



**Universidad**  
Zaragoza

## Trabajo Fin de Grado

Tratamiento de aguas residuales de una industria de conservas vegetales mediante reactor anaerobio multi-etapa de alto rendimiento (Multi-AD)

Autora

Blanca Goicoechea Aparicio

Director

Jose Benito Carbajo Elena

Ponente

Rosa Mosteo Abad

Escuela de Ingeniería y Arquitectura

2022

## AGRADECIMIENTOS

Durante el periodo de tiempo en el que he estado realizando mi Trabajo de Fin de Grado (TFG), he recibido el apoyo, la ayuda, y atención de distintas personas a las cuales quiero agradecer su tiempo y dedicación.

Me gustaría mencionar especialmente a mi compañera María Navajas. Gracias por acogerme desde el primer día como una más en la empresa, y ayudarme en cualquier tarea que he necesitado, da gusto trabajar con personas como tú. Agradecerte también todo el apoyo brindado en los momentos de tensión que, en alguna ocasión, han surgido en la realización de mi trabajo. No hay nada más bonito, en el mundo laboral, que crecer y desarrollarse como persona, y sin duda llegar a hacer amistades como esta. Nuevamente gracias María.

También, querría agradecer al Departamento de Investigación Desarrollo e Innovación de la empresa AEMA. A Jose Benito por haber aceptado ser el director de mi TFG, ayudarme en consecuencia, y haber confiado en mi esfuerzo y trabajo. Y a Alicia Torres, directora del departamento y para mí una profesora más, gracias por regalarnos día a día tu conocimiento y disposición para enseñarnos.

Me gustaría dar las gracias a todo el personal de Laboratorios Alfaro, quienes realizan un trabajo esencial en la empresa. Gracias por vuestro esfuerzo y dedicación, imprescindible para AEMA y, por consiguiente, para mi TFG.

Además, me gustaría agradecer a Víctor Navajas y Luis Carlos Martínez, Director General y Director Técnico, respectivamente, de Grupo AEMA, por haberme dado la oportunidad de realizar la experimentación de mi TFG en las instalaciones de la empresa, con la ayuda y disposición de todo el equipo del Grupo cuando lo he necesitado. Gracias a Juan Carlos, Álvaro, Roberto M, Paula, Nacho, Tito, Roberto C, Luis Guillermo, Sergio, David J, David G, Abel, Pascual, Pachi, Alberto, Carmelo y Jota.

Finalmente, agradecer a mis padres todo lo que llevan haciendo por mí desde que nací hasta ahora, sin pedir nada a cambio. A mis hermanos, Ana y Javier, mi novio, Javier, familia y amigos por estar siempre a mi lado. Estoy orgullosa de haber compartido otra etapa más de mi vida con vosotros.

Gracias.

## ÍNDICE

1.	RESUMEN .....	1
2.	INTRODUCCIÓN .....	2
2.1.	AGUA E INDUSTRIA .....	2
2.2.	DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	3
2.3.	COMPARACIÓN ENTRE PROCESOS ANAEROBIOS Y AEROBIOS.....	4
2.4.	REACTORES ANAEROBIOS .....	5
3.	MATERIALES Y MÉTODOS.....	8
3.1.	MATERIALES .....	8
3.1.1.	AGUA RESIDUAL A TRATAR .....	8
3.1.2.	PLANTA PILOTO REACTOR MULTI-AD .....	9
3.1.3.	INÓCULO.....	11
3.2.	MÉTODOS.....	13
3.2.1.	PLAN ANALÍTICO.....	13
3.2.2.	MÉTODOS ANALÍTICOS.....	13
4.	RESULTADOS .....	15
4.1.	OPERACIÓN EN CONTINUO DEL REACTOR MULTI-AD .....	15
4.1.1.	CONTROL DE LOS PARÁMETROS DEL PROCESO.....	15
4.1.2.	CALIDAD FÍSICO-QUÍMICA DEL EFLUENTE ANAEROBIO .....	16
4.1.3.	PRODUCCIÓN DE BIOGÁS.....	19
4.1.4.	CONFIGURACIÓN MULTI-AD .....	19
4.2.	ESCENARIO BASE Y ESCENARIO MULTI-AD. COMPARACIÓN.....	21
4.2.1.	ESCENARIO BASE – EDAR ACTUAL.....	21
4.2.2.	ESCENARIO MULTI-AD.....	23
4.2.3.	COMPARACIÓN ESCENARIO .....	24
5.	CONCLUSIONES .....	26
	REFERENCIAS.....	i



ÍNDICE DE FIGURAS .....	iii
ÍNDICE DE TABLAS .....	iv
ÍNDICE DE ECUACIONES .....	v
LISTADO DE ABREVIATURAS.....	vi
ANEXOS .....	vii

## 1. RESUMEN

Las aguas residuales de la industria alimentaria suponen una presión medioambiental por sus altos caudales y elevada carga contaminante. Estos vertidos son habitualmente depurados mediante procesos aerobios, sistemas con altas demandas energéticas y elevadas producciones de fangos. Los sistemas anaerobios son procesos alternativos con menores requerimientos energéticos y bajas generaciones de lodos. Sin embargo, los reactores que actualmente se encuentran en el mercado sólo están técnicamente optimizados para el tratamiento de los altos caudales de aguas residuales generados por las grandes empresas.

Este Trabajo de Fin de Grado, que forma parte del proyecto LIFE Multi-AD 4 AgroSMEs (LIFE17 ENV/ES/331), evalúa, a escala piloto y en continuo, la viabilidad del reactor multi-etapa de alto rendimiento (Multi-AD) para depurar las aguas residuales generadas por una industria de conservas vegetales. Los resultados muestran que la solución tecnológica es capaz de tratar eficazmente los vertidos industriales con cargas volumétricas máximas de 20 kg DQO/m<sup>3</sup>-día, alcanzando rendimientos de eliminación de DQO superiores al 90%.

El diseño del reactor anaerobio, compuesto por cuatro cámaras independientes, provoca que el proceso de degradación de la DQO tenga lugar de manera escalonada. Este hecho podría dar lugar a que, para un mismo volumen, el reactor Multi-AD tenga mejores tasas de degradación que un reactor mezcla completa tipo UASB. Además, como consecuencia de la degradación anaerobia, el proceso valorizó la materia orgánica produciendo 0,21 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>eliminada</sub>, biogás que puede ser utilizado como fuente de energía renovable.

La comparativa teórica de escenarios, base-proceso aerobio y Multi-AD, muestra que la integración del sistema anaerobio reduce un 60% los consumos energéticos de la EDAR, así como disminuye un 71% las producciones de fangos. Sin embargo, es importante señalar que la instalación del paquete tecnológico Multi-AD en la EDAR a estudio exige la integración de un proceso anóxico-aerobio con el objetivo de llevar a cabo la eliminación del nitrógeno hasta concentraciones que permita el cumplimiento de los límites de vertido a cauce.

Por último, es reseñable que, teniendo los resultados alcanzados en este TFG, la tecnología Multi-AD contribuye con los Objetivos de Desarrollo Sostenible 6 y 7, agua limpia y saneamiento, y energía asequible y no contaminante y sus metas b y a, respectivamente.

## 2. INTRODUCCIÓN

### 2.1. AGUA E INDUSTRIA

El agua resulta fundamental para el desarrollo socio-económico, para preservar unos ecosistemas saludables, así como para la supervivencia humana. El agua es un recurso limitado e insustituible y sólo funciona como recurso renovable si está bien gestionado. Diferentes aspectos ecológicos, políticos y éticos nos obligan a pensar de manera disruptiva en racionalizar los procesos en los que está relacionada, así como gestionar el recurso hídrico de manera eficiente ([Naciones Unidas, 2022](#)).

Es imprescindible, por tanto, preservar la calidad del agua como recurso renovable mediante procesos tanto eficaces como eficientes. En esta línea se encuentran los Objetivos de Desarrollo Sostenible número 6 *Agua limpia y saneamiento*, y 7 *Energía asequible y no contaminante*, los cuales forman parte del plan maestro para asegurar un desarrollo sostenible ([Naciones Unidas, 2022](#)).

En la industria, y en especial en la industria agroalimentaria, el agua es un recurso clave de enorme valor. El agua es utilizada como ingrediente constituyendo un componente del producto final, así como recurso indispensable en muchas etapas del procesado de alimentos. Además, el agua es el elemento principal en las operaciones de higiene que permiten mantener los estrictos estándares de limpieza y desinfección indispensables en la industria alimentaria. De hecho, la industria de alimentación y bebidas representa el 1,8 % del consumo de agua total en Europa ([FoodDrinkEurope, 2012](#)).

La industria alimentaria, como consecuencia de su actividad empresarial, genera corrientes residuales que suponen una presión medioambiental debido a sus elevados caudales y alto contenido en compuestos contaminantes. Estas aguas son generalmente recogidas por sistemas de alcantarillado municipal, tratadas en estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) urbanas y posteriormente vertidas al medio acuático receptor. Sin embargo, también existen escenarios en los que efluentes residuales se vierten directamente a una masa de agua después de ser tratadas en la instalación industrial donde se generan.

El vertido de aguas residuales industriales está regulado en Europa tanto directa, por medio de la legislación medioambiental sobre la industria, como indirectamente, mediante las políticas de la Unión Europea (UE) que abordan las problemáticas del recurso hídrico de manera transversal ([Mourelatou, 2018](#)).

De este modo, por una parte, la generación y gestión de las aguas residuales industriales se encuentra bajo el paraguas legislativo de la Directiva Marco del Agua, *2000/60/CE*, mientras que, por otra, los vertidos directos o indirectos de la industria al medio ambiente son aspectos claves regulados por la Directiva de Emisiones Industriales, *2010/75/UE*. En esta línea, la industria de alimentación y bebidas para cumplir la citada legislación es necesario que integre dentro de su línea de proceso de tratamiento de aguas las mejores técnicas disponibles (MTD) especificadas en el documento de referencia ([Giner et al, 2019](#)).

Dentro de estas MTD especificadas para la industria agroalimentaria se encuentran las soluciones tecnológicas basadas en procesos anaerobios. Estos sistemas de tratamiento de

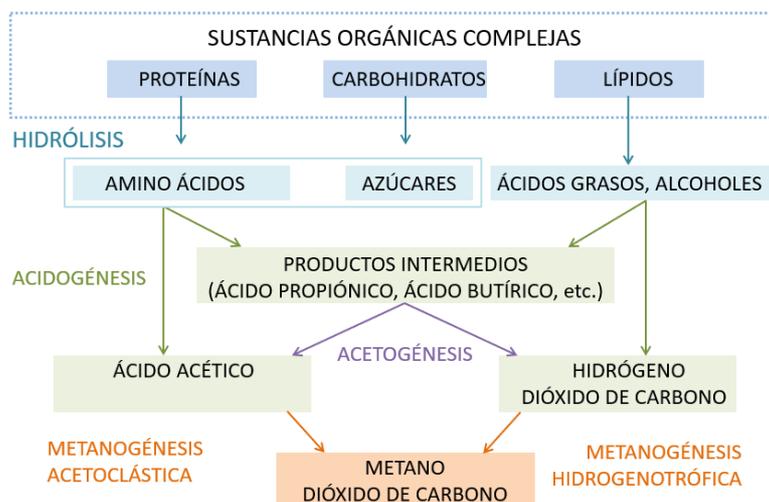
aguas residuales se conocen y se utilizan desde finales del siglo XIX (*van Lier et al, 2017*). El trabajo de investigación sistemático y la comprensión profunda del proceso anaeróbico hicieron que la digestión anaeróbica se convierta en una tecnología atractiva para el tratamiento de aguas residuales industriales (*van Lier et al, 2017*).

Este hecho es principalmente debido a que estos sistemas de depuración están considerados como una de las alternativas más sostenibles para el tratamiento de efluentes residuales con altas cargas orgánicas biodegradables. Bajo consumo energético, baja producción de fangos, reducida superficie de implantación, bajo consumo de nutrientes, reducción de los costes de operación son algunas de las ventajas que presentan los procesos anaerobios frente los tratamientos aerobios convencionales basados en fangos activos (*Sanz et al, 2011; van Lier et al, 2017*).

