la digestión anaerobia y la evaporación al vacío aplicado a purines de cerdo haciendo notar que los compuestos volátiles con concentraciones más elevadas en los purines son el amoníaco y los AGV no ionizados. Es necesario aplicar una evaporación en dos etapas, con diferentes pH, o bien eliminar uno de estos dos compuestos previamente al proceso de evaporación. El proceso de tratamiento de la materia orgánica o el amonio, previamente a la evaporación, caracteriza a cada

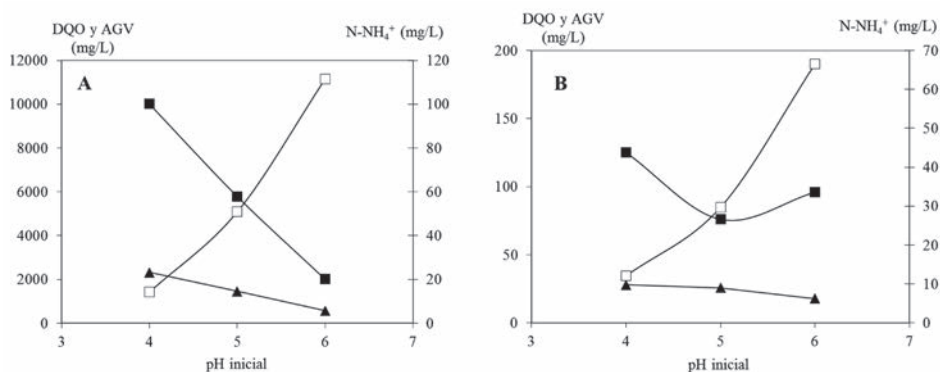


Figura 3.4. Concentraciones de DQO (■), ácidos grasos volátiles (▲) y nitrógeno amoniacal (□) en los condensados de evaporación al vacío a diferentes pH, para la fracción líquida de purines frescos (A) y de purines digeridos anaeróbicamente (B). Adaptado de Bonmatí y Flotats (2003b)

tecnología desarrollada para la concentración térmica de las deyecciones ganaderas (Flotats et al. 2004).

En el estudio de Bonmatí y Flotats (2003b), se comprobó que la eliminación de materia orgánica mediante un proceso previo de digestión anaerobia, y un ajuste a pH ácido de la fracción líquida del digerido, permitía una reducción de los requerimientos de ácido para reducir el pH y una reducción muy significativa de la contaminación de los condensados de la evaporación (figura 3.4), obteniendo parte de la energía para cubrir la demanda térmica y unos menores costes de operación.

En Europa se inventariaron 32 instalaciones de evaporación y 81 de secado de deyecciones ganaderas en 2011 (Foged et al. 2012a), produciendo del orden de un millón de toneladas al año de deyecciones secas (Foged et al. 2012c) aptas para su transporte y comercialización. En Foged et al. (2011d) puede encontrarse la descripción de detalle, con su balance de masas, energía, ambiental y económico, de una instalación que combina digestión anaerobia, evaporación al vacío y secado.

3.5. Implantación de la digestión anaerobia en Europa

La digestión anaerobia de deyecciones ganaderas puede ser implementada a escala individual de granja o a escala colectiva/centralizada dando servicio a un conjunto de explotaciones. Varios son los factores que influyen la decisión sobre la escala de implantación (ver tabla 3.3), a los que podría añadirse la existencia de empresas tecnológicas con capacidad para abordar proyectos específicos según la escala. De todas formas, si se cumplen las condiciones de la tabla 3.3 la decisión final es económica, adoptando la escala de implantación que menores costes o mayor beneficio suponga para los ganaderos. En este sentido, la densidad de granjas y la intensidad de la producción ganadera en una zona determinada, así como la existencia de subvenciones y primas a la producción de energía a partir de biogás pueden explicar la conveniencia de una u otra escala. Lo anterior se ilustra de forma simplificada en la figura 3.5.

Los costes de inversión y/o financieros de la planta de biogás más los costes de operación por unidad de biomasa tratada es función de la capacidad de tratamiento de la planta, siguiendo una curva como la C1. Los costes de

transporte son más elevados conforme más deyecciones deben transportarse y cuanto más lejos están dispuestas las granjas, cuanto más lejos deben transportarse los digeridos o cuando más lejos o más caros son los co-sustratos en caso de codigestión, siguiendo una curva como la T1. La suma de los dos costes (C1+T1) sigue una curva con un mínimo, el cual indica el tamaño óptimo de la instalación.

Tabla 3.3. Factores que influyen la decisión sobre la escala de implantación en el sector ganadero (adaptado de Flotats et al. 2009)

Instalación centralizada	Instalación individual
Perfil económico del área geográfica: industrial o ganadero	Perfil económico del área geográfica: turismo, servicios, residencial
Elevada densidad e intensidad ganadera	Elevado impacto o importancia del transporte de purín/estiércol
Bajo impacto o importancia del transporte de purín/estiércol	Implicación del ganadero
Existencia de fuerte liderazgo de algunos agricultores/ganaderos o de empresa cualificada	Uso potencial de la energía térmica (demanda en la propia explotación)
Existencia de otros posibles sustratos para codigestión en el área geográfica de influencia	Integración del sistema de tratamiento en la explotación
Usos potenciales de la energía térmica (<i>district heating</i> , usos en planta)	Simplicidad tecnológica, de mantenimiento y operación
Tratamiento centralizado como servicio a la gestión colectiva de la zona	
Variables sociales: ¿es fácil unir a los ganaderos en un proyecto común?	

En caso que la zona geográfica sea poco densa en granjas y deba recorrerse una mayor distancia (mayor coste) para obtener una misma cantidad de deyecciones para la instalación, los costes de transporte y gestión serían

mayores que en el caso anterior, siguiendo una curva como la T2. En este caso, al sumar los dos costes ($C1+T2$), el tamaño óptimo de la instalación es menor que el anterior, o sea, tiene menor interés una gran planta centralizada si la intensidad ganadera en la zona de estudio es baja y deben recorrerse largas distancias para conseguir sustrato.

Resultados parecidos se obtienen si existen subvenciones a la inversión o primas a la producción de energía eléctrica, más aún si estas son comparativamente superiores para unidades de baja potencia, como es el caso de Alemania o Austria. En este caso la curva de costes bajaría ($C2$) respecto $C1$, y sumando a los costes de transporte ($C2+T1$) el tamaño óptimo de la instalación sería también menor. Si la zona es poco densa en granjas, con una curva de costes de transporte tipo T2, el óptimo de $C2+T2$ sería una instalación aún de menor tamaño. Esto explica que en países con una política de apoyo económico a las plantas de biogás prevalezcan las plantas a escala granja.

En el inventario de instalaciones de tratamiento de deyecciones ganaderas en Europa de Foged et al. (2012a), se contabilizaron 5.256 plantas de biogás en el sector ganadero, con 105 instalaciones colectivas y 4.692 instalaciones en granja (ver tabla 3.4). La mayoría de las plantas son de codigestión, para asegurar su rentabilidad, con un porcentaje medio global de deyecciones del 55,7 %.

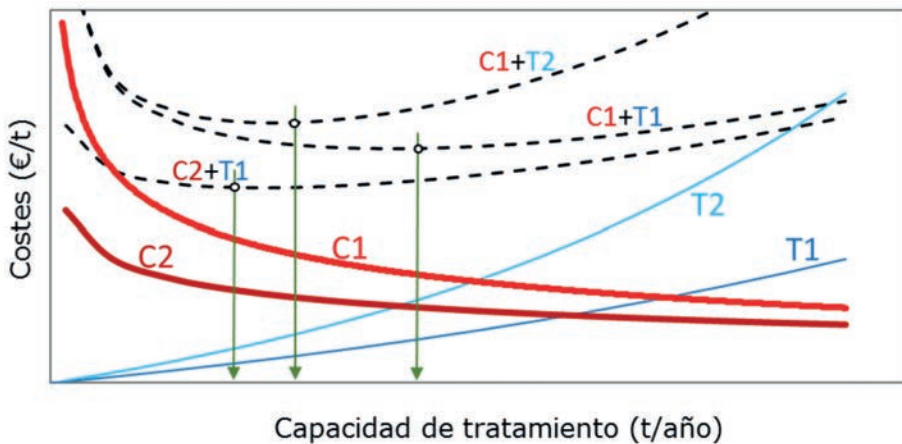


Figura 3.5. Tamaño óptimo de instalaciones centralizadas en función de los costes de inversión/financieros y de operación (C) y los costes de transporte o de adquisición de los sustratos (T)

El desarrollo e implantación de plantas centralizadas se inició en Dinamarca en la década de los años ochenta, tratando mezclas de diferentes residuos orgánicos agroalimentarios y deyecciones ganaderas, siendo la experiencia una referencia en la gestión colectiva de las deyecciones. Un informe temprano sobre la economía de estas plantas, de la Agencia Danesa de la Energía (DEA 1995), ya indicaba que los costes de transporte de las deyecciones estaban entre el 35 % y el 50 % de los costes de inversión/financieros y de operación. La optimización de la logística ha sido una línea de actuación, en la actualidad algunas plantas reciben la fracción sólida de las deyecciones, separadas en granja, y líneas de investigación actuales consisten en el estudio de pretratamientos para mejorar la producción de biogás de estas fracciones (Jurado et al. 2013).

Tabla 3.4. Distribución de plantas de biogás según escala de implantación tratando deyecciones ganaderas en Europa (adaptado de Foged et al. 2011a)

País de la UE	Instalaciones en granja	Instalaciones intermedias (< 50.000 t/año)	Instalaciones colectivas (> 50.000 t/año)	Total biomasa tratada (x 10 ³ t/año)	% deyecciones ganaderas
Alemania	3.800			58.500	47,0
Austria	307	31	3	540	92,6
Bélgica	4	19	8	424	98,3
Bulgaria	2			30	76,7
Dinamarca	57		19	3.382	75,0
Eslovaquia	5			20	80,0
Eslovenia	5	3	2	401	84,0
España	7	3	9	1.120	72,1
Estonia	0	1		40	75,0
Finlandia	9		1	164	100,0

Francia	30			165	75,8
Grecia	2			66	100,0
Holanda		100	30	3.625	74,8
Hungría	1	1	1	144	59,7
Italia	208	289	24	14.597	75,0
Letonia	8	8		240	100,0
Lituania			1	54	100,0
Luxemburgo	25		5	175	66,3
Polonia	3	2	2	337	74,8
Reino Unido	31			310	80,0
Rep. Checa	180			3.600	50,0
Rumanía	1			1	100,0
Suecia	7	2		106	57,5
TOTAL	4.692	459	105	88.041	55,7

En el análisis sobre las políticas gubernamentales capaces de promover la implantación de la digestión anaerobia, realizado por Edwards et al. (2015), se destacan: las relativas a la mitigación del cambio climático, la seguridad en el aprovisionamiento de la energía, la gestión de residuos y el desarrollo regional. Estas políticas deberían traducirse en un marco estable de actuación a medio y largo plazo, a fin de dar seguridad a las inversiones. Ya sea a escala de granja o colectiva, las inversiones en plantas de biogás con procesos de recuperación de nutrientes pueden ser prohibitivas si no existe un marco estable de precios de la energía y un mercado que valore los productos obtenidos, en el marco de una economía circular.

Los aspectos de gestión de residuos también son importantes, aparte de los precios de la energía, para el enfoque del análisis económico de una instalación (Flotats et al. 2016). En este sentido, el coste de transporte de las deyecciones para su uso como fertilizante a las distancias necesarias para unas dosis apropiadas a los cultivos es una referencia para evaluar la viabilidad económica de una estrategia tecnológica de procesado.

3.6. Conclusiones

La digestión anaerobia es un proceso clave en cualquier estrategia de tratamiento/procesado sostenible de subproductos orgánicos en el sector agropecuario. Aparte de la máxima valorización energética del biogás producido, y la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y lluvia ácida, los proyectos deben contemplar la valorización de los subproductos obtenidos, los cuales serán más susceptibles a la aplicación de procesos de recuperación de nutrientes.

Para la máxima realización del potencial de producción de biogás, de reciclado de nutrientes y sustitución de recursos fósiles, es necesaria una visión integral, una planificación a medio y largo plazo, aunar esfuerzos de los diferentes sectores de actividad implicados, y políticas gubernamentales que creen marcos estables de actuación.

Referencias

- ABOUELENIEN, F., FUJIWARA, W., NAMBA, Y., KOSSEVA, M., NISHIO, N. y NAKASHIMADA, Y. (2010). Improved methane fermentation of chicken manure via ammonia removal by biogas recycle. *Bioresource Technology*, 101, pp. 6368–6373.
- BONMATÍ, A., FLOTATS, X., MATEU, L. y CAMPOS, E. (2001). Study of thermal hydrolysis as a pre-treatment to mesophilic anaerobic digestion of pig slurry. *Water Science and Technology*, 44(4), pp. 109-116.
- BONMATÍ, A. y FLOTATS, X. (2003a). Air Stripping of Ammonia from Pig Slurry: Characterization and Feasibility as a Pre- or Post-Treatment to Mesophilic Anaerobic Digestion. *Waste Management*, 23(3), pp. 261-272.
- BONMATÍ, A. y FLOTATS, X. (2003b). Pig slurry concentration by vacuum evaporation: influence of previous mesophilic anaerobic digestion process. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 53, pp. 21-31.
- CERRILLO, M., PALATSI, J., COMAS, J., VICENS, J. y BONMATÍ, A. (2015). Struvite precipitation as a technology to be integrated in a manure anaerobic digestion treatment plant – removal efficiency, crystal characterization and agricultural assessment. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 90(6), pp. 1135-1143.

- DEA (1995). Progress Report on the Economy of Centralized Biogas Plants. Danish Energy Agency, Denmark.
- Ec (2001). Biological Treatment of Biowaste. European Commission. DG ENV.A.2. 2nd draft, p. 22.
- EDWARDS, J., OTHMAN, M. y BURN, S. (2015). A review of policy drivers and barriers for the use of anaerobic digestion in Europe, the United States and Australia. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 52, pp. 815-828.
- FLOTATS, X., CAMPOS, E. y PALATSI, J. (2004). Concentración de deyecciones ganaderas mediante procesos térmicos. In: Actas del II Encuentro Internacional gestión residuos orgánicos. Pamplona, 28-29 octubre 2004. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/22522> (Consulta: julio 2016).
- FLOTATS, X., BONMATÍ, A., FERNÁNDEZ, B. y MAGRÍ, A. (2009). Manure treatment technologies: on-farm versus centralized strategies. NE Spain as case study. *Bioresource Technology*, 100(22), pp. 5519-5526.
- FLOTATS, X., FOGED, H.L., BONMATÍ, A., PALATSI, J., MAGRÍ, A. y SCHELDE, K.M. (2012). Manure processing technologies. Technical Report No. II concerning «Manure Processing Activities in Europe» to the European Commission, Directorate-General Environment, p. 184. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/18944> (Consulta: julio 2016).
- FLOTATS, X., BONMATÍ, A., FERNÁNDEZ, B., SALES, D., AYMERICH, E., IRIZAR, J., PALATSI, J., ROMERO, L.I., PÉREZ, M., VICENT, T. y FONT, X. (2016). Ingeniería y aspectos técnicos de la digestión anaeróbica. Red Española de Compostaje. Madrid: Ediciones Mundi-Prensa, p. 442.
- FOGED, H.L., FLOTATS, X., BONMATÍ, A., PALATSI, J., MAGRÍ, A. y SCHELDE, K.M. (2012a). Inventory of manure processing activities in Europe. Technical Report No. I concerning «Manure Processing Activities in Europe» to the European Commission, Directorate-General Environment, p. 138. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/18943> (Consulta: julio 2016).
- FOGED, H.L., FLOTATS, X. y BONMATÍ, A. (2012b). Future trends on manure processing activities in Europe. Technical Report No. V concerning «Manure Processing Activities in Europe» to the European Commission, Directorate-General Environment, p. 34. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/18948> (Consulta: julio 2016).

- FOGED, H.L., FLOTATS, X., BONMATÍ, A., PALATSI, J. y MAGRÍ, A. (2012c). End and by-products from livestock manure processing - general types, chemical composition, fertilising quality and feasibility for marketing. Technical Report No. III concerning «Manure Processing Activities in Europe» to the European Commission, Directorate-General Environment, p. 78. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/18945> (Consulta: julio 2016).
- FOGED, H.L., FLOTATS, X., BONMATÍ, A., SCHELDE, K.M., PALATSI, J., MAGRÍ, A. y ZONTA, Z.J. (2012d). Assessment of economic feasibility and environmental performance of manure processing technologies. Technical Report No. IV concerning «Manure Processing Activities in Europe» to the European Commission, Directorate-General Environment, p. 130. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/18947> (Consulta: julio 2016).
- JOHANSEN, A., NIELSEN, H.B., HANSEN, C.M., ANDREASEN, C., CARLSGART, J., HAUGGARD-NIELSEN, H. y ROEPSTORFF, A. (2013). Survival of weed seeds and animal parasites as affected by anaerobic digestion at meso- and thermophilic conditions. *Waste Management*, 33, pp. 807-812.
- JURADO, E., SKIADAS, I.V. y GAVALA, H.N. (2013). Enhanced methane productivity from manure fibers by aqueous ammonia soaking pretreatment. *Applied Energy*, 109, pp. 104-111.
- KUNZ, A., STEINMETZ, R.L.R., RAMME, M.A. y COLDEBELLA, A. (2009). Effect of storage time on swine manure solid separation efficiency by screening. *Bioresource Technology*, 100, pp. 1815-1818.
- LAURENI, M., PALATSI, J., LLOVERA, M. y BONMATÍ, A. (2013). Influence of pig slurry characteristics on ammonia stripping efficiencies and quality of the recovered ammonium-sulfate solution. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 88, pp. 1654-1662.
- MÖLLER, K. y MÜLLER, T. (2012). Effects of anaerobic digestion on digestate nutrient availability and crop growth: A review. *Engineering in Life Sciences*, 12(3), pp 242-257.
- OENEMA, O., WITZKE, H.P., KLIMONT, Z., LESSCHEN, J.P. y VELTHOF, G.L. (2009). Integrated assessment of promising measures to decrease nitrogen losses in agriculture in EU-27. *Agriculture, Ecosystems and Environment*, 133, pp 280-288.

- PASCUAL, A., RUIZ, B., GÓMEZ, P., FLOTATS, X. y FERNÁNDEZ, B. (2011). Situación y potencial de generación de biogás. Estudio Técnico PER 2011-2020. Madrid: IDAE, p. 104. Dirección URL: <http://hdl.handle.net/2117/13479> (Consulta: noviembre 2016).
- POWERS, W.J., VAN HORN, H.H., WILKIE, A.C., WILCOX, C.J. y NORDSTEDT, R.A. (1999). Effects of anaerobic digestion and additives to effluent or cattle feed on odour and odorant concentrations. *Journal of Animal Science*, 77, pp. 1412-1421.
- RODRÍGUEZ-ABALDE, A., FERNÁNDEZ, B., SILVESTRE, G. y FLOTATS, X. (2011). Effects of thermal pre-treatments on solid slaughterhouse waste methane potential. *Waste Management*, 31, pp. 1488-1493.
- ROMERO-GÚIZA, M.S., TAIT, S., ASTALS, S., DEL VALLE-ZERMEÑO, R., MARTÍNEZ, M., MATA-ALVAREZ, J. y CHIMENOS, J.M. (2015). Reagent use efficiency with removal of nitrogen from pig slurry via struvite: A study on magnesium oxide and related by-products. *Water Research*, 84, pp. 286-294.
- SMIL, V. (2011). Nitrogen cycle and world food production. *World Agriculture*, 2, pp 9-13.
- SCHRÖDINGER, E. (1997). *La naturaleza y los griegos*. Barcelona: Tusquets Editores, p. 132.
- TORRELLAS, M., ANTON, A., BURGOS, L., TEY, L., NOGUEROL, J., PALATSI, J., RIAU, V., FLOTATS, X. y BONMATÍ, A. (2015). Characterisation of emissions from a cow manure anaerobic codigestion plant. In: 2nd International Conference on Manure Management and Valorization. Ghent, pp. 109-110.
- UN-HABITAT (2016). *World Cities Report 2016*. <http://wcr.unhabitat.org/> 8Consulta: 30 noviembre 2016).
- VAN FOREEST, F. (2012). *Perspectives for Biogas in Europe*. Oxford Institute for Energy Studies. Oxford: University of Oxford, p. 54.
- VANOTTI, M.B., SZOGI, A.A., MILLNER, P.D. y LOUGHRIN, J.H. (2009). Development of a second-generation environmentally superior technology for treatment of swine manure in the USA. *Bioresource Technology*, 100, pp. 5406-5416.

4

Integración de los sistemas bioelectroquímicos con la digestión anaerobia para optimizar la recuperación de energía y nutrientes

A. Bonmatí, M. Viñas, M. Cerrillo
IRTA, GIRO Unidad Mixta IRTA-UPC
Torre Marimon (08140) Caldes de Montbui, España

Contacto: august.bonmati@irta.cat

August Bonmatí Blasi

Doctor ingeniero agrónomo por la Universitat de Lleida (UdL). Actualmente es investigador del grupo GIRO (Gestión Integral de Residuos Orgánicos) del instituto de investigación IRTA (Barcelona).

Su actividad científica y profesional se ha centrado en la gestión y tratamiento de residuos orgánicos, especialmente en el tratamiento de purines porcinos mediante digestión anaerobia y otros procesos complementarios. Así mismo, ha desarrollado diversos trabajos de investigación en el tratamiento de aguas residuales y en el compostaje de la fracción orgánica de residuos municipales. En estos últimos años ha abierto una nueva línea de investigación sobre sistemas bioelectroquímicos, con el objetivo de recuperar energía y nutrientes.

Previamente, su tarea profesional, se ha desarrollado en la Agència de Residus de Catalunya (2003-2008) y como profesor asociado a tiempo parcial en el Departamento de Ingeniería Química, Agraria y Tecnología Agroalimentaria (EQATA) de la Universitat de Girona (UdG) (2001-2013).

Resumen

Los sistemas bioelectroquímicos presentan una gran versatilidad para ser combinados con la digestión anaerobia, reducir sus limitaciones y aumentar su rendimiento cuando se trabaja con sustratos de alta carga orgánica y nitrogenada, como son los residuos ganaderos. En este capítulo después de introducir brevemente los sistemas bioelectroquímicos, se muestran diversas aplicaciones y modos de integración con la digestión anaerobia. La optimización de la producción de energía, la mejora de la calidad de los efluentes digeridos y la recuperación de nutrientes se encuentran entre los principales objetivos de la integración de los dos sistemas.

4.1. Introducción

La digestión anaerobia (DA) es una tecnología ampliamente extendida para el tratamiento de corrientes residuales complejas y de alta carga orgánica, como pueden ser los residuos ganaderos o de la industria alimentaria, entre otros. Frente a sus múltiples ventajas, como la recuperación de energía en forma de biogás, la DA presenta algunas limitaciones. En primer lugar, la DA no modifica el contenido de nutrientes. Así, los efluentes obtenidos pueden contener elevadas concentraciones de nitrógeno (sobre todo en forma amoniacal) y fósforo, especialmente al tratar sustratos de alta carga como las deyecciones ganaderas, por lo que será necesaria una gestión correcta y/o post-tratamiento del digerido. Su aplicación al suelo como fertilizante agrícola es la alternativa más viable económicamente y respetuosa con el medioambiente si se realiza correctamente; no obstante, puede presentar limitaciones en función de la cantidad de tierras agrícolas cercanas y su capacidad de absorción y reciclaje de estos nutrientes. En aquellos lugares donde las tierras son lejanas o escasas en relación a la cantidad de nitrógeno de los digeridos, la gestión del efluente anaerobio puede ser el factor de viabilidad clave de estas instalaciones (Bonmatí 2001). En segundo lugar, el proceso puede resultar inestable frente a sobrecargas orgánicas o nitrogenadas, o

la presencia de productos inhibidores, sobre todo al trabajar en régimen de temperatura termófilo (Chen et al. 2008, Kroeker et al. 1979). Los episodios de inhibición de la metanogénesis tendrán como resultado la acidificación debida a la acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV) y la reducción en la producción de biogás del reactor, disminuyendo por tanto la recuperación de energía del sistema. Y, por último, es necesario un procesado del biogás para aumentar su contenido en metano para su aprovechamiento como energía renovable para determinados usos (*upgrading*), como su inyección en la red de gas natural o la utilización como combustible para el transporte. Por lo tanto, la implementación de estrategias que permitan mantener el proceso de DA y la calidad de los efluentes bajo control, y aumentar la cantidad de energía y nutrientes recuperada de los sustratos incrementan la viabilidad de los sistemas anaerobios aplicados a esta tipología de sustratos.

Los sistemas bioelectroquímicos (BES, por el acrónimo en inglés de *bioelectrochemical systems*) presentan una gran versatilidad para ser combinados con la DA. Se trata de bioreactores en los que las reacciones de oxidación y/o reducción están catalizadas por microorganismos y generalmente producidas en dos compartimentos separados por una membrana de intercambio iónico. Entre las aplicaciones de los BES en combinación con la DA podemos encontrar la optimización de la producción de energía, tanto mediante la estabilización del proceso de digestión anaerobia frente a sobrecargas orgánicas o nitrogenadas, como a través del enriquecimiento del biogás en metano. Por otro lado, son sistemas útiles para mejorar la calidad de los digeridos y recuperar nutrientes (especialmente amonio y fosfato). En los siguientes apartados se presenta una descripción detallada de estas aplicaciones.

4.2. La digestión anaerobia y el concepto de biorefinería

El concepto de biorefinería va más allá de la filosofía de las refinerías petroquímicas, incluyendo prácticas de gestión sostenible y procesos de ciclo cerrado siempre que sea posible (Schiermeier et al. 2008). A parte de la recuperación de energía y nutrientes, una de las ventajas de la biorefinería es que puede producir productos especializados mediante procesos biológicos, con un alto valor añadido. El objetivo es cerrar los ciclos naturales, del carbono,

el agua y los minerales, especialmente el nitrógeno, el fósforo y el potasio, todos nutrientes esenciales en la agricultura. Para evitar su agotamiento, estos elementos deben ser recuperados para reincorporarlos al suelo, a la vez que disminuimos el uso de energía fósil para fabricar fertilizantes o productos para la industria. Por tanto, es necesario desarrollar tecnologías capaces de recuperar la energía y recursos contenidos en los residuos. Los residuos, sean domésticos, industriales, agrícolas o ganaderos, representan una gran oportunidad para recuperar agua, energía, productos químicos y nutrientes, con un elevado potencial de aplicación en biorefinerías (Foster-Carneiro et al. 2013).

La DA es una tecnología que puede ser englobada dentro del concepto de biorefinería, ya que permite recuperar energía, a partir de la degradación de los residuos, en forma de biogás (una mezcla de CH_4 y CO_2). Es necesario recuperar los recursos disponibles en las aguas residuales para reducir el consumo de energía y evitar el agotamiento de materias primas, así como, en los próximos años, transformar las plantas de tratamiento de aguas residuales en instalaciones de recuperación de recursos y biorefinerías de residuos (Nancharaiah et al. 2016). Con esta finalidad, la combinación de la DA con otras tecnologías, como los BES, permitiría aumentar la recuperación de los recursos energéticos, así como de materiales contenidos en los residuos, aumentando el potencial de la DA como biorefinería.

4.3. Aplicaciones de los sistemas bioelectroquímicos

Los sistemas bioelectroquímicos, entre otras aplicaciones, pueden ser combinados con la DA con el objetivo de complementar el tratamiento, optimizar o superar alguna de las limitaciones del proceso anaerobio. Los sistemas BES se pueden operar en modo celda de combustible microbiana (*Microbial Fuel Cell*, MFC) o en modo celda de electrólisis microbiana (*Microbial Electrolysis Cell*, MEC) (Hamelers et al. 2010), en función del objetivo que se persiga.

Una MFC es un reactor bioelectroquímico que, a través de la actividad metabólica de los microorganismos, convierte la energía química de la materia orgánica biodegradable en electricidad. En el compartimento anódico, la materia orgánica procedente, por ejemplo, de deyecciones ganaderas, es

oxidada en condiciones anaeróbicas por las poblaciones microbianas, entre ellas, las poblaciones exoelectrogénicas. Estas son electroquímicamente activas, ya que tienen la capacidad de derivar los electrones, que se generan en la oxidación de la materia orgánica, hacia un aceptor de electrones externo insoluble (ánodo). Desde el ánodo, los electrones son conducidos a través de un circuito eléctrico externo hacia el cátodo, donde son consumidos durante la reducción de oxígeno para formar agua molecular. El transporte de cargas negativas (electrones) hacia el compartimento catódico es compensado por la difusión o migración de cargas positivas (protones) a través de la membrana de intercambio iónico (habitualmente de intercambio catiónico) para mantener la electroneutralidad (figura 4.1). En una MEC, a diferencia de la MFC, se requiere un suministro externo de electricidad a fin de promover una reacción termodinámicamente no espontánea en el cátodo, generando un producto objetivo, como podría ser el hidrógeno molecular (Rabaey y Rozendal 2010).

Los BES pueden utilizarse como sistemas de tratamiento de aguas residuales para reducir su carga orgánica a la vez que se obtiene electricidad (cuando se operan en modo MFC). Se ha demostrado la capacidad de los BES para usar una gran variedad de sustratos complejos, como pueden ser las aguas residuales domésticas (Liu et al. 2004), de la industria alimentaria (Oh y Logan 2005) o purines porcinos (Sotres et al. 2015a). Así mismo, los BES tienen otras aplicaciones, como la recuperación de nutrientes (como amonio o fosfato), la obtención de productos de interés (como agua oxigenada, ácidos orgánicos o metano),

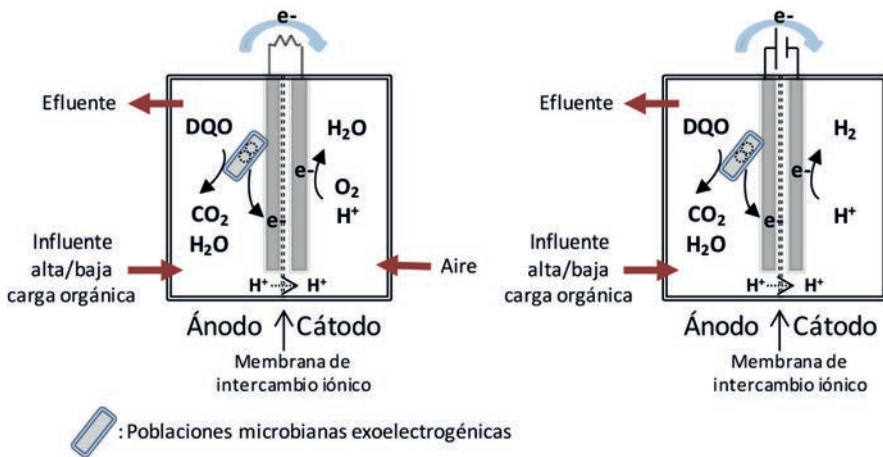


Figura 4.1. Representación esquemática de una MFC (izquierda) y una MEC (derecha)

o la eliminación de compuestos recalcitrantes (como los antibióticos o los colorantes), tal y como se presenta en los siguientes apartados. En estos casos habitualmente se operan en modo MEC.

4.3.1. Recuperación de nutrientes

El nitrógeno y el fósforo son dos de los principales nutrientes contenidos en las aguas residuales. Su recuperación y reutilización puede ser muy beneficiosa tanto económica como ambientalmente, al ser nutrientes esenciales para la agricultura. Tradicionalmente, la eliminación de nitrógeno en plantas de tratamiento de aguas residuales se basa en la nitrificación y desnitrificación biológica, con un consumo energético elevado, mientras que las innovaciones tecnológicas recientes buscan la reducción en los requerimientos de energía de los sistemas de tratamiento y en la recuperación de recursos (Nancharaiah et al. 2016).

En la operación de BES de doble compartimento equipados con una membrana de intercambio iónico se produce una difusión de cationes, como el amonio, o aniones, como el fosfato, entre los compartimentos anódico y catódico (figura 4.2). Este fenómeno se produce, incluso contra gradiente de concentraciones, para mantener el balance de cargas entre la cámara anódica, donde se producen protones, y la catódica, donde se consumen (figura 4.3). Cuando se trabaja con aguas residuales, estas contienen sales minerales generalmente en unos 5 órdenes de magnitud superiores a la concentración de protones, y por lo tanto, son los iones alternativos a los protones las especies predominantes implicadas en mantener el balance de cargas (Rozendal et al. 2006, Rozendal et al. 2008, Cerrillo et al. 2016a).

El amonio es el nutriente en el que se ha centrado más la atención en los estudios con BES. Se ha visto que hay una relación lineal entre la carga eléctrica transportada en estos sistemas y la transferencia de amonio del compartimento anódico al catódico a través de la membrana. En ensayos realizados con orina, independientemente de la concentración inicial de amonio, el 30 % de la carga eléctrica producida era utilizada para el transporte de amonio desde el compartimento anódico al catódico (Kuntke et al. 2012).

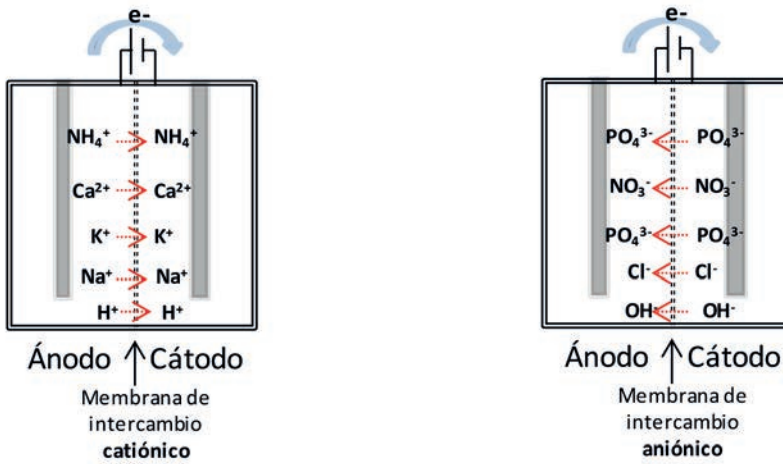


Figura 4.2. Representación esquemática del transporte de cargas en una MEC equipada con una membrana de intercambio catiónico (izquierda) y aniónico (derecha)

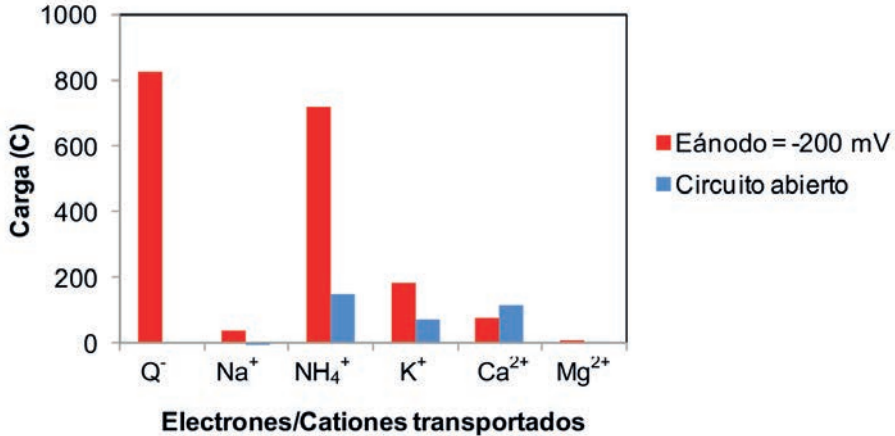


Figura 4.3. Comparativa entre las cargas negativas (electrones, Q^-) y positivas transportadas del compartimento anódico al catódico en una MEC con membrana de intercambio catiónico operada con purín porcino:

en circuito abierto (sin circulación de corriente,
con transporte de cationes por difusión);

y con el potencial del ánodo ($E_{\text{ánodo}}$)

fijado a -200 mV vs el electrodo de hidrógeno estándar.

Elaborado a partir de Cerrillo et al. (2016a)

Uno de los factores clave en la recuperación del amonio es el alto pH que se genera en el catolito (Cerrillo et al. 2016a), que favorece el desplazamiento del equilibrio entre el amonio y el amoníaco hacia este último. De esta manera, el amonio acumulado en el compartimento catódico puede ser posteriormente recuperado mediante tecnologías como el *air stripping* y absorción (Sotres et al. 2015a), para su uso posterior como fertilizante. Otra posible estrategia aplicada en BES, en este caso relacionada con la eliminación de nitrógeno, es la nitrificación-desnitrificación del amonio transferido a un biocátodo mediante aireación intermitente incentivando el crecimiento de biofilms de poblaciones microbianas nitrificantes y desnitrificantes en el compartimento catódico (Sotres et al. 2016).

El mecanismo de recuperación de fósforo en los BES difiere del de recuperación de amonio, puesto que puede ser necesaria una etapa de solubilización del fósforo de los minerales de fosfato férrico, mediante la reducción catódica del hierro (Fischer et al. 2011), así como su posterior precipitación en forma de estruvita (fosfato de amonio y magnesio) (Ichihashi y Hirooka 2012). En el último caso, se comprobó que se eliminaba el 70-82 % del fósforo, y que la precipitación de estruvita se producía solamente en la superficie del cátodo. La formación de precipitados en el cátodo puede afectar la operación del BES, ya que se limita la transferencia de iones. Además, la recuperación de estos precipitados y la sustitución/regeneración del cátodo es un reto para la futura aplicación de los BES en este campo (Kelly y He 2014).

Mediante la combinación de diferentes tipos de membranas es posible la recuperación simultánea de amonio y fosfato, como en el caso de la configuración propuesta por Zhang y colaboradores (2014), usando simultáneamente membranas de intercambio catiónico y aniónico (figura 4.4). De esta manera, el movimiento de los iones amonio desde el anolito al catolito es promovido por la generación de corriente; mientras que el fosfato es transportado a través de la membrana gracias al intercambio iónico con los iones hidroxilo producidos en cátodo.

Hay que tener en cuenta que la selección de un tipo concreto de membrana de intercambio iónico (de intercambio de protones, cationes o aniones) puede tener influencia en el rendimiento, operación y tipo de microorganismos desarrollados en el biofilm de los BES, tal y como ha sido descrito recientemente por Sotres et al. (2015b).

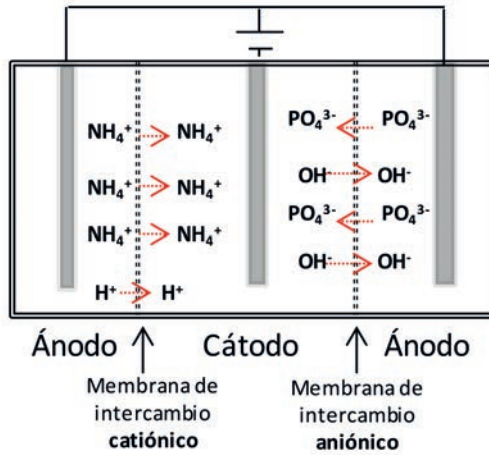


Figura 4.4. Representación esquemática de la recuperación simultánea de amonio y fosfato en una MEC (basado en Zhang et al. 2014)

4.3.2. Electrosíntesis microbiana de productos

En los BES convencionales, un bioánodo puede ser combinado con un cátodo abiótico con un catalizador adecuado para llevar a cabo una reacción de interés y obtener productos químicos de elevado valor industrial. De esta manera, se ha producido peróxido de hidrógeno (H_2O_2) mediante la reducción catódica de oxígeno con un potencial aplicado de 0.5 V, acoplada a la oxidación de acetato en el ánodo (Rozendal et al. 2009). También se ha conseguido obtener ácido fórmico, mediante la reducción de CO_2 en el cátodo (Zhao et al. 2012).

Recientemente, los BES con biocátodos microbianos están surgiendo como modo de obtener un cátodo con catalizador de bajo coste y proporcionar más oportunidades para la aplicación comercial (Franks y Nevin 2010). Este es el caso del establecimiento de un biofilm en el cátodo de una MEC capaz de convertir acetato en etanol, o reducir CO_2 a metano o compuestos multicarbono, como ácidos grasos de cadena corta u otros.

La producción de etanol en BES se ha llevado a cabo mediante reducción microbiana de acetato con la aplicación de un potencial en el cátodo de -550 mV (Steinbusch et al. 2010). El acetógeno *Sporomusa ovata* ha sido usado

para reducir CO_2 y producir acetato y pequeñas cantidades de 2-oxobutirato con la aplicación de un potencial en el cátodo de -400 mV (Nevin et al. 2010). La recuperación de electrones en estos productos fue superior al 85 % de los electrones transferidos al cátodo. En otro estudio se ha evaluado la capacidad de usar el efluente de la digestión anaerobia para producir biocombustibles (bioalcoholes) en un biocátodo. Dependiendo del voltaje aplicado a la celda los principales productos obtenidos fueron butanol, etanol y propanol (Kondaveeti y Min 2015).

La conversión de CO_2 en metano en los BES se conoce como electro-metanogénesis. Este proceso es realizado por arqueas metanogénicas hidrogenotróficas que pueden reducir el CO_2 a metano tanto de manera directa, captando los electrones del cátodo (ecuación 4.1), como de manera indirecta, a partir de la formación intermedia de hidrógeno molecular en el cátodo a potenciales forzados de -600 mV (ecuaciones 4.2 y 4.3) (Cheng et al. 2009, Villano et al. 2010)

$\text{CO}_2 + 8 \text{H}^+ + 8 \text{e}^- \rightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	(4.1)
$2 \text{H}^+ + 2 \text{e}^- \rightarrow \text{H}_2$	(4.2)
$4 \text{H}^+ + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	(4.3)

En general, las productividades y concentraciones de producto obtenidas en los procesos descritos en esta sección son todavía bajas comparadas con otros procesos de conversión de residuos como la digestión anaerobia.

4.3.3. Eliminación de compuestos recalcitrantes

Los procesos biológicos convencionales tienen limitaciones para la eliminación de compuestos recalcitrantes como xenobióticos y antibióticos, al verse inhibido el proceso a partir de determinadas concentraciones. Además, en función de la naturaleza química de la sustancia, muchas veces no es viable su degradación mediante tratamiento biológico. Una vía alternativa es el tratamiento electroquímico de residuos recalcitrantes, a pesar de que estos

procesos presentan altos costes de operación y electrodos inestables. Los BES se presentan como una tecnología con un elevado potencial en la degradación de este tipo de compuestos (Huang et al. 2011).

En el compartimento anódico de los BES pueden llevarse a cabo procesos de oxidación de moléculas recalcitrantes, como oxalatos (Bonmatí et al. 2013), compuestos fenólicos (Marone et al. 2016) o antibióticos (Wen et al. 2011). Por otro lado, los BES pueden aplicarse para inducir procesos de reducción, en el cátodo, de ciertos contaminantes para obtener productos con una menor toxicidad o mayor estabilidad. Estos procesos pueden realizarse tanto de forma abiótica como biológica, usando como electrodo materiales derivados del carbono (como pueden ser el fieltro de carbono, gránulos o barras de grafito). Un gran número de compuestos han sido catódicamente reducidos usando BES, como los colorantes azoicos (Mu et al. 2009a), compuestos nitroaromáticos (Mu et al. 2009b), compuestos halogenados (Aulenta et al. 2011), o antibióticos (Kong et al. 2015). También puede llevarse a cabo la reducción de compuestos mediante la utilización de biocátodos. Con el suministro continuo de electrones del cátodo, los microorganismos dispuestos en su superficie pueden usar esos electrones de manera directa o indirecta (a través de compuestos mediadores o *shuttle*) como fuente de equivalentes reductores para la reducción de residuos recalcitrantes (Huang et al. 2011). Así, los percloratos pueden ser reducidos indirectamente por la cepa CKB de *Dechloromonas agitata* y la cepa PS de *Azospira suillum* con el mediador 2,6-antraquinona disulfonato (Thrash et al. 2007). Y el disolvente industrial tricloroetileno puede ser declorado reductivamente por microorganismos anaerobios hasta eteno, usando papel de carbono como electrodo, polarizado a -500 mV vs. el electrodo estándar de hidrógeno (Aulenta et al. 2010).

Esta tecnología tiene un gran potencial de utilización en el tratamiento de aguas residuales gracias a su gran eficiencia y selectividad, como alternativa al uso de productos químicos y de caros catalizadores (Huang et al. 2011, Zhang y Angelidaki 2014).

4.4. La combinación de la digestión anaerobia con los sistemas bioelectroquímicos

La combinación de la DA y los BES puede implementarse de diversas maneras. En este apartado se presenta una muestra de las configuraciones destinadas a aumentar la calidad de los digeridos, la recuperación de energía y de nutrientes.

4.4.1. Refinado del efluente digerido

La combinación de DA y BES puede tener como objetivo la mejora de la calidad de los digeridos. En primer lugar, puesto que los BES pueden operar con bajas tasas de carga orgánica, podrían ser utilizados para pulir el efluente de la DA cuando funciona correctamente (Cerrillo et al. 2016a). Asimismo, también son útiles cuando se desestabiliza o inhibe la DA, ya que son capaces de absorber concentraciones puntuales de ácidos grasos volátiles que pueden estar presentes en los digeridos (Cerrillo et al. 2016b).

El sistema integrado puede tener diversas configuraciones (figura 4.5). Se han reportado experiencias en las que el ánodo y la cámara catódica de un BES son sumergidos en el tanque del reactor de DA (Min y Angelidaki 2008) o ambos electrodos son introducidos directamente en el tanque (Xie et al. 2013). Otra posible configuración contempla la operación del DA y el BES en serie

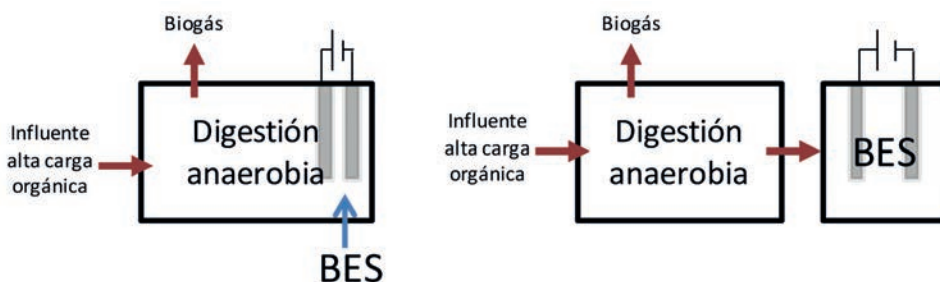


Figura 4.5. Representación esquemática de un sistema combinado DA-BES con el BES sumergido en el DA (izquierda) o con configuración en serie (derecha)

(Zhang et al. 2009, De Schampelaire y Verstraete 2009, Weld y Singh 2011). La principal ventaja de esta integración se encuentra en el hecho de que se favorecen rutas alternativas para la degradación de los sustratos, como sería la vía exoelectrogénica, en el supuesto de que se produzca una perturbación en el DA que inhiba la población metanogénica.

En segundo lugar, la combinación de la DA con los BES puede mejorar la eliminación de compuestos recalcitrantes en los digeridos, como el *p*-nitrofenol, reduciendo a la vez la cantidad de co-sustrato orgánico requerido (Shen et al. 2014). La eliminación de colorantes azoicos en aguas residuales ha sido potenciada con la introducción de un par de electrodos en un DA (Cui et al. 2014), así como mediante la aplicación de un campo eléctrico acompañada por la adición de Fe^0 (Liu et al. 2011).

Y en tercer lugar, pueden recuperarse nutrientes de aguas residuales de alta carga, como las deyecciones ganaderas, gracias al transporte de cationes o aniones a través de membranas de intercambio iónico que tienen lugar en los BES para mantener la electroneutralidad (sección 4.3.1). De lo contrario, el efluente de la DA tendría que ser procesado o gestionado adecuadamente debido a su alto contenido de nutrientes. El principal ejemplo de esta aplicación es la recuperación de amonio, el cual puede ser reutilizado como fertilizante, siendo preferible esta estrategia a la de eliminación del N en la que se basan otras tecnologías (como la nitrificación-desnitrificación). Mediante la operación en serie de la DA con BES de doble compartimento con membrana de intercambio catiónico, se han obtenido eficiencias de transferencia de amonio de la cámara anódica a la catódica del 40 % (Cerrillo et al. 2016a).

4.4.2. Mejora de la operación de la digestión anaerobia

La eliminación de amonio y carga orgánica de los efluentes de la DA mediante la utilización de BES, descritos en la sección anterior, pueden aplicarse para mejorar la productividad de metano del DA o aumentar la estabilidad del proceso frente a sobrecargas orgánicas o nitrogenadas. Se han reportado varias experiencias a escala de laboratorio en las que se mejora la producción de biogás del DA gracias a la integración con un BES. La combinación de los dos sistemas puede realizarse principalmente mediante dos configuraciones.

La primera de las configuraciones posible es la inmersión del BES en el tanque del DA. De esta manera, se ha conseguido recuperar la producción de metano (un 83 % respecto el control) de un reactor anaerobio 55 días después de su inhibición (Zhang y Angelidaki 2015). Con este mismo sistema, la producción de metano aumentó en un 10-25 % y se mejoró la estabilidad de un DA equipado con electrodos para la electrolisis de agua respecto a un reactor convencional (Tartakovsky et al. 2011). En el caso de la operación de la DA a bajas temperaturas (10 °C), se ha comprobado que la combinación con un BES conseguía producciones de CH_4 5.3-6.6 veces superiores a las obtenidas en el DA convencional, y equivalentes a las obtenidas en el DA operado a 30 °C (Liu et al. 2016).

Una configuración alternativa a la inserción de los electrodos en el DA es el establecimiento de un circuito de recirculación entre el DA y el BES (figura 4.6). Las experiencias desarrolladas con este sistema han mostrado una mejora en la productividad de metano en el DA respecto al mismo reactor sin recirculación (Inglesby y Fischer 2012). También se ha demostrado que mediante el circuito de recirculación es posible recuperar un DA después de su inhibición por una sobrecarga orgánica y nitrogenada, consiguiendo un incremento del 55 % en la producción de metano (Cerrillo et al. 2016c). Esta última configuración permitía, a la vez, mantener la eliminación de demanda química de oxígeno (DQO) del sistema integrado en casi un 60 % durante la inhibición del DA, y recuperar hasta el 40 % del amonio gracias a la conexión del compartimento catódico con un sistema de *stripping* y absorción de amonio.

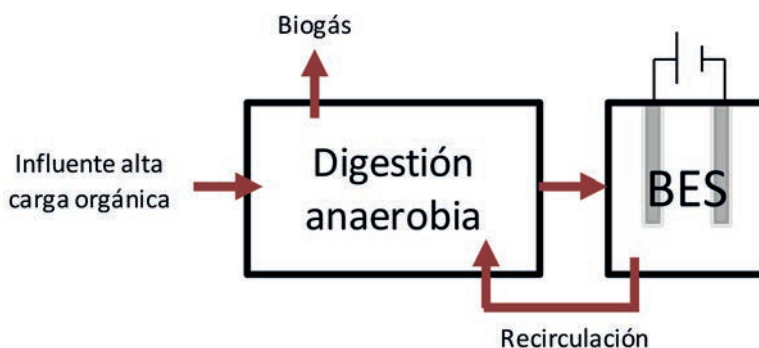


Figura 4.6. Representación esquemática de un sistema combinado DA-BES con recirculación

El efecto beneficioso que se ha comprobado en estos estudios que tiene el establecimiento de un circuito de recirculación entre el DA y el BES puede ser debido a una combinación de varios factores. En primer lugar, el BES contribuye a la reducción de la inhibición por amonio en el DA de dos maneras: mediante la reducción del contenido de amonio del efluente, al transferirse del compartimento anódico al catódico; y mediante la ligera reducción del pH del DA, y por tanto de la concentración de nitrógeno amoniacal libre, especie descrita como inhibidora, debido a la acumulación de protones producida en el compartimento anódico del BES por el transporte de cationes al cátodo. En segundo lugar, se reduce la carga orgánica del DA, al eliminarse entre un 20 y un 30 % de la DQO en el compartimento anódico. Y finalmente, se ha sugerido que la gran diversidad de la biomasa debido a la transferencia entre ambos reactores puede tener un efecto beneficioso en el aumento de la estabilidad y robustez del sistema (Cerrillo et al. 2016c, Cerrillo et al. 2017).

4.3.3. Enriquecimiento de biogás

Los BES pueden aplicarse para aumentar el contenido de metano del biogás producido en la DA mediante el uso de MECs con biocátodos electrometanogénicos (sección 4.3.2). Este tratamiento permitiría la inyección del biogás en la red de gas natural o su utilización como combustible para el transporte. Las técnicas convencionales para el enriquecimiento del biogás, como el contralavado con agua a presión, la separación mediante filtros o la absorción química, se centran en la eliminación de CO_2 sin cambiar la masa de CH_4 (Ryckebosch et al. 2011). En cambio, la electrometanogénesis realizada en una MEC permite la conversión de CO_2 en CH_4 (Van Eerten-Jansen et al. 2012).

La operación de biocátodos para el enriquecimiento de biogás se ha llevado a cabo a escala de laboratorio, fijando el potencial del cátodo a -800 mV vs. el electrodo estándar de hidrógeno, obteniendo producciones de metano máximas de 5.12 y 15.35 $\text{mmol m}^{-2} \text{d}^{-1}$ en un sistema operado en discontinuo y en continuo, respectivamente (Batlle-Vilanova et al. 2015).

La tecnología DA-MEC-biocátodo puede ser combinada con una visión más integral, en un sistema que afronte la mayor parte de las limitaciones que presenta la DA (figura 4.7). En esta configuración, el digerido puede ser

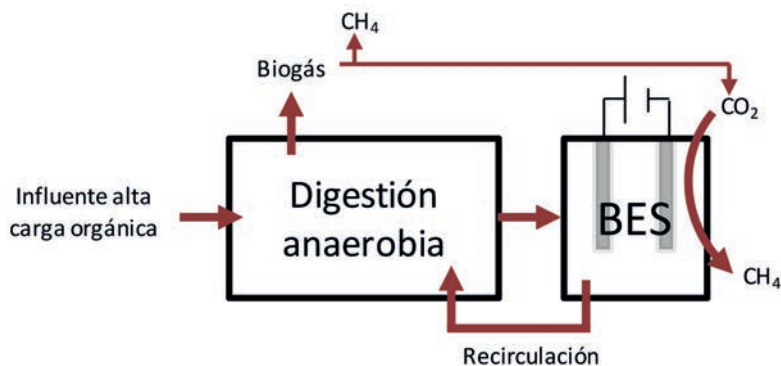


Figura 4.7. Representación esquemática de un sistema combinado DA-BES con recirculación y enriquecimiento de biogás en un biocátodo electrometanogénico

refinado en la cámara anódica de la MEC y recirculado al DA para controlar la inhibición por sobrecarga orgánica y nitrogenada; el amonio puede ser recuperado del digerido por transferencia a la cámara catódica y posteriormente ser reutilizado como fertilizante; y el CO_2 introducido en la cámara catódica puede ser transformado en metano para aumentar el poder calorífico del biogás (Cerrillo 2016).

4.5. Conclusiones

Teniendo en cuenta todas las posibles aplicaciones de los BES, su integración con la DA presenta múltiples combinaciones y finalidades, y puede ser una buena estrategia para optimizar la recuperación de energía y nutrientes de flujos de residuos complejos como los residuos ganaderos o aguas residuales de la industria agroalimentaria. La inhibición de la DA debido a la sobrecarga orgánica o de nitrógeno puede ser prevenida o corregida, y el digerido mantendría su calidad durante los episodios de inestabilidad. El amonio o el fosfato pueden ser recuperados para su reutilización como fertilizante. El biogás producido por el DA se puede enriquecer en CH_4 para alcanzar los requisitos de pureza para su inyección en la red de gas natural o el uso como combustible de transporte. Y finalmente, puesto que la composición microbiana de cada

reactor, cuando estos se conectan con recirculación, se mantiene bien diferenciada, el aumento de la biodiversidad en el sistema integrado puede aumentar su resistencia al estrés.

Sin embargo, la tecnología BES se encuentra todavía en desarrollo, y es necesario hacer frente a los retos técnicos y económicos que puede presentar su escalado, por lo que sus prometedoras aplicaciones aún se encuentran lejos del mercado.

Referencias

- AULENTA, F., TOCCA, L., VERDINI, R., REALE, P., MAJONE, M. (2011). Dechlorination of trichloroethene in a continuous-flow bioelectrochemical reactor: Effect of cathode potential on rate, selectivity, and electron transfer mechanisms. *Environmental Science and Technology*, 45(19), pp. 8444-8451.
- AULENTA, F., REALE, P., CANOSA, A., ROSSETTI, S., PANERO, S., MAJONE, M. (2010). Characterization of an electro-active biocathode capable of dechlorinating trichloroethene and cis-dichloroethene to ethane. *Biosens Bioelectron* 25, pp. 1796-1802.
- BATLLE-VILANOVA, P., PUIG, S., GONZALEZ-OLMOS, R., VILAJELIU-PONS, A., BALAGUER, M. D., COLPRIM, J. (2015). Deciphering the electron transfer mechanisms for biogas upgrading to biomethane within a mixed culture biocathode. *RSC Advances*, 5, pp. 52243-52251.
- BONMATÍ, A. (2001). Usos de l'energia tèrmica per a la millora del procés de digestió anaeròbia de purins de porc i per a la recuperació de productes d'interès. Tesis doctoral. Universitat de Lleida, Lleida, p. 141. ISBN: 8469008463.
- BONMATÍ, A., SOTRES, A., MU, Y., ROZENDAL, R., RABAËY, K. (2013). Oxalate degradation in a bioelectrochemical system: Reactor performance and microbial community characterization. *Bioresource Technology*, 143, pp. 147-153.
- CERRILLO, M. (2016). Anaerobic digestion and bioelectrochemical systems combination for energy and nitrogen recovery optimisation. Tesis doctoral. Universitat Politècnica de Catalunya, Barcelona, p. 299. (<http://hdl.handle.net/10803/397715>)
- CERRILLO, M., OLIVERAS, J., VIÑAS, M., BONMATÍ, A. (2016a). Comparative assessment of raw and digested pig slurry treatment in bioelectrochemical systems. *Bioelectrochemistry*, 110, 69-78.

- CERRILLO, M., VIÑAS, M., BONMATÍ, A. (2016b). Removal of volatile fatty acids and ammonia recovery from unstable anaerobic digesters with a microbial electrolysis cell. *Bioresource Technology*, 219, pp. 348-356.
- CERRILLO, M., VIÑAS, M., BONMATÍ, A. (2016c). Overcoming organic and nitrogen overload in thermophilic anaerobic digestion of pig slurry by coupling a microbial electrolysis cell. *Bioresource Technology*, 216, pp. 362-372.
- CERRILLO, M., VIÑAS, M., BONMATÍ, A. (2017). Unravelling the active microbial community in a thermophilic anaerobic digester-microbial electrolysis cell coupled system under different conditions. *Water Research*, 110, pp. 192-201.
- CHEN, Y., CHENG, J.J., CREAMER, K.S. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology*, 99, pp. 4044-4064.
- CHENG, S., XING, D., CALL, D.F., LOGAN, B.E. (2009). Direct biological conversion of electrical current into methane by electromethanogenesis. *Environmental Science & Technology*, 43(10), pp. 3953-3958.
- CUI, D., GUO, Y.Q., LEE, H.S., WU, W.M., LIANG, B., WANG, A.J., CHENG, H.Y. (2014). Enhanced decolorization of azo dye in a small pilot-scale anaerobic baffled reactor coupled with biocatalyzed electrolysis system (ABReBES): a design suitable for scaling-up. *Bioresource Technology*, 163, pp. 254-261.
- DE SCHAMPHELAIRE, L., VERSTRAETE, W. (2009). Revival of the biological sunlight-to-biogas energy conversion system. *Biotechnology and Bioengineering*, 103, pp. 296-304.
- FISCHER, F., BASTIN, C., HAPPE, M., MABILLARD, E., SCHMIDT, N. (2011). Microbial fuel cell enables phosphate recovery from digested sewage sludge as struvite. *Bioresource Technology*, 102, pp. 5824-5830.
- FOSTER-CARNEIRO, T., BERNI, M., DORILEO, I., ROSTAGNO, M.A. (2013). Biorefinery study of availability of agricultural residues and wastes for integrated biorefineries in Brazil. *Resources, Conservation and Recycling*, 77, pp. 78-88.
- FRANKS, A.E., NEVIN, K.P. (2010). Microbial fuel cells, a current review. *Energies*, 3, pp. 899-919.
- HAMELERS, H.V.M., HEIJNE, A.T., SLEUTELS, T.H.J.A., JEREMIASSE, A.W., STRIK, D.P.B.T.B., BUISMAN, C.J.N. (2010). New applications and performance of bioelectrochemical systems. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 85, pp. 1673-1685.
- HUANG, L., CHENG, S., CHEN, G. (2011). Bioelectrochemical systems for efficient recalcitrant wastes treatment. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 86(4), pp. 481-491.

- ICHIHASHI, O., HIROOKA, K. (2012). Removal and recovery of phosphorus as struvite from swine wastewater using microbial fuel cell. *Bioresource Technology*, 114, pp. 303-307.
- INGLESBY A.E., FISCHER A.C. (2012). Enhanced methane yields from anaerobic digestion of *Arthrospira maxima* biomass in an advanced flow-through reactor with an integrated recirculation loop microbial fuel cell. *Energy and Environmental Science*, 5, pp. 7996-8006.
- KELLY, P.T., HE, Z. (2014). Nutrients removal and recovery in bioelectrochemical systems: A review. *Bioresource Technology*, 153, pp. 351-360.
- KONDAVEETI, S., MIN, B. (2015). Bioelectrochemical reduction of volatile fatty acids in anaerobic digestion effluent for the production of biofuels. *Water Research*, 87, pp. 137-144.
- KONG, D., LIANG, B., YUN, H., CHENG, H., MA, J., CUI, M., WANG, A., REN, N. (2015). Cathodic degradation of antibiotics: Characterization and pathway analysis, *Water Research*, 72, pp. 281-292.
- KROEKER, E.J., SCHULTE, D.D., SPARLING, A.B., LAPP, H.M. (1979). Anaerobic treatment process stability. *Journal Water Pollution Control Federation*, 51(4), pp. 718-727.
- KUNTKE, P., ŚMIECH, K.M., BRUNING, H., ZEEMAN, G., SAAKES, M., SLEUTELS, T.H.J.A., HAMELERS, H.V.M., BUISMAN, C.J.N. (2012). Ammonium recovery and energy production from urine by a microbial fuel cell. *Water Research*, 46, pp. 2627-2636.
- LIU, H., RAMNARAYANAN, R., LOGAN, B. E. (2004). Production of electricity during wastewater treatment using a single chamber microbial fuel cell. *Environmental Science and Technology*, 38, pp. 2281-2285.
- LIU, D., ZHANG, L., CHEN, S., BUISMAN, C., TER HEIJNE, A. (2016). Bioelectrochemical enhancement of methane production in low temperature anaerobic digestion at 10 °C. *Water Research*, 99, pp. 281-287.
- LIU, Y., ZHANG, Y., QUAN, X., ZHANG, J., ZHAO, H., CHEN, S. (2011). Effects of an electric field and zero valent iron on anaerobic treatment of azo dye wastewater and microbial community structures. *Bioresource Technology*, 102 (3), pp. 2578-2584.
- MARONE, A., CARMONA-MARTÍNEZ, A.A., SIRE, Y., MEUDEEC, E., STEYER, J.P., BERNET, N., TRABLY, E. (2016). Bioelectrochemical treatment of table olive brine processing wastewater for biogas production and phenolic compounds removal, *Water Research*, 100, pp. 316-325.

- MIN, B., ANGELIDAKI, I. (2008). Innovative microbial fuel cell for electricity production from anaerobic reactors. *Journal of Power Sources*, 180, pp. 641-647.
- MU, Y., RABAHEY, K., ROZENDAL, R. A., YUAN, Z. G., KELLER, J. (2009a). Decolorization of azo dyes in bioelectrochemical systems. *Environmental Science and Technology* 43(13), pp. 5137-5143.
- MU, Y., ROZENDAL, R. A., RABAHEY, K., KELLER, J. (2009b). Nitrobenzene removal in bioelectrochemical systems. *Environmental Science and Technology*, 43(22), pp. 8690-8695
- NANCHARAI AH, Y.V., VENKATA MOHAN, S., LENS, P.N.L. (2016). Recent advances in nutrient removal and recovery in biological and bioelectrochemical systems. *Bioresource Technology*, 215, pp. 173-185.
- NEVIN, K.P., WOODARD, T.L., FRANKS, A.E., SUMMERS, Z.M., LOVLEY, D.R. (2010). Microbial electrosynthesis: feeding microbes electricity to convert carbon dioxide and water to multicarbon extracellular organic compounds. *mBio* 1(2): e00103-10. doi:10.1128/mBio.00103-10.
- OH, S., LOGAN, B.E. (2005). Hydrogen and electricity production from a food processing wastewater using fermentation and microbial fuel cell technologies. *Water Research*, 39, pp. 4673-4682.
- RABAHEY, K., ROZENDAL, R.A. (2010). Microbial electrosynthesis - revisiting the electrical route for microbial production. *Nature Reviews Microbiology*, 8, pp. 706-716.
- RYCKEBOSCH, E., DROUILLON, M., VERVAEREN, H. (2011). Techniques for transformation of biogas to biomethane, *Biomass and Bioenergy*, 35, pp. 1633-1645.
- ROZENDAL, R.A., HAMELERS, H.V.M., BUISMAN, C.J.N. (2006). Effects of membrane cation transport on pH and microbial fuel cell performance. *Environmental Science and Technology*, 40, pp. 5206-5211.
- ROZENDAL, R.A., SLEUTELS, T.H.J.A., HAMELERS, H.V.M., BUISMAN, C.J.N. (2008). Effect of the type of ion exchange membrane on performance, ion transport and pH in biocatalyzed electrolysis of wastewater. *Water Science and Technology*, 57, pp. 1757-1762.
- ROZENDAL, R.A., LEONE, E., KELLER, J., RABAHEY, K. (2009). Efficient hydrogen peroxide generation from organic matter in a bioelectrochemical system, *Electrochemistry Communications*, 11(9), pp. 1752-1755.

- SCHIERMEIER, Q., TOLLEFSON, J., SCULLY, T., WITZE, A., MORTON, O. (2008). Electricity without carbon. *Nature*, 454, pp. 816-823.
- SHEN, J., XU, X., JIANG, X., HUA, C., ZHANG, L., SUN, X., LI, J., MU, Y., WANG, L. (2014). Coupling of a bioelectrochemical system for p-nitrophenol removal in an upflow anaerobic sludge blanket reactor, *Water Research*, 67, pp. 11-18.
- SOTRES, A., CERRILLO, M., VIÑAS, M., BONMATÍ, A. (2015a). Nitrogen recovery from pig slurry in a two-chambered bioelectrochemical system. *Bioresource Technology*, 194, pp. 373-382.
- SOTRES, A., DÍAZ-MARCOS, J., GUIVERNAU, M., ILLA, J., MAGRÍ, A., PRENAFETA-BOLDÚ, F.X., BONMATÍ, A., VIÑAS, M. (2015b). Microbial community dynamics in two-chambered microbial fuel cells: effect of different ion exchange membranes. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 90(8), pp. 1497-1506.
- SOTRES, A., CERRILLO, M., VIÑAS, M., BONMATÍ, A. (2016). Nitrogen removal in a two-chambered microbial fuel cell: establishment of a nitrifying-denitrifying microbial community on an intermittent aerated cathode. *Chemical Engineering Journal*, 284, pp. 905-916.
- STEINBUSCH, K, J. J., HAMELERS, H. V. M., SCHAAP, J.D., KAMPMAN, C., BUISMAN, C. J. N. (2010). Bioelectrochemical ethanol production through mediated acetate reduction by mixed cultures, *Environmental Science and Technology*, 44 (1), pp. 513-517.
- TARTAKOVSKY, B., MEHTA, P., BOURQUE, J.-S., GUIOT, S.R. (2011). Electrolysis-enhanced anaerobic digestion of wastewater. *Bioresource Technology*, 102, pp. 5685-5691.
- THRASH, J.C., TRUMP, J.I., WEBER, K.A., MILLER, E., ACHENBACH, L.A., COATES, J.D. (2007). Electrochemical stimulation of microbial perchlorate reduction. *Environmental Science and Technology*, 41, pp. 1740-1746.
- VAN EERTEN-JANSEN, M.C.A.A., HEIJNE, A.T., BUISMAN, C.J.N., HAMELERS, H.V.M. (2012). Microbial electrolysis cells for production of methane from CO₂: long-term performance and perspectives. *International Journal of Energy Research*, 36, pp. 809-819.
- VILLANO, M., AULENTA, F., CIUCCI, C., FERRI, T., GIULIANO, A., MAJONE, M. (2010). Bioelectrochemical reduction of CO₂ to CH₄ via direct and indirect extracellular electron transfer by a hydrogenophilic methanogenic culture. *Bioresource Technology*, 101, pp. 3085-3090.

- WELD, R.J., SINGH, R. (2011). Functional stability of a hybrid anaerobic digester/ microbial fuel cell system treating municipal wastewater. *Bioresource Technology*, 102, pp. 842-847.
- WEN, Q., KONG, F., ZHENG, H., YIN, J., CAO, D., REN, Y., WANG, G. (2011). Simultaneous processes of electricity generation and ceftriaxone sodium degradation in an air-cathode single chamber microbial fuel cell. *Journal of Power Sources*, 196 (5), pp. 2567-2572.
- XIE, B., DONG, W., LIU, B. LIU, H. (2014). Enhancement of pollutants removal from real sewage by embedding microbial fuel cell in anaerobic–anoxic–oxic wastewater treatment process. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 89, pp. 448-454.
- ZHANG, Y., ANGELIDAKI, I. (2014). Microbial electrolysis cells turning to be versatile technology: Recent advances and future challenges. *Water Research*, 56, pp. 11-25.
- ZHANG, Y., ANGELIDAKI, I. (2015). Counteracting ammonia inhibition during anaerobic digestion by recovery using submersible microbial desalination cell. *Biotechnology and Bioengineering*, 112(7), pp. 1478-1482.
- ZHANG, F., LI, J, HE, Z. (2014). A new method for nutrients removal and recovery from wastewater using a bioelectrochemical system. *Bioresource Technology*, 166, pp. 630-634.
- ZHANG, B., ZHAO, H., ZHOU, S., SHI, C., WANG, C., NI, J. (2009). A novel UASB–MFC–BAF integrated system for high strength molasses wastewater treatment and bioelectricity generation. *Bioresource Technology*, 100, pp. 5687-5693.
- ZHAO, H.Z., ZHANG, Y., CHANG, Y.Y., LI, Z.S. (2012). Conversion of a substrate carbon source to formic acid for carbon dioxide emission reduction utilizing series-stacked microbial fuel cells. *Journal of Power Sources*, 217, pp. 59-64.

5

MBR anaerobio: alternativa tecnológica para transformar las estaciones depuradoras de agua residual urbana en instalaciones de recuperación de recursos

A. Robles,¹ J.B. Giménez,¹ M.V. Ruano,¹ J. Ferrer,² A. Seco¹

1. CALAGUA – Unidad Mixta UV-UPV, Departament d'Enginyeria Química, ETSE-UV
Universitat de València
Avenida de la Universidad s/n (46100) Burjassot, España
2. CALAGUA – Unidad Mixta UV-UPV, Institut Universitari d'Investigació d'Enginyeria de l'Aigua i Medi Ambient – IIAMA
Universitat Politècnica de València
Camino de Vera s/n (46022) Valencia, España

Contacto: angel.robles@uv.es

Ángel Robles Martínez

Doctor en Ingeniería del Agua y Medio Ambiente por la Universitat Politècnica de València (UPV). Actualmente es miembro de CALAGUA – Unidad Mixta UV-UPV, formada por personal del Departamento de Ingeniería Química de la Universitat de València (UV) y del Instituto de Ingeniería del Agua y Medio Ambiente (IIAMA) de la UPV.

Su actividad científica y profesional se ha centrado principalmente en nuevas tecnologías para maximizar la recuperación de recursos del agua residual urbana, tales como los reactores anaerobios de membranas sumergidas (AnMBR) o los fotobiorreactores de membranas (MPBR) para el tratamiento de efluentes anaerobios. En el marco de estas líneas de investigación, cabe destacar su contribución en el campo de la modelación, simulación y control, y análisis de ciclo de vida de tecnologías para el tratamiento de aguas residuales urbanas. Los trabajos relacionados con sistemas AnMBR

han dado lugar a más de 20 artículos en revistas internacionales indexadas, en torno a 30 contribuciones a congresos, y diversos talleres en congresos, jornadas técnicas y seminarios. Además, ha participado activamente en el desarrollo del *Action Group AnMBR* del *European Innovation Partnership for Water* y en diferentes proyectos coordinados con empresa relacionados con la tecnología AnMBR.

Actualmente, ha sido designado vicepresidente de la reciente formada rama española de Jóvenes Profesionales del Agua (YWP) de la Asociación Internacional del Agua (IWA), mientras que combina su actividad investigadora con actividades docentes en el Máster en Ingeniería Ambiental impartido por la UPV y la UV.

Resumen

Los reactores anaerobios de membranas (AnMBR) se postulan como una alternativa tecnológica que permitiría redirigir al sector del agua residual hacia un tratamiento más sostenible, donde el agua residual no es considerada un residuo, sino una fuente de recursos a recuperar (e.g. energía, nutrientes y agua reutilizable). Además, permiten ampliar el campo de aplicación de la biotecnología anaerobia a aguas residuales de baja carga orgánica o a condiciones ambientales extremas.

5.1. El agua residual como fuente de recursos

Los últimos años han supuesto un remarcable aumento en la necesidad de aprovechar los recursos del agua residual urbana (ARU), tales como energía, nutrientes y agua susceptible de reutilización. La aplicación de nuevas tecnologías para la recuperación de recursos del agua residual y para la reutilización de la misma, viene determinada por la necesidad de incluir al sector del tratamiento de ARU en el nuevo modelo de desarrollo dirigido hacia una economía circular (Ghisellini et al. 2016). Este nuevo modelo, bajo los principios de reu-

tilización, recuperación y reciclaje, fomenta maximizar el potencial del agua residual como fuente de recursos.

La necesidad de reducir los impactos negativos sobre el medio ambiente (e.g. calentamiento global) es otro motor clave para sustituir el modelo actual de tratamiento de las aguas residuales por un modelo más sostenible. Cabe destacar que la reducción de la demanda energética es una de las vías más efectivas para reducir los impactos nocivos que genera cualquier actividad sobre el medio ambiente (Nicolae & George-Vlad 2015). Por tanto, una alternativa para reducir el impacto ambiental del tratamiento de aguas residuales, es la aplicación de tecnologías anaerobias para la recuperación de la energía contenida en la materia orgánica mediante la producción de metano.

Por otra parte, la reutilización de aguas permite reducir no solo los costes de explotación y mantenimiento de la instalación, sino también el impacto ambiental asociado al agotamiento de recursos abióticos y minerales. Cabe destacar la posible reutilización de aguas regeneradas con contenido en nutrientes con fines agrícolas (i.e. irrigación agrícola o *fertirrigación*), especialmente con contenido en fósforo, ya que este es un elemento esencial para la vida de plantas, animales y bacterias, irremplazable en la producción de cultivos y alimentos (Ashley et al. 2011). Además, los recursos de fósforo son limitados y en ocasiones están geolocalizados en regiones con inestabilidad política, lo que disminuye su disponibilidad, incrementando su demanda y consiguiente coste. Todo ello sin considerar el impacto ambiental que supone su extracción mineral. En lo que respecta al nitrógeno, el uso directo de aguas regeneradas con fines agrícolas supondría una reducción de costes a nivel mundial, ya que el proceso de fijación de nitrógeno para la producción de fertilizantes en base amoníaco es uno de los procesos que más contribuyen al consumo energético global (www.prtr-es.es). Además, la reutilización con fines agrícolas es una prioridad creciente en numerosos países, no solo por la capacidad de recuperar nutrientes y de aliviar el estrés hídrico que presenta esta práctica, sino porque además representa un ahorro en el consumo total de agua del país, que en el caso de España representa hasta un 80 % (www.ine.es).

Por tanto, el aumento en las restricciones legislativas y el creciente estrés hídrico al cual están sometidos países como España son, junto a la necesidad

de explotar nuevas fuentes de recursos, motores clave en el desarrollo y expansión de tecnologías más sostenibles (Neoh et al. 2016). El uso de membranas, en conjunción con procesos anaerobios, constituye una interesante alternativa para convertir el sector tradicional de tratamiento de aguas en un sector basado en procesos de recuperación de recursos a partir del agua residual, dando paso a un nuevo modelo de negocio enmarcado en el contexto de la economía circular.

5.2. Tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas

La degradación anaerobia de la materia orgánica es un proceso que ocurre de manera espontánea en la naturaleza, dando lugar al gas natural, gas compuesto mayoritariamente por metano (CH_4), y que ya fue utilizado por los pueblos chinos y persas hace miles de años como fuente de calor.

La utilización de la digestión anaerobia como medio para el tratamiento de residuos comenzó a finales del siglo XIX. En 1860, el ingeniero francés Louis H. Mouras diseñó la primera unidad de tratamiento de residuos sólidos, consistente en una cámara cerrada con sello hidráulico en la que toda la «materia excrementicia» era «rápidamente transformada». En el año 1890, Donald Cameron diseñó una fosa séptica para tratar los residuos generados en la ciudad de Exeter (Gran Bretaña), utilizando el gas generado para iluminar parte de la ciudad.

Durante la Segunda Guerra Mundial, y debido a la escasez de combustible, la digestión anaerobia alcanzó una especial importancia como medio para obtener energía. Con el fin de la guerra y el desarrollo de tecnologías para la extracción de combustibles fósiles, su uso como medio de producción de biogás se redujo. Sin embargo, a partir de los años setenta, el rápido incremento en los precios de combustible redujo el atractivo de los procesos aerobios de las estaciones de depuración de aguas residuales (EDAR), contribuyendo a focalizar los esfuerzos de la investigación hacia el desarrollo de alternativas energéticamente eficientes, como el tratamiento anaerobio. En algunos casos, el tratamiento anaerobio permite operar bajo configuraciones con una

demanda energética neutra o incluso negativa, dado que es posible valorizar energéticamente la materia orgánica mediante su conversión en metano (van Lier & Lettinga 1999, Zeeman & Lettinga 1999).

En la tabla 5.1 se resumen las principales ventajas e inconvenientes del tratamiento anaerobio de ARU.

En la actualidad, los reactores anaerobios empleados para el tratamiento del ARU se basan en la capacidad de inmovilizar en el sistema la biomasa bajo condiciones de elevada carga, debido principalmente al control independiente del tiempo de retención celular (TRC) y del tiempo de retención hidráulico (TRH). Este tipo de sistemas recibe el nombre de reactores de alta carga, y se reconoce como una tecnología clave para la protección del medio ambiente y la conservación de sus recursos.

Algunos de los reactores anaerobios de alta carga más comúnmente aplicados al tratamiento de ARU son los filtros anaerobios (AF, del inglés *Anaerobic Filters*), reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB, del inglés *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB, por sus siglas en inglés *Expanded Granular Sludge Bed*) y reactor anaerobio de membranas (AnMBR, por sus siglas en inglés *Anaerobic Membrane BioReactor*).

Tabla 5.1. Ventajas y desventajas asociadas al tratamiento anaerobio de ARU

Ventajas	<ul style="list-style-type: none"> • Bajo consumo energético. No requieren aporte de oxígeno, el cual suele representar más del 50 % del consumo energético total en una EDAR. Además, se genera una corriente de biogás (fuente de energía calorífica y eléctrica). • Baja producción de fangos. El rendimiento celular de los microorganismos anaerobios es bajo comparado con el de los aerobios. Además, el fango resultante suele estar adecuadamente estabilizado. • Elevada eficiencia. Permiten alcanzar elevados rendimientos de eliminación de materia orgánica. • Simplicidad y flexibilidad. La construcción y operación de reactores anaerobios es relativamente simple y adaptable a diferentes escalas. • Bajas necesidades de nutrientes y reactivos químicos. Las características del ARU permiten mantener un pH adecuado y cubrir las necesidades nutricionales de los microorganismos anaerobios.
-----------------	--

Desventajas	<ul style="list-style-type: none"> • Baja eliminación de patógenos y nutrientes. La eliminación de patógenos es parcial. Para la eliminación de nutrientes se ha de aplicar un post-tratamiento. • Largos periodos de puesta en marcha. Cuando no existen inóculos adecuados, la puesta en marcha de los procesos anaerobios suele prolongarse en comparación con los procesos aerobios. Por otra parte, tras la puesta en marcha, suelen ser necesarios elevados tiempos de retención celular. • Extracción de metano disuelto con el efluente. Una fracción del metano producido permanecerá disuelto en el efluente, de modo que será necesaria su recuperación para evitar su emisión a la atmósfera. • Corrosión y malos olores. La reducción disimilatoria del sulfato da lugar a sulfuro, que puede ocasionar problemas de corrosión y malos olores. • Necesidad de post-tratamiento. En general, resulta necesario aplicar un post-tratamiento al efluente generado para cumplir con los requisitos de vertido.
--------------------	--

5.2.1. Filtros anaerobios

Los AF son reactores de soporte fijo que consisten en un tanque cuyo interior está ocupado por un material inerte sobre el cual se forma una película de biomasa anaerobia. En aquellas situaciones en las que se produce un crecimiento excesivo de la biomasa, la película se desprende del soporte sólido y se elimina del sistema como fangos en exceso.

Las primeras aplicaciones de filtros anaerobios para el tratamiento de ARU datan de la década de los cincuenta (Coulter et al. 1957). Sin embargo, fue a finales de la década de los sesenta cuando Young & McCarty (1969) demostraron su viabilidad para el tratamiento de agua residual incluso operando a temperaturas por debajo del rango mesofílico. Posteriormente, Kobayashi et al. (1983) evaluó el funcionamiento de un filtro anaerobio para el tratamiento de agua residual de baja carga orgánica a 20 °C, 25 °C y 35 °C, observando reducciones en la demanda química de oxígeno (DQO) por encima del 70 %. Sin embargo, estos autores observaron que los rendimientos del sistema disminuían a medida que lo hacía el TRH y/o la temperatura. Sin embargo, Elmitwalli et al. (2002) demostraron la capacidad del sistema para alcanzar elevados rendimientos de eliminación de DQO (por encima del 70 %) incluso a bajas temperaturas (<15 °C).

Los principales inconvenientes asociados a este proceso radican en la necesidad de incorporar medios de soporte para la inmovilización de la biomasa en el sistema, elevados tiempos de puesta en marcha, bajos rendimientos de eliminación de patógenos, formación de caminos preferenciales, y obstrucción y colmatación a causa de los sólidos (Srinivasa Raghavan et al. 2017). Por tanto, la aplicación de este tipo de sistemas suele estar reservada al tratamiento de corrientes con poca cantidad de sólidos en suspensión. Sin embargo, los bajos costes de operación y mantenimiento asociados al proceso favorecen su uso para pequeñas y medianas poblaciones, así como para la reducción de la carga contaminante de determinadas corrientes (Libhaber & Orozco Jaramillo 2012).

5.2.2. Reactor anaerobio de lecho fijo de flujo ascendente (UASB)

El UASB es el sistema anaerobio de alta carga más comúnmente utilizado para el tratamiento de ARU. Diseñado en los Países Bajos a principios de la década de los setenta por Lettinga y sus colaboradores, representa aproximadamente el 65 % de la totalidad de tratamientos anaerobios existentes con más de 700 sistemas en operación a nivel mundial (Nnaji 2014).

El sistema UASB se basa en la formación de un denso manto de fango en la parte más profunda del reactor, donde tiene lugar el proceso biológico. Este manto de fango se forma tanto por la acumulación de los sólidos suspendidos contenidos en el afluente, como por el crecimiento de los microorganismos. El agua residual a tratar se hace circular en dirección ascendente a través del manto que contiene la biomasa, garantizando un contacto adecuado entre la biomasa y el agua residual. Además, el biogás generado forma burbujas que, al desprenderse, generan turbulencia que favorece dicho contacto.

Las principales ventajas con las que cuenta este tipo de sistemas son su simplicidad y el bajo coste asociado a su diseño y operación. Además, presenta una gran tolerancia a fluctuaciones en las condiciones de operación (Álvarez et al. 2006), mientras que su diseño favorece la agregación natural de los microorganismos en flóculos y gránulos, aumentando su sedimentabilidad y favoreciendo la inmovilización de la biomasa en el sistema. Se consigue

una eficiencia de eliminación de compuestos orgánicos elevada, incluso para TRH reducidos, sin la necesidad de incorporar elementos mecánicos, lo que contribuye a su simplicidad y bajo coste. La formación de gránulos posibilita la retención de los microorganismos en el interior del sistema, permitiendo reducir el tiempo de tratamiento desde días (típico para digestores convencionales) a pocas horas.

El principal inconveniente de este tipo de sistemas es que presentan una calidad reducida en términos de materia orgánica, nutrientes y patógenos (Ince et al. 2005), por lo que resulta necesario considerar un post-tratamiento para evitar la contaminación de los cuerpos de agua receptores. Por tanto, el éxito de la tecnología UASB está condicionado por la elección de un post-tratamiento que permita al conjunto una completa eliminación de patógenos y un elevado grado de recuperación de recursos, i.e. energía en forma de biogás y nutrientes (Khan et al. 2011).

5.2.3. Reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB)

El reactor EGSB es una variante del sistema UASB para el tratamiento anaerobio de aguas residuales. Man et al. (1986) realizó un estudio en el que introdujo trazadores en un reactor UASB a escala piloto para el tratamiento de ARU operado a temperaturas de entre 4 °C y 20 °C. En dicho estudio se demostró la formación de caminos preferenciales y la existencia de zonas muertas en el interior del reactor UASB, poniendo de manifiesto la insuficiente mezcla interna. Como solución a este problema, se introdujo el sistema EGSB. El reactor EGSB combina la recirculación de una fracción del efluente junto con una elevada relación altura/diámetro, lo que permite establecer elevadas velocidades ascensionales (superiores a $4 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$) capaces de expandir y fluidizar el lecho granular. De este modo, se evita la formación de caminos preferenciales y la existencia de zonas muertas, y se promueve un mayor contacto entre la biomasa y el agua residual (Fuentes et al. 2011). La eficiencia de eliminación y la estabilidad de los reactores EGSB depende fundamentalmente de la retención de la biomasa, para lo que resulta imprescindible controlar la expansión del lecho de forma precisa. Es por este motivo que la correcta predicción de la expansión del lecho resulta crucial en el diseño y la operación de este tipo de reactores.

Por tanto, los reactores EGSB presentan múltiples beneficios frente a los reactores UASB:

- i) la mayor velocidad ascensional ejerce un mayor efecto de mezcla, lo que a su vez contribuye a mejorar la transferencia de materia y la actividad de la biomasa, así como el transporte de los sustratos hacia los flóculos;
- ii) es posible tratar elevadas cargas, incluso en condiciones psicrófilas;
- iii) el efecto de dilución que ejerce la recirculación del efluente permite tratar aguas residuales con elevadas concentraciones de lípidos y compuestos tóxicos; y
- iv) es posible tratar aguas residuales de baja carga, como las ARU.

Como contrapartida, la mayor velocidad ascensional en este tipo de sistemas dificulta la retención completa de los sólidos presentes en el sistema (Mao et al. 2015).

5.2.4. Reactor anaerobio de membranas

La tecnología de membranas sumergidas de ultrafiltración (UF) y microfiltración (MF) se considera una de las soluciones tecnológicas más prometedoras de las disponibles en el sector del tratamiento de aguas residuales. Al igual que en los sistemas convencionales de tratamiento biológico de aguas residuales, los biorreactores de membranas (MBR, del inglés *Membrane BioReactor*) pueden ser aerobios o anaerobios. Una ventaja de estos sistemas de membrana es que permiten obtener efluentes de elevada calidad, susceptibles de ser reutilizados con diversos fines (e.g. irrigación agrícola, reutilización urbana e industrial, recarga de acuíferos, etc.). Tal y como se ha comentado anteriormente, en un país como España, con una creciente escasez de recursos hídricos, las aguas residuales, tras un adecuado tratamiento, pueden convertirse en una nueva fuente de recursos que ayude a mitigar dicho impacto. La legislación española, a través del Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas, establece los usos permitidos para las aguas residuales tratadas, así como las exigencias en su calidad. Uno de los condicionantes más repetidos en

sus anexos es el microbiológico. Estos anexos detallan los valores máximos admisibles de determinados tipos de microorganismos según los usos del agua. Dado que un sistema MBR está dotado de un sistema de filtración con un tamaño de poro dado, la calidad microbiológica está perfectamente controlada y la totalidad del agua regenerada podría ser reutilizada, siempre que cumpliera con los condicionantes establecidos para el resto de parámetros, tales como concentraciones límite de materia orgánica y nutrientes.

A pesar de no ser una tecnología aún madura como lo son los sistemas MBR aerobios, los cuales han sido ampliamente implementados para el tratamiento de aguas residuales a escala industrial a lo largo del mundo (TRL = 9), la tecnología AnMBR (TRL = 7-8) puede proporcionar el paso deseado hacia un tratamiento sostenible del agua residual, ampliando la aplicabilidad de la biotecnología anaerobia al tratamiento de aguas residuales de baja carga (e.g. ARU) o a condiciones medioambientales extremas (e.g. bajas temperaturas de operación). Esta tecnología combina las ventajas de los procesos de tratamiento anaerobio (baja demanda energética gracias a la ausencia de aireación y a la recuperación energética a través de la producción de metano) con los beneficios de la tecnología de membranas (ej. efluente de alta calidad y necesidades de espacio reducidas).

El primer AnMBR para el tratamiento de aguas residuales data de 1978 (Grethlein 1978). Este sistema consistía en un reactor anaerobio conectado a una membrana de flujo tangencial para tratar el efluente de un tanque séptico. A comienzos de la década de los ochenta se comercializó el primer AnMBR, desarrollado por la empresa Dorr-Oliver y conocido como MARS (del inglés *Membrane Anaerobic Reactor System*) (Li et al. 1985). Posteriormente se dio a conocer el sistema ADUF (del inglés *Anaerobic Digestion Ultrafiltration*) (Ross et al. 1990). Durante este mismo período el gobierno de Japón inició un proyecto nacional denominado «Aqua-Renaissance '90», que permitió el desarrollo de una amplia variedad de sistemas AnMBR (Kimura 1991, Minami 1994) basados principalmente en el uso de membranas de flujo tangencial.

En la actualidad existen plantas AnMBR a escala industrial para el tratamiento de aguas residuales industriales (Dereli et al. 2012). Sin embargo, la aplicación de esta tecnología al tratamiento de ARU ha sido menos estudiada (Lin et al. 2013). No obstante, recientes y numerosas publicaciones científicas

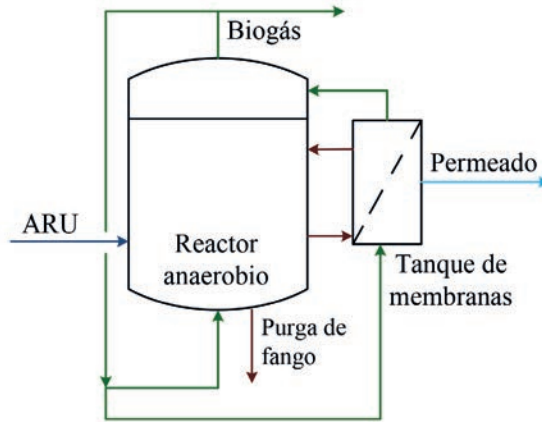


Figura 5.1. Configuración de un sistema AnMBR con membranas sumergidas en tanque externo

(e.g. Pretel et al. 2016, Dolejs et al. 2017) demuestran el interés por el estudio de su aplicabilidad. La configuración más comúnmente utilizada de AnMBR para el tratamiento de ARU consiste en un reactor anaerobio conectado a un segundo tanque anaerobio, en el cual se sumergen membranas de MF o UF (ver figura 5.1).

Entre otros, el reactor biológico puede ser un reactor continuo de tanque agitado (RCTA) (Giménez et al. 2011), un UASB (Gouveia et al. 2015b), un EGSB (Chu et al. 2005), o un reactor de lecho fluidizado (Shin et al. 2014), el cual se combina con una membrana de filtración. Para el caso de los sistemas RCTA, se suele recircular una fracción del biogás producido en el proceso al reactor biológico para mejorar las condiciones de agitación del tanque y favorecer la extracción de los gases producidos. Con el objetivo de minimizar la formación de una torta de sólidos sobre la superficie de las membranas y por tanto reducir el ensuciamiento de las mismas, también es posible recircular otra fracción del biogás producido a los tanques de membrana. El permeado obtenido en la etapa de filtración es generalmente almacenado en un tanque CIP (del inglés *Clean-in-place*) para su uso posterior en diferentes etapas de operación de las membranas, tales como el contralavado, cuyo objetivo es desprender la posible torta de sólidos formada sobre la superficie de las mismas.

El proceso de separación física por membranas se caracteriza por una retención total de los sólidos suspendidos presentes en el licor mezcla, lo que permite alcanzar grados de depuración superiores a los alcanzados en otros sistemas anaerobios, incluso de contaminantes refractarios gracias al control independiente de TRH y TRC. Además, este control es clave en el éxito de la implementación de cualquier biotecnología anaerobia para el tratamiento de aguas residuales de baja carga, donde la cantidad de energía calorífica recuperada del metano producido no permite elevar la temperatura del sistema. La completa retención de la biomasa solventa los problemas derivados de las bajas tasas de crecimiento de la biomasa anaerobias a bajas temperaturas, posibilitando por tanto su operación a temperatura ambiente, factor clave en la sostenibilidad tanto económica como ambiental del proceso (Pretel et al. 2013).

La elevada calidad del efluente obtenido (libre de sólidos suspendidos y patógenos) permitiría su uso directo sobre el terreno para aportar nutrientes (NH_4^+ y PO_4^{3-}) a los cultivos, previa eliminación de los gases disueltos (i.e. CH_4 y H_2S). Sin embargo, la legislación no permite realizar esta práctica en la actualidad, siendo necesario un post-tratamiento del efluente generado con el objetivo de reducir los niveles de nutrientes presentes en el mismo. Además, cabe destacar que la tecnología AnMBR puede llegar a ser energéticamente autosuficiente gracias a la generación de biogás. Otro aspecto a considerar es la baja cantidad de biosólidos producidos, factor de vital importancia cuando se evalúa el impacto medioambiental de una EDAR.

Por tanto, los principales beneficios de la tecnología AnMBR frente a otros sistemas de tratamiento de ARU se pueden resumir como:

- El uso de membranas permite obtener un efluente de elevada calidad, completamente clarificado y prácticamente desinfectado, dependiendo del tamaño de poro de la membrana seleccionada.
- La calidad del efluente obtenido convierte a este en un recurso de agua adecuadamente regenerada y susceptible de reutilización con diversos fines (irrigación, uso urbano, recarga de acuíferos, etc.). Es de particular interés el potencial agronómico que presenta dicho efluente, debido a los nutrientes (principalmente nitrógeno y fósforo) que este contiene.

- Se minimiza la extensión de terreno (*footprint*) necesaria para la EDAR gracias a la supresión de decantadores secundarios y tratamiento terciario.
- TRH y TRC se controlan de forma independiente, permitiendo aumentar el TRC sin necesidad de aumentar el volumen de reacción. El control independiente de TRH y TRC permite operar a bajas temperaturas.
- Se intensifica el proceso de eliminación de materia orgánica gracias a la completa retención de los microorganismos presentes en el licor mezcla. Esta característica permite la retención de microorganismos que presenten una tasa de crecimiento más lenta, permitiendo incluso la eliminación de contaminantes persistentes y refractarios.
- Permite reducir la demanda energética, el coste y el impacto ambiental asociados al tratamiento de ARU gracias a factores tales como la reducción del volumen de biosólidos producidos, la reducción del consumo energético gracias a la ausencia de oxígeno para la eliminación de materia orgánica, o la recuperación energética asociada a la producción de biogás, entre otros (Pretel et al. 2016).

5.3. Viabilidad de la tecnología AnMBR para el tratamiento de ARU

Tal y como se ha comentado anteriormente, la tecnología AnMBR es una alternativa prometedora que permitiría un cambio en el paradigma del sector del agua residual hacia un tratamiento más sostenible. La mayor competitividad que ofrece la tecnología AnMBR es consecuencia de diversos factores previamente introducidos.

Con respecto a la producción de fangos, Jeison (2007) estableció que las producciones de fango en el tratamiento de ARU se podrían reducir hasta en un 90 % mediante la tecnología AnMBR. Pretel et al. (2014) observó producciones de fangos entre 0,16 y 0,50 kg SS/kg DQO. Además, en función de las condiciones de operación, los fangos producidos pueden llegar a estabilizarse, haciendo viable su utilización directa para la agricultura sin necesidad de una digestión posterior.

En lo que respecta al potencial del efluente generado para irrigación agrícola o fertirrigación, como ejemplo, para el caso específico del agua residual

afluente a la EDAR de la Cuenca del Carraixet (Valencia), la tecnología AnMBR permite obtener un efluente totalmente clarificado y exento de patógenos con una concentración en nutrientes en torno a $57 \text{ mg NH}_4^+/\text{L}$ y $19 \text{ mg PO}_4^{3-}/\text{L}$ (Pretel et al. 2013).

Por otra parte, la tecnología AnMBR permite reducir considerablemente la demanda energética asociada al proceso de depuración de ARU, presentando balances energéticos que varían desde $-0,15$ hasta $0,23 \text{ kWh por m}^3$ de agua tratada en función de la configuración de tratamiento seleccionada (Smith et al. 2014, Ferrer et al. 2015, Pretel et al. 2015, Pretel et al. 2016). Estos valores son sensiblemente inferiores a los valores típicos publicados para otro tipo de tecnologías basadas en membranas para el tratamiento de ARU. Por ejemplo, Judd & Judd (2011) recoge consumos energéticos de un MBR en Peoria (USA) asociados al proceso biológico y de filtración de $0,34$ y $0,55 \text{ kWh/m}^3$, respectivamente. Por lo tanto, desde el punto de vista energético, la tecnología AnMBR operada a temperatura ambiente podría ser una alternativa prometedora y sostenible frente a otros sistemas de tratamiento existentes, ya que el metano generado podría cubrir las necesidades energéticas de la EDAR.

La figura 2 resume el balance energético de diferentes esquemas de tratamiento orientados a la eliminación de la materia orgánica y el nitrógeno presentes en un ARU, los cuales fueron diseñados para una operación a una temperatura ambiente media de $20 \text{ }^\circ\text{C}$. En concreto, la figura 2 muestra los resultados relativos a cuatro configuraciones cuya tecnología principal es un sistema convencional de fangos activados (CAS), un biorreactor aerobio de membranas (AeMBR), un sistema AnMBR con recuperación del metano disuelto en el efluente mediante membranas de desgasificación (AnMBR*) y un sistema AnMBR que utiliza el metano disuelto en el efluente como fuente de carbono para desnitrificar (AnMBR**) (Pretel et al. 2016). Las configuraciones CAS y AeMBR disponen de un sistema convencional de digestión anaerobia para la valorización de los fangos producidos. Las configuraciones AnMBR* y AnMBR** se complementan con un post-tratamiento basado en fangos activados para la eliminación de nitrógeno.

La figura 5.2 muestra que los esquemas de tratamiento basados en tecnología AnMBR presentan menores demandas energéticas, debido principalmente a la reducción de las necesidades de aireación a los niveles necesarios

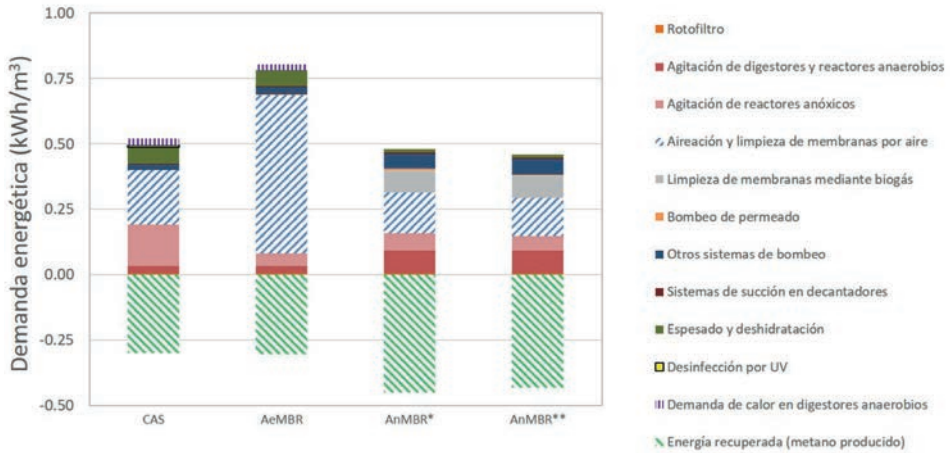


Figura 5.2. Balance energético de diferentes esquemas de tratamiento orientados a la eliminación de la materia orgánica y el nitrógeno presentes en un agua residual urbana (Pretel et al. 2016)

para oxidar el amonio presente en el agua residual. Además, estos esquemas presentan un mejor aprovechamiento del contenido energético de la materia orgánica afluente a la EDAR gracias al directo consumo de la misma vía anaerobia. Por otra parte, cabe destacar que el balance energético asociado al tratamiento de agua residual urbana mediante la tecnología AnMBR mejora considerablemente si se contempla la posibilidad de recuperar los nutrientes presentes en el efluente generado con fines agrícolas, evitando por tanto la energía necesaria para su eliminación, generando esquemas de tratamiento energéticamente autosuficientes.

La figura 5.3 muestra los impactos asociados a las siguientes categorías de impacto para los esquemas de tratamiento mencionados anteriormente (Pretel et al. 2016): calentamiento global (GWP), eutrofización (E), ecotoxicidad del medio acuático marino (MAE), agotamiento de recursos abióticos (AD), y acidificación (A). Tal y como muestra la figura, los esquemas de tratamiento basados en tecnología AnMBR permiten reducir los impactos ambientales asociados a las categorías GWP, MAE, AD y A. Por el contrario, estos esquemas presentan impactos ambientales asociados a la eutrofización superiores al resto de tecnologías cuando no se considera el potencial de reutilización del

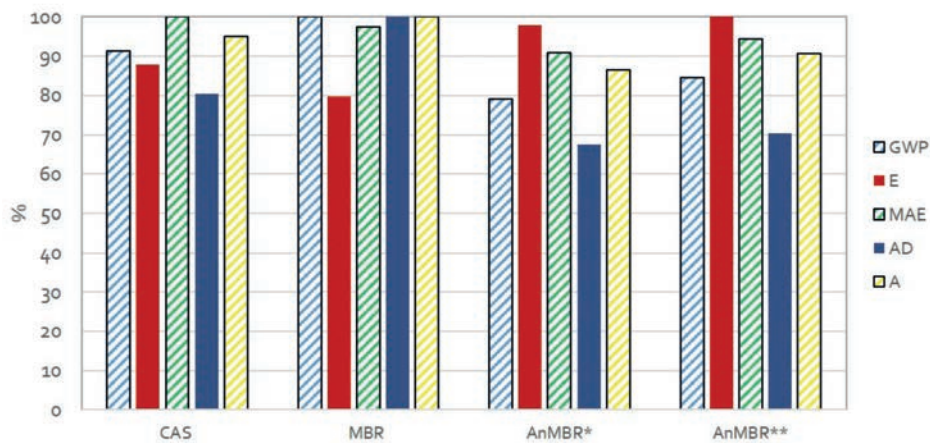


Figura 5.3. Impactos ambientales asociados a diferentes esquemas de tratamiento orientados a la eliminación de la materia orgánica y el nitrógeno presentes en un agua residual urbana (Pretel et al. 2016)

agua regenerada. Por tanto, es posible maximizar tanto la rentabilidad como la sostenibilidad del tratamiento de aguas residuales urbanas mediante la tecnología AnMBR a partir de la recuperación de los nutrientes presentes en el efluente generado. Como se ha comentado anteriormente, dicho efluente puede ser considerado una alternativa a los fertilizantes actuales mediante la posible aplicación de técnicas de irrigación, obteniéndose un recurso hídrico susceptible de reutilización.