## 2.2. DIGESTIÓN ANAEROBIA

La digestión anaerobia es la descomposición biológica de la materia orgánica, en ausencia de oxígeno, gracias a la acción de diferentes comunidades de microorganismos. Como resultado del proceso de fermentación se obtienen principalmente dos productos: biogás, compuesto mayoritariamente por metano y dióxido de carbono, y agua tratada.

La ruta de degradación anaerobia del material orgánico es un proceso en diferentes etapas formado por varias reacciones en serie y en paralelo. Este proceso de degradación de la materia orgánica se lleva a cabo en cuatro etapas sucesivas, conocidas como: (i) hidrólisis, (ii) acidogénesis, (iii) acetogénesis, y (iv) metanogénesis. (Figura 1) (*Gujer y Zehnder, 1983*).



**Figura 1.** Diagrama de las etapas de la digestión anaerobia. Adaptado de *van Lier et al, 2017*.

Estas reacciones son llevadas a cabo por distintos microorganismos, entre los que se encuentran las bacterias formadoras de ácido, hidrolíticas, acidogénicas y acetogénicas, así como las productoras de metano, o arqueas metanogénicas, que se clasifican en arqueas metanogénicas acetoclásticas y arqueas metanogénicas hidrogenotróficas.

De este modo, durante la hidrólisis, las bacterias hidrolíticas descomponen las sustancias orgánicas complejas en fracciones más pequeñas, compuestos solubles que podrán ser fácilmente consumidos por las bacterias acidogénicas. Las proteínas son hidrolizadas a

aminoácidos, los carbohidratos a azúcares simples y los lípidos a ácidos grasos de cadena larga y alcoholes.

En la acidogénesis, se descomponen los productos de la hidrólisis en una variedad de compuestos orgánicos de baja masa molecular, principalmente AGV (*i.e.*, ácido acético y ácidos orgánicos superiores), así como hidrógeno y dióxido de carbono.

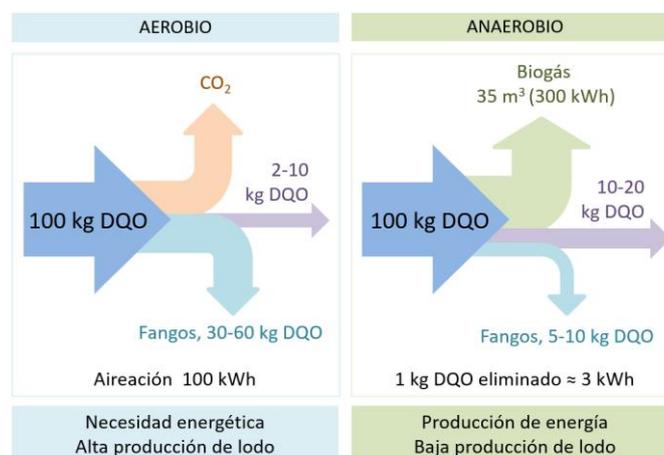
Las bacterias acetogénicas convierten los AGV, diferentes al ácido acético, en hidrógeno, dióxido de carbono y ácido acético, que se van sumando a los que ya han sido producidos. El ácido propiónico y el ácido butírico son los sustratos principales en la acetogénesis, y por ello, intermediarios importantes en el proceso anaerobio.

En la metanogénesis, tiene lugar la conversión global anaerobia de la materia orgánica a biogás, mayoritariamente metano y dióxido de carbono. Para ello, las arqueas metanogénicas acetoclásticas, producen hasta un 70 % del metano obtenido, transformando el ácido acético en metano y dióxido de carbono. El resto del metano es producido por las arqueas metanogénicas hidrogenotróficas a partir del hidrógeno molecular y el dióxido de carbono.

### 2.3. COMPARACIÓN ENTRE PROCESOS ANAEROBIOS Y AEROBIOS

Las diferencias básicas entre los sistemas aerobios y anaerobios son consecuencia de sus respectivos procesos microbianos (*Carceller, 2005*) (Figura 2). En el tratamiento aerobio se emplean una comunidad de microorganismos en presencia de aire para la oxidación de compuestos orgánicos en dióxido de carbono y agua. La energía requerida en este proceso es de 0,7–1,0 kWh/kgDQO y la carga volumétrica (*Cv*) que se emplea es de 0,5–2,0 kgDQO/m<sup>3</sup>·día (*Sanz et al, 2011*).

Por el contrario, en los procesos anaerobios, los compuestos orgánicos son degradados mediante el empleo de microorganismos en ausencia de oxígeno obteniendo biogás. En estos sistemas, el consumo energético se reduce hasta 10 veces respecto a los procesos aerobios (0,07–0,10 kWh/kgDQO) ya que no son necesarios los sistemas de aireación (*Sanz et al, 2011*). Además, el biogás generado, rico en metano, puede ser aprovechado como fuente de energía renovable, hecho que disminuye la demanda energética neta del proceso.



**Figura 2.** Balance comparativo de los procesos aerobio y anaerobio de tratamiento de agua residual.  
Adaptado de *van Lier et al, 2017*.

Es importante destacar que las cargas volumétricas empleadas en los sistemas anaerobios pueden llegar hasta los 40 kgDQO/m<sup>3</sup>·día, lo que permite el tratamiento de aguas residuales biodegradables con alto contenido en DQO, así como disminuye los requerimientos de espacio para su implantación (Carceller, 2005).

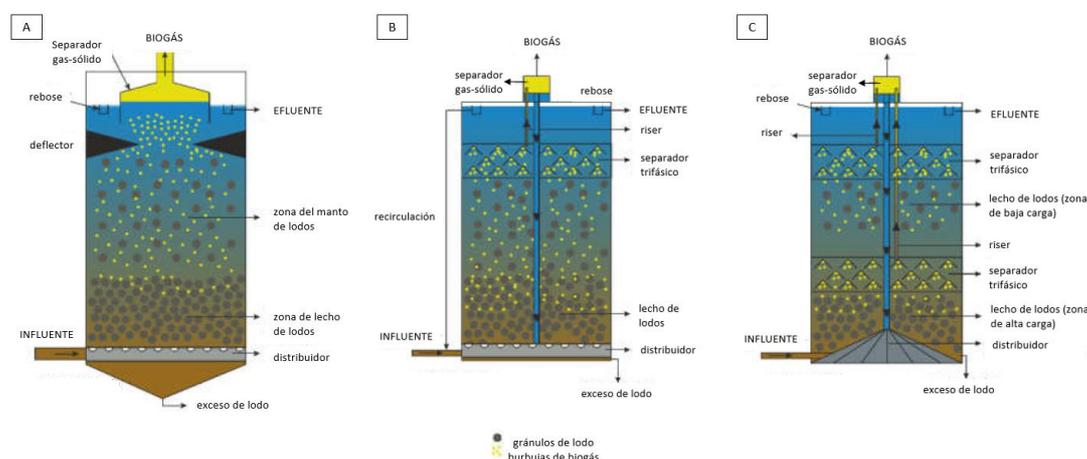
Por último, los microorganismos anaerobios tienen una tasa de crecimiento significativamente menor a los procesos aerobios. Además, la biomasa granular anaerobia producida puede ser valorizada económicamente en el mercado para la siembra en los reactores en la puesta en marcha de nuevas plantas, por lo que los costes asociados al tratamiento de lodos pueden ser despreciables (van Lier et al, 2017).

## 2.4. REACTORES ANAEROBIOS

La primera aplicación de la digestión anaerobia al tratamiento de aguas residuales ocurrió hace más de un siglo con un tanque séptico, y, con el paso del tiempo, se han ido desarrollando múltiples configuraciones de reactores anaerobios (van Lier et al, 2017). La nueva legislación medioambiental de la UE, los estrictos límites de vertido de las aguas residuales, el incremento del precio de la energía y de la gestión de lodos, así como los grandes volúmenes de aguas residuales industriales con alta carga aceleraron el progreso de la tecnología de los reactores anaeróbicos (Vitezova et al, 2020).

En esta línea, uno de los mayores éxitos en el desarrollo del tratamiento anaerobio de aguas residuales fue la introducción de los reactores de alta tasa, en los cuales la retención de la biomasa y la retención del líquido se encuentran desacopladas (van Lier et al, 2017). Altas concentraciones de biomasa permiten la aplicación de cargas orgánicas altas, mientras se mantenga un tiempo de retención de lodos (TRL) prolongado y un tiempo de retención hidráulico (TRH) relativamente corto.

En concreto durante las últimas décadas, se han desarrollado diferentes sistemas de alta tasa entre los que más ampliamente han sido instalados en la industria agroalimentaria son el reactor anaeróbico de lecho de lodos de flujo ascendente, UASB (en inglés, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) y los sistemas anaerobios de lecho expandido, EGSB (en inglés, *Expanded Granular Sludge Bed*) o su versión especial llamada reactor de Circulación Interna, IC<sup>®</sup> (en inglés *Internal Circulation*) (Figura 3) (van Lier et al, 2017; Khanal et al, 2017).



**Figura 3.** Representación gráfica de los reactores anaerobios: (A) UASB, (B) EGSB y (C) IC<sup>®</sup>. Adaptado de Vitezova et al, 2020.

El UASB es un reactor de crecimiento suspendido que mantiene una concentración microbiana promoviendo la granulación. Los gránulos anaeróbicos tienen un diámetro de 1-3 mm, con una densidad suficiente como para permanecer suspendidos en el reactor. La concentración de biomasa en el reactor UASB alcanza 50 g/L, lo que permite mantener un TRL mayor a 15 días independientemente del corto TRH, 4-12 horas. La velocidad del flujo ascendente suele oscilar entre 0,5 a 1 m/h y tienen alturas comprendidas entre 4,5 y 6,5 m (Carceller, 2005; van Lier et al, 2017; Khanal et al, 2017).

El reactor EGSB se desarrolló a partir de los reactores UASB, siendo considerado como la segunda generación de reactores de lecho de lodos que han logrado operar bajo condiciones de carga orgánica extrema. Este sistema se caracteriza por tener una alta proporción de agua en recirculación con el objeto de asegurar una velocidad ascensional superior a los 6 m/h, lo que da lugar a alturas de reactor de 12 a 16 m (van Lier et al, 2017; Khanal et al, 2017).

Por último, el reactor IC<sup>®</sup> (patentado por PAQUES) es un nuevo desarrollo de los sistemas anaerobios de lecho expandido que se utiliza principalmente para el tratamiento de efluentes industriales de altas cargas orgánicas. El mayor ratio de carga volumétrica del reactor IC<sup>®</sup> es debido principalmente a su recirculación interna, la cual permite mejorar el contacto entre biomasa e influente (Carceller, 2005; van Lier et al, 2017; Khanal et al, 2017).

La Tabla 1, muestra los parámetros operacionales y rendimientos de degradación de DQO típicos de cada uno de los reactores explicados anteriormente.

**Tabla 1.** Características operacionales de los reactores UASB, EGSB y IC<sup>®</sup> (Carceller, 2005, Vitezova et al, 2020).

Reactor	Tiempo de retención hidráulico (h)	Ratio de carga volumétrica (kgDQO/m <sup>3</sup> ·día)	Rendimiento de eliminación de DQO (%)	Volumen del reactor <sup>a</sup> (m <sup>3</sup> )
UASB	4 - 12	4 - 12	75 - 85	1.800
EGSB	5 - 10	5 - 30	80 - 85	1.500
IC <sup>®</sup>	3 - 25	5 - 40	80 - 87	1.100

<sup>a</sup> Valores considerados para Q = 8.000m<sup>3</sup>/d, DQO = 3.000 y T = 30-38°C

Es importante destacar que estos sistemas anaerobios están técnicamente optimizados para tratar grandes volúmenes de agua (> 1.500 m<sup>3</sup>/día, siendo 2.500 m<sup>3</sup> una capacidad estándar), caudales típicamente generados por grandes industrias agroalimentarias, que implican volúmenes de reactor superior a 1.000 m<sup>3</sup>. El hecho de que los costes unitarios del tratamiento anaerobio aumenten exponencialmente a medida que disminuye el volumen del agua a tratar, hace que la integración de este tipo de tecnologías sea todavía marginal en pequeñas y medianas empresas (PYMES); las cuales representan en Europa el 99% de toda la industria (FoodDrinkEurope, 2012),

Además, desde el punto de vista meramente económico, las soluciones tecnológicas presentes actualmente en el mercado tienen un alto coste de inversión debido a que están protegidas por patentes o marcas registradas de los mayores operadores del sector como VEOLIA (e.g., BIOTHANE<sup>®</sup>), PAQUES (e.g., BIOPAC IC<sup>®</sup>) o WATERLEAU (BIOTIM<sup>®</sup>), teniendo un precio acorde al poder adquisitivo de las grandes empresas.