5.4. Sistemas AnMBR a escala piloto para el tratamiento de ARU

Tal y como se ha mencionado anteriormente, la tecnología AnMBR para el tratamiento de ARU no se encuentra actualmente implementada a escala industrial. Sin embargo, los últimos años han supuesto un avance sustancial hacia este objetivo. La tabla 5.2 resume las principales características y rendimientos de operación de algunos de los estudios llevados a cabo a escala piloto en los últimos años. Tal y como muestra la tabla, la tecnología AnMBR presenta resultados prometedores en lo que respecta a eliminación de materia orgánica, producción de metano y generación de biosólidos. En concreto, se

obtienen rendimientos de eliminación de materia orgánica en torno al 90 %, producciones de metano por encima de 0,2 L_{CH₄}/g DQO y producciones de biosólidos alrededor de 0,18 kg SS/kg DQO.

Tabla 5.2. Principales características y rendimientos de operación de sistemas AnMBR a escala piloto para el tratamiento de aguas residuales urbanas (adaptado de Lema & Suárez 2017). A) observado; B) sólidos volátiles

Área mem. (m ²)	Tipo React.	Volumen (L)	DQO _{elim} (%)	Producción CH ₄ L _{CH₄} /g _{DQO}	Producción biosólidos kg SS/kg DQO	Fuente
31	RCTA	1500	87	0,294 (0,069a)		(Giménez et al. 2011)
3,5	RCTA	350	82-90	0,23-0,27		(Martínez-Sosa et al. 2011)
31	RCTA	2100			0,117-0,228	(Giménez et al. 2012)
3,5	RCTA	350	84-94	0,24-0,29		(Martínez-Sosa et al. 2012)
31	RCTA	2100	85		0,16-0,23	(Robles et al. 2013)
31	RCTA	2100			0,23-0,25	(Pretel et al. 2013)
31	RCTA	2100	90-94	0,015-0,082a	0,37-0,46	(Giménez et al. 2014)
31	RCTA	2100			0,16-0,55	(Pretel et al. 2014)
0,93	UASB	310	87	0,18-0,23		(Gouveia et al. 2015a)
0,93	UASB	459	90		0,05-0,083b	(Gouveia et al. 2015b)
5,4	RCTA	550	80-94	0,091-0,102	0,13-0,25	(Dong et al. 2015)
5,4	RCTA	550	88-92	0,076-0,115	0,15-0,20	(Dong et al. 2016)
123	RCTA	42400	90	0,115		(Robles et al. 2016)

Uno de los primeros estudios a escala piloto fue desarrollado por Kataoka et al. (1992), quienes operaron dos plantas piloto consistentes en UASB y EGSB acoplados a sistemas de filtración tangencial. Estos sistemas fueron operados a TRH de 3 y 5 horas respectivamente. El primero, operado con una carga orgánica de 2,8 kg DBO/m³/d, alcanzó en rendimientos de eliminación de DQO en torno al 83 %; mientras que el segundo, operado con una carga orgánica

de 1,1 kg DBO/m³/d, generó rendimientos de eliminación de DQO similares. Sin embargo, ambos reactores proporcionaron producciones de metano reducidas.

Shin et al. (2014) evaluaron el funcionamiento de un sistema integrado de 1 m³ compuesto por un reactor anaerobio de lecho fluidizado por etapas acoplado a un biorreactor de membranas (SAF-MBR, del inglés *Staged Anaerobic Fluidized Membrane BioReactor*). Dicho sistema fue operado a temperatura ambiente en el intervalo de 8 °C a 30 °C durante 485 días, con un TRH de 4,6 a 6,8 horas. Los rendimientos de eliminación de DQO y DBO₅ obtenidos fueron del 90 % y 98 % respectivamente. La demanda energética del sistema se mantuvo en valores en torno a 0,23 kWh/m³, demanda que podría ser compensada por la energía recuperada a partir del metano producido. Además, la producción promedia anual de fangos resultó en 0.051 g SV/g DQO), valor considerablemente inferior a otras tecnologías.

Con respecto a sistemas de tratamiento de lecho fijo, Herrera-Robledo et al. (2011) evaluó el funcionamiento de un reactor UASB de 0,85 m³ acoplado a un sistema de filtración, el cual fue operado a 22 ± 3 °C, TRH de 6 horas y TRC de 180 días. Bajo dichas condiciones, el rendimiento medio de eliminación de DQO fue del 93 %. Además, gracias a la baja concentración de sólidos en el tanque de membranas, fue posible operar a flujos transmembrana elevados (45-50 L/m²/h). Por su parte, Gouveia et al. (2015a) evaluó el funcionamiento de una planta piloto, compuesta por un reactor UASB de 0,35 m³ y un módulo de membranas sumergido y externo, operando a temperaturas psicrófilas y TRH de 7 horas. Se alcanzó una eliminación de DQO del 87 %, incluso para elevadas cargas orgánicas en el afluente (2,0-2,5 kg DQO/m³/d).

Con respecto a sistemas RCTA, uno de los primeros estudios a escala piloto fue el elaborado por Grundestam & Hellström (2007). Este AnMBR de 1,4 m³ incorporaba además un post-tratamiento basado en filtración por ósmosis inversa para la recuperación de nutrientes y agua regenerada. El sistema fue operado a temperatura media anual de 22 °C y TRH de 14,4 horas, alcanzando eficiencias de eliminación de DQO del 92 %. El efluente del AnMBR, tras su paso por la unidad de ósmosis inversa para concentrar los nutrientes con fines agrícolas, alcanzaba eficiencias de eliminación del 91, 99 y superiores al 99 % en nitrógeno Kjeldahl, fósforo y carbono orgánica total, respectivamente. Sin embargo, el sistema global consumía elevadas cantidades de energía

(entre 3 y 6 kWh/m³). Por otra parte, Martínez-Sosa et al. (2011) evaluó el funcionamiento de un RCTA acoplado a una membrana de fibra hueca sumergida. El sistema fue operado durante 100 días a temperaturas de 35, 28 y 20 °C, obteniendo unos rendimientos de eliminación de DQO próximos al 90% para todas las condiciones. Por otra parte, se alcanzaron rendimientos de producción de metano razonables (0.23-0.27 L_{CH₄}/g DQO) durante todo el periodo experimental.

Otro ejemplo de sistema AnMBR basado en RCTA es el presentado por Giménez et al. (2011). La principal característica a destacar de este trabajo es que la planta piloto incorporaba dos módulos de membrana de fibra hueca a escala industrial. Esta característica es importante a la hora de extrapolar los resultados obtenidos a la escala industrial, dado que el efecto de las condiciones de operación sobre el proceso de filtración depende significativamente del tamaño de la membrana (la longitud de las membranas de fibra hueca es un parámetro crítico). El sistema fue alimentado con el efluente del pretratamiento de la EDAR urbana de la Cuenca del Carraixet (Valencia). Se alcanzaron rendimientos de eliminación de DQO en torno al 90 %, aunque el rendimiento en producción de metano fue bajo debido a la degradación de una fracción significativa de la DQO afluente por parte de microorganismos sulfatoredutores.

Dong et al. (2016) evaluaron la aplicabilidad de un sistema AnMBR que combinaba un reactor RCTA (550 litros) con un tanque de membranas (80 litros) que incorporaba una membrana sumergida de fibra hueca (5,4 m²). La planta, que fue alimentada con el efluente del pre-tratamiento de la EDAR de Ontario (Canadá), fue operada durante 550 días con flujos transmembrana competitivos (17 LMH). Resultados previos en Dong et al. (2015) revelaron eficiencias de eliminación de DQO de hasta el 90 %, producciones de metano de 0,1 L_{CH₄}/g DQO y producciones de fangos entre 0,13 y 0,25 kg SS/kg COD.

5.5. Conclusiones y perspectivas futuras

Los sistemas AnMBR se considera alternativa tecnológica prometedora que permitiría cambiar el paradigma del sector del agua residual hacia un tratamiento más sostenible, donde el agua residual no se consideraría un residuo,

sino una fuente de recursos a recuperar (energía, nutrientes y agua reutilizable). La competitividad de la tecnología AnMBR se basa en la conjunción, en una única unidad, de las ventajas de los procesos anaerobios y de los procesos de filtración. Dichas ventajas se resumen principalmente en:

- i) bajas producciones de fango, ya que los organismos anaerobios están caracterizados por un bajo rendimiento de crecimiento;
- ii) bajas demandas energéticas, ya que no se precisa de oxígeno para la eliminación de materia orgánica;
- iii) producción de metano como fuente renovable de energía que mejora el balance energético del sistema; iv) reducción de la huella de carbono asociada al proceso de depuración;
- v) producción de un efluente totalmente clarificado y generalmente desinfectado que puede ser reutilizado con diversos fines (irrigación, uso urbano, etc.); y
- vi) necesidades de terreno reducidas. Además, se ha de enfatizar el potencial de recuperación de nutrientes del efluente generado, o bien empleándolo directamente para irrigación con fines agrícolas (fertirrigación), o utilizando tecnologías de post-tratamiento basadas en la recuperación de nutrientes cuando el uso directo del efluente generado sobre el terreno no sea posible.

Sin embargo, a pesar de los continuos avances, siguen existiendo algunos inconvenientes a superar para fomentar una mayor inserción de la tecnología AnMBR en el sector. Algunos de los principales objetivos a alcanzar son:

- Mejorar el balance energético y económico de la tecnología mediante mejoras en las estrategias de operación, la producción de materiales más económicos para la construcción de membranas y la optimización de la economía de escala.
- Desarrollar nuevos y eficientes protocolos para la limpieza del biogás generado en el tratamiento de ARU con una baja relación DQO/sulfato.
- Desarrollar nuevos y eficientes sistemas para la recuperación del metano disuelto en el efluente generado, con el objetivo tanto de evitar la descarga a la atmósfera del mismo, como de mejorar el balance energético.

- Evaluar y legislar el uso potencial del efluente generado con fines agrícolas. El uso directo del efluente generado para fertirrigación permitiría mejorar el balance medioambiental de la tecnología, además de mejorar significativamente el balance energético y económico del sector.

Referencias

- AIYUK, S. et al. 2004. Removal of carbon and nutrients from domestic wastewater using a low investment, integrated treatment concept. *Water Research*, 38(13), pp. 3031-3042.
- ÁLVAREZ, J.A. et al. 2006. Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. *Bioresource Technology*, 97(14), pp. 1640-1649.
- ASHLEY, K., CORDELL, D. & MAVINIC, D., 2011. A brief history of phosphorus: From the philosopher's stone to nutrient recovery and reuse. *Chemosphere*, 84(6), pp. 737-746.
- CHU, L.B., YANG, F.L. & ZHANG, X.W., 2005. Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane-coupled expanded granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry*, 40(3-4), pp. 1063-1070.
- COULTER, J.B., SONEDA, S. & ETTINGER, M.B., 1957. Anaerobic Contact Process for Sewage Disposal. *Sewage and Industrial Wastes*, 29(4), pp. 468-477.
- DERELI, R.K. et al. 2012. Potentials of anaerobic membrane bioreactors to overcome treatment limitations induced by industrial wastewaters. *Bioresource Technology*, 122, pp. 160-170.
- DOLEJS, P. et al. 2017. Effect of psychrophilic temperature shocks on a gas-lift anaerobic membrane bioreactor (GI-AnMBR) treating synthetic domestic wastewater. *Journal of Water Process Engineering*, 16, pp. 108-114.
- DONG, Q., PARKER, W. & DAGNEW, M., 2015. Impact of FeCl₃ dosing on AnMBR treatment of municipal wastewater. *Water Research*, 80.
- DONG, Q., PARKER, W. & DAGNEW, M., 2016. Influence of SRT and HRT on bioprocess performance in anaerobic membrane bioreactors treating municipal wastewater. *Water Environment Research*, 88(2).

- ELMITWALLI, T.A. et al. 2002. Low temperature pre-treatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. *Bioresource Technology*, 82(3), pp. 233-239.
- FERRER, J. et al. 2015. Design methodology for submerged anaerobic membrane bioreactors (AnMBR): A case study. *Separation and Purification Technology*, 141, pp. 378-386.
- FUENTES, M., SCENNA, N.J. & AGUIRRE, P.A., 2011. A coupling model for EGSB bioreactors: Hydrodynamics and anaerobic digestion processes. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 50(3), pp. 316-324.
- GHISELLINI, P., CIALANI, C. & ULGIATI, S., 2016. A review on circular economy: the expected transition to a balanced interplay of environmental and economic systems. *Journal of Cleaner Production*, 114, pp. 11-32.
- GIMÉNEZ, J. B. et al. 2011. Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bioreactor at pilot scale. *Bioresource Technology*, 102(19), pp. 8799-8806.
- GIMÉNEZ, J. B. et al. 2012. Methane recovery efficiency in a submerged anaerobic membrane bioreactor (SANMBR) treating sulphate-rich urban wastewater: Evaluation of methane losses with the effluent. *Bioresource Technology*, 118, pp. 67-72.
- GIMÉNEZ, J. B. et al. 2014. Anaerobic treatment of urban wastewater in membrane bioreactors: Evaluation of seasonal temperature variations. *Water Science and Technology*, 69(7).
- GOUVEIA, J. et al. 2015a. A novel configuration for an anaerobic submerged membrane bioreactor (AnSMBR). Long-term treatment of municipal wastewater under psychrophilic conditions. *Bioresource Technology*, 198, pp. 510-519.
- GOUVEIA, J. et al. 2015b. Long-term operation of a pilot scale anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for the treatment of municipal wastewater under psychrophilic conditions. *Bioresource Technology*, 185, pp. 225-233.
- GRETHLEIN, H.E., 1978. Anaerobic digestion and membrane separation of domestic wastewater. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 50(4).
- GRUNDESTAM, J. & HELLSTRÖM, D., 2007. Wastewater treatment with anaerobic membrane bioreactor and reverse osmosis. *Water Science and Technology*, 56(5), p.211 LP-217. Available at: <http://wst.iwaponline.com/content/56/5/211.abstract>.

- VAN HAADEL, A. et al. 2006. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 5(1), pp. 21-38.
- HERRERA-ROBLEDO, M. et al. 2011. Biofouling in an anaerobic membrane bioreactor treating municipal sewage. *Separation and Purification Technology*, 81(1), pp. 49-55.
- INCE, O. et al. 2005. Comparative evaluation of full-scale UASB reactors treating alcohol distillery wastewaters in terms of performance and methanogenic. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 80(October 2003), pp. 138-144.
- JEISON, D., 2007. *Anaerobic Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment - Feasibility and Potential Applications*. Wageningen University.
- JUDD, S.J. & JUDD, C., 2011. *The MBR Book*,
- KATAOKA, N. et al. 1992. Examination of bacterial characteristics of anaerobic membrane bioreactors in three pilot-scale plants for treating low-strength wastewater by application of the colony-forming-curve analysis method. *Applied and Environmental Microbiology*, 58(9), pp. 2751-2757.
- KHAN, A.A. et al. 2011. Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: A review. *Resources, Conservation and Recycling*, 55(12), pp. 1232-1251.
- KIMURA, S., 1991. Japan's aqua renaissance '90 project. *Water Science and Technology*, 23(7-9).
- KOBAYASHI, H.A., STENSTROM, M.K. & MAH, R.A., 1983. Treatment of low strength domestic wastewater using the anaerobic filter. *Water Research*, 17(8), pp. 903-909.
- LEMA, J.M. & SUÁREZ, S., 2017. *Innovative Wastewater Treatment & Resource Recovery Technologies: Impacts on Energy, Economy and Environment*, IWA Publishing.
- LI, A., KOTHARI, D. & CORRADO, J.J., 1985. Application of membrane anaerobic reactor system for the treatment of industrial wastewaters. In *Proceedings of the Industrial Waste Conference*.
- LIBHABER, M. & OROZCO JARAMILLO, A., 2012. *Sustainable Treatment and Reuse of Municipal Wastewater*, IWA Publishing.
- VAN LIER, J. & LETTINGA, G., 1999. Appropriate technologies for effective management of industrial and domestic waste waters: The decentralised approach. *Water Science and Technology*, 40(7), pp. 171-183.

- LIN, H. et al. 2013. A review on anaerobic membrane bioreactors: Applications, membrane fouling and future perspectives. *Desalination*, 314, pp. 169-188.
- MAN, A.W.A. DE et al. 1986. Anaerobic treatment of municipal wastewater at low temperatures. In *IAWQ-NVA Conference on Advanced Wastewater Treatment (Aquatech 1986)*. pp. 451-466.
- MAO, C. et al. 2015. Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45, pp. 540-555.
- MARTÍNEZ-SOSA, D. et al. 2011. Anaerobic submerged membrane bioreactor (AnSMBR) for municipal wastewater treatment under mesophilic and psychrophilic temperature conditions. *Bioresource Technology*, 102(22), pp. 10377-10385.
- MARTÍNEZ-SOSA, D., HELMREICH, B. & HORN, H., 2012. Anaerobic submerged membrane bioreactor (AnSMBR) treating low-strength wastewater under psychrophilic temperature conditions. *Process Biochemistry*, 47(5), pp. 792-798.
- MINAMI, K., 1994. A trial of high performance anaerobic treatment on wastewater from a kraft pulp mill. *Desalination*, 98(1-3).
- MINAMI, K. et al. 1991. Continuous anaerobic treatment of wastewater from a kraft pulp mill. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 71(4).
- NEOH, C.H. et al. 2016. Green technology in wastewater treatment technologies: Integration of membrane bioreactor with various wastewater treatment systems. *Chemical Engineering Journal*, 283, pp. 582–594.
- NICOLAE, B. & GEORGE-VLAD, B., 2015. Life cycle analysis in refurbishment of the buildings as intervention practices in energy saving. *Energy and Buildings*, 86, pp. 74–85.
- NNAJI, C.C., 2014. A review of the upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Desalination and Water Treatment*, 52(22–24), pp. 4122-4143.
- PRETEL, R. et al. 2013. Environmental impact of submerged anaerobic MBR (SAnMBR) technology used to treat urban wastewater at different temperatures. *Bioresource Technology*, 149, pp. 532-540.
- PRETEL, R. et al. 2014. The operating cost of an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating sulphate-rich urban wastewater. *Separation and Purification Technology*, 126, pp. 30-38.
- PRETEL, R. et al. 2015. Designing an AnMBR-based WWTP for energy recovery from urban wastewater: The role of primary settling and anaerobic digestion. *Separation and Purification Technology*, 156, pp. 132-139.

- PRETEL, R. et al. 2016. Economic and environmental sustainability of submerged anaerobic MBR-based (AnMBR-based) technology as compared to aerobic-based technologies for moderate-/high-loaded urban wastewater treatment. *Journal of Environmental Management*, 166, pp. 45-54.
- ROBLES, A. et al. 2013. Performance of industrial scale hollow-fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HF-SAnMBR) system at mesophilic and psychrophilic conditions. *Separation and Purification Technology*, 104.
- ROSS, W.R. et al. 1990. Application of ultrafiltration membranes for solid-liquid separation in anaerobic digestion systems - The ADUF process. *Water SA*, 16(2), pp. 85-91.
- SHIN, C. et al. 2014. Pilot-scale temperate-climate treatment of domestic wastewater with a staged anaerobic fluidized membrane bioreactor (SAF-MBR). *Bioresource Technology*, 159, pp. 95-103.
- SMITH, A.L. et al. 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).
- SRINIVASA RAGHAVAN, D.S. et al. 2017. *Anaerobic Treatment of Low-Strength Wastewater*, Elsevier B.V.
- YOUNG, J.C. & McCARTY, P.L., 1969. The Anaerobic Filter for Waste Treatment. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 41(5), pp. R160-R173.
- ZEEMAN, G. & LETTINGA, G., 1999. The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level. *Water Science and Technology*, 39(5), pp. 187-194.

6

Modelado matemático avanzado de digestores anaerobios mediante técnicas basadas en códigos de simulación computacional de fluidos (CFD)

J. Climent, R. Martínez-Cuenca, R. Arnau, S. Chiva
Departamento de Ingeniería Mecánica y Construcción
Universitat Jaume I, Av. Vicent Sos Baynat, s/n
12071 Castellón de la Plana, España

Contacto: schiva@uji.es

Javier Climent

Ingeniero químico y máster en eficiencia energética y sostenibilidad por la Universitat Jaume I. Actualmente es PDI y miembro del grupo de investigación del Grupo de Fluidos Multifásicos del Departamento de Ingeniería Mecánica y Construcción de la UJI. Está en su último año de doctorado, el tema central del cual consiste en aplicar las herramientas de modelización CFD en la depuración de aguas residuales mediante la implementación de modelos bioquímicos. Ha participado en diferentes proyectos de investigación en materia de simulación de procesos en EDAR. Ha participado en varios congresos nacionales e internacionales en el ámbito de la modelización aplicada a la depuración de aguas. Es miembro y profesor de cursos organizados por Cátedra FACSA-UJI en el ciclo integral del agua. Miembro de asociación de jóvenes profesionales del agua de la IWA.

Resumen

Actualmente existe un interés generalizado por mejorar la operación de los digestores anaerobios de las EDAR municipales. La explotación de estos

presenta dificultades relacionadas con los grandes volúmenes de reacción y las limitaciones en la accesibilidad, control e instrumentación en los mismos. La simulación mediante técnicas CFD se presenta como una herramienta alternativa capaz de reproducir el comportamiento del flujo en detalle, lo que permite aumentar el nivel de comprensión sobre el funcionamiento hidráulico en el interior de los tanques. La validación de los modelos a escala real, aunque dificultosa, se considera esencial para obtener una herramienta de simulación confiable y útil para la explotación.

6.1. Introducción

La digestión anaerobia es el proceso de estabilización del fango de uso más extendido. Debido a los beneficios que reporta en la explotación, son cada vez más las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) municipales e industriales que incorporan esta tecnología de estabilización del fango a su proceso debido al gran interés existente en el ahorro y recuperación de energía, así como en el deseo de obtener productos que permitan usos beneficiosos del fango procedentes de la depuración del agua residual. Este proceso biológico consigue, además de la estabilización del fango, ventajas en la explotación de las plantas, como puede ser una mayor facilidad de escurrido y una reducción de la masa total del mismo, lo que se traduce en una reducción en el coste de transporte.

Tradicionalmente, este proceso se ha instalado en plantas de tratamiento grandes (> 50.000 habitantes equivalentes), sin embargo, actualmente también es instalado en plantas más pequeñas e incluso industrias, aunque sigue sin ser lo habitual en España. La optimización de esta etapa biológica final, posibilita establecer un sistema sostenible, capaz de retornar la energía invertida en el proceso mediante la generación de biogás. Este proceso se lleva a cabo en grandes volúmenes de reacción, tanques cilíndricos u ovoides de varios miles de metros cúbicos agitados y a presión. Esto, sumado a la inaccesibilidad característica de estos tanques, provoca un cierto desconocimiento del proceso a nivel de explotación real en planta, lo que impide elevar el nivel de

optimización y eficiencia de la operación. La mejora del funcionamiento del digestor anaerobio supone el reto del siglo XXI en depuración de aguas.

El modelado matemático y la simulación numérica de los diferentes procesos físicos y bioquímicos que ocurren en una EDAR han sido objeto de estudio en los años recientes, considerados por la comunidad científica, profesionales y entidades públicas y privadas relacionados con el sector, como instrumentos de gran potencial en el diseño, operación y control de proceso. Así, la simulación de procesos en EDAR se ha convertido en una herramienta más de la explotación. Por otra parte, cabe destacar las herramientas de simulación computacional de fluidos (CFD) en 3D, las cuales son capaces de reproducir el comportamiento del flujo en detalle y poder determinar y analizar problemas específicos, alcanzando un grado de precisión al que los otros simuladores de procesos en EDAR no llegan. En el caso de la digestión anaerobia, el desconocimiento del comportamiento hidráulico sumado a la complejidad en el control del proceso biológico, hace que el uso de este tipo de herramientas resulte especialmente útil en el estudio del funcionamiento de estos grandes tanques.

6.1.1. Importancia del tiempo de retención hidráulico

Considerando que el paso limitante en un proceso de digestión anaerobia convencional es la hidrólisis, aunque esta etapa dependa de numerosos factores (naturaleza del sustrato, configuración del proceso, pH y carga orgánica), se puede considerar el tiempo de retención de sólidos y la temperatura del proceso como los parámetros clave que controlan la estabilización de los polímeros orgánicos del fango y, consecuentemente, determinan el dimensionamiento de los digestores anaerobios (Sobrados et al. 2013). Se puede encontrar una relación entre el tiempo de retención del proceso y el rendimiento obtenido en el mismo, que vendrá dado por el porcentaje de sustrato hidrolizado en ese tiempo (figura 6.1.). El valor de esta cinética de hidrólisis será la que determinará el tiempo de retención y el volumen de digestor necesario para alcanzar un determinado rendimiento de eliminación de materia orgánica.

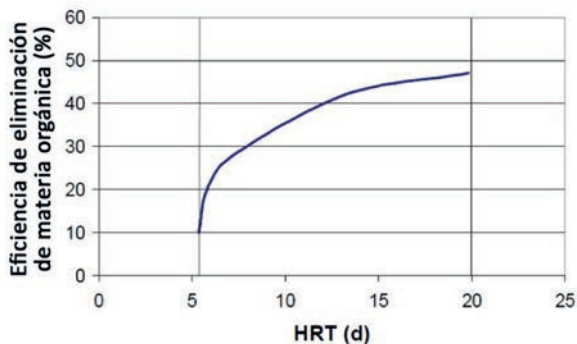


Figura 6.1. Relación entre la eficiencia de eliminación de materia orgánica y el tiempo de retención hidráulico. (Sobrados et al. 2013)

Mientras el paso limitante de la digestión anaerobia sea el proceso de hidrólisis del fango, existirá una reducción del rendimiento de eliminación de materia orgánica a medida que vaya disminuyendo el tiempo de retención del digester. Sería posible afirmar que en un digester anaerobio puede operarse de manera estable a tiempos de retención incluso menores a 10 días, pero con un rendimiento de eliminación de materia orgánica y un grado de estabilización del fango muy bajo. En un proceso convencional, el tiempo de retención hidráulico (TRH) es igual al tiempo de retención de sólidos (TRS) pues no existe recirculación ni purga del fango (Appels et al. 2008). Un valor de TRH para un proceso convencional de un digester anaerobio puede estar comprendido entre 18 y 22 días, pudiendo llegar hasta 25 días para conseguir una estabilización total del fango.

6.1.2. Comportamiento hidráulico en los digestores

Los digestores tradicionales o de baja carga, se caracterizan por presentar una estratificación vertical en su interior (figura 6.2, izquierda) en la cual se pueden distinguir diferentes capas: espumas, sobrenadantes, zona de digestión activa y fango digerido. Se puede observar que el digester realiza dos funciones al mismo tiempo: la estabilización del fango por la digestión anaerobica.

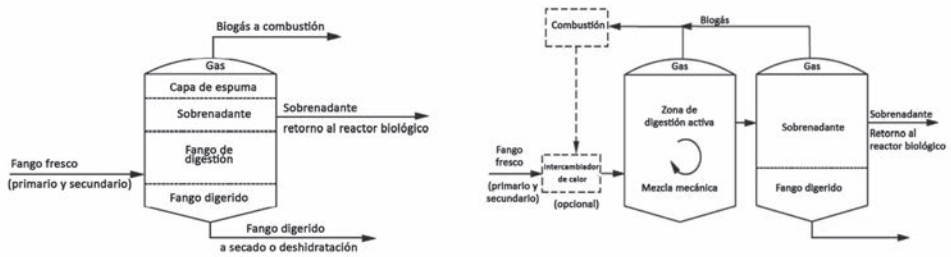


Figura 6.2. Digestor de baja carga (izquierda) y de alta carga (derecha).
(van Haandel y van der Lubbe 2012)

robía y la separación de sólidos digeridos del sobrenadante sustancialmente libre de sólidos en suspensión. Esta configuración en la práctica no es muy eficiente, de manera que para compensar la inherente ineficiencia de la tasa de digestión es necesario un tiempo de retención muy prolongado (Davis 2010). Para conseguir un proceso más eficiente es necesario intensificar la mezcla en el interior del digestor, para asegurar un buen contacto entre la biomasa anaeróbica y el fango fresco. La mezcla se puede aumentar mediante la circulación del biogás producido, bombas externas o mezcladores mecánicos.

Los digestores de alta carga (figura 6.2, derecha) presentan una segunda unidad similar a la primera, como si de dos digestores en serie se tratara. El proceso de digestión anaerobio, tanto la fermentación ácida como la metanogénesis ocurren principalmente en el primer digestor, con cierta posibilidad de actividad en el segundo digestor. Este segundo digestor presenta ventajas en cuanto a mantenimiento y flexibilidad del proceso y estabilidad operacional con opción a recirculaciones.

Para garantizar el buen funcionamiento de un digestor de alta carga se deben cumplir las siguientes características (Metcalf & Eddy 2004):

- Alimentación continua de fango para garantizar la estabilidad del proceso.
- Agitación y mezcla del contenido del digestor primario para conseguir una mezcla homogénea de fango activo en todo el volumen del digestor.
- Espesamiento y reciclaje del fango digerido que debe ser el óptimo para que la viscosidad no afecte a la mezcla del proceso.

- Calentamiento del fango para mantener la temperatura interior del digestor.

La uniformidad de las condiciones en el interior del digestor es decisiva para optimizar el rendimiento del proceso. Los factores más importantes que determinan el funcionamiento de un digestor son la temperatura, el tiempo de retención, el valor del pH y alcalinidad, la presencia de nutrientes y la presencia y concentración de sustancias tóxicas (van Haandel y van der Lubbe 2012).

Un factor importante a tener en cuenta en el proceso es que la alimentación al digestor sea uniforme, a fin de que las condiciones sean lo más estables posible. Si la alimentación en continuo no es posible, caso usual en la explotación, es conveniente que se realice a intervalos frecuentes y en cantidades bajas, ya que en caso contrario se podría originar una desestabilización del medio y dar lugar a una etapa de digestión ácida que dificulte el proceso (Sobrados et al. 2013).

6.1.3. Agitación en los digestores y parámetros de diseño

Se ha mencionado ya la importancia de una buena agitación y mezcla en los digestores anaerobios para evitar defectos en el comportamiento del flujo a fin de maximizar el volumen útil del digestor. Un gran volumen útil y activo permite (Appels et al. 2008, Meroney and Colorado 2009):

- Garantizar unas condiciones químicas, físicas y biológicas uniformes en el interior de digestor.
- La mezcla completa entre los fangos en digestión activa y los fangos frescos que llegan con la alimentación.
- Evitar estratificación del flujo y deposición de arenas.
- Favorecer una rápida dispersión de posibles elementos inhibidores o tóxicos.

En cuanto a sistemas de agitación en digestores anaerobios cabe destacar los siguientes:

6.1.3.1. Sistemas mecánicos

Este sistema de agitación se lleva a cabo mediante el movimiento rotatorio de unas hélices instaladas en el interior del digestor. A pesar de que presentan una buena eficiencia en la mezcla (Lindmark et al. 2014), este sistema de agitación presenta numerosos inconvenientes sobre todo en cuanto a mantenimiento se refiere. El disponer de partes móviles en el interior del digestor supone un mayor riesgo de averías que si se producen conllevaría a la parada del digestor. Además los costes de sustitución de equipo en caso de necesidad son bastante superiores en comparación a otros sistemas. Sin embargo, a pesar de sus inconvenientes, es el método de agitación más empleado en Europa (Lindmark et al. 2014).

6.1.3.2. Recirculación con bombas externas

La agitación del contenido del digestor anaerobio mediante este sistema consiste básicamente en una tubería vertical instalada en el interior de un pilar en el centro del digestor a través de la cual se succiona el fango del digestor hacia una bomba externa. Esta bomba externa descarga el fango evacuado junto con el fango fresco en diferentes puntos del tanque (ver figura 6.3, izquierda). Existen diferentes sistemas, según la configuración de las boquillas de descarga, entre sus nombres comerciales caben destacar: DYNAMIX y ROTAMIX. Los puntos de descarga de los fangos deben tener una separación suficiente tanto vertical como horizontal para garantizar un gradiente de velocidad localmente bajo.

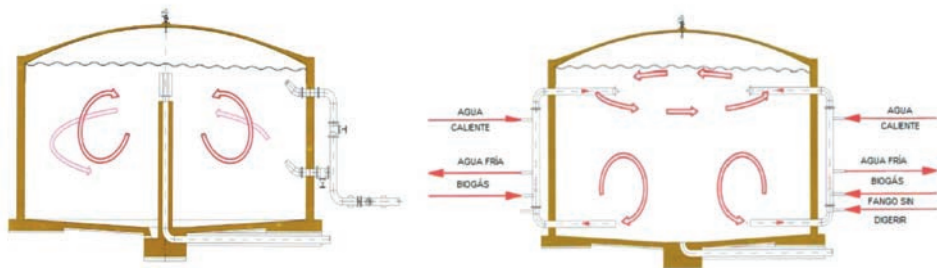


Figura 6.3. Esquemas de los sistemas de agitación DYNAMIX (izquierda) y HEATAMIX (derecha). (Pallás y Vítóres 2003)

6.1.3.3. Tubos de succión o conductos de recirculación

Este sistema de agitación se basa en la instalación de varias tuberías distribuidas simétricamente por toda la planta del digester cuya función es succionar el fango para descargarlo en otra parte del digester. Esta succión se produce por una bomba de hélice y, generalmente, se utiliza una succión y descarga direccional para evitar que se produzca un cortocircuito. Al igual que el anterior sistema de agitación, presenta una buena eficiencia en la mezcla vertical de manera que consigue que la acumulación de espumas sea mínima.

6.1.3.4. Lanzas de biogás

Este sistema de agitación consiste en una serie de tuberías que recogen el biogás de la cubierta y lo inyectan de nuevo en el interior del digester anaerobio. Existen diferentes métodos de este sistema dependiendo del equipo utilizado para introducir el gas (tubos, difusores o lanzas) y la localización del equipo (a través de solera o cubierta).

6.1.3.5. Sistema HEATAMIX

El sistema HEATAMIX se corresponde con una configuración híbrida que ha sido implementada entre los diseños de nuevos digestores anaerobios debido a que es un sistema completo de agitación y calentamiento de fangos. Este sistema consta de varias unidades tubulares (según el tamaño del digester) dispuestas simétricamente en el exterior del digester. Los fangos se recirculan, junto con el biogás inyectado a presión, a través de la camisa interior de los HEATAMIX, mientras que por la camisa exterior circula agua caliente cuya finalidad es calentar los fangos a la temperatura óptima del proceso de digestión (figura 6.3, derecha).

A la hora de diseñar un digester es necesario tener en cuenta la potencia de agitación, el gradiente de velocidad y el tiempo necesario para conseguir una recirculación completa del fango en el interior del digester anaerobio (Schlicht. A. C. 1999, Metcalf & Eddy 2004). Se definen estos tres parámetros

relevantes a evaluar en el diseño y funcionamiento del sistema de agitación de un digestor como:

- *Tiempo de renovación (Digester Volume Turnover Time, DVTT)*: es un indicador del tiempo que tardaría en recircularse todo el volumen del digestor (tiempo de renovación).

$$DTTV = \frac{\text{Volumen del fluido (m}^3\text{)}}{\text{Caudal de recirculación (} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{)}} \quad (6.1)$$

- *Potencia volumétrica (Unit Power, UP)*: relación entre la potencia del equipo de agitación y volumen del digestor.

$$UP = \frac{\text{Potencia de la bomba de recirculación (W)}}{\text{Volumen del tanque (m}^3\text{)}} \quad (6.2)$$

- *Gradiente de velocidad (Velocity Gradient, G)*: la velocidad es un indicador de la intensidad de la mezcla dentro del digestor y se determina a partir de la expresión siguiente, correspondiente al gradiente de velocidad en el sistema.

$$G = \sqrt{\frac{w}{\mu \times V}} \quad (6.3)$$

Donde G es el gradiente de velocidad (s⁻¹); w, la potencia disipada (kW); μ la viscosidad dinámica del fango (Pa·s) y V, el volumen del digestor (m³).

Para conseguir una potencia de agitación o mezcla eficiente se recomienda que los valores típicos recomendados para el diseño del sistema de agitación y el digestor sean:

Tabla 6.1. Valores de diseño recomendados (US EPA 1979)

DVTT	HRT	UP	G
0.5-1 h 30-45 min	15-30 d	0.2-0.3 Hp/1000 ft ³ (5-8 W/m ³)	50-85 s ⁻¹

No obstante, cabe destacar que los valores del tiempo de renovación indicados en la tabla anterior son relativamente bajos, pudiendo llegar a alcanzar valores de varias horas en la explotación real. La obtención experimental de estos parámetros en las plantas resulta muy complicada debido a la complejidad del sistema y las dificultades de accesibilidad al interior del tanque e instalación de cualquier sistema de instrumentación. Así pues, la importancia del estudio de la agitación en la digestión anaerobia, ha instigado a los técnicos a utilizar tecnologías de simulación hidráulica CFD para estudiar más a fondo las características del sistema de agitación en los digestores.

6.2. Aportación de las técnicas CFD

El software basado en técnicas CFD es una herramienta más que madura y ampliamente utilizada en diferentes campos de la ingeniería. Así, se ha podido comprobar en los últimos años la incorporación de estas herramientas de análisis al sector de depuración de aguas residuales, siendo ejemplo de ello la evolución exponencial del número de trabajos publicados en este campo y el creciente protagonismo que ocupa esta temática en los diferentes foros internacionales (figura 6.4).

La simulación CFD se ha de contemplar por el momento como una herramienta de simulación complementaria a las ya existentes, que permite estudiar en detalle problemas específicos y profundizar en aspectos concretos de los diferentes mecanismos que rigen el funcionamiento de los procesos (Karpinska y Bridgeman 2016).

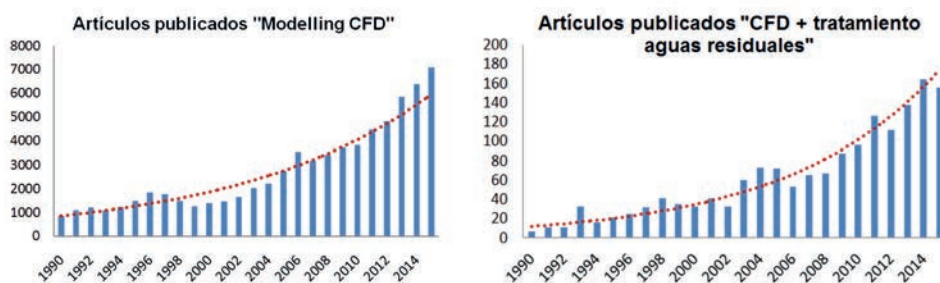


Figura 6.4. Artículos publicados sobre CFD y en concreto en tratamiento de aguas residuales

Es sabido que la explotación diaria de los digestores presenta problemas de proceso debido a defectos en el comportamiento del flujo (Lindmark et al. 2014). Mediante la simulación CFD, se pueden realizar estudios complejos sobre la hidrodinámica de los equipos y los fluidos, incluso cuando se considera más de una fase (Vesvikar y Al-Dahhan 2005, Wu 2014) para tratar de calcular fenómenos como:

- Cortocircuitos hidráulicos.
- Volúmenes muertos inducidos por zonas de baja velocidad del flujo.
- Grado de mezcla insuficiente.
- Gradientes de concentración de contaminantes y sólidos suspendidos.
- Fenómenos de estratificación del flujo.
- Efecto fluidodinámico de elementos internos como baffles o deflectores.
- Efecto sobre el flujo de aireadores y agitadores.

Gran parte de los modelos utilizados en la actualidad para la caracterización y modelización matemática del proceso de digestión anaerobia están basados en el modelo conocido como ADM1 (Anaerobic Digestion Model 1) que incluye los procesos bioquímicos y físico-químicos que se producen en la digestión anaerobia (Batstone et al. 2002). Los principales mecanismos que intervienen en el proceso de digestión anaerobia se recogen pues en este modelo, que ha servido de referencia para elaborar otros modelos a partir de modificaciones del mismo e implementarlos en software de simulación de procesos.

La necesidad de incorporar la simulación CFD al análisis de los tanques digestores surge a consecuencia de que estos simuladores de procesos en EDAR, aunque lleven incorporados los modelos de los procesos bioquímicos, no reproducen el comportamiento fluidodinámico de forma precisa, ya que consideran el flujo completamente mezclado como si de un reactor continuo de tanque agitado (RCTA) ideal se tratara, lo cual provoca cierto grado de desconocimiento del proceso como consecuencia de no resolver de forma precisa la hidrodinámica. Debido a esto, a menudo los rendimientos de producción de biogás calculados a partir del modelo ADM1 implementado en un RCTA, difieren de los rendimientos obtenidos en planta.

En cuanto a los inconvenientes que presenta el uso de la simulación CFD, además de la dificultad en su manejo y el tiempo de computación necesario

para el cálculo, cabe destacar la validación de los propios modelos. Esto resulta especialmente complejo cuando los modelos son a escala real y en sistemas poco accesibles. Entre las técnicas de validación más comunes y viables para el caso de los digestores anaerobios de EDAR municipales, cabe destacar la técnica experimental «estímulo-respuesta» de los trazadores inertes.

6.3. Técnica experimental de los trazadores inertes

La idea de utilizar la distribución de tiempos de residencia en el análisis y estudio de reactores químicos data de mediados del siglo xx con MacMullin y Weber (1935) y Danckwerts (1953). Se define el tiempo de residencia de un reactor (Residence Time Distribution, RTD) como el tiempo que permanecen los átomos en el interior de este, sabiendo que en un sistema de flujo no ideal o real, no todas las moléculas que pasan por el reactor permanecen el mismo tiempo. Esto es debido a que existen zonas en las que el fluido prácticamente no se renueva, parte de la alimentación pasa directamente a la salida (es decir, se cortocircuita), los reactivos o productos forman aglomeraciones y no se mezclan bien entre sí o se producen deposiciones que dan lugar a volúmenes muertos.

Para predecir correctamente el comportamiento hidrodinámico de un reactor sería necesario disponer de una representación completa de la distribución de velocidades del flujo. Esta sería una técnica magnífica pero de una enorme complejidad, casi impracticable. Conociendo el RTD se puede ser menos ambicioso y prescindir de un conocimiento completo sobre el flujo, de forma que conociendo lo mínimo se disponga del conocimiento suficiente para la elaboración del diseño o funcionamiento del reactor. Así, la RTD garantiza la información necesaria para elaborar un modelo que refleje el comportamiento hidrodinámico del fluido en el reactor. Esta información, aunque de forma costosa, puede determinarse de manera relativamente fácil mediante la técnica experimental estímulo-respuesta con el uso de trazadores inertes (Gujer 2007).

Por otra parte, llevar a cabo estas técnicas en planta permite validar los modelos CFD (Potier, Leclerc y Pons 2005, Laurent et al. 2015) de forma que

tras la calibración de los mismos, se tenga una herramienta confiable con la que poder evaluar el funcionamiento actual de un sistema, optimizarlo y plantear alternativas de funcionamiento e incluso rediseños.

La selección del trazador a utilizar depende en gran parte de las características del sistema, de la disposición de equipos apropiados para la determinación de las concentraciones y por supuesto de la accesibilidad al trazador en términos de costo y manejo (Levenspiel 1999). Entre los productos más comunes, destacan los compuestos fluorescentes (Rodamina WT, Fluoresceína) y las sales de Na, Br, K y Li (Kadlec y Wallace 2009). Uno de los puntos más importantes a destacar en la elección del trazador es que debe tener propiedades físicas similares a las de la mezcla de reacción, debe ser totalmente soluble en la mezcla y sobre todo, no debe adsorberse en las paredes ni en otras superficies del reactor, así como en ninguna sustancia que contenga la mezcla. Este último es en particular, uno de los principales puntos a tener en cuenta en la selección de un trazador inerte para un ensayo en un digestor anaerobio de una EDAR.

Estos requisitos son necesarios para que el comportamiento del trazador refleje fielmente el del fluido en el interior del digestor. Entre los diferentes métodos de inyección de trazador (ver figura 6.5), los más utilizados son el de «entrada en pulso» y el de «entrada en escalón» (Levenspiel 1999, Gujer 2007). En el caso de tanques de digestores a escala real, se recomienda la utilización de la entrada en pulso debido al ahorro sustancial en la cantidad de trazador a utilizar.

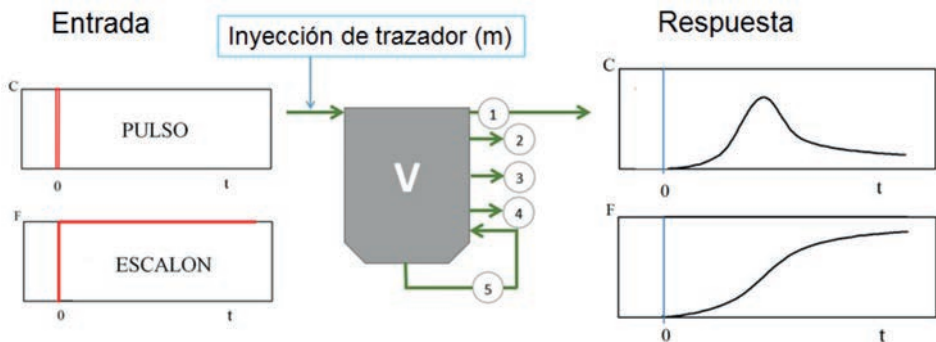


Figura 6.5. Esquema de técnica de perturbación a la entrada y respuesta a la salida

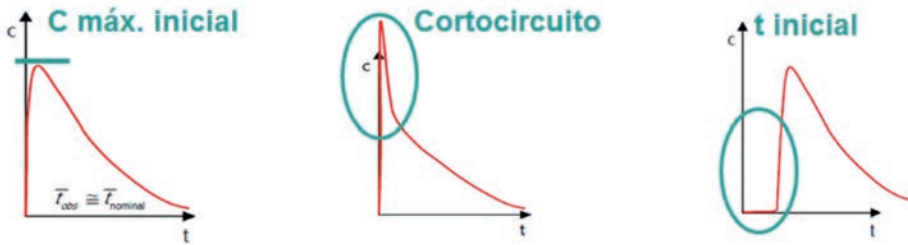


Figura 6.6. Ejemplos de interpretación de curvas de RTD: sin volumen muerto (izquierda), con un cortocircuito (central) y con tiempo inicial de retardo (derecha).
Adaptación (Cunill, Iborra y Tejero 2010)

Si se inyecta instantáneamente una cantidad m (moles o gramos) en la corriente de entrada del digestor y se mide la concentración del trazador en los puntos de interés (principalmente en la salida) en función del tiempo transcurrido, se obtiene la curva respuesta de concentración-tiempo $C(t)$.

Tras la obtención experimental de la curva RTD se puede realizar una interpretación del comportamiento del flujo en el interior del sistema (Froment y Bischoff 1990). Aunque existen protocolos en los que ayudarse a la hora de diseñar el procedimiento experimental en planta (Rieger et al. 2013), es recomendable que en el caso de reactores más próximos a comportamientos de tanques de mezcla completa, como es el caso de los digestores anaerobios más comunes, intensificar el tiempo de muestreo en los tiempos iniciales, ya que es donde mayor cantidad de información se puede extraer en cuanto a detección de defectos de flujo se refiere. Por ejemplo, a partir de la concentración inicial de trazador obtenida en comparación con la esperada (m/V), se podrá calcular el volumen muerto, cuantificar un cortocircuito hidráulico o calcular el tiempo inicial a partir del cual se obtiene trazador en la salida o punto de muestreo (figura 6.6). No obstante, también es importante extender el muestreo hasta elevados tiempos para cuantificar la cola de la curva (Levenspiel 1999); a partir de la curva $C(t)$ se puede obtener la curva $E(\theta)$ o RTD (ec. 6.4)

$E(\theta) = t_m E(t) = \frac{V}{m} C(t)$	(6.4)
---	--------------

donde $E(\theta)$ es la función de distribución de tiempos de residencia adimensional, t_m el tiempo medio de residencia obtenido (s), $E(t)$ la función de distribución del tiempo de residencia temporal (s^{-1}). Estas curvas se pueden caracterizar de forma analítica para calcular el tiempo de residencia medio y elaborar un modelo de flujo real mediante parámetros ajustables, bien n tanques en serie o grado de dispersión axial (d) en un modelo de flujo pistón (Froment y Bischoff 1990, Levenspiel 1999, Metcalf & Eddy 2004).

6.4. Experiencias en modelización CFD de digestores a escala real y su validación

6.4.1. Antecedentes

En los últimos años, el estudio de la digestión anaerobia se ha abordado ampliamente mediante la elaboración de modelos CFD aplicados a diferentes configuraciones y escalas. Por una parte, a escala de laboratorio, la mezcla mecánica mediante hélices o propulsores y mediante gas ha sido simulada por diferentes autores (Vesvikar y Al-Dahhan 2005, Latha, Borman y Sleight 2009, Dapelo, Alberini y Bridgeman 2015, Zhang et al. 2016). También se han analizado los diferentes tipos de mezcla a través de modelos que han sido validados mediante el empleo de trazadores y perfiles de velocidad del flujo. Asimismo, también se han estudiado ampliamente diferentes modelos de turbulencia y energía cinética (Wu 2010b), los cuales tienen gran relevancia en la configuración de las simulaciones mediante técnicas CFD. Por otra parte, a escala semi-industrial y escala real se han llegado a analizar todos los tipos de mezcla descritos con anterioridad, como pueden ser: la agitación mecánica mediante agitadores (Wu 2011), tubos de succión (Craig, Nieuwoudt y Niemand 2013), recirculación mediante bombas externas (Wu y Chen 2008, Hurtado 2012), lanzas de inyección de biogás (Wu 2014) y HEATAMIX (López-Jiménez et al. 2015). Sin embargo, cabe destacar la escasez de modelos de digestores a escala real elaborados mediante herramientas CFD que han sido validados experimentalmente.

Autores como Terashima et al. (2009) advierten del consumo de recursos que supone la aplicación de trazadores y en la dificultad de operación de su aplicación en digestores a escala real. A pesar de ello, los mismos autores aplicaron con éxito cloruro de litio como trazador en un digestor real de forma ovoide de 1100 m³, aunque únicamente para un período de 6 días, y reprodujeron sus resultados analíticos con software CFD con gran exactitud (Terashima et al. 2009).

El coste de un ensayo de trazadores inertes está asociado principalmente al precio del trazador, a la preparación de las muestras para análisis de las mismas y al método de detección. En el caso de los digestores de gran volumen, resulta interesante conocer bien el límite de detección del trazador, el cual definirá la masa a introducir; por otra parte, el elevado TRH del sistema, provoca que el número de muestras a recoger y procesar sea elevada, ya que se recomienda que el tiempo total de muestreo para obtener la RTD de forma completa sea aproximadamente tres veces el tiempo de retención hidráulico (Rieger et al. 2013). Así, el coste total de estos ensayos es a menudo, el principal impedimento para llevar a cabo estudios de trazadores en la explotación de digestores en planta real.

6.4.2. Objetivos y descripción del digestor

Existe un gran interés por parte de las empresas explotadoras por entender el funcionamiento hidráulico de los digestores instalados en las EDAR municipales y poder cuantificar de forma aproximada defectos de flujo, principalmente volúmenes muertos en el interior. Este interés viene justificado por el desconocimiento del estado de mezcla en el interior del tanque y/o la obtención en planta de rendimientos de producción de biogás relativamente menores a los cálculos teóricos basados en la estequiometría del proceso.

En este caso, con el fin de analizar el comportamiento del flujo en el interior de un digestor anaerobio, se elaboró un modelo a escala real mediante técnicas CFD; para la validación de este modelo se propuso llevar a cabo un ensayo con trazadores inertes. Con el afán de reducir el coste de estos ensayos en digestores anaerobios, se realizó un ensayo exploratorio seleccionando

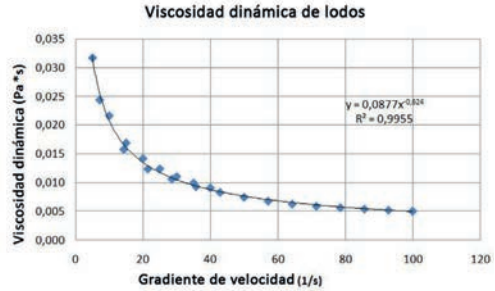
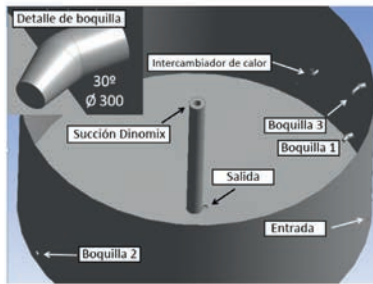


Figura 6.7. Geometría 3D del digestor anaerobio (izquierda) y resultados del estudio reológico (derecha)

fluoresceína sódica como trazador. Este trazador es ampliamente utilizado en estudios de hidrogeología, sistemas de fangos activados de reactores biológicos en EDAR e incluso en sistemas de lagunaje (Laurent et al. 2015), debido a su accesibilidad y viabilidad técnico-económica.

Se llevó a cabo un ensayo en un digestor anaerobio de 3220 m³ de una EDAR municipal con sistema de agitación mediante bombeo externo para reproducir el flujo en detalle en el interior y detectar zonas de baja velocidad susceptibles de generar volúmenes muertos en el interior. El diámetro del digestor es de 21m y la altura de la lámina libre de fango de 9.2m.

La alimentación al digestor se produce de forma continua con un caudal de 6 m³/h aproximadamente. Como se muestra en la figura 6.7 (izquierda), el punto de succión del sistema de recirculación se encuentra en la zona superior de la columna, mientras que existen 3 puntos de descarga mediante toberas, dos de las cuales se encuentran en la zona inferior y funcionan en continuo induciendo el movimiento rotacional a la mezcla. La tobera, localizada en la parte superior, funciona de forma discontinua para romper la costra que se puede generar en la interfase líquido-gas. Existe un intercambiador de calor para mantener la temperatura de operación a unos 38 °C aproximadamente. La salida del digestor se encuentra localizada en la solera del tanque junto a la columna.

6.4.3. Elaboración del modelo CFD y procedimiento experimental

Para la elaboración del modelo CFD se utilizó el software comercial ANSYS v14.0 CFX. Durante la realización de los cálculos, se llevó a cabo un test mediante un análisis de sensibilidad de mallado para dos mallas de 2.024.142 y 803.758 nodos, correspondientemente. Las mallas fueron refinadas teniendo en cuenta las zonas de elevado gradiente de velocidad que se producen en las proximidades de las toberas de recirculación.

Además, el fluido se definió como una fase homogénea no-newtoniana, para lo que se implementó el submodelo de viscosidad Ostwald de Waele, el cual se ajustó a partir de resultados obtenidos experimentalmente en el laboratorio mediante ensayos reológicos (figura 6.7, derecha). Con la inclusión de la reología se consigue enriquecer el modelo CFD para reproducir de forma más correcta el comportamiento hidrodinámico, dada la existencia de gradientes de velocidad en el interior del tanque, comentados anteriormente. Se utilizó como modelo de turbulencia el *Shear Stress Transport* (SST) para reproducir la producción y disipación turbulenta del flujo.

Por lo que respecta al ensayo experimental con el trazador inerte, se recogieron muestras durante 30 días en 5 puntos de muestreo, de forma que se maximizó el control de la mezcla en diferentes posiciones del digestor: salida, intercambiador de calor, recirculación y 3 puntos de muestreo a 3 alturas diferentes.

6.4.4. Resultados

Los resultados de las simulaciones realizadas proporcionaron la distribución de las líneas de flujo, así como los perfiles de velocidad en el interior del tanque.

Las líneas de flujo (figura 6.8, izquierda) muestran un movimiento rotacional tanto ascendente (rojo) como descendente (azul) inducido por la disposición tangencial de las toberas de recirculación inferiores. Se analizaron los perfiles de velocidad en el interior del tanque, muestra de ello es la figura 6.8 derecha, donde se muestran los valores que alcanza la velocidad a diferentes alturas en un plano dispuesto a largo del diámetro del digestor.

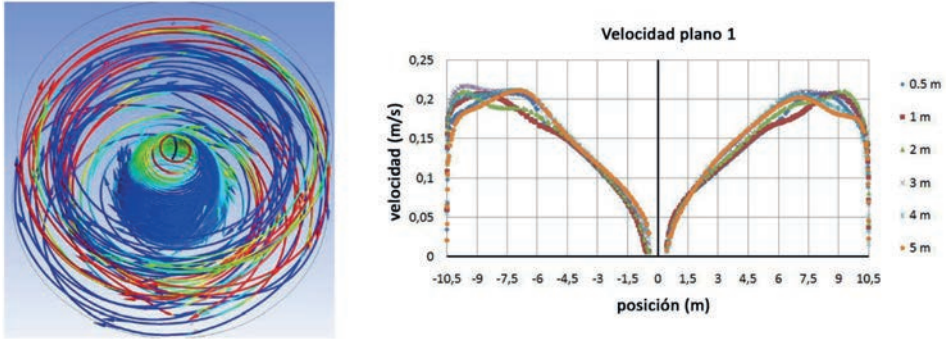


Figura 6.8. Resultados de la simulación CFD: líneas de flujo desarrolladas en el interior del digestor (izquierda) y velocidad del flujo a diferentes alturas en un plano dispuesto longitudinalmente en el digestor (derecha)

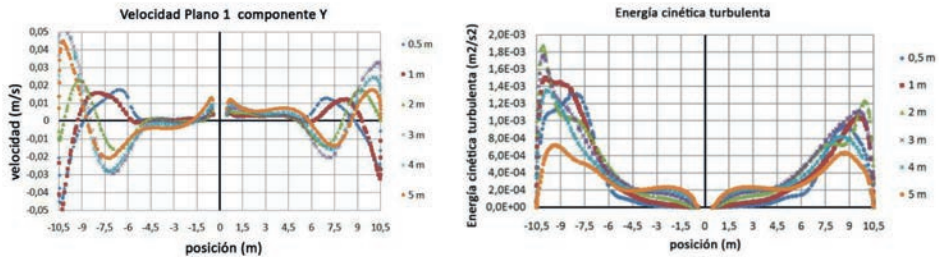


Figura 6.9. Resultados de la simulación CFD: componente vertical de la velocidad (izquierda) y turbulencia (derecha) en un plano dispuesto longitudinalmente en el digestor desde los 0.5 m hasta los 5 m

Adicionalmente, se calcularon los parámetros hidráulicos mostrados en las ecuaciones 1, 2 y 3 y cuyos resultados fueron: 6 h, 6.85 W/m³ y 29.55 s⁻¹ para DVTT, UP y G, respectivamente.. Un tiempo de renovación del flujo en el digestor de 6 horas, resulta superior al recomendado, sin embargo, la potencia empleada y el gradiente de velocidad se encuentran dentro de los valores recomendados.

Por otra parte, se puede realizar un análisis profundo teniendo en cuenta las diferentes componentes de la variable velocidad. En este caso, se muestra en la figura 6.9 (izquierda) el plano la componente vertical de la velocidad a diferentes alturas, donde cabe destacar la baja velocidad en la zona central del digestor hasta unos 5 m de radio. De la misma forma, se puede observar la

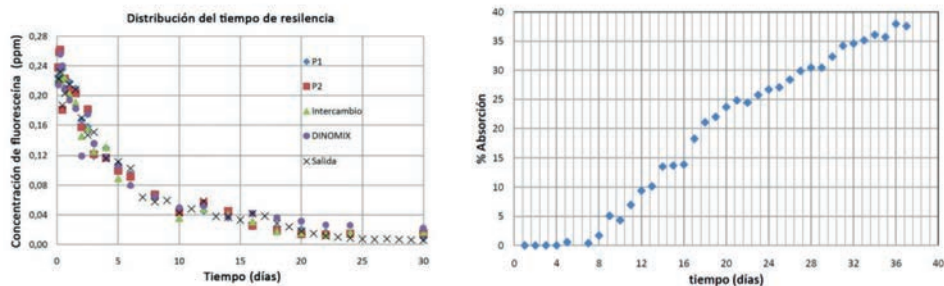


Figura 6.10. Representación gráfica de las curvas experimentales de la concentración de trazador en cinco puntos de muestreo (izquierda) y la absorción del trazador en el fango (derecha)

turbulencia en el interior del sistema, la cual es mínima para la zona central y cercana a la solera (figura 6.9, derecha).

En lo referente a los resultados experimentales, las curvas obtenidas en los cinco puntos de muestreo por la concentración de trazador (figura 6.10, izquierda) indicaron que el flujo en el interior del tanque se aproximaba al comportamiento de un reactor de mezcla completa (RCTA). Por otro lado, se pudo afirmar que la mezcla era bastante homogénea debido a que la evolución de la concentración de trazador en el tiempo se mantenía relativamente constante en el tiempo para los 5 puntos de muestreo, los cuales se localizan a diferentes alturas y ángulos en el tanque digester. Además, la disminución progresiva de la concentración en el tiempo sin discontinuidades, fue un indicador de que el grado de mezcla era suficiente.

Como se ha comentado anteriormente, resulta recomendable llevar a cabo un estudio en el laboratorio de forma paralela para determinar experimentalmente el grado de adsorción del trazador en el fango real. La curva obtenida en este caso (figura 6.10, derecha) presentó adsorción de trazador en el fango a partir del día 5, la cual aumentó progresivamente hasta valores relativamente elevados (39 %). Eso provoca que no se pueda obtener la DTR de forma completa y por tanto, no poder calcular el tiempo de residencia medio del sistema (ec. 6.5). Sin embargo, aunque se pueda afirmar que la fluoresceína sódica no es un trazador apto para este tipo de sistemas, se pudo obtener información valiosa a partir de las concentraciones medidas durante el tiempo inicial, dado que se asume adsorción nula durante el primer día. De esta forma,

el objetivo principal fue calcular el volumen muerto en el interior del digestor a partir de estos datos experimentales:

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} t * C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} = \frac{\sum_{i=1}^{\infty} t_i * C(t_i) \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{\infty} C(t_i) \Delta t_i} \quad (6.5)$$

Como se demostró que el flujo en el interior del digestor se encontraba mezclado, se pudo estimar un volumen muerto (ec. 6.7), calculado a partir de la concentración máxima inicial obtenida a la salida comparada con la concentración máxima inicial esperada (ec. 6.6), resultando ser de un 12,8 %. Este volumen muerto obtenido experimentalmente se comparó con el calculado mediante las simulaciones realizadas con el modelo CFD.

$C_{\text{inicial teórica}} = \frac{m(g)}{V_{\text{digestor}} (m^3)}$	(6.6)
$\% \text{Volumen muerto} = \frac{(\text{Conc. experimental} - \text{Conc. teórica})}{\text{Conc. experimental}} \times 100$	(6.7)

En bibliografía, se pueden encontrar diferentes criterios para definir y localización de zonas muertas en simulaciones CFD. Vesvikar y Al-Dahhan (2005) definieron como zona muerta más aceptada en la actualidad y, según la cual, todas las regiones con menos del 5 % de la velocidad máxima serían zonas inactivas o muertas. Esta definición ha sido utilizada por diferentes autores en los modelos CFD de digestores anaerobios en los últimos años (Bridgeman 2012, Hurtado, Kaiser y Zamora 2015). Por otro lado, Wu y Chen (2008) cambiaron la definición de zona estancada a aquellas localizaciones con velocidades menores de 0.001 m/s.

Por otro lado, también se realizaron simulaciones con partículas, atendiendo a criterios de otros autores (Karim et al. 2004, Karim, Thoma y Al-Dahhan 2007, López-Jiménez et al. 2015), aplicando la ley de Stokes para calcular la velocidad de sedimentación de diferentes tamaños de partículas, de modo que las zonas estancadas fueran las que tuvieran una velocidad axial menor que la velocidad de sedimentación de tales partículas, las cuales se pueden definir dentro del rango [0,002-0,0032] m/s.

Finalmente, se definió el volumen muerto bajo el criterio de considerar las zonas de baja velocidad comprendidas entre un 1 % y 5 % de la máxima

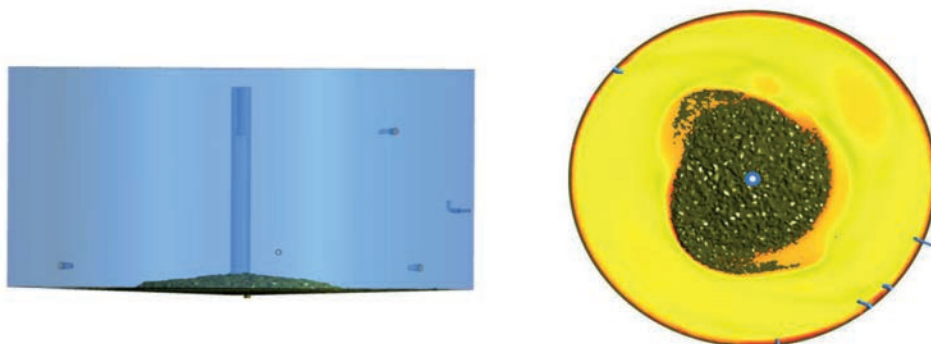


Figura 6.11. Visualización del volumen muerto obtenido en las simulaciones CFD

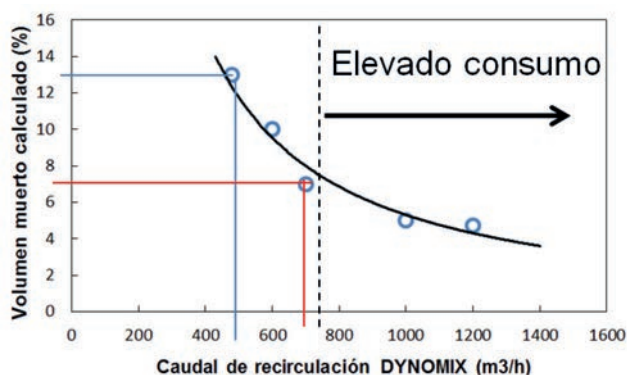


Figura 6.12. Representación gráfica de la evolución del volumen muerto respecto del caudal de recirculación

velocidad del tanque (Vesvikar y Al-Dahhan 2005). Así, se calculó un volumen muerto del 13 %.

Esta zona muerta se asoció a la baja velocidad del flujo que se produce en la zona central del tanque (figura 6.11), como consecuencia de la deficiencia del sistema de agitación y más concretamente del caudal de recirculación anormalmente bajo, que no lograba penetrar con suficiente velocidad hacia el centro del tanque. Finalmente, para comprobar que el caudal de recirculación era el causante del volumen muerto, mediante diferentes simulaciones

con el modelo CFD, se obtuvieron diferentes puntos de funcionamiento en función del caudal recirculado. Así, se calculó para cada caso el volumen muerto generado en el tanque dependiendo de la potencia de agitación. Como se puede observar en la figura 6.12, a mayor potencia de agitación, menor volumen muerto obtenido. Cabe destacar que a partir de una potencia dada, la disminución del volumen muerto resulta ser muy baja. Con esto se concluyó que con el caudal de agitación de diseño de $680 \text{ m}^3/\text{h}$ se producía un volumen intrínseco del sistema de un 7 %, que resulta muy costoso de reducir.

Como se ha citado anteriormente, un modelo CFD validado permite optimizar el diseño del sistema y proponer nuevos rediseños. En este caso, se estudió un tanque digestor similar al anterior pero con modificaciones en el sistema de agitación y en la configuración de la recirculación. Además, se realizó nuevamente un ensayo de trazadores con otros dos productos.

En este caso se estudió la modificación de la localización del tubo de succión de recirculación del caso anterior. Se comparó el digestor anterior con otro de igual volumen que disponía del mismo sistema de agitación; la nueva localización de la tubería de succión de recirculación, en lugar de mantenerse en la parte central, se trasladó a un lateral del digestor (figura 6.13). Por otra parte, la agitación de este digestor contó con un vehiculador de apoyo instalado en la solera del digestor; esta agitación extra se llevó a cabo de forma discontinua.

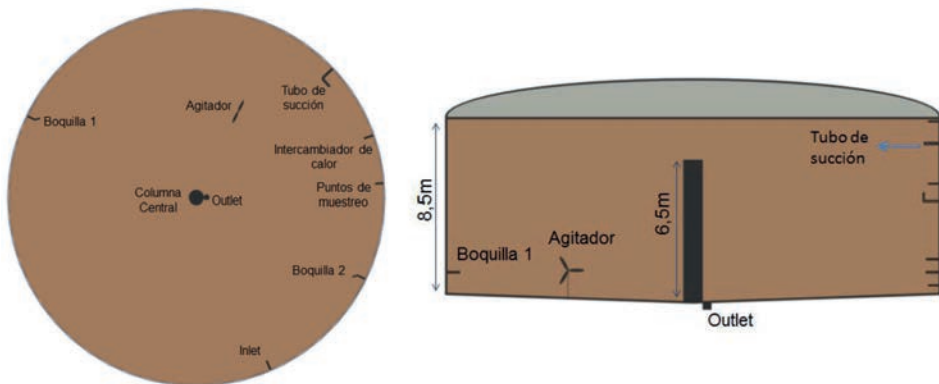


Figura 6.13. Croquis del digestor simulado con el tubo de succión en un lateral; vistas en planta (izquierda) y vista lateral (derecha)

Se elaboró el correspondiente modelo CFD a escala real y se realizó el cálculo del campo de velocidades del fluido en su interior; se muestran en la tabla 6.2 algunos de los resultados que se obtuvieron. Además, se pudo comprobar que la modificación de la localización del tubo de succión no ocasionaba un cambio significativo en el comportamiento en las líneas de flujo en el interior del tanque.

Tabla 6.2. Velocidades medias y máximas obtenidas mediante la simulación CFD

	Velocidad media	Velocidad máxima
Digestor con succión central	0.17 m/s	2.71 m/s
Digestor con succión lateral	0.19 m/s	4.39 m/s

A partir del conocimiento adquirido en la realización del ensayo experimental de trazadores inertes realizado en el digestor anterior, se llevó a cabo el ensayo mediante dos trazadores, el cloruro de litio (LiCl) y el bromuro potásico (KBr), con los siguientes objetivos:

- Realizar un ensayo experimental a escala real con dos trazadores para estudiar el comportamiento hidráulico del digestor.
- Elaborar un modelo CFD del digestor, validarlo experimentalmente y estudiar el comportamiento hidráulico tras las modificaciones en el diseño inicial del sistema de agitación.
- Comparar los dos trazadores y determinar la viabilidad técnico-económica de cada uno para futuros proyectos.

Se obtuvo una adsorción de los trazadores relativamente baja en el KBr y prácticamente despreciable en el LiCl. La realización del ensayo con LiCl presentó mejor comportamiento en las medidas realizadas a escala real, ya que se recuperó casi por completo la cantidad inicial de trazador introducido. Sin embargo, un ensayo utilizando este trazador resulta relativamente más caro que el KBr.

En lo referente a las curvas RTD obtenidas por los dos trazadores, estas resultaron ser muy similares y el tiempo de residencia medio calculado a partir

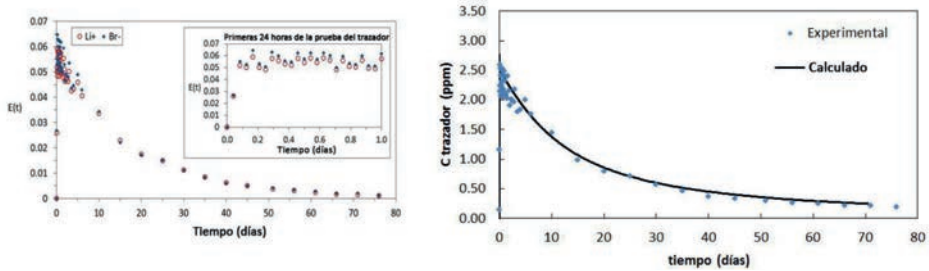


Figura 6.14. Curva RTD experimental de los dos trazadores empleados (izquierda) y curva RTD simulada mediante código CFD y los valores experimentales obtenidos (derecha)

de ellas muy próximo al tiempo de retención teórico (figura 6.14, izquierda). Las curvas experimentales, al igual que en el caso anterior, mostraron que el comportamiento hidráulico global, se corresponde al de un tanque agitado con un volumen muerto prácticamente nulo. La obtención del volumen muerto casi nulo se justificó con la agitación extra proporcionada por el agitador central que evita la acumulación de sólidos alrededor de la columna central, fenómeno previamente analizado en el anterior estudio.

Finalmente, se elaboró un modelo CFD en el que se reprodujeron las condiciones reales de funcionamiento del digestor. Se calculó la concentración de salida del trazador tras la inyección en pulso de trazador, obteniéndose resultados satisfactorios como muestra la figura 6.14 (derecha). A partir de la verificación del ensayo en planta, se puede considerar que el modelo CFD queda validado.

6.5. Simulaciones CFD en digestores mediante flujo multifásico

Además de la modelización de fenómenos de dispersión y reacción de componentes químicos en disolución, las herramientas de simulación CFD permiten el análisis de sistemas en donde intervengan mezclas de varios fluidos inmiscibles. La dinámica de estos sistemas, llamados genéricamente *sistemas multifásicos*, es extremadamente compleja dado que, además de tener que re-

solver las ecuaciones para cada fluido, hay que resolver los mecanismos de interacción entre las distintas fases.

En el caso de la digestión anaerobia, este tipo de simulaciones es de especial interés dado que en su funcionamiento intervienen tres fases: una fase líquida principal; una fase sólida en forma de sólidos suspendidos, y que englobaría todo el material particulado contenido en el fluido; y una fase gaseosa en forma de burbujas, que comprende el biogás generado por la digestión de la materia orgánica. La fase líquida se describe siempre en términos de un fluido continuo no newtoniano. La descripción de las fases sólida y gaseosa puede realizarse de distintas formas según el grado de exactitud que se requiera. Las formulaciones más completas tratan de resolver la interfaz de cada partícula (sólido o burbuja) y permiten resolver tanto fenómenos superficiales de erosión como el flujo interno del gas en las burbujas. Este tipo de simulaciones requieren, sin embargo, un elevado coste computacional que impide su aplicación incluso en sistemas tipo planta piloto, por lo que su uso se limita a investigaciones de carácter fundamental. Una formulación menos costosa consiste en la no resolución directa de las interfaces. En este caso, denominado *aproximación Lagrangiana*, las partículas quedan fundamentalmente descritas por la posición de sus centros y su trayectoria se calcula aplicando mecánica newtoniana. Al perderse información de las interfaces, estas simulaciones no son tan completas, pero su reducido coste computacional permite su aplicación en plantas piloto y sistemas industriales de reducido tamaño que involucren típicamente unos pocos miles de partículas. La formulación más extendida en el ámbito de la simulación en sistemas industriales, denominada *Euleriana*, está basada en promedios estadísticos sobre las partículas que se hallan dispersas en el flujo principal. Así, cada fase adicional se describe como un fluido continuo por lo que esta aproximación también se denomina modelo de dos, tres o cuatro fluidos (o multifluido en general). En este tipo de simulaciones se hace especialmente complicado describir los impactos entre partículas, dado que se pierde toda información sobre su localización. Para modelizar este tipo de fenómenos es necesario introducir técnicas de balance de población con modelos adecuados para la coalescencia y ruptura/erosión de partículas. Por contra, permiten abordar la simulación de sistemas industriales de gran tamaño con un coste computacional relativamente reducido.

Hasta la fecha hay pocos trabajos relacionados con la simulación multifásica de la digestión anaerobia, y en general se limitan a un análisis de las fases líquida y gaseosa, despreciando los efectos que pueda introducir la dinámica de la fase sólida, y desde un punto de vista *Euleriano* monodisperso, es decir, sin balance de población. Así, Vesvikar y Al-Dahhan (2005) publicaron un primer trabajo simulando el digestor a escala laboratorio caracterizado por Karim et al. (2004). Dado que la agitación en este digestor se realizó mediante la inyección de gas en el interior de una estructura tubular, la investigación se centró en la influencia de la geometría de dicha estructura sobre el campo de velocidades del líquido y el volumen de zonas muertas resultante. Respecto de la simulación, se consideró que el flujo está dominado por la flotación y el *drag*, utilizando el modelo de Grace para obtener el coeficiente de arrastre. El mismo sistema fue posteriormente analizado por Wu (2010a 2014) con el fin de optimizar el mezclado en el interior del tanque. Para ello se analizó la influencia de distintos sistemas de agitación, tanto mecánica como mediante aireación, y de sistemas de recirculación externa, encontrando que la mejor mezcla se obtiene al utilizar sistemas de agitación por aireación. Respecto de las simulaciones, en estos trabajos se realizó un gran esfuerzo por mejorar la descripción de la fase continua. Gracias a un estudio reológico se realizó una descripción no newtoniana del flujo, y se realizó también una extensa validación de los modelos de turbulencia más comunes concluyendo que los mejores resultados se obtienen utilizando el modelo SST $k-\epsilon$ con correcciones para números de Reynolds bajos. Respecto de la fase gas, de nuevo se consideró que el flujo está gobernado por la flotación y el arrastre, utilizando esta vez el modelo de Schiller-Nauman para el coeficiente de arrastre.

Recientemente, Dapelo, Alberini y Bridgeman (2015) simularon un digestor a escala planta piloto (4 litros) mediante una *aproximación Lagrangiana*, pero sin incluir efectos de ruptura y coalescencia. Aparte de un adecuado estudio reológico para la fase continua, se utilizó una correlación para el coeficiente de arrastre desarrollada específicamente para flujos no newtonianos (Dewsbury et al. 1999), así como la correlación de Tomiyama para la sustentación lateral. La extensa validación, fundamentalmente a nivel de velocidades de la fase líquida, da una alta fiabilidad a este tipo de simulaciones, pese a que su aplicación queda limitada a sistemas de reducido tamaño.

Por lo que respecta a la inclusión de la fase sólida, aún se encuentran grandes dificultades para su simulación CFD en digestores anaerobios. Yu et al. (2013) desarrollaron un *modelo Euleriano* con las tres fases en un reactor de 70 litros e implementaron un modelo específico para la simulación del movimiento de la parte sólida (Kinetic Theory of Granular Flow, KTGF). Las fases sólida y gaseosa se consideraron como monodispersas y de tamaño constante; se evaluó principalmente el efecto de la inyección de diferentes caudales de gas en el movimiento de las partículas sólidas de diferentes tamaños (Yu et al. 2013).

6.6. Necesidades futuras

Tras el análisis realizado sobre las recientes publicaciones de simulaciones en CFD de digestión anaerobia, se ha puesto de manifiesto que la implementación de modelos en tanques digestores a escala real en esta herramienta de simulación es incipiente. Sin embargo, aún queda largo camino por recorrer en cuanto al desarrollo de modelos matemáticos que puedan posteriormente implementarse en el software. Algunos de los fenómenos que deben estudiarse en profundidad son:

- La interacción entre las burbujas de biogás: su coalescencia y su ruptura en burbujas de diferentes tamaños.
- La aparición del biogás en el digestor producido por la microbiota anaerobia, puesto que siempre se introduce en el sistema a partir del sistema de agitación.
- La floculación y erosión de las partículas sólidas del fango anaerobio.
- La definición de la viscosidad del fluido en función de la concentración de sólidos.

Al análisis de los anteriores fenómenos habrá que añadirle la interacción entre las diferentes fases de estos mismos procesos.

Otro aspecto a mejorar es la introducción de una tercera fase sólida para la que será necesario analizar la distribución y comportamiento de la misma en el interior del digestor. Adicionalmente, el estudio de esta tercera fase será

necesario para la consecución de una correcta definición del volumen muerto en el interior de un digestor anaerobio. Como se ha señalado anteriormente, la observación del interior de los digestores es complicada a escala real, por lo que esta tarea será complicada de realizar. Por ello, en primer lugar habrán de desarrollarse modelos matemáticos robustos que puedan predecir el comportamiento de la fase sólida a escala de laboratorio. Esto vendrá unido al desarrollo de sondas, pruebas y diferentes técnicas para la caracterización de la fase sólida en este tipo de procesos.

Por otro lado, una de las necesidades básicas para el desarrollo de herramientas CFD es la validación de los modelos desarrollados por medio de datos experimentales del sistema. Para ello, siempre se hace necesaria una campaña de medición que defina, al menos de forma parcial, la hidrodinámica de las diferentes fases del sistema a analizar. En el caso de los digestores anaerobios algunas de las técnicas empleadas han sido: los trazadores inertes (ej. Meroney y Colorado 2009, Terashima et al. 2009); el rastreo automatizado de partículas radiactivas (*Computer Automated Radioactive Particle Tracking, CARPET*) (ej. Karim et al. 2004, Vesvikar y Al-Dahhan 2005); tintas, reacciones de neutralización o adición de partículas en digestores con paredes transparentes (Lindmark et al. 2014). Como ya se ha comentado, el problema de estos periodos de medición radica en las condiciones especiales del proceso de digestión anaerobia (hermetismo y ausencia de oxígeno) que limitan el acceso de sondas y la aplicación de diferentes pruebas o técnicas que sí que se realizan en otros campos de la ingeniería química.

Otro aspecto no menos importante y que mejorará la modelización del proceso de digestión anaerobia en CFD será la implementación de modelos bioquímicos como el ADM1 (Batstone et al. 2002). Esto permitirá abordar aspectos relacionados con el diseño de los tanques desde el punto de vista bioquímico:

- Estudiar nuevos diseños de digestores para mejorar el proceso teniendo en cuenta: geometría de los tanques, los elementos internos como deflectores, tuberías de succión o localización de agitadores.
- Optimización y nuevos diseños del sistema de agitación: evaluar la potencia necesaria en la agitación, caudal de recirculación, distribución de los puntos de impulsión, etc.

- Estudiar la homogeneidad del flujo para estudiar aspectos como la temperatura y la acidificación del digester.
- Seguimiento espacial de los diferentes compuestos (tiempo de mezcla de cosustratos).
- Estudiar la producción local de biogás para maximizar la transferencia y disminuir el metano soluble.

6.7. Conclusiones

El modelado matemático avanzado aplicado a digestores anaerobios resulta de gran utilidad en la explotación de EDAR municipales, ya sea para evaluar defectos en el funcionamiento del proceso u optimizar el sistema. Las técnicas basadas en simulación CFD se muestran como una herramienta complementaria a las que ya se aplican en la actualidad. Su uso es relativamente más complejo pero permite profundizar en el funcionamiento de los procesos, reproduciendo en mayor detalle y en 3D el comportamiento hidráulico en los tanques. Aunque con un alto coste de computación, este tipo de simulación presenta un gran avance con alto recorrido para el control de los tanques digestores, los cuales son operados actualmente como cajas negras, debido a su gran tamaño y limitaciones en la accesibilidad a su interior.

La técnica experimental de los trazadores inertes aplicada a digestores anaerobios resulta muy útil a la hora de conocer el funcionamiento hidráulico del tanque desde un punto de vista global. Cabe destacar la obtención del tiempo medio de residencia real y la detección de defectos de flujo, la cuantificación de volumen muerto en el interior del tanque, como la información más relevante que se puede extraer y que resultan más interesantes desde la explotación. Por otro lado, esta técnica permite la validación experimental de los modelos elaborados para reproducir el comportamiento del flujo.

Resulta necesario enriquecer los modelos CFD aplicados a digestores anaerobios a escala real para continuar con el desarrollo de este tipo de herramientas de simulación, de forma que en un futuro se pueda convertir en un instrumento predictivo que resulte de mayor utilidad en la explotación, tanto para el control como para proponer nuevos diseños en los que llevar a cabo esta operación. Para ello, será necesario profundizar en el conocimiento del

proceso bioquímico y adaptar y desarrollar nuevos modelos que reproduzcan los fenómenos que ocurren en el interior del digester. De la misma manera, a medida que avancen las herramientas de simulación, será necesario utilizar nuevos equipos y metodologías de medida que permitan una validación más exhaustiva.

Referencias

- APPELS, L., BAEYENS, J., DEGRÈVE, J. y DEWIL, R. (2008) «Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge», *Progress in Energy and Combustion Science*, 34(6), pp. 755-781. doi: 10.1016/j.pecs.2008.06.002.
- BATSTONE, D. J., KELLER, J., ANGELIDAKI, I., KALYUZHNYI, S. V., PAVLOSTATHIS, S. G., ROZZI, A., SANDERS, W. T., SIEGRIST, H. y VAVILIN, V. A. (2002) «The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1).», *Water Science and Technology*, 45(10), pp. 65-73. doi: 10.2166/wst.2008.678.
- BRIDGEMAN, J. (2012) «Computational fluid dynamics modelling of sewage sludge mixing in an anaerobic digester», *Advances in Engineering Software*, 44(1), pp. 54-62. doi: 10.1016/j.advengsoft.2011.05.037.
- CRAIG, K. J., NIEUWOUDT, M. N. y NIEMAND, L. J. (2013) «CFD simulation of anaerobic digester with variable sewage sludge rheology», *Water Research*, 47(13), pp. 4485-4497. doi: 10.1016/j.watres.2013.05.011.
- DANCKWERTS, P. (1953) «Continuous flow systems: Distribution of residence times», *Chemical Engineering Science*, 2(1), pp. 1-13. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0009250953800011?via%3Dihub>.
- DAPELO, D., ALBERINI, F. y BRIDGEMAN, J. (2015) «Euler-Lagrange CFD modelling of unconfined gas mixing in anaerobic digestion», *Water Research*, 85, pp. 497-511. doi: 10.1016/j.watres.2015.08.042.
- DAVIS, M. L. (2010) *Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice*.
- DEWSBURY, K., KARAMANEV, D., MARGARITIS, A. y DEWSBURY, K., KARAMANEV, D., M. (1999) «Hydrodynamic characteristics of free rise of light solid particles and gas bubbles in non-Newtonian liquids.», *Chemical Engineering Science*, 54(21), pp. 4825-4830. doi: 10.1016/S0009-2509(99)00200-6.

- FROMENT, G. F. y BISCHOFF, K. B. (1990) *Chemical reactor analysis and design*. 2nd ed.
- GUJER, W. (2007) *Systems Analysis for Water Technology*. Disponible en: <http://link.springer.com/content/pdf/10.1007/978-3-540-77278-1.pdf>.
- VAN HAANDEL, A. y VAN DER LUBBE, J. (2012) *Handbook of Biological Wastewater Treatment: Design and optimization of Activated Sludge Systems*.
- HURTADO, F. J. (2012) «Estudio fluidodinámico de un reactor de mezcla continua para la digestión de fangos provenientes de aguas residuales». Trabajo fin de periodo formativo, Universidad Politécnica de Cartagena.
- HURTADO, F.J., KAISER, A.S. y ZAMORA, B. (2015) «Fluid dynamic analysis of a continuous stirred tank reactor for technical optimization of wastewater digestion», *Water Research*, 71, pp. 282-293. doi: 10.1016/j.watres.2014.11.053.
- KADLEC, R. H. y WALLACE, S. D. (2009) *Treatment Wetlands*. 2.^a ed, *Treatment Wetlands, Second Edition*. 2.^a ed. doi: 10.1201/9781420012514.
- KARIM, K., THOMA, G. J. y AL-DAHMAN, M. H. (2007) «Gas-lift digester configuration effects on mixing effectiveness», *Water Research*, 41(14), pp. 3051-3060. doi: 10.1016/j.watres.2007.03.042.
- KARIM, K., VARMA, R., VESVIKAR, M. y AL-DAHMAN, M. H. (2004) «Flow pattern visualization of a simulated digester», *Water Research*, 38(17), pp. 3659-3670. doi: 10.1016/j.watres.2004.06.009.
- KARPINSKA, A. M. y BRIDGEMAN, J. (2016) «CFD-aided modelling of activated sludge systems - A critical review», *Water Research*, 88, pp. 861-879. doi: 10.1016/j.watres.2015.11.008.
- LATHA, S., BORMAN, D. y SLEIGH, P. A. (2009) «CFD multiphase modelling for evaluation of gas mixing in an anaerobic digester», en *4th European Biosolids and Organic Resources Conference and Exhibition*, pp. 1-15. Disponible en: <http://eprints.whiterose.ac.uk/10314/>.
- LAURENT, J., BOIS, P., NUEL, M. y WANKO, A. (2015) «Systemic models of full-scale Surface Flow Treatment Wetlands: Determination by application of fluorescent tracers», *Chemical Engineering Journal*, 264, pp. 389-398. doi: 10.1016/j.cej.2014.11.073.
- LEVENSPIEL, O. (1999) *Chemical reaction engineering*. 3.^a ed, *Ind. Eng. Chem. Res.* 3.^a ed. doi: 10.1021/ie990488g.
- LINDMARK, J., THORIN, E., BEL FDHILA, R. y DAHLQUIST, E. (2014) «Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 40, pp. 1030-1047. doi: 10.1016/j.rser.2014.07.182.

- LÓPEZ-JIMÉNEZ, P. A., ESCUDERO-GONZÁLEZ, J., MONTOYA MARTÍNEZ, T., FAJARDO MONTAÑANA, V. y GUALTIERI, C. (2015) «Application of CFD methods to an anaerobic digester: The case of Ontinyent WWTP, Valencia, Spain», *Journal of Water Process Engineering*, 7(April 2016), pp. 131-140. doi: 10.1016/j.jwpe.2015.05.006.
- MACMULLIN, R. B. y WEBER, M. (1935) «The theory of short-circuiting in continuous-flow mixing vessels in series and kinetics of chemical reactions in such systems», *Transactions of American Institute of Chemical Engineers*, 31(2), pp. 409-458.
- MERONEY, R. N. y COLORADO, P. E. (2009) «CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks», *Water Research*, 43(4), pp. 1040-1050. doi: 10.1016/j.watres.2008.11.035.
- METCALF & EDDY (2004) *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4th Edition. McGraw-Hill. doi: 10.1007/s13398-014-0173-7.2.
- PALLÁS, F. y VITORES, L. (2003) «Sistemes d'agitació dels digestors anaeròbics», en *Volum de ponències de les I Jornades Tècniques de Gestió d'Estacions Depuradores d'Aigües Residuals*.
- POTIER, O., LECLERC, J. P. y PONS, M. N. (2005) «Influence of geometrical and operational parameters on the axial dispersion in an aerated channel reactor», *Water Research*, 39, pp. 4454-4462.
- RIEGER, L., GILLOT, S., LANGERGRABER, G., OHTSUKI, T., SHAW, A., TAKÁCS, I. y WINKLER, S. (2013) *Guidelines for Using Activated Sludge Models*. London: IWA Publishing.
- SCHLICHT, A. C. (1999) *Digester Mixing Systems*.
- SOBRADOS, L., GÓMEZ, J., LASEHARAS, A. M. y GARCÍA, J. (2013) *Criterios para aplicación de fangos de depuradora en suelos: Estabilidad e Higienización*. Editado por CEDEX.
- TERASHIMA, M., GOEL, R., KOMATSU, K., YASUI, H., TAKAHASHI, H., LI, Y. Y. y NOIKE, T. (2009) «CFD simulation of mixing in anaerobic digesters», *Bioresource Technology*, 100(7), pp. 2228-2233. doi: 10.1016/j.biortech.2008.07.069.
- US EPA (1979) *Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal*. 625/1-79-0. Cincinnati, Ohio: EPA.
- VESVIKAR, M. S. y AL-DAHMAN, M. (2005) «Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD», *Biotechnology and Bioengineering*, 89(6), pp. 719-732. doi: 10.1002/bit.20388.

- WU, B. (2010a) «CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters», *Water Research*, 44(13), pp. 3861-3874. doi: 10.1016/j.watres.2010.04.043.
- WU, B. (2010b) «Computational fluid dynamics investigation of turbulence models for non-newtonian fluid flow in anaerobic digesters.», *Environmental science & technology*, 44(23), pp. 8989-8995. doi: 10.1021/es1010016.
- WU, B. (2011) «CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-Newtonian fluids in anaerobic digesters», *Water Research*, 45(5), pp. 2082-2094. doi: 10.1016/j.watres.2010.12.020.
- WU, B. (2014) «CFD simulation of gas mixing in anaerobic digesters», *Computers and Electronics in Agriculture*, 109, pp. 278-286. doi: 10.1016/j.compag.2014.10.007.
- WU, B. y CHEN, S. (2008) «CFD simulation of non-Newtonian fluid flow in anaerobic digesters», *Biotechnology and Bioengineering*, 99(3), pp. 700-711. doi: 10.1002/bit.21613.
- YU, L., MA, J., FREAR, C., ZHAO, Q., DILLON, R., LI, X. y CHEN, S. (2013) «Multiphase modeling of settling and suspension in anaerobic digester», *Applied Energy*, 111, pp. 28-39. doi: 10.1016/j.apenergy.2013.04.073.
- ZHANG, Y., YU, G., YU, L., SIDDHU, M. A. H., GAO, M., ABDELTAWAB, A. A., AL-DEYAB, S. S. y CHEN, X. (2016) «Computational fluid dynamics study on mixing mode and power consumption in anaerobic mono- and co-digestion», *Bioresource Technology*, 203, pp. 166-172. doi: 10.1016/j.biortech.2015.12.023.

7

Del estudio en laboratorio a la EDAR. Digestión en doble fase de temperatura en la EDAR de Alcoi

Portes Alemany, Néstor

Jefe de Explotación EDAR Alcoi. FACSA. Pda Els Algars, s/n. Cocentaina, España

Contacto: nportes@facsa.com

Néstor Portes Alemany

Pego, 1975. Licenciado en Biología Agroalimentaria y Biotecnología por la Universitat de Barcelona y Máster en Gestión y Explotación de plantas depuradoras de aguas residuales por la Fundación Bosch i Gimpera. Su carrera profesional se ha desarrollado, desde el 2001, casi íntegramente en la empresa Facsa, referente en el ciclo integral del agua, donde ha tenido la responsabilidad, como jefe de planta, de la explotación de numerosas EDAR de diferente tecnología y tamaño. Desde 2007, es jefe de planta de la EDAR de Alcoi, actualmente en fase de ampliación con una nueva línea de agua con tecnología MBR y dotada de un digestor mesófilo en su línea de fangos, también en fase de remodelación a digestor de doble etapa. La existencia de un tanque tampón, sus dos motores de cogeneración, con el calor disponible que ello supone, y el hecho de ser la única EDAR de la Comunidad Valenciana que exporta a red la totalidad de la electricidad generada por el biogás, hace de esta EDAR la candidata ideal para llevar a la práctica la tecnología desarrollada en los laboratorios.

Resumen

La EDAR de Alcoi se encuentra actualmente en fase de ampliación con una nueva línea de agua con tecnología MBR y dotada de un digester mesófilo en su línea de fangos, también en fase de remodelación. La existencia de un tanque tampón, sus dos motores de cogeneración, con el calor disponible que ello supone, y el hecho de ser la única EDAR de la Comunidad Valenciana que exporta a red la totalidad de la electricidad generada por el biogás, hace de esta EDAR la candidata ideal para llevar a la práctica la tecnología de digestión de doble fase desarrollada en los laboratorios.

En 2011, el departamento de I+D+I de la empresa Facsa, en colaboración con el centro tecnológico AINIA, arranca un proyecto de investigación, Sludge4energy, con el objetivo de mejorar la autosuficiencia energética de una estación depuradora a partir de los fangos que genera mediante la combinación simultánea de estrategias y un proceso de digestión anaerobia en doble fase de temperatura. El reto actual se centra en llevarlo a nivel industrial en la EDAR de Alcoi, intentando reproducir las bondades de este sistema.

7.1. Estudios previos

En 2010, tras la avería del secado térmico de la EDAR de Alcoi, la Entitat de Sanejament d'Aigües Residuals de la Comunitat Valenciana (EPSAR), encarga a la empresa Estudios, Proyectos y Planificación, S.A. un «análisis de alternativas de aprovechamiento del calor útil en la EDAR de Alcoi» con dos objetivos muy concretos:

- La optimización térmica de la línea de fangos y cogeneración y,
- El tratamiento avanzado de los lodos producidos en la EDAR.

En 2010, la publicación del 4º borrador de tratamiento de lodos hacía prever que la evolución de la normativa europea de aplicación de lodos en

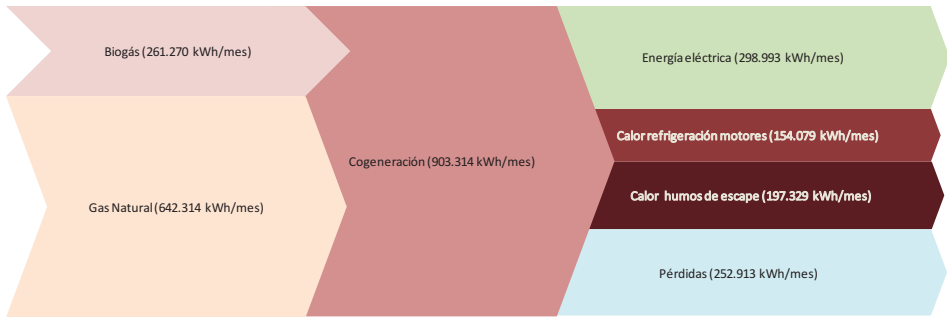


Figura 7.1. Disponibilidad de energía de la cogeneración de la EDAR de Alcoi

depuración no permitiría la aplicación de lodos que no hayan sido sometidos a un tratamiento avanzado, definiéndose como tal los siguientes:

- Compostaje en pilas, asegurando que el material consiga una temperatura de como mínimo 55 °C por un mínimo de 4 horas, en cada vuelta. Los montones serán volteados un mínimo de tres veces y alcanzarán su completa estabilización.
- Compostaje en túneles, asegurando que el material consiga una temperatura de como mínimo 55 °C por un mínimo de 4 horas y que alcance su completa estabilización.
- Secado térmico que asegure que la temperatura de las partículas de fango, está por encima de 80 °C, un mínimo de diez minutos con una reducción del contenido de agua, hasta por debajo del 10 %.
- Estabilización termófila aerobia ó anaerobia a una temperatura de como mínimo 55 °C por un período mínimo de 4 horas después de la última alimentación y antes de la siguiente extracción. La planta debe ser diseñada para operar a una temperatura mínima de 55 °C, y con el tiempo de retención suficiente para la estabilización del fango.
- Tratamiento térmico del fango líquido por un mínimo de 10 minutos a 80 °C, o 20 minutos a 75 °C, o 30 minutos a 70 °C seguido de una digestión mesofílica anaerobia a temperatura de 35 °C, con un tiempo de retención medio de 12 días.

- Acondicionamiento con cal (CaO) alcanzando un pH de 12,6 o más y manteniendo la temperatura a un mínimo de 55 °C durante 2 horas.

Asimismo, indicaba este borrador que el tratamiento debía cumplir las siguientes condiciones:

- El proceso será validado inicialmente para una reducción de 4 log₁₀, mediante un test de microorganismos tal como el Salmonella Senftenberg W 775 y ninguno de los huevos de Ascaris presentes en el fango tratado, será viable.
- El tratamiento conseguirá como mínimo una reducción de 4 log₁₀, en *Escherichia Coli*, con valores menores que 1 x 10³CFU/g MS.
- Una muestra de 1 g MS de fango tratado no contendrá más de 3 x 10³ esporas de *Clostridium perfringens*. Una muestra de 50 g MF no contendrá *Salmonella ssp*.

Además de estas imposiciones legislativas, la EDAR de Alcoi sufría las consecuencias de una línea de fangos infradimensionada, a nivel principalmente del digestor, la cual provocaba continuas derivaciones de fango a deshidratación sin digerir y algunas acidificaciones graves en el propio digestor por exceso de carga orgánica.

Para la selección de las alternativas viables se consideraron los siguientes criterios:

- Cumplimiento de las previsiones de la nueva Directiva de Lodos.
- Factibilidad económica.
- Tecnología probada a escala real y con instalaciones similares en funcionamiento.
- Posibilidad y garantías de funcionamiento en las condiciones particulares de la EDAR de Alcoi.

En una primera preselección de alternativas, debido a las limitaciones físicas de espacio, el estudio excluyó la posibilidad de aplicar tratamientos de compostaje, en pilas o en túneles. Asimismo, el estado del secado térmico (avería severa) y la experiencia acumulada en la EDAR con este tipo de tecno-

logía aconsejaban también su desestimación como alternativa a considerar. Por otro lado, el coste de los productos químicos y la incompatibilidad con el aprovechamiento del calor útil descartaban la evaluación del acondicionamiento con cal (CaO) como proceso de higienización.

Tras esta preselección, las alternativas evaluadas fueron las siguientes:

- Estabilización termófila aerobia o anaerobia. En este punto se descartó la digestión aeróbica, debido a que la EDAR disponía de digestión anaerobia mesófila y la aplicación de la digestión aeróbica requeriría la transformación completa del proceso (por otro lado, tampoco era coherente con el fin de aprovechamiento del calor útil). En la revisión de la Directiva europea de lodos, esta alternativa únicamente es aceptable si se opera en *batch*.
- Tratamiento térmico del fango líquido previo a la digestión mesófila. Dentro de este apartado se clasificaron dos tipos de tecnología, la pasteurización del lodo y la hidrólisis térmica.

En el estudio se analizaron en detalle estas tecnologías, evaluando una serie de criterios ponderados según el peso específico de cada uno de ellos en la toma de decisión.

ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS DE APROVECHAMIENTO DEL CALOR ÚTIL EN LA EDAR DE ALCOI					
CRITERIOS DE EVALUACIÓN	PESO				
	Digestión anaerobia termófila	Pre-pasteurización (BIGADAN)	Pre-pasteurización (ex profeso)	Hidrólisis térmica (CAMBI)	
CUMPLIMIENTO DEL 3º BORRADOR DE DIRECTIVA DE LODOS					
¿Se considera avanzado?	10	10	10	10	10
Reducción 4 log ₁₀ en <i>Salmonella Senftenberg W 775</i>	8	10	10	10	10
Ningún huevo de <i>Ascaris</i> viable	8	10	10	10	10
Reducción 4 log ₁₀ en <i>Escherichia Coli</i>	8	10	10	10	10
<i>Escherichia Coli</i> < 1·10 ³ UFC/grMS	8	10	10	10	10
Esporas <i>Clostridium perfringens</i> < 3·10 ³ /1grMS	8	5	5	5	10
Ausencia de <i>Salmonella</i> spp en 50 gr. ME	8	10	10	10	10
FACTIBILIDAD ECONÓMICA					
Costes de inversión	9	8	6	9	3
Costes de explotación	6	9	6	6	3
Vida útil	10	10	7	7	6
FIABILIDAD DE LA TECNOLOGÍA					
Inercia del sistema	6	3	6	6	7
FLEXIBILIDAD DE LA TECNOLOGÍA					
Capacidad de adaptación ante variaciones de carga	9	8	7	7	8
FLEXIBILIDAD DE LA TECNOLOGÍA					
Plazo de ejecución	8	9	8	7	8
ORIGEN DE LOS SUMINISTROS Y TECNOLOGÍA					
Plazo de ejecución	8	10	7	9	6
SUMA PONDERADA		919	830	865	787
MEDIA PONDERADA		8.06	7.28	7.59	6.90

Figura 7.2. Análisis de alternativas de aprovechamiento de calor útil en la EDAR de Alcoi

Entre las tecnologías evaluadas, el sistema de hidrólisis térmica (Cambi) se presentaba como la más óptima para el cumplimiento de los valores apuntados en el borrador, sin embargo, su viabilidad económica (costes de inversión y explotación) hacían descender su valoración final.