Por ello, AEMA, como empresa especialista en el tratamiento de aguas residuales industriales, observando el nicho de mercado existente en la aplicación de los procesos anaerobios para la depuración de efluentes generados por PYMES, ha diseñado y patentado (ES-2541078) el reactor anaerobio multi-etapa de alto rendimiento Multi-AD. Esta solución tecnológica se ha desarrollado para el tratamiento de caudales de entre 25 y 1.500 m<sup>3</sup>/día, en el marco del proyecto LIFE Multi-AD 4 AgroSMEs (LIFE17 EV/ES/331).

El objetivo de este Trabajo de Fin de Grado (TFG) es evaluar la viabilidad del reactor anaerobio multi-etapa de alto rendimiento Multi-AD para el tratamiento de agua residual industrial procedente de una empresa de conservas vegetales. Este trabajo forma parte del proyecto LIFE Multi-AD dentro de la Actividad B5: Herramienta de diseño del reactor anaeróbico.

### 3. MATERIALES Y MÉTODOS

#### 3.1. MATERIALES

##### 3.1.1. AGUA RESIDUAL A TRATAR

El agua a tratar en el reactor Multi-AD es un efluente residual procedente de una industria de congelados de conservas vegetales situada en la Comunidad Foral de Navarra. La fábrica tiene a lo largo del año varias campañas de procesado de hortalizas. El vertido a depurar procede de la campaña del guisante, la cual tiene lugar entre los meses de mayo a julio.

El agua residual se muestreó en el pozo de bombeo de la EDAR de la citada industria agroalimentaria (explicada en detalle en el apartado 4.2.1.). Previo al punto de muestreo, el vertido es pre-tratado mediante un tamiz rotativo con el objetivo de eliminar los sólidos gruesos. De esta manera se previenen obstrucciones en tuberías y bombas, así como se evita la entrada de sólidos inertes al reactor anaerobio.

El muestreo se realizó de manera puntual, en diferentes días de la semana, independientemente de la hora, con el fin de contemplar las posibles variaciones en el vertido durante todo el periodo de la campaña. A lo largo del período de experimentación, se llevaron a cabo seis muestreos. La Tabla 2 muestra las características físico-químicas de las aguas residuales muestreadas.

**Tabla 2.** Características físico químicas de las muestras recogidas del agua residual a tratar.

Parámetros	Unidades	Muestra					
		I	II	III	IV	V	VI
pH	upH	4,35	6,04	5,95	5,00	5,34	5,03
CE	mS/cm	2,41	3,32	2,15	1,79	1,79	1,50
Temperatura	°C	29,4	25,0	21,4	23,8	33,4	30,3
DQO	mg O <sub>2</sub> /L	5.130	3.100	4.750	4.710	3.750	4.700
DQO <sub>f</sub>	mg O <sub>2</sub> /L	3.977	2.695	4.275	3.440	3.020	3.160
DBO <sub>5</sub>	mg O <sub>2</sub> /L	2.898	2.330	3.081	3.225	2.455	3.169
AyG	mg/L	16,4	22,1	25,6	65,6	33,3	57,2
SST	mg/L	920	270	485	302	282	640
Calcio	mg/L	229	115	100	104	95	87
Sulfatos	mg/L	735	612	97	408	81	27
Cloruros	mg/L	211	202	112	119	119	101
NTK	mg/L	158	110	147	188	137	188
Ortofosfatos	mg/L	34,9	50,6	66,1	75,8	61,1	70,4

En líneas generales, el agua residual tiene pH ácidos con altas cargas contaminantes y bajas concentraciones de aceites y grasas. La DQO se caracteriza por ser soluble en más de 67% y tener una alta biodegradabilidad (DBO<sub>5</sub>/DQO~0,66). Los ratios de DQO con las concentraciones de nitrógeno y fósforo son indicativos de que el vertido tiene las relaciones de materia orgánica-nutrientes necesarias para el tratamiento biológico, tanto aerobio (DQO:N:P, 200:5:1) como anaerobio (DQO:N:P, 500-1.000:5:1) (Carceller, 2005).

Es importante destacar que en los dos primeros muestreos se han detectado altos valores de sulfatos, lo que conlleva a ratios DQO/(SO<sub>4</sub>)<sup>2-</sup> mayores de ocho. Este hecho puede dar lugar a la aparición de inhibiciones de las arqueas metanogénicas por parte de las bacterias sulfato

reductoras, las cuales son capaces de reducir el sulfato produciendo ácido sulfhídrico (Speece, 2008). Por el contrario, en los últimos cuatro muestreos las aguas residuales tienen una relación de  $DQO/(SO_4)^{2-}$  adecuada para que no tengan lugar inhibiciones severas en la etapa metanogénica de la digestión anaerobia.

Por último, es relevante indicar que las características físico-químicas analizadas están en la misma línea que las aguas residuales de procesamiento de vegetales descritas previamente por otros autores (Valta et al, 2017; Vitezova et al, 2020).

### 3.1.2. PLANTA PILOTO REACTOR MULTI-AD

El agua residual muestreada se depuró en una planta basada en la solución tecnológica Multi-AD instalada en AEMA (Alfaro, La Rioja). La planta Multi-AD a escala piloto está integrada por una línea de agua y otra de gas (Figura 4).



**Figura 4.** Planta piloto basada en la solución tecnológica Multi-AD.

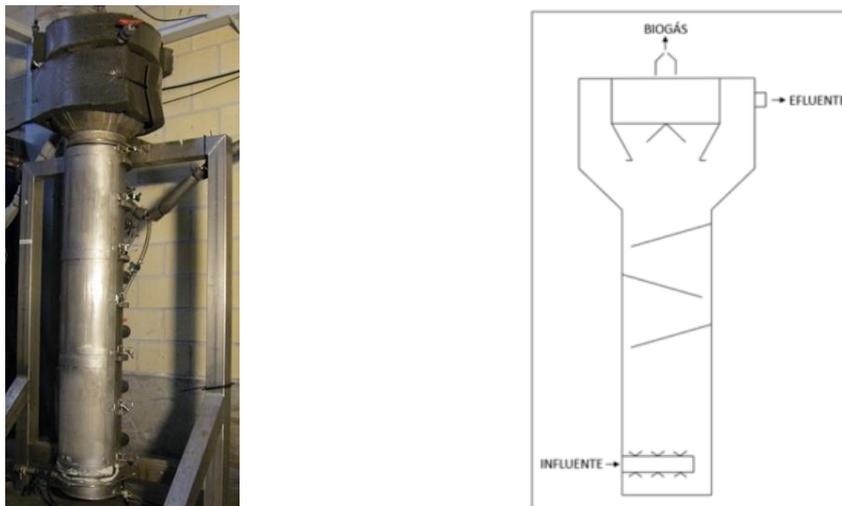
La línea de agua está constituida, en primer lugar, por un depósito de almacenamiento de 1.000 L, homogeneizador, fabricado en polietileno que acumula el agua a tratar. Este depósito contiene un agitador (SacemiGamar) con el fin de mantener homogéneas las características físico-químicas del agua residual a tratar.

Posteriormente, el agua es trasegada por medio de una bomba centrífuga (Watson Marlow) hasta el tanque de acondicionamiento. En este tanque de 125 L se dosifican los nutrientes (*i.e.*, nitrógeno como urea y fósforo como ácido fosfórico) en caso de que estén en una concentración deficitaria en relación a la DQO para el tratamiento anaerobio. El depósito, fabricado en polietileno, tiene instalado un agitador (Echtop Motor) para evitar zonas muertas y conseguir una mezcla perfecta del agua residual que contiene.

A continuación, el vertido se bombea (bomba Watson Marlow) hasta un tanque de mezcla donde, previamente al reactor Multi-AD, se mezcla con el efluente del sistema anaerobio. El

depósito de 100 L de polietileno tiene un agitador (Echtop Motor) para alcanzar una mezcla óptima de ambas corrientes. Además, en el tanque de mezcla se ajusta el pH entre valores de 6,8-7,2 (*i.e.*, ácido clorhídrico al 32% o hidróxido sódico al 33%), así como se incrementa la temperatura hasta 37°C (resistencia de 500 W de la marca Tope) con objeto de conseguir las condiciones físico-químicas óptimas para que tenga lugar el proceso de digestión anaerobia. El pH y la temperatura son monitorizados mediante un pHmetro de la marca Hach Lange.

El vertido mezclado se bombea al reactor anaerobio Multi-AD mediante una bomba peristáltica (Verderflex). El Multi-AD es un reactor multi-etapa patentado por AEMA (ES-2541078) que combina una modificación del cuerpo del reactor EGSB, con el separador trifásico del UASB, adjunto en la parte superior (Figura 5).



**Figura 5.** Reactor Multi-AD, real (izquierda) y esquema interno (derecha).

El cuerpo del reactor, de acero inoxidable, contiene cuatro cámaras separadas por tres deflectores con inclinación  $-15^\circ$ . Las cámaras están conectadas a través de aberturas en la parte superior e inferior del deflector lo que permite el flujo ascendente del agua y gas. La configuración del reactor Multi-AD tiene el propósito de generar un fenómeno de cascada en su interior y promover la mezcla, con el objetivo de simular el efecto de diferentes reactores de mezcla perfecta conectados en serie.

El separador trifásico es la sección con mayor diámetro del reactor con el fin de reducir la velocidad de flujo ascendente y evitar turbulencias. El separador permite obtener una fase gaseosa (*i.e.*, biogás), una líquida (*i.e.*, un efluente tratado) y una sólida (*i.e.*, gránulos). Este hecho es de relativa importancia ya que al mantener los gránulos anaerobios dentro del reactor, el separador permite desacoplar el TRL del TRH.

Las dimensiones generales del reactor anaerobio objeto de estudio se indican en la siguiente Tabla 3.

<b>Tabla 3.</b> Dimensiones generales del reactor Multi-AD.							
Altura (mm)		Diámetro (mm)		Altura de salida de cada cámara (mm)			
Cuerpo	Separador	Cuerpo	Separador	Cámara 1	Cámara 2	Cámara 3	Cámara 4
1.552	440	250	400	420	670	940	1.180

Desde el reactor Multi-AD, el agua tratada cae por gravedad al tanque de efluente. Este depósito de 100 L de policloruro de vinilo tiene integrada una sonda de Hach Lange que mide el pH y la temperatura con el objeto de controlar el proceso anaerobio.

Finalmente, el efluente es conducido al tanque de recirculación de 50 L. Una vez en este depósito de polipropileno, parte de esta agua se recircula al tanque de mezcla, por medio de una bomba centrífuga de Verderflex, y otra parte se vierte a colector municipal.

Por su parte, la línea de gas se inicia en el reactor Multi-AD. El biogás generado en el sistema anaerobio es conducido hasta un frasco lavador de gases con el objeto de reducir su humedad relativa por medio de un descenso de la temperatura.

A continuación, el biogás pasa a una bolsa Tedlar de 5 L que actúa como gasómetro. Este elemento tiene doble función. Por una parte, amortigua las variaciones de presiones que pueden tener lugar en el interior del reactor anaerobio y por otra, almacena un volumen de gas suficiente para permitir llevar a cabo un muestreo compuesto del mismo. En concreto, el biogás se analiza periódicamente mediante un analizador portátil (Combimass GA-m de Blinder) determinando la composición de metano, dióxido de carbono, oxígeno y ácido sulfhídrico.

Finalmente, el gas pasa por un medidor de gas tipo tambor de la marca Ritter, mediante el cual se estima el caudal de biogás producido diariamente.