La digestión termófila, sin embargo, presentaba su viabilidad económica mucho más favorable pero contaba con una gran desventaja: la inercia del proceso, es decir, su inestabilidad frente a variaciones de carga y su posterior recuperación y puesta en marcha.

7.2. El proyecto Sludge4energy

En 2011, el departamento de I+D+i de la empresa Facsa, en colaboración con el centro tecnológico AINIA, arranca un proyecto de investigación, Sludge4energy, con el objetivo de mejorar la autosuficiencia energética de una estación depuradora a partir de los fangos que genera mediante la combinación simultánea de estrategias y un proceso de digestión anaerobia en doble fase de temperatura.

Un año antes, en el 2010, desde la EDAR de Castelló de la Plana, gestionada por FACSA, se propone realizar un proyecto de I+D+i con un innovador sistema de digestión anaerobia en dos fases de temperatura que permitiera tratar, de manera más eficiente, la totalidad del caudal de fango sin necesidad de reformar las instalaciones existentes, únicamente modificando los parámetros de funcionamiento de la propia digestión anaeróbica.

Los objetivos de este proyecto fueron:

- Mejora del balance económico de la instalación:
 - Reducción de los costes de explotación de la EDAR:
 - Reducción de factura por gestión de fangos generados.
 - Reducción de factura eléctrica de la instalación.
 - Aumento de los ingresos por venta de energía.
- Mejora de la eficiencia energética de la EDAR:
 - Incremento de producción de biogás para usos del propio proceso.
 - Diversificación de las fuentes de abastecimiento energético de la instalación.

- Mejora en la gestión de fangos de la instalación de la EDAR:
- Reducción del volumen final de fangos.
- Mejora de la calidad higiénica de los fangos generados.

7.2.1. El estudio en laboratorio

El acuerdo entre AINIA y FACSA, llegó en 2011, bautizando el proyecto con el nombre de SLUDGE4ENERGY (cofinanciado a través del proyecto INNPACTO IPT-2011-1669-920000). El objetivo era desarrollar un tratamiento de lodos combinando la digestión anaerobia en fases de temperatura apoyada con las tecnologías de ozonización como pre o post-tratamiento, optimizando la higienización de los fangos, incrementando la eliminación de los mismos y por tanto también la generación de biogás a partir de los lodos eliminados.

AINIA dirigió los ensayos a escala de laboratorio encaminados a obtener el rango de trabajo de las dosis óptimas de ozono, evaluando el proceso de disgregación del fango activado de la EDAR de Castellón, así como los parámetros de operación que optimizan la producción de biogás en un proceso de digestión anaerobia del fango ozonizado.



Figura 7.3. Planta piloto del proyecto Sludge4Energy en AINIA.

Estrategia	TRH D1 (d)	T (°C) D1
1	2	55
2	1	55
3	0,5	55
4	1	55
5	1	55
6	2	55
7	0,5	55
8	0,5	55
9	0,5	55
10	0,5	60
11	0,5	60

Figura 7.4. Diferentes variables establecidas en los ensayos

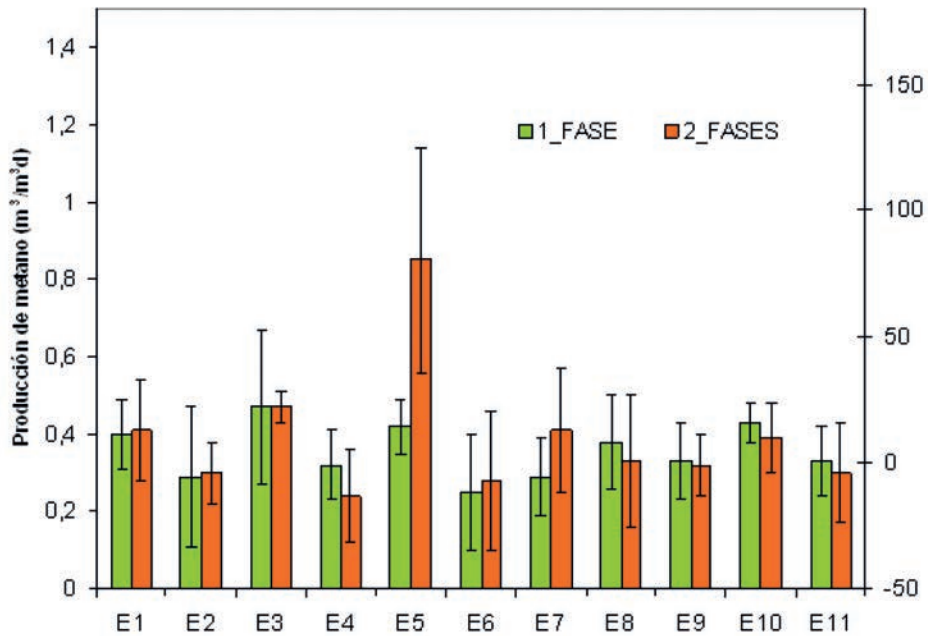


Figura 7.5. Producción de metano medido en las diferentes estrategias

En escala laboratorio se testaron numerosas configuraciones, modificando las variables de tiempo de retención hidráulico (TRH) y temperatura (T, °C) en el digester termófilo (1º etapa, D1):

La producción de metano (en m³ por volumen de digester y día) fue el parámetro más relevante para decidir la configuración óptima del sistema de digestión en dos fases:

Entre las conclusiones de estos ensayos, destacan:

- Hay una acidificación inicial debido a la separación de fases acidófila-termófila.
- Para mantener el pH < 7 en el digester termófilo-acidogénico, el TRH debe ser de 0.5 días
- El mejor rendimiento de biogás se produce con TRH=1 días.
- La temperatura de 55 °C mejor que 50/60 °C respecto producción biogás.
- La ozonización del lodo secundario no produjo efecto alguno.

Los datos de estos ensayos en laboratorio se utilizaron para diseñar y construir la planta piloto pre-industrial.

7.2.2. El estudio en planta piloto

La planta piloto se diseñó con el objetivo de mantener la relación de los volúmenes de los digestores existentes a escala real, de manera que los ensayos realizados pudieran ser extrapolables, en cuanto a tiempos de retención hidráulicos se refiere, a la instalación existente. Una vez puesta en marcha, se trasladaron las condiciones de operación óptimas halladas a escala de laboratorio, tanto del proceso de ozonización como del de digestión anaerobia, de modo que se verificaran a mayor escala los resultados obtenidos en laboratorio.

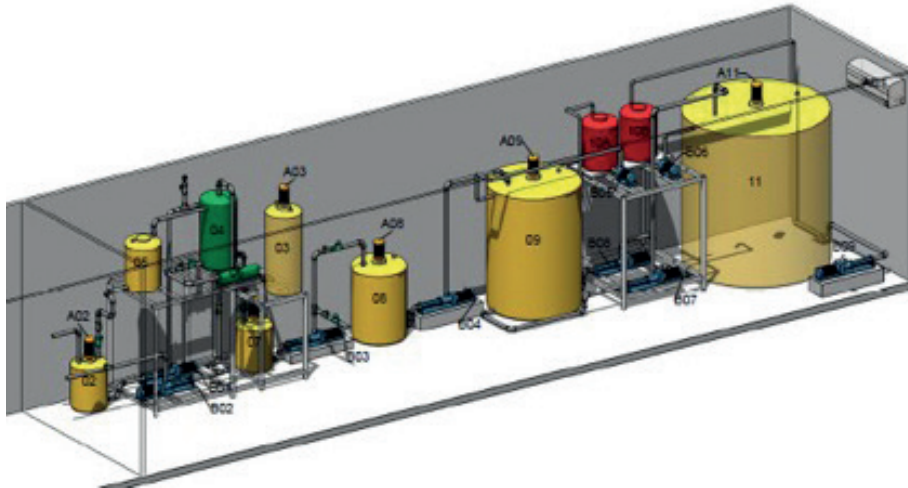


Figura 7.6. Diseño y ejecución de la planta piloto preindustrial

De entre los numerosos ensayos realizados en esta planta piloto, destacan los realizados de manera comparativa con diferentes procesos de digestión anaerobia. FACSÁ reprodujo a escala preindustrial cuatro posibles condiciones de trabajo sin aplicar ozono, y dos más con aplicación de ozono, todas ellas aplicables a cualquier EDAR:

- Condiciones de digestión mesófila con un tiempo de retención de 18 días. (E0)
- Condiciones de doble fase de temperatura. TRH = 7 días, repartidos en la fase termófila 2 días, mientras que en la fase mesófila el tiempo de retención fue de 5 días. (E1).
- Condiciones de digestión termófila con 20 días de tiempo de retención. (E2).
- Condiciones de doble fase de temperatura TRH = 14 días, 1 día de tiempo de retención en la fase termófila y 13 días de tiempo de retención en la fase mesófila. (E3).
- Condiciones de doble fase de temperatura TRH = 14 días, 1 día de tiempo de retención en la fase termófila y 13 días de tiempo de retención en la fase mesófila con preozonización. (E4).
- Condiciones de doble fase de temperatura TRH = 14 días, 1 día de tiempo de retención en la fase termófila y 13 días de tiempo de retención en la fase mesófila con postozonización. (E4).

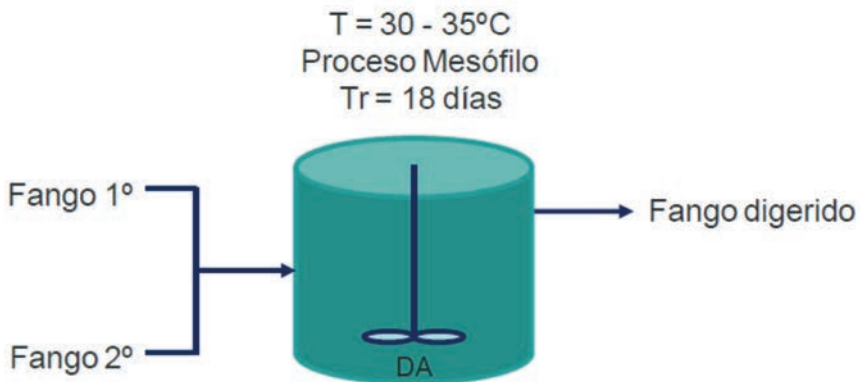


Figura 7.7. Configuración digestión mesófila

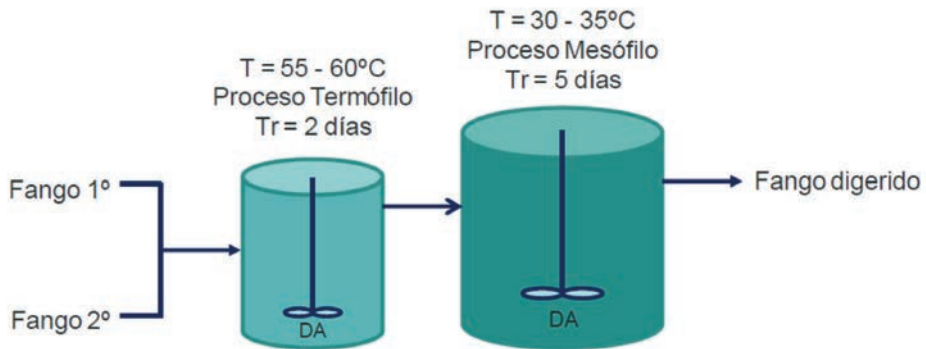


Figura 7.8. Configuración doble fase con 7 días de TRH

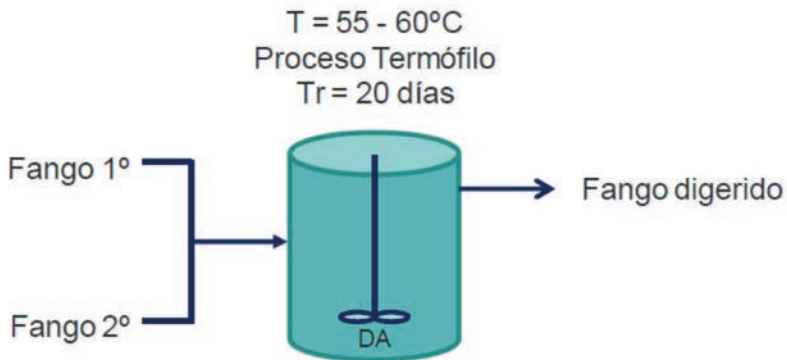


Figura 7.9. Configuración digestión termófila

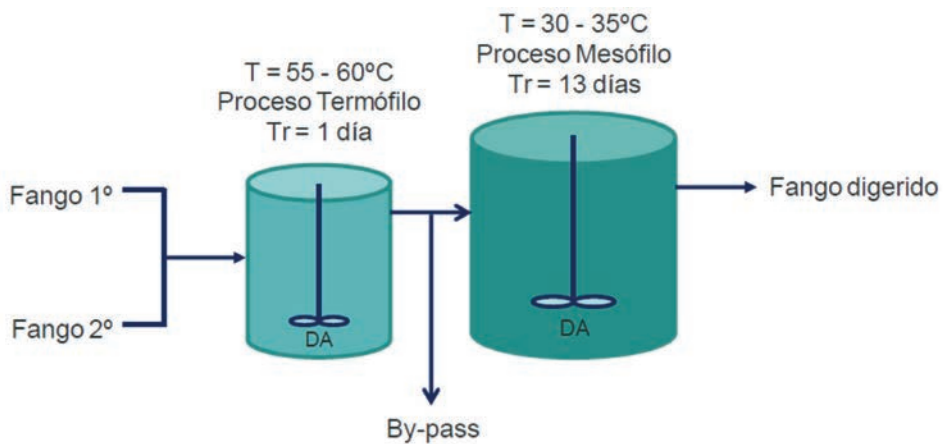


Figura 7.10. Configuración doble fase con 14 días de TRH

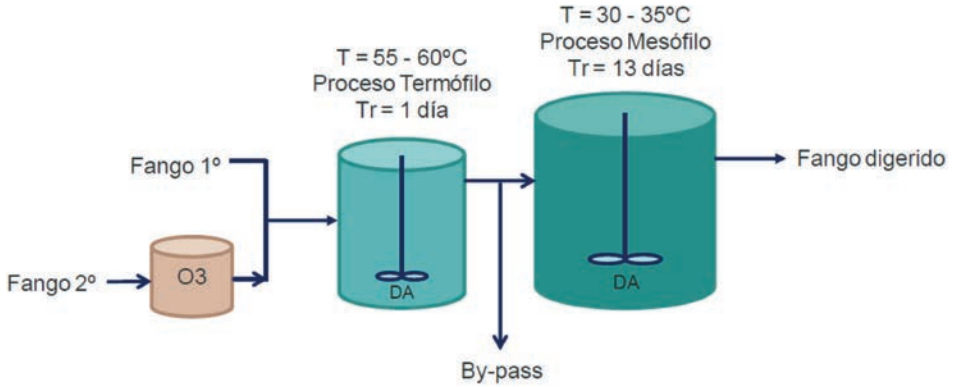


Figura 7.11. Configuración doble fase con 14 días de TRH con prezonización

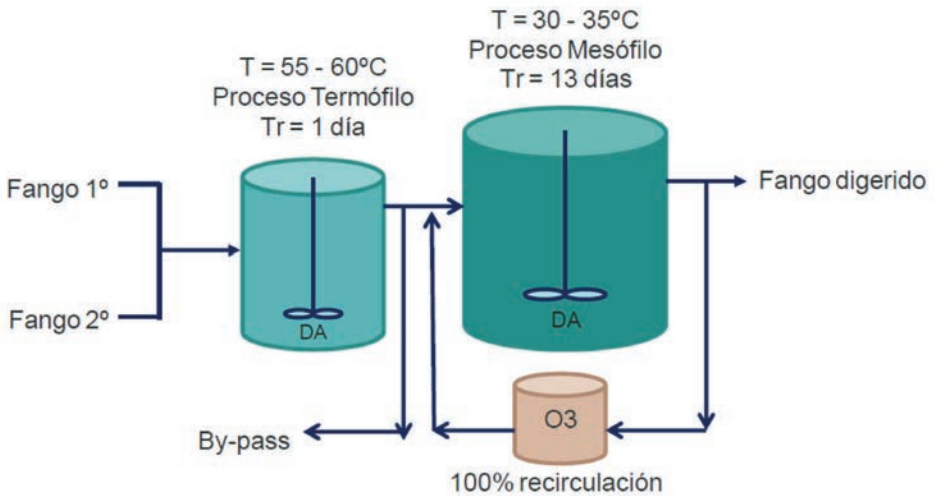


Figura 7.12. Configuración doble fase con 14 días de TRH con postzonización

El objetivo que se persiguió fue el determinar todos los parámetros significativos de la digestión en sus diferentes configuraciones, teniendo en cuenta que actualmente el proceso implantado es una digestión anaerobia mesófila, y comparar las ventajas e inconvenientes de cada una de ellas.

RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PROYECTO SLUDGE4ENERGY					
ESTRATEGIAS	%ST	%SV	Nm ³ /Kg SV eliminado	Nm ³ /Kg DQO eliminado	%CH ₄
E0	24	34	0,79	0,31	63
E1	19	37	0,93	0,82	75
E2	10	15	0,15	0,13	30
E3	35	47	0,98	0,52	69
E4	40	52	1,42	0,64	75
E5	35	45	1,11	0,31	79

Figura 7.13. Valor medio de los diferentes parámetros establecidos en el estudio comparativo

Cabe destacar que, en 125 días que duró la etapa de digestión termófila (E2), no se produjo el arranque del proceso, por lo que los datos de esta configuración son, evidentemente, los que presentan unos valores más desfavorables.

Si comparamos la digestión mesófila actual (E0) con las dos de doble etapa sin ozono (E1 y E3) vemos que, a pesar de trabajar con mucho menos tiempo de retención hidráulico, la reducción de sólidos totales es mayor en E3, y la reducción de SV es mayor en ambos casos de doble fase, mientras los parámetros de producción de biogás (Nm³ biogás/Kg SV eliminado y Nm³ biogás/Kg DQO eliminado) son más elevados en estas dos configuraciones, así como el porcentaje de metano en los digestores mesófilos de la doble etapa.

Con la aplicación de ozono, los resultados son bastante más ventajosos si es aplicado como pretratamiento en el lodo secundario (E4), frente a la doble etapa sin este tratamiento (E3) o con el ozono como post-tratamiento (E5).

Como inconveniente, respecto a la digestión mesófila cabe destacar la alta producción de sulfhídrico en los digestores termófilos, así como también en los mesófilos de doble etapa. Sin embargo, estas pruebas se hicieron con fango de la EDAR de Castellón, que contiene mucho más sulfhídrico que el de la EDAR de Alcoi, por lo que podría darse un incremento mucho menor que el aquí mostrado.

Como conclusión final del proyecto Sludge4Energy, se demostró que la digestión anaerobia en doble fase ha obtenido mejores resultados que la digestión anaerobia convencional siendo su configuración ideal la combinación con la preozonización (estrategia nº 4) con tiempos de retención de 1 día en el digester termófilo y 13 días en el digester mesófilo.

También se demostraron algunas de las desventajas de la digestión termófila, apuntadas por algunos autores, donde, se describen tiempos de puesta en marcha de la digestión termófila desde los dos meses al año y medio (Cabirol et al. 2003, De la Rubia et al. 2005), por lo que, en este tiempo no se produciría biogás ni reducción de sólidos volátiles en el digester de la EDAR.

7.3. Mejora digestión EDAR Alcoi

7.3.1. Mejora inicial: transformación de la digestión mesófila de la EDAR de Alcoi en digestión termófila

A finales de 2013, el Departamento de Licitaciones de FACSA presentó, en la licitación de la EDAR de Alcoi, una mejora destinada a la conversión del actual digester mesófilo de la EDAR en un digester termófilo, basada en el estudio previo de las diferentes alternativas al aprovechamiento del calor.

En ella se defendía que una de las alternativas tecnológicamente más extendidas y testadas era la transformación de la digestión anaerobia mesófila existente en un proceso termófilo mediante el incremento de la temperatura de funcionamiento del digester. Para que esta alternativa se incluyese como tratamiento avanzado según el último borrador de la Directiva de lodos, se requería el funcionamiento en discontinuo de la alimentación del digester, proceso fácilmente implementable mediante temporización de bombas de fango espesado.

También se basaba en la existencia de estudios contrastados (Rodríguez Morales 2010) que indicaban que cumplía con mayor rigor parámetros de reducción de Coliformes fecales, Salmonella y E. Coli, en comparación con la digestión anaerobia mesófila mejorada, es decir, precedida de una etapa con pretratamiento térmico a 70 °C durante 30 minutos.

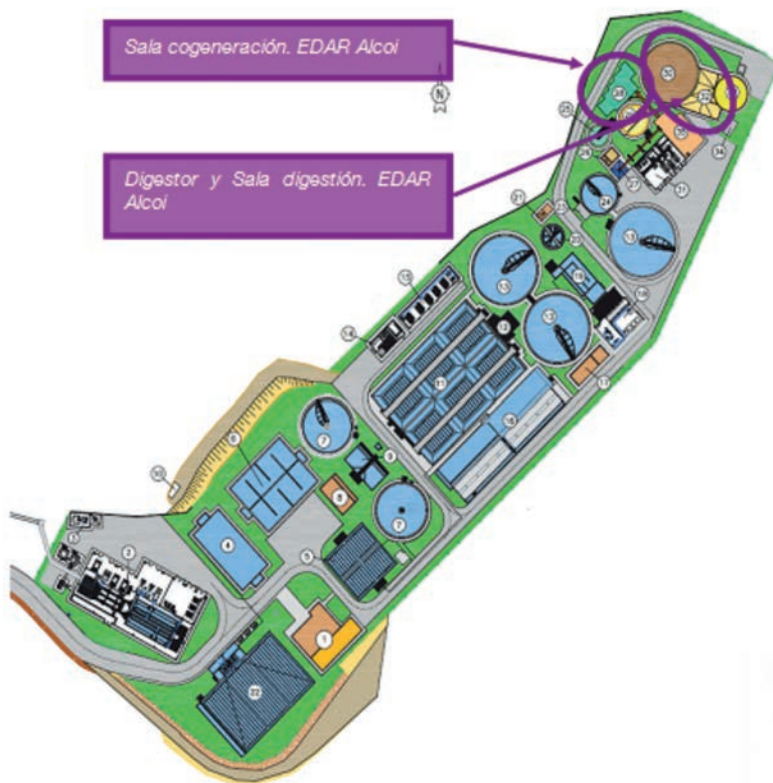


Figura 7.14. Ubicación de los elementos implicados en las modificaciones de la mejora de digestión termófila en la EDAR de Alcoi

Con estas actuaciones se pretendía afrontar de manera decisiva los siguientes aspectos:

- Aumento de la capacidad del digestor para el tratamiento de la totalidad de los lodos de la EDAR, evitando así posibles acidificaciones, y permitir la entrada de otros residuos (codigestión).
- Tratamiento avanzado de los lodos producidos en la EDAR para el cumplimiento de la nueva directiva de aplicación de fangos en agricultura.
- Aumento de la generación de biogás y por tanto de la autosuficiencia energética, así como de su calidad, mejorando el rendimiento del motor de biogás.

Como desventaja más seria de la digestión termófila se señalaba la demanda de calor requerida para sostener la temperatura en ese régimen, ya que supone un coste económico difícilmente justificable respecto a la digestión mesófila, sin embargo este inconveniente no tiene lugar en la EDAR de Alcoi, ya que a raíz de la parada del secado térmico, se dispone de suficiente energía térmica procedente de los motores de cogeneración, para el mantenimiento del digestor en régimen termofílico.

7.3.2. Mejora optimizada: digestión de la EDAR de Alcoi: conversión del digestor mesófilo a digestor de doble fase termófilo-mesófilo

Con los resultados del proyecto Sludge4Energy, se estableció una duda razonable: la duración del tiempo de aclimatación desde la fase mesófila a la termófila.

En la bibliografía consultada para la transformación de mesófilo a termófilo (De la Rubia et al. 2005) recomendaban el paso gradual del proceso mesofílico a termofílico, aumentando la temperatura no más de 1 °C al día, por lo que se esperaba conseguir el cambio completo al cabo de un mes de terminar las obras de ejecución de la mejora.

Para la conversión de un digestor mesófilo a otro termófilo hay que remarcar que la población metanogénica capaz de adaptarse desde condiciones mesofílicas hasta termofílicas es relativamente pequeña, por lo que es necesario facilitar su aclimatación y su crecimiento (Goberna et al. 2009).

Sin embargo, los resultados arrojados en la estrategia E2 del proyecto Sludge4Energy, eran los más desfavorables debido a que, en 125 días que duró la etapa de digestión termófila, no se produjo el arranque del proceso, reduciéndose los rendimientos de eliminación de SV y la generación de biogás hasta límites testimoniales.

Estos resultados hicieron plantearse al departamento de explotación de FACSA la modificación del proyecto de conversión de digestión mesófila a digestión termófila, por una conversión a digestión de doble fase.

En la digestión de doble fase, además de utilizar la digestión termófila en sus primeras etapas de hidrólisis y acidogénesis, que son las más limitantes pero rápidamente adaptables a las condiciones de alta temperatura, se con-

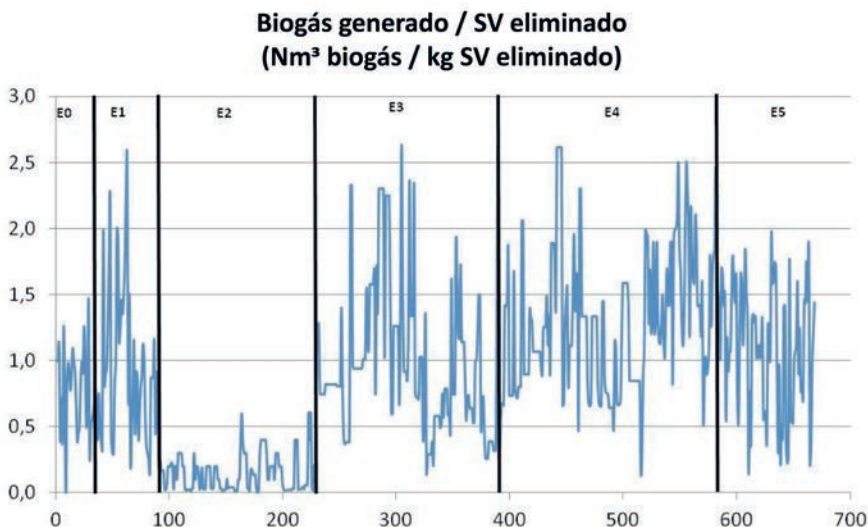


Figura 7.15. Producción específica de biogás en las diferentes estrategias

serva la digestión mesófila en el mismo digestor actual, por lo que no hay un cambio radical de la digestión, sino una ampliación de la misma.

Esto permite pasar de una tipología a otra de manera continua, sin vaciar ningún elemento ni esperar el tiempo requerido de arranque, que en el caso de los procesos metanogénicos termófilos son, como hemos visto, muy largos. Si, además, se mantienen las ventajas de la digestión termófila monoetapa, (aumento de la producción de biogás, aumento en la reducción de volátiles, etc.) esta configuración será claramente ventajosa.

Para convencernos de las posibilidades reales de la tecnología de digestión de doble fase, personal técnico de la empresa FACSA y de la administración visitaron dos EDAR con este tipo de tecnología: Wilhemshaven y Erkelenz, en Alemania. Su fiabilidad y estabilidad acabaron de convencernos de la viabilidad del proyecto de mejora de la digestión anaeróbica de Alcoi.

Su implantación en la EDAR de Alcoi hace necesaria la modificación integral de toda la línea de fangos. Esta EDAR dispone, en su línea de fangos, de espesador, donde son enviados los fangos primerizados (los excesos del

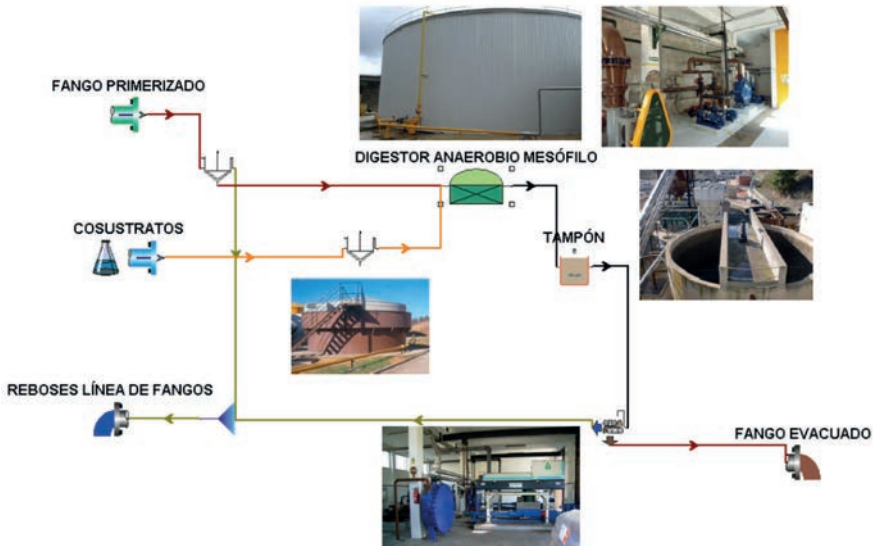


Figura 7.16. Línea de fangos de la EDAR de Alcoi

reactor biológico son enviados al tanque de homogenización donde coagulan gran parte de la materia coloidal del influente y se enriquecen a la vez que lastran y se unen al fango primario propiamente dicho en la decantación primaria), no utilizando el flotador para el espesamiento de los excesos.

Además se introducen numerosos cosustratos originados en la industria agroalimentaria que, junto a estos fangos primerizados, constituyen la alimentación del digestor mesófilo. El rebose del digestato se acumula en un depósito tampón, donde se acumula para su posterior deshidratación en horas nocturnas y, finalmente es evacuado completamente deshidratado.

Para mantener la temperatura de digestión termófila (35 °C), se dispone de un intercambiador fango-agua donde se recircula fango del digestor y agua procedente del circuito secundario de refrigeración de los motores de cogeneración. Este circuito pasa por dos intercambiadores más donde, originalmente se calentaba el fango a deshidratar, pero que en la actualidad no se utilizan por no producir ningún beneficio sobre la deshidratación.

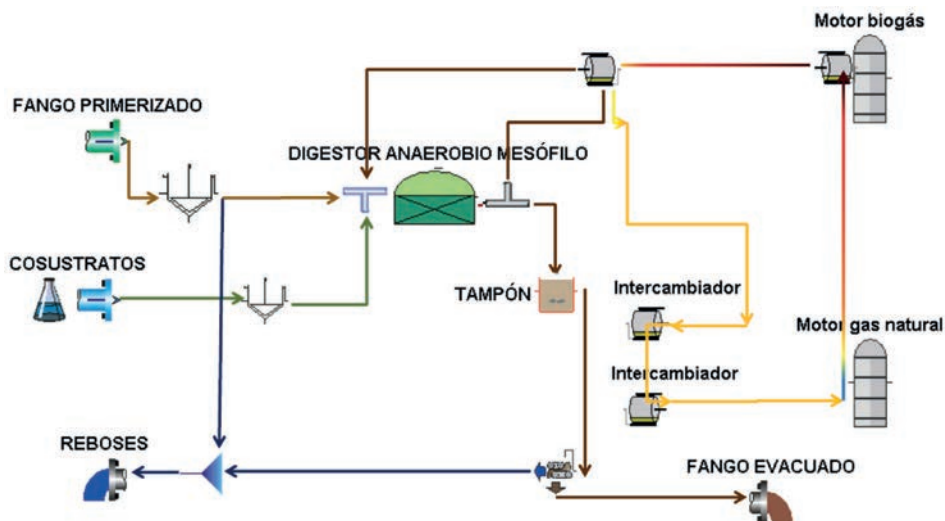


Figura 7.17. Línea de fangos y agua del circuito secundario de refrigeración de los motores de cogeneración de la EDAR de Alcoi actual

Las modificaciones estructurales para la conversión a digestión de doble etapa afectan tanto a la línea de fangos como a este circuito secundario de refrigeración de los motores de cogeneración y su diseño responde a la necesidad de asegurar el mantenimiento de las temperaturas de una primera fase termófila ($55\text{ }^{\circ}\text{C}$), como a la necesidad de refrigerar la segunda fase mesófila, ya que esta va a ser alimentada con fangos a esa temperatura.

Así pues, se ha diseñado la instalación de un intercambiador fango-fango que refrigerará el fango de recirculación del digestor mesófilo con el fango procedente del espesador, que a la vez se precalentará en ese intercambiador y en el antiguo intercambiador del digestor, esta vez con agua del circuito secundario de refrigeración de los motores. El fango espesado llegará de esta forma a una temperatura de $60\text{ }^{\circ}\text{C}$, mientras funcione al menos el motor de biogás, momento en el cual será introducido en el digestor termófilo.

El digestor termófilo mantendrá la temperatura a $55\text{ }^{\circ}\text{C}$ gracias al intercambio de calor entre el circuito secundario de refrigeración de los motores y el fango de este en recirculación, a través de los dos intercambiadores situados en la sala de deshidratación. Parte del caudal recirculado termófilo pasará al digestor mesófilo desde donde se purgará a deshidratación directamente.

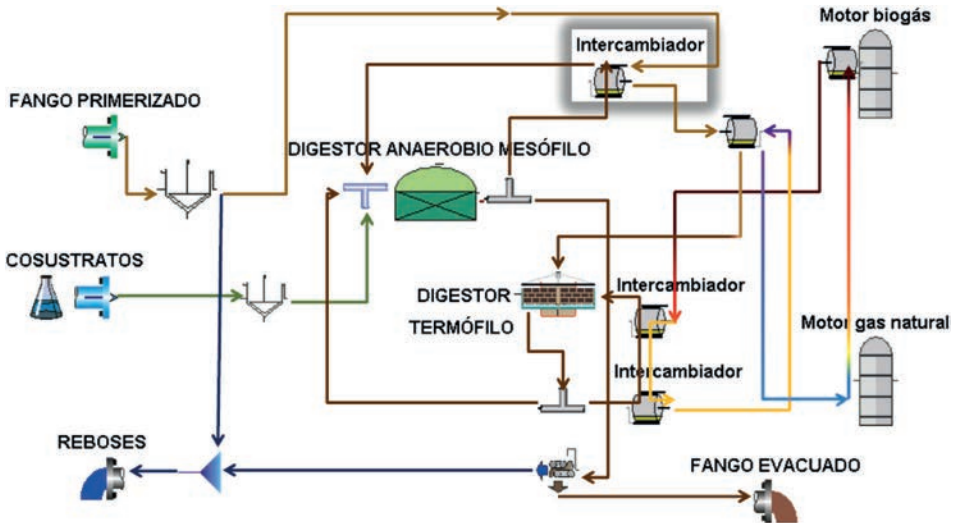


Figura 7.18. Línea de fangos y agua del circuito secundario de refrigeración de los motores de cogeneración de la EDAR de Alcoi propuesta en la mejora

7.4. Proyecto ST03RE

En su apuesta por la digestión en doble fase, FACSA, junto con AINIA, CEBAS-CSIC, ESAMUR e IPROMA, han dado un paso más en estos momentos con la ejecución del proyecto Life ST03RE (ref. LIFE/14ENV/ES/000150), que es cofinanciado por el programa LIFE de la Comisión Europea LIFE 2014 dentro del subprograma LIFE ACTION GRANTS Environment, con presupuesto total de 1.957.874 € y que presenta un período de ejecución de 3 años (2015-2018), cuyos objetivos son:

- Reducir el impacto de los purines y de los fangos de depuradora en las aguas superficiales y acuíferos.
- Reducir la huella de carbono y las emisiones de gases de efecto invernadero.
- Promover la reutilización de fangos y purines con el fin de reciclar los nutrientes (P y N).
- Garantizar un fertilizante que cumpla con las futuras normativas legales aplicables a la aplicación de lodos en agricultura: baja carga en patógenos y microcontaminantes.



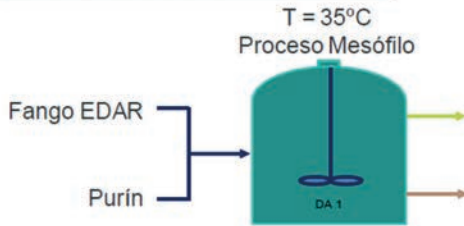
Figura 7.19. Logotipo del proyecto Life STO3RE

Para ello, el proyecto marca unos hitos tecnológicos que permitan cumplir los objetivos marcados:

- Diseñar y validar un sistema de codigestión anaerobia, energéticamente sostenible del que se obtenga un fertilizante de alta calidad.
- La tecnología que se va a aplicar consiste en la combinación de:
 - Digestión anaerobia con dos etapas a diferente temperatura
 - Oxidación con ozono
 - Cavitación hidrodinámica

Su viabilidad energética y el cumplimiento de los parámetros biológicos más estrictos permitirán en un futuro el tratamiento conjunto de los lodos de depuradora y purines en aras de la sostenibilidad ambiental.

✓ **PROCESO CONVENCIONAL**



✓ **PROCESO STO3RE**

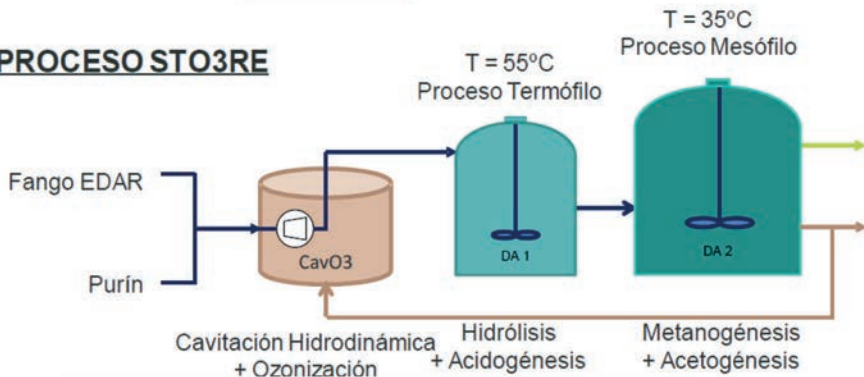


Figura 7.20. Configuración del proceso STO3RE

Referencias

- SILVESTRE, G.; RUIZ, B. (AINIA); CABRERA, V.; QUEROL, S.; GARCIA, M.; CASTELL, D.; BASIERO, L.; TORMOS, I. FACSA. Planta Piloto de Digestión Anaerobia Combinando Ozono y Digestión en Doble Fase de Temperatura. «SLUDGE4ENERGY». LIFE STO3RE (ref. LIFE/14ENV/ES/000150)
- CABIROL, N, FERNÁNDEZ, F.J., MENDOZA, L., NOYOLA, A. (2003). Acclimation of mesophilic anaerobic sludge to thermophilic conditions: PCR genera detection methodology. *Water Science & Technology* 48(6):81-6.
- DE LA RUBIA MA, ROMERO LI, SALES D, PÉREZ M. (2005). Temperature conversion. (mesophilic to thermophilic). of municipal sludge digestion. *AIChE J* 51: 2581–2586

- RIAU, V., DE LA RUBIA, M.A, FORSTER-CARNEIRO, T., PÉREZ, M. (2007). Comparación entre la digestión anaerobia mesofílica y termofílica de los lodos de depuradora; SMALLWAT 07)
- RODRÍGUEZ MORALES, J.A. (2010) «Estudio comparativo de diferentes tecnologías de Higienización de lodos de depuradora con fines para su reutilización». Tesis doctoral, UPM.
- GOBERNA, M., INSAM, H. y FRANKE-WHITTLE, L.H. (2009) «Effect of biowaste sludge maturation on the diversity of thermophilic bacteria and archaea in an anaerobic reactor» Applied and Environmental Microbiology, vol75, pp. 2566-2572.

8

El biogás. Una económica y ecológica fuente de energía. Necesidad de la limpieza para su aplicación

J. Reina Hernández
Dpto. Biogás
Energy & Waste S.L.
Cardaire 31, 1º 4º 08221 Terrassa-BCN, España

Contacto: jreina@ewtech-ing.com

Joaquín Ángel Reina Hernández

Natural de la ciudad de Manzanillo Provincia Granma-Cuba. Graduado en 1982 como ingeniero químico por la Universidad de Oriente Cuba y doctor ingeniero industrial por la Universitat Politècnica de Catalunya 1999. Profesor de la Universidad de Holguín 1983-1996. Asesor técnico en las fábricas Cerveza Mayabe y de Gases Industriales de Holguín Cuba 1989-1994. Durante su labor en dicha Universidad obtuvo diferentes reconocimientos y premios, entre ellos, la Condición de Vanguardia Nacional del sindicato de la Ciencia y la Educación Superior 1986, así como varios premios de la Academia de Ciencia de Cuba. 1987, 1989 y 19991. Director del Dpto. de I+D+i de la empresa medioambiental Hera Holding Barcelona España 2000-2004, desarrolla varios proyectos pioneros en el uso y aplicación del biogás y el tratamiento de residuos, entre ellos, la primera planta de *upgrading* del biogás del gobierno español 2002-2004. En 2006 crea la empresa Energy & Waste. Como resultado de su trabajo de I+D+i y la introducción de varias tecnologías en el Mercado ha obtenido diferentes premios, entre ellos, Salón de la Innovación de Genera 2012, la revista *Tecnoenergía* del Grupo TPI -2012, Mejor Práctica Empresarial 2014 Colegio de Ingenieros Industriales de Cataluña. Las tecnologías desarrolladas están aplicadas, tanto en América, África del Norte, como en España.

Resumen

El biogás procedente de la depuración de aguas residuales (EDAR) constituye un valioso material para la producción de energía, biocombustibles o la elaboración de productos químicos. Para un adecuado uso del biogás se hace necesario su limpieza.

Por otro lado, el biogás se presenta, como el principal sustituto del gas natural, ya sea para su aplicación como biocombustible para la automoción o para su inyección en la red.

En el presente trabajo se presentan diferentes casos prácticos para su limpieza y el modelo aplicado en cada caso, así como la técnica de absorción química para la obtención de biometano a partir del biogás.

8.1. Introducción

Los continentes y países dependientes de las energías fósiles, como Europa, y dentro de España, mira cada vez más, y con mayor interés, las energías renovables y apuesta por el desarrollo de las mismas como fuentes de su futuro desarrollo.

El biogás procedente de diferentes orígenes, constituyen una valiosa materia para la producción de energía, productos químicos y biocombustibles. Para su uso y aplicación se hace necesario eliminar de él todos los componentes perjudiciales.

Por ello, las instalaciones de limpieza constituyen una parte fundamental en un sistema de producción y aprovechamiento del biogás.

Por otro lado, el biogás se presenta como el principal sustituto del gas natural, ya sea para su aplicación como biocombustible para la automoción o para su inyección en la red. Para ello, se requiere eliminar de él, el mayor contenido posible de CO_2 , uno de sus principales componentes, con la finalidad de aumentar su porcentaje en metano (CH_4) lo máximo posible.

8.2. Desarrollo

8.2.1. Conceptos básicos

8.2.1.1. El biogás debe de mirarse desde dos puntos de vista

Desde el punto de vista de proceso. Es el gas procedente del proceso de digestión anaerobia de la fracción orgánica de la materia. Este gas se caracteriza por su contenido en metano (CH_4) que es quien da su característica como biocombustible.

Desde el punto de vista técnico. Es un gas multicomponente, tanto en su composición básica (CH_4 , CO_2 , H_2 , O_2 , N_2 y CO , $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$), como en sus componentes perjudiciales (NH_3 , siloxanos, hidrocarburos halogenados y pesados, H_2S , partículas, espumas, etc.). Es decir, es una mezcla de gases.

8.2.1.2. Tipos de biogás según su origen o procedencia

- De sistemas no controlados o naturales. Por ejemplo, de vertedero, caracterizados por la presencia de siloxanos, hidrocarburos halogenados y pesados y en ocasiones H_2S . Para conocer el funcionamiento de este tipo de instalaciones se necesita hacer arte con la ciencia.
- De sistemas controlados. Digestores. En los cuales, tanto el proceso, como el reactor dónde se desarrolla el proceso y sus condiciones de operación son seleccionadas y controladas. Se dice que es pura técnica su funcionamiento.

Dentro de esta última categoría se encuentra el biogás procedente del tratamiento de aguas residuales (EDAR), caracterizado por la presencia de siloxanos, H_2S , NH_3 , partículas, espumas y a veces hidrocarburos principalmente los halogenados.

La tabla 8.1 muestra la composición típica del biogás procedentes de la digestión de diferentes tipos de materias y origen.

Tabla 8.1. Biogases procedentes de diferentes orígenes.
Elaborada por Commbs, J. (1990). Actualizada por Reina, J. (2010)

Gases	Residuos Agrícolas Agricultural Waste (%)	Lodos de depuradora WWTP Sludge (%)	Residuos Industriales Industrial Waste (%)	Vertederos, RSU MSW Landfills (%)	Efecto Effect
Metano / Methane	50-80	50-80	50-70	45-65	Combustible
CO ₂	30-50	20-50	30-50	34-55	Inerte Inert
Vap H ₂ O	Saturación Saturation	Saturación Saturation	Saturación Saturation	Saturación Saturation	Perjudicial Harmful
H ₂	0-2	0-5	0-2	0-1	Combustible
H ₂ S	100-7000 ppm	0-1	0-8	0.5-3000 ppm	Corrosivo Corrosive
NH ₃	50-100 mg/m ³	Trazas Traces	Trazas Traces	Trazas Traces	Corrosivo Corrosive
CO	0-1	0-1	0-1	Trazas Traces	Combustible
N ₂	0-1	0-3	0-1	0-20	Inerte Inert
O ₂	0-1	0-1	0-1	0-5	Corrosivo Corrosive
Siloxanos Siloxanes	NR	0-100 mg/m ³	NR	0-50 mg/m ³	Abrasivo Abrasive
HCH	NR	Trazas Traces	NR	10-4000 mg/m ³	Perjudicial Harmful

NR: No reportados | NR: Not Reported.
HCH: Hidrocarburos pesados y halogenados (Cl, F, Br) | HHC: Heavy hydrocarbons and halogenated compounds (Cl, F, Br)

Como se observa en la tabla 8.1 la composición del biogás está íntimamente ligada al tipo de materia involucrada en el proceso de digestión anaerobia y al tipo de sistema utilizado para su producción.

Como se aprecia en la tabla 8.1, el biogás procedente de los sistemas controlados se caracteriza por tener, de manera general, una mayor concentración en metano (CH₄) y una menor concentración tanto en dióxido de carbono (CO₂), como en oxígeno (O₂) y nitrógeno (N₂), lo que le da mayor facilidad para ser transformado en biometano de alta calidad, y a su vez, mayor producción de energía por su elevado PCI.

8.3. Tecnologías para su limpieza

Acondicionamiento. Es dar al biogás el grado de limpieza, humedad, temperatura y presión requerida para su futura aplicación o uso.

Limpieza. Eliminación parcial o total de los componentes indeseables para su aplicación como biocombustible.

Enriquecimiento. Elevar el porcentaje en CH₄ hasta valores similares al del gas natural (PCI elevado y constante).

¿Qué componentes se deben reducir/eliminar y por qué?

Vapor de agua. El vapor de agua disminuye drásticamente el PCI del biogás, así como, facilita la formación de ácidos corrosivos. Debido al contacto con gases ácido, como el CO₂ y el H₂S, cuando el vapor de agua condensa forma un condensado con determinado grado de acidez.

Hidrocarburos. Particularmente aquellos que poseen cloro (Cl) y flúor (F) favorecen la corrosión de las partes internas de las máquinas. En el caso de los hidrocarburos pesados, estos son los responsables de la formación de aldehídos en los gases de escape y el retardo del motor en la operación del motor.

Sulfuro de hidrógeno (H_2S). Prevenir la corrosión y evitar concentraciones tóxicas, así como evitar la formación de óxidos de azufre (SO_2) que posibilita la formación del ácido sulfuroso (H_2SO_3) que es altamente corrosivo.

Siloxanos. Evitar la deposición de sílice en las diferentes partes internas del motor.

Se hace necesario la limpieza del biogás para lograr.

- Un óptimo funcionamiento de las máquinas (motores, turbinas, calderas, pilas de combustible, etc.) involucradas en su aprovechamiento como biocombustible.
- Reducción del coste de mantenimiento (reparación y cambio de piezas) de los equipos, máquinas y accesorios presentes en este tipo de instalación.
- Una vida útil prolongada de las máquinas y equipos utilizados para su bombeo, extracción y compresión (soplantes y compresores).
- Una mejora en las emisiones de los gases de escape de las máquinas motoras.
- Evitar concentraciones tóxicas al ser humano responsable de la explotación de este tipo de instalación.

Métodos de limpieza del biogás.

En general existen tres métodos de limpieza del biogás. Estos se pueden dividir en:

Específicos. Son los que se destinan a eliminar un solo tipo de componentes en particular de la mezcla de gases. Como es el caso de la eliminación del sulfuro de hidrógeno (H_2S) y del contenido de humedad (vapor de agua). Para ello, se utilizan las técnicas siguientes:

Reducción de H_2S . Biofiltros, filtros de hierro, lavadores químicos, carbón activo impregnado.

Reducción de humedad. Enfriamiento y condensación.

Generales. Son aquellos que pueden eliminar más de un componente a la vez de la mezcla de gases. Por ejemplo:

Carbón activo. Elimina siloxanos, hidrocarburos, parcialmente el H_2S , etc.

Combinados. Son aquellos en que se combinan diferentes técnicas, tanto para la eliminación de varios componentes, como para el acondicionamiento del gas. Este método es uno de los más aplicados y que mejores resultados se obtienen. Tal es el caso de:

Reducción de humedad, siloxanos e hidrocarburos. Para ello se combinan el enfriamiento, la condensación y la adsorción en carbón activado.

Una instalación de biogás en una estación de tratamiento de aguas residuales (EDAR) dedicada a la producción de energía, cuenta de tres partes fundamentales.

Producción del biogás. Digestor. Existe una amplia gama de estos equipos en dependencia del tipo de materia a tratar (líquidos/sólidos), temperatura, humedad de trabajo, sistema de agitación y posición.

Planta de captación y limpieza. Tuberías, accesorios y equipos (pote de condensados, separadores de espumas, filtros de partículas, filtros de grava). Soplante y sus auxiliares (apagallamas, juntas de expansión etc.). Antorcha y gasómetros.

Sistema de producción de energía. Calderas, motores, pila de combustible, turbinas y recuperadores de calor.

Partes componentes básicas de una instalación de limpieza del biogás basada en métodos combinados.

Deshumidificación/secado del biogás. Eliminación de humedad y trazas de hidrocarburos principalmente los pesados. Dentro de los equipos que por lo general conforman esta etapa se encuentran separadores de humedad basados en principios mecánicos, intercambiadores de calor y máquina de refrigeración.

Sistema de limpieza. Eliminación de siloxanos, hidrocarburos halogenados y sulfuro de hidrogeno (H_2S). Una de las técnicas más aplicada es la adsorción en carbón activo, tanto sin impregnar como los impregnados y otros tipos de adsorbentes no orgánicos, como el óxido o el hidróxido de hierro.

Dentro de los equipos que por lo general conforman esta etapa se encuentran: filtro de carbón activo, membranas y lavadores.

Modelos tecnológicos o patrones en la limpieza del biogás en estaciones de depuración de aguas residuales (EDAR).

Estos patrones se pueden clasificar según su ubicación dentro de la instalación de biogás en:

- Modelos tecnológicos en línea de baja presión. $\Delta P \leq 100$ mbar. Son los que por lo general se ubican entre el reactor y el sistema de almacenamiento y distribución del biogás (gasómetros).
- Modelos tecnológicos en línea de alta presión $\Delta P > 100$ mbar.

Son lo que se ubican, por lo general, entre el sistema de distribución y el uso o aprovechamiento del biogás.

Dentro de cada modelo se pueden encontrar diferentes configuraciones que dependerán de los componentes que se desean eliminar y en qué lugar de la instalación se desean eliminar los mismos.

Modelos tecnológicos en línea de baja presión. $\Delta P \leq 100$ mbar.

La figura 8.1 muestra uno de los modelos tecnológicos aplicados en la línea de baja presión. Esto se debe a que los reactores biológicos en este tipo de instalación, por lo general, trabajan a presiones no superiores a los 20 mbar y entregan el biogás al gasómetro o sistema de distribución a un nivel de presión inferior a este valor.

En este modelo se considera que la desulfuración del biogás, es decir, la eliminación del sulfuro de hidrógeno (H_2S) se realiza en origen por cualquiera de las técnicas existentes.

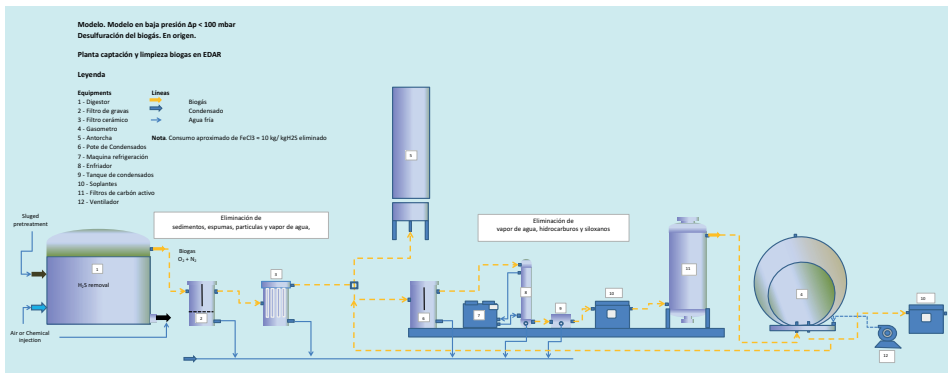


Figura 8.1. Modelo tecnológico en baja presión. Elaboración propia



Figura 8.2. Planta de limpieza del biogás de la EDAR Los Tajos. San José de Costa Rica. Constructora Acciona aguas. Cortesía de Energy & Waste S.L. Elaboración propia

Este modelo es un modelo complejo, pues además de requerir mucho más equipamiento que el modelo de alta presión, de no existir una buena correlación entre el trabajo del reactor y el gasómetro, se debe tener en cuenta el valor de la presión de aspiración de la soplante no sobrepase determinados límites de vacíos para no afectar tanto al trabajo, como a la cúpula del biorreactor.

La figura 8.2 muestra un ejemplo práctico de este tipo de modelo tecnológico.

La ventaja principal de este modelo es que el gasómetro almacena un gas limpio listo para ser usado en cualquier sistema de generación de energía. Almacenar un gas limpio garantiza, a su vez, una mayor vida útil de gasómetros, equipos auxiliares y máquinas. Por otro lado, en caso de cualquier fallo del gasómetro las emisiones son menos contaminantes.

Modelos tecnológicos en línea de alta presión $\Delta P > 100$ mbar.

La figura 8.3 muestra uno de los modelos tecnológicos aplicado en la línea de alta presión, es decir aquello donde el diferencial de presión por necesidad del consumidor es superior a los 100 mbar.

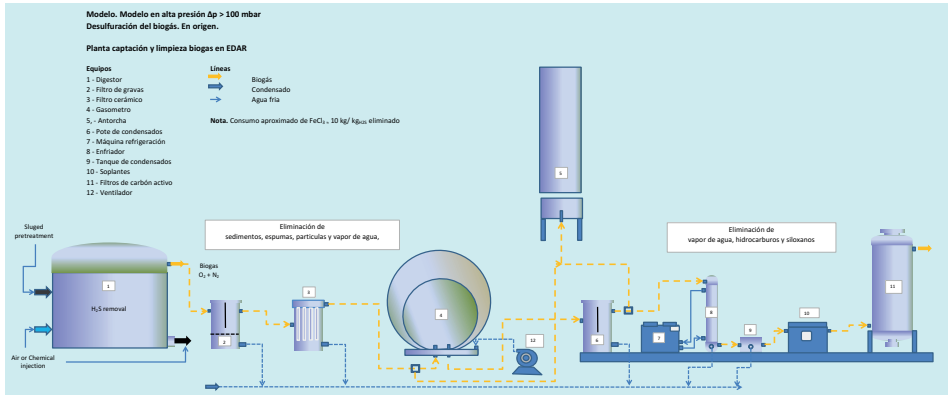


Figura 8.3. Modelo tecnológico en alta presión. Elaboración propia

Este modelo es el más común en el mercado de limpieza del biogás. Se aplica al biogás que va a ser utilizado en los sistemas de cogeneración directamente en EDAR, donde se requiere, en muchos casos, un diferencial de presión superiores a los 100 mbar.

En este modelo, al igual que el anterior, se considera que la desulfuración del biogás, es decir, la eliminación del sulfuro de hidrógeno (H_2S) se realiza en origen por cualquiera de las técnicas existentes.

Este por lo general, conlleva menos equipamiento para su operación, que el modelo de bajo diferencial de presión, y a su vez, menos requisitos en cuantos a sus condiciones de operación.

Otra ventaja de este modelo es que sólo se limpia el biogás que se va a consumir, y por tanto, el gas que va a antorcha, por diferentes razones, sobreproducción o parada de la planta de cogeneración, programadas o no programadas, no es un biogás limpio.

La figura 8.4 muestra un ejemplo práctico de este tipo de modelo tecnológico aplicado en la EDAR Alcalá Oeste-Madrid que gestiona el grupo Acciona aguas.

Las tecnologías aplicadas en ambos casos, ejemplos prácticos 8.2 y 8.4, es la tecnología Biolimp-MPdry desarrollada por el grupo Energy & Waste. S.L., como resultado de su trabajo de I+D+i en el sector de la limpieza del biogás de EDAR.



Figura 8.4. Planta de limpieza del biogás EDAR Alcalá Oeste, Madrid. Elaboración propia. Canal Isabel Segunda Gestión. Constructora Acciona aguas. Cortesía de Energy & Waste S.L.

Esta tecnología se caracteriza por:

- Estar optimizada en cuanto al consumo de energía y reactivo. Para ello, cuenta con un recuperador de energía, es decir, un economizador.
- Una operación automática.
- Reducir simultáneamente tanto humedad, hidrocarburos halogenados y siloxanos, como parcialmente H_2S y NH_3 , según necesidades del cliente.
- Ser un sistema compacto. Lo cual reduce espacio y facilita el mantenimiento.
- Reducción, tanto de la humedad relativa, como de la humedad absoluta del biogás.
- Estar basada en método de combinación de limpieza del biogás.

8.4. Tecnologías para el enriquecimiento (biometano)

Actualmente existen cinco tecnologías que compiten en el mercado de producción del biometano a partir del biogás. Estas tecnologías son:

- Absorción química. Mediante el uso de un reactivo selectivo
- Lavado con agua a alta presión y baja temperatura. Esta puede ser:
 - Con recirculación del agua usada.
 - Sin recirculación del agua usada.
- Técnicas de Absorción. Conocida también como tamices moleculares. Dentro de ella la más común es la de:
 - Presión oscilatoria (PSA)
- Separación criogénica.
- Separación por membranas.

Dentro de ellas las más aplicadas por orden de introducción en el mercado son:

El lavado con agua a alta presión y baja temperatura y la absorción química. Mediante el uso de un reactivo selectivo en este caso un tipo de amina.

La tecnología desarrollada por Energy & Waste S.L. es la tecnología basada en la absorción química utilizando como reactivo la monoethanolamina. Este reactivo es selectivo y solo elimina componentes como el CO₂ y el H₂S.

La figura 8.5 muestra el diagrama de flujo y etapas que se requieren para la producción del biometano a partir del biogás mediante la tecnología de absorción en monoethanolamina.

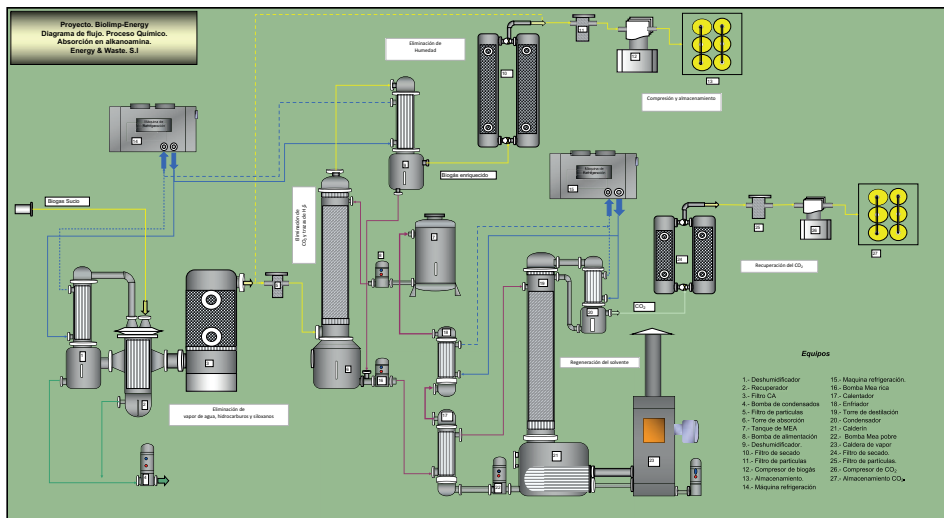


Figura 8.5. Diagrama de flujo de las operaciones básicas de la tecnología basada en proceso químico para la producción de biometano. Elaboración propia

Estas etapas son:

- Acondicionamiento/limpieza del biogás. Eliminación de compuestos indeseables, humedad, partículas, siloxanos, etc.
- Concentración del biogás en CH_4 por eliminación de los gases ácidos: CO_2 y H_2S . Por absorción química en un reactivo selectivo.
- Regeneración del solvente por destilación fraccionada.
- Secado del biometano resultante del proceso de concentración del biogás y odorización del mismo.
- En caso de que el biometano se utilice como combustible para la automoción se requiere su compresión, almacenamiento y dispensaje.

La figura 8.6 muestra una planta para la producción de biometano usando la técnica de lavado químico mediante amina ubicada en Sweden.

La planta se dedica a la producción de biometano para la alimentación de vehículos para la automoción.



Figura 8.6. Planta para la producción de biometano usando la técnica de lavado en monoethanolaminas (MEA). Cortesía de Purac Puregas

La planta tiene dos etapas bases una de absorción donde se produce el enriquecimiento del biogás, es decir, eliminación del CO_2 y otra de recuperación del solvente usado, en este caso la monoetanolamina. La recuperación del solvente se realiza por desorción vía destilación donde también se trabaja a baja presiones, es decir, presiones que no superan un (1) bar.

Las principales ventajas de esta tecnología para la producción de biometano son:

- Opera a bajas presiones, 250 mbar son suficiente para una adecuada operación. Lo que reduce coste de equipamiento, consumo de energía y perdidas de metano (CH_4) por solubilidad.
- El reactivo químico utilizado es selectivo. Se reducen a un máximo las pérdidas de metano (CH_4). El metano es 21 veces más contaminante que el CO_2 .
- El proceso se sustenta en una reacción ácido-base débil, lo cual facilita el control de la tecnología.
- Fácil y bajo coste de tratamiento de los efluentes del proceso. El principal efluente de este proceso es el CO_2 , dado su alta pureza (> 98 %) puede ser recuperado para otros usos (llenado de extintores de incendio, producción de hielo seco, industria de bebidas y licores, alimentación de cultivo de algas, industria de extracción del petróleo, etc.).
- La demanda eléctrica del proceso no supera los 0.15 kWh/Nm³ de biogás crudo.

Referencias

- IR. A.H.H.M. SCHOMAKER, ING. A.A.M. BOERBOOM, DR. IR. A. VISSER, ING. A.E. PFEIFER (2000). Anaerobic Digestion of Agro-Industrial Wastes: Information Networks. Technical Summary on Gas Treatment.
- IEA Bioenergy. Biogas upgrading and utilisation. Task 24: Energy from biological conversion of organic waste.
- MORENO. B., GROPELLI. E. y CAMPANELLA. E. (2010). Revisión de las principales tecnologías de purificación de biogás. Ciencia y tecnología 10.

- PERSON, M. (2003). Evaluation of upgrading techniques for biogas. School of Environmental Engineering. Lund Universiti. Sweden.
- R. HUPPMANN, H.W. LOHOFF, H.F.SCHRÖDER, FRESENIUS J. (1996). Cyclic siloxanes in the biological waste water treatment process- Determination, quantification and possibilities of elimination, Anal. Chem., 354 (66-71).
- REINA, J. et al. (2002). Plant for biogas treatment for its use as biofuel. Proceedings 9º Congreso Mediterráneo de Ingeniería Química. Barcelona.
- REINA, J. (2005). From the biogas to vehicle fuel. Study of CO₂ absorption in a packed column. 10º Congreso Mediterráneo de Ingeniería Química. Barcelona- Spain.
- REINA, J. (2007). Biogás para la automoción (BPA) o su inyección en la red de gas natural (BPR). InfoEnviro.
- REINA, J. (2008). Biolimp-Siloxa. Planta multipropósito para la limpieza del biogás. Infoenviro
- REINA, J. (2013). Technological models in the biogas cleaning plant in the WWTP. Machinery, equipment and accessories in the biogas plant facility. Water Today.

9

Experiencias de codigestión en plantas de biogás agroindustrial en España. Adaptación a los sustratos locales y la variabilidad del mercado de residuos

Luis Puchades Rufino
Biovic Consulting S.L.
Calle Dr. Marañón, 7, 46200 Paiporta, València

Contacto: lpuchades@biovic-consulting.es

Luis Puchades Rufino

Valencia, 31.08.1980. Ingeniero agrónomo por la Universidad Politécnica de Valencia (ETSIA-UPV). Actualmente es Vicepresidente de la Asociación Española del Biogás (AEBIG). Su actividad profesional se ha centrado en los proyectos de biogás agroindustrial para la valorización de residuos de la industria agroalimentaria. En 2007 creó la empresa Biogas Nord España S.L., filial española de la multinacional alemana de biogás Biogas Nord AG. En 2009, establece la empresa Ludan Renewable Energy España S.L., filial nacional de la multinacional israelí Ludan, empresa que dirige hasta 2016. Ha participado en el diseño, construcción y puesta en marcha de 10 plantas de biogás agroindustrial en España, y más de 25 proyectos en el ámbito internacional (Alemania, Holanda e Israel). A su vez, a través de la empresa Biovic consulting S.L., creada en 2009, de la que es su socio principal, ha desarrollado diversos proyectos de gestión de residuos, producción de cultivos energéticos y alimentarios, y participación societaria en plantas de biogás agroindustrial, como la presente en la Vall d'Uixó, en la misma provincia de Castellón.

Asimismo, es accionista de la empresa Energy Container Solutions S.L., que ha suministrado equipamientos técnicos a diversas plantas de biogás en España y el extranjero. Autor de más de 15 artículos científicos y divulgativos

en el sector del biogás, director de diversos proyectos de i+D (Life+, H2020) y desde el año 2012 miembro de la Asociación Española del Biogás, de la que ostenta la vicepresidencia desde el año 2013.

Resumen

El biogás agroindustrial es una tecnología con una enorme implantación en Europa, y que ha generado grandes expectativas en España desde hace más de una década. No obstante, tratándose incluso de una tecnología madura y contrastada, ha generado una realidad muy inferior a las previsiones del sector, con apenas 40 plantas de biogás agroindustrial instaladas en España. En el presente estudio se describen algunas aplicaciones de la tecnología y las lecciones que el sector ha ido aprendiendo, así como las perspectivas de futuro de un sector que debe reconducirse hacia una aplicación más medioambiental que energética, muy enfocada a su vez hacia la producción de fertilizantes.

Palabras clave: biogás, industria, digestatos, eficiencia, residuos.

9.1. Situación actual del mercado del biogás agroindustrial

El sector del biogás agroindustrial se encuentra en una situación comprometida. Tanto tiempo sin apoyo ha acabado con la resistencia financiera de muchas empresas españolas que trabajan en el sector.

El punto de partida era peor que el de otras energías renovables, con peores retribuciones que la solar o la eólica (las tarifas al biogás ya eran de las más bajas de Europa). Además, el biogás es la renovable más gravada por impuestos en la actualidad, pues sufre la tasa impositiva del «céntimo verde», como el gas natural, lo cual resulta increíble, además del impuesto a la generación eléctrica, una doble imposición aplicable únicamente a esta tecnología.

El mercado del biogás agroindustrial en España ha sido muy escaso, en comparación con su potencial y las expectativas. Apenas hay 40 plantas de biogás agroindustrial.

A esta situación han contribuido:

- Sistema de incentivos más moderado que en el resto de Europa (RD 661/07).
- Ausencia de incentivos a la generación eléctrica (RD-L 1/2012) desde hace 4 años.
- Medidas retroactivas de bajada de primas a las plantas existentes.
- Aparición de nuevos impuestos (impuestos a la generación eléctrica y de hidrocarburos).
- Indefinición en cuestiones operativas, diferentes criterios según comunidades autónomas.

El resultado es que las plantas de biogás existentes han tenido que adaptarse a una realidad muy dura para implementarse y mantenerse, sin cerrar debido a las adversidades económicas.

España se mantiene en el furgón de cola del biogás agroindustrial europeo, ni siquiera llega al grupo de países que sobrepasan las cincuenta instalaciones, como Letonia (59) y Portugal (66). Inalcanzable queda el liderazgo consolidado de Alemania (10.786) y el emergente de Italia (1.491).

La aprobación del RD 1/2012 generó una situación de gran incertidumbre en todas las renovables, y especialmente en tecnologías como el biogás, que no se rigen por los mismos condicionantes que otras energías «verdes». La situación real de futuro es de una enorme incertidumbre. Tan solo algunos proyectos, con características especiales o que solucionen problemas puntuales, han visto la luz.

La moratoria supuso un enorme lastre para las plantas de biogás que, actualmente, no pueden producir a *pool*, entre otros motivos, por la enorme fiscalización y el coste de la gestión de los digestatos, entre otros.

El biogás agroindustrial tiene un enorme potencial sinérgico para la industria agroalimentaria y la gestión de residuos, que la mayor parte de países europeos han sabido identificar claramente. Sin embargo, sus propias limitaciones, asociadas a plantas de pequeño o mediano tamaño, los costes de la materia prima necesaria o a las pesadas logísticas, asociadas a la mayor parte de subproductos ganaderos, hacen que compleja actualmente la industria del biogás agroindustrial en España.

Las plantas de biogás agroindustrial deben de considerarse más como un proyecto medioambiental que energético, y para ser exitosos deben tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Los proyectos de biogás pueden ser un ejemplo de integración de procesos y gestión, o un gran fracaso operativo y económico.
- Son proyectos enormemente específicos, donde cada planta debe estudiarse de forma individualizada.
- La realidad del mercado de gestión de residuos nos indica que no hay tantos residuos «óptimos» para biogás, con lo que, sin tener capacidad de pagar por productos, en ocasiones las producciones de energía se ven limitadas por la ausencia de sustratos adecuados.
- Competencia dura de los sectores de compostaje (fertilizantes) y alimentación animal, especialmente en lo relativo a productos interesantes para hacer biogás.
- Los sustratos con mayor canon suelen ser los más conflictivos para su valorización como fertilizantes (por conductividad, microbiología, etc.).

El enfoque de la inversión actual debe realizarse desde el punto de vista de actividad de gestión de residuos, donde la inversión en sistemas de recepción, almacenamiento y pre-tratamientos toma una mayor relevancia.

9.2. Casos de éxito en el biogás agroindustrial

Existen diversos sectores de la industria agroalimentaria que presentan una mayor intensidad energética y generación de subproductos. Veamos a continuación algunos casos de aplicación a la industria agroalimentaria y ambiental:

- Biogás en explotaciones ganaderas: las grandes explotaciones ganaderas tienen todas las características de una industria agroalimentaria. Muchas consumen grandes cantidades de calor y electricidad, y a su vez generan gran cantidad de residuos.

Una explotación porcina de 3.000 cerdas reproductoras consume entre 80.000 euros al año en combustibles para calentar sus instalaciones, además de producir grandes cantidades de purines. En estas circunstancias, se pueden construir proyectos de biogás viables.

- Biogás en invernaderos: la interacción de una planta de biogás con un invernadero viene a través del aprovechamiento del calor de cogeneración, la fertilización carbónica, la fertilización orgánica a través de los digestatos y el aprovechamiento de los subproductos generados en el propio proceso.
- Biogás en la industria de producción de pellets, secado de verduras y frutas: la cogeneración a biogás es una interesante herramienta para asociarse a deshidratadoras para secar frutas o productos alimentarios.
- Biogás en la industria cárnica y láctea: los subproductos de las industrias cárnicas y lácteas son un sustrato habitual de las plantas de biogás en Europa. Su utilización en las plantas de biogás es atractiva ya que suelen poseer niveles de generación de biogás interesantes, suponen un problema para las industrias que los generan y producen digestatos de elevado poder fertilizante.
- Biogás como elemento de mejora de la gestión de residuos agroalimentarios: muchas industrias agroalimentarias no tienen el tamaño suficiente para alimentar una planta de biogás por sí mismas. En España se generan centenares de miles de toneladas de lodos, subproductos, residuos y productos caducados de la industria agroalimentaria, y las plantas de biogás centralizadas pueden ser una herramienta muy eficaz para gestionar este tipo de subproductos.

Las tecnologías del biogás pueden ser una interesante herramienta de apoyo a la industria medioambiental y agroalimentaria española. La tecnología está madura, con miles de ejemplos de referencia implantados en toda Europa.

A su vez, existen distintos sistemas de aprovechamiento del biogás para la industria agroalimentaria, que dependerán en gran medida de la fuente de energía primaria que necesite cada industria en particular, y los posibles incentivos/ahorros que se generen. Se recogen a continuación las formas de aprovechamiento energético más comunes:

- Las calderas de biogás suponen la valorización más sencilla del biogás. Una caldera a biogás no presenta grandes diferencias con una caldera de gas natural, a excepción de los quemadores. Suelen instalarse quemadores duales biogás/gas natural o biogás/gasóleo para garantizar la operatividad del sistema. Las calderas pueden generar agua caliente a 90 °C o vapor.
- Motores de cogeneración: son el sistema de aprovechamiento energético más habitual que existe en el sector del biogás. Por cogeneración se entiende el sistema de producción conjunta de energía eléctrica y de energía térmica recuperada de las camisas de refrigeración y los gases de escape del motor. Los motores de cogeneración, pueden alcanzar un rendimiento energético de alrededor del 85-87 %. Es un proceso similar al de cogeneración, en el que además de electricidad y calor, también se produce frío, utilizando como único combustible el biogás.
- Microturbinas: son sistemas de cogeneración, adecuados para pequeñas potencias (30 a 200 kW) que pueden utilizar biogás como combustible, ya que las turbinas propiamente dichas no son muy utilizadas para la obtención energética de biogás (trabajan con potencias superiores de 500 kW a 30 MW).
- Biometano: está adquiriendo gran relevancia en Centroeuropa. Cuando el biogás se inyecta en las redes de gas natural recibe el nombre de biometano (biogás con más del 97 % de su contenido en metano). Para conseguir este porcentaje de concentración de metano, el biogás tiene que ser depurado previamente.

9.3. Lecciones aprendidas

Las plantas de biogás deben adaptarse bien a su función principal, que no es otra que la gestión de residuos. A tal efecto, hay algunos aspectos del diseño que deben ser tenidos en cuenta, tales como:

- Otorgar a las plantas una gran capacidad de recepción de sustratos. Una planta sin capacidad de almacenamiento de sustratos a la entrada, y a la salida (digestatos), es una planta que tendrá problemas operacionales.

- El espacio es una cuestión también importante en lo relativo a la parcela donde se ubique la instalación.
- Control exhaustivo de los gestores de residuos y de los intermediarios de residuos. El seguimiento de los productos de entrada es de gran importancia, a ser posible acompañado de las precisas herramientas informáticas que se están desarrollando en la actualidad.
- Establecimiento, en la medida de lo posible, de un grupo de proveedores de confianza que serán la principal fuente de alimentación de la instalación. Los principios de precaución y bioseguridad deben regir las acciones de la operación de la instalación de biogás.
- Asistencia técnica por parte de empresas con experiencia en el negocio.
- Evaluación y mejora continua de los proyectos. Aprovechar las líneas de I+D y la cooperación con universidades y centros tecnológicos.

Conferir una gran importancia a la gestión de los digestatos, bien como aplicación agrícola directa, bien como materia prima para producción de fertilizantes.

9.4. Gestión de digestatos

El digestato es el material producido por el proceso de digestión anaerobia de materiales biodegradables. Los digestatos consisten en una mezcla de biomasa microbiana (producida por el proceso de digestión) y material no digerido. El volumen de digestato producido será casi mismo que el volumen de materia prima, aunque la masa se reducirá típicamente en aproximadamente 10 %. El digestato contiene todo el nitrógeno, fósforo y potasio presente en la materia prima original y como consecuencia tiene valor como fertilizante orgánico. Los valores típicos de nutrientes para el digestato se dan a continuación, sin embargo, el contenido real de nutrientes dependerá en gran medida del tipo de materia prima procesada.

- Nitrógeno: 2,3 - 4,2 kg / tonelada.
- Fósforo: 0,2 - 1,5 kg / tonelada.
- Potasio: 1,3 - 5,2 kg / tonelada.

Se debe considerar la relación entre la calidad de la materia prima y la calidad del digestato. El digestato contendrá todo el material que no se haya biodegradado y convertido en biogás dentro del proceso, por lo tanto, cualquier contaminante en la materia prima permanecerá en el digestato. Una materia prima bien preparada y de buena calidad producirá, por tanto, un digestato de buena calidad en comparación con una materia prima de mala calidad que producirá un digestato de mala calidad.

La aplicación del nitrógeno en los materiales orgánicos a las tierras agrícolas está regulada por la Directiva Europea sobre nitratos (91/676 / CEE), y esta es la principal referencia legal asociada a la aplicación de digestatos. Como consecuencia, la distribución del digestato a la tierra es controlada (basada en el contenido de nitrógeno) y depende de la localización y la demanda de los cultivos. Esto puede dar como resultado que el digestato se transporta a distancias mayores para encontrar mercados apropiados basados en la tierra y evitar la aplicación excesiva; y esto incrementa los costos de transporte y operación. Además, la aplicación de la tierra sólo es apropiada durante la temporada de crecimiento, requiriendo que el digestato se almacene durante meses significativos del año.

Si el número de instalaciones operativas de biogás agroindustrial aumenta, como se prevé actualmente, también aumentará la competencia local por los mercados terrestres, con el consiguiente impacto en los costos de transporte y aplicación.

Los objetivos clave de las técnicas de mejora de la gestión de los digestatos pasa por:

- Aumentar el valor del digestato, mediante enriquecimiento de su contenido en NPK o potenciación de sus cualidades biológicas (vida microbiana, capacidad tamponadora, etc.).
- Crear nuevos mercados para productos de digestión, buscando aumentar el valor añadido del mismo y llegar a los clientes finales.
- Reducir la dependencia de la aplicación de la tierra, pues de esta forma el proyecto consigue una mayor independencia de los avatares meteorológicos.
- Garantizar una salida más segura y sostenible de los productos de digestión al aplicar procesos tecnológicos y de valor añadido.

- Reducir potencialmente el costo de operación de la instalación al reducir las logísticas involucradas.

Se han considerado en este estudio las técnicas y tecnologías de mejora que pueden aplicarse en tres etapas clave:

- Pre-digestión, mediante la elección de materiales por su riqueza en NPK o por su ausencia de inhibidores y productos que puedan perjudicar la calidad de nuestro digestato.
- Dentro del proceso de digestión.
- Post-digestión, aplicando tecnologías de separación, concentración y enriquecimiento de nutrientes.

En la actualidad existen ya diversas tecnologías cuyo objetivo es apoyar el objetivo de mejorar la calidad del digestato o proporcionar potencial para desarrollar nuevos productos, tales como sistemas de separación mecánica, concentración térmica (evaporación), extracción de nutrientes, etc.

Las recientes directivas europeas sobre economía circular y bioresiduos, como la propuesta del 17.3.2016 por la que se establecen disposiciones relativas a la comercialización de los productos fertilizantes con el marcado CE y se modifican los reglamentos (CE) n.º 1069/2009 y (CE) n.º 1107/2009 marca una clara tendencia hacia la reutilización y valorización de los residuos.

El potencial en esta área es grande, pero debe tenerse en cuenta el principal riesgo en la gestión de digestatos y su inclusión como materia prima en la producción de fertilizantes, que es la conductividad, aunque la administración tienda a prestar más atención a cuestiones como los metales pesados o los nitratos.

La salinización de los suelos agrícolas es quizá el problema más serio que enfrenta la agricultura en nuestros días. La aceleración de estos procesos se debe a la intensificación global de la desertificación. La conductividad eléctrica (CE) nos sirve para medir la concentración total de sales en una solución, pero no indica qué sales están presentes.

Los digestatos pueden tener una conductividad que oscila entre los 10 dS/cm a los 30 dS/cm, lo que indica una elevada conductividad, que puede suponer un problema si se aplican en exceso en suelos de secano con baja

precipitación, o con suelos regados con aguas con problemas de salinidad. Es de prever que en el futuro se establezcan límites de carga salina a los suelos, y que la gestión de los digestatos tenga cada vez más una supervisión agronómica estricta.

9.5. Futuro del negocio

Pese a que el Instituto para la Diversificación y Ahorro Energético (IDAE) previó en 2011 que España contaría con 400 plantas de biogás en 2020, lo cierto es que en la actualidad apenas llegan a cuarenta y muchos proyectos en marcha han quedado aparcados a la espera de mejores tiempos.

Además, y aunque la aportación del biogás a la producción de energía primaria en nuestro país alcanza las 250 ktep –en un 80 % procedente de vertederos y depuradoras de agua–, España no aparece por ningún sitio como país de referencia del biogás industrial en Europa durante el próximo lustro, a diferencia de lo que sí ocurre con Italia, Francia, Holanda, Reino Unido y Polonia.

Un futuro complicado que, pese a todo, no impide que la Asociación Europea del Biogás (EBA, en sus siglas en inglés), prevea que esta fuente energética podría cubrir fácilmente el 2 % de la demanda total de electricidad de Europa en 2020. Ni tampoco que el citado informe sobre el mercado mundial del biogás asegure que entre el pasado 2012 y 2016 la producción mundial pasará de 4.700 a 7.400 MW, o que el número de plantas se incrementará en 3.800 hasta rozar las 14.000.

La clave del posible futuro del biogás está en generar valor añadido, mediante:

- La prestación de servicios completos de gestión de residuos y ampliar el rango de producto que son tratados en estas instalaciones.
- Enfocar hacia el mercado ecológico y orgánico, especialmente en el área de fertilizantes.
- Potenciar los proyectos de captación y generación de derechos de emisiones.

- Desarrollo de las biorefinerías: integración con procesos biotecnológicos. La digestión anaerobia está llamada a convertirse en una tecnología de gran importancia para el desarrollo de las futuras biorefinerías. Ya se emplea como tecnología auxiliar para valorizar corrientes residuales, pero debe potenciarse su uso como tecnología principal. El reto es replantear las plantas de biogás actuales ampliando su gama de productos finales yendo mucho más allá de la venta de la electricidad. Las empresas deben apostar por la innovación desarrollando el potencial de nuevas plataformas como la de los ácidos grasos volátiles, biogás y digerido, que permitirán en el futuro obtener desde bioplásticos y *commodities* químicas, a biomásas de alto valor como las microalgas.
- La energía generada empleada en autoconsumos, con el fin de desvincularse de la volatilidad de las aplicaciones externas.
- La administración debería preocuparse de reducir los trámites administrativos, lo cual es un aspecto complejo si se tiene en cuenta que la digestión anaeróbica afecta a tres administraciones: energía, medioambiente y agricultura, cuyas actuaciones no siempre resultan fáciles de coordinar.

10

La codigestión: Revisión de una realidad muy ventajosa en los aspectos medioambientales y económicos de la digestión anaerobia

J. Mata y J. Dosta.

Sección departamental de Ingeniería Química.

Universidad de Barcelona.

Martí i Franquès 1, planta 6. 8028 Barcelona. España

Contacto: jmata@ub.edu

Resumen

Se realiza una revisión histórica de los trabajos que se han publicado sobre la denominada codigestión anaerobia. Se analizan los parámetros que influyen en el proceso y los parámetros para optimizar la mezcla en digestión. Se examinan diversos casos de codigestión, como el de lodos de depuradora y la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos. Se describen los avances en dinámica microbiana y modelización y se apuntan una serie de conclusiones.

10.1. Introducción

La digestión anaeróbica (DA) es un tratamiento biológico realizado en ausencia de oxígeno para degradar materia orgánica produciendo biogás, una mezcla formada principalmente de metano y dióxido de carbono. La aplicación más antigua y más conocida de DA es la digestión de lodos de depuradora. La

digestión anaeróbica experimentó un importante crecimiento después de la primera crisis energética de los años setenta, especialmente con la aparición de sistemas de inmovilización de biomasa para tratar efluentes solubles.

Actualmente, puede considerarse una tecnología madura. Sin embargo, existen todavía espacios para seguir avanzando y optimizar el proceso. De esta manera, la DA de los sustratos individuales presenta algunos inconvenientes ligados a las características del sustrato como por ejemplo: *a)* Los lodos de depuradora (LD) tienen una carga muy baja; *b)* Los estiércoles tienen también bajas cargas y altas concentraciones de N, que pueden inhibir la flora metanógena; *c)* La fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU) contiene materiales no deseados; *d)* Los cultivos energéticos y residuos agroindustriales pueden carecer de suficiente N para los procesos biológicos y son sustratos estacionales; *e)* Los residuos del matadero tienen altas concentraciones de amoníaco y grasas, que pueden dañar el proceso de DA. Todos estos problemas pueden ser resueltos por la adición de un cosustrato en lo que ha sido llamado codigestión anaeróbica (coDA). La figura 10.1, ilustra esta situación.

El objetivo de este trabajo es presentar una breve revisión de los logros y perspectivas de coDA, incluyendo aspectos de modelado, basada en parte en un artículo publicado por los autores (Mata-Álvarez et al. 2014)

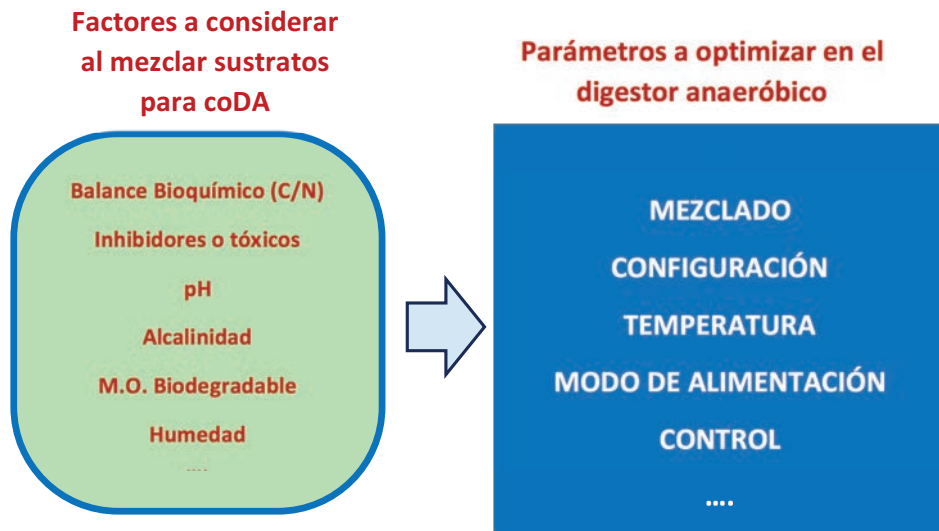


Figura 10.1. Optimización para la mezcla a codigerir: factores a considerar y parámetros a optimizar

10.2. Ventajas de la codigestión anaeróbica y algunos aspectos históricos

La codigestión anaeróbica (coDA) es la digestión anaerobia de dos o más sustratos con características tales que mejoran la producción de metano de un digester dado. Por lo tanto, no es simplemente la digestión de una mezcla de sustratos (tales como lodos primarios y secundarios), o de diferentes tipos de desechos en un digester de residuos sólidos municipales. La coDA se realiza con el propósito de aumentar los rendimientos del proceso. Siempre que sea posible, es muy importante en la codigestión elegir las mejores relaciones de mezcla para: *a*) favorecer interacciones positivas (por ejemplo, sinergismos positivos y balance de nutrientes y humedad); *b*) evitar la inhibición (amoníaco, productos de degradación de lípidos); y *c*) optimizar la producción de metano. En consecuencia, el proceso DA se hace más factible económicamente mediante la aplicación de la codigestión. Con coDA, se puede lograr $1 + 1 > 2$, es decir, la codigestión produce más biogás que la suma del biogás producido en las digestiones individuales. Es importante señalar que, en la mayoría de los casos, la coDA se lleva a cabo en un único digester en el que una vez que se produjo una monodigestion. En consecuencia la mayor parte de la mejora en la producción de biogás es debida a la adición del segundo sustrato y el consecuente aumento de la carga orgánica (OLR, del inglés Organic Loading Rate) y no por os sinergismos positivos que eventualmente se puedan producir.

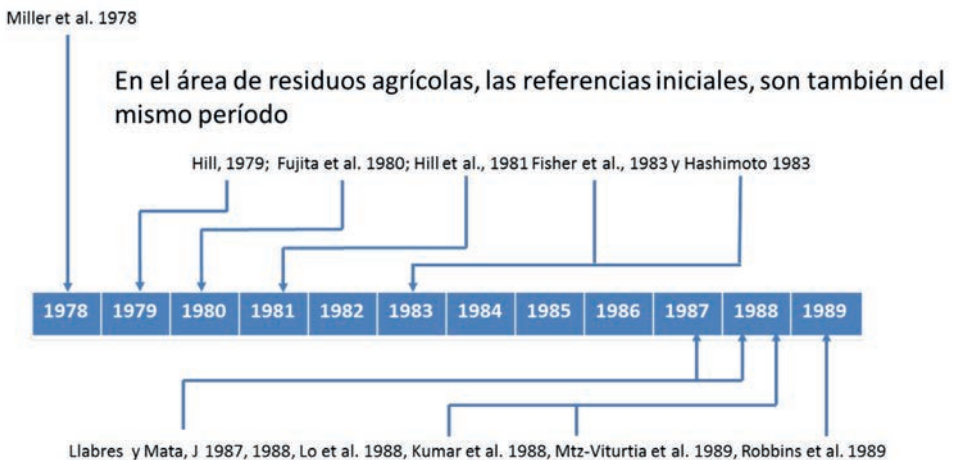


Figura 10.2. Primeras referencias de la coDA con LD y RSU aparecidas al final de los años setenta

Las primeras referencias de la coDA se remontan al final de los años setenta tal como muestra la figura 10.2. Los trabajos de Hills (1979) y Hills y Roberts (1981), Fujita et al. (1980), Fisher et al. (1983) y Hashimoto (1983) en estos años fueron pioneros de este enfoque, aunque estas primeras investigaciones estaban más orientadas hacia la mejora de rendimientos y/o aspectos cinéticos, más que en aspectos energéticos.

Siguieron posteriormente los trabajos de Cecchi et al. (1988) y Mata-Álvarez y Cecchi (1989), estudiando mezclas de la fracción orgánica de residuos orgánicos con lodos de depuradora. Pero no fue hasta bien avanzado el siglo XXI cuando la coDA experimentó un aumento de interés espectacular, tal como se señala en la figura 10.3. Un hecho notable es que de la totalidad de trabajos sobre codigestión, el 60 % se ha publicado durante el período 2013-2016, mientras que sólo el 20 % de ellos se publicó antes del 2009.

Tal como señala la figura 10.4, los tres países que más han publicado sobre coDA han sido, por este orden, China (destacada), EEUU y España, a más distancia sigue Italia y más allá los demás. Si la referencia fuese per cápita, España ocuparía un primer lugar destacado que muestra que esta tecnología ha arraigado profundamente en este país.

Al examinar el contenido de los documentos, parece que los sustratos más utilizados son los estiércoles (54 %), los lodos de depuradora (LD, 22 %) y la FORSU (11 %). Al mismo tiempo, los cosustratos más utilizados son industriales, principalmente agroindustriales, como residuos alimentarios y vegetales (FVW, del inglés, Food and Vegetable Wastes) o glicerol.

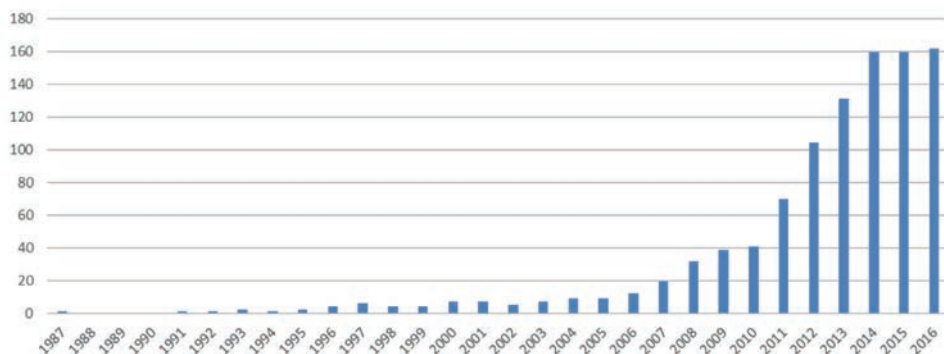


Figura 10.3. Evolución de los aproximadamente 1000 artículos publicados con las palabras *co-digestión* o *codigestión* en el título

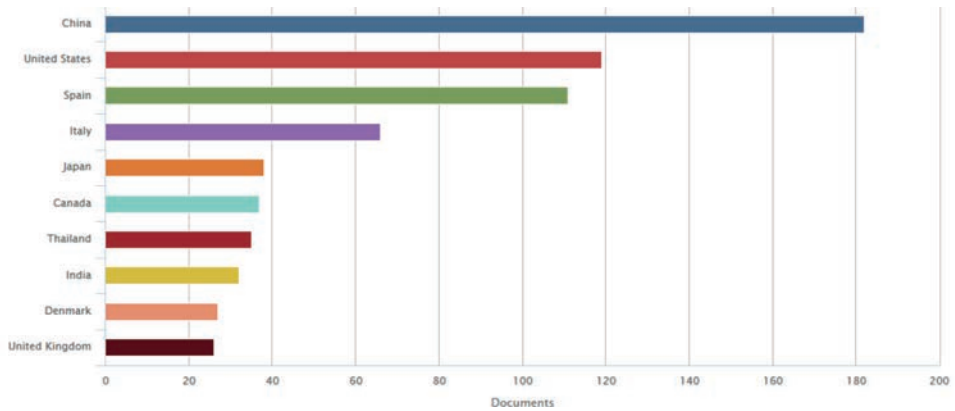


Figura 10.4. Distribución de artículos en el mundo (hasta 2016)

La mayoría de los estudios se han realizado a escala de laboratorio (83 %) o piloto (14 %) y sólo un 3 % se refieren a plantas a escala real. De los estudios de laboratorio un 60 % está dedicado a determinaciones de los potenciales de biometanización (BMP), es decir, estudios realizados en discontinuo.

10.3. Las deyecciones ganaderas como sustrato principal

En las últimas décadas la DA se ha presentado como una alternativa económica importante en el sector rural, específicamente como fuente de energía renovable. De esta forma, los estiércoles se han convertido en importantes materias primas para el proceso de DA. Sin embargo, la DA de los estiércoles se asocia a menudo con rendimientos pobres de biometanización, debido a las características de este residuo (dilución y alto contenido amoniacal). En este sentido, la coDA de los residuos ganaderos con otros sustratos ha estado presente como alternativa a la mejora de la eficiencia del proceso y por lo tanto, a su viabilidad económica. De hecho, en Alemania, especialmente en Baviera, esta aplicación está fuertemente enraizada habiendo más de 4.000 digestores instalados en granjas individuales. Este es el modelo más aplicado, pero Dinamarca, por ejemplo, sigue el de instalaciones de codigestión centralizadas, habiendo a finales de 2010 más de 20 (Mata-Álvarez et al. 2011).

De los artículos referidos a la coDA de estiércoles, aproximadamente, alrededor del 50 % tratan del estiércol de cerdo y el otro 50 %, del de vaca. Los cosustratos principales para los purines de cerdo (PM, del inglés, Pig Manure) son residuos agrícolas, cultivos energéticos y los residuos agroindustriales. Entre ambos cubren casi el 60 % de los cosustratos del purín. Con referencia a los estiércoles de vacuno (CM, del inglés Cow Manure) este porcentaje en conjunto suma el 82 %, tal como muestra la figura 10.5. En esta misma figura se muestra el desglose de los residuos agroindustriales que se utilizan. Como se puede ver, en ambos casos la fracción FVW es la más abundante.

Casi todos los esfuerzos en estos trabajos se centran en aumentar la producción de biogás, implementando nuevos cosustratos (47 %), optimizando las condiciones de operación (35 %) o cambiando la configuración del digestor (10 %). Además, la mayoría de los digestores funcionan en el intervalo mesófilo y utilizan tanques agitados como digestores.

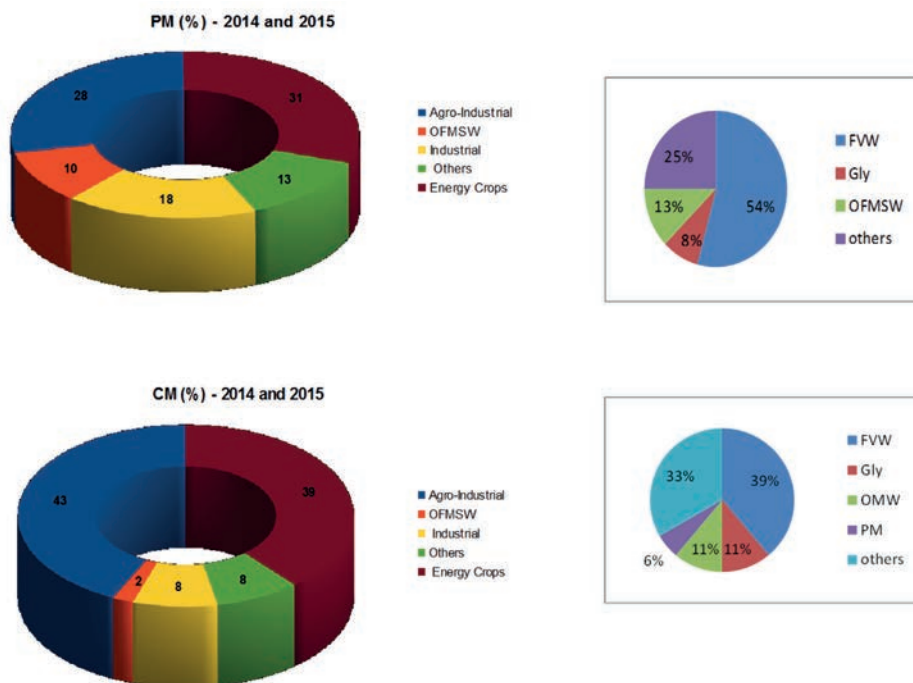


Figura 10.5. Porcentaje de artículos que describen la coDA de purines de cerdo (PM) o vacuno (CM) y que utilizan un determinado cosustrato (cilindros huecos de la izquierda). En los círculos de la derecha se representa el porcentaje de cada residuo agroindustrial en particular. FVW: Residuos vegetales y de comida; Gly: Glicerol; OMW: residuo del prensado de la aceituna

La relación C/N es un indicador importante del buen funcionamiento de los sistemas de tratamiento biológico. Los residuos agrícolas contienen en general bajos niveles de nitrógeno (alta relación C/N). Son sustratos con un pH bajo, una capacidad de tamponamiento pobre y, en muchas ocasiones, con un alto riesgo de acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV) en el proceso de digestión. Por otra parte, los estiércoles contienen concentraciones relativamente altas de amoníaco y, en consecuencia, relaciones C/N bajas, superando con creces las necesarias para el crecimiento microbiano y probablemente inhibiendo la digestión anaerobia. Así pues la coDA de estiércoles y otros residuos orgánicos equilibran esta relación, manteniendo un pH estable para la metanogénesis. Esto es así ya que aumenta la capacidad tamponadora y por otra parte la concentración de amoníaco se diluye, superando de esta manera los problemas anteriormente mencionados.

Al margen de los numerosos trabajos que estudian esta relación, muchos otros publicados en este ámbito, hacen referencia a la inhibición causada por algunos iones como Na^+ , K^+ , NH_4^+ o compuestos como el H_2S o los polifenoles, así como en alternativas que mantengan los sistemas de digestión estables a altas cargas orgánicas.

Por otra parte, es importante apuntar que en la actualidad resulta difícil encontrar cosustratos para los purines que sean fáciles o relativamente fáciles de degradar, ya que la mayoría ya se están utilizando para la codigestión. Así pues, para una determinada área de interés, será necesario ir en busca de sustratos más complejos para utilizar en la coDA, Estos sustratos son difíciles de degradar debido a la presencia de sustancias poliméricas tales como los compuestos lignocelulósicos. Este hecho se refleja en las publicaciones científicas que se han multiplicado en los últimos años y que conciernen al desarrollo de tecnología para aumentar su biodegradabilidad. Así, la búsqueda de pretratamientos adecuados para evitar que la hidrólisis sea una etapa limitante en la coDA ha aumentado drásticamente en los últimos años. La mayoría de los pretratamientos son mecánicos (incluyendo ultrasonidos) con un 33 % de ocurrencia, seguido de los térmicos (24 %) y químicos (21 %). La figura 10.6 muestra la evolución del número de artículos publicados sobre pretratamiento y la figura 10.7 muestra el porcentaje de tecnologías en los artículos publicados en los últimos años.

Para finalizar este apartado mencionar que, si bien la coDA es un buen mecanismo para aumentar la productividad en los sistemas DA, la situación económica de los últimos años ha llevado a una reducción de la implantación de las plantas DA a nivel agrícola debido a la no viabilidad económica de los proyectos; hay que tener en cuenta que si los beneficios del digestor se basan únicamente en el valor de la electricidad que se va a producir, si deja de estar subvencionado el precio de venta de la electricidad como ha sucedido en diversos países, se compromete seriamente la obtención de beneficios suficientes para compensar las inversiones realizadas. Se hace, pues, necesario buscar otros posibles ingresos como en algunos casos, los derivados de créditos de energía renovable, etiquetas verdes para la electricidad, etc. En todo caso, entre otras estrategias para mejorar la rentabilidad de la planta es conveniente localizar la planta cerca de las áreas de alta densidad de producción de materia prima (cosustrato) y, en donde sea posible, obtener ingresos por la venta del digestato como fertilizante. En cuanto a esta posibilidad, obviamente el precio de venta estará en función de su calidad, aspecto relativamente poco estudiado en la literatura cuando se compara con la productividad de biogás (Astals et al. 2012).