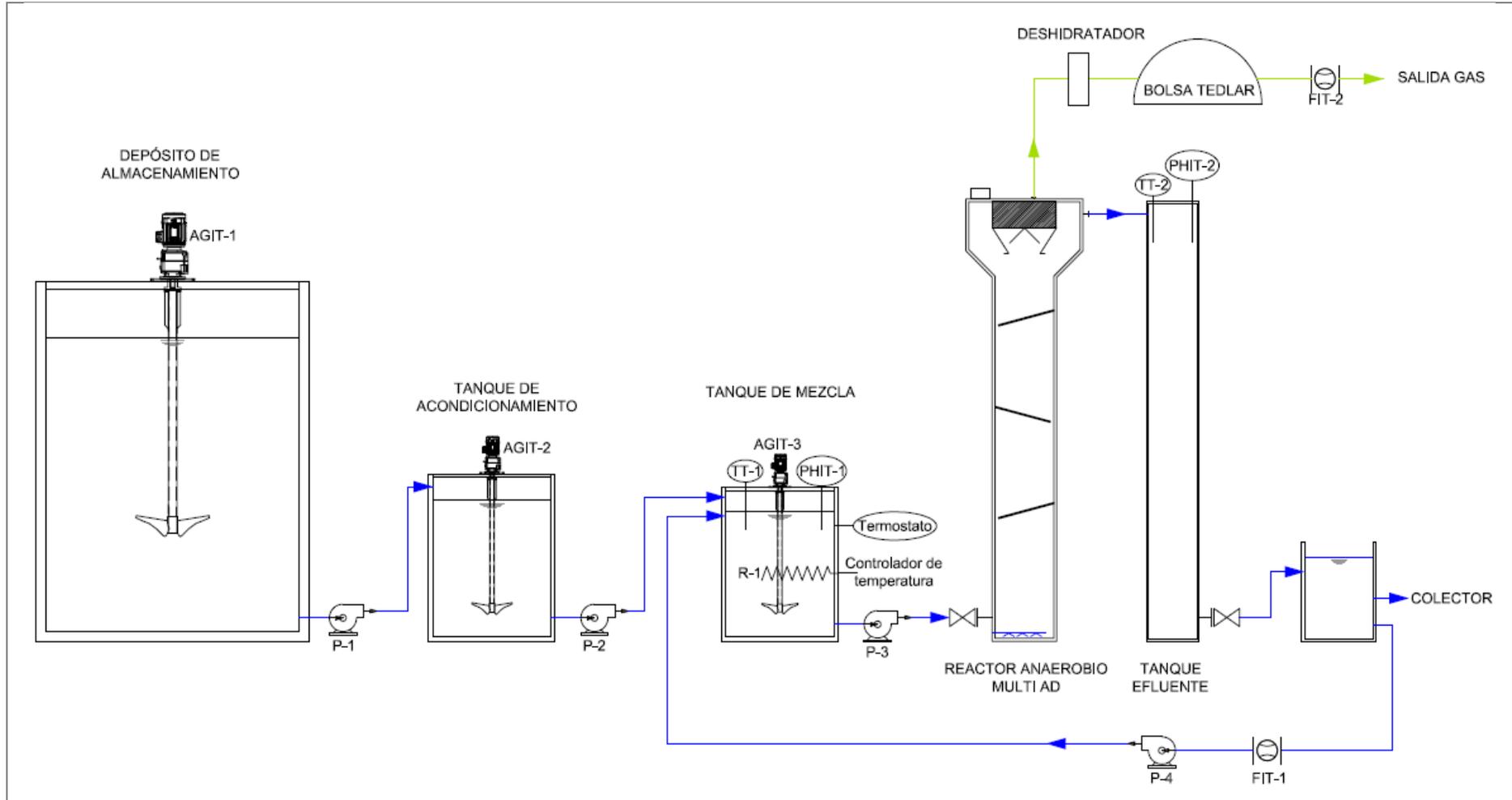
La Figura 6 muestra el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID, en inglés, *piping and instrumentation diagram*) de la planta a estudio. El P&ID muestra el flujo del proceso en las tuberías, así como los equipos instalados y el instrumental del paquete tecnológico Multi-AD. Además, en la sección Anexo A se desarrollan las fichas técnicas de los diferentes equipos utilizados en la planta piloto, así como los nombres asignados a cada uno de ellos en el P&ID.

### 3.1.3. INÓCULO

El Multi-AD se sembró con un inóculo de biomasa granular procedente de reactor UASB instalado en la EDAR de una empresa cervecera situada en Zaragoza. El fango granular, con una concentración de sólidos totales y volátiles de 38,9 y 43,5 g/L, se muestreó en la zona de purga del reactor anaerobio.

Es importante destacar que el sistema Multi-AD se sembró en dos períodos. Inicialmente, el reactor se inoculó con 50 L de biomasa granular con el objeto de asegurar una carga másica de 0,5 kgDQO/(kgSSV·día) cuando el reactor trabaje a cargas volumétricas de 10 kgDQO/(m<sup>3</sup>·día). De este modo el reactor Multi-AD, en una primera etapa, tuvo una concentración de sólidos volátiles de en torno a 20 kg/m<sup>3</sup>.

Posteriormente, en un segundo período, el reactor se volvió a inocular con otros 50 L de fango granular para trabajar, a cargas volumétricas superiores a 10 kgDQO/(m<sup>3</sup>·día), a cargas másicas máximas de 0,5 kgDQO/(kgSSV·día). Por tanto, el sistema Multi-AD operó con una concentración media de biomasa de 40 kgSSV/m<sup>3</sup> en la última etapa.



**Figura 6.** P&ID de la planta piloto (AGIT = agitador; P = bomba; TT = sensor de temperatura; PHIT = sensor de pH; FIT = caudalímetro).

## 3.2. MÉTODOS

### 3.2.1. PLAN ANALÍTICO

Durante el periodo de experimentación se llevó a cabo el plan analítico mostrado en las Tablas 5 y 6. Este plan se diseñó teniendo en cuenta diferentes parámetros físico-químicos, puntos de muestreo y frecuencia de análisis, con el objetivo de poder evaluar detalladamente el rendimiento de depuración del reactor Multi-AD.

### 3.2.2. MÉTODOS ANALÍTICOS

Los análisis utilizados para la caracterización físico-química de las muestras recogidas durante la experimentación se han realizado siguiendo métodos estándares (APHA, 1998).

El pH se determina mediante electrometría, medida de la actividad de los iones hidrógeno por mediciones potenciométricas utilizando un electrodo patrón de vidrio y otro de referencia. La conductividad eléctrica, el inverso de la resistencia, se determinó por conductimetría. La demanda química de oxígeno, total y filtrada, se analizan mediante colorimetría, fotométricamente tras la digestión de la muestra en dicromato potásico. Por último, los AGV y la alcalinidad se determinaron por volumetría con hidróxido de sodio 0,1 N y ácido sulfúrico 0,1 N, respectivamente. Información más detallada sobre cada uno de los métodos analíticos nombrados anteriormente pueden ser encontrados en la sección Anexo B.

Todos los demás parámetros (*i.e.*, DBO<sub>5</sub>, aceites y grasas, sólidos en suspensión totales y volátiles, materia seca, calcio, sulfatos, cloruros, nitrógeno Kjeldahl y fosfatos) fueron analizados por la empresa Laboratorios Alfaro (La Rioja), laboratorio acreditado por ENAC (Entidad Nacional de Acreditación) para dichos análisis.

La Tabla 4 muestra la técnica analítica, así como el procedimiento seguido internamente o por Laboratorios Alfaro, según proceda.

<b>Tabla 4.</b> Parámetros físico-químicos determinados en las aguas residuales, técnica analítica y procedimientos seguidos.		
Parámetro	Técnica analítica	Procedimiento
pH	Potenciometría	Interno 01 – Anexo B
CE	Conductimetría	Interno 02 – Anexo B
SST	Gravimetría	FM.013
SSV	Gravimetría	PNT.066
DQO	Colorimetría	Interno 03 – Anexo B
DBO <sub>5</sub>	Manometría	PNT.084
AyG	Gravimetría	PNT.039
AGV	Volumetría	Interno 04 – Anexo B
Alcalinidad	Volumetría	Interno 05 – Anexo B
Calcio filtrado	Espectrofotometría	PNT.069
Sulfatos	Turbidimetría	PNT.009
Cloruros	Volumetría	PNT.008
NTK	Volumetría	PNT.023
Fosfatos	Espectrofotometría	PNT.037

**Tabla 5.** Plan analítico de la línea de agua.

Puntos de muestreo	Depósito de almacenamiento	Tanque de acondicionamiento	Tanque de mezcla	Altura 1 reactor	Altura 2 reactor	Altura 3 reactor	Altura 4 reactor	Salida reactor Multi-AD
pH	Diario	Diario	Diario	1xCv	1xCv	1xCv	1xCv	Diario
CE	Diario	Diario	Diario	1xCv	1xCv	1xCv	1xCv	Diario
Tª	Diario	Diario	Diario	1xCv	1xCv	1xCv	1xCv	Diario
DQO	1xVertido	-	-	-	-	-	-	Diario
DQO <sub>f</sub>	1xVertido	-	-	1xCv	1xCv	1xCv	1xCv	Diario
DBO <sub>5</sub>	1xVertido	-	-	-	-	-	-	
AyG	1xVertido	-	-	-	-	-	-	
AGV	-	-	-	-	-	-	-	Diario
Alcalinidad	-	-	-	-	-	-	-	Diario
SST	1xVertido	-	-	-	-	1xCv	1xCv	1xCv
SSV	-	-	-	-	-	1xCv	1xCv	-
MS	-	-	-	1xCv	1xCv	-	-	-
Calcio filtrado	1xVertido	-	-	-	-	-	-	1xCv
Sulfatos	1xVertido	-	-					
Cloruros	1xVertido	-	-					
NTK	1xVertido	-	-					1xCv
Fosfatos	1xVertido	-	-					1xCv

**Tabla 6.** Plan analítico de la línea de gas.

Puntos de muestreo	Salida frasco deshidratador	Bolsa Tedlar	Ritter
% CO <sub>2</sub>	Diario	1xCv	
% CH <sub>4</sub>	Diario	1xCv	
% O <sub>2</sub>		1xCv	
% H <sub>2</sub> S		1xCv	
Caudal			Diario

## 4. RESULTADOS

### 4.1. OPERACIÓN EN CONTINUO DEL REACTOR MULTI-AD

La solución tecnológica Multi-AD se operó en modo continuo durante nueve semanas. En este período de tiempo, el reactor trató el agua residual procedente de la industria de conservas vegetales a diferentes cargas volumétricas .

Dichas  $C_v$  se incrementaron progresivamente desde 2,2 hasta 20 kg DQO/m<sup>3</sup>-día. Para ello, a velocidades ascensionales constantes de 1 m/h, se modificó el caudal de alimentación a la solución tecnológica de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{alimentación}} = \frac{C_v \cdot V_{\text{reactor}}}{\text{DQO}} \quad \text{Ecuación 1}$$

El aumento en la carga volumétrica se llevó cuando el reactor alcanzó el estado estacionario. Para ello, una vez que los parámetros de proceso seleccionados alcanzaron valores constantes el sistema Multi-AD, se operó en dichas condiciones varios TRH.

En la sección Anexo C se presentan todos los datos recogidos, así como las diferentes observaciones y problemas a tener en cuenta durante la experimentación.

#### 4.1.1. CONTROL DE LOS PARÁMETROS DEL PROCESO

La Figura 7, muestra la evolución a lo largo del periodo de experimentación de los valores de los parámetros de proceso: pH, alcalinidad, AGV y DQO.

Como se muestra en la Figura 7A, el pH, tanto en el influente (rombos azules) como en el efluente (triángulos verdes), se mantuvo entre 7 y 8 upH, valores considerados como adecuados para el proceso de digestión anaerobia (6,8-7,2 upH). Es importante señalar que el pH del efluente es ligeramente superior al del influente. Este hecho es como consecuencia de la correcta operación del proceso anaerobio, en el cuál en la metanogénesis tiene lugar la degradación del acetato ( $pK_a = 4,8$ ) en metano y dióxido de carbono. Esta última especie, en el equilibrio carbónico-carbonato, es capturada por el sodio dando lugar a la formación de bicarbonato de sodio ( $pK_a = 10,3$ ).