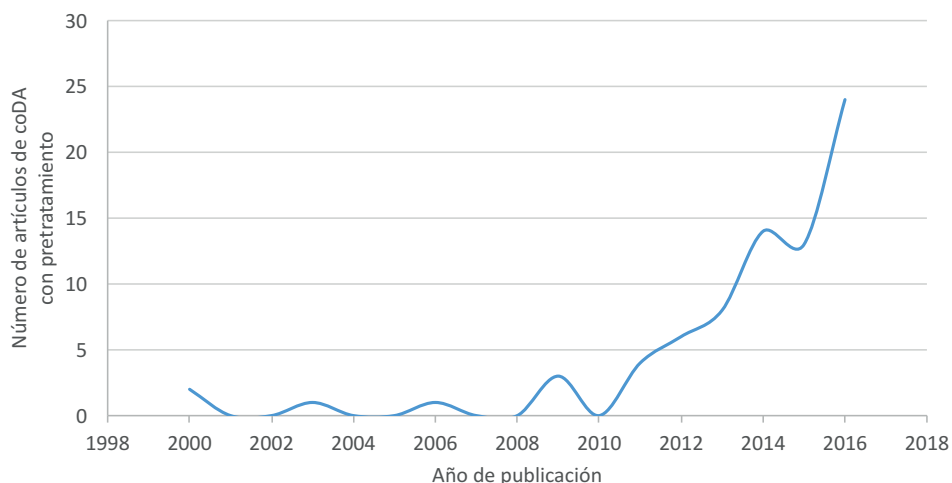


Figura 10.6. Evolución del número de artículos científicos que desarrollan el tema del aumento de la biodegradabilidad mediante algún tipo de pretratamiento

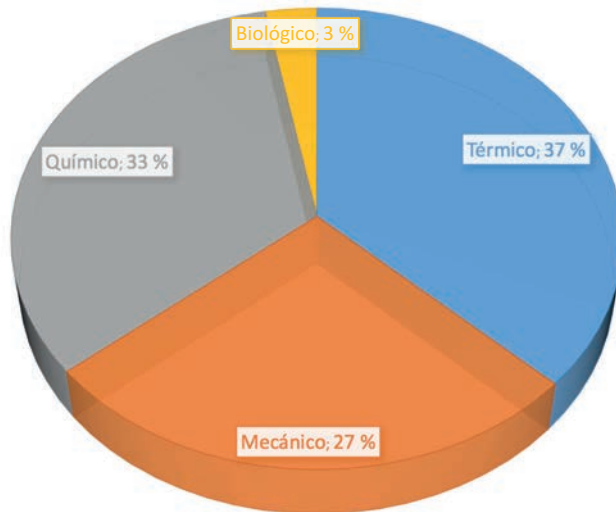


Figura 10.7. Distribución en % del tipo de pretratamiento desarrollado en los artículos publicados. El tratamiento mecánico incluye los ultrasonidos

10.4. Codigestión con lodos de estación depuradora de aguas residuales

Los lodos de depuradora (LD) ocupan el segundo lugar como sustrato primario para la codigestión anaerobia, con un 28 % del total de artículos publicados sobre coDA. Globalmente, el primer cosustrato para los LD, que representa más del 10 % de los artículos de coDA con LD, lo constituye la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU), en nomenclatura anglosajona, OFMSW (Organic Fraction of Municipal Solid Waste), seguido de las grasas y aceites (FOG, del inglés, Fats, Oils and Greases) con un 7 % y con tendencia a la alza.

Hay que tener en cuenta que los LD son un sustrato relativamente diluido (entre el 2 y 4 % en materia seca), lo que hace que los digestores de LD estén en cierta medida infrautilizados (en general sobre el 30 % de capacidad desaprovechada) si los comparamos con otros que digieren sustratos más concentrados como por ejemplo la FORSU. Este hecho ofrece oportunidades

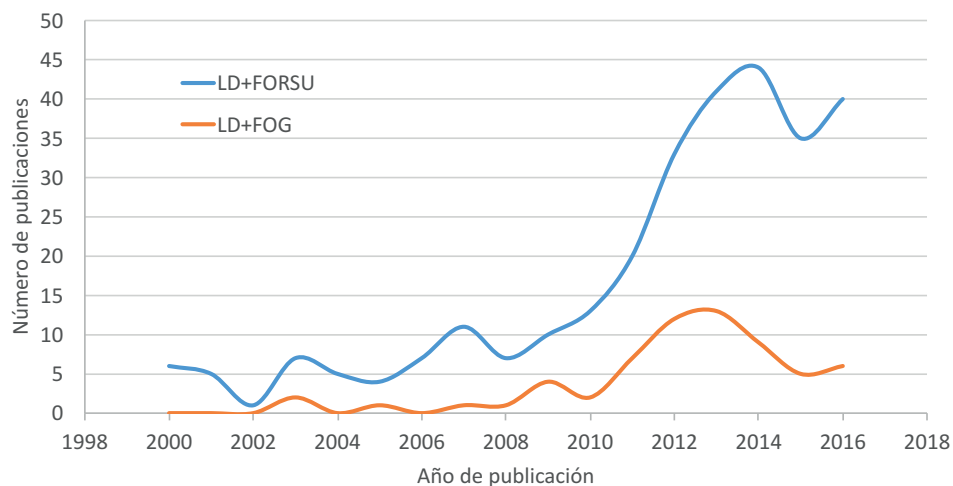


Figura 10.8. Artículos coDA lodos EDAR desde el 2000. Paralelismo con los que utilizan FOG como cosustrato. La línea azul se refiere a la coDA de LD con FORSU, mientras que la naranja se refiere a los artículos de coDA de LD con FOG

para llevar a cabo una coDA dentro del digestor de lodos. Por otra parte, hay otras ventajas como por ejemplo la disminución de la inhibición provocada por los iones Na^+ (contenido en los residuos de alimentos) y NH_4^+ (contenido en los LD, en especial los secundarios). La mezcla de LD y FORSU, trae como consecuencia una dilución de estos iones, por lo que, de alguna manera, disminuye la posible inhibición o, lo que es lo mismo, aumenta el rendimiento de la coDA por encima de la digestión individual de los cosustratos.

La coDA de LD y FORSU se ha estudiado extensamente en la literatura científica y con creciente intensidad, como puede observarse en las publicaciones de esta coDA a partir del año 2000 (figura 10.8, línea azul).

Este interés derivado del hecho del aumento de productividad de biogás por el simple hecho del aumento de carga orgánica, ha comportado que el número de artículos haya crecido de forma espectacular en los últimos años. En la práctica también ha crecido el número de implementaciones, aunque no hayan sido reportadas en la literatura. Esto es debido en general, al relativamente poco interés que suscita la realización de una publicación entre los

técnicos de una determinada compañía, como contraposición a lo que sucede en el mundo académico.

En cuanto a la codigestión con FOG, debe observarse que este es un cosustrato complejo para su digestión debido a la inhibición producida por los ácidos grasos de cadena larga (LCFA, del inglés, Long Chain Fatty Acids) que se producen, la baja solubilidad de la FOG, la flotación de los lodos y las posibilidades de obstrucción de los sistemas de líquido y gas. Sin embargo, los FOG tienen un potencial bioquímico de metano (BMP, del inglés, Biochemical Methane Potential) muy alto, de aproximadamente 0,7 a 1,0 L CH₄ /gSV, lo que los hace muy atractivos para aumentar la producción de biogás del digestor.

Por otra parte, hay que tener en cuenta que los FOG se producen en las plantas de depuración de aguas residuales y que normalmente son transportados a un gestor de residuos para su tratamiento. El hecho de poder codigerirlos en el propio digestor de la planta es muy interesante por el ahorro en transporte y gastos de tratamiento que comporta. Sin embargo, habrá que resolver totalmente los puntos mencionados anteriormente antes de que sea una codigestión segura y viable. La línea naranja de la figura 8 muestra los artículos publicados de coDA con lodos de depuradora en comparación con los publicados de la coDA LD-FOG (línea azul).

En los siguientes subapartados se describen algunas aplicaciones de la coDA en las que el Dpto. de Ingeniería Química de la Universidad de Barcelona ha estado involucrado.

10.4.1. Codigestión de LD con FORSU

La codigestión de LD con FORSU fue la primera en describirse en la literatura científica con este nombre (coDA) y fue diseñada específicamente para aumentar el rendimiento de la codigestión por encima del que se obtenía en las digestiones de los sustratos individualmente (Cecchi et al. 1988). Los primeros experimentos fueron llevados a cabo en planta piloto y se escalaron a planta real, con un caudal de aguas residuales de 24.000 m³/d y una entrada de FORSU seleccionada en origen de 20 t/d. La Universidad de Barcelona colaboró activamente con la Universidad de Venecia en este tema.

Los resultados se muestran en la tabla 10.1.

Tabla 10.1. Condiciones de operación y rendimientos de la monodigestión de LD y codigestión con FORSU

Parámetro	Monodigestión (Solamente LD)	Codigestión
HRT, días	37,2	35,6
TS, g/kg	36,0	41,0
TVS, %TS	62	37
OLR, kgTVS/m ³ d	0,53	0,78
SGP, m ³ /kgTVSa	0,13	0,43
GPR, m ³ /m ³ d	0,07	0,33
pH	6,9	7,2
TA (pH 6), mgCaCO ₃ /l	1865	3058

Como puede observarse, la tasa de producción volumétrica de biogás (GPR, del inglés, Gas Production Rate) se triplicó aproximadamente al pasar de mono a codigestión. Similarmente, la producción específica de biogás (SGP, del inglés, Specific Gas Production) pasó de 0,13 a 0,43 m³/kg SVT, al aumentar la carga orgánica de 0,53 a 0,78 kg SVT/(m³.d) (Cecchi et al. 1994, Pavan et al. 1998, 2000).

También se estudió la codigestión en planta real en condiciones de temperatura mesofílica y termofílica. La tabla 10.2 muestra los resultados, en que se observa que, a pesar de una tasa de carga orgánica menor (OLR), las condiciones termofílicas ofrecieron un rendimiento mayor en términos de producción volumétrica de biogás (GPR) y producción específica (SGP). Los parámetros de estabilidad del digestor como la alcalinidad, (TA, del inglés, Total Alkalinity) y la concentración de ácidos grasos volátiles (VFA, del inglés, Volatile Fatty Acids) mostraron un perfecto comportamiento de la digestión.

Tabla 10.2. Codigestión Lodos-FORSU en condiciones mesofílicas y termofílicas (Pavan et al. 2000)

Parámetro	Resultados T mesofílica	Resultados T termofílica
OLR, kgTVS/m ³ d	1,62	1,28
SGP, m ³ /kgTVSa	0,35	0,55
GPR, m ³ /m ³ d	0,56	0,70
pH	7,2	7,6
TA (pH 6), mgCaCO ₃ /l	1073	1444
VFA, mgCOD/l	270,1	267,8
NH ₃ , gN/l	0,42	0,69

10.4.2. Codigestión glicerol-purines y glicerol-lodos de depuradora

Otro estudio que se realizó en el Departamento fue la codigestión de purines de cerdo - glicerol. La producción de biodiésel conlleva la producción de un 10 % de glicerol como coproducto. En Europa actualmente existen unas 120 plantas de biodiésel, con una capacidad de producción de 21 millones de toneladas anuales (Eurostat 2017). Así pues, el glicerol es un cosustato abundante para la codigestión.

La figura 10.9 muestra la evolución de los artículos publicados con referencia a la coDA de glicerol con lodos de depuradora y con purines de cerdo. La evolución es coherente con la de la coDA en general, aumentando notablemente en los últimos años, en especial la que involucra a los LD.

La codigestión de glicerol con lodos de depuradora exige un control de la dosis de glicerol alimentada para impedir problemas causados por la sobrecarga de glicerol. El objetivo es aumentar la producción de biogás sin afectar la estabilidad de la digestión. En este sentido es aconsejable un control automático de la dosificación (Jensen et al. 2014).

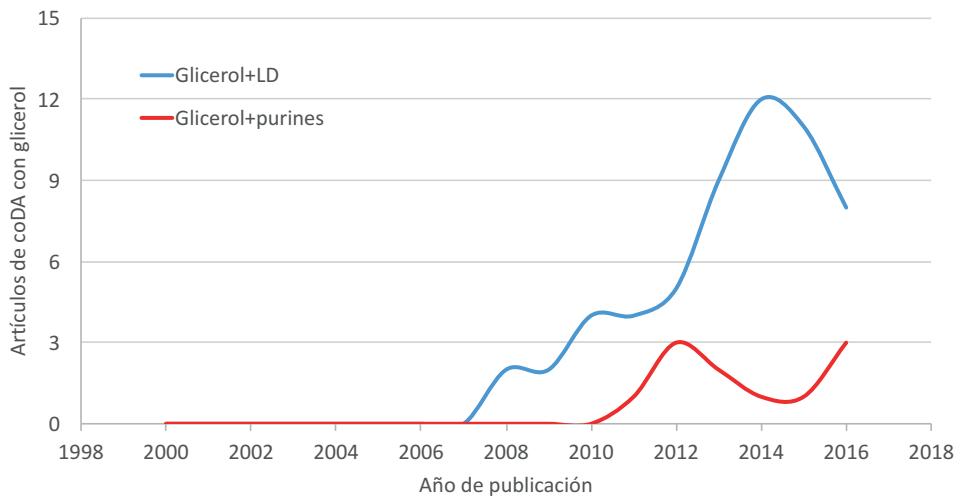


Figura 10.9. Número de artículos científicos sobre codigestión de glicerol-iodos depuradora (línea azul) y glicerol-purines de cerdo (línea roja)

10.5. La codigestión y la dinámica microbiana

El desarrollo de técnicas moleculares (FISH, PCR, DGGE, RFLP, etc.) ha estimulado recientemente el estudio de la dinámica microbiana. En general, tanto en la DA como en la coDA hay más conocimiento de la comunidad bacteriana (*Firmicutes*, *Bacteroidetes*, *Acinetobacter*, etc.) que la de *archaea* (*Acetoclasticas*, *Hidrogenotróficas*, etc.). En los artículos publicados examinados, la mayoría de estudios tienden a correlacionar la comunidad microbiana con las condiciones de operación (tasa de carga orgánica (OLR), Temperatura, pH, Ácidos Grasos Volátiles o AGV); la composición del alimento; la identificación de la interacción entre bacterias y *archaea* y la búsqueda de nuevas especies bacterianas. Los hechos observados más relevantes son los siguientes (Gómez-Romero et al. 2014, Owamah et al. 2014, Jang et al. 2015):

- La dinámica de los metanógenos está más afectada por la concentración de AGV y de NH_4^+ que por la adición de cosubstrato.

- La población bacteriana parece más afectada que la metanogénica por la adición de un cosustrato.
- La diversificación de sustratos da lugar a una comunidad microbiana más versátil y robusta.

Lo que indicaría que la coDA produce una interacción positiva entre la comunidad microbiana (Di Maria y Baratta 2015, Tomazetto et al. 2014).

10.6 La modelización de la coDA

La consecución de una operación estable de la codigestión, junto con la obtención de un rendimiento máximo del proceso no es simple y requiere un amplio conocimiento de la interconexión de las reacciones bioquímicas involucradas en la conversión de los sustratos. En este sentido la modelización puede de forma muy significativa ayudar en estos aspectos. De esta manera, la modelización puede:

- Predecir los cambios que se producen en el comportamiento del digestor al añadir un cosustrato
- Evitar las sobrecargas (estimar el máximo % de cosustrato en la mezcla alimento).
- Optimizar la mezcla entre los sustratos.
- Ahorrar tiempo y dinero en los experimentos de laboratorio, planta piloto y en algunos casos de pruebas a nivel planta industrial.

Este potencial se ha reflejado también en los estudios que sobre codigestión se han realizado estos últimos años. La figura 10 muestra esta evolución.

Señalar que el modelo ADM1 es el más utilizado dada su actual universalidad. El mayor problema en su aplicación es la calibración de un gran número de parámetros, lo que aconseja la utilización de valores por defecto de los máximos parámetros posibles. Algunos parámetros tales como los cinéticos, las concentraciones iniciales y su distribución o el fraccionamiento (soluble/particulado) son críticos e influyen los resultados sustancialmente, por lo que deberán estimarse con la mayor precisión que sea posible.

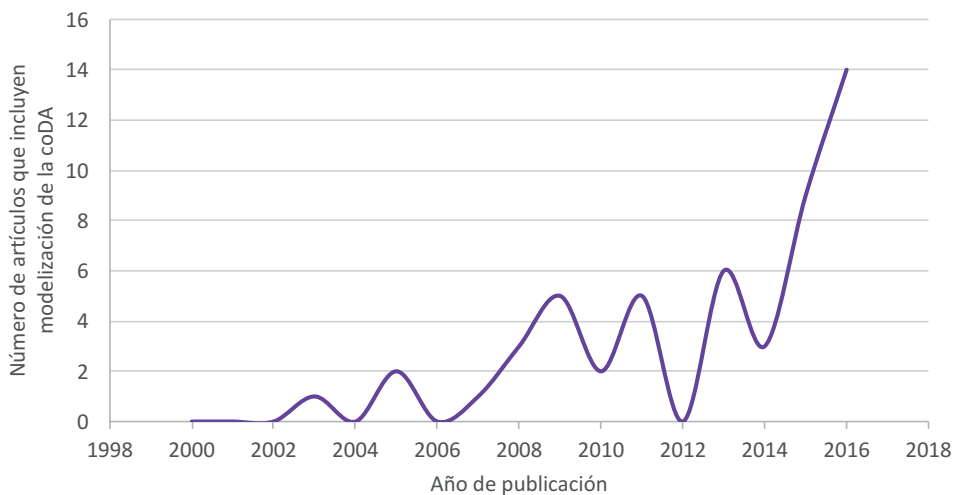


Figura 10.10. Número de artículos científicos publicados desde el año 2000 que incluyen la modelización de la coDA

Otros modelos publicados son de aplicación mucho más limitada, al diferir en objetivos, aplicabilidad, nivel de complejidad, etc.

10.7. Conclusiones e investigaciones a desarrollar

Como conclusión de este trabajo se citan los puntos más importantes referentes a la codigestión anaeróbica (coDA) y se apuntan algunas líneas a desarrollar en el futuro.

- La coDA es una opción muy atractiva tanto desde el punto medioambiental como económico, pero debe ser estudiada adecuadamente.
- Hasta la fecha se han publicado cerca de 1.000 artículos sobre coDA, con más del 80 % realizados a escala de laboratorio (60 % BMP).
- Los residuos tipo estiércol, seguidos por los lodos de depuradora (LD) son los sustratos más utilizados para la coDA (necesidad aumento producción biogás).

- Los principales cosustratos son residuos agroindustriales, elegidos por su disponibilidad, características y proximidad.
- Los cosustratos fácilmente biodegradables son cada día más limitados. Los más complejos se deben pretratar, por lo que hay que mejorar esta opción.
- Se precisa más investigación para conocer los efectos de la adición de cosustratos en cuanto a cinética y estabilidad del proceso.
- La modelización es una herramienta muy poderosa y es preciso trabajar más en esta área para simplificar su aplicación. El modelo ADM1, pese a su complejidad, parece el más adecuado para predecir las interacciones que ocurren en la coDA.
- Se precisan más datos de investigaciones orientadas que puedan conducir a una mejora de la modelización, en particular aquellos aspectos relacionados con posibles sinergias e inhibiciones.
- La codigestión de LD y FOG es una opción interesante por su alto BMP y otros factores de coste. Se necesitan, sin embargo, más datos que aporten luz sobre la identificación de las condiciones óptimas del digestor (carga, flujo, cantidad de cosustrato, etc.) y sobre la reducción de la inhibición por ácidos grasos de cadena larga (LCFA), por ejemplo, con pretratamientos o con la introducción de cosustratos sobre los que se puedan adsorber los LCFA.
- En las investigaciones sobre la coDA se precisa desarrollar más información de los efectos sobre los digestados (calidad y características) ya que son muy importantes en su aplicación práctica

Referencias

- ASTALS S, NOLLA-ARDEVOL V, MATA-ALVAREZ J. (2012). Anaerobic co-digestion of pig manure and crude glycerol at mesophilic conditions: biogas and digestate. *Bioresour Technol*, 110, 63–70
- DI MARIA F, BARRATTA M. (2015). Boosting methane generation by co-digestion of sludge with fruit and vegetable waste: Internal environment of digester and methanogenic pathway. *Waste Manag*, 43, 130–6

- CECCHI F, TRAVERSO PG, PERIN G, VALLINI G. (1988). Comparison of co-digestion performance of two differently collected organic fractions of municipal solid waste with sewage sludges. *Environmental Technology Letters*, 9 (5), 391-400
- CECCHI F, BATTISTONI P, PAVAN P, FAVA G, MATA-ÁLVAREZ J. (1994). Anaerobic digestion of OFMSW (organic fraction of municipal solid waste) and BNR (biological nutrient removal) processes: A possible integration - Preliminary results. *Water Science and Technology*, 30 (8), 65-72.
- EUROSTAT (2017). http://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php/Energy_from_renewable_sources#Production_of_liquid_biofuels_in_the_EU Consultado Mayo 2017.
- FUJITA M, SCHARER JM, MOO-YOUNG M. (1980). Effect of corn stover addition on the anaerobic digestion of swine manure. *Agric. Wastes*, 2, 177-184.
- FISCHER JR, IANNOTTI EL, FULHAGE CD. (1983). Production of methane gas from combinations of wheat straw and swine manure. *Transactions ASAE* 26, pp 546-548.
- GÓMEZ-ROMERO J, GONZALEZ-GARCIA A., CHAIREZ I, TORRES L, GARCÍA-PEÑA EI. (2014). Selective adaptation of an anaerobic microbial community: Biohydrogen production by co-digestion of cheese whey and vegetables fruit waste. *Int J Hydrogen Energy*, 39, 12541-50.
- HASHIMOTO AG. (1983). Conversion of straw-manure mixtures to methane at mesophilic and thermophilic temperatures. *Biotechnol. Bioeng.* 25, 185-200.
- HILLS DJ. (1979). Effects of carbon: Nitrogen ratio on anaerobic digestion of dairy manure. *Agricultural Wastes*, 1 (4), 267-278.
- HILLS DJ, ROBERTS DW. (1981). Anaerobic digestion of dairy manure and field crop residues. *Agric. Waste*, 3 (3), 179-189.
- JANG HM, KIM M-S, HA JH, PARK JM. (2015). Reactor performance and methanogenic archaea species in thermophilic anaerobic co-digestion of waste activated sludge mixed with food wastewater. *Chem Eng J*, 276, 20-8
- JENSEN PD, ASTALS S, LU Y, DEVADAS M, BATSTONE DJ. (2014). Anaerobic codigestion of sewage sludge and glycerol, focusing on process kinetics, microbial dynamics and sludge dewaterability. *Water Res*, 67, 355-66
- LLABRÉS-LUENGO P, MATA-ÁLVAREZ J. (1987). Kinetic study of the anaerobic digestion of straw-pig manure mixtures. *Biomass*, 14 (2), 129-142

- LLABRÉS-LUENGO P, MATA-ÁLVAREZ J. (1988). Influence of temperature, buffer, composition and straw particle length on the anaerobic digestion of wheat straw - pig manure mixtures. *Resources, Conservation and Recycling*, 1 (1), 27-37.
- MATA-ÁLVAREZ, J. Y CECCHI, F. (1989) «Joint anaerobic digestion of sewage sludge and sorted organic fraction of municipal solid waste to attain the energetic autonomy in wastewater treatment plants». Workshop of the FAO-CNRE: Biogas Production Technologies. 10-13 Abril. Zaragoza.
- MATA-ÁLVAREZ, J., DOSTA, J., MACÉ, S., ASTALS, S. (2011) codigestion of solid wastes: A review of its uses and perspectives including modeling. *Critical Reviews in Biotechnology*, 31, pp. 99-111
- MATA-ÁLVAREZ, J., DOSTA, J., ROMERO-GUIZA, M., FONOLL, X., PECES, M., ASTALS, S. (2014) A critical review on Anaerobic Co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renewable & Sustainable Energy Review*, 36; 412-427
- MILLER JW, SWARTZBAUGH JT, WILES CC. (1978). Fuel production from organic residue: sludge mixtures. *AIChE Symposium Series*, 74 (172), 117-122
- MTZ. VITURTIA A, MATA-ÁLVAREZ J, CECCHI F, FAZZINI G. (1989). Two-phase anaerobic digestion of a mixture of fruit and vegetable wastes. *Biological Wastes*, 29 (3), 189-199.
- OWAMAH HI, DAHUNSI SO, ORANUSI US, ALFA MI. (2014). Fertilizer and sanitary quality of digestate biofertilizer from the co-digestion of food waste and human excreta. *Waste Manag*, 34, 747-52.
- PAVAN, P.; BATTISTONI, P.; TRAVERSO, P.; MUSACCO, A.; CECCHI, F. (1998) Effect of addition of anaerobic fermented OFMSW (organic fraction of municipal solid waste) on biological nutrient removal (BNR) process: Preliminary results. *Water Science and Technology*, 38 (1), pp. 327-334.
- PAVAN P, BATTISTONI P, BOLZONELLA D, INNOCENTI L, TRAVERSO P, CECCHI F. (2000). Integration of wastewater and OFMSW treatment cycles: from the pilot scale experiment to the industrial realisation – the new full scale plant of Treviso (Italy). *Water Science & Technology*, 41 (12), 165-173.
- ROBBINS JE, GERHARDT SA, KAPPEL TJ. (1989). Effects of total ammonia on anaerobic digestion and an example of digester performance from cattle manure-protein mixtures. *Biological Wastes*, 27 (1), 1-14.

TOMAZETTO G, HAHNKE S, MAUS I, WIBBERG D, PÜHLER A, SCHLÜTER A, (2014) Complete genome sequence of *Peptoniphilus* sp. strain ING2-D1G isolated from a mesophilic lab-scale completely stirred tank reactor utilizing maize silage in co-digestion with pig and cattle manure for biomethanation. *J Biotechnol*, 192, 59–61.

11

Biorefinerías a partir de lodos de EDAR

G. Silvestre

AINIA Centro Tecnológico,
Departamento de Medio Ambiente,
Bioenergía e Higiene Industrial

Contacto: gasilvestre@ainia.es

Gracia Silvestre Tormo

Doctora en Ingeniería Ambiental por la Universidad Politécnica de Cataluña. Desde 2010 trabaja en Ainia como investigadora en el Departamento de Medio Ambiente, desarrollando proyectos de I+D y asistencias técnicas para empresas, relacionados con la tecnología de la digestión anaerobia de residuos orgánicos de distinta índole. En la actualidad, está participando en proyectos de biorrefinerías basados en fermentación anaerobia, en la que destacan procesos novedosos como la bioproducción de bioplásticos, y procesos de elongación biológica de ácidos grasos volátiles.

Previamente, fue investigadora predoctoral en el GIRO Centro Tecnológico, centrando su investigación en la codigestión anaerobia de lodos de EDAR. Durante este periodo realizó una estancia de investigación en el Departamento de Medio Ambiente en la Universidad Química y Tecnológica de Praga.

Resumen

La bioeconomía, como alternativa a la actual economía del petróleo, está basada en el uso de biomásas renovables para la obtención de productos de valor mediante las denominadas biorefinerías. La obtención de ácidos grasos volátiles mediante la fermentación anaerobia de lodos y su posterior uso para la producción biológica mediante cultivos mixtos de compuestos de

valor, como los PHA (bioplásticos) o el ácido caproico, son descritos como posibles configuraciones de biorefinerías integradas en las estaciones de depuración de aguas residuales.

11.1. Bioeconomía

La actual economía basada en el petróleo presenta una serie de retos sociales y económicos, relacionados con el incremento de la población en los próximos años, la escasez de recursos y materiales, presiones medioambientales y el cambio climático, que reclaman una economía más sostenible. En este sentido, la Unión Europea, los Estados Unidos y más de 30 países de todo el mundo están dedicando esfuerzos para conseguir una transición desde la economía del petróleo hasta una economía más sostenible, denominada *bioeconomía*.

La bioeconomía está basada en el uso de biomásas renovables como materias primas, en vez de materias primas procedentes de fuentes fósiles, con el objetivo de producir un amplio espectro de productos de alto valor añadido (alimentos, piensos, fertilizantes, productos químicos, biomateriales, etc.) y bioenergía (electricidad, calor, biocombustibles). La bioeconomía abarca diversos sectores como la agricultura, pesca, alimentación, papel, y partes de las industrias química, biotecnológica y energética. En la actualidad, la bioeconomía genera una facturación anual de alrededor de 2 billones de euros y genera más de 17 millones de empleos (Ronzon et al. 2015).

Dentro de la bioeconomía, se integran las biorefinerías que se definen como instalaciones industriales que tienen como objetivo la transformación de la biomasa en un amplio espectro de productos. La biomasa renovable es la materia prima de la biorefinería, como el petróleo es la materia prima de una refinería. La biomasa son recursos biológicos como los cultivos tradicionales, residuos orgánicos de origen agrícola, ganadero, forestal, industrial y/o urbano. Para conseguir esta amplia gama de productos, las biorefinerías integran en una misma instalación distintos procesos que pueden ser físicos, químicos, termo-químicos o biotecnológicos.

Las industrias tradicionales, basadas en la economía del petróleo, pueden convertirse en biorefinerías mediante el aprovechamiento de sus subproductos para la obtención de nuevos productos de valor añadido. Así, una industria dedicada a la fabricación de zumos envasados, puede reutilizar sus subproductos (corteza de naranja, pulpa, concentrados, etc.) para la obtención simultánea de otros productos, como el limoneno, piensos y biogás, en la misma instalación de elaboración de los zumos.

El objetivo del presente capítulo es la revisión de las distintas posibilidades de biorefinerías que podrían desarrollarse a partir de la digestión anaerobia de los lodos generados en las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR). En concreto, se centra en la estrategia de la separación de las fases de la digestión anaerobia para obtener una corriente rica en ácidos grasos volátiles (AGV), que pueden ser utilizados como fuente de carbono para la obtención biológica de productos de alto valor añadido, como son los polihidroxicanoatos (PHA) para la fabricación de bioplásticos o la obtención de ácido caproico como *comodite* químico para la fabricación de distintos productos.

11.2. EDAR convertidas en biorefinerías

El objetivo principal de una EDAR es el tratamiento de las aguas residuales urbanas y/o industriales con el objetivo de eliminar su contenido en materia orgánica y nutrientes (nitrógeno y fósforo) antes de ser vertidas al medio receptor. El sistema de fangos activos es el tratamiento biológico más común utilizado en las EDAR, debido a su buen funcionamiento y a su elevada efectividad, aunque también se caracteriza por su elevado consumo energético, representando alrededor del 40 % de la energía total consumida en el proceso de depuración de las aguas residuales (Guo et al. 2010). El consumo total de energía consumida en una EDAR depende de muchos factores, como es el tamaño de la EDAR, su diseño y operación, de la composición del agua residual, la calidad final del agua depurada, y otros factores locales. En general, el ratio de consumo de energía se sitúa entre 0,3-0,6 kWh por metro cúbico de agua tratado. La digestión anaerobia de los lodos de EDAR permite producir una fuente de bioenergía en forma de biogás, que puede utilizarse

para producir electricidad y calor, pudiendo abastecer entre el 30-70 % de las necesidades energéticas del tratamiento de las aguas residuales (Silvestre et al. 2015). En algunas EDAR, la fracción sólida de los lodos digeridos es valorizada agrónomicamente como enmienda orgánica. En estos casos, según la definición de biorefinerías descrita en la sección anterior, estas EDAR podrían encajar dentro del concepto de biorefinerías, ya que valorizan sus subproductos, es decir, los lodos de EDAR para la producción de enmiendas orgánicas y bioenergía.

La aplicación de biorefinerías más complejas en el ámbito de la depuración de las aguas residuales, se basa en el uso del carbono y nutrientes del agua residual como materia prima para transformarlo en un amplio abanico de productos de mayor valor añadido. Partiendo del agua residual inicial como materia prima, y teniendo en cuenta la aplicación tanto de procesos químicos, físicos y biológicos, así como el producto final a obtener, se vislumbran múltiples configuraciones de biorefinerías. El presente capítulo se centra en las biorefinerías anaerobias donde el proceso de la digestión anaerobia sirve como pieza central para la producción de productos de valor añadido.

El proceso de digestión anaerobia convencional está compuesto por tres corrientes distintas, la corriente de lodos de EDAR, el digerido y la corriente gaseosa, el biogás. Según la corriente que se seleccione, y aplicando nuevos procesos, se pueden obtener distintos productos de valor añadido. Cada uno de los procesos se pueden clasificar en distintas plataformas, así en la plataforma de carboxilatos se considera el uso de los lodos para la producción de una corriente de AGV (productos intermedios del proceso de la digestión anaerobia), que pueden utilizarse como materia prima (fuente de carbono) para la obtención de bioplásticos o bioquímicos. La plataforma de digeridos, aprovecharía el contenido en nutrientes que aún posee esta corriente, para la obtención de otros bioproductos, como son las microalgas. La plataforma de biogás tendría como objetivo utilizar como materia prima el biogás para el uso tanto del CO_2 y CH_4 como precursores químicos gaseosos para la producción de otros compuestos como el grafeno, bioplásticos y/o bioquímicos.

11.3. Plataformas de carboxilatos: producción de PHA y AGCM

La plataforma de los carboxilatos se basa en la producción de ácidos grasos volátiles a partir de la fermentación anaerobia de la biomasa, para su posterior uso como fuente de carbono para la fabricación de productos de mayor valor añadido como pueden ser la polihidroxialcanoatos (PHA) (bioplásticos) o ácidos grasos de cadena media (AGCM), como el ácido caproico (Agler et al. 2011).

11.3.1. Fermentación anaerobia de lodos de EDAR

La digestión anaerobia es un proceso biológico que puede considerarse compuesto por cuatro etapas: (1) desintegración e hidrólisis, (2) acidogénesis, (3) acetogénesis y (4) metanogénesis (figura 11.1), durante las cuales la materia orgánica va transformándose en distintos compuestos intermedios hasta convertirse en biogás (metano y dióxido de carbono). El proceso posee una microbiología compleja, en la que intervienen distintas poblaciones microbianas con una relación simbiótica entre ellas. Los tres grupos tróficos más importantes son las bacterias acidogénicas, las acetogénicas y las metanogénicas.

La desintegración y la hidrólisis (1) son procesos extracelulares en los que la materia orgánica particulada se convierte en compuestos solubles. Durante la desintegración, la materia orgánica se divide en proteínas, lípidos y carbohidratos y posteriormente, estos compuestos se hidrolizan a aminoácidos, ácidos grasos de cadena larga y azúcares, respectivamente. En la segunda etapa o acidogénesis (2), los aminoácidos y los azúcares son reducidos a ácidos grasos volátiles de cadena corta (AGV), hidrógeno, amonio y dióxido de carbono, mientras que los ácidos de cadena larga son reducidos a acético e hidrógeno. Los AGV principales son el ácido propiónico, ácido butírico y ácido valérico. Durante la acetogénesis (3), los AGV se transforman en ácido acético por medio de las bacterias acetogénicas. Este tipo de bacterias crecen y desarrollan su actividad microbiana en una relación simbiótica con las metanogénicas hidrogenotróficas de la siguiente etapa, que consumen el H_2 que las

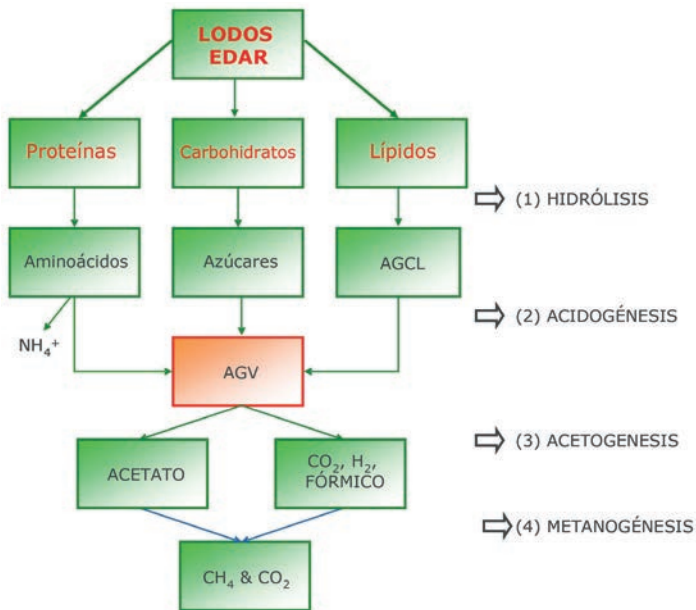


Figura 11.1. Etapas del proceso de digestión anaerobia

acetogénicas producen. Finalmente, durante la última etapa o metanogénesis (4), el acético y el dióxido de carbono, este último mediante la reducción por el hidrógeno, se transforman en metano. Este proceso se desarrolla por medio de las bacterias metanogénicas que son algunas de las bacterias más antiguas y se agrupan dentro del dominio de las Arqueobacterias.

En un proceso de fermentación anaerobia, el objetivo es recuperar los AGV producidos durante la etapa acidogénica y acetogénica, evitando su transformación a biogás. Por lo tanto, es necesario aplicar estrategias de operación que minimicen el crecimiento y la actividad de las poblaciones metanogénicas, y maximicen la recuperación de los AGV. El proceso de fermentación anaerobia a partir del proceso de digestión anaerobia se lleva a cabo mediante procesos de cultivos mixtos. Las ventajas principales de los cultivos mixtos respecto al uso de cultivos puros están relacionadas con la no necesidad de esterilización, el no uso de enzimas específicas, así como el uso de materia prima sin coste, como podrían ser los lodos de EDAR. Estas venta-

jas operacionales repercuten directamente en un menor coste de operación y de inversión de los sistemas de producción. Por otra parte, los cultivos mixtos pueden presentar una baja selectividad del producto, así como velocidades de producción menores respecto al uso de cultivos puros. Además, la posterior separación y purificación del producto obtenido requerirá procesos más complejos. Por lo tanto, es necesario aplicar estrategias de operación adecuadas que minimicen las desventajas de los cultivos mixtos respecto a los cultivos puros (Bengtsson et al. 2008a).

Según el uso posterior de los AGV obtenidos mediante la fermentación anaerobia, será adecuado obtener una concentración y perfil de AGV (tipología) específica. La tipología del sustrato (composición en proteínas, lípidos y carbohidratos) es uno de los parámetros que mayor influencia tiene sobre el resultado final de la fermentación. Por otra parte, en lo que respecta a los parámetros de operación de los fermentadores, (1) el tiempo de retención hidráulico (TRH), (2) la velocidad de carga orgánica (VCO), (3) pH y (4) la temperatura son parámetros de importancia para dirigir el proceso de fermentación hacia una concentración y perfil de AGV específicos (Lee et al. 2014)

11.3.1.1. Tiempo de retención hidráulico

Durante el proceso de fermentación anaerobia es necesario reducir el TRH respecto a los valores que se suelen utilizar en procesos de digestión anaerobia convencional, con el objetivo de reducir la actividad de las poblaciones metanogénicas, y evitar el consumo de los AGV producidos en la etapa acidogénica (figura 1.2). Los valores del TRH se sitúan entre 0,5-10 días, en función de la tipología de sustrato y su concentración de sólidos totales (Lee et al. 2014). En general, cuanto mayores son los TRH mayores son las producciones de AGV, aunque valores superiores pueden presentar un estancamiento en la producción de AGV respecto a un TRH menor. En la figura 11.2 se presenta la evolución cualitativa de la producción de AGV y biogás en función del TRH aplicado, así el TRH óptimo será aquel que maximice la producción de AGV que coincidirá con la mínima producción de biogás. El perfil de los AGV también depende del TRH aplicado.

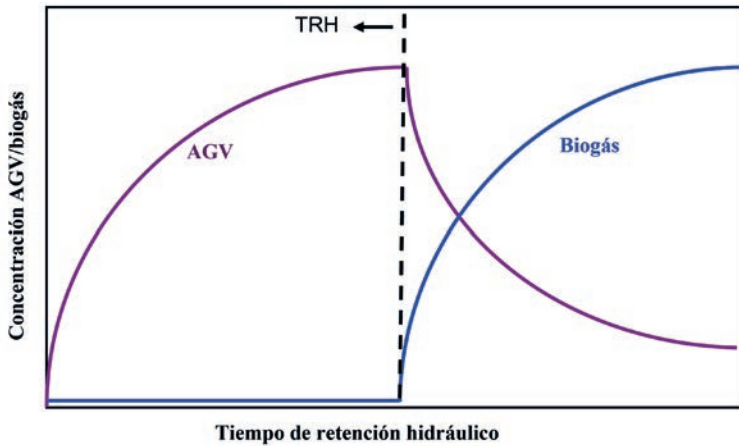


Figura 11.2. Evolución de la producción de los AGV y el biogás en función del tiempo de retención hidráulico aplicado durante el proceso de fermentación anaerobia

11.3.1.2. Velocidad de carga orgánica

La velocidad de carga orgánica es la cantidad de sustrato, expresado en términos de DQO, SV, SSV o DOC que se alimenta diariamente al digestor por unidad de volumen de reactor. En general, conforme se incrementa la VCO se encuentra un incremento lineal en la producción de los AGV, hasta que llega a un valor, que mayores VCO pueden producir un estancamiento en la producción de los AGV, o incluso un descenso en su concentración (figura 11.3) (Okten et al. 2006, Rincón et al. 2008). La VCO óptima varía según las características reológicas de los sustratos. Elevadas concentraciones de VCO pueden provocar limitación en la transferencia de materia entre el sustrato y las poblaciones bacterianas, reduciendo la concentración final de AGV (Lim et al. 2008). La frecuencia de alimentación también es un parámetro importante para la producción de los AGV, así mayores frecuencias de alimentación a lo largo del día se asocian con mayores producciones de AGV. El perfil de los AGV obtenido también varía con el incremento de la VCO.

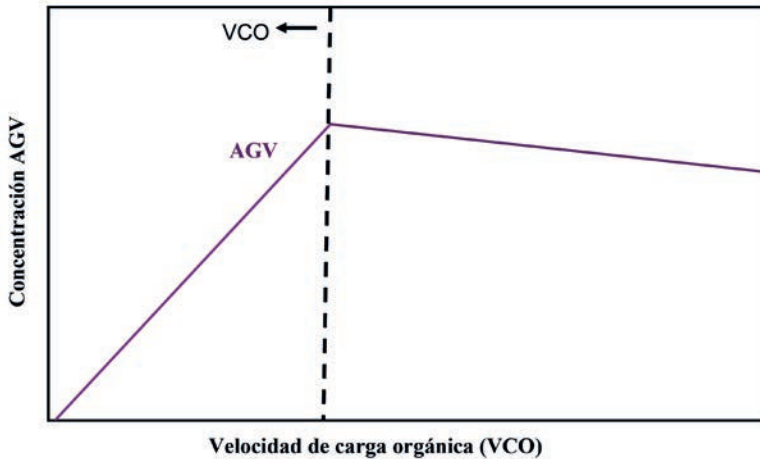


Figura 11.3. Evolución de la producción de los AGV en función de la velocidad de carga orgánica (VCO) aplicada en un proceso de fermentación anaerobia

11.3.1.3. pH

El pH tiene influencia sobre la concentración total de los AGV, así como sobre su composición (tipología de AGV producido). Según la tipología de sustrato, se ha encontrado rangos de pH óptimos diferentes, así, en el caso de lodos de EDAR, pH entre 8-11 (condiciones alcalinas) resultaron más adecuados para incrementar la solubilización de la materia orgánica, y por lo tanto, la concentración total de AGV (Hwu et al. 2009, Zhang et al. 2009).

En un proceso de fermentación anaerobia que no se controle el pH, es decir, sin adición de químicos que fuercen la operación a distintos pH, la composición del sustrato, así como las condiciones de operación (TRH, VCO y temperatura) serán determinantes en el pH final que se establezca en el proceso fermentativo. La composición de los AGV depende también del pH de operación, aunque a su vez el ácido dominante, también dependerá de la composición (lípidos, carbohidratos y proteínas) del sustrato. En la figura 11.4 se presenta la distribución de los AGV aplicando las mismas condiciones de operación (TRH:10 días, VCO: 14 Kg_{sv}/m³d, temperatura 55 °C) y el mismo sustrato (mezcla codigestión elevado contenido en lignocelulósica) pero

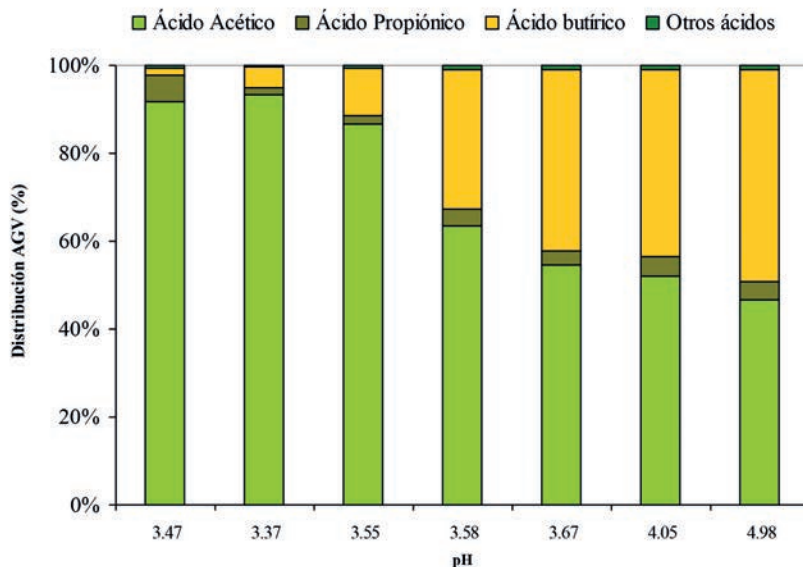


Figura 11.4. Composición porcentual de distintos ácidos producidos mediante un proceso de fermentación aplicando un mismo sustrato y mismas condiciones de operación pero variando el pH de operación

forzando pH distintos. A pH por debajo de 3,6 el ácido acético es el ácido mayoritario, y cuando el pH se incrementa a valores superiores, se propicia la generación de ácido butírico en proporciones similares al ácido acético.

11.3.1.4. Temperatura

La fermentación anaerobia puede llevarse a cabo en distintos rangos de temperatura, clasificados como psicrófilo (4-20 °C), mesófilo (20-50 °C), termófilo (50-60 °C) y hipertermófilo (60-80 °C). En general, aumentos de temperatura desde el rango psicrófilo al mesófilo incrementan la producción de AGV (Zhang et al. 2009). El efecto sobre la producción de AGV cuando se cambian de temperaturas mesófilas a termófilas o hipertermófilas no está claro, existiendo resultados contradictorios en la literatura específica, indicando la

dependencia de otros factores como la tipología de los sustratos y otras condiciones de operación como el TRH y el pH sobre la concentración y perfil de los AGV obtenidos mediante un proceso de fermentación anaerobia (Lee et al. 2014). La temperatura también tiene influencia sobre las condiciones de equilibrio líquido-gas del CO_2 y CH_4 generado durante el proceso, por lo tanto también tendrá influencia sobre el pH natural que se establezca durante la fermentación anaerobia, y con ello también la concentración y perfil de los AGV que se generen.

11.3.2. Producción de PHA a partir de cultivos mixtos

Los plásticos son polímeros con diversas aplicaciones en diferentes industrias, como la farmacéutica o alimentaria, sobre todo aplicaciones de embalaje, sustituyendo al vidrio y al papel, debido a su versatilidad, ligereza, resistencia, economía y durabilidad. Se producen alrededor de 280 millones de toneladas de plásticos anualmente en el mundo (Brockhaus et al. 2016). Los polímeros derivados de la industria petroquímica perduran en la naturaleza por largos periodos de tiempo, debido a la fórmula molecular que los hace recalcitrantes y resistentes a la biodegradación. Esto provoca que se acumulen en el medio produciendo a su vez importantes cantidades de tóxicos perjudiciales para el medio ambiente (Verlinden et al. 2007).

La alternativa a los plásticos no biodegradables podrían ser los bioplásticos. Los bioplásticos se consideran como plásticos producidos a partir de materiales renovables y que son biodegradables. Existen distintos plásticos que pueden provenir de materiales renovables pero que no son biodegradables, como la poliamida, o bien plásticos producidos a partir de fuentes fósiles como la policaprolactona pero que son biodegradables.

Existen distintos tipos de bioplásticos en función de la materia prima y proceso por el cual se generan, como los bioplásticos producidos a partir de almidón, materiales a partir de la celulosa *cellophane*, ácido poliláctico y los polihidroxicanoatos (PHA). Estos plásticos tienen características físicas similares a los plásticos derivados del petróleo, pero tienen la ventaja de que pueden ser sintetizados a partir de fuentes de carbono renovables, son biodegradables y son biocompatibles (no causan efectos tóxicos).

Los PHA pertenecen a la familia de los poliésteres biodegradables termo-plásticos. Se sintetizan a partir de bacterias que los acumulan en su interior cuando crecen a partir de sustratos ricos en carbono, como los ácidos grasos volátiles. Este tipo de bacterias, en condiciones de crecimiento desequilibradas, y bajo limitación de nutrientes son capaces de almacenar en su interior los PHA en estado amorfo y formando gránulos. Existen más de 300 especies que son capaces de almacenar PHA. En la actualidad, los PHA se fabrican a nivel industrial a partir de cultivos puros de bacterias modificadas genéticamente, y utilizando como materia prima sustratos puros. En estas condiciones se pueden alcanzar producciones de PHA de 100g/L en 40h con un contenido del 90 % de PHA (Lopar et al. 2013, Laycock et al. 2014).

El principal inconveniente es su elevado precio de producción, entre 20-80 % más altos que los obtenidos de fuentes no renovables, dificultando su penetración en el mercado. Los factores que más influyen en su elevado coste de producción se encuentran en el coste energético necesario para la esterilización del proceso, el rendimiento del PHA por sustrato, la eficacia del proceso de purificación y el coste de la materia prima. El sustrato (materia prima) puede representar incluso el 50 % del coste de producción (Nonato et al. 2001).

Alternativamente, la producción de PHA se puede llevar a cabo mediante cultivos mixtos, ofreciendo una serie de ventajas respecto a los cultivos puros, como la no necesidad de esterilidad (Arcos-Hernández 2013), y el uso de una fuente de carbono procedente de corrientes residuales. Salazar et al. (2010) indican que los rendimientos obtenidos por los cultivos mixtos pueden ser similares a los puros a partir de lodos activos, demostrando que la producción de PHA a partir de residuos orgánicos, como los lodos de EDAR, podría ser una solución innovadora que reduce notablemente los costes del proceso, es amigable con el medio ambiente y presenta estrategias de operación más flexibles.

Las etapas para la producción de PHA a partir de cultivos mixtos son: (1) obtención de la corriente de AGV; (2) fase de enriquecimiento de la biomasa y (3) fase de acumulación de PHA. Los lodos de EDAR se someten a un proceso de fermentación, y la corriente de AGV obtenida es utilizada como fuente de carbono para alimentar el reactor de enriquecimiento y el reactor de acumulación. En el reactor de enriquecimiento se selecciona la biomasa con capacidad de acumulación de PHA, y posteriormente es utilizada para la acumulación de PHA.

11.3.2.1. Fase de enriquecimiento de la biomasa

La fase de enriquecimiento de la biomasa acumuladora de PHA se suele llevar a cabo en un reactor secuencial discontinuo (SBR Sequencing Batch Reactor). La estrategia de operación consiste en aplicar una presión selectiva para promover de forma natural el crecimiento y supervivencia de aquellos microorganismos capaces de acumular en su interior PHA. Esta presión está relacionada con el papel que juegan los PHA como reserva de fuente de carbono y energía cuando no hay sustrato disponible en el medio líquido.

El proceso se inocula con biomasa mixta procedente del proceso biológico de los fangos activos. La estrategia de presión más efectiva se conoce con el nombre de *régimen de saciedad-hambruna*. Al inicio de la operación se añade un pulso de sustrato (fuente de carbono), y el periodo de tiempo en el que el sustrato está presente se conoce como *periodo de saciedad*. Durante el periodo de saciedad los microorganismos pueden utilizar la fuente de carbono, y nitrógeno para crecer y/o almacenar el sustrato en forma de polímero en su interior. Una vez el periodo de saciedad termina, es decir, se consume toda la fuente de carbono presente, empieza el periodo de hambruna, en el cual los microorganismos que almacenaron el sustrato como PHA pueden usar el biopolímero como fuente de carbono y energía para crecer y sobrevivir, mientras que aquellas especies que no poseen la capacidad de acumulación de PHA, no podrán sobrevivir a estas condiciones, y terminarán desapareciendo de la biomasa inicial. Aplicando este régimen de operación sucesivamente se consigue enriquecer la biomasa inicial con bacterias acumuladoras de PHA. En la fase de enriquecimiento es necesaria la presencia de nutrientes y oxígeno para el crecimiento de los microorganismos (Alburquerque 2007). La adición de ácido acético como fuente de carbono propicia la formación de polihidroxibutirato (PHB), mientras que la adición de ácido propiónico propicia la acumulación de polihidroxivalerato (PHV). Desde el punto de vista comercial, interesa la formación simultánea del copolímero PHBHV, por lo que la mezcla de AGV utilizada como fuente de carbono debería ser una matriz formada por diversos ácidos como ácido acético, propiónico y/o valérico (García-Torreiro et al. 2016).