Este hecho comentado anteriormente, justifica, en líneas generales, el incremento de la alcalinidad en el efluente a lo largo de una misma  $C_v$  y de la experimentación, Figura 7B. El aumento de la  $C_v$ , para unos mismos porcentajes de eliminación, supone un incremento en los moles de acetato eliminados y por tanto en el bicarbonato formado. De hecho, la alcalinidad, siempre superior al valor mínimo establecido en el control de proceso (1.200 mg CaCO<sub>3</sub>/L), incrementó desde valores cercanos a 2.000 a  $C_v$  de 2,2 hasta 3.000 mg CaCO<sub>3</sub>/L a 20 kg DQO/m<sup>3</sup>-día. Es importante señalar que la alcalinidad es un parámetro clave dentro de la digestión anaerobia ya que asegura una capacidad tampón en el agua residual para que no tenga lugar una acidificación del reactor al incrementarse la concentración de AGV.

La Figura 7C muestra la evolución de los AGV a lo largo del periodo experimental. Como se puede observar, la concentración de estos ácidos débiles fue en líneas generales inferior a 100 mg/L. Esta concentración es notablemente menor a 300 mg/L, valor al cual se podría

observar desestabilización en el proceso de digestión. Independientemente de este hecho, es reseñable señalar que se observa un incremento en la concentración de los citados intermedios de reacción entre las Cv de 10 y 20 kgDQO/m<sup>3</sup>·día.

En relación a la DQO (Figura 7D), las concentraciones fueron inferiores a 600 mg/L, valor que puede ser considerado como óptimo para un efluente anaerobio. Si es relevante comentar que la DQO del efluente aumenta a lo largo del tiempo de experimentación. Máximos valores se han detectado con Cv de 10, 14 y 20 kgDQO/m<sup>3</sup>·día, debido a las mayores DQO del agua de entrada al reactor, así como al incompleto proceso de degradación anaerobia de la materia orgánica (*i.e.*, AGV).

#### 4.1.2. CALIDAD FÍSICO-QUÍMICA DEL EFLUENTE ANAEROBIO

Teniendo en cuenta este periodo experimental, la Figura 8 representa las características físico-químicas del efluente del reactor Multi-AD una vez alcanzado el régimen estacionario en cada Cv a estudio.

Como se observa en la Figura 8A, el incremento de la Cv de trabajo del reactor anaerobio provoca un ligero descenso del pH, bien es cierto que siempre dentro de valores considerados como neutros.

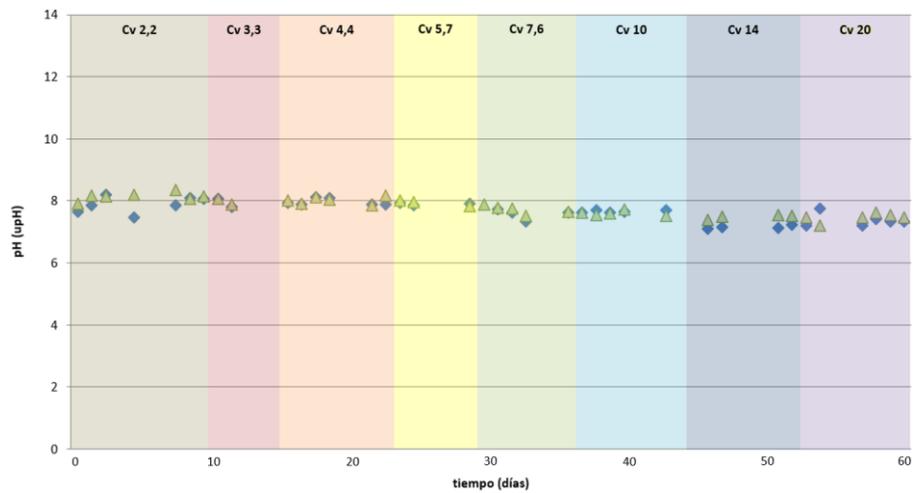
Elevados rendimientos en la eliminación de sólidos han sido observados en el reactor. Esta evidencia no está alineado con las bondades de otros reactores anaerobios de alta carga. En líneas generales, este tipo de sistemas anaerobios no tienen capacidad para eliminar sólidos debido a los cortos TRH. Por tanto, el descenso de los sólidos en la solución tecnológica podría ser justificado por su acumulación dentro del reactor. Este hecho debería ser tenido en cuenta en futuras operaciones ya que el acopio de estos sólidos inorgánicos dentro del sistema Multi-AD provoca el descenso del volumen activo del reactor.

El reactor anaerobio muestra muy altos rendimientos de degradación de la materia orgánica, tanto total como soluble. Valores de eliminación superiores al 90% han sido observados tanto para DQO como para DQO<sub>f</sub>. Por tanto, a pesar de que se observa un incremento en la DQO y DQO<sub>f</sub> al aumentar la carga volumétrica, este hecho no es causado por una notable disminución en capacidad de degradación del reactor sino por el aumento notable de la carga orgánica a tratar.

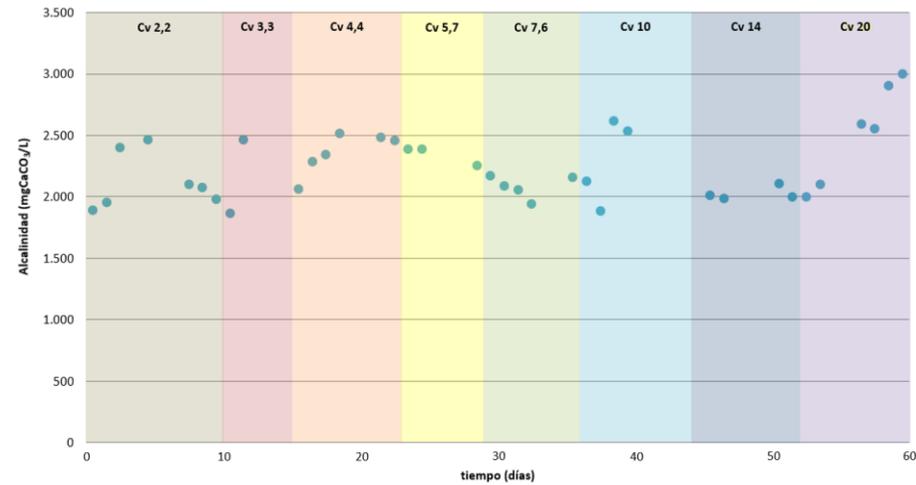
Bajos rendimientos de remoción de nitrógeno se han observado con independencia de la Cv. Esta evidencia está totalmente alineada con la baja capacidad de degradación que tienen los sistemas anaerobios como consecuencia de sus bajas tasas de crecimiento celular. Los bajos rendimientos de degradación de nitrógeno dan lugar a efluentes con concentraciones de NTK superiores a 120 mg/L.

Rendimientos decrecientes en la eliminación de fósforo se han observado al incrementar la Cv. Altos porcentajes de degradación de fósforo se han alcanzado con bajas Cv (*i.e.*, 2,2, 3,3 y 4,4 kg DQO/m<sup>3</sup>·día) que podrían estar relacionados con altas precipitaciones de sales (*e.g.*, fosfato cálcico) en el interior del reactor como consecuencia de pH en torno a 8 upH. Cargas volumétricas altas, con el pH de operación más ácido, dan lugar a bajos rendimientos de degradación de fósforo, así como concentraciones en el efluente superior a 15 mg/L.

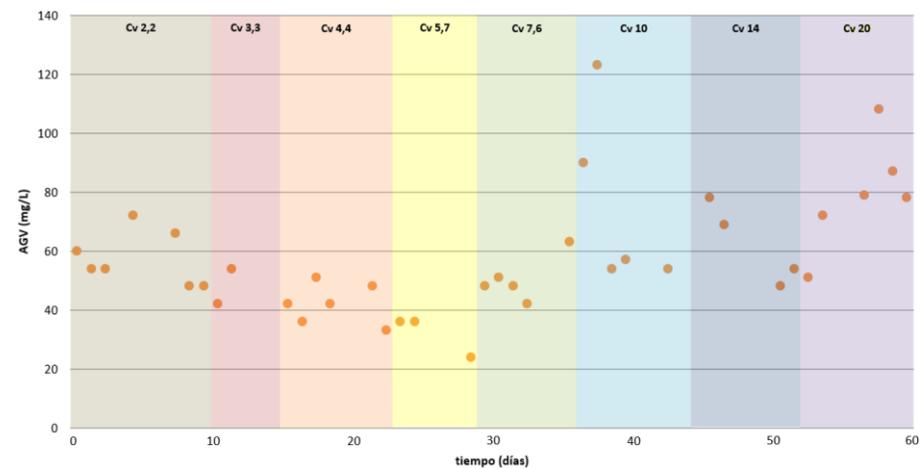
A.



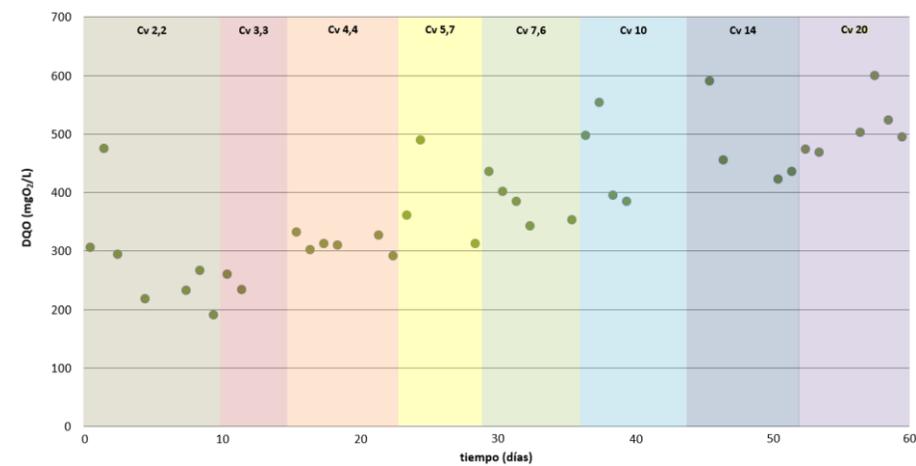
B.



C.

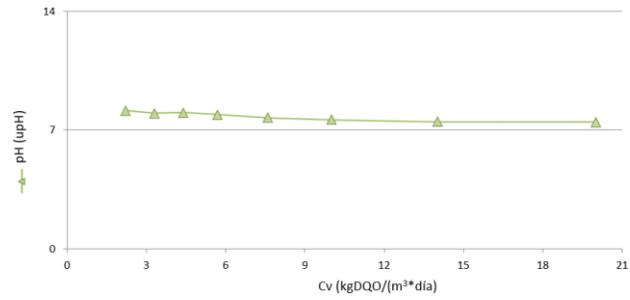


D.

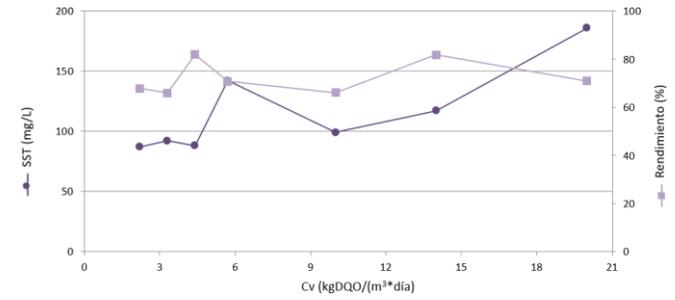


**Figura 7.** Evolución a lo largo del período experimental de los parámetros de proceso: (A) pH, (B), alcalinidad, (C) AGV y (D) DQO.

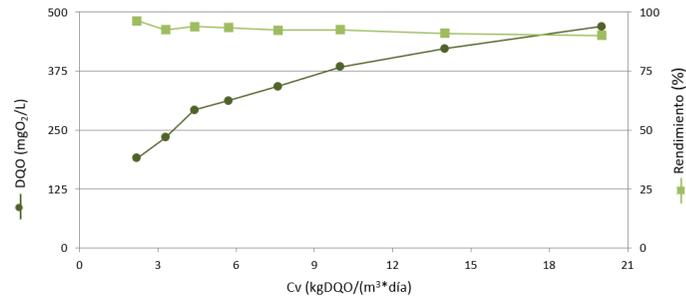
A.



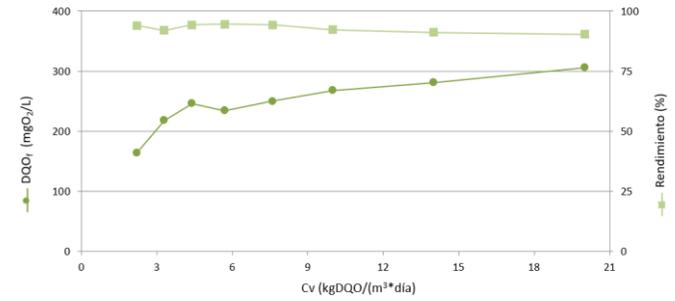
B.



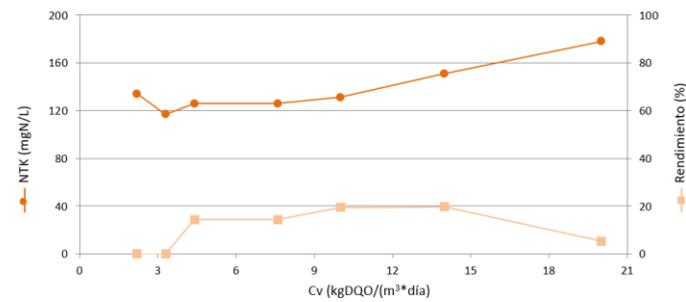
C.



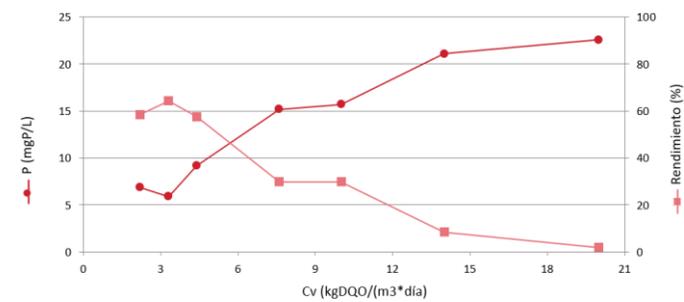
D.



E.



F.

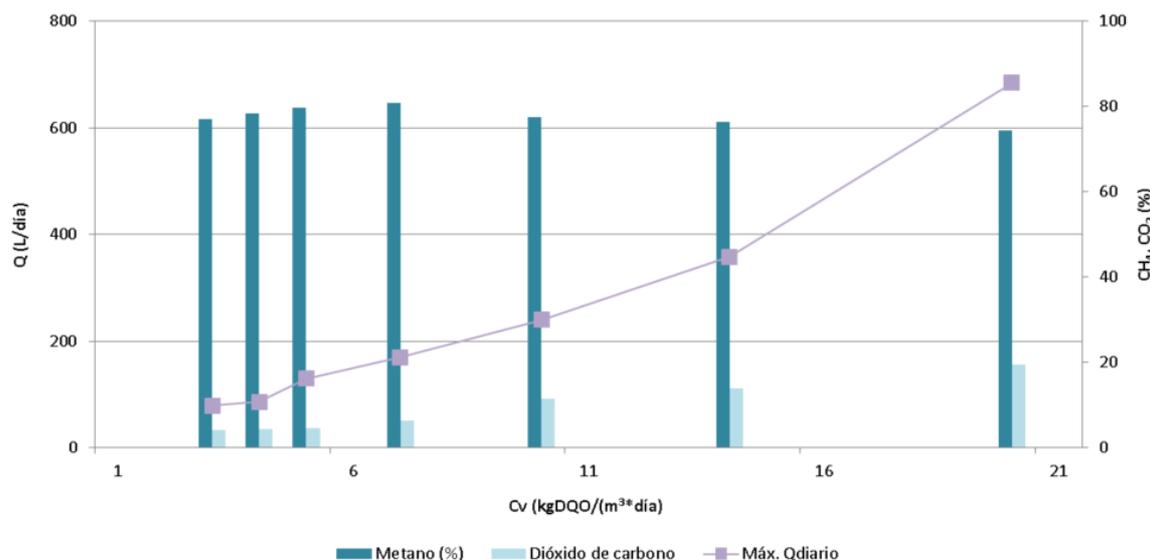


**Figura 8.** Evolución a diferentes cargas volumétricas de los parámetros de caracterización físico-química del efluente anaerobio: (A) pH, (B) SST, (C) DQO, (D) DQO<sub>f</sub>, (E) NTK y (F) Fósforo.

### 4.1.3. PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

El proceso de digestión anaerobia lleva a cabo una valorización de la materia orgánica dando lugar a la producción de biogás. La Figura 9 muestra el caudal y composición de biogás al incrementar la Cv de trabajo del reactor Multi-AD.

El incremento de la carga orgánica de trabajo produce un notable aumento en el caudal de biogás, que alcanza valores máximos de 685 L/día. Es reseñable que este aumento en la Cv no produce variaciones notables en la composición del biogás, el cual tiene riquezas mínimas de metano del 75%.



**Figura 9.** Variación del caudal y composición del biogás en función de la Cv del reactor Multi-AD.

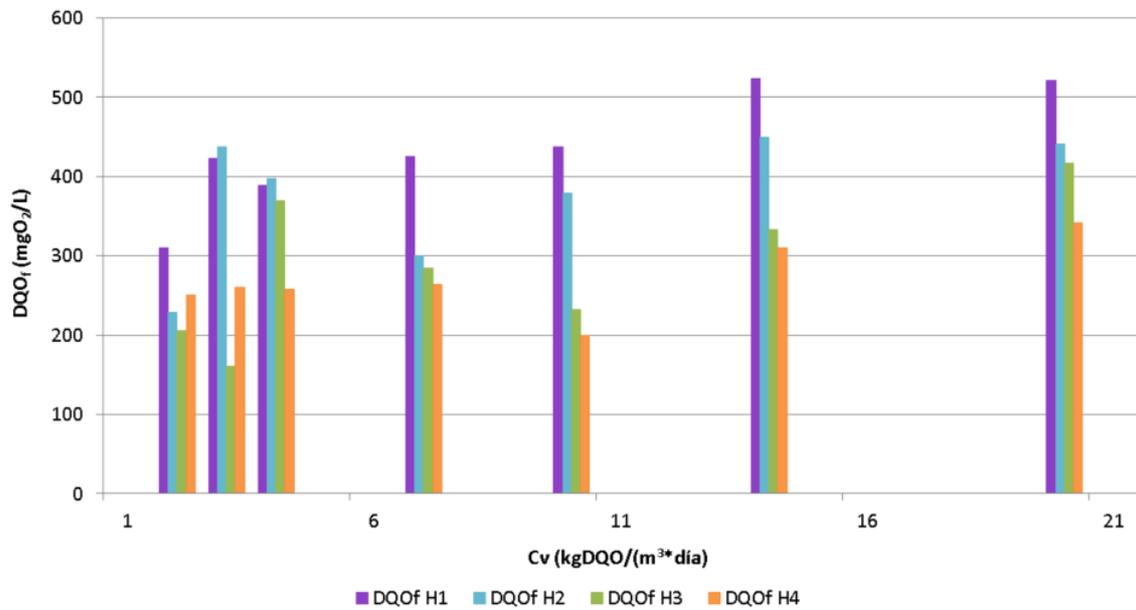
Es importante señalar en este punto que, teniendo en cuenta estos datos, se ha calculado el ratio de producción de metano dentro del período experimental:  $0,21 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{DQO}_{\text{eliminada}}$ . Esta ratio, que depende principalmente de la fuente de carbono a tratar (*van Lier et al, 2017*), es inferior al máximo teórico (*i.e.*,  $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{DQO}_{\text{eliminada}}$ ).

Este hecho podría ser justificado en una parte por la presencia de bacterias sulfato-reductoras en el reactor. Estos microorganismos son capaces de reducir sulfato a sulfhídrico utilizando la materia orgánica presente en el reactor como donador de electrones. Teóricamente por cada kilogramo de sulfato reducido, se oxidan 0,67 kilogramos de DQO sin producción de metano (*Rinzema y Lettinga, 1988*). En esta línea, es importante indicar que durante la operación del reactor se han detectado concentraciones máximas en el biogás de 2.500 ppm de ácido sulfhídrico

### 4.1.4. CONFIGURACIÓN MULTI-AD

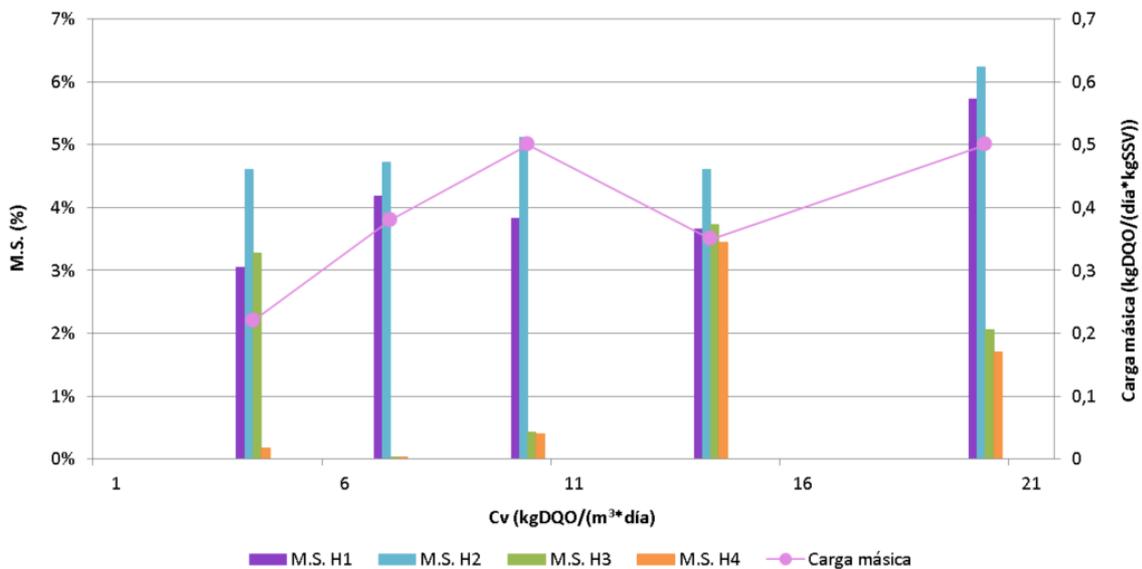
La característica más disruptiva del sistema Multi-AD es su configuración interna, la cual divide el cuerpo del reactor en cuatro cámaras. El objetivo de este diseño es que cada una de las cámaras se comporte como un reactor de mezcla completa, los cuáles, conectados en serie, tratan de asemejarse a uno flujo pistón (*Levenspiel, 1997*).

Teniendo en cuenta esta hipótesis, se llevó a cabo un análisis de la DQO filtrada y sólidos en suspensión de cada una de las cámaras a distintas  $C_v$ . La Figura 10 muestra cómo existe un descenso de la materia soluble al avanzar en las cámaras del reactor. Se observa, por tanto, que dentro del reactor se produce una conversión escalonada, cámara a cámara. Este hecho podría dar lugar a que, para un mismo volumen, el reactor Multi-AD tenga mejores tasas de degradación que un reactor mezcla completa tipo UASB.



**Figura 10.** DQO<sub>f</sub> en las cuatro cámaras del reactor con respecto a la carga volumétrica de estudio.

En esta misma línea, en la Figura 11 se observa que existe una concentración diferente de biomasa granular en las distintas cámaras. Especialmente interesante es la distribución de las mayores  $C_v$  en las que se observa el mismo perfil de a lo largo de altura del reactor Multi-AD que para la DQO filtrada.



**Figura 11.** Materia seca en las cuatro cámaras del reactor y carga másica con respecto a la carga volumétrica de estudio.

## 4.2. ESCENARIO BASE Y ESCENARIO MULTI-AD. COMPARACIÓN.

Los resultados obtenidos en la fase experimental dan pie al estudio de la integración de la solución tecnológica Multi-AD en la EDAR de la industria de conservas vegetales, en la cual degradación de la materia orgánica se lleva a cabo mediante un proceso biológico aerobio.