El éxito de la estrategia de presión aplicada se centra en la distribución de tiempos entre el periodo de saciedad y el periodo de hambruna, que debería

ser menor de 0,21 h/h (Alkaya and Demirer 2011, Albuquerque et al. 2011). El tiempo del ciclo, el TRH y el TRC también son parámetros importantes que influyen en la obtención de una biomasa enriquecida en bacterias con capacidad de acumulación de PHA. TRC entre 1-10 días maximizan la producción de PHA, ya que elevados TRC propician la aparición de un mayor contenido de inertes encareciendo el proceso de purificación posterior (Albuquerque et al. 2007, Bengtsson et al. 2008b).

Cada ciclo de operación se compone de distintas etapas entre las cuales se distribuye el tiempo total del ciclo: (1) llenado; (2) reacción (saciedad-hambruna); (3) extracción de la biomasa; (4) sedimentación biomasa; (5) extracción fase líquida. En la figura 11.5 se presenta el comportamiento de las distintas variables del proceso a lo largo de un ciclo de operación de 240 minutos. En este caso la etapa de saciedad-hambruna empieza en el minuto 20, justo en el momento en el que la fuente de carbono es añadida al reactor. Durante el periodo de saciedad, el ácido acético y el $N-NH_4^+$ disminuyen, propiciado el

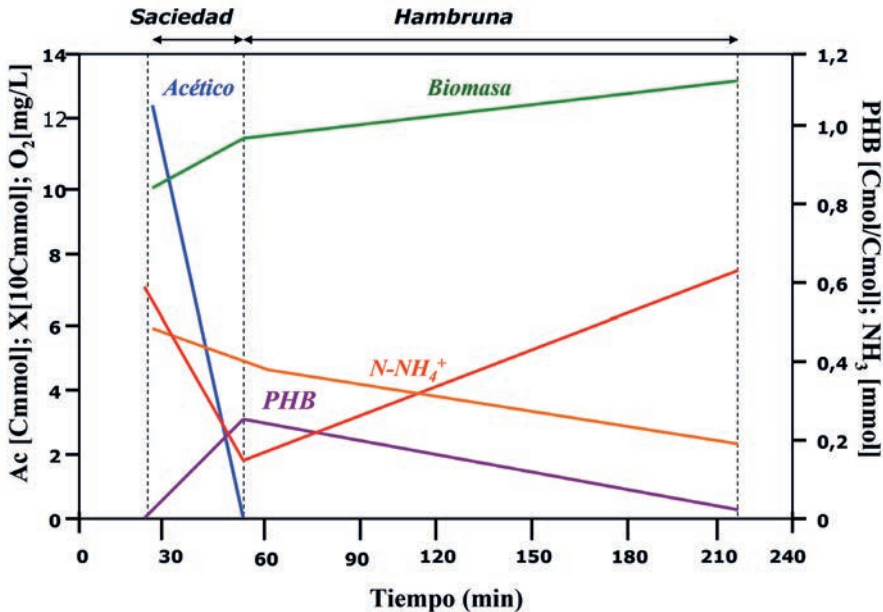


Figura 11.5. Evolución cualitativa de distintas variables (ácido acético, biomasa, $N-NH_4^+$, polihidroxibutirato (PHB)) a lo largo de un ciclo de operación durante la fase de enriquecimiento correspondiente a la producción de PHA mediante un proceso de cultivos mixtos

crecimiento de la biomasa, así como el aumento de PHA debido a su acumulación por parte de las bacterias acumuladoras de PHA. Una vez el ácido acético es consumido, empieza la fase de hambruna, en la cual las bacterias acumuladoras de PHA lo consumen como reserva energética. La biomasa extraída al final de cada ciclo estará enriquecida con biomasa con capacidad de acumular PHA, pero su contenido en ese momento en su interior será mínimo, por lo que será necesario aplicar otra fase de operación para maximizar el contenido de PHA en su interior antes de la etapa de extracción y purificación.

11.3.2.2. Fase de acumulación de PHA

El objetivo de la fase de acumulación de PHA consiste en aplicar una estrategia de operación que permita maximizar el contenido de PHA en el interior de las bacterias a partir de la biomasa previamente seleccionada en el reactor de enriquecimiento. La fase de acumulación de PHA se realiza en modo *batch*, adicionando pulsos de materia orgánica (AGV), y limitando el uso de nutrientes. En estas condiciones, las bacterias acumuladoras de PHA, utilizan la fuente de carbono para la producción de PHA en su interior como fuente de carbono y energía, debido a que la limitación de nutrientes no permite su crecimiento. El número de pulsos, así como la carga orgánica de los pulsos, es un parámetro importante a optimizar para conseguir maximizar la acumulación de los PHA en el interior de la biomasa (Serafim et al. 2004, Albuquerque et al. 2011).

11.3.3. Producción de ácidos grasos de cadena media

Los ácidos grasos de cadena media se consideran aquellos ácidos carboxílicos que tienen en su estructura desde 6 carbonos hasta aproximadamente 12 carbonos. Estos AGCM normalmente se producen a partir de fuentes fósiles o se extraen a partir de aceites naturales. El ácido caproico (seis carbonos) puede obtenerse mediante la fermentación anaerobia a partir de sustratos orgánicos, como pudiesen ser los lodos de EDAR. El ácido caproico tiene diversas aplicaciones como agente antimicrobiano en la industria farmacéutica, aditivo

alimentario en piensos, materia prima para la industria química y como posible precursor en la producción de biocombustibles.

El ácido caproico puede obtenerse a partir de una fermentación anaerobia secundaria, mediante el proceso de β -oxidación inversa, y utilizando etanol o ácido láctico como dador de electrones, y una fuente de AGV, principalmente ácido acético. Durante el proceso bioquímico se genera ácido *n*-butírico y ácido *n*-caproico. En culturas puras, el microorganismo *Clostridium Kluyvery* es capaz de producir *n*-butírico y *n*-caproico a partir de ácido acético y etanol. A partir de cultivos mixtos también ha sido posible la obtención del ácido caproico, siendo en este caso, las condiciones de operación y la tipología de sustrato parámetros importantes para la generación del ácido caproico (Cavalcante et al. 2017).

Otra ventaja de la producción del ácido caproico reside en la posibilidad de poder utilizar etanol diluido procedente de la fermentación de residuos lignocelulósicos. El coste de purificación y concentración del etanol podría reducirse, al utilizar el etanol para la producción de ácido caproico, ya que el ácido caproico es menos soluble que el etanol, reduciendo el coste de purificación y extracción (Aglar et al. 2012, Grootscholten et al. 2013a,b).

El pH es uno de los parámetros de operación más importantes para la producción estable del ácido caproico. PH cercanos a 7 se consideran los más adecuados para la maximización de la concentración de ácido caproico, pero por el contrario, este pH propicia la actividad de las arqueas metanogénicas acetogénicas, propiciando la competencia del ácido acético como fuente de carbono para la producción de biogás. Por otro lado, pH entre 5,0 y 6,0 propician la producción de ácido caproico y evitan la competencia debido a la actividad de las metanogénicas acetogénicas, pero en contra, a este pH los ácidos se encuentran en forma ionizada, teniendo un efecto tóxico sobre la biomasa implicada en el proceso. Para evitar la toxicidad por producción de producto, algunos autores sugieren la extracción en continuo del producto del medio como estrategia de operación (Ge et al. 2015).

El TRH y el TRC juegan un papel importante en la producción del ácido caproico, debido a las distintas velocidades de crecimiento entre las poblaciones metanogénicas y las acetogénicas. En este sentido, la reducción de TRH y TRC pueden llegar a ser una estrategia adecuada para reducir el crecimiento de las poblaciones metanogénicas (Grootscholten et al. 2013a).

El proceso de elongación se puede llevar a cabo utilizando distintas configuraciones de reactores, siendo la configuración de reactor continuo de tanque agitado y los reactores de relleno con flujo ascendente los más utilizados en los estudios encontrados en la literatura. Los reactores de relleno con flujo ascendente permiten operar a TRC y TRH distintos, incrementando la concentración de ácido caproico producido, aunque favoreciendo el proceso de toxicidad de la biota por la presencia del ácido caproico a pH entre 5-6 (Grootscholten et al. 2013a,b).

11.4. Conclusiones

La fermentación anaerobia de los lodos de EDAR con el objetivo de producir una corriente de ácidos grasos volátiles para su uso como materia prima para la obtención de productos de valor añadido podría convertirse en el corazón de posibles configuraciones de biorefinerías en las EDAR. La corriente de AGV producida podría utilizarse para la obtención de polihidroxialcanoatos mediante un proceso biológico de cultivos mixtos a partir de la biomasa obtenida en el fango activo. Otra posibilidad es el uso de los AGV para producir ácidos grasos de cadena media, como el ácido caproico mediante procesos biológicos de elongación de cadena. En la actualidad la limitación de ambos bioprocesos son la purificación y extracción de los componentes de valor, el PHA y el ácido caproico.

Referencias

- AGLER, M.T., WRENN, B.A., ZINDER, S.H., ANGENENT, L.T. (2011). Waste to bioproduct conversion with undefined mixed cultures: the carboxylate platform. *Trends in Biotechnology*, 29, pp. 70-78.
- AGLER, M.T., SPIRITO, C.M., USACK, J.G., WERNER, J.G., ANGENENT, L.T. (2012). Carbon chain elongation in reactor microbiomes: upgrading dilute ethanol to medium-chain carboxylates. *Energy Environmental Science*, 5, pp. 5189–5192

- ALBUQUERQUE, M., EIROA, M., TORRES, C., NUNES, B.R., REIS, M.A.M. (2007). Strategies for the development of a side stream process for polyhydroxyalkanoate (PHA) production from sugar cane molasses. *Biotechnology*, 130, pp. 411-421.
- ALBUQUERQUE, M., MARTINO, V., POLLET, E., AVÉROUS, L., REIS, M.A. (2011) Mixed culture polyhydroxyalkanoate (PHA) production from volatile fatty acid (VFA)-rich streams: Effect of substrate composition and feeding regime on PHA productivity, composition and properties. *Journal of Biotechnology*, 151, pp. 66-76.
- ALKAYA, E., DEMIRER, G.N. (2011). Anaerobic acidification of sugar-beet processing wastes: Effect of operational parameters. *Biomass & Bioenergy*, 35, 32-39.
- ARCOS-HERNANDEZ, M. V., PRATT, S., LAYCOCK, B., JOHANSSON, P., WERKER, A., LANT, P. A. (2013). Waste activated sludge as biomass for production of commercial-grade polyhydroxyalkanoate (PHA). *Waste and Biomass Valorization*, 4, 117-127.
- BENGTSSON, S., HALLQUIST, J., WERKER, A., WELANDER, T. (2008)a. Acidogenic fermentation of industrial wastewaters: effects of chemostat retention time and pH on volatile fatty acids production. *Biochemical Engineering Journal*, 40, pp. 492-499.
- BENGTSSON, S., WERKER, A., CHRISTENSSON, M., WELANDER, T. (2008)b. Production of polyhydroxyalkanoates by activated sludge treating a paper mill wastewater. *Bioresource Technology*, 99, pp. 509-516.
- BROCHHAUS, S., PETERSEN, M., KERSTEN, W. (2016). A crossroads for bioplastics: exploring product developers challenges to move beyond petroleum-based plastics. *Journal of Cleaner Production*, 127, 84-95.
- CAVALCANTE, W.A., LEITAO, R.C., GEHRING, T.A., ANGENENT L.T., SANTAELLA, S.T. (2017). Anaerobic fermentation for n-caproic acid production: A review. *Process Biochemistry*, 54, pp. 106-119.
- GARCÍA-TORREIRO, M., LÚ-CHAU, T.A, STEINBÜCHEL, A., LEMA, J.M. (2016). Waste to bioplastic conversion by the moderate halophilic bacterium *Holomonas boliviensis*. *Chemical Engineering Transactions*, 49, pp. 163-168.
- GE, S., USACK, J., SPIRITO, C.M., ANGENENT, L.T. (2015). Long-term n-caproic acid production from yeast-fermentation beer in an anaerobic bioreactor with continuous product extraction. *Environmental Science Technology*, 49, pp. 8012-8021.

- GROOTSCHOLTEN, T.I., LINSKY DAL BORGIO, F., HAMELERS, H.V., BUISMAN, C.J. (2013)a. Promoting chain elongation in mixed culture acidification reactors by addition of ethanol. *Biomass and Bioenergy*, 48, pp. 10-16.
- GROOTSCHOLTEN, T.I., STEINBUSCH, K.J., HAMELERS, H.V., BUISMAN, C.J. (2013)b. Improving medium chain fatty acid productivity using chain elongation by reducing the hydraulic retention time in an upflow anaerobic filter. *Bioresource Technology*, 136, pp. 735–738.
- GUO, J., PENG, Y., PENG, C., WANG, S., CHEN, Y., HUANG, H., SUN, Z. (2010). Energy saving achieved by limited filamentous bulking sludge under low dissolved oxygen. *Bioresource Technology*, 101, pp. 1120-1126.
- HWU, H., YANG, D., ZHOU, Q., SONG, Z. (2009). The effect of pH on anaerobic fermentation of primary sludge at room temperature. *Journal Hazardous Materials*, 172, pp. 196–201.
- LAYCOCK, B., HALLEYA, P., PRATT, S., WERKER, A., LANT P. (2013). The chemomechanical properties of microbial polyhydroxyalkanoates. *Progress in Polymer Science*, 38, pp. 536-583.
- LEE, S., CHUA A.S.M, YEOH, H.K., NGOH, G.C. (2014). A review of the production and applications of waste-derived volatile fatty acids. *Chemical Engineering Journal*, 235, pp. 83-99.
- LIM, S., KIM, B.J., JEONG, C., CHOI, J., AHN, Y.H., CHANG, H.N. (2008). Anaerobic organic acid production of food waste in once-a-day feeding and drawing-off bioreactor, *Bioresource Technology*, 99, pp. 7866–7874.
- LOPAR, M., ŠPOLJARIĆ, I. V., ATLIĆ, A., KOLLER, M., BRAUNEGG, G., HORVAT, P. (2013). Five-step continuous production of PHB analyzed by elementary flux, modes, yield space analysis and high structured metabolic model. *Biochemical Engineering Journal*, 79, pp. 57-70.
- NONATO, R., MANTELATTO, P., ROSSELL, C. (2001). Integrated production of biodegradable plastic, sugar and ethanol. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 57, pp. 1-5.
- OKTEM, Y.A., INCE, O., DONNELLY, T., SALLIS, P., INCE, B.K. (2006). Determination of optimum operating conditions of an acidification reactor treating a chemical synthesis based pharmaceutical wastewater. *Process Biochemical*, 41, pp. 2258–2263.

- RINCÓN, B., SÁNCHEZ, E., RAPOSO, F., BORJA, R., TRAVIESO, L., MARTÍN, M.A., MARTÍN, A. (2008). Effect of organic loading rate on the performance of anaerobic acidogenic fermentation of two-phase olive mill solid residue, *Waste Management*, 28, pp. 870–877.
- RONZON, T., SANTINI, F., M'BAREK, R. (2015). The Bioeconomy in the European Union in numbers. Facts and figures on biomass, turnover and employment. European Commission, Joint Research Centre, Institute for Prospective Technological Studies, Spain, 4p
- SALAZAR, A., YEPESB, M., CORREAC, G., MORA, A. (20104). Polyhydroxyalkanoate production from unexplored sugar substrates. *Dyna*, 185 (81), pp 73-77.
- SERAFIM, L.S., LEMOS, P.C., OLIVEIRA, R., REIS, A.M. (2004) Optimization of polyhydroxybutyrate production by mixed culture submitted to aerobic dynamic feeding conditions. *Biotechnology and Bioengineering* , 87, pp. 145-160.
- SILVESTRE, G., FERNÁNDEZ, B., BONMATÍ, A. (2015). Significance of anaerobic digestion as a source of clean energy in wastewater treatment plants. *Energy Conversion and Management*, 101, pp. 255-262.
- VERLINDEN, R. A., HILL, D. J., KENWARD, M. A., WILLIAMS, C. D., RADECKA, I. (2007). Bacterial synthesis of biodegradable polyhydroxyalkanoates. *Journal of Applied Microbiology*, 102, pp. 1437-1449.
- ZHANG, P., CHEN, Y., ZHOU, Q. (2009). Waste activated sludge hydrolysis and short-chain fatty acids accumulation under mesophilic and thermophilic conditions: effect of pH, *Water Research*, 43, pp. 3735–3742.

12

Biogás: aspectos técnicos de la inyección en la red de gas natural

Ana Belén Juara
Gerencia de Desarrollo del Sistema y Estudios
Enagás GTS, SAU
Paseo de los Olmos, 9, Madrid, España

Contacto: abjuara@enagas.es

Ana Belén Juara Álvarez

Licenciada en Ciencias Económicas y Empresariales por la Universidad de Zaragoza. Máster en Economía Industrial en la especialidad de Sector Eléctrico y Telecomunicaciones por la Universidad Carlos III de Madrid y Executive MBA por IE Business School.

Desde el 2000 hasta la actualidad ha trabajado en el mundo de la energía desde el ámbito de la consultoría, Comisión Nacional de Energía (CNE, en la Dirección de Regulación y Competencia), Enagás y, actualmente, en Enagás GTS en la Unidad de Desarrollo del Sistema y Estudios.

Resumen

Desde el punto de vista operativo, la inyección de biogás en las redes de transporte de gas natural se considera un punto más de entrada al sistema gasista español, como lo son los almacenamientos subterráneos, yacimientos, plantas regasificadoras y conexiones internacionales.

En España, la planta de Valdemingómez, uno de los mayores complejos de biometanización en Europa, es una referencia europea y ha supuesto un caso de éxito en cuanto a la integración del biogás en una red de transporte de gas natural.

12.1. Red gasista de la Comunidad Valenciana

Antes de empezar a hablar de biogás, dada la naturaleza del mismo y compuesto en una parte fundamental por metano, vamos a ver en esta sección una contextualización de cuánto supone la aportación de la Comunidad Valenciana en el cómputo total de las infraestructuras de transporte gasistas en España.

En esta sección se considerarán como actividad de transporte de gas natural los gasoductos con presión de diseño superior a 16 bar, las plantas regasificadoras y los almacenamientos subterráneos (véase figura 12.1).

Las infraestructuras gasistas que se encuentran en operación actualmente en la Comunidad Valenciana, todas ellas recogidas en el documento *Planificación de los Sectores de Electricidad y Gas 2008-2016* son las siguientes:

- Aproximadamente 1.045 km de gasoductos de transporte (véase figura 12.2), lo que viene a representar $\approx 10\%$ del total de gasoductos de transporte de España.
- 4 estaciones de compresión, de las 19 existentes en España, que son las de Paterna, Montesa, Dénia y Crevillent.
- De las 6 plantas de regasificación operativas en España, la Comunidad Valenciana cuenta con una de ellas, la planta de regasificación de Sagunto, que posee una capacidad de almacenamiento de GNL de 600.000 m³ de GNL, y una capacidad de regasificación de 1.000.000 m³(n)/h.



Figura 12.1. Cadena de valor del gas natural. Actividad de transporte. Fuente: Enagás GTS

Los almacenamientos, ya sean subterráneos en forma de gas natural, como en tanques en forma de gas natural licuado, dotan al sistema gasta de flexibilidad, además de proporcionarle las siguientes bondades:

- Permiten la modulación de la demanda convencional.
- Permite almacenar GNL y gas natural en épocas en las que pueda ser barato.
- Apoyan el sistema eléctrico como back-up de las energías renovables.
- Permiten el desarrollo de nuevos negocios de GNL como *bunkering*.
- Apoyan a una operación eficiente del sistema.

Nombre Gasoducto	Longitud (Km)	Diámetro (")
Cartagena -Agullent	134	30/20/10
Montesa-Denia	65	24
Albacete-Montesa	28	36
Valencia-Alicante	90	20
Duplicación Valencia-Alicante	90	24
Tivissa-Paterna	158	30
Duplicación Tivissa-Paterna	158	40
Alicant-San Joan-Benidorm-Altea	66	10
Carlet	70	2/4/6/8
Cheste (Chiva-Utiel)	63	6/8
Sagunto	12	3/4/6/8
Conexión a RBG	8	30
Oliva-Altea Fase I	23	10
Oliva-Altea Fase II	21	10
Elche-Mónovar	60	10
TOTAL KM	1.045	

Figura 12.2. Gasoductos de transporte en la Comunidad Valenciana a fecha de presentación de la ponencia en la Cátedra Facsa. Fuente: Enagás GTS

12.2. ¿Qué es el biogás?

A continuación, vamos a definir los principales usos del biogás, ya que tanto sus rasgos como formas de obtención ya han sido definidos con gran precisión y profundidad en otros capítulos de este libro.

El biogás es el producto gaseoso de la digestión anaerobia de compuestos de origen orgánico que está compuesto por metano, dióxido de carbono y otros gases.

Por ello, el poder calorífico del biogás es algo superior a la mitad que el del gas natural.

Los principales usos para los que se emplea el biogás son:

- En calderas para generar calor o electricidad.
- Motores/turbinas para generar electricidad.
- En pilas de combustible (previa su limpieza).
- Para combustible en la automoción (previo tratamiento).
- Para su introducción en la red de gas natural (previa purificación e inclusión de aditivos). Este aspecto es en el que nos centraremos en el desarrollo del presente capítulo.

12.3. Ventajas del biogás

Ya hemos definido cómo se obtiene y para qué se usa el biogás, pero ¿cuáles son algunas de sus ventajas?

Entre las principales ventajas que el biogás aporta a un país, está que contribuye a mejorar la eficiencia medioambiental de los procesos de tratamiento de residuos, permitiendo la mejora medioambiental y, por ende, ayuda a conseguir los objetivos en materia medioambiental marcados por la UE, además de permitir monetizar un recurso.

Asimismo, es el más eficiente de los biocombustibles y se trata de un recurso que es abundante y que procede de diversos orígenes. Por ello, y dado lo anterior, ya que además en España tenemos un déficit energético, en el que se importa la práctica totalidad de los combustibles fósiles, entre ellos el gas natural (en España apenas hay producción propia), el biogás permite contri-

buir a disminuir la factura energética del país, y a colaborar en la seguridad de suministro energético.

Además, le confiere una ventaja adicional, y es que es almacenable.

Para hacernos una idea de las ventajas que el biogás supondría, y para que nos sea más sencillo tener un rango de magnitud de las mismas, a continuación se mencionan algunos ejemplos que han sido obtenidos de IGU Biogas Report 2015:

- *A car running on biogas saves 2,600 kilos of greenhouse emissions per annum compared to a petrol-driven car.*
- *One bag of food waste composted to biogas is enough to power a gas-driven car for almost two kilometres.*
- *A bus with 55 passengers can run for 1000 km on the food waste produced by its passengers each year.*

12.4 Desarrollo normativo del biogás

En este apartado se va a comentar el desarrollo normativo del biogás/ biometano tanto en el ámbito de la UE como en el marco español.

12.4.1. Desarrollo normativo en Europa

Nos vamos a centrar en dos aspectos en este epígrafe, por un lado, el relativo al desarrollo de la normativa en materia de eficiencia energética y, por otro lado, respecto al desarrollo de la normativa de potenciación el uso de energía renovables.

En relación al primero de ellos, el de desarrollo de normativa de Reducción de Emisiones, la normativa aplicable sería la siguiente:

- Directiva de la UE de Especificación de Carburantes (2009/30/EC): tiene como objetivo la reducción de al menos un 6 % de gases de efecto invernadero en el uso de combustibles para vehículos en 2020, en comparación con los de 2010.

- Existe un objetivo de reducción de gases de efecto invernadero para el año 2030: el biometano está incluido en esta obligación de reducción del 40 % de gases de efecto invernadero respecto a los de 1990.

Respecto al segundo de ellos, el relativo al desarrollo de normativa de potenciación el uso de energías renovables, nos encontramos:

- Directiva de Energías Renovables (2009/28/EC): crea un marco común para la promoción de energía a partir de fuentes renovables y marca unos objetivos individualizados por país.
- Directiva del mercado interior del gas natural (2009/73/EC): trato no discriminatorio al biogás, siempre que sea segura y técnicamente posible su inyección y transporte en la red de gas natural.
- Directiva relativa a la implantación de una infraestructura para los combustibles alternativos (2014/94/UE): establece un marco común de medidas para la implantación de una infraestructura para los combustibles alternativos en la UE para minimizar la dependencia del petróleo en el transporte y mitigar el impacto medioambiental del mismo.

Establece requisitos mínimos para la creación de una infraestructura para los combustibles alternativos, incluyendo, entre otros, puntos de repostaje de gas natural (GNL y GNC), que se habrán de aplicar mediante los marcos de acción nacionales de los estados miembros, así como mediante las especificaciones técnicas comunes sobre dichos puntos de recarga y de repostaje, y los requisitos de información a los usuarios.

El plazo para remitir los marcos de acción nacionales por los estados miembros a la Comisión finalizó el 18 de noviembre de 2016. En el caso de España, el Marco de Acción Nacional español de energías alternativas en el transporte se aprobó en el Consejo de Ministros del 9 de diciembre de 2016.

Asimismo, se está desarrollando una norma europea sobre la calidad del biometano. En concreto, se está desarrollando una normativa para el uso del biometano tanto en el transporte como en la inyección en las redes de gas natural, encomendada al Grupo Técnico CEN/TC 408 según mandato de la Comisión Europea M/475 en 2010.

Señalar que a fecha de elaboración del presente documento, ya han sido aprobadas ambas normas para el uso del biometano tanto en el transporte como en la inyección en las redes de gas natural, sin embargo, las mismas no son vinculantes.

12.4.2. Desarrollo normativo en España

La Ley de hidrocarburos, en su artículo 54, considera como combustibles gaseosos, entre otros, a los gases combustibles manufacturados o sintéticos, donde, entre ellos, se encuentran el biogás y/o cualquier otro gas obtenido a partir de la biomasa.

Asimismo, este mismo artículo establece que «Las normas establecidas en la presente Ley en relación con el gas natural serán también de aplicación, de manera no discriminatoria, al biogás y al gas obtenido a partir de la biomasa u otros tipos de gas siempre y cuando resulte técnicamente posible y seguro inyectar tales gases en la red de gas natural y transportarlos por ella».

En el Real Decreto 984/2015, de 30 de octubre, por el que se regula el mercado organizado de gas y el acceso de terceros a las instalaciones del sistema de gas natural, establece en su anexo de «Lista de servicios estándar de contratación de capacidad», el servicio de Acceso al Punto Virtual de Balance desde la red de distribución.

Dicho servicio incluye el derecho al uso de las instalaciones necesarias para el transporte del gas desde el punto de entrada a la red de distribución hasta el punto virtual de balance. Este servicio se limita a las plantas de biogás que inyecten en la red de distribución. Por tanto, aquí ya se está contemplando como un servicio la inyección de biometano a la red de distribución de gas natural, si bien en España la inyección de biometano actual se está realizando a la red de transporte (no de distribución) de gas natural, que es el caso de la planta de Valdemingómez.

Asimismo, en este mismo anexo también se incluye el servicio de Acceso al Punto Virtual de Balance desde la red de transporte, que incluye el derecho al uso de las instalaciones necesarias para el transporte del gas desde el punto de entrada a la red de transporte hasta el punto virtual de balance.

Como se ha mencionado anteriormente, y aunque fuera con fecha posterior a la realización de la ponencia en la Cátedra Facsa, el pasado 9 de diciembre se aprobó el Marco de Acción Nacional Español de energías alternativas en el transporte, dando cumplimiento a la Directiva 2014/94/UE.

Asimismo, en España se aplica el protocolo de detalle 01 (PD-01) de «Medición, calidad y odorización de gas». Los protocolos de detalle de las Normas de Gestión Técnica del Sistema Gasista nacen como consecuencia del Grupo de Normas de Gestión Técnica del Sistema en el que participan los agentes del sector gasista español y son aprobadas por el Ministerio.

En el objeto de este protocolo de detalle PD-01 se dice que «El presente protocolo de detalle tiene como objeto desarrollar la Norma de Gestión Técnica del Sistema Gasista NGTS-05 "Medición". Para ello, se definen conceptos y procedimientos relacionados con la medición, la calidad y la odorización del gas natural, de los gases manufacturados, y de los gases procedentes de fuentes no convencionales, tales como el biogás, el gas obtenido a partir de la biomasa u otros tipos de gas, siempre y cuando resulte técnicamente posible y seguro inyectar tales gases en las redes de transporte y distribución de gas natural».

En dicho protocolo, en cuanto a los equipos de medición y análisis del gas, se especifica que los puntos de conexión con plantas de producción de gases manufacturados y de gases procedentes de fuentes no convencionales, tales como el biogás, el gas obtenido a partir de la biomasa u otros tipos de gas:

- deben contar con analizadores de composición, PCS y densidad (punto 4.2 del PD-01), y
- en dichas conexiones se deberán instalar equipos de análisis y control que permitan realizar las comprobaciones en continuo del gas introducido al sistema. Dichos equipos deberán ser aceptados por las partes interconectadas y disponer de las certificaciones correspondientes (punto 4.5 del PD-01).

Asimismo, en relación al Análisis de la calidad del gas:

- En primer lugar, los usuarios del sistema gasista que introduzcan gas serán los responsables de su calidad (punto 5.1.2 del PD-01).

- En segundo lugar, los usuarios que inyecten en este sistema gases manufacturados o gases procedentes de fuentes no convencionales, tales como el biogás, el gas obtenido a partir de la biomasa u otros tipos de gas, deberán justificar, mediante certificación emitida por los organismos competentes correspondientes, que el gas aportado cumple las especificaciones establecidas en el apartado 5.2, para su entrada en la red de transporte.

En concreto, el apartado 5.2 establece que todo el gas introducido en los puntos de entrada del sistema gasista, deberá cumplir con las especificaciones de calidad de la siguiente tabla:

Propiedad (*)	Unidad	Mínimo	Máximo
Índice de Wobbe	kWh/m ³	13,403	16,058
PCS	kWh/m ³	10,26	13,26
Densidad relativa		0,555	0,700
S Total	mg/m ³	-	50
H ₂ S + COS (como S)	mg/m ³	-	15
RSH (como S)	mg/m ³	-	17
O ₂	mol %	-	0,01
CO ₂	mol %	-	2,5
H ₂ O (Punto de rocío)	°C a 70 bar (a)	-	+ 2
HC (Punto de rocío)	°C a 1-70 bar (a)	-	+ 5
Polvo / Partículas	-	Técnicamente puro	

(*) Tabla expresada en las siguientes condiciones de referencia: [0°C, V(0°C, 1.01325 bar)]

Figura 12.3. Especificaciones de calidad del gas introducido en el sistema gasista.

Fuente: PD-01

Además de las características anteriores, los gases procedentes de fuentes no convencionales, tales como el biogás, el gas obtenido a partir de biomasa u otro tipo de gas producido mediante procesos de digestión microbiana, deberán cumplir con las especificaciones de calidad de la siguiente tabla:

Propiedad (*)	Unidad	Mínimo	Máximo
Metano (CH ₄)	mol %	95	-
CO	mol %	-	2
H ₂	mol %	-	5
Compuestos Halogenados: - Flúor / Cloro	mg/m ³	-	10/1
Amoníaco	mg/m ³	-	3
Mercurio	µg/m ³	-	1
Siloxanos	mg/m ³	-	10
Benceno, Tolueno, Xileno (BTX)	mg/m ³	-	500
Microorganismos	-	Técnicamente puro	
Polvo / Partículas	-	Técnicamente puro	

(*) Tabla expresada en las siguientes condiciones de referencia: [0°C, V(0°C, 1.01325 bar)]

Figura 12.4. Especificaciones de calidad del gas procedente de fuentes no convencionales introducido en el sistema gasista. Fuente: PD-01

No obstante, en el caso del biogás, se aceptará la inyección de biogás en la red con un contenido de O₂ hasta el 0,3 mol % siempre que concurren simultáneamente las siguientes circunstancias en el punto de inyección:

1. El contenido en CO₂ no deberá superar en ningún momento el 2 mol %.
2. El punto de rocío de agua no deberá superar en ningún momento los menos ocho grados centígrados (- 8 °C).
3. El volumen de inyección de biogás en la red de transporte troncal nunca excederá de 5.000 m³/h (en condiciones de referencia). Para volúmenes mayores y en todo caso para el resto de puntos de entrada al sistema gasista, el volumen máximo de inyección de biogás se determinará para cada caso concreto en función de la calidad y el volumen del gas vehiculado de la red a la que se conecte, por el titular de la misma y se comunicará a la Dirección General de Política Energética y Minas, al GTS y a la Comisión Nacional de Energía (actual CNMC).

- Finalmente, el titular del punto de entrada de gas en el sistema gasista deberá supervisar la calidad del gas que se introduce al objeto de informar al GTS y a todos los sujetos afectados, tan pronto como sea posible, de cualquier deficiencia de la calidad del gas, estimando la duración posible del incumplimiento. En cualquier caso, el GTS podrá adoptar las medidas que considere necesarias para anular o minimizar el impacto que esta eventualidad pueda tener en el sistema gasista (punto 5.1.2 del PD-01).

12.5. Aspectos técnicos

Ya hemos abordado los aspectos normativos del biogás, y en concreto, el protocolo de detalle 01 que, aunque incluido en la parte normativa, es el que está regulando la parte operativa de la inyección del biometano en las redes de transporte de gas natural en España.

Para seguir avanzando en este apartado, vamos a ver en el siguiente gráfico el mapa de infraestructuras gasistas de transporte en España, compuesto por los gasoductos de transporte de gas natural, plantas regasificadoras y almacenamientos subterráneos (véase figura 12.5).

Cabe señalar del mapa, la posición B-21, que es la posición (propiedad de Enagás Transporte) en la que está inyectando biometano a la red de transporte de gas natural la planta de Valdemingómez, en la provincia de Madrid. Es de destacar que se trata de un caso de inyección a la red de transporte, no a la de distribución.

A continuación se muestra el gráfico de la inyección de biometano de esta planta, la planta de Valdemingómez, a la red de transporte de gas natural en los años 2014 y 2015 (véase figura 12.6).

El promedio de la producción diaria de biometano inyectada en la red de transporte de gas natural durante 2014 y 2015 fue de aproximadamente 0,2 GWh/día. Para tener en cuenta el grado de magnitud del que se está hablando (0,2 GWh/día), hay que considerar que la demanda media de un día invernal en el sistema gasista español suele ser de aproximadamente unos 1.100 -1.200 GWh/día.

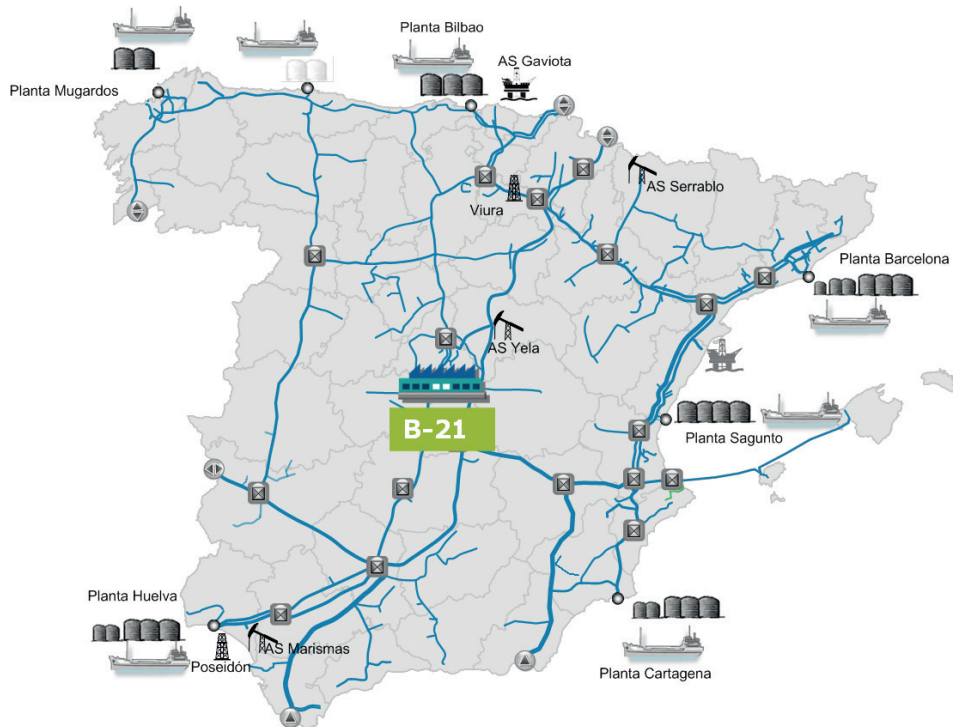


Figura 12.5. Mapa de infraestructuras de transporte del sistema gasista español.

Fuente: Enagás GTS

Adicionalmente, hay que señalar que la inyección de biometano en las redes de transporte de gas natural es considerada un punto de entrada al sistema gasista español, como lo son los yacimientos, las plantas regasificadoras, los almacenamientos subterráneos y las conexiones internacionales. Esto es, la inyección de biometano desde la planta de Valdemingómez, se considera un punto de entrada al sistema gasista español.

A continuación, se muestra un «pantallazo» del SCADA (Supervisión, Control y Adquisición de Datos) que posee Enagás GTS, en el que se ha sombreado en rojo la planta de Valdemingómez. El SCADA permite monitorizar en continuo las entradas de gas en transporte del sistema gasista, así como las salidas de transporte y ver que ambas están equilibradas.

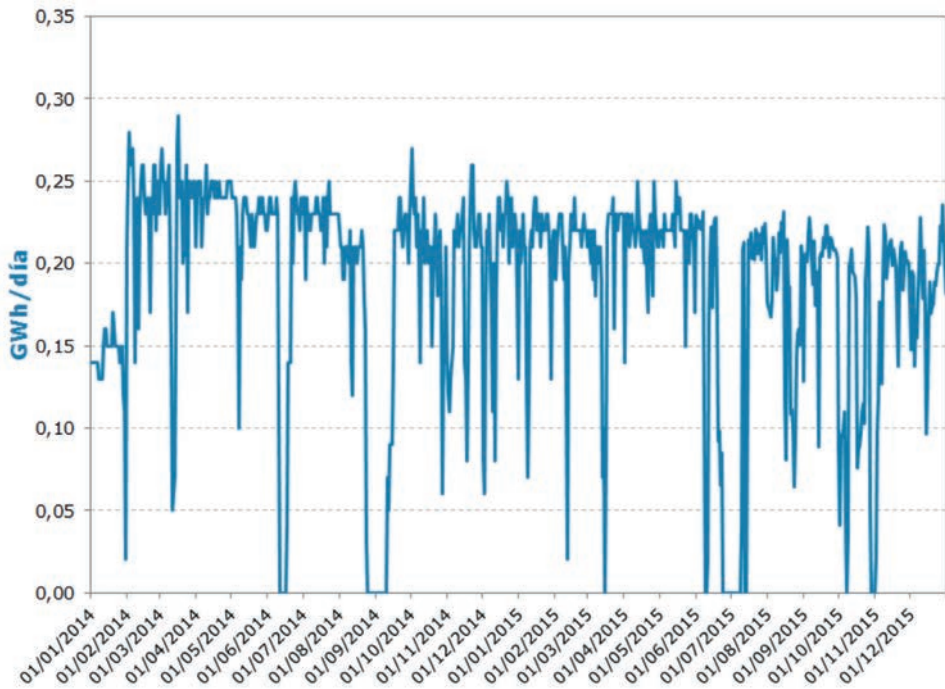


Figura 12.6. Producción diaria de la planta Valdemingómez inyectada en red de transporte de gas natural. Fuente: Enagás GTS

En concreto, los puntos de entrada de transporte al sistema gasista español en el SCADA se representan con distintas iconografías, así el biometano tiene forma triangular, las plantas regasificadoras forma de tanque, las conexiones internacionales forma hexagonal, etc. (véase figura 12.7).

Pinchando sobre el icono triangular, entraríamos en la posición de transporte B21.1 de Valdemingómez, donde el SCADA recoge la información en tiempo real de las variables descritas en la figura 12.8.

En el «pantallazo» superior se observa que la planta de Valdemingómez está inyectando en la posición B21, en esos momentos, un caudal (Q_T) de $347 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$ a la red de transporte de gas natural (a una presión similar a la de la red de transporte), acumulándose desde inicio del día de gas hasta ese momento una inyección de biometano en la red de transporte en ese punto (V_T) de $530 \text{ m}^3(\text{n})$.

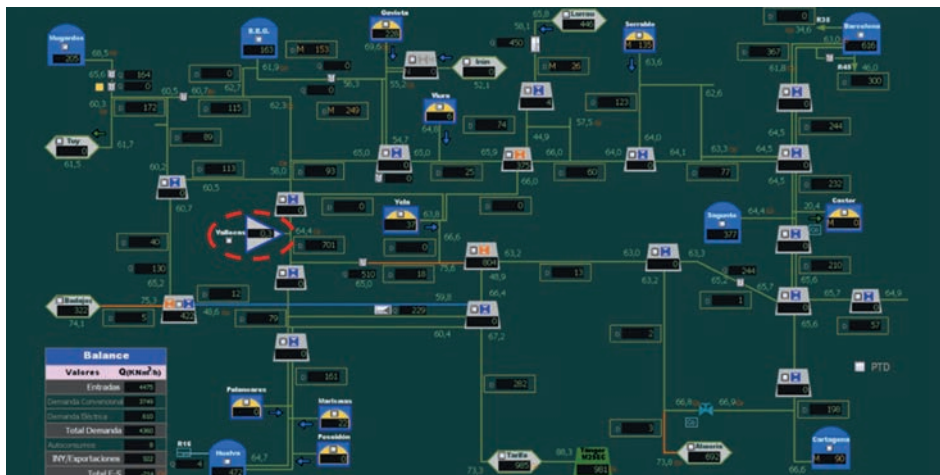


Figura 12.7. Monitorización de SCADA de una hora determinada del 19 de febrero de 2016.

Fuente: Enagás GTS

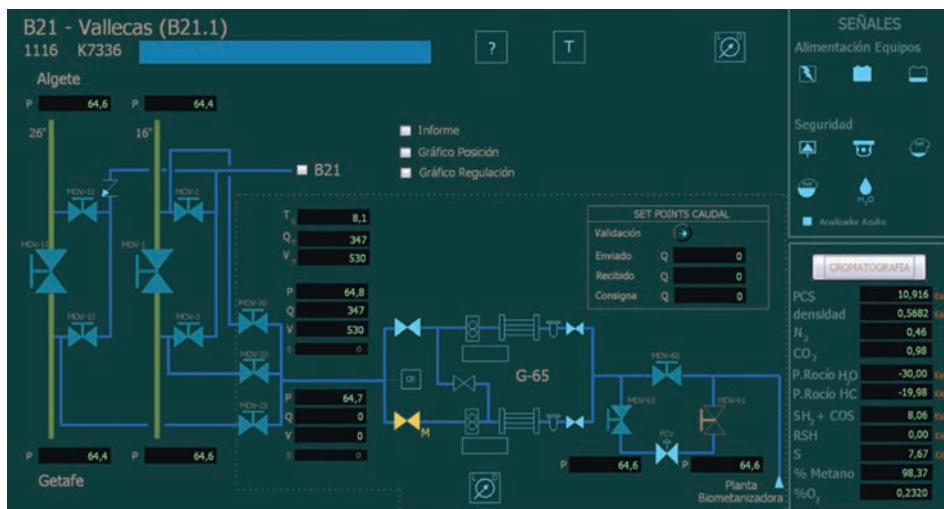


Figura 12.8. Monitorización de SCADA de la inyección de biometano a la red de transporte de gas natural de la planta de Valdemingómez a una hora determinada del 19 de febrero de 2016.

Fuente: Enagás GTS

Estos valores se miden con la ERM G-65, que tiene una línea principal y otra de reserva. Como se puede observar, la línea de la ERM que está funcionando es la línea principal, que es la que está contabilizando el caudal anterior, y la línea de reserva está parada, ya que su $Q=0$.

Además, en la parte inferior derecha, aparecen los valores de un conjunto de variables cromatográficas, todas ellas dentro de los parámetros establecidos en el PD-01 como son, CO_2 , puntos de rocío, oxígeno, azufre, etc.

Con todo lo anterior y tal como se ha mencionado anteriormente en el PD-01, se están cumpliendo los requisitos de medición, análisis y de calidad especificados. Esto es, se dispone de analizadores de composición, PCS y densidad, se realizan comprobaciones en continuo del gas introducido al sistema y se cumplen los requisitos de calidad.

12.6. Planta de biometanización de Valdemingómez

Una vez comentados los aspectos normativos y técnicos de la inyección de biometano en las redes de transporte de gas natural, vamos a ver el caso práctico de la planta de Valdemingómez.



Figura 12.9. Número de plantas de biogás en Europa a 31/12/2014. Fuente: EBA

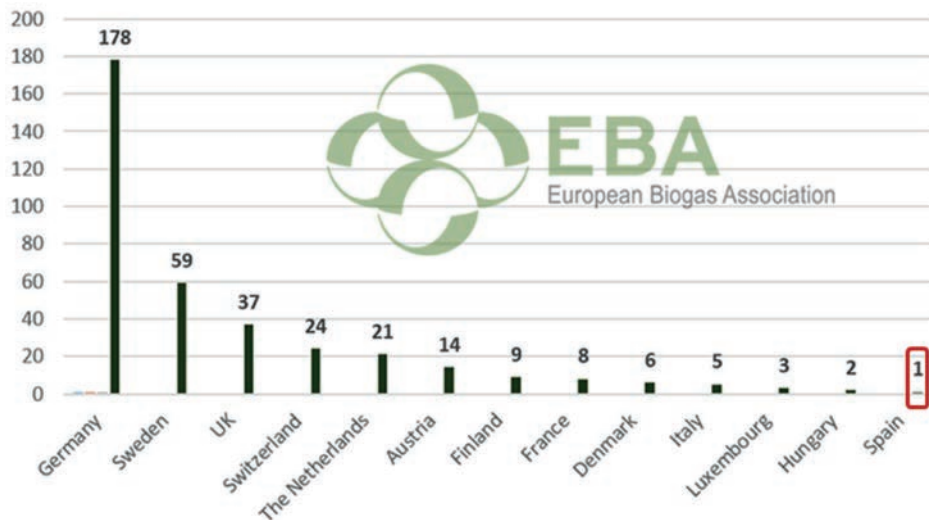


Figura 12.10. Número de plantas de biometano AD (digestión anaeróbica) en Europa a 31/12/2014. Fuente: EBA

Para ello, empezaremos por ver la posición que ocupa España entre los países europeos en términos de plantas de biogás y de biometano. En concreto, los siguientes gráficos y datos han sido obtenidos de EBA (European Biogas Association).

A finales de diciembre de 2014 existían 17.240 plantas de biogás y 367 plantas de biometano (digestión anaeróbica) en Europa. Alemania es el país líder tanto en número de plantas de biogás como de biometano por digestión anaeróbica, mientras que España tan solo disponía de 39 plantas de biogás, y sólo 1 de biometano, que es la planta de Valdemingómez.

La inyección de biometano en las redes de gas natural en Europa se produce fundamentalmente en distribución.

En concreto, en el caso español, y según una presentación de 14 de abril de 2015 del Parque Tecnológico Valdemingómez - Ayuntamiento de Madrid, la planta de biometanización de Valdemingómez produce biogás por fermentación anaeróbica de residuos orgánicos del vertedero de Valdemingómez, cuyas características son las siguientes:

- Tiene una producción máxima de 4.000 m³(n)/h.
- Presenta 9 digestores: 3.500 m³.
- Su inversión fue de aproximadamente 79 M€, parte de ellos cofinanciados por Europa.

Según la anterior presentación mencionada, con la biometanización de la planta de Valdemingómez, cada año se dejan de emitir más de 300.000 toneladas de CO₂ equivalente procedente de la materia orgánica de los residuos. En 2014, esta cifra fue de aproximadamente 400.000 toneladas de CO₂ equivalente (véase figura 12.12). En 2014 el biometano inyectado por esta planta en la red fue equivalente a la energía necesaria para 190 autobuses de la EMT.

A continuación se muestran las principales características de la posición B21, donde se conecta la planta de Valdemingómez con la red de transporte de gas natural (véase figura 12.11). En resumen, se observa que cumple con los requisitos establecidos en el Protocolo de Detalle 01 (cromatógrafo, medidas en continuo...).

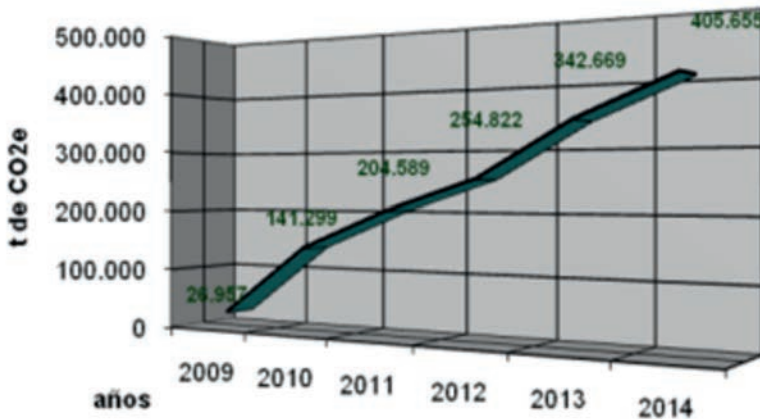


Figura 12.11. Toneladas de CO₂ ahorradas por la producción de biogás. Fuente: Presentación de 14 de abril de 2015 del Parque Tecnológico Valdemingómez - Ayuntamiento de Madrid

Conexión:	EM G - 65
Punto de conexión:	B.21, gasoducto anillo de Madrid
Caudal diseño máximo:	6.500 m³(n)/h
Equipos de medida:	✓
Cromatógrafos de análisis de gas natural, oxígeno y compuestos de azufre:	✓
Medidor puntos de rocío de agua e hidrocarburos:	✓
Válvulas de control:	✓ De presión y caudal
Monitorización en continuo de la cantidad y calidad del biogás:	Desde el Centro Principal de Control (CPC)

Figura 12.12. Conexión con red de transporte gas natural – B.21. Fuente: elaboración propia

12.7. Conclusiones

A modo de cierre, a continuación se muestran las principales conclusiones de este capítulo:

- El biometano es eficiente, y su uso combinado con el gas natural permite contribuir a cumplir con los objetivos medioambientales de la UE y a disminuir la dependencia energética de un país.
- El biogás es apoyado desde la UE.
- La producción de biogás al sistema de transporte de gas natural es considerada como un punto de entrada al sistema gasista español.
- Valdemingómez es una referencia en Europa y ha supuesto un éxito en cuanto a la integración del biogás en una red de transporte de gas.

Referencias

IGU Biogas Report 2015.

Directiva de la UE de Especificación de Carburantes (2009/30/EC).

Directiva de Energías Renovables (2009/28/EC).

Directiva del mercado interior del gas natural (2009/73/EC).

Directiva relativa a la implantación de una infraestructura para los combustibles alternativos (2014/94/UE).

Ley 34/1998, de 7 de octubre, del sector de hidrocarburos.

Real Decreto 984/2015, de 30 de octubre, por el que se regula el mercado organizado de gas y el acceso de terceros a las instalaciones del sistema de gas natural.

Protocolo de detalle 01 (PD-01) de Medición, calidad y odorización de gas.

Presentación de 14 de abril de 2015 del Parque Tecnológico Valdemingómez - Ayuntamiento de Madrid.

EBA (European Biogas Association).



Cátedra FACSA de Innovación
en el ciclo integral del agua