A pesar que los ensayos en continuo del reactor Multi-AD han mostrado altos rendimientos de degradación de la DQO, es importante tener en cuenta que estos procesos tienen una limitada capacidad tanto para la eliminación de nutrientes (*i.e.*, nitrógeno y fósforo) como para el afino de la materia orgánica en el efluente (*Carceller, 2005; van Lier et al, 2017*).

Es, por tanto, evidente que un tratamiento eficaz y eficiente de aguas residuales industriales con alta carga orgánica biodegradable con vertido a dominio público hidráulico debería ser llevado a cabo mediante la combinación sinérgica de los dos procesos biológicos de depuración:

- anaerobio, como tratamiento de desbaste y valorización de la materia orgánica en una fuente de energía como el biogás
- aerobio, como proceso de afino de la DQO y eliminación de los nutrientes para el cumplimiento de los límites establecidos en la autorización de vertido

Teniendo en cuenta estos hechos, se estudió la viabilidad de integrar el paquete tecnológico Multi-AD en la depuradora de la industria alimentaria, realizando la comparación entre dos escenarios: base-EDAR actual y Multi-AD (Figura 12).



**Figura 12.** Representación gráfica de los dos escenarios analizados: escenario base y Multi-AD.

### 4.2.1. ESCENARIO BASE – EDAR ACTUAL

La Figura 13 muestra detalladamente la línea de proceso de la EDAR y la implantación de los diferentes equipos en la instalación.

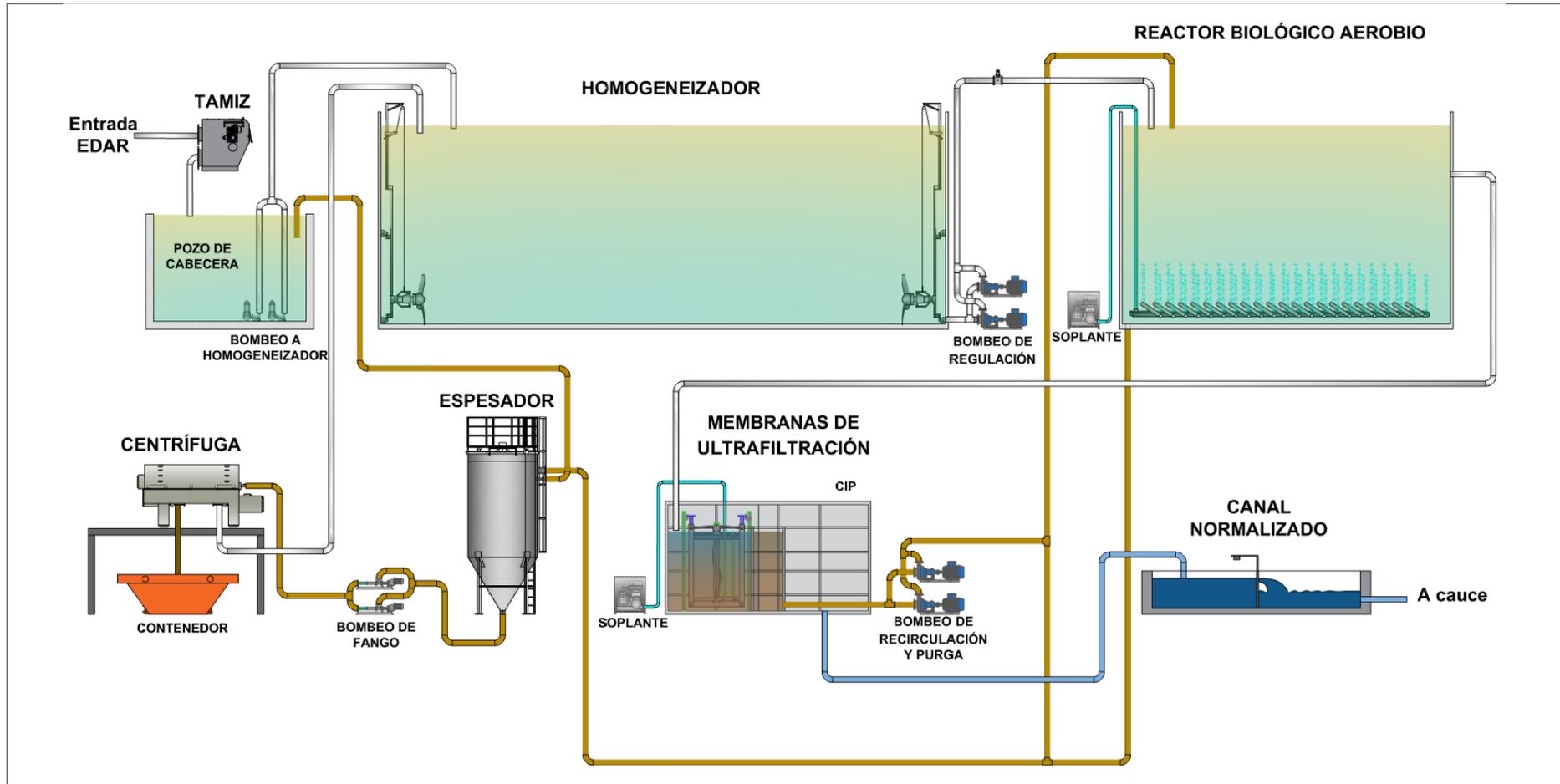


Figura 13. EDAR de la industria de conservas vegetales considerada como escenario base.

En líneas generales, la actual planta de tratamiento está constituida por una línea de agua, dotada de pretratamiento, tratamiento primario, y secundario. Las aguas residuales generadas llegan a la EDAR, donde mediante un tamiz rotativo se lleva a cabo la eliminación de los sólidos gruesos antes de entrar en el pozo de cabecera. A continuación, el vertido se conduce al homogeneizador, tanque de  $4.800 \text{ m}^3$  que confiere un tiempo de retención suficiente para conseguir una equalización del agua tanto en caudal como en carga contaminante.

Una vez homogeneizado, el vertido se bombea al tratamiento secundario, en el que se produce la degradación biológica de la materia orgánica en dos reactores aerobios de  $700$  y  $1.500 \text{ m}^3$ . El licor de mezcla sale del segundo de los reactores hacia el tanque de membranas que aloja tres módulos de membranas de ultrafiltración de fibra hueca, constituyendo un sistema de reactor biológico de membranas. Finalmente, el agua filtrada es vertida a dominio público hidráulico a través de un canal normalizado Parshall.

Por otra parte, la línea de fango está constituida por un espesador por gravedad y, posteriormente una deshidratación mecánica mediante decantador centrífugo. El lodo deshidratado se gestiona externamente para aplicación agrícola como enmienda orgánica.

#### 4.2.2. ESCENARIO MULTI-AD

El escenario Multi-AD está constituido por una línea de proceso que modifica la EDAR actual, integrando, posteriormente al homogeneizador, un reactor anaerobio de  $450 \text{ m}^3$ . Este reactor Multi-AD, diseñado para cargas volumétricas de  $20 \text{ kg/m}^3\cdot\text{día}$  y caudales diarios máximos de  $1.250 \text{ m}^3$ , permite el tratamiento de cargas orgánicas de hasta  $9 \text{ Tn DQO/día}$  con TRH mínimos de  $8,6$  horas.

Es importante destacar que no se considera que el reactor Multi-AD trate la totalidad del agua residual ya que, debido a los rendimientos de degradación (*i.e.*, altos de DQO y bajos de nitrógeno), se produciría un efluente anaerobio con ratios de  $\text{N/DQO} = 0,24$ . Vertidos con valores  $\text{N/DQO}$  superiores a  $0,10$  suponen un reto tecnológico para el cumplimiento de los límites de vertido a cauce público de nitrógeno ( $15 \text{ mg/L}$ ) mediante procesos biológicos.

Así, el efluente del reactor anaerobio se tratará mediante un proceso anóxico-aerobio, el cual permite la degradación conjunta de la materia orgánica y el nitrógeno para relaciones de  $\text{N/DQO}$  de  $0,10$ . Este proceso biológico se llevará a cabo siguiendo la configuración modificada de Ludzack-Ettinger (*Metcalf y Eddy, 1995*), conectando en serie los dos reactores existentes: anóxico de  $700 \text{ m}^3$  y aerobio de  $1.500 \text{ m}^3$ .

Teniendo en cuenta las cargas volumétricas convencionales para el diseño de este proceso ( $0,5-1,0 \text{ kg DQO/m}^3\cdot\text{día}$  y  $0,1 \text{ kg NO}_3^-/\text{kg SSV}\cdot\text{m}^3\cdot\text{día}$  (*Metcalf y Eddy, 1995*)), dichos reactores poseen los volúmenes suficientes para conseguir un tratamiento eficaz. Esto es, por una parte, por medio del proceso aerobio, se obtiene el afino de la DQO para el cumplimiento de los límites de vertido a dominio público (*i.e.*,  $125 \text{ mg/L}$ ), y por otra, mediante el proceso de nitrificación-desnitrificación se degrada el nitrógeno hasta concentraciones inferiores a  $15 \text{ mg/L}$ .

Por último, es reseñable señalar que, con el objeto que a la entrada del reactor anóxico la máxima relación  $\text{N/DQO}$  sea de  $0,1$ , se bypasea un caudal de agua residual bruta de

250 m<sup>3</sup>/día que asegure una suficiente concentración de materia orgánica para poder llevar a cabo el proceso de desnitrificación eficazmente.

#### 4.2.3. COMPARACIÓN ESCENARIO

La Tabla 7 muestra los caudales y características físico-químicas de las diferentes corrientes existentes en cada uno de los dos escenarios a estudio. Los valores de los parámetros del influente corresponden a las máximas concentraciones analizadas en el agua residual a lo largo de la pasada campaña de guisante.

<b>Tabla 7.</b> Características del agua residual en ambos escenarios a estudio						
Características	ESCENARIOS					
	Influente	BASE	MULTI-AD			
		Efluente EDAR	Efluente R.Multi-AD	Bypass - influente	Influente R.Anóxico	Efluente EDAR
Caudal (m <sup>3</sup> /día)	1.500	1.500	1.250	250	1.500	-
DQO (mgO <sub>2</sub> /L)	7.300	35	730	7.300	1.913	35
Carga orgánica (kgDQO/día)	10.950	-	913	1.825	2.738	-
NTK (mgN/L)	190	8,4	178	190	180	11
Carga de nitrógeno (kgN/día)	285	-	223	48	270	
N/DQO	0,026	-	0,244	0,026	0,099	-
P <sub>T</sub> (mgP/L)	11,5	0,5	10,5	11,5	10,6	1,9
P/DQO	0,002	-	0,014	0,002	0,006	-

Por un lado, en relación al escenario base, las concentraciones de DQO, nitrógeno y fósforo del efluente son valores medios determinados a lo largo del 2021 en la campaña a estudio. Por otro lado, respecto al escenario Multi-AD, se han tenido en cuenta los rendimientos determinados para Cv de 20 kg DQO/m<sup>3</sup>·día a lo largo de la experimentación. Las concentraciones del efluente del proceso anóxico-aerobio han sido determinadas teniendo en cuenta el conocimiento pre-existente de AEMA en la aplicación de esta tecnología en plantas de conservas vegetales.

Una vez definidas las características del agua en los diferentes escenarios se evaluaron teóricamente los consumos energéticos y generación de residuos (Tabla 8). Es importante indicar que este estudio se basa en ratios obtenidos de la bibliografía especializada.

Como se indica en la tabla siguiente, el escenario Multi-AD consigue unas potenciales reducciones en el consumo energético y en la generación de residuo. En concreto, en relación a la energía, el escenario base podría llegar a consumir 10.950 kWh/día (7,3 kWh/m<sup>3</sup>). Este consumo es principalmente como consecuencia de la alta demanda de los sistemas de aireación del proceso aerobio (*i.e.*, soplantes).

La introducción del tratamiento anaerobio en el escenario Multi-AD reduce notablemente el consumo energético hasta 4.387 kWh/día (2,9 kWh/m<sup>3</sup>). El reactor Multi-AD, como tecnología anaerobia, tiene consumos energéticos que podrían llegar a ser de hasta diez veces menores que los de un proceso de fangos activos convencionales. Además, el proceso anaerobio es capaz de valorizar la materia orgánica dando lugar a la producción de 2.300 m<sup>3</sup> de biogás. Este gas, con una riqueza en metano del 75%, supone una energía térmica potencial de

15.556 kWh, la cuál sería utilizada en buena parte para el mantenimiento de la temperatura de proceso.

**Tabla 8.** Consumos energéticos y de generación de residuos en ambos escenarios. (*Metcalfe y Eddy, 1995; van Lier et al, 2017; van Loosdrecht, 2017*).

Consumos	ESCENARIO					VARIACIÓN
	BASE	MULTI-AD				
	Aerobio	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Total	
Energía eléctrica consumida (kWh/kg DQO)	1,0	0,1	-	1,0	,	60%
Energía eléctrica consumida (kWh/kg N)	-	-	2,8	-	-	
Energía eléctrica total (kWh/día)	10.950	913	737	2.738	4.387	
Energía eléctrica (kWh/m <sup>3</sup> )	7,3	-	-	-	2,9	
Fango (kgDQOfango/kgDQO)	0,45	0,05		0,45	-	71%
Fango(kgSV/kgDQO)	0,70	-		0,70	-	
Fango (kgSV/kgN)		-	1,0			
Fango (kgSV/kgST)	0,85	-	0,85	0,85	-	
Fango(kgST/día)	8.232	762	310	2.058	2.368	
Fango (kgST/m <sup>3</sup> )	5,5	-	-	-	1,6	

Con respecto a la producción de residuos, los sistemas aerobios tienen una tasa de la biomasa alta, transformando la materia orgánica del agua residual en dióxido de carbono (45%) y en fango biológico (45%) (*Carceller, 2005*). En concreto los sistemas aerobios producen entre 3 y 6 kg de fango por kg de DQO que entra a la EDAR (*van Lier et al, 2017*). Este hecho da lugar a que en el escenario base se puedan llegar a producirse cerca de 8.232 kg ST/día (5,5 kg ST/m<sup>3</sup>).

Por el contrario, la producción de fangos en el escenario Multi-AD sería de 2.368 kg ST/día (1,6 kg ST/m<sup>3</sup>). Este hecho es principalmente debido a que los procesos anaerobios transforman mayoritariamente la materia orgánica en biogás (75-80%), siendo muy pequeña la generación de fango granular anaerobio ( $\leq 5\%$ ) (*Carceller, 2005*). En este punto, además hay tener en cuenta que la biomasa granular tiene un valor económico, con lo que los 762 kg ST/día podrían ser vendidos como inóculos para otras plantas.

Por último, es especialmente relevante poner en evidencia la importancia que actualmente tiene en la gestión de EDAR la reducción de las partidas ligadas a energía y residuos. Por una parte, los costes energéticos, con el precio actual de la energía, representan un porcentaje muy notable en los costes de explotación de una EDAR. Por otra parte, la gestión agrícola de fangos, con precios muy ligados al transporte y energía, y mayores restricciones legales está provocando que su importancia como partida en los costes de explotación se incremente significativamente.

## 5. CONCLUSIONES

El reactor Multi-AD puede ser considerado como una solución tecnológica viable para el tratamiento de aguas residuales procedentes de industrias de conservas vegetales. Rendimientos de degradación de la materia orgánica total y soluble superiores al 90% han sido alcanzados durante la operación en continuo del sistema anaerobio para cargas volumétricas de hasta 20 kg DQO/m<sup>3</sup>-día.

El diseño del reactor Multi-AD, compuesto por cuatro cámaras, ha mostrado interesantes resultados en relación a la degradación en cascada de la materia orgánica. Este hecho muestra una disrupción tecnológica con los sistemas anaerobios presentes en el mercado actualmente, los cuales se basan en reactores de mezcla completa. La configuración multi-etapa, más cercana a un reactor de flujo pistón que los sistemas comerciales, podría dar lugar al diseño de soluciones tecnológicas más eficientes para un mismo volumen.

La integración de la solución tecnológica Multi-AD dentro de una línea de proceso de una EDAR industrial debe tener en cuenta, además de la degradación de la materia orgánica, los bajos rendimientos en eliminación de nutrientes. Este hecho puede exigir la introducción de otros procesos de depuración de agua para el cumplimiento de los límites de vertido, como la nitrificación-desnitrificación o precipitación de fósforo.

Los prometedores resultados alcanzados en este TFG sugieren la necesidad de continuar la evaluación del reactor Multi-AD con el objeto de establecer su viabilidad con otras aguas residuales, así como determinar las máximas cargas volumétricas a las que puede trabajar eficazmente. Este último hecho tiene una importancia clave para la implantación comercial del sistema Multi-AD ya que la capacidad máxima de tratamiento influye directamente sobre la viabilidad económica de la solución tecnológica.

## REFERENCIAS

- Carceller J.M. (2005). Depuración anaerobia de aguas residuales. Su aplicación en la industria alimentaria. Tecnología del agua 8 páginas.
- Clesceri L., Greenberg A., Eaton A. (1998). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th Edition. American PublicHealthAsociation, American Water Works Association, Water EnvironmentFederation. 2.671 páginas.
- Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2000, por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas.
- Directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 24 de noviembre de 2010, sobre las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación).
- FoodDrinkEurope: Environmental Sustainability visión towards 2030, Achievements, Challenges and Opportunities, (2012). Disponible en: [www.fooddrinkeurope.eu](http://www.fooddrinkeurope.eu) (Acceso: Julio 2022).
- Giner G., Karlis P., Raukjaer K., Brinkmann T., Roudier S. (2019). Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Food, Drink and Milk Industries. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control). JRC Science for Policy. 820 páginas.
- Gujer W., Zehnder A.J.B. (1983) Conversion processes in anaerobic digestion. Water Science and Technology.41 páginas.
- Khanal S.K., Giri B., Nitayavardhana S., Gadhamshetty V. (2017). Current Developments in Biotechnology and Bioengineering. Elsevier: Amsterdam. 279 páginas.
- Levenspiel O. (1997). Ingeniería de las Reacciones Químicas. Editorial Reverté, S.A. 299 páginas.
- Metcal y Eddy, I. (1995). Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. McGraw-Hill. 1.485 páginas.
- Mourelatou A. (2018). Environmental Indicator Report 2018: In Support to the Monitoring of the Seventh Environment Action Programme. European Environment Agency. 34 páginas.
- Naciones Unidas. Objetivos de desarrollo sostenible. Disponible en: [www.un.org](http://www.un.org) (Acceso: Julio, 2022).
- Rinzema A. y Lettinga G. (1988) Anaerobic treatment of sulfate containing waste water. In Wise DL (Ed.), Biotreatment systems, Vol III, CRC Press Inc., Boca raton, USA, pp 65-109.
- Sanz J., Rodrigo J.C., Monge S., Van Geest J., Kiechle C. (2011). Proceso Biothane: Tratamiento anaeróbico de las aguas residuales de la industria cervecera con aprovechamiento energético del biogas. Cerveza y Malta. 4 páginas.

- Speece, R.E. (2008). *Anaerobic Biotechnology and Odor/Corrosion Control for Municipalities and Industries*. ArchaePress. 586 páginas.
- Valta K., Damala P., Panaretou V., Orli E., Moustakas K., Loizidou M. (2017). *Review and Assessment of Wastewater Treatment from Fruits and Vegetables Processing Industries in Greece*. Springer. 67 páginas.
- van Lier J. B., Mahmoud N. A., Zeeman G. (2017). *Anaerobic Wastewater Treatment*. En: López C.M., Buitrón, G., García H.A., Cervantes, F.J., Henze M., van Loosdrecht M., Ekama G.A., Brdjanovic D. (Eds.), *Biological Wastewater Treatment Principles, Modelling and Design*. (pp. 465-510). IWA Publishing.
- van Loosdrecht M. (2017). *Innovative Nitrogen Removal*. En: López C.M., Buitrón, G., García H.A., Cervantes, F.J., Henze M., van Loosdrecht M., Ekama G.A., Brdjanovic D. (Eds.), *Biological Wastewater Treatment Principles, Modelling and Design*. (pp. 157-174). IWA Publishing.
- Vitezova M., Kohoutova A., Vitez T., Hanisakova N., Kijlevych I. (2020). *Methanogenic Microorganisms in Industrial Wastewater Anaerobic Treatment Processes*. 29 páginas.

## ÍNDICE DE FIGURAS

**Figura 1.** Diagrama de las etapas de la digestión anaerobia. Adaptado de *van Lier et al, 2017*. 3

**Figura 2.** Balance comparativo de los procesos aeróbico y anaeróbicos de tratamiento de agua residual. Adaptado de *van Lier et al, 2017*. 4

**Figura 3.** Representación gráfica de los reactores anaerobios: (A) UASB, (B) EGSB y (C) IC®. Adaptado de *Vitezova et al, 2020*. 5

**Figura 4.** Planta piloto basada en la solución tecnológica Multi-AD. 9

**Figura 5.** Reactor Multi-AD, real (izquierda) y esquema interno (derecha). 10

**Figura 6.** P&ID de la planta piloto (AGIT = agitador; P = bomba; TT = sensor de temperatura; PHIT = sensor de pH; FIT = caudalímetro). 12

**Figura 7.** Evolución a lo largo del período experimental de los parámetros de proceso: (A) pH, (B), alcalinidad, (C) AGV y (D) DQO. 17

**Figura 8.** Evolución a lo largo del período experimental de los parámetros de caracterización físico-química del efluente anaerobio: (A) pH, (B) SST, (C) DQO, (D) DQOf, (E) NTK y (F) Fósforo. 18

**Figura 9.** Variación del caudal y composición del biogás en función de la  $C_v$  del reactor Multi-AD. 19

**Figura 10.**  $DQO_f$  en las cuatro cámaras del reactor con respecto a la carga volumétrica de estudio. 20

**Figura 11.** Materia seca en las cuatro cámaras del reactor y carga másica con respecto a la carga volumétrica de estudio. 20

**Figura 12.** Representación gráfica de los dos escenarios analizados: escenario base y Multi-AD. 21

**Figura 13.** EDAR de la industria de conservas vegetales considerada como escenario base. 22

## ÍNDICE DE TABLAS

**Tabla 1.** Características operacionales de los reactores UASB, EGSB y IC® (*Carceller, 2005, Vitezova et al., 2020*). 6

**Tabla 2.** Características físico químicas de las muestras recogidas del agua residual a tratar. 8

**Tabla 3.** Dimensiones generales del reactor Multi-AD. 10

**Tabla 4.** Parámetros físico-químicos determinados en las aguas residuales, técnica analítica y procedimientos seguidos. 13

**Tabla 5.** Plan analítico de la línea de agua. 14

**Tabla 6.** Plan analítico de la línea de gas. 14

**Tabla 7.** Características del agua residual en ambos escenarios. 24

**Tabla 8.** Consumos energéticos y de generación de residuos en ambos escenarios. (*Metcalf y Eddy, 1995; van Lier et al, 2017; van Loosdrecht, 2017*). 25

## ÍNDICE DE ECUACIONES

**Ecuación 1.** Caudal de alimentación al reactor Multi-AD. 15

## LISTADO DE ABREVIATURAS

AGV	Ácidos grasos volátiles
AyG	Aceites y grasas
CE	Conductividad eléctrica
CH <sub>4</sub>	Metano
Cl <sup>-</sup>	Cloruro
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
Cv	Carga volumétrica
DBO <sub>5</sub>	Demanda biológica de oxígeno
DQO	Demanda química de oxígeno
DQO <sub>f</sub>	Demanda química de oxígeno filtrada
EDAR	Estación depuradora de aguas residuales
H <sub>2</sub> S	Ácido sulfhídrico
MS	Materia seca
MTD	Mejores técnicas disponibles
N	Nitrógeno
NTK	Nitrógeno total kjeldahl
O <sub>2</sub>	Oxígeno
ODS	Objetivos de desarrollo sostenible
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	Fosfato
PYMES	Pequeñas y medianas empresas
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	Sulfato
SST	Sólidos en suspensión totales
SSV	Sólidos en suspensión volátiles
TRH	Tiempo de retención hidráulica
TRL	Tiempo de retención de lodos
UE	Unión Europea

## ANEXOS